

WIENER MITTEILUNGEN

WASSER • ABWASSER • GEWÄSSER

Stickstoffentfernung mit Biofiltern

Brigitte Nikolavcic

Band 172 - Wien 2002

WIENER MITTEILUNGEN

WASSER • ABWASSER • GEWÄSSER

Band 172

Stickstoffentfernung mit Biofiltern

Brigitte Nikolavcic

Herausgeber
Prof. Dipl.Ing. Dr. H. Kroiß
Technische Universität Wien
Institut für Wassergüte
und Abfallwirtschaft

Dissertationsschrift zur Erlangung des akademischen Grades
eines Doktors der technischen Wissenschaften
an der Technischen Universität Wien, Fakultät für Bauingenieurwesen



Institut für Wassergüte
und Abfallwirtschaft
TU- Wien

Karlsplatz 13 / 226
1040 Wien

Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft
Karlsplatz 13/226; 1040 Wien
Tel: + 43 1 58801 - 22611
Fax: + 43 1 58801 - 22699
Mail: iwag@iwag.tuwien.ac.at

Alle Rechte vorbehalten.
Ohne Genehmigung der Herausgeber ist es nicht gestattet,
das Buch oder Teile daraus zu veröffentlichen
© Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft TU-Wien, 1999

Druck: Riegelnik
1080, Piaristengasse 19

ISSN 0279 - 5349
ISBN 3 - 85234 - 063 - 2

Kurzfassung

Das Biofilterverfahren ist ein relativ neues Verfahren zur Abwasserreinigung. Biofilteranlagen zeichnen sich durch hohe Raumumsatzraten aus. Dieses Spezialverfahren wird daher vor allem in Fällen angewendet, in denen die für konventionelle Verfahren erforderlichen Flächen nicht zur Verfügung stehen.

In der Literatur sind noch nicht viele gut ausgewertete Betriebsergebnisse von Großanlagen zu finden. Anhand von Versuchen im halbtechnischen Maßstab und theoretischen Überlegungen werden die Möglichkeiten der Stickstoffentfernung über Nitrifikation und Denitrifikation in einer zweistufigen Biofilteranlage untersucht.

Die Nitrifikation ist von vielen Umweltparametern beeinflusst, die zum Teil nicht unabhängig voneinander untersucht werden können. Der Einfluss der Sauerstoffkonzentration im Filterbett, der Temperatur und der Vorbelastung auf die maximale Nitrifikationsleistung wurde ermittelt. Wird die maximale Nitrifikationsleistung überschritten, so steigt die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf unmittelbar an und es kommt auch zu erhöhten Werten für $\text{NO}_2\text{-N}$.

Anhand von Massenbilanzen werden die maßgebenden Stoffströme für CSB und Stickstoff erkannt und für eine Beurteilung des Verfahrens herangezogen. Die Stickstoffentfernung in zweistufigen Biofilteranlagen wird maßgebend von den Bedingungen geforderter Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung, Temperatur, Abwasserzusammensetzung und -konzentration und Art der Schlammbehandlung (Stickstoffrückflüsse aus der Schlammbehandlung) geprägt. Unter günstigen Randbedingungen kann das zweistufige Biofilterverfahren eine sinnvolle Lösung darstellen.

Abstract

For means of wastewater treatment, biological activated filtration (BAF) is a comparatively new process. Due to high reaction rates the required reactor volumes are small compared to the conventional activated sludge process. That's why this process is particularly interesting in case of limited space conditions.

Only few operational data and results from full-scale plants are published. Based on operational results from a pilot-plant on semi-technical scale on one hand and theoretical considerations on the other hand, investigations on nitrogen removal by means of nitrification and denitrification are carried out.

The effect of different operating conditions on the performance of nitrification cannot always be investigated without interference. It was possible to estimate the influence of oxygen concentration in the bulk liquid, temperature and the mean nitrogen load. If the nitrogen load exceeds the actual nitrification capacity of the reactor, a rapid increase in the $\text{NH}_4\text{-N}$ and $\text{NO}_2\text{-N}$ concentrations in the effluent occurs.

Based on mass balances, the key fluxes of COD and nitrogen are identified and used for assessing the process. Nitrogen removal in two stage biofilter plants is significantly influenced by different conditions like required efficiency of nitrogen removal, temperature, wastewater composition and concentration and the applied process of sludge treatment (nitrogen load in the reject water). Under favour conditions, the two-stage BAF process can be an appropriate solution for the treatment of municipal wastewater.

Inhalt

1	<u>EINLEITUNG</u>	1
1.1	VORBEMERKUNGEN	1
1.2	ZWEISTUFIGE ABWASSERREINIGUNG MIT NITRIFIKATION IM BIOFILM	1
1.3	GESETZLICHE ANFORDERUNGEN.....	4
1.4	MOTIVATION.....	6
2	<u>ABWASSERREINIGUNG IM BIOFILM</u>	8
2.1	ALLGEMEINES ZUR ABWASSERREINIGUNG IM BIOFILM	8
2.2	EINFACHE STATIONÄRE MODELLE FÜR BIOFILME.....	9
2.2.1	EINFACHE KINETIK - UMSATZRATE REAKTION 1. ORDNUNG	12
2.2.2	EINFACHE KINETIK - UMSATZRATE REAKTION 0. ORDNUNG	14
2.2.3	MONOD-KINETIK	15
2.2.4	LAMINARE GRENZSCHICHT ZWISCHEN ABWASSER UND BIOFILM	16
2.2.5	TEMPERATURABHÄNGIGKEIT DER UMSATZRATE.....	16
2.2.6	LIMITIERENDES SUBSTRAT FÜR DICKE BIOFILME.....	19
2.2.7	BIOMASSE IN KONKURRENZ – DER NITRIFIZIERENDE BIOFILM.....	24
2.2.8	GRENZEN DES EINFACHEN MODELLS.....	30
2.3	MASSENBIANZEN	33
2.4	NITRIFIKATION IM BIOFILTER	36
2.4.1	ABWASSERZUSAMMENSETZUNG.....	40
2.4.1.1	Abbau von CSB und Nitrifikation in einem Reaktor	42
2.4.1.2	Hydrolyse von Feststoffen.....	43
2.4.2	LUFTBEAUFSCHLAGUNG UND HYDRAULISCHE BESCHICKUNG – TURBULENZ UND SAUERSTOFFAUSNUTZUNG	44
2.4.3	TEMPERATUR	49
2.4.4	NITRIT	51
2.4.5	VORBELASTUNG / BELASTUNGSSCHWANKUNGEN	53
2.4.5.1	Belastungsschwankungen für ein Biomasseelement	56
2.4.5.2	Belastungsschwankungen für den Reaktor.....	58
2.4.6	SPÜLUNG	61
2.4.6.1	Schlammproduktion	61
2.4.6.2	Spülwasserbedarf.....	63
2.4.6.3	Einfluss der Spülung auf die Reinigungsleistung.....	65
2.4.7	BETRIEBSPROBLEME – BLÄH-SCHLAMM, SCHWIMMSCHLAMM UND SCHAUM?..	66
2.4.8	BEMESSUNG VON BIOFILTERN	67
2.4.8.1	Hydraulische Beaufschlagung und Raumumsatzleistung.....	67
2.4.8.2	Belüftung.....	72
3	<u>PILOTVERSUCHE ZUR ZWEISTUFIGEN BIOFILTRATION</u>	75
3.1	BESCHREIBUNG DER VERSUCHSANLAGE	75
3.1.1	ANLAGENKONFIGURATION	75
3.1.2	ABWASSERBESCHAFFENHEIT	77
3.1.3	BETRIEBSBEDINGUNGEN.....	78
3.1.4	MESSPROGRAMM	80

3.2	ERGEBNISSE DER ZWEISTUFIGEN BIOFILTRATION	81
3.3	NITRIFIKATIONSLEISTUNG IM BIOFILTER.....	86
3.3.1	ABWASSERZUSAMMENSETZUNG.....	86
3.3.2	LUFTBEAUFSCHLAGUNG, TURBULENZ UND SAUERSTOFFAUSNUTZUNG	87
3.3.2.1	Einfluss des Sauerstoffgehalts auf die maximale Nitrifikationsleistung	88
3.3.2.2	Abschätzung der Sauerstoffzufuhr über den Restsauerstoffgehalt in der Abluft	94
3.3.3	TEMPERATUR	100
3.3.4	NITRIT	102
3.3.5	VORBELASTUNG / BELASTUNGSSCHWANKUNGEN	109
3.3.6	SPÜLUNG	114
3.3.7	BETRIEBSPROBLEME	118
3.4	MASSEN-BILANZEN DER PARAMETER CSB UND STICKSTOFF.....	118
3.4.1	SYSTEMGRENZEN – STOFFE, SCHNITTSTELLEN UND ZEIT	118
3.4.2	CSB-BILANZEN.....	121
3.4.2.1	Denitrifikationsstufe.....	122
3.4.2.2	Nitrifikationsstufe.....	133
3.4.2.3	Zweistufige Biofiltration	135
3.4.2.4	Stabilisierung des Spülschlammes	137
3.4.3	STICKSTOFF-BILANZEN.....	140
3.4.3.1	Denitrifikationsstufe.....	141
3.4.3.2	Nitrifikationsstufe.....	142
3.4.3.3	Zweistufige Biofiltration	143
3.4.4	CSB-BILANZ UND STICKSTOFFENTFERNUNG	146
3.4.4.1	Stickstoff im Klärschlamm.....	146
3.4.4.2	Stickstoffentfernung durch Denitrifikation	148
3.4.4.3	Beurteilung des Verfahrens (mit Schlammbehandlung).....	150
3.5	PHOSPHORENTFERNUNG.....	159
4	<u>ANWENDUNG DER BILANZIERUNG BEI TECHNISCHEN ANLAGEN</u>	164
5	<u>ZUSAMMENFASSUNG</u>	167
5.1	PILOTVERSUCHE IM HALBTECHNISCHEN MAßSTAB	167
5.2	NITRIFIKATION	169
5.3	DENITRIFIKATION	172
5.4	STICKSTOFFENTFERNUNG IN DER ABWASSERREINIGUNGSANLAGE.....	173
6	<u>LITERATUR</u>	176

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1: Entscheidungsweg beim Ausbau von Belebungsanlagen für Nährstoffentfernung. Aus Hofer (1996).....	4
Abbildung 2: Idealisierter Biofilm.....	10
Abbildung 3: Konzentrationsverläufe für einen abbaubaren Stoff (Edukt), einen inerten Stoff und ein Abbauprodukt.....	12
Abbildung 4: Konzentrationsprofile für zwei verschiedene Edukte in einem Biofilm. Es werden unterschiedliche limitierende Situationen dargestellt. Aus Gujer (1991).....	19
Abbildung 5: Konzentrationsverlauf im Biofilm bei 3-Stoff-Diffusion und Reaktionen 0. Ordnung. Es werden gelöster Sauerstoff (S_O), gelöste abbaubare organische Verbindungen (S_S) und Ammonium (S_N) berücksichtigt. Aus Harremoës (1982).....	26
Abbildung 6: Rührkessel als exemplarischer Idealreaktor.....	34
Abbildung 7: Verfahrensführung für den Einsatz der Biofiltration zur Nitrifikation als biologische Hauptstufe.....	39
Abbildung 8: Verfahrensführung für den Einsatz der Biofiltration als nachgeschaltete Reinigung.....	40
Abbildung 9: Theoretische Abschätzung der Nitritkonzentration für Gleichgewichtszustände an der Oberfläche des Biofilms und praktische Ergebnisse von Tropfkörperversuchen. Aus Gujer und Boller (1986).....	52
Abbildung 10: Exemplarische NH_4 -N-Konzentrations-Ganglinie und Tagesmittelwert im Ablauf einer Biofilteranlage. Trotz Einhaltens des Emissionswertes treten bei kurzfristiger Überlastung sehr hohe Konzentrationen auf.....	54
Abbildung 11: Ablaufkonzentrationen von Pilot-Biofiltern, die mit gleicher mittlerer Belastung jedoch unterschiedlicher Schwankung der Ammonium-Fracht betrieben wurden. LV – low variation filter, NV – normal variation filter. Aus Le Tallec et al. (1997).....	59
Abbildung 12: Maximale Ammonium-Umsatzrate in Abhängigkeit der mittleren Belastung (bei praktisch vollständiger Nitrifikation). Aus Le Tallec et al. (1997).....	60
Abbildung 13: Vorbelastung und maximale NH_4 -N-Umsatzrate. Aus Tränckner (1999).....	61
Abbildung 14: Verfahrensschema der Pilotanlage Wien-Blumental, incl. Probenahme- und Dosierstellen.....	75
Abbildung 15: Ganglinie für den Zulauf zur Biofilteranlage. Mittlere Zulaufmenge 1,6 m ³ /h (9.3. – 26.3.1998), bzw. 1,1 m ³ /h (27.3. – 31.5.1998).....	80
Abbildung 16: CSB-Raubelastung und Ablaufkonzentration. Vergleich der Versuchsergebnisse mit Werten von Canler und Perret (1994).....	84
Abbildung 17: CSB-Raubelastung und Ablaufkonzentration. Vergleich der Versuchsergebnisse mit Werten von Pujol et al. (1994).....	85
Abbildung 18: Nitrifikationsrate bei unterschiedlichen Sauerstoff-Konzentrationen im Filterbett.....	90
Abbildung 19: Maximale Nitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration im Filterbett. Berechnung mit unterschiedlichen Annahmen für die Kohlenstoffatmung.....	93
Abbildung 20: Schematische Darstellung einer Gasbilanz.....	94
Abbildung 21: Abluftmessung 1. Zugeführte Sauerstofffracht ($OC_{BETRIEB}$), aufgeteilt auf O ₂ -Fracht im Ablauf des Nitrifikationsfilters (DO-Fr), Stickstoffatmung OVN und Kohlenstoffatmung (OVC). Temperatur 16 – 17,5 °C, Filtergeschwindigkeit 13,5 m/h.....	97
Abbildung 22: Abluftmessung 1. Sauerstoffzufuhr und –verbrauch pro m ² Filterfläche. Temperatur 16 – 17,5 °C, Filtergeschwindigkeit 13,5 m/h.....	97
Abbildung 23: Abluftmessung 2. Sauerstoff- und CO ₂ –Gehalte in der Abluft des Nitrifikationsfilters (27.05.-29.05.1998).....	99
Abbildung 24: Abluftmessung 2. Zugeführte Sauerstofffracht ($OC_{BETRIEB}$), aufgeteilt auf DO-Fracht im Ablauf des Nitrifikationsfilters (DO-Fr), Stickstoffatmung (OVN) und Kohlenstoffatmung (OVC). Temperatur 18 – 21 °C, Filtergeschwindigkeit 4 - 14 m/h.....	99
Abbildung 25: Vergleich der Mittelwerte der maximalen Umsatzrate der Periode I (15,9 °C) und der Periode II (19,2 °C) mit Literaturangaben von $k_T=0,044 K^{-1}$ (Paffoni et al., 1990) bzw. $0,03 K^{-1}$ (Tschui et al., 1994).....	102
Abbildung 26: Periode I (17 – 21 °C) – NO ₂ -N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der NH_4 -N-Konzentration.....	104

Abbildung 27: Perioden II und III (14 – 18 °C) – NO ₂ -N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der NH ₄ -N-Konzentration.	105
Abbildung 28: Periode I (17 – 21 °C) – NO ₂ -N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der aktuellen NH ₄ -N-Umsatzrate.	106
Abbildung 29: Perioden II und III (14 – 18 °C) – NO ₂ -N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der aktuellen NH ₄ -N-Umsatzrate.	106
Abbildung 30: Zulaufwassermengen beim Anfahren der Anlage nach 3 Wochen Betriebsstillstand.	108
Abbildung 31: NH ₄ -N- und NO ₂ -N-Konzentrationen im Ablauf beim Anfahren der Versuchsanlage nach 3 Wochen Betriebsstillstand.	108
Abbildung 32: Maximale Umsatzrate bei Spitzenbelastung in Abhängigkeit der NH ₄ -N-Vorbelastung, Vergleich der Perioden I bis IV mit Ergebnissen von Le Tallec et al. (1997).	111
Abbildung 33: Maximale Umsatzrate bei Spitzenbelastung in Abhängigkeit der NH ₄ -N-Vorbelastung, Vergleich der Perioden I bis IV mit Ergebnissen von Tränckner (1999).	111
Abbildung 34: Vergleich der nitrifizierten NH ₄ -N-Fracht (10-Tages-Mittelwert) mit der Nitrifikationskapazität des Spülschlammes (10-Tages-Mittelwert). Aus (Schweighofer et al., 2000).	115
Abbildung 35: Ganglinie der täglich ausgespülten Masse an Nitrifikanten (als CSB) – Rechenwerte aus der Massenbilanz für XA und 10-Tagesmittelwerte der aus dem Sauerstoffverbrauch ermittelten Frachten. Aus Schweighofer et al. (2000).	117
Abbildung 36: Bilanzräume der Versuchsanlage Wien-Blumental.	120
Abbildung 37: Wochenmittelwerte der CSB-Frachten in Zu- und Ablauf der Denitrifikationsstufe für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).	123
Abbildung 38: Ganglinie für NO ₃ -N-Konzentrationen im Ablauf der Denitrifikationsstufe, NO ₃ -N- und DO-Konzentrationen im Rezirkulationsstrom.	125
Abbildung 39: Gegenüberstellung von Raumbelastung und Atmung für den Denitrifikationsreaktor, resp. Verhältnis von Atmung zur CSB-Fracht im vorgeklärten Abwasser.	126
Abbildung 40: Erhöhung des Sauerstoffverbrauchs im Denitrifikationsreaktor in Abhängigkeit der Ethanoldosierung (als CSB).	131
Abbildung 41: Wochenmittelwerte der CSB-Frachten in Zu- und Ablauf der Nitrifikationsstufe für die Versuchsperiode 1.	134
Abbildung 42: Wochenmittelwerte der CSB-Frachten in Zu- und Ablauf der zweistufigen Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).	136
Abbildung 43: Verlauf des Feststoffgehalts und des CSB bei aerober Stabilisierung im Batch-Versuch.	139
Abbildung 44: Verlauf der Stickstofffraktionen TKN und oxidierter Stickstoff bei aerober Stabilisierung im Batch-Versuch.	139
Abbildung 45: Wochenmittelwerte der Stickstofffrachten in Zu- und Ablauf der Denitrifikationsstufe der zweistufigen Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).	142
Abbildung 46: Wochenmittelwerte der Stickstofffrachten der Nitrifikationsstufe der Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).	143
Abbildung 47: Wochenmittelwerte der Stickstofffrachten der Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).	144
Abbildung 48: Wochenmittelwerte für den Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).	145
Abbildung 49: Verfügbare Denitrifikationsatmung in Abhängigkeit des Rezirkulationsverhältnisses. Annahmen: 9 mg DO/L in der Rezirkulation, 3 mg TKN/L im Ablauf.	150
Abbildung 50: Abschätzung der EW-spezifischen Stickstoffentfernung in Abhängigkeit des Abwasseranfalls und des Rezirkulationsverhältnisses. Annahmen: 9 mg DO/L in der Rezirkulation, 3 mg TKN/L im Ablauf. N im Schlamm 4 g/(EW.d) resp. 1,5 g/(EW.d).	151
Abbildung 51: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung in Abhängigkeit des Abwasseranfalls und des Rezirkulationsverhältnisses. Annahmen: 9 mg DO/L in der Rezirkulation, 3 mg TKN/L im Ablauf. N im Schlamm 4 g/(EW.d) resp. 1,5 g/(EW.d).	152
Abbildung 52: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichem N/CSB-Verhältnis für 18 °C und für 12 °C. Abwasseranfall 270 L/(EW.d).	154

Abbildung 53: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichem N/CSB-Verhältnis für 18 °C und für 12 °C. Abwasseranfall 150 L/(EW.d).....	154
Abbildung 54: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten im Rezirkulationsstrom und hohem spezifischen Abwasseranfall von 270 L/(EW.d) bei optimalem Rezirkulationsverhältnis.....	156
Abbildung 55: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten im Rezirkulationsstrom und geringen spezifischen Abwasseranfall von 150 L/(EW.d).....	157
Abbildung 56: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei 5,5 % CSB-Dosierung bei verringertem Sauerstoffgehalt im Rezirkulationsstrom (4,5 mg/L) und hohem spezifischen Abwasseranfall von 270 L/(EW.d).....	158
Abbildung 57: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei 5,5 % CSB-Dosierung bei verringertem Sauerstoffgehalt im Rezirkulationsstrom (4,5 mg/L) und geringem spezifischen Abwasseranfall von 150 L/(EW.d).....	159
Abbildung 58: Mittelwerte und Maximalwerte der Ablaufkonzentrationen von PO ₄ -P bei unterschiedlichen Fällmittelgehalten.....	162

TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 1: Emissionswerte für Kläranlagen der Größenklasse III nach 1. AEV _k (1996b).....	5
Tabelle 2: Anforderungen an Abwasseremissionen nach EU-Direktive 91/271/EWG. Anzuwenden ist die Konzentration ODER die prozentuale Mindestverringerung.....	6
Tabelle 3: Leistungsbeeinflussende Faktoren für Biofilmsysteme. In Anlehnung an Boller et al. (1994).	9
Tabelle 4: Theoretische Temperaturabhängigkeit der Umsatzrate für unterschiedliche limitierende Situationen.....	17
Tabelle 5: Temperaturabhängigkeit von Biofilmsystemen nach Siegrist und Gujer (1998).....	18
Tabelle 6: Charakteristische Zeiteinheiten unterschiedlicher Prozesse.....	30
Tabelle 7: Vorbelastung und maximale Umsatzrate eines nachgeschalteten Biofilters zur Nitrifikation. Aus Barjenbruch et al. (2000).....	60
Tabelle 8: Mittlere Beaufschlagungen während der Spülung. Nach Canler und Perret (1994).....	64
Tabelle 9: Filtergeschwindigkeit v_F und maximale (!) Raumbelastungen B_R zur Bemessung von Biofiltern des Typs Biofor. Nach Peladan et al. (1997b).....	71
Tabelle 10: Raumumsatzleistungen von Biofiltern. Aus ATV (2000a).....	72
Tabelle 11: Kenngrößen der Filtrationseinheiten.....	76
Tabelle 12: Abwasserzusammensetzung im Zulauf zur Versuchsanlage und im Vergleich mit typischen Werten.	78
Tabelle 13: Betriebsbedingungen Pilotanlage Wien-Blumental.....	79
Tabelle 14: Messprogramm der Routineanalytik und Probenhäufigkeit.....	81
Tabelle 15: Online-Monitore im Dauerbetrieb.....	81
Tabelle 16: Ergebnisse für CSB-abbauende Biofiltrationsanlagen, bei Raumbelastungen zwischen 3,5 und 11,9 kg CSB/(m ³ .d), ohne Angabe der Temperatur. Aus Canler und Perret (1994).....	82
Tabelle 17: Ergebnisse der Denitrifikationsstufe für die Periode I (ohne Dosierung von externem CSB).....	83
Tabelle 18: Ergebnisse der Nitrifikationsstufe für die Perioden I (ohne Dosierung von externem CSB), II, III und IV.....	84
Tabelle 19: Betriebsbedingungen für den Nitrifikations-Biofilter.....	87
Tabelle 20: Betriebseinstellungen während der Versuche mit erhöhtem Sauerstoffgehalt. Temperatur 19 – 20 °C.	90
Tabelle 21: Nitrifikation - Betriebsbedingungen für die Perioden I und II.....	101
Tabelle 22: N-Maximalumsätze in den Perioden I und II. Quelle NH ₄ -N-Monitore.....	101
Tabelle 23: Ammonium-Belastung, -Umsatzraten und Ablaufkonzentrationen für anorganischen Stickstoff in den Tagesmischproben für die Perioden I bis IV.....	103
Tabelle 24: Schwankungsbreite der nitrifizierten Stickstofffracht in den Perioden I bis IV. Datenquelle Online-NH ₄ -N-Monitore.	110

Tabelle 25: Belastung und mittlere Sauerstoffverbrauchsrate für die Denitrifikationsstufe im Betrieb ohne externe CSB-Quellen und bei Nitrat-Überschuss	125
Tabelle 26: Frachten des gelösten CSB in Zu- und Ablauf des Denitrifikationsreaktors	127
Tabelle 27: Vergleich des Spülschlammanfalles der Denitrifikationsstufe mit „theoretischen“ Werten auf Basis von unterschiedlichen angenommenen Netto-Ausnutzungskoeffizienten	128
Tabelle 28: Belastung und mittlere Sauerstoffverbrauchsrate für den Denitrifikationsreaktor im Betrieb mit externer CSB-Quelle (Ethanol), Perioden mit Nitrat-Überschuss und teilweise Nitrat-Limitierung.....	130
Tabelle 29: Frachten des gelösten CSB in Zu- und Ablauf des Nitrifikationsreaktors.....	135
Tabelle 30: Wirkungsgrad des Abbaus bzw. der Umwandlung von Schlammparametern bei der aeroben Stabilisierung, Mittelwerte aus jeweils 4 Parallelversuchen.....	140
Tabelle 31: Mittlere einwohnerwertspezifische N-Frachten im ausgefaulten Klärschlamm in Abhängigkeit von verschiedenen verfahrenstechnischen Stufen der Schlammbehandlung. Aus Kühn (1999).....	148
Tabelle 32: Phosphorkonzentrationen in den Tagesmischproben, ohne bzw. mit Vorfällung.....	161
Tabelle 33: CSB-Konzentrationen in Zu- bzw. Ablauf der Vorklämung, mit bzw. ohne Vorfällung.....	163
Tabelle 34: Typische Abwasserkonzentrationen der Kläranlage VEAS 1998, Sagberg und Berg (2000)	165

ABKÜRZUNGEN UND SYMBOLE

A	[m ²]	Netto-Filterfläche
AFS	[mg/L]	Abfiltrierbare Stoffe
b _A	[d ⁻¹]	autotrophe Zerfallrate (Nitrifikation)
B	[kg/h]	Bemessungsfracht
B _R	[kg/(m ³ .d)]	Raumbelastung
B _{R,N}	[kg/(m ³ .h)]	Bemessungs-Raumumsatzleistung
BSB ₅	[mg/L]	Biochemischer Sauerstoffbedarf
CSB	[mg/L]	Chemischer Sauerstoffbedarf
c _X	[mg/L]	aktuelle Sauerstoffkonzentration
D	[m ² /d]	Diffusionskoeffizient
D _X	[d ⁻¹]	Schlammabzugsrate
d _{lam}	[m]	Dicke der laminaren Grenzschicht im Wasserfilm
DO	[mg/L]	gelöster Sauerstoff
EW		Einwohnerwert
f _S	[g/g]	Sauerstoffverbrauch je abgebautes organisches Substrat
f _N	[g/g]	Sauerstoffverbrauch je nitrifizierter Stickstoff
H	[m]	Filterbetthöhe
iRZ	[%]	Rezirkulationsverhältnis
k _f	[m/s]	Stoffaustauschkoeffizient im Wasserfilm
k _{l,a}	[h ⁻¹]	Belüftungskoeffizient
k _S	[d ⁻¹]	Reaktionsgeschwindigkeit
k _T	[K ⁻¹]	Temperaturkoeffizient (Arrheniuskoeffizient)
K _{NH4}	[mg/L]	Halbsättigungskonzentration für NH ₄ -N
K _{NO2-N}	[mg/L]	Halbsättigungskonzentration für NO ₂ -N
L	[m]	Biofilmdicke
N _{nitr-Fr}	[kg/h]	zu nitrifizierende Stickstofffracht
N(x)	[g/(m ² .d)]	Stofffluss an der Stelle x (im Biofilm)
NH ₄ -N	[mg/L]	Ammonium-Stickstoff
NO ₃ -N	[mg/L]	Nitrat-Stickstoff

NO ₂ -N	[mg/L]	Nitrit-Stickstoff
NO _x -N	[mg/L]	oxidierter Stickstoff
OC	[g/h]	Sauerstoffzufuhrfracht
OC _{spez}	[g/(m ³ .h)]	auf das Füllvolumen bezogene (spezifische) Sauerstoffzufuhr
OFB _{NK}	[m/h]	Oberflächenbeschickung Nachklärbecken
OV	[mg/(L.h)]	Sauerstoffverbrauchsrate („Atmung“)
OV _R	[kg/(m ³ .h)]	auf das Reaktorvolumen bezogener Sauerstoffverbrauch
OV _E	[kg/(m ³ .h)]	auf das Reaktorvolumen bezogener Sauerstoffverbrauch zur endogenen Atmung
OV _{spez,i}	[kg/kg]	spez. Sauerstoffbedarf für die i. Reaktion
OVC _{DO}	[kg/(m ³ .d)]	Aerobe Kohlenstoffatmung
OVC _{gesamt}	[kg/(m ³ .d)]	Aerobe und anoxische Kohlenstoffatmung
OVD	[kg/(m ³ .d)]	Anoxische Kohlenstoffatmung (Nitratatmung)
oTS	[g/L]	organischer Trockensubstanzgehalt, Glühverlust
p	[Pa]	Partialdruck
PO ₄ -P	[mg/L]	Phosphat-Phosphor
pH	-	pH-Wert
Q	[m ³ /h]	Volumenstrom
Q _{BF}	[m ³ /h]	Zulaufvolumenstrom zur Biofilteranlage
q _L	[m ³ /(m ² .h)]	Leerrohrgeschwindigkeit Prozessluft (Luftbeaufschlagung)
Q _L	[m ³ /h]	Luftvolumenstrom (Prozessluft)
r _V	[g/(m ³ .d)]	volumenbezogene Umsatzrate
r _A	[g/(m ² .d)]	flächenbezogene Umsatzrate
r _{DO}	[g/(m ³ .d)]	Sauerstoffverbrauchsrate
s	[-]	dimensionsloser Parameter (relative Stoffkonzentration im Biofilm)
S	[mg/L]	Stoffkonzentration (allgemein)
S*	[mg/L]	Konzentration eines Stoffes an der Biofilmoberfläche
S _{bulk}	[mg/L]	Konzentration eines Stoffes in der flüssigen Phase
S _{DO,sätt}	[mg/L]	Sauerstoffsättigungskonzentration
SK	[mmol/L]	Säurekapazität
SS	[mg/L]	Schwebstoffe
Su	[mg/L]	Stoffkonzentration an der Unterlage des Biofilms
T	[°C]	Temperatur
T _L	[K]	Lufttemperatur (absolut)
TKN	[mg/L]	Kjeldahl-Stickstoff
TN	[mg/L]	Gesamt-Stickstoff
TOC	[mg/L]	Gesamter organisch gebundener Kohlenstoff
TS	[g/L]	Schlamm-trockensubstanzgehalt
t _{H,VK}	[h]	Aufenthaltszeit im Vorklärbecken
V	[m ³]	Volumen
v _F	[m/h]	Filtergeschwindigkeit
V _N	[m ³]	Reaktionsraum der Nitrifikationsstufe
X _A	[kg/m ³]	Konzentration der autotrophen Biomasse
X _H	[kg/m ³]	Konzentration der heterotrophen Biomasse
X _{GES}	[kg/m ³]	Konzentration der gesamten Biomasse
Y _{H,OBS}	[g/g]	Netto-Ausnutzungskoeffizient
α	[-]	dimensionslose Biofilmkonstante für Reaktion 1. Ordnung
β	[-]	Hilfsgröße „wirksame Tiefe“ des Biofilms
β	[mol/mol]	spezifischer Fällmitteleinsatz

Δc_i	[kg/m ³]	zu eliminierende Konzentration der i. Komponente
ε	[-]	Hilfsgröße „Effizienz“ des Biofilms
η		Entfernung
μ	[d ⁻¹]	Wachstumsrate
μ_A	[d ⁻¹]	autotrophe Wachstumsrate (Nitrifikation)
μ_H	[d ⁻¹]	heterotrophe Wachstumsrate
ν	[g/g]	stöchiometrisches Verhältnis
ρ	[g/(m ² .d)]	Prozessgeschwindigkeit
ξ	[-]	dimensionsloser Parameter (relative Tiefe im Biofilm)
Indices		
a		abgeführt
A		autotroph
af		abfiltrierbar, partikulär
BB		Belebungsbecken
BETRIEB		unter Betriebsbedingungen
BF		Biofilterstufe
DN		Denitrifikationsstufe
e		Output
ET		Einblastiefe
i		Input
L		Luft
max		maximal
mf bzw. gelöst		membranfiltrierte Probe (Filter 0,45 μ)
N		Nitrifikationsstufe
Ns		Ammoniumoxidierer
Nb		Nitritoxidierer
OVC		Kohlenstoffatmung
OVN		Nitrifikationsatmung
ÜS		Überschussschlamm/Spülschlamm
VK		Vorklärung
z		zugeführt
ZUL		Zulauf

1 Einleitung

1.1 Vorbemerkungen

In den dicht besiedelten Bereichen der Großstädte finden alle Lebensäußerungen der Bewohner auf engem Raume statt. Wurden bisher Anlagen zur Entsorgung vorwiegend am Rande und außerhalb der Siedlungs-bereiche angelegt, so werden diese Anlagen von den wachsenden Siedlungen zunehmend in die – teuren – Stadtgebiete eingeschlossen. Besonders in Asien und Südamerika entwickeln sich die Megacities so schnell, dass eine lenkende Stadtplanung nicht möglich ist. Unter solchen Bedingungen Entsorgungs-anlagen zu errichten, ist besonders anspruchsvoll in Hinblick auf die Entwicklung des Entwässerungsnetzes und die erforderliche Kapazität, aber auch hinsichtlich des Platzbedarfes, der Lärm- und Geruchsemissionen und der Einbindung in das städtische Umfeld.

Aus diesen Gründen werden für Abwasserreinigungsanlagen vermehrt Verfahren mit hohen Raumumsatzleistungen interessant. Solche Verfahren erfordern zwar technisch aufwendige Lösungen, sind im Raumbedarf jedoch weniger anspruchsvoll. Technische Anlagen zur Abwasserreinigung vermitteln dadurch vermehrt den Eindruck industrieller Produktionsstätten (High-Tech-Anlagen) oder von Freizeitanlagen („Erlebniskläranlage“). Eine dieser kleinräumigen, aber technisch aufwendigen Lösungen ist die belüftete Biofiltration.

Wegen des erforderlichen technischen Aufwandes für das Erzielen der Reinigungsleistung und dem geringen Platzbedarf sind „High-Tech“-Lösungen in der Regel auch mit „High-Cost“-Aufwendungen verbunden. In vielen Fällen stellt die Verfügbarkeit bzw. Wertigkeit von Flächen erst das wirtschaftliche Entscheidungskriterium für eine technisch aufwendige Lösung dar.

1.2 Zweistufige Abwasserreinigung mit Nitrifikation im Biofilm

Für konventionelle Belebungsanlagen zur biologischen Abwasserreinigung mit Nährstoffentfernung bestimmt die Forderung nach Nitrifikation und Stickstoffentfernung in der Regel die Festsetzung des erforderlichen

Schlammalters. Zur Nitrifikation mit ausreichender Sicherheit sind aerobe Schlammalter von etwa 8 - 10 Tagen erforderlich, das Ausmaß der Stickstoffentfernung dominiert das Gesamtschlammalter von ca. 12 - 15 Tagen.

Erfolgt die Nitrifikation nicht im Belebungsbecken sondern in einer getrennten Verfahrensstufe (z. B. Biofiltration), so kann bei gleichen Ansprüchen an die Reinigungsleistung mit einem deutlich kürzeren Schlammalter das Auslangen gefunden werden. Auf diese Weise kann jedes System seine Stärken beisteuern. Die Entfernung von Schwebstoffen und Kohlenstoffverbindungen, also auch die Denitrifikation und vermehrte biologische Phosphorentfernung, werden in der Belebungsanlage durchgeführt, hier fällt auch ein Großteil des Überschussschlammes an. In der Biofilmstufe werden im Wesentlichen nur das Ammonium nitrifiziert und der Rest-CSB entfernt, der Schlammanfall ist gering, sodass in Einzelfällen auch auf eine Feststoffabtrennung verzichtet werden kann. Bei Biofiltersystemen führt die geringe Schlammproduktion zu langen Produktionsintervallen zwischen den Spülzyklen und daher wenig Betriebsunterbrechungen.

Auf zweistufig ausgeführten Anlagen kann sich diese Verfahrensweise mit nachgeschalteter Nitrifikation mit Biofilmverfahren und internem Wasserkreislauf für die Stickstoffentfernung anbieten. So kann zum Beispiel eine Tropfkörperanlage, die durch eine Belebung erweitert wurde, durch Änderung der Wasserströme in eine Anlage zur Nährstoffentfernung auf einfache Weise umgebaut werden. Auch vorhandene Belebungsanlagen, die hinsichtlich Entfernung der organischen Verschmutzung ausreichend sind, mit denen jedoch nicht ganzjährig Nitrifikation erzielt wird, können bei entsprechender Funktion der Zwischenklärung durch eine Nitrifikationsstufe auf einfache Weise an den Stand der Technik herangeführt werden. Im Neubau kommen auch Anlagen mit Biofilmverfahren in beiden Stufen (Denitrifikation und Nitrifikation) zur Anwendung.

Bei der zweistufigen Verfahrensführung ist die weitestgehende Feststoffabtrennung vor der Nitrifikationsstufe ein entscheidender Verfahrensschritt. Bei ungenügender Feststoffabtrennung gelangen viele Schwebstoffe in die Nitrifikationsstufe. Schlammeintrag in Biofilmsysteme wirkt sich tendenziell ungünstig auf die Nitrifikation aus. Im Biofilm verschlechtert sich das Konkurrenzverhältnis um den – begrenzt zur Verfügung stehenden – Sauerstoff zugunsten der eingetragenen bzw. gebildeten heterotrophen Biomasse, die

Nitrifikation wird benachteiligt. Bei längeren Ereignissen werden die Nitrifikanten im Biofilm von heterotropher Biomasse „überwachsen“ und auf diese Weise aus dem Sauerstoff-versorgten Bereich des Biofilms entfernt. Die Reinigungsleistung der ersten Stufe hinsichtlich Entfernung der Kohlenstoffverbindungen (incl. der Schlammabtrennung) ist daher von wesentlicher Bedeutung für die Anwendung und Leistungsfähigkeit der Verfahrenskombination Hochlastbelebung zur CSB-Entfernung – Biofilter zur Nitrifikation.

In Österreich spielt das Verfahren der Biofiltration zur Reinigung kommunaler Abwässer keine wesentliche Rolle. In anderen Ländern (Dänemark, Deutschland, Frankreich, Norwegen) wurden Großanlagen für bis zu ca. 1 Mio. EW ausgeführt. In den meisten Fällen wird die Biofiltration als Nachreinigungsstufe betrieben, vermehrt kommen auch biologische Hauptstufen zum Einsatz.

Im ATV-Handbuch werden unter anderem folgende Bewertungskriterien für die Anwendung von Biofilter-Verfahren angegeben (ATV, 1997):

- Geringer Flächenbedarf, daher günstig bei beengten Platzverhältnissen oder hohen Grundstückspreisen, Standorten mit schwierigen Baugrundverhältnissen und somit aufwendiger Gründung.
- Kompakte Anlagen, günstig bei emissionssensiblen Standorten mit hohen Anforderungen (Geruch, Lärm, Hygiene etc.).
- Keine Nachklärung erforderlich, daher keine Gefährdung der Reinigungsleistung durch Blähschlamm.
- Höhere Sauerstoffgehalte als z.B. beim Belebungsverfahren, daher höherer Energiebedarf.
- Mechanische Vorreinigung erforderlich, daher ungünstige Verschiebung des N/CSB-Verhältnisses für die Stickstoffentfernung.
- Hoher Anteil maschineller Ausrüstung, daher geringere Abschreibdauer.
- Bei erforderlicher und/oder vorhandener Filterstufe günstig als Ergänzung der vorhandenen Verfahrenstechnik.

Für nachgeschaltete Biofilter, belüftete Festbetten etc. gibt es keine allgemein gültigen Bemessungsverfahren. Im ATV-Arbeitsbericht 2.6.4 (ATV, 2000a) wird ein Verfahren zur Bemessung des erforderlichen Filterquerschnitts und des Volumens dargestellt. Die Bemessungsgrundlagen und die Vorgehensweise zur Ermittlung der Bemessungswerte werden jedoch nicht zur Verfügung gestellt.

Grundsätzliche Unterschiede zwischen konventionellen Verfahren der Abwasserreinigung (Belebungsverfahren) und Biofilmverfahren werden sehr anschaulich und praxisbezogen in Kroiß (1994) und in Hofer (1996) dargestellt. Für den Ausbau von Belebungsanlagen wird ein einfacher Entscheidungsweg angegeben, der hinsichtlich der grundsätzlichen Aussage für den Anwendungsbereich der Verfahren sehr signifikant ist.

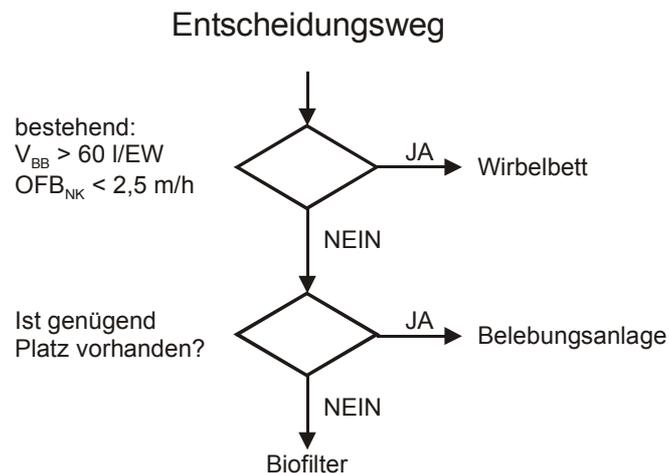


Abbildung 1: Entscheidungsweg beim Ausbau von Belebungsanlagen für Nährstoffentfernung. Aus Hofer (1996).

1.3 Gesetzliche Anforderungen

Die wesentlichen Reinigungsanforderungen (österreichischer Standard) für die Einleitung von Abwässern aus kommunalen Kläranlagen sind in zwei Durchführungsverordnungen zum Wasserrechtsgesetz (WRG, 1959) festgelegt, der Allgemeinen Abwasseremissionsverordnung AAEV (1996) und in der 1. Abwasseremissionsverordnung für kommunales Abwasser 1. AEV_k (1996)

In der 1. AEV_k wird die einzuhaltende Reinigungsleistung in Abhängigkeit der Größenklasse der Kläranlage festgelegt. Für Kläranlagen der Größenklasse III (Bemessungswert 5.000 – 50.000 EW) sind zum Beispiel die in Tabelle 1

angegebenen Emissionswerte maßgebend. Die Reinigungsanforderungen sind für kleinere Anlagen geringer und für größere Anlagen und Anlagen im Einzugsgebiet von Seen höher.

Tabelle 1: Emissionswerte für Kläranlagen der Größenklasse III nach 1. AEV_k (1996)

Parameter	Emissionswert	Mindestwirkungsgrad der Entfernung im Mittel
BSB ₅	20 mg/L	95 %
CSB	75 mg/L	85 %
TOC	25 mg/L	85 %
NH ₄ -N > 8 °C	5 mg/L	
Gesamt-N > 12 °C		70 %
Gesamt-P	1 mg/L	

Diese Ablaufkonzentrationen sind mit sehr hoher Sicherheit einzuhalten. Ein gewisses Ausmaß der Überschreitung ist in der Emissionsverordnung berücksichtigt. Ca. 95 % der Werte dürfen nicht höher sein als der Emissionswert, die Überschreitung ist auf maximal 100 % des Emissionswerts beschränkt. Nur der Emissionswert für Gesamt-P ist im Jahresmittel einzuhalten. In Vergleich zu den Österreichischen Anforderungen werden die Anforderungen der EU-Direktive 91/271/EWG für Behandlung von kommunalem Abwasser (EU, 1991) angegeben.

Die Überschreitung für die organischen Parameter ist auf 100 % beschränkt, für die Schwebstoffe auf 150 %. Die zulässige Überschreitungshäufigkeit entspricht der 1. AEV_k. Die Werte für Gesamt-N und Gesamt-P sind im Jahresmittel einzuhalten.

Tabelle 2: Anforderungen an Abwasseremissionen nach EU-Direktive 91/271/EWG. Anzuwenden ist die Konzentration ODER die prozentuale Mindestverringerung

Parameter	Konzentration	Prozentuale Mindestverringerung
BSB ₅	25 mg/L	70 - 90 %
CSB	125 mg/L	75 %
SS	60 bzw. 35 mg/L	70 bzw. 90 %
Gesamt-N	15 mg/L	70 - 80 %
Gesamt-P	2 mg/L	80

In der 1. AEV_k gibt es keine Begrenzung für Nitrit-Emissionen, in diesem Fall kommt die Allgemeine Emissionsverordnung AAEV (1996) zum Tragen. In der AAEV wird der Emissionswert für Nitrit bei Einleitung in ein Fließgewässer mit 1 mg NO₂-N/L festgelegt, die zulässige Überschreitung ist auf 50 % beschränkt, für die Einhaltung gilt die „4 von 5“-Regel. Als obligates Zwischenprodukt der Nitrifikation und Denitrifikation aber auch bedeutsames Fischgift wird Nitrit im Ablauf von Kläranlagen eine besondere Aufmerksamkeit zu Teil.

1.4 Motivation

In den letzten Jahren werden – neben dem Membranbelebungsverfahren - Biofilterverfahren für die Abwasserreinigung als Alternative mit geringem Platzbedarf im Vergleich zum konventionellen Belebungsverfahren diskutiert und auch angewendet. Da es sich dabei um ein relativ neues Verfahren handelt, stehen wenig veröffentlichte Betriebserfahrungen und keine allgemeinen Methoden für die Bewertung und Bemessung von Biofilteranlagen zur Verfügung.

Angesichts der beengten Platzverhältnisse in städtischen Ballungsgebieten und der aktuellen Anforderungen an die Qualität der Abläufe von Kläranlagen ist die Frage nach Anwendbarkeit und Leistungsgrenzen dieses Verfahrens zu stellen. Um diese Verfahrenstechnik zu beurteilen, sind die verfügbaren Literaturangaben nicht ausreichend.

Über die Fragen des Schlammanfalls und des Sauerstoffverbrauchs beim CSB-Abbau, der Flexibilität bei Belastungsschwankungen für die Nitrifikation und der erreichbaren Stickstoffentfernung gibt es sehr wenig veröffentlichte Untersuchungsergebnisse, die auch zum Teil widersprüchlich sind, bzw. bei denen wesentliche Informationen fehlen. Gerade diese Fragestellungen sind für die Beurteilung, Bemessung und praktische Anwendung eines Verfahrens von entscheidender Bedeutung.

Um diese Wissensdefizite auszugleichen, sollten für ein Jahr Versuche an einer halbtechnischen zweistufigen Biofilteranlage durchgeführt, die mit kommunalem Abwasser beschickt wird. Ausgehend von den kinetischen Besonderheiten von Biofilmsystemen, den Massenbilanzen und der vorliegenden Literatur für Biofilterverfahren, sollten im Pilotmaßstab Untersuchungen über die Leistungsfähigkeit des Verfahrens durchgeführt werden. Das Hauptaugenmerk sollte dabei auf der Stickstoffentfernung über Nitrifikation und Denitrifikation gelegt werden.

2 Abwasserreinigung im Biofilm

2.1 Allgemeines zur Abwasserreinigung im Biofilm

Unter Biofilmverfahren werden Verfahren verstanden, bei denen die Biomasse an einem inerten Trägermaterial aufwächst. Der Stoffaustausch wird entweder dadurch ermöglicht, dass das Abwasser um das Trägermaterial fließt (z.B. Tropfkörper, Biofilter, Bodenfilter), oder dass das Trägermaterial durch das Abwasser bewegt wird (Tauchkörper, Wirbelbettverfahren). Biofilmsysteme können für aerobe, anoxische aber auch für anaerobe Verfahren eingesetzt werden.

Wie bei allen biologischen Verfahren wird die Abbauleistung auch in Biofilmsystemen von einer Vielzahl von Faktoren bestimmt. Die lokalen Umweltbedingungen im Biofilm spielen eine ebenso bedeutende Rolle wie die bauliche Gestaltung des Reaktors und die hydraulischen Verhältnisse. In Tabelle 3 werden die wesentlichen Biofilm- und Reaktor-spezifischen Einflussfaktoren auf die Nitrifikationsleistung angeführt. Die Nitrifikation stellt einen Kernprozess in der biologischen Abwasserreinigung dar.

Der Abbau in Biofilmreaktoren wird ganz entscheidend von der Diffusion der gelösten Substrate in den Biofilm, bzw. der Abbauprodukte aus dem Biofilm bestimmt. Im Gegensatz zu biologischen Verfahren mit suspendierter Biomasse stellt der Stofftransport in den meisten Fällen einen limitierenden Faktor für die Abbauleistung dar.

In Hinblick auf nitrifizierende Biofilme besteht in Biofilmen zwischen den autotrophen und den heterotrophen Organismen ein ausgeprägtes Konkurrenzverhältnis um den gelösten Sauerstoff, bei welchem die Nitrifikanten aufgrund der in der Regel geringeren maximalen Wachstumsrate grundsätzlich benachteiligt sind. Beim Vorhandensein von organischem Substrat und Ammonium kommt es zu einer Sauerstofflimitierung des Wachstums der Nitrifikanten, sobald sich ein schnellwachsender heterotropher Bewuchs auf dem organischen Substrat ausbildet. Die Nitrifikanten werden sozusagen „überwachsen“ und auf diese Weise aus dem aeroben Bereich des Biofilms verdrängt (Harremoës, 1982, Gujer, 1991, Harremoës und Henze, 1995).

Tabelle 3: Leistungsbeeinflussende Faktoren für Biofilmsysteme. In Anlehnung an Boller *et al.* (1994).

Biofilm-spezifisch (Mikro-Maßstab)	Reaktorspezifisch (Makro-Maßstab)
Konzentration von gelösten Nährstoffen	Reaktorkonfiguration Mischungsverhältnisse
Konzentration von (organischen) Feststoffen	Hydraulik
Alkalität und pH-Wert	Turbulenz, Totzonen, Längs- und Quervermischung
Konzentration von hemmenden oder toxischen Stoffen	Trägermaterial Spezifische Oberfläche, Dichte, Verschleißwiderstand
Diffusionskoeffizienten für die gelösten Stoffe (NH_4^+ , NO_2^- , HCO_3^- , O_2 , organische Verbindungen)	Sauerstofftransfer Phasenkontakt (Druckbelüftung), Luft oder Reinsauerstoff, Verteilung, Blasengröße
Kinetische Parameter für die beteiligten Mikroorganismen (Wachstums- und Zerfallsraten, und deren Konzentrationsabhängigkeiten)	Scherkräfte auf den Biofilm
Biomassekonzentration und Dicke des Biofilms, Abweiden und Ablösung	Abweiden durch höhere Organismen
Verfügbarkeit von abbaubaren organischen Stoffen	
Anlagerung von Feststoffen	
Schwankung der Belastung	

2.2 Einfache stationäre Modelle für Biofilme

Die Abbaukinetik im Biofilm kann auf einfache Weise anhand eines idealisierten „Modellbiofilm“-Elementes anschaulich dargestellt werden, bei dem die Vorgänge im Biofilm stark vereinfacht sind. Die grundlegenden Modellvorstellungen für den biologischen Abbau in Biofilmen wurden in den 70er Jahren publiziert (Harremoës, 1976, LaMotta, 1976, Williamson und McCarty 1976a, 1976b, Harremoës, 1978, Riemer und Harremoës, 1978). Ausführliche Herleitung und Darstellung der Umsätze im Biofilmen auf Basis von Abbaumodellen können Gujer (1991) und Harremoës und Henze (1995) entnommen werden.

Es liegt ein Modellbiofilm mit homogener Biomassenverteilung vor. Als Transportprozess ist nur die Diffusion im Biofilm wirksam, die Grenzschicht zwischen Abwasser und Biofilm wird vorerst nicht berücksichtigt. Der Biofilm befindet sich in einem pseudo-steady state. Die betrachtete Zeit ist ausreichend gering, um das Wachstum der Biomasse zu vernachlässigen, andererseits lang genug, dass die Diffusionszeit nicht berücksichtigt werden muss. Bei üblichen Biofilmdicken von 100 bis 500 μ liegt die Diffusionszeit, die erforderlich ist um die aktive Biofilmschicht mit Substrat zu versorgen, in der Größenordnung von 5 bis 10 Minuten. Hinsichtlich der Reaktionen herrschen Gleichgewichtsbedingungen.

Es wird von einer definierten Biofilmoberfläche ausgegangen, an der die Konzentration des Substrats bekannt ist, die Stoffkonzentration an der Oberfläche des Biofilms beträgt S^* , die Dicke des Biofilms sei bekannt und betrage L , die Konzentration eines gelösten Stoffes betrage S .

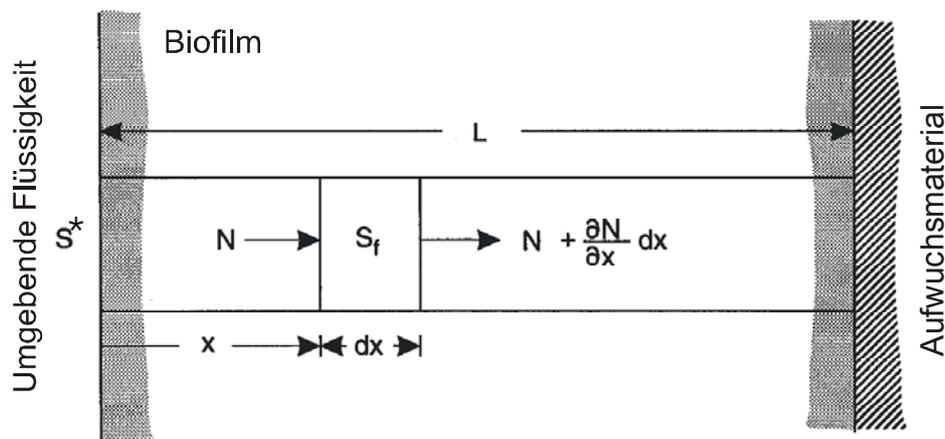


Abbildung 2: Idealisierter Biofilm

Für ein sehr kleines Biofilmelement dx mit der Querschnittsfläche „ l “ kann die Bilanzgleichung für den Stoff unter stationären Bedingungen erstellt werden:

$$N = \left(N + \frac{\partial N}{\partial x} dx \right) + r \cdot dx \quad (1)$$

N bezeichnet den Stofftransportfluss (Masse pro Querschnittsfläche und Zeiteinheit) und r bezeichnet die volumetrische Umsatzrate (Masse pro Volumen und Zeiteinheit). Gleichung 1 kann umgeformt werden zu:

$$\frac{dN}{dx} = -r \quad (2)$$

Da Massentransport nur durch molekulare Diffusion berücksichtigt wird, kann das 1. Fick'sche Gesetz angewendet und in Gleichung (2) eingesetzt werden. D bezeichnet den Diffusionskoeffizienten für den betrachteten Stoff im Biofilm. Der Diffusionswiderstand in Wasser ist eine Stoff- und Temperaturabhängige Größe, die Diffusionskonstanten können Tabellenwerken entnommen werden. Im Inneren von Biofilmen ist die für den Stofftransport maßgebende Diffusion auf die wässrigen Zwischenbereiche der Gel-Matrix beschränkt. Aus diesem Grund sind die Diffusionskonstanten im Inneren des Biofilms vermutlich geringer als in Reinwasser. In der Literatur wird häufig empfohlen, den Diffusionskoeffizienten eines Stoffes mit 80 % des Wertes in Reinwasser anzusetzen (Williamson und McCarty, 1976a, Gujer, 1991, Harremoës und Henze, 1995, Siegrist und Gujer, 1998).

$$N = -D \cdot \frac{dS}{dx} \quad (3)$$

$$\frac{dN}{dx} = \frac{\partial}{\partial x} \left(-D \cdot \frac{dS}{dx} \right) = -D \cdot \frac{d^2S}{dx^2} = -r$$

$$\text{bzw.} \quad \frac{d^2S}{dx^2} = \frac{r}{D} \quad (4)$$

In Worten bedeutet Gleichung 4, dass die Krümmung des Konzentrationsverlaufes für einen betrachteten Stoff unter stationären Bedingungen proportional zu dessen Abbaurrate ist. Wird ein Stoff nicht abgebaut (inert), so verläuft die Konzentration linear (im Gleichgewichtszustand daher konstant). Wird ein Stoff abgebaut (Edukt), so ist der Konzentrationsverlauf positiv gekrümmt, wohingegen die Krümmung für Abbauprodukte negativ ist.

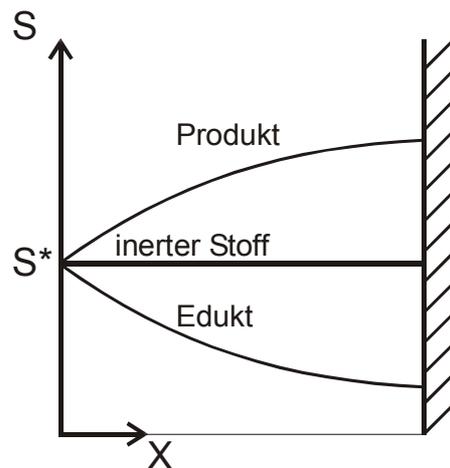


Abbildung 3: Konzentrationsverläufe für einen abbaubaren Stoff (Edukt), einen inerten Stoff und ein Abbauprodukt.

Mit Hilfe der Parameter s und ξ kann die Differenzialgleichung 4 in dimensionslosen Termen angegeben werden:

$$s = \frac{S}{S^*} \quad \xi = \frac{x}{L} :$$

$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} = \frac{r \cdot L^2}{D \cdot S^*} \quad (5).$$

Bei Gleichung 5 handelt es sich um eine Differenzialgleichung 2. Ordnung, für Spezialfälle können analytische Lösungen gefunden werden. Für die Abwasserreinigung gibt es zwei maßgebende Fälle für die Umsatzreaktion, die Reaktion 0. Ordnung und die Reaktion 1. Ordnung, welche in Extrembereichen Annäherungen an die Monod-Funktion als „klassische“ Reaktionskinetik für enzymatische Prozesse darstellen.

2.2.1 Einfache Kinetik - Umsatzrate Reaktion 1. Ordnung

Die Umsatzrate ist proportional zur Substratkonzentration, und Gleichung 5 kann umgeformt werden:

$$r = k_s \cdot S$$

$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} = \frac{k_s \cdot L^2}{D} \cdot s = \alpha^2 \cdot s \quad \text{mit} \quad \alpha = \sqrt{\frac{k_s \cdot L^2}{D}} \quad (6).$$

Für den Fall Reaktion 1. Ordnung stellt Gleichung 5 eine gewöhnliche Differenzialgleichung 2. Ordnung dar, der Parameter α wird *Biofilmkonstante* genannt. Es ist zu beachten, dass es sich hierbei jedoch nicht um eine tatsächlich konstante (also invariante) Größe handelt, weil die Einflussparameter selbst veränderlich sind! In mathematischer Hinsicht ist der Parameter α jedoch konstant (also keine Funktion von s oder ξ). Die Biofilmkonstante α ist eine Kennzahl für das Verhältnis zwischen dem Abbaupotenzial der Biomasse und der Stofftransportkapazität.

Die Differenzialgleichung 6 kann analytisch gelöst werden, wie in Anhang A dargestellt ist. Mit den Randbedingungen, dass kein Stofffluss in die Unterlage stattfindet, und dass die Substratkonzentration an der Biofilmoberfläche S^* beträgt, kann eine analytische Lösung für $s(\xi)$ gefunden werden:

$$s(\xi) = \frac{1}{1+e^{2\alpha}} \cdot e^{\alpha\xi} + \frac{e^{2\alpha}}{1+e^{2\alpha}} \cdot e^{-\alpha\xi}.$$

Der Stofffluss in den Biofilm, also die über die Tiefe des Biofilms integrierte Umsatzrate (oder auch oberflächenbezogene Umsatzrate), kann folgendermaßen angegeben werden:

$$r_A = k_S \cdot L \cdot S^* \cdot \varepsilon \quad \text{mit} \quad \varepsilon = \frac{\tanh \alpha}{\alpha} \quad (7)$$

Aus Gleichung 7 ist zu erkennen, dass der Stofffluss in den Biofilm (also die oberflächenbezogene Abbaurate) als Funktion der Stoffkonzentration auch eine Reaktion 1. Ordnung ist. Der Hilfwert ε gibt die „Effizienz“ des Biofilms an. Nimmt ε den Wert ~ 1 an (für sehr kleine Werte der Biofilmkonstanten α), so ist der gesamte Film vom betrachteten Stoff penetriert und am Abbau beteiligt, es handelt sich also um einen „dünnen“ Biofilm. Nimmt ε den Wert $\ll 1$ an (hohe Werte für α), so ist der Biofilm nur zum Teil penetriert und daher auch nur zum Teil am Abbau beteiligt, die Abbaurate ist unabhängig von der Biofilmdicke, es handelt sich um einen „dicken“ Biofilm.

„Dick“ oder „dünn“ ist nicht grundsätzlich als Eigenschaft des Biofilms zu verstehen, sondern wird als Ausdruck für vorliegende oder fehlende Transportlimitierung bei den aktuellen Substratkonzentrationen verwendet. Ein

„dicker“ Biofilm liegt vor, wenn die Tiefe des Biofilms größer ist als die Eindringtiefe des Substrates.

2.2.2 Einfache Kinetik - Umsatzrate Reaktion 0. Ordnung

Die Umsatzrate r ist nicht von der Konzentration des Substrates abhängig (jedoch vom Vorhandensein des Substrates) und beträgt den konstanten Wert k_S . Gleichung 5 wird dadurch stark vereinfacht (Gleichung 8), und kann direkt integriert werden. Die allgemeine Lösung ist in Gleichung 9 angegeben.

$$\frac{d^2s}{d\xi^2} - \frac{k_S \cdot L^2}{D \cdot S^*} = 0 \quad (8)$$

$$s = \frac{k_S \cdot L^2}{2 \cdot D \cdot S^*} \cdot \xi^2 + A \cdot \xi + B \quad (9)$$

Die Integrationskonstanten A und B werden aus den Randbedingungen errechnet. Als allgemeine Randbedingung gilt, dass die Stoffkonzentration an der Biofilmoberfläche S^* beträgt, wodurch sich B zum Wert 1 ergibt. Hinsichtlich der zweiten Randbedingung muss zwischen dünnen und dicken Biofilmen unterschieden werden. Im dünnen Biofilm ist die Stoffkonzentration an der Unterlage > 0 , es findet jedoch kein Stofftransport in die Unterlage statt. Im dicken Biofilm ist in einer gewissen Tiefe der betrachtete Stoff verbraucht, wodurch einerseits die Konzentration an dieser Stelle gleich Null ist, andererseits auch kein Stofftransport mehr stattfindet. Dadurch lassen sich zwei Lösungen angeben, deren Berechnung in Anhang A angeführt ist. Der Wert β kann als „wirksame Tiefe“ des Biofilms interpretiert werden.

- „dünnere“ Biofilm

$$\beta = \sqrt{\frac{2 \cdot D \cdot S^*}{k_S \cdot L^2}} > 1 \quad r_A = k_S \cdot L \quad (10)$$

- „dicker“ Biofilm

$$\beta = \sqrt{\frac{2 \cdot D \cdot S^*}{k_S \cdot L^2}} \leq 1 \quad r_A = (2 \cdot k_S \cdot D)^{0,5} \cdot S^{*0,5} \quad (11)$$

Aus Gleichungen 10 und 11 ist zu erkennen, dass der Stofffluss in den Biofilm im Falle des dünnen Biofilms auch eine Reaktion 0. Ordnung darstellt, wohingegen er im Falle des dicken Biofilms eine Reaktion $\frac{1}{2}$ er Ordnung darstellt.

2.2.3 Monod-Kinetik

In der Abwasserreinigung wird für die biologischen Prozesse häufig die Monod-Kinetik angewandt. In Spezialfällen kann die Monod-Kinetik auf eine Reaktion 1. Ordnung (im Bereich geringer Substratkonzentrationen) oder auf eine Reaktionen 0. Ordnung (im Bereich hoher Substratkonzentrationen) reduziert werden. Für Gleichung 4 kann keine allgemeine analytische Lösung angegeben werden, eine Berechnung der Konzentrationen im Biofilm kann mit numerischen Iterationsverfahren durchgeführt werden. Schon Anfang der 70er Jahre haben Haug und McCarty Gleichung 4 für Monod-Kinetik mit einem Finite-Differenzenverfahren mit dem Ansatz nach Runge-Kutta numerisch gelöst (Williamson und McCarty, 1976b).

Unabhängig von numerischen Lösungen kann eine allgemeine Lösung für die oberflächenbezogene Abbaurate r_A angegeben werden. Es gelten die Randbedingungen, dass der Stofffluss und die Konzentrationen mit der Tiefe stetig zu- bzw. abnehmen und dass die Stoffkonzentration an der Unterlage S_u beträgt. Es ist zu beachten, dass Gleichung 12 zwei Unbekannte, r_A und S_u , aufweist.

$$r = r_{\max} \cdot \frac{S}{k_S + S} \quad \text{Monod-Kinetik}$$

$$r_A = (2 \cdot D \cdot r_{\max})^{0,5} \cdot (S^* - S_u - k_S \cdot \ln \frac{(k_S + S^*)}{(k_S + S_u)})^{0,5} \quad (12)$$

Die Herleitung von Gleichung 12 ist in Anhang A angeführt. Es wird angenommen, dass die Halbsättigungskonstanten k_S im Biofilm mit jenen übereinstimmen, die für Belebtschlamm beobachtet werden, was durch Untersuchungen von Williamson und McCarty (1976a) für Reinkulturen von Nitrifikanten bestätigt wurde.

2.2.4 Laminare Grenzschicht zwischen Abwasser und Biofilm

Ehe ein Stoff aus dem umgebenden Abwasser in den Biofilm eindringen kann, muss die laminare Grenzschicht zwischen dem – in der Regel turbulenten – Abwasser und dem – idealisiert – unbewegtem Biofilm überwunden werden (engl. *liquid film diffusion*). Diese Grenzschicht übt auf den Stofftransport einen Widerstand aus. An der Schnittstelle zwischen Grenzschicht und Biofilm entspricht der Stofffluss aus der flüssigen Phase jenem in den Biofilm.

Dieses Phänomen tritt an allen Phasengrenzflächen auf, es kann bei Biofilmoberflächen bestimmend für die Umsatzrate sein. Je größer die laminare Grenzschicht ist, desto mehr dominiert dieser Effekt über die Kinetik im – in der Regel – sauerstofflimitierten Biofilm und verschiebt die Abbaukinetik $\frac{1}{2}$ -er Ordnung in Richtung 1. Ordnung. Siegrist und Gujer (1998) geben folgende Formel für den durch laminare Grenzschicht beeinflussten Stofftransport an:

$$r_A = \frac{D}{d_{\text{lam}}} \cdot (S_{\text{bulk}} - S^*) = k_f \cdot (S_{\text{bulk}} - S^*) \approx k_f \cdot S_{\text{bulk}} \quad (13)$$

Dabei bedeuten

d_{lam}	Dicke der laminaren Grenzschicht im Wasserfilm [m]
S_{bulk}	Konzentration des Stoffes in der flüssigen Phase [g/m ³]
k_f	Stoffaustauschkoeffizient im Wasserfilm [m/s]

Der Einfluss der Grenzschicht sinkt mit zunehmender Turbulenz im Reaktor, zum Beispiel mit zunehmender Fließgeschwindigkeit durch Rezirkulation, bei Tauchkörpern mit zunehmender Drehzahl und – bei Systemen mit Druckbelüftung – mit zunehmender Luftbeaufschlagung.

2.2.5 Temperaturabhängigkeit der Umsatzrate

Die Temperatur beeinflusst die maximale Wachstumsgeschwindigkeit von Bakterien, die Diffusivität von Stoffen und die Löslichkeit von Sauerstoff. Je nach limitierender Situation im Biofilm sind diese Parameter maßgebend für die Stoff-Umsatzrate. Für die unterschiedlichen Fälle kann der Temperatureinfluss auf die Umsatzrate mit Hilfe des Arrheniusfaktors $k_{T,rA}$ folgendermaßen beschrieben werden, die Ableitung für unterschiedliche limitierende Bedingungen ist im Anhang A dargestellt.

$$r_{A,T+\Delta T} = r_{A,T} \cdot \exp(k_{T,rA} \cdot \Delta T) \quad (14)$$

Tabelle 4: Theoretische Temperaturabhängigkeit der Umsatzrate für unterschiedliche limitierende Situationen

Exponentialterm für die Temperaturabhängigkeit $k_{T,rA}$	
Reaktion 1.Ordnung bzw. Monod-Kinetik im Bereich geringer Konzentrationen	
dünnere Biofilm	$k_{T,rA} = k_{T,\mu_{max}}$
dicker Biofilm	$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{max}})$
Reaktion 0.Ordnung bzw. Monod-Kinetik im Bereich hoher Konzentrationen	
dünnere Biofilm	$k_{T,rA} = k_{T,\mu_{max}}$
dicker Biofilm	$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{max}})$
dicker Biofilm bei Sauerstoffsättigung im Medium, im Sauerstoff-limitierten Bereich	$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{max}} + k_{T,DO_{sätt}})$

Aus Tabelle 4 ist ersichtlich, dass für die Spezialfälle des dünnen Biofilms die Temperaturabhängigkeit der maximalen Umsatzrate des Biofilms mit jener der maximalen Bakterienaktivität übereinstimmt. Die Temperaturabhängigkeit ist daher gleich wie bei Belebtschlammssystemen. Dies ist insofern nicht verwunderlich, als Belebtschlamm modellhaft auch als „dünnere“, also vollständig von Substrat durchdrungener Biofilm betrachtet werden kann.

Die maximale Wachstumsrate und die Diffusivität steigen mit der Temperatur, wobei der Einfluss auf die Wachstumsrate für gewöhnlich deutlich höher ist. Im Gegensatz dazu sinkt die Sauerstoffsättigungskonzentration mit zunehmender Temperatur. Für Fälle, in denen die Diffusivität maßgebenden Einfluss auf die Umsatzrate ausübt, also für „dicke“ Biofilme, ist die Umsatzrate des Biofilms geringer durch Temperatur beeinflusst als die lokale Umsatzrate der Bakterien. Im Spezialfall, dass im umgebenden Medium Sauerstoffsättigung und im Biofilm Sauerstofflimitierung vorliegen, ist die Temperaturabhängigkeit am geringsten.

Tabelle 5: Temperaturabhängigkeit von Biofilmsystemen nach Siegrist und Gujer (1998).

	D	μ_{\max}	K_{NH_4}	$S_{\text{DO,sätt}}$	Fall 2	Fall 3	Fall 4	Fall 5
Exponentialterm der Temperaturabhängigkeit (K^{-1})								
CSB-Abbau	0,035	0,07	-	-0,022	0,04	0,05	0,07	0,035
					0,05 ¹⁾	0,04 ¹⁾		0,015 ¹⁾
Nitrifikation	0,035	0,11	0,10	-0,022	0,02	0,07	0,11	0,035
					0,01 ¹⁾	0,06 ¹⁾		0,015 ¹⁾
Erhöhung bzw. Verminderung pro 10 °C Temperaturerhöhung								
CSB-Abbau	1,4	2,0	-	0,81	1,5	1,7	2,0	1,4
					1,7 ¹⁾	1,5 ¹⁾		1,2 ¹⁾
Nitrifikation	1,4	3,0	2,7	0,81	1,3	2,0	3,0	1,4
					1,1 ¹⁾	1,8 ¹⁾		1,2 ¹⁾

¹⁾ Werte gelten für Reaktoren mit Sauerstoffsättigung (Tropfkörper, Tauchtropfkörper)

Anm:

Fall 2: Monodkinetik mit $S_u=0$ und $S_o \ll K_S$ (dicker Biofilm, Kinetik 1. Ordnung, geringe Substratkonzentration)

Fall 3: „Half Order“ Reaktion, dicker Biofilm

Fall 4: dünner Biofilm (bzw. Belebtschlamm), Reaktion 0. Ordnung,

Fall 5: Hydraulic film diffusion – laminare Wasserfilmschicht

Boller *et al.* (1987) rechnen bei Tauchkörpern zur nachgeschalteten Nitrifikation im Sauerstoff-limitierten Bereich der Umsatzrate mit einem Exponentialterm k_T von $0,044 \text{ K}^{-1}$.

Tschui *et al.* (1994) geben für Versuchsergebnisse von belüfteten Biofiltern zur nachgeschalteten Nitrifikation unter gleichen Bedingungen einen geringeren Exponentialterm von $0,03 \text{ K}^{-1}$ an. Die Messergebnisse streuen jedoch in einem weiten Bereich, was zum Teil mit Änderungen der Betriebsbedingungen begründet wird. Weitere Untersuchungsergebnisse aus der Literatur über den Temperatureinfluss auf die Nitrifikation im Biofilter werden im Kapitel 2.4.3 angegeben.

2.2.6 Limitierendes Substrat für dicke Biofilme

Ein einziges Substrat ist für den biologischen Abbau in der Regel nicht ausreichend, es werden immer mehrere Stoffe (abzubauenen Stoff, Nährstoffe, Sauerstoff) benötigt. Im einfachsten Fall werden zwei Stoffe umgesetzt, von denen einer oxidiert und einer reduziert wird.

Mehrere Edukte werden in den Biofilm transportiert, die nicht grundsätzlich im Überfluss zur Verfügung stehen. Wenn es sich um einen „dicken“ Biofilm handelt, ist der Abbau in der Regel durch ein Substrat begrenzt (Abbildung 4). Zum Beispiel kann die Umsatzrate der Nitrifikation durch den Sauerstofftransport oder durch den Ammoniumtransport in den Biofilm begrenzt sein.

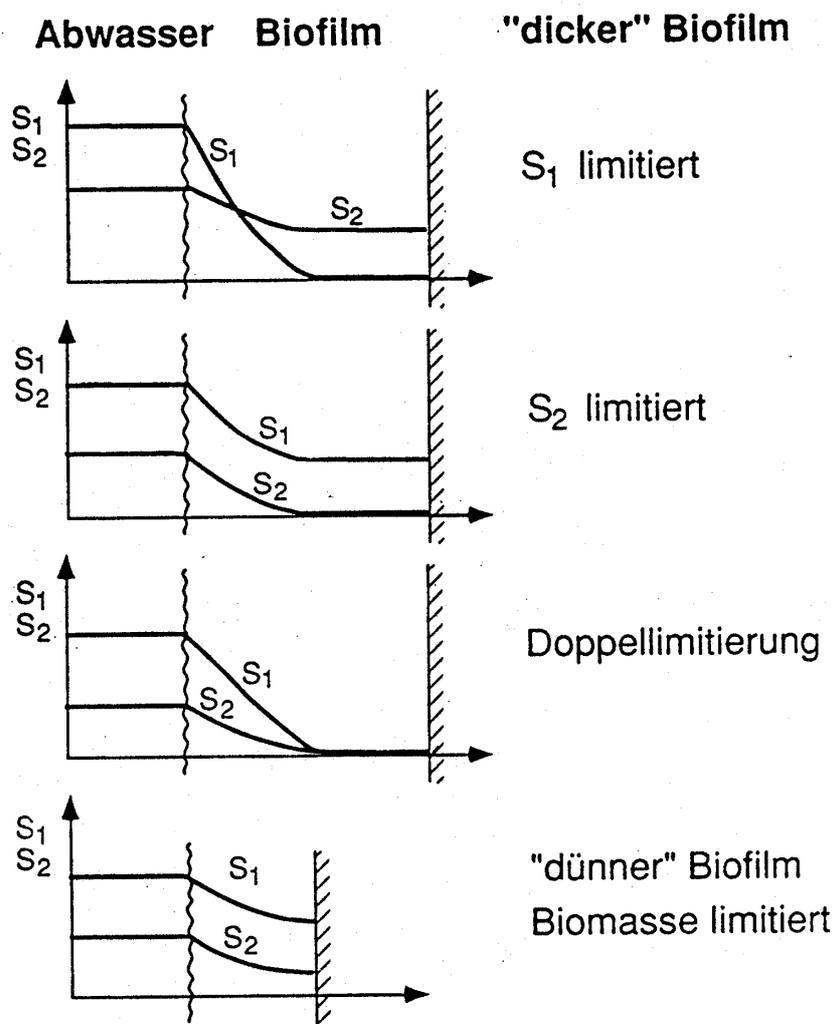


Abbildung 4: Konzentrationsprofile für zwei verschiedene Edukte in einem Biofilm bei unterschiedlichen limitierenden Situationen. Aus **Gujer (1991)**.

Wird weiterhin nur ein Abbauvorgang betrachtet, so werden die beteiligten Substrate entsprechend dem stöchiometrischen Verhältnis verbraucht. Anhand der Konzentrationen an der Biofilmoberfläche und aus dem Verhältnis der Diffusionskoeffizienten kann ermittelt werden, welches Substrat in der Tiefe des Biofilms erschöpft ist.

Sofern innerhalb des Biofilms nur ein Prozess stattfindet, dessen Prozessgeschwindigkeit ρ genannt wird, so gilt für verschiedene Substrate i und j , dass die Umsatzgeschwindigkeiten proportional sein müssen. Der Proportionalitätsfaktor entspricht dem stöchiometrischen Verhältnis ν . In Gleichung 15 wird die Bedingung für den limitierenden Stoff i formuliert, die Herleitung ist im Anhang A angeführt. Der Stoff i ist limitierend für den Stofftransport in den Biofilm, wenn für alle Stoffe j gilt:

$$\frac{D_i}{\nu_i} \cdot S_i^* < \frac{D_j}{\nu_j} \cdot S_j^* \quad (15).$$

Unter Verwendung von Luftsauerstoff ist die mögliche Sauerstoffkonzentration im Reaktor begrenzt. So kann die Sauerstoffkonzentration im über einen Tropfkörper rasen fließenden Abwasser unter Vernachlässigung der Sauerstoffzehrung maximal der Sättigungskonzentration beim herrschenden Luftdruck und der aktuellen Temperatur entsprechen, und daher in unserem Klima nicht mehr als 8 - 12 mg/L betragen.

Im Betrieb der Pilotbiofilter, die in Kapitel 3 beschrieben werden, betrug die Sauerstoffkonzentration im Reaktor unter Betriebsbedingungen üblicherweise 5 - 7 mg/L. Ähnliche – jedoch auch deutlich geringere – Sauerstoffkonzentrationen werden auch in Tauchkörperwannen gemessen (Nowak, 2000, Boller *et al.*, 1987). Bei diesen Konzentrationen und bei Vernachlässigung des Kohlenstoffabbaus liegt nach Gleichung 15 Sauerstoff-Limitierung für die Nitrifikation vor, wenn

$$\begin{aligned} \frac{D_{DO}}{\nu_{DO}} \cdot S_{DO}^* &< \frac{D_{NH4}}{\nu_{NH4}} \cdot S_{NH4}^* \quad \rightarrow \\ S_{DO}^* &< \frac{\nu_{DO}}{\nu_{NH4}} \cdot \frac{D_{NH4}}{D_{DO}} \cdot S_{NH4}^* = \frac{(4,57 - Y_A)/Y_A}{1/Y_A} \cdot \frac{0,8 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}}{0,8 \cdot 2,1 \cdot 10^{-4}} \cdot S_{NH4}^* \approx 3,5 \cdot S_{NH4}^* \end{aligned} \quad (16)$$

In Worten bedeutet dies zum Beispiel, dass bei der Temperatur von 20 °C Sauerstofflimitierung des Abbaus vorherrscht, wenn die Ammoniumkonzentration mehr als ca. 2 mg NH₄-N/L beträgt. Eine Erhöhung der Umsatzrate kann durch Anhebung der Sauerstoffkonzentration erreicht werden. Ist die Sauerstoffkonzentration bereits nahe der Luftsättigung, so ist eine Aufkonzentrierung nur durch Erhöhen des Partialdruckes in der Prozessluft zu erreichen (Reinsauerstoffverfahren).

Beim Belebtschlammverfahren führt ein Betriebssauerstoffgehalt von mehr als 1,5 – 2 mg/L in der aeroben Zone generell zu keiner Verbesserung der Abbauleistung. Eine Erhöhung der Abbauleistung – zum Beispiel bei Stoßbelastung – kann nur durch eine Erhöhung der aeroben Zone (der Sauerstoff-versorgten Biomasse) erreicht werden, z.B. durch Zuschalten eines Belüfterfeldes im Belebungsbecken.

Im Gegensatz dazu kann bei Biofilmreaktoren, wenn es sich um einen „dicken“ Biofilm handelt, eine Erhöhung des Sauerstoffgehalts eine Steigerung der Nitrifikationsleistung bewirken. In gewissem Ausmaß können die Parameter aerobes Volumen und Sauerstoffgehalt in der flüssigen Phase wahlweise an die Belastung angepasst werden. Die Folge ist jedenfalls dieselbe, nämlich dass mehr Biomasse mit Sauerstoff versorgt wird und am Abbauprozess teilnimmt. In den meisten Fällen werden Biofilmreaktoren bei Sauerstoffgehalten betrieben, die deutlich über jenen liegen, die für Belebtschlammanlagen üblich sind.

Bei der Nitrifikation kommt es im Biofilm zur Bildung von Nitrat und Säure, wodurch bei Reaktion mit dem vorhandenen Bikarbonat CO₂ freigesetzt wird. Diese Produkte müssen nach außen abtransportiert werden. Die Konzentration von CO₂ und die Konzentration von NH₄-N sind im Biofilm gegenläufig, der pH-Wert sinkt mit zunehmender Tiefe. Aus diesem Grund kann eine Limitierung der Nitrifikation nicht nur durch Substratmangel sondern infolge des resultierenden geringen pH-Wertes auftreten.

Protonen (H⁺) kommen in biologisch aktiven Biofilmen nur in sehr geringen Konzentrationen vor (z.B. 10⁻⁷ mol/L). Der Transport von Protonen durch Diffusion im Biofilm kann daher im Vergleich zu anderen beteiligten Stoffen in der Regel vernachlässigt werden. Dies erlaubt den pH-Wert auf Grund der lokalen Konzentrationen von Säuren und Basen abzuschätzen (Siegrist und Gujer, 1998). In Abhängigkeit vom Ammonium-Abbau und der Pufferkapazität

kann der pH im Inneren des Biofilms von jenem in der flüssigen Phase deutlich abweichen. Szwerinski *et al.* (1986) und Siegrist und Gujer (1987) berichten vom Absinken des pH-Wertes um bis zu eine Einheit. In einem nitrifizierenden Biofilm und bei geringer Alkalität des Abwassers kann der pH in der Tiefe soweit absinken, dass die Nitrifikation gehemmt wird, was die Leistungsfähigkeit des Verfahrens verringert. Da die hydraulische Aufenthaltszeit in Biofilmreaktoren häufig sehr gering ist, ist neben „üblichen Betriebsbedingungen“ insbesondere auch auf kurze, schlecht gepufferte Spitzenbelastungen (z.B. Trübwassereinleitungen) zu achten.

Szwerinski *et al.* (1986) stellten für nitrifizierende Biofilme fest, dass bei Verhältnissen unter 3,4 mol HCO_3^- /mol $\text{NH}_4\text{-N}$, bzw. unter 2,4 mol HCO_3^- /mol DO in der flüssigen Phase der pH im Biofilm drastisch absinkt und die Umsatzrate Alkalitäts-limitiert ist.

Harremoës (1978) berechnet für die Denitrifikation, bei der der pH-Wert im Biofilm gegenüber dem Abwasser ansteigt, auf Basis von Massenbilanzen und der Umsatzrate für Nitrat die Veränderung der maßgebenden Komponenten des anorganischen Kohlenstoffs (HCO_3^- und CO_3^{2-}) und der Alkalität.

Eine einfache Abschätzung zur Ermittlung des pH-Wertes im Inneren des Biofilms kann anhand Gleichung. 15 erfolgen. Unter der Annahme, dass keine Nitrifikationshemmung vorliegt, wird der limitierende Stoff i ermittelt und die allgemeine Prozessgeschwindigkeit ρ berechnet. In den meisten praktischen Fällen ist der Sauerstoff limitierend für die Umsatzrate. Für den limitierenden Stoff i ist die Konzentration an der Unterlage Null, für alle anderen Stoffe j ist die Konzentration $S_{j,u}$

$$S_{j,u} = S_{j,o} + \frac{S_{i,o} \cdot D_i}{v_i} \cdot \frac{v_j}{D_j} \quad (17)$$

Sind die Konzentration von HCO_3^- und gelöstem CO_2 an der Biofilmoberfläche bekannt, so können die Konzentrationen an der Unterlage berechnet werden. Unter der Annahme, dass nur Kohlensäure als pH-Puffer wirksam ist, wird der pH an der Unterlage pH_U mit Gleichung 18 berechnet.

$$\text{pH}_u = \text{pK} + \log \frac{[\text{HCO}_{3,u}^-]}{[\text{CO}_{2,u}]} \quad (18)$$

Im Falle eines nitrifizierenden Biofilms bei 20 °C und einer Sauerstoffkonzentration von 7 mg/L an der Oberfläche wird für unterschiedliche Pufferung der pH-Wert an der Unterlage berechnet. Als Prozess wird ausschließlich die Nitrifikation berücksichtigt, die Säureproduktion bei der Nitrifikation beträgt 2 Mol Säure je Mol nitrifiziertem Stickstoff.

Ist die Konzentration für Bikarbonat an der Oberfläche 2 mmol/L und die CO₂ – Konzentration 0,2 mmol/L, so beträgt der pH-Wert an der Oberfläche

$$\text{pH}_0 = 6,4 + \log \frac{2,0}{0,2} = 7,4 .$$

Die CO₂-Konzentration an der Unterlage beträgt bei ungehemmter Nitrifikation

$$[\text{CO}_{2,u}] = [\text{CO}_{2,o}] + \frac{S_{\text{DO}} \cdot D_{\text{DO}}}{v_{\text{DO}}} \cdot \frac{v_{\text{CO}_2}}{D_{\text{CO}_2}} = 0,2 + \frac{7 \cdot 2,1 \cdot 10^{-4} \cdot 0,14}{4,33 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}} = 0,2 + 0,28 = 0,48 \text{ mmol/L}$$

Die Konzentration des Bikarbonats sinkt im Gegenzug auf

$$[\text{HCO}_{3,u}] = 2 - \frac{7 \cdot 2,1 \cdot 0,14}{4,33 \cdot 1,0} = 2 - 0,48 = 1,52 \text{ mmol/L} .$$

Der pH-Wert an der Unterlage wird zu $\text{pH}_U = 6,4 + \log(1,52/0,48) = 6,9$ und liegt damit um eine halbe Einheit tiefer als an der Biofilmoberfläche.

In einem schlechter gepufferten Abwasser mit nur 1 mmol/L Karbonathärte ändert sich bei gleichem Ammoniumumsatz von

$$\text{pH}_0 = 6,4 + \log (1/0,2) = 7,1 \quad \text{an der Oberfläche auf}$$

$$\text{pH}_U = 6,4 + \log \frac{1-0,48}{0,48} = 6,4$$

an der Unterlage. An diesem Beispiel ist deutlich zu erkennen, dass pH-Hemmung der Nitrifikation auftreten kann, auch wenn der pH-Wert an der Biofilmoberfläche (in der Flüssigkeit) in einem unkritischen Bereich liegt.

Die Konzentration von CO₂ an der Oberfläche des Biofilms hängt stark mit der Effizienz des Belüftungssystems zusammen. Im Extremfall bei der Anwendung von Reinsauerstoff zur Belüftung steht wenig Gas zur Verfügung um das

gebildete CO_2 auszutreiben, der Partialdruck und die Konzentration von CO_2 im umgebenden Abwasser sind hoch, mit der Tiefe des Biofilms steigt die Konzentration weiter an.

Das gebildete CO_2 kann beim Tropf- und Tauchkörperverfahren auf sehr kurzem Wege an die Luft entweichen, weil der Biofilm in direktem Kontakt zur Umgebungsluft steht. Gujer und Boller (1986) ermitteln aus theoretischen Überlegungen und Versuchsergebnissen für Nitrifikationstropfkörper nach einer Hochlastbelegung eine erforderliche Alkalität von 1,5 – 2 mmol/L im Ablauf, um Nitrifikationshemmung zu vermeiden. Wegen der geringen hydraulischen Pufferung im System muss daher die Alkalität im Zulauf SK_{ZUL} zum Nitrifikationstropfkörper insbesondere auch bei Belastungsspitzen mindestens folgenden Wert betragen:

$$SK_{ZUL} \geq 1,5 \div 2,0 \text{ mmol/L} + 0,14 \cdot \frac{\text{mmol}}{\text{mgN}} \cdot (S_{\text{NH}_4\text{-Nzu}} - S_{\text{NH}_4\text{-Nab}}) \quad (19)$$

Bei Verfahren mit Druckbelüftung, also auch beim Biofilterverfahren, herrschen deutlich höhere CO_2 -Partialdrücke, so dass bei geringer Wasserhärte und hoher Sauerstoffausnutzung bei diesen Verfahren mit geringeren pH-Werten gerechnet werden muss. Der Effekt der pH-Absenkung ist bei gleicher Sauerstoffausnutzung stärker als beim Belegungsverfahren, weil eine Anreicherung von CO_2 im Biofilm statt findet. Wegen der üblicherweise hohen Sauerstoffgehalte ist die Sauerstoffausnutzung im Biofilter in der Regel jedoch nicht außergewöhnlich hoch.

2.2.7 Biomasse in Konkurrenz – Der nitrifizierende Biofilm

Im Gegensatz zum Belegungsverfahren, bei dem die Prozesse CSB-Entfernung und Nitrifikation kinetisch weitgehend voneinander unabhängig, im selben Reaktor zur selben Zeit stattfinden, werden bei Biofilmverfahren starke Einflüsse vor allem des heterotrophen Abbaus auf die Nitrifikation festgestellt.

Beim Vorhandensein von mehreren Substraten kommt es zur Konkurrenz verschiedener Bakterien um limitiert zur Verfügung stehende Stoffe, in der Regel um den Sauerstoff. Beim Vorliegen von abbaubarem CSB, Ammonium und Sauerstoff ist die Nitrifikation wegen der geringen Wachstumsrate der beteiligten Organismen benachteiligt. Ein nitrifizierender Biofilm kann bei

entsprechendem Substratangebot sehr schnell von heterotrophen Organismen überwachsen und damit aus dem aeroben Bereich „entfernt“ werden.

Harremoës (1982) entwickelte anhand eines einfachen Modells die im Folgenden angeführten Kriterien für den parallelen Abbau von organischen Inhaltsstoffen und für Nitrifikation in einem Biofilm. Es wird von einem hinsichtlich der heterotrophen Biomasse homogenen Biofilm ausgegangen, Stofftransport erfolgt nur durch Diffusion. Die Verteilung der nitrifizierenden Biomasse wird nicht als homogen angenommen, die Konzentration der nitrifizierenden Biomasse nimmt von einem (sehr kleinen) Ausgangswert an der Biofilmoberfläche im aeroben, Ammonium-versorgten Bereich exponentiell zu. Die Abbauraten für die organischen Stoffe sind im aeroben Bereich konstant (Reaktion 0. Ordnung). Die Abbauraten für Nitrifikation sind hinsichtlich der Stoffkonzentrationen 0. Ordnung, jedoch proportional zur Konzentration an nitrifizierender Biomasse.

Durch diese Vereinfachungen kann die allgemeine Biofilmgleichung für den stationären Fall (Gleichung 4) analytisch gelöst werden, bzw. abschnittsweise analytisch gelöst werden. Je nach Stoffkonzentrationen und Biofilmdicke sind sieben unterschiedliche limitierende Situationen denkbar (Abbildung 5).

Die Kriterien für die limitierende Situation werden anhand der Konzentrationen der abbaubaren gelösten organischen Inhaltsstoffe S_S (als BSB der filtrierten Probe), des Ammonium S_N , und des gelösten Sauerstoffs S_{DO} und anhand der relativen Eindringtiefe der betrachteten Substrate formuliert.

Ausgehend von den Stoffkonzentrationen an der Oberfläche, der Dicke des Biofilms und den Diffusionstiefen für einzelne Stoffe (unter Vernachlässigung anderer limitierender Parameter) werden dimensionslose Parameter abgeleitet, die eine Beurteilung der vorliegenden Limitierung erlauben.

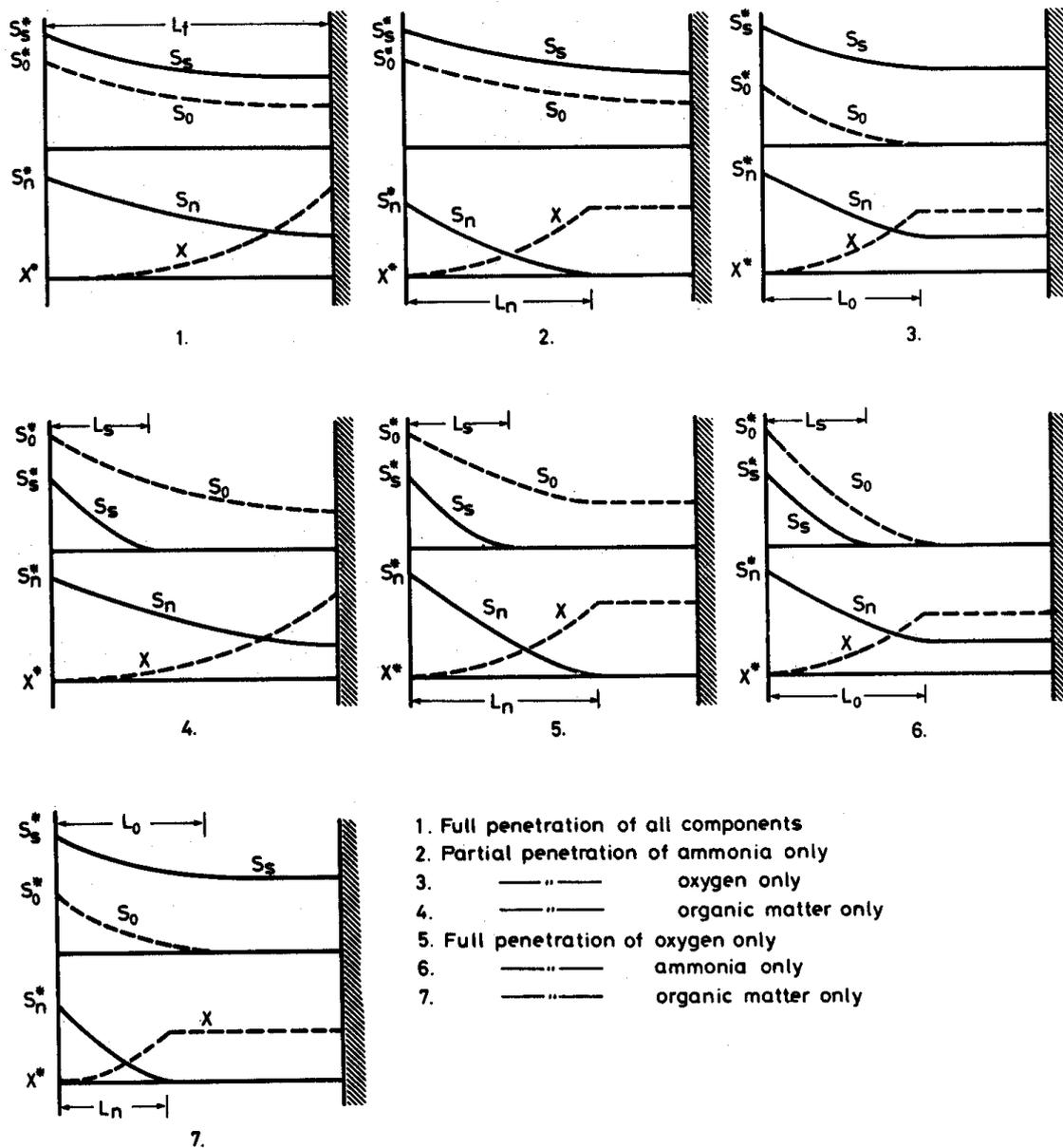


Abbildung 5: Konzentrationsverlauf im Biofilm bei 3-Stoff-Diffusion und Reaktionen 0. Ordnung. Es werden gelöster Sauerstoff (S_O), gelöste abbaubare organische Verbindungen (S_S) und Ammonium (S_n) berücksichtigt. Aus Harremoës (1982).

Für praktische Anwendungen in der Abwasserreinigung kann angenommen werden, dass der Fall 3 im Zulaufbereich von Reaktoren anzutreffen ist, der heterotrophe Abbau wird durch das Angebot an Sauerstoff beschränkt. Die Nitrifikation kann in diesem Fall vernachlässigt werden, weil die Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten deutlich unter jener der

heterotrophen Biomasse liegt und die Nitrifikanten sich daher nicht ausreichend schnell vermehren können. Im Übergangsbereich gilt an der Filmoberfläche:

$$\frac{f_s \cdot D_s \cdot S_s}{D_{DO} \cdot S_{DO}} = 1 \quad (20)$$

Der Faktor f_s bezeichnet in dieser Gleichung den Sauerstoffverbrauch je abgebauten Substrat, und erhält den Wert von v_{DO}/v_s , wobei v das stöchiometrische Verhältnis aus dem Verbrauch der jeweiligen Komponente zur Umsatzrate der Biomasse bezeichnet.

Die Sauerstoffversorgung reicht im Grenzfall gerade für den Kohlenstoffabbau aus. Daraus wird abgeleitet, dass eine ausreichende Vermehrung für die Nitrifikanten und damit eine signifikante Nitrifikationsrate erst möglich sind, wenn die Sauerstoffkonzentration Gleichung 21 entspricht (Harremoës, 1982).

$$S_{DO} > 0,15 \cdot S_s \quad (21)$$

Die wesentliche Schlussfolgerung aus Gleichung 20 ist, dass das Kriterium zum Erzielen der Nitrifikation die Konzentrationen von Sauerstoff und abbaubaren organischen Verbindungen sind. Der Prozess „Auswaschen“ von Nitrifikanten im Biofilm ist letztlich derselbe Prozess wie „Ausschwemmen“ von Nitrifikanten bei hochbelasteten Belebtschlammssystemen. Auf Reaktorskala bedeutet Gleichung 20, dass Nitrifikation nicht erfolgt, solange der nutzbare Sauerstoff nur der Kohlenstoffatmung entspricht. Ødegaard *et al.* (1994) stellten für Wirbelbettverfahren fest, dass sich Nitrifikation erst ab einer Flächenbelastung von schnell abbaubarem CSB (COD_{EBD}) unter $5 \text{ g } COD_{EBD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ etablieren konnte.

Dieser Zusammenhang wird bei der Bemessung von einstufigen Biofilmreaktoren häufig dadurch berücksichtigt, dass die zulässige organische Flächen- oder Raumbelastung für Nitrifikationsanlagen beschränkt ist (ATV, 1983, Nowak *et al.*, 1998). Erst wenn das organische Substrat für den heterotrophen Abbau limitierend ist, kann sich die Nitrifikation durchsetzen. Ammonium ist in hohen Konzentrationen vorhanden, die Umsatzrate wird durch den verfügbaren Sauerstoff bestimmt (Fall 6 nach Abbildung 5). Wenn die Penetrationstiefe für Ammonium jener des Sauerstoffs entspricht, also im Auslaufbereich eines voll nitrifizierenden Reaktors, ist das Ammonium für die

Umsatzrate limitierend und Sauerstoff ist im Überschuss vorhanden (Fall 5 nach Abbildung 5). Im Übergangsbereich gilt Gleichung 22, nämlich dass der Sauerstoffbedarf für Kohlenstoffabbau und Nitrifikation gerade dem Sauerstoffangebot entspricht (Harremoës, 1982).

$$\frac{f_S \cdot D_S \cdot S_S + f_{NH_4} \cdot D_{NH_4} \cdot S_{NH_4}}{D_{DO} \cdot S_{DO}} = 1 \quad (22)$$

$$S_{DO} > 0,15 \cdot S_S + 3,4 \cdot S_{NH_4} \quad (23)$$

Gönenç und Harremoës (1985) haben Laboruntersuchungen mit Scheibentauchkörpern durchgeführt, wobei sie das Kriterium nach Gleichung 22 nicht bestätigen konnten, und stattdessen folgendes Kriterium vorschlugen

$$\frac{f_{NH_4} \cdot D_{NH_4} \cdot S_{NH_4}}{D_{DO} \cdot S_{DO}} \sim 1 \quad \text{entspr.} \quad \frac{S_{NH_4}}{S_{DO}} \sim 0.4 \quad (24)$$

Williamson und McCarty (1976b) geben an, dass die Sauerstoffkonzentration dem 2,7-fachen der NH_4 -N-Konzentration entsprechen soll um Transportlimitierung von Sauerstoff zu vermeiden.

Ødegaard *et al.* (1994) haben Versuche mit Nitrifikation im einstufigen Wirbelbettverfahren durchgeführt, wobei Trägermaterial mit definierter Oberfläche zur Anwendung gelangte. Dabei fanden sie einen starken Zusammenhang zwischen der (flächenbezogenen) Ammonium-Umsatzleistung und dem Gehalt an gelöstem Sauerstoff im Reaktor. Dabei musste der Sauerstoffgehalt von 2 – 3 mg/L überschritten werden, um Nitrifikation zu erzielen. Nowak (2000) errechnete bei Untersuchungen an nachgeschalteten Tauchkörpern zur Nitrifikation, bei denen nach der Stufe zur Kohlenstoffentfernung auch eine Feststoffabtrennung erfolgte, auch bei geringen Sauerstoffgehalten (in der Wanne) wie z.B. 3 mg DO/L maximale Nitrifikationsumsätze von 0,5 – 1,1 g N/(m².d), wobei für einen einstufigen Tauchkörper beim selben Sauerstoffgehalt (in der Wanne) eine deutlich geringere Leistung von 0,2 g N/(m².d) ermittelt wurde.

Da bei Biofilmreaktoren in der Regel Kaskaden- oder Plug-flow-Reaktoren zum Einsatz kommen und die organische Belastung in Fließrichtung abnimmt, ändert sich das Verhältnis zwischen Stickstoff und abbaubaren organischen Stoffen

(z.B. als N/CSB) mit dem Fließweg. Wird die Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration ohne Information über die organische Belastung angegeben, so wird dieser Zusammenhang nicht berücksichtigt. Auch der Ansatz einer mittleren organischen Flächen- oder Raumbelastung kann nicht zur Beschreibung der Reinigungsleistung oder zur Dimensionierung für Nitrifikation genügen.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass bis zu sehr geringen NH_4 -N-Konzentrationen die Nitrifikation Sauerstoff-limitiert abläuft. Für alle praktischen Anwendungsfälle ist die Nitrifikation als Sauerstoff-limitierter Prozess zu betrachten. Die Fälle 1, 2, 4 und 7 aus Abbildung 5 sind für praktische Anwendungen im Allgemeinen nicht relevant.

Wanner und Gujer (1984) haben ein einfaches Modell für die Biomasseverteilung mit drei Substraten (Sauerstoff, CSB, Ammonium) und drei Biomasse-Komponenten (heterotrophe Biomasse, autotrophe Biomasse, inertes Material) für steady-state erstellt, und anhand dieses Modells die Populationsverteilung von schnell und langsam wachsenden Organismen in einem Biofilm in Abhängigkeit des Substratangebots dargestellt. Anhand des qualitativen Zusammenhanges stellen sie fest, dass

1. die Wachstumsbedingungen an der Unterlage dafür entscheidend sind ob eine Spezies sich im Biofilm entwickeln kann.
2. bei Konkurrenz um einen Stoff (Sauerstoff) schnell wachsende Organismen bei geringen Substratkonzentrationen (CSB) aus dem Biofilm ausgewaschen werden, wohingegen sie bei hohen Substratkonzentrationen die langsam wachsenden Organismen „überwachsen“.
3. die Aktivität der schnell wachsenden Organismenart von der langsam wachsenden Organismenart nur wenig beeinflusst wird. Schnell wachsende Organismen sind eher an der Biofilmoberfläche anzutreffen.
4. die langsam wachsende Organismenart eher in der Tiefe des Biofilms anzutreffen ist, und ihre Umsatzleistung stark von den schnell wachsenden Arten beeinflusst wird.

5. eine langsam wachsende Organismenart im Biofilm nicht notwendigerweise ausgewaschen wird, wenn die mittlere Wachstumsrate des Biofilms die maximale Wachstumsrate dieser Organismenart übersteigt.

Gerade Punkt 5 ist sehr bemerkenswert, und unterscheidet die Populationsdynamik in Biofilmsystemen entscheidend vom Belebtschlammssystem.

2.2.8 Grenzen des einfachen Modells

“A model never perfectly describes reality, nor is that a necessity. However, the model must describe enough of reality to answer the questions (hypotheses) that have been posed.” (Characklis, 1990)

In den vorangehenden Kapiteln wurden Modelle für Diffusion und Umsatzrate gelöster Stoffe dargestellt, und alle anderen Prozesse außer Acht gelassen. Das dabei angewandte Modell geht von einem charakteristischen Biofilmelement und von Gleichgewichtsbedingungen aus. Da die unterschiedlichen Prozesse verschiedene Geschwindigkeiten haben, ist es für die Anschaulichkeit und Berechenbarkeit sinnvoll, Bedingungen, deren Veränderung entweder bedeutend schneller oder bedeutend langsamer als der betrachtete Vorgang ablaufen, als konstant anzunehmen. Da die Zeitspannen der unterschiedlichen Prozesse sehr verschieden sind, ist es für praktische Zwecke durchaus sinnvoll, zum Beispiel für die Beurteilung der Diffusionsverhältnisse mit konstanter Biomassezusammensetzung zu rechnen, bzw. im Gegenzug bei der Modellierung der Populationsdynamik Gleichgewichts-Verteilungen der gelösten Stoffe anzunehmen. Die Zeitskala für unterschiedliche Prozesse wurde von Characklis (1990) etwa folgend angegeben:

Tabelle 6: Charakteristische Zeiteinheiten unterschiedlicher Prozesse

Prozess	Einheit
Ablösung des Biofilms	spontan
Diffusion gelöster Stoffe	Sekunden, Minuten
Biomassezuwachs, Abweidung, Zerfall	Tage
Veränderung der Biomassezusammensetzung	Wochen, Monate

Da reale Reaktoren sowohl in Fließrichtung als auch über den Fließquerschnitt nicht homogen durchmischt und besiedelt sind, müssen für die Abbildung eines Reaktors eine Reihe von idealen Biofilmelementen in Fließrichtung hinter- und nebeneinander angeordnet werden.

Die vereinfachenden Annahmen, wie zum Beispiel homogener Biofilm mit definierter Dicke und Bakterienkonzentration, oder Diffusion als einziger Transportvorgang, entsprechen nicht den mikroskopischen Beobachtungen von Biofilmen. Anhand eines komplizierteren Modells als des vorgestellten können viele wesentliche Aussagen weder deutlicher noch grundsätzlich anders dargestellt werden. Zusätzliche Vorgänge und Phänomene wie Hydrolyse, Quervermischung, durchströmte Kanäle im Biofilm etc. können häufig nur qualitativ erfasst werden. Aus diesem Grund und weil viele grundsätzliche Zusammenhänge auch bereits anhand des einfachen Modells in der Praxis bestätigt wurden, ist das einfache Biofilmmodell für viele Anwendungen ausreichend, bzw. bereits mit ausreichend vielen Unbekannten behaftet.

Die vorgestellten Modelle berücksichtigen nur Transport und Abbau von gelösten Stoffen. Ein großer Anteil der organischen Belastung im Rohabwasser liegt in partikulärer Form vor, auch im Ablauf einer Vorklärung sind die abfiltrierbaren Stoffe nicht zu vernachlässigen. Für einstufige Anwendungen bzw. als erste Stufe einer mehrstufigen Anlage spielen die Anlagerung und die Hydrolyse von Feststoffen eine wesentliche Rolle. In Hinblick auf die Abbauvorgänge wird eine Unterscheidung der Abwasserinhaltsstoffe, die üblicherweise als Summenparameter (z.B. CSB) angegeben sind, hinsichtlich diffusiv und nicht diffusiv als wichtig erachtet. Ähnlich wie beim Belebtschlammssystem ist die Angabe „gelöst“ bzw. „ungelöst“ (Membranfiltration mit Porenweite 0.45μ) für die Unterscheidung der Abbaukinetik meist ungeeignet. Ein entscheidendes Problem liegt darin, dass die notwendigen Analysemethoden zur Charakterisierung der Abwasserinhaltsstoffe in Hinblick auf ihr Diffusionsverhalten noch nicht entwickelt sind.

Für die Anwendung als nachgeschaltete Nitrifikation – nach erfolgtem Kohlenstoffabbau und nach Feststoffabtrennung – kann eine Berücksichtigung der Feststoffe entbehrlich sein. Eine grundsätzliche Vernachlässigung für zweite Stufen wird jedoch nicht empfohlen.

Für Belebtschlammanlagen hat die Entwicklung und Anwendung von Simulationsmodellen mittlerweile langjährige Tradition. So liegen mittlerweile viele Erfahrungen mit Modellen vor, und es stehen auch Methoden zur Verfügung, anhand derer eine Charakterisierung des Abwassers erfolgen kann und eine Ermittlung von sinnvollen Parametern für die Beschreibung der biologischen Vorgänge möglich ist. Dies beginnt mit der Abschätzung von Schlammproduktion und Sauerstoffverbrauch in Abhängigkeit der organischen Belastung und der Feststofffracht im Zulauf (Emde, 1980), geht über die stärker gegliederten Modelle ASM 1 (Henze *et al.*, 1987), ASM 2 (Henze *et al.*, 1995) und ASM 3 (Gujer *et al.*, 1999), bis zu integrierten Modellen für mehrstufige Anlagen (Winkler *et al.*, 2000).

Im Bereich der Biofilmverfahren wurden neben den einfachen, eindimensionalen Modellen für den Abbau gelöster Stoffe und homogener Biomasse, wie sie in diesem Kapitel dargestellt wurden, auch gegliedertere Modelle entwickelt und auch angewendet (z.B. Wanner und Gujer, 1986, Gujer und Boller, 1990, Gujer und Wanner, 1990, Wanner, 1995, Wanner und Reichert, 1996). Mit anspruchsvolleren Modellen können zusätzliche Phänomene wie z.B. das Verhalten von Mischpopulationen, Bewegung von Bakterien innerhalb der Biofilmmatrix, laminare Grenzschicht im Wasserfilm u.Ä. beschrieben werden.

Neben den genannten Vorgängen spielen auch Anlagerung, Hydrolyse und Ablösung der Feststoffe, Abweidung, Quervermischung der Biomasse bei Spülung, der Sauerstoffeintrag etc. eine wesentliche Rolle. Dabei handelt es sich um Vorgänge, die zum Teil nicht unabhängig voneinander untersucht werden können. Auch lässt sich die Biomassekonzentration (bzw. „typische“ Dichte und Dicke des Biofilms) in der Regel nicht bestimmen. Aus diesen Gründen stehen auch wenig „typische“ Parameter zur Beschreibung dieser Vorgänge zur Verfügung.

Mikroskopische Beobachtungen von Biofilmen zeigen unterschiedliche Bilder, wobei häufig in einen Basisbiofilm und einen Oberflächen-Biofilm unterschieden wird. Dabei handelt es sich beim Basisbiofilm um einen dicht gepackten Biofilm, in dem kein erheblicher Transport von suspendierten Feststoffen stattfindet. Es können nur gelöste Stoffe transportiert werden, der Stoffaustausch mit dem umgebenden Medium ist durch die Phasengrenzfläche möglich und erfolgt vor allem durch Diffusion.

Beim Oberflächen-Biofilm handelt es sich um eine lockere, eventuell fädige Struktur, deren Elemente vom Medium um- und durchströmt werden können. Der Oberflächen-Biofilm stellt hinsichtlich Struktur und Abbau-Eigenschaften ein Mittelding zwischen Basisbiofilm und suspendiertem Schlamm dar. Da das vorliegende Kapitel eine kurze Darstellung der Besonderheiten der Biofilmkinetik im Gegensatz zu Belebtschlammssystemen darstellt, wurde auf die Berücksichtigung des (Belebtschlamm-ähnlichen) Oberflächen-Biofilms verzichtet.

Suspendierte Partikel können in den Biofilm aufgenommen bzw. vom Biofilm in die Flüssigkeit abgegeben werden. Durch die bewegte Flüssigkeit kommt es auch zu erheblichem konvektiven Stofftransport in den porigen Kanälen des Biofilms. Auch sind die unterschiedlichen Organismen-Arten nicht homogen verteilt, sondern es kommt zur Bildung von Zell-Clustern, die kleinräumig stark inhomogen sind. Zur Zeit gibt es keine zwei- oder dreidimensionalen Biofilmmodelle, die diese Strukturen und Vorgänge befriedigend abbilden können. Für viele Anwendungsbereiche sind die eindimensionalen Modelle zur Beschreibung und für das Verständnis ausreichend.

2.3 Massenbilanzen

Massenbilanzen stellen eine Kontinuitätsbedingung für Prozesse dar, und sind ein hervorragendes Werkzeug für grundsätzliche und theoretische Überlegungen, sowie zur Modellbildung und zur Auswertung und Beurteilung von Messdaten.

Insbesondere für den Vergleich unterschiedlicher Verfahren sind Massenbilanzen sehr von Nutzen. Bei Verfahrensvergleichen ist grundsätzlich das Gesamtsystem zu betrachten, im Regelfall können einzelne Verfahrensstufen nicht losgelöst beurteilt bzw. verglichen werden. Anhand von Massenbilanzen können auch für Systeme mit internen Stoffkreisläufen die wesentlichen Stoffströme erkannt und quantifiziert werden. So kann anhand von Bilanzen über die Abwasserreinigungsstufe zum Beispiel festgestellt werden, ob der Rohschlammanfall beim einstufigen Belebungsverfahren (ohne Vorklärung oder Vorklärung mit geringer Aufenthaltszeit) und beim Biofilterverfahren zur Vollreinigung (Vorfällung, geringer Stabilisierungsgrad im Spülschlamm) unterschiedlich ist.

Die Prozesse der Abwasserreinigung unterliegen permanenten Veränderungen, sei es hinsichtlich der Belastung oder der Betriebsgrößen. Treten diese Veränderungen regelmäßig in gleicher Größenordnung auf und schwanken um einen konstant bleibenden Mittelwert (konstante Belastungsverhältnisse), so kann die Beschreibung eines stationären Systems zur Charakterisierung der Anlage dienen.

Neben der Systemabgrenzung und der Erkennung der relevanten Stoffströme spielt auch die zeitliche Komponente eine wesentliche Rolle. Einerseits spielen zufällige Messfehler (Messungenauigkeit) mit zunehmendem Auswertzeitraum eine geringere Rolle, andererseits kann bei ausreichend langem Auswertzeitraum die Änderung der Konzentration im Reaktor vernachlässigt werden.

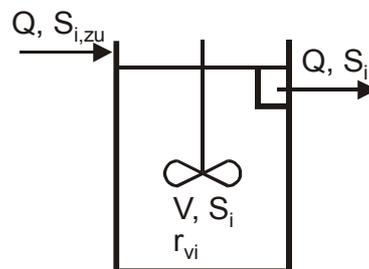


Abbildung 6: Rührkessel als exemplarischer Idealreaktor

Diese Besonderheiten können anhand des idealen Reaktors Rührkessel sehr anschaulich dargestellt werden. Der Rührkessel hat ein konstantes Volumen V , dessen Inhalt ideal durchmischt ist und in dem keine Gradienten von Zustandsgrößen (pH, Temperatur, Stoffkonzentrationen) auftreten. Er wird von einer Wassermenge Q durchflossen, der Durchfluss ist im Zulauf und im Ablauf gleich groß, das Füllvolumen ändert sich nicht. Da der Reaktorinhalt homogen durchmischt ist, sind die Stoffkonzentrationen S im Ablauf die selben wie im Reaktor.

Die Stoffbilanz für einen Stoff i hat die folgende Form:

$$Q \cdot S_{i,ZU} - Q \cdot S_i - r_{v,i} \cdot V - \frac{dS_i}{dt} \cdot V = 0 \quad (25).$$

Dabei bedeuten

$$S_{i,ZU} \quad \text{Zulaufkonzentration des Stoffes } i \quad [\text{mg/L}]$$

S_i	Konzentration des Stoffes i im Reaktor und im Ablauf [mg/L]	
$r_{V,i}$	volumetrische Umsatzrate für den Stoff i (positiv für Produkte, negativ für Edukte)	[g/(m ³ .d)]

Die gewöhnliche Differentialgleichung (25) kann für den stationären Zustand zu einer linearen Gleichung vereinfacht werden.

$$Q \cdot (S_{A,ZU} - S_A) = -r_A \cdot V \quad (26)$$

Die Auswertung der Betriebsdaten von den in dieser Arbeit dargestellten Pilotuntersuchungen beruhen in den meisten Fällen auf der Anwendung der Gleichung 26. Dabei handelt es sich zwar um eine mathematisch wie intellektuell anspruchslöse Beziehung, die Missachtung von Gleichung 26 kann jedoch insbesondere bei der Interpretation von Messwerten zu erheblichen Trugschlüssen führen, da häufig nur durch diese Beziehung Widersprüche in den Messdaten erkannt werden.

Gerade für Biofilmsysteme kann nicht widerspruchslös das Reaktormodell Rührkessel angewandt werden, weil wesentliche Charakteristika nicht erfüllt sind. Der Inhalt der Reaktoren ist nicht homogen durchmischt, auch ist das Füllvolumen nicht konstant. Da die gebildete Biomasse häufig im Reaktor akkumuliert und bei gezielt durchgeführten Spülungen kontrolliert entfernt werden soll, darf der Speicherterm der Bilanzgleichung bei kurzen Betrachtungszeiträumen nicht vernachlässigt werden. Häufig ist die Umsatzrate in Fließrichtung veränderlich, sodass statt Gleichung 25 eine partielle Differentialgleichung in Abhängigkeit der Zeit und des Fließweges angesetzt wird, oder der Biofilmreaktor durch eine Kaskade von seriell durchflossenen Rührkesseln idealisiert wird.

Ist der betrachtete Zeitraum lang genug, dass der Einfluss der Speicherung im Reaktor auf das Rechenergebnis der Bilanz vernachlässigt werden kann, so kann Gleichung 26 angewendet werden. Von Belebungsanlagen, bei denen die mittleren Verweilzeiten der flüssigen und festen Stoffe bekannt bzw. relativ einfach zu bestimmen sind, können die Minimalzeiträume für Bilanzen bestimmt werden, um den Einfluss des Fehlers bei der Speichererfassung für Bilanzen gering zu halten (Nikolavcic *et al.*, 1998, Müller, 1999). Häufig wird für Untersuchungen, bei denen die Feststoffe berücksichtigt werden müssen, die dreifache

mittlere Aufenthaltszeit der Feststoffe (z.B. Schlammalter bei Belebungsanlagen, Faulzeit bei Schlammfäulung) als Mindest-Bilanzzeitraum empfohlen.

Da die mittlere Verweilzeit der Feststoffe bei Biofilmsystemen in der Regel nicht bekannt ist, ist diese Empfehlung für den Anwender unbrauchbar. Aus Auswertungen von Betriebsergebnissen ist hervorgegangen, dass für Biofiltersysteme „system-typische“ Zeiten hinsichtlich der Veränderung der Biomasse nicht wesentlich von jenen für Belebtschlammssysteme mit gleicher Reinigungsleistung abweichen (Kroiß *et al.*, 1998).

2.4 Nitrifikation im Biofilter

Mit Biofiltration wird das um die biologische Reinigung erweiterte Verfahren der Raumfiltration bezeichnet. Im Allgemeinen können Bioreaktoren mit Filterwirkung als Biofilter bezeichnet werden. Um ein Verblocken der Filter zu vermeiden, sind wiederkehrende Spülungen des Filtermaterials erforderlich. Auch Tropfkörper (*engl. trickling filter*) können hinsichtlich ihrer Funktionsweise zu den Biofiltern gezählt werden, dies ist im deutschen Sprachraum jedoch unüblich.

Eine Begriffsdefinition ist in ATV (2000a) angeführt: „... *Im fachlichen Sprachgebrauch sind die in der Literatur zu findenden Begriffe Biofilter, biologischer Filter, biologisch aktivierter oder intensivierter Filter nicht klar umrissen. Sie wollen jedoch deutlich machen, dass neben den im Vordergrund stehenden biologischen Behandlungsprozessen stets auch ein gezielter Suspensarückhalt durch Filtration gewährleistet sein soll und sie sich somit vornehmlich auf Reaktoren mit feinkörnigen Trägermaterialien beziehen.*

Der ‘Biologische Filter’, kurz ‘Biofilter’, wird im folgenden nach CEN 1085 definiert als ‘Biofilmreaktor mit einem Festbett aus körnigem Material als Füllstoff, in dem Filtration und biologischer Abbau kombiniert erfolgen.’ ...“

Bei den in dieser Arbeit behandelten Biofiltern handelt es sich um Festbettreaktoren, die mit körnigem Material gefüllt sind. In diesen Reaktoren finden Raumfiltration von Feststoffen und biochemischer Stoffumsatz simultan statt. Aufgrund des Biomassezuwachses im Filterreaktor und wegen der hohen hydraulischen Beaufschlagung und Luftbeaufschlagung ist die Filterwirkung

geringer als bei einem klassischen Raumfilter, der nur zum Suspensarückhalt angewendet wird.

Die beiden Prozesse Filtration und biologischer Abbau sind in ihren Ansprüchen an die Verfahrenstechnik stark unterschiedlich. Für den biologischen Abbau ist ein möglichst enger Kontakt zwischen Biomasse und Abwasser erforderlich. In einem Filter kann sich freischwebende Biomasse nicht ausreichend vermehren, sondern es bilden sich Biofilme an der Oberfläche des Füllmaterials aus.

Der Abbau im Biofilm ist in Biofiltern zur Abwasserreinigung durch den Stofftransport in den Biofilm limitiert. Die durch Filtration aus dem Abwasser entfernten Stoffe – Feststoffe aus dem Zulauf zum Filter und abgelöste Biofilm-Partikel – werden in den Biofilm eingebaut und verlängern die Diffusionsstrecke. Auch wirken sich die für die Nitrifikation erforderliche Belüftung und hohe Fließgeschwindigkeiten negativ auf den Feststoffrückhalt aus. Es können daher nicht beide Prozesse gleichzeitig optimiert werden. Bei nachgeschalteten Verfahren sind die im Zulauf zum Filter vorliegenden Feststoffgehalte ebenso wie der in der Filterstufe anfallende Schlammzuwachs häufig gering, sodass ein Füllmaterial mit hoher spezifischer Oberfläche zum Einsatz gelangen kann und der Feststoffgehalt auch im Ablauf der Filterstufe gering ist.

Ausgehend von Anlagen zur Restreinigung kommen vermehrt auch Anlagen mit Biofilter als biologische Hauptstufe zur Anwendung. In Österreich wird die Biofiltration kaum angewendet, international gibt es jedoch Anlagen in allen Größenordnungen. Einen Überblick über Anwendungen in Deutschland ist in Barjenbruch (1997), ATV (2000a) und Barjenbruch und Boll (2000) zu finden.

Noch vor wenigen Jahren wurde der erforderliche Beobachtungs- und Erfahrungsprozess zur Beurteilung von Anforderungen und Verfahrenstechnik der Biofiltration als noch nicht ausreichend für die allgemeine Anwendung in der kommunalen Abwasserreinigung betrachtet (Schleypen *et al.*, 1997). Demnach können neue Verfahren dann empfohlen werden, wenn

- ihre Wirkungsweise naturwissenschaftlich und verfahrenstechnisch nachvollziehbar ist und klare Bemessungsgrundlagen vorliegen
- die möglichen Einsatzbereiche und Ausbaugrößen feststehen,

- Leistungsfähigkeit, Stabilität und Flexibilität langfristig unter den Bedingungen der Praxis nachgewiesen sind,
- Betriebsvorschriften vorliegen und das Betriebspersonal damit in der Lage ist, die Anlagen richtig und effizient zu betreiben, und
- die Gesamtwirtschaftlichkeit für Bau und Betrieb in der Praxis erfüllt ist.

Entwicklungsbedarf wurde dabei insbesondere für den ersten Punkt der klaren Bemessungsgrundlagen, und für die langfristige Betriebserfahrung unter Praxis-Bedingungen festgestellt. Da mittlerweile jedoch sehr viele Biofilteranlagen auch großtechnisch und langjährig in Betrieb sind, ist diesbezüglich vor allem ein Defizit in der Veröffentlichung ausgewerteter Betriebsergebnisse zu bedauern. Es sind nur wenig Betriebsergebnisse großtechnischer Anlagen veröffentlicht. Betriebswerte wurden zum Beispiel in Barjenbruch (1997), Tränckner (1999), Sagberg *et al.* (1998) und Gassen (2000) veröffentlicht. Beispiele für die Verfahrensführung sind in Abbildung 7 und Abbildung 8 dargestellt.

Wie bei allen biologischen Verfahren hängt das Potenzial der Umsatzrate auch beim Biofilterverfahren von der zur Verfügung stehenden Biomasse ab. In simplen Worten können die (in der Vergangenheit gebildeten und gegenwärtig aktiven) Bakterien nur dann die aktuell anfallenden Stoffe umsetzen, wenn sie in genügender Menge vorhanden und substratversorgt sind. Daraus können – am Beispiel der Nitrifikation - vier Einflussfaktoren für die Umsatzkapazität grob festgelegt werden:

1. Nitrifizierte N-Fracht. Die Bildung von Nitrifikanten korreliert direkt mit dem Stickstoffumsatz. Je geringer die in der Vergangenheit nitrifizierte N-Fracht ist, um so weniger nitrifizierende Biomasse wurde gebildet.
2. Aktuelle Substratversorgung. Nur jene Nitrifikanten, die ausreichend mit Substrat versorgt sind (DO, $\text{NH}_4\text{-N}$, P, Spurenelemente, pH-Wert), können zum aktuellen Umsatz beitragen. Unter praktischen Bedingungen ist häufig die aerobe Zone maßgebend für die aktive nitrifizierende Biomasse. Die maximale Umsatzrate hängt von der Temperatur und der Substratversorgung ab.

3. Absterben und Zerfall von Biomasse. Gebildete Nitrifikanten können nur in beschränktem Ausmaß im Vorrat „gezüchtet“ werden. Gebildete Biomasse wird durch Fraß oder Zerfall verringert.
4. Gezielter Schlammabzug. Allein durch den Schwebstoffabtrieb der biologischen Stufe kommt es bereits zu einem Austrag von Biomasse. Bei gezieltem Feststoffaustrag (Spülung) wird ein Teil der aktiven Biomasse aus dem Reaktor ausgetragen und steht nicht mehr für den Stoffumsatz zur Verfügung.

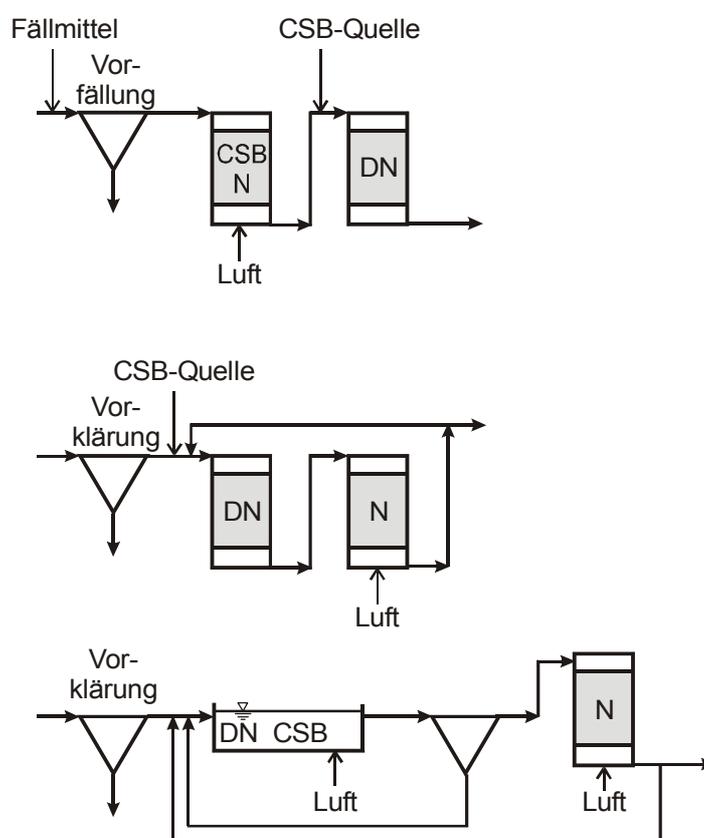


Abbildung 7: Verfahrensführung für den Einsatz der Biofiltration zur Nitrifikation als biologische Hauptstufe

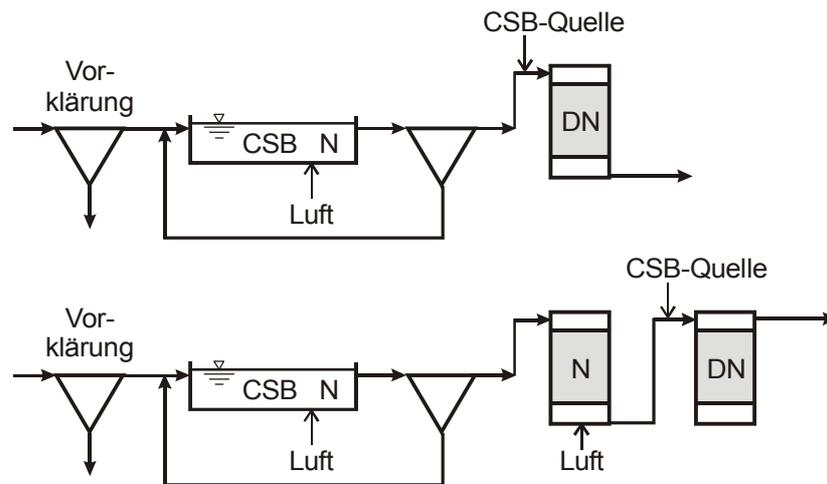


Abbildung 8: Verfahrensführung für den Einsatz der Biofiltration als nachgeschaltete Reinigung

2.4.1 Abwasserzusammensetzung

Der Gehalt abbaubarer organischer Verbindungen hat einen deutlichen Einfluss auf die Nitrifikationsleistung in einem Biofilter. Die Abwasserzusammensetzung, die im Zulauf zum Nitrifikationsreaktor auftritt, hängt von der Qualität des Rohabwassers, sowie vom Verfahrenskonzept und von der Effizienz der Vorreinigung ab (Vorfällung, biologische Vorreinigung in einer Hochlast-Stufe, Vollreinigung hinsichtlich Kohlenstoff-Verbindungen, Feststoffabtrennung in der Vorklärung/Zwischenklärung, Rezirkulation von gereinigtem Abwasser). Auch Schwankungen der Abwasserzusammensetzung – zufolge Änderungen in der zufließenden Belastung oder Wassermenge, aber auch zufolge unterschiedlicher Reinigungsleistung in einer vorangegangenen Verfahrensstufe – sind von Einfluss auf die Reinigungsleistung. Auf Belastungsschwankungen wird in Kapitel 2.4.5 eingegangen.

Wird auch die Denitrifikation in einer Biofilteranlage durchgeführt, so fehlt es häufig an verfügbarem abbaubarem Substrat für die (anoxische) Kohlenstoffatmung. Einerseits wird wegen der erforderlichen Vorklärung bzw. Vorfällung nicht die gesamte organische Schmutzfracht in die Denitrifikationsstufe eingebracht werden, andererseits ist die Aufenthaltszeit der gelösten Stoffe aber auch der Feststoffe in hochbelasteten Biofilterreaktoren gering. Die Denitrifikation im Biofilter wird durch den verfügbaren Kohlenstoff, das verfügbare Nitrat, den gelösten Sauerstoff und durch den Stofftransport, bzw. die Diffusion in den und im Biofilm, beeinflusst.

Wegen der kurzen hydraulischen Aufenthaltszeiten in Biofiltern können nur rasch abbaubare CSB-Fraktionen als CSB-Quelle genutzt werden (Tschui, 1994). Gelöste CSB-Fraktionen, die zuerst noch hydrolysiert werden müssen und somit nicht direkt für die Organismen verfügbar sind, können kaum genutzt werden. Demgegenüber können organische Partikel, die im Filterbett zurückgehalten werden, ein weiteres Potenzial als CSB-Quelle für die Denitrifikation darstellen.

Um die geringe Denitrifikationskapazität auszugleichen und obligatorisch für Anwendungen der nachgeschalteten Denitrifikation wird die Abwasserzusammensetzung in der Regel durch eine externe CSB-Quelle an die Reinigungserfordernisse angepasst. Jansen *et al.* (1994) haben Untersuchungen mit Pilot-Biofilteranlagen und unterschiedlichen CSB-Quellen zur Denitrifikation durchgeführt, wobei vorgeklärtes Abwasser, Ablauf einer Vorfällung und mit Azetat aufgestockter Ablauf einer Nitrifikationsanlage zur Anwendung gelangten. Sie haben die organischen Verbindungen in drei Fraktionen aufgeteilt, eine Fraktion von sofort verfügbaren organischen Komponenten, eine leicht hydrolysierbare Fraktion und eine langsam hydrolysierbare resp. inerte Fraktion. Dabei haben sie festgestellt, dass in Biofiltern zur vorgeschalteten Denitrifikation die sofort verfügbaren organischen Verbindungen zur Gänze entfernt wurden. Nur nach Dosierung von Azetat im Überschuss wurde im Ablauf der Denitrifikation sofort verfügbares Substrat wiedergefunden. Von den leicht hydrolysierbaren Stoffen wurde ein erheblicher Anteil nicht in der Denitrifikationsstufe entfernt und gelangte in die Nitrifikationsstufe. Pujol *et al.* (1994) geben an, dass eine effektive Denitrifikation im Biofilter nur mit externem Substrat erreicht wird.

Die Feststoffabtrennung im Zulauf zur Biofiltration spielt eine wesentliche Rolle für die Spülintervalle und somit für die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens. Im Extremfall können die Spülzyklen bei unzureichender Feststoffabtrennung so weit verkürzt werden, dass der produzierte Ablauf als Spülwasser nicht ausreicht, wodurch die Funktion der Reinigungsanlage nicht mehr gegeben ist.

Der ATV-Bericht ATV (2000a) bezieht sich auf Tschui (1994), wonach der Feststoffgehalt des Zulaufs zum Biofilter im Tagesmittel 50 – 75 mg/L nicht überschreiten soll. Barjenbruch und Boll (2000) empfehlen Feststoffgehalte unter 50 - 60 mg/L. Bei der Anwendung als biologische Hauptstufe ist daher grundsätzlich eine Vorklärung des Rohabwassers erforderlich. Nach den

Bemessungsvorschriften der ATV (2000b) bedingt dies Vorklärbecken mit mehr als 1,5 Stunden Aufenthaltszeit. Bigot *et al.* (1999) berichten von einem Prozess mit einem Zweischichtfilter, bei dem keine Vorklärung erforderlich ist, sondern das Abwasser direkt nach dem Feinrechen in die Filterstufe eingebracht werden kann.

2.4.1.1 Abbau von CSB und Nitrifikation in einem Reaktor

Für gewöhnlich sind die Reaktionen und Reaktoren für CSB-Abbau und Nitrifikation getrennt, und müssen separat bemessen und optimiert werden. Eine Ausnahme bildet hier nur der Schwimmfilter, weil bei der Spülung jeweils das gesamte Filterbett (Denitrifikations- und Nitrifikationszone) umgeschichtet wird (Barjenbruch und Boll, 2000).

Aus Kapitel 2.2.7 ist bekannt, dass ein simultaner Abbau von organischen Stoffen und Ammonium nur beschränkt möglich ist. Ist der CSB-Gehalt im Zulauf zum Nitrifikationsreaktor nicht zu vernachlässigen, so kann eine Zonierung im Reaktor in einen eher CSB-abbauenden Teil und einen nitrifizierenden Reaktorteil erkannt werden. Je nach Schwankung der Belastung und im Laufe des Spülzyklus ändern sich die Grenzen zwischen diesen Zonen. Nach Boller *et al.* (1998) nimmt die Nitrifikationsleistung bei Raumbelastungen $> 3 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ gegenüber Verhältnissen ohne markante organische Belastung deutlich ab.

Bei Verfahren mit vorgeschalteter Denitrifikation kann der Kohlenstoffabbau in der Denitrifikationszone limitiert sein. Steht nicht ausreichend Nitrat zur Verfügung, so bleibt (gelöster) CSB übrig und wird in die darauffolgende (Nitrifikations-)Stufe eingetragen. Ist die Denitrifikationsstufe (wegen Stoßbelastung, zu geringem Schlammalter, Nitratmangel, nicht ausreichender Belüftung) überlastet, dann bewirken die in die Nitrifikation eingetragenen organischen Stoffe eine Reduktion des Nitrifikationsvolumens (der sauerstoffversorgten nitrifizierenden Biomasse). Im Extremfall kann dies dazu führen, dass die Nitrifikation nicht vollständig erfolgt, daher wiederum weniger Nitrat für die Denitrifikation zur Verfügung steht und sowohl der CSB-Abbau als auch die Nitrifikation verschlechtert werden. Diesem Problem ist durch ausreichende Dimensionierung und die Installation einer entsprechend leistungsfähigen Belüftungseinrichtung auch in der Denitrifikationszone

entgegenzuwirken. Dieser Belastungsfall tritt auch beim Einfahren einer Anlage mit vorgeschalteter Denitrifikation ein.

Bei Pilotuntersuchungen zur zweistufigen Biofiltration (Kapitel 3) war der CSB-Abbau in der Denitrifikationsstufe nicht vollständig, sodass auch in der Nitrifikationsstufe ein erheblicher Kohlenstoffabbau stattgefunden hat.

2.4.1.2 Hydrolyse von Feststoffen

Im Gegensatz zum Abbau von gelösten Stoffen, und insbesondere der Ammonium-Oxidation, ist die Hydrolyse von Feststoffen im Biofilm deutlich weniger untersucht und in der Literatur beschrieben. Schon vom Belebungsverfahren ist bekannt, dass die Hydrolyse von Feststoffen ein wesentlich langsamerer Vorgang ist als der Abbau von gelösten (bzw. diffusiven) Stoffen. Im Belebtschlamm-Abwasser-Gemisch werden Feststoffe in die Bakterienflocken eingebaut und sind an der gesamten Feststoffoberfläche der Hydrolyseaktivität ausgesetzt.

Im Biofilter müssen die suspendierten Feststoffe und Kolloide vor dem biologischen Abbau aus dem Abwasser an den Biofilm angelagert und in den Film transportiert werden. Da die Kontaktzeit im Filter sehr kurz ist, kann bei hoher Filtergeschwindigkeit und hoher Luftbeaufschlagung die Anlagerung der Feststoffe unzureichend sein. Bei Pilotuntersuchungen stellten Pujol *et al.* (1998) bei sehr hohen Filtergeschwindigkeiten von $10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ und sehr kurzer hydraulischer Aufenthaltszeit (10 Minuten) allerdings keine Verschlechterung des Schwebstoffrückhalts im Nitrifikationsfilter fest, und geben an, dass auch hinsichtlich des BSB_5 -Abbaues keine Auswirkung der geringen Aufenthaltszeit auf die Reinigungsleistung besteht.

Hydrolyse kann an der Interaktionsfläche zwischen den Feststoffen und den Bakterien stattfinden. Durch die Vorgänge oberflächliche Anlagerung an die Biofilm-Oberfläche (Filtration), Transport von Partikeln in die Tiefe des Biofilms und Biomassewachstum auf den angelagerten Feststoffen werden die Partikel in den Biofilm eingebaut. Bei diesen Prozessen handelt es sich um langsamere Vorgänge als den Transport der gelösten Stoffe. Auch sind Feststoffe und Bakterien nicht im gesamten Reaktor gleichmäßig verteilt, wodurch die Hydrolyse im Zulauf gegenüber dem Auslaufbereich des Reaktors

verringert ist. Für den Hydrolyseprozess im Biofilm bestehen unterschiedliche Modellvorstellungen:

- Hydrolyse erfolgt durch extrazelluläre Enzyme, die in die flüssige Phase ausgeschieden werden. Die Hydrolyseprodukte werden dadurch zu gelösten Stoffen, die in den Biofilm und durch die Bakterienzellmembranen diffundieren können.
- Die für die Hydrolyse eingesetzten Enzyme befinden sich an der Oberfläche der Bakterien, wo auch die Feststoffe adsorbieren. Der Diffusionsweg ist dadurch sehr kurz, der Gehalt an Hydrolyseprodukten in der flüssigen Phase ist gering.

Je nach Verfahren ist eines dieser Modelle geeigneter. In Biofiltern werden die Feststoffe aus dem Abwasser physikalisch abgetrennt, für diese Reaktoren ist die Hydrolyse am, resp. im Biofilm ein geeigneterer Ansatz als die Hydrolyse mithilfe von im Umgebungsmedium gelösten Enzymen, welcher eher für Wirbelbettreaktoren empfohlen wird, bei denen der Volumensanteil der flüssigen Phase im Vergleich zur Biofilmoberfläche deutlich höher ist (*Æsøy et al.*, 1998).

Die abfiltrierten Stoffe werden im Biofilter nur beschränkt abgebaut, daher ist der Stabilisierungsgrad im Spülschlamm von Biofiltern nicht sehr hoch. Aus Sicht der Schlammbehandlung bedeutet dies einen höheren Rohschlammanfall als z.B. bei nitrifizierendem Belebtschlamm, für die mesophile Schlammfäulung steht jedoch gleichzeitig mehr abbaubares organisches Material zur Verfügung, was sich positiv auf die Gasausbeute auswirkt.

Wird die Biofiltration für „reine“ Nitrifikationsstufen oder für Rest-Nitrifikation angewendet, so ist – je nach Vorbehandlung – der organische Anteil im Abwasser bereits weitgehend entfernt. Für reine Nitrifikationsstufen sind der Primärschlammanteil im Spülschlamm (nicht hydrolysierte Feststoffe) und der biologische Schlammanfall gering.

2.4.2 Luftbeaufschlagung und hydraulische Beschickung – Turbulenz und Sauerstoffausnutzung

In Kapitel 2.2.4 wurde die Auswirkung der laminaren Grenzschicht zwischen umgebender Flüssigkeit und Biofilm beschrieben. Je dünner diese Grenzschicht

ist, umso weniger Widerstand kann sie dem Stofftransport bieten. Beim Biofilterverfahren kann eine Beeinflussung baulich erfolgen, indem die Reaktoren mit geringer Grundfläche und großer Höhe ausgeführt werden, oder indem mehrere Reaktoren in Serie betrieben werden, um hohe Filtergeschwindigkeiten zu erreichen. Aus betrieblicher Sicht können die Prozessluftmenge und – bei Systemen mit Rezirkulation – die Wassermenge verändert werden. Neben der Verringerung der laminaren Grenzschicht bewirken höhere hydraulische Beschickung und höhere Prozessluftmenge mehr Dispersion, also eine bessere Durchmischung und daher eine Verringerung von Totzonen im Filterbett, was zur Vergleichmäßigung der Belastung und der Biomasse im Reaktor beiträgt, und schließlich höhere Sauerstoffkonzentrationen im Reaktor.

Aus reaktorkinetischer Sicht ist der Biofilter – ähnlich wie der Tropfkörper – praktisch als Rohrreaktor zu bezeichnen. Etwa $2/3$ des Gesamtvolumens werden vom Füllmaterial eingenommen, daher stehen nur etwa $1/3$ des Volumens für die Biomasse, die Luftblasen und das Abwasser zur Verfügung. Dies bedeutet gleichzeitig, dass die Fließgeschwindigkeit im Reaktor mindestens dreimal so hoch ist wie die Filtergeschwindigkeit. Je nach Belüftungsintensität führt die Rückvermischung zu einem gewissen Abweichen vom Rohrreaktor in Richtung Rührkessel. Die Belüftung führt aber auch zur Ausbildung eines kanalartigen, über den Querschnitt inhomogenen Fließverhaltens (Tschui, 1994). Untersuchungen über die Durchströmung eines halbtechnischen Reaktors sind in Brinke-Seiferth (1999) dargestellt.

Anhand von Betriebsdaten nicht nitrifizierender Biofilter stellten Canler und Perret (1994) an Großanlagen eine Verschlechterung des Wirkungsgrades der CSB-Entfernung mit zunehmender Filtergeschwindigkeit fest. In diesen Untersuchungen variiert die Filtergeschwindigkeit im Bereich von 1 bis 4,5 m/h.

Der Einfluss von Luftbeaufschlagung und Wassergeschwindigkeit auf die Nitrifikationsleistung wird in Peladan *et al.* (1996, 1997a) beschrieben. Da diese Untersuchungen ohne Ammoniumlimitierung und ohne organische Belastung betrieben wurden, können die Effekte unterschiedlicher Nitrifikationsraten den eingestellten Versuchseinstellungen direkt zugeordnet werden, was unter Betriebsbedingungen kaum möglich ist. Die Sauerstoffkonzentrationen im Filterbett sind nicht angegeben, der gelöste Sauerstoff im Ablauf sei jedoch nahe der Sättigung gewesen.

Da die Ausbildung der laminaren Grenzschicht und von Totzonen nicht unabhängig voneinander auftreten bzw. provoziert werden können, können diese beiden Phänomene nicht getrennt untersucht und beurteilt werden. Auch steigt unter Betriebsbedingungen, bei denen die Sauerstoffkonzentration in den Reaktoren in der Regel unterhalb des Sättigungswertes ist, mit zunehmender Luftbeaufschlagung die Konzentration des gelösten Sauerstoffs. Auch dies führt zu einer Erhöhung der maximalen Umsatzrate für die Nitrifikation. Da die Verteilung der Sauerstoffkonzentration in einem Biofilter für gewöhnlich nicht bekannt ist, ist eine Zuordnung der unterschiedlichen Einflüsse auf die gemessenen Umsatzraten selten möglich. Dies ist vermutlich auch der Grund dafür, dass wenig Literatur über den Zusammenhang zwischen Belüftungsrate, hydraulischer Beeinflussung und Nitrifikationskapazität zur Verfügung steht, bzw. für die Simulation solcher Effekte kaum „typische“ Kennzahlen vorliegen.

Da alle Effekte sich mit zunehmender Wasser- und Luftgeschwindigkeit positiv auf die maximale Umsatzrate der Nitrifikation auswirken, ist eine Regelung der Prozessluftmenge im Biofilter anhand der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration sinnvoll möglich, auch ohne die Effekte im Detail zu erfassen. Bei einer Regelung sollte die Luftmenge daher soweit reduziert werden, dass ein Minimum an Sauerstoffzufuhr und Turbulenz eingehalten wird und die Ablaufkonzentration für $\text{NH}_4\text{-N}$ gering ist.

Untersuchungen an Pilotanlagen und Vergleichsmessungen mit entnommenem Biofiltermaterial im Labormaßstab von Tschui *et al.* (1994) zeigen einen großen Einfluss der Filtergeschwindigkeit im unteren Bereich (4 bis 6 m/h).

Nach Peladan *et al.* (1996) führte eine Verdoppelung der Luftmenge bei einer Pilotanlage zu einer Steigerung der Nitrifikationsrate um den Faktor 1,25 bis 1,35 für einen Filter mit 3 m Füllhöhe, bzw. 1,2 bis 1,3 bei 4 m Füllhöhe. Bei anderen Untersuchungen wurde bei einer Erhöhung der Luftbeaufschlagung von 5 auf 72 $\text{Nm}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ nur eine Verdopplung der Umsatzrate festgestellt (Peladan *et al.*, 1997a). Ähnlich wie bei Belebungsanlagen ist eine Verbesserung der Reinigungsleistung durch Erhöhung der mit Sauerstoff ausreichend versorgten Biomasse (aerobes Volumen) deutlich wirkungsvoller zu erreichen. In gewissem Bereich und zum „Abfangen“ von Spitzenbelastungen kann es jedoch auch sinnvoll sein, zur Erhöhung der Umsatzrate die Luftmenge kurzfristig anzuheben.

Wie den Abbildungen aus Peladan *et al.* (1997a) entnommen werden kann, ist der Effekt von höherer Umsatzrate mit zunehmender Luftmenge im Bereich geringer Luftbeaufschlagungen (ca. 5 bis 20 Nm³/(m².h)) hoch. Daher ist es sinnvoll, die Luftmenge im unteren Bereich einer Regelung zu unterwerfen, einerseits um den Energieaufwand in Grenzen zu halten, andererseits um die Masse an Ammonium-limitierter Biomasse im Sauerstoff-versorgten Reaktorbereich und damit den Verlust von Nitrifikationskapazität durch Absterben und Zerfall gering zu halten. Ist die Luftbeaufschlagung bereits hoch, so kann auch eine Erhöhung der Luftmenge zu keiner wesentlichen Verbesserung führen.

Unter Betriebsbedingungen kann die Wassermenge (wenn keine reaktorinterne Rezirkulation vorgesehen ist) häufig nicht unabhängig vom Gesamtsystem optimiert werden. Die Wassermenge ist durch die Zulaufwassermenge, durch den Spülwasseranfall und durch die Anzahl der Filterzellen (während der Spülung sind maximal n-1 Zellen in Betrieb) bestimmt. Bei Systemen mit vorgeschalteter Denitrifikation ist insbesondere auch die interne Rezirkulation zwischen Nitrifikations- und Denitrifikationszone zu berücksichtigen. Dies bedeutet gleichzeitig, dass die Beschickungswassermenge für den Biofilter von der Stickstoffentfernung bestimmt wird, und nach der Dimensionierung des Reaktors im Wesentlichen festgelegt ist. Die Filtergeschwindigkeit wird durch die Bauhöhe der Biofilter determiniert, die üblicherweise 3 bis 4 m beträgt (ATV, 2000a). Als Betriebsparameter für die Anpassung an die Belastung hinsichtlich Nitrifikation verbleibt daher die Luftbeaufschlagung. Die zugeführte Luftmenge ist sinnvoll an die zu nitrifizierende Stickstofffracht anzupassen.

Unter Betriebsbedingungen ist die Filtergeschwindigkeit in der Regel im Bereich von 2 - 5 m/h, wobei 10 m/h für gewöhnlich nicht überschritten werden. Die Luftbeaufschlagung beträgt 5 – 20 Nm³/(m².h), nach den Empfehlungen der Anbieter soll der Minimalwert nicht unterschritten werden.

Als weiterer Effekt der Belüftung ist die Sauerstoffausnutzung des Belüftungssystems von Einfluss auf die Nitrifikationsleistung. Vereinfacht gesprochen und wie aus dem Belebtschlammverfahren bekannt, kann durch ein sehr effizientes Belüftungssystem der Energieaufwand für die Sauerstoffzufuhr gering gehalten werden. Mit zunehmender Sauerstoffausnutzung steigt der Partialdruck von CO₂ und dadurch sinkt der pH-Wert in der flüssigen Phase. Diese pH-Verschiebung wird durch die Diffusion verstärkt, wie in Kapitel 2.2.7

dargestellt wurde. Beim Betrieb von Pilotanlagen stellte Tschui (1994) unter pH 7,5 in der flüssigen Phase bereits Beeinträchtigung der Nitrifikationsleistung fest, wobei die Umsatzrate bei pH 6,5 – 6,7 bereits zu vernachlässigende Werte einnahm.

Hinsichtlich der Sauerstoffausnutzung wird im ATV-Bericht 2.6.4 (ATV, 2000a) darauf hingewiesen, dass in der Literatur sehr unterschiedliche Angaben vorliegen. So werden Werte von 18 bis 22 g O₂/Nm³_L/m_{ET} bzw. von 9 bis 15 g O₂/Nm³_L/m_{ET} angeführt. Auch hier sind system- und abwasserbedingt Unterschiede gegeben. Tschui (1994) führt aus, dass rund 75 % des Energieverbrauchs auf den Lufteintrag entfallen. Angesichts dieses hohen Anteils am Energieverbrauch kommt einer Regelung der Sauerstoffzufuhr im Biofilter eine besondere Bedeutung zu.

Beim Belebungsverfahren kann eine Regelung der Sauerstoffzufuhr nach dem Sauerstoffgehalt im Belebungsbecken zu sehr guten und stabilen Reinigungsergebnissen führen (Svardal, 1997). Bei Biofiltern ist keine Regelstrategie bekannt, die allein auf dem Gehalt an gelöstem Sauerstoff beruht.

Häufig wird die Belüftung nach sehr einfachen Methoden betrieben, zum Beispiel indem die Verdichter während der Tagesspitze mit einer höheren Drehzahl betrieben werden als außerhalb der Spitzenzeiten (z.B. 2 Stufen bei polumschaltbaren Verdichtermotoren). Eine einfache Steuerung der Prozessluft nach der NH₄-N-Fracht im Zulauf zur Biofiltration, die auf der Kläranlage Rostock angewendet wird, ist in Tränckner (1999) beschrieben. Auf Basis der NH₄-N-Zulauffracht wird die erforderliche Luftmenge mit einer Faustformel bestimmt. Überschreitet der errechnete Wert die Gebläseleistung der 1. Stufe, so wird das Gebläse auf die 2. Stufe geschaltet. Die angewendete Faustformel lautet wie folgt:

$$Q_L = \frac{Q_Z}{N_F} \cdot \left(c_{\text{NH}_4\text{-N,Z}} \cdot \frac{1}{12} \right)$$

Dabei bedeuten

Q_L	Luftbedarf je Filterzelle	[Nm ³ /h]
Q_Z	Zulaufmenge zur Filterstufe	[m ³ /h]

N_F	Anzahl der Filterzellen in Betrieb	[-]
$c_{NH_4-N,Z}$	NH_4-N -Konzentration im Zulauf zur Filterstufe	[mg/L]

Puznava *et al.* (2000a, 2000b) beschreiben zwei Arten der Luftmengenregelung für Schwimmfilter mit vorgeschalteter Denitrifikation, die mit vorgeklärtem Abwasser betrieben wurden. Eine Regelung erfolgt nach dem gelösten Sauerstoff im Ablauf der Filterstufe, indem im Normalfall ein DO-Sollwert von 4,5 mg/L eingehalten wird, während der Tagesspitze (zu einer vom Betreiber einzugebenden Zeitspanne) ist ein höherer Sollwert von 6,5 mg/L vorgegeben. Im Betrieb lagen die NH_4-N -Konzentrationen im Ablauf unter Anwendung dieser Methode bei 0 – 15 mg/L und lagen im Mittel bei 5 mg/L.

Die zweite beschriebene Methode berücksichtigt sowohl den gelösten Sauerstoff als auch die NH_4-N -Ablaufkonzentration. Die Reaktionszeit für die NH_4-N -Konzentration im Ablauf beträgt 30 – 60 min, die Reaktionszeit für den gelösten Sauerstoff hingegen nur 5 – 10 min. Daher haben sie eine Regelung entwickelt, die primär auf der DO-Konzentration im Ablauf aufbaut. Der Setpoint für den gelösten Sauerstoff wird auf Basis der NH_4-N -Konzentration bestimmt. Mit dieser Regelung konnte ein mittlerer NH_4-N -Ablaufwert von 1 mg/L eingehalten werden. Beim Überschreiten der Nitrifikationskapazität durch die Belastung kam es natürlich auch bei dieser Regelung zu erhöhten Ablaufkonzentrationen. Der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung ohne Verwendung externer CSB-Quellen betrug 65 %.

Als Nebeneffekt dieser Regelungen wurde festgestellt, dass bei sparsamer Belüftung während der Schwachlastzeiten weniger gelöster Sauerstoff durch die Rezirkulation in die vorgeschaltete Denitrifikationszone eingetragen und dadurch die Stickstoffentfernung verbessert wurden.

2.4.3 Temperatur

Auf Basis der theoretischen Überlegungen in Kapitel 2.2.5 liegt im Allgemeinen der Fall dicker Biofilm mit Sauerstoff- bzw. Ammoniumlimitierung vor. Die Sauerstoffkonzentrationen betragen zwar mehr als 2 mg/L, liegen jedoch im Normalfall deutlich unter der Sättigungskonzentration. Der Arrheniusfaktor für den Temperatureinfluss auf die Umsatzrate wird daher zu

$$k_{T,rA} = 0,5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu\max}) = 0,05 \text{ K}^{-1} \quad (27)$$

wenn die Temperaturabhängigkeit des Diffusionskoeffizienten für Sauerstoff $0,035 \text{ K}^{-1}$ und jene für die maximale Wachstumsrate der Nitrifikanten $0,07 \text{ K}^{-1}$ beträgt.

Paffoni *et al.* (1990) haben bei Versuchen mit Nitrifikationsbiofiltern nach einer Hochlast-Belebungsstufe und entsprechend geringer organischer Belastung einen Arrheniusterm für die Nitrifikationsrate von $1,045 \text{ K}^{-1}$ (entspr. $k_T = 0,044 \text{ K}^{-1}$) festgestellt.

Tschui *et al.* (1994) haben bei 10-monatigen Untersuchungen zur Nitrifikation unter nicht Ammonium-limitierten Bedingungen mit verschiedenen Pilot-Biofiltern im Bereich von 10 bis 22 °C einen Faktor von $k_{T,rV} = 0,03 \text{ K}^{-1}$ festgestellt. Daraus haben sie geschlossen, dass die Temperatur auf die Nitrifikation im Biofilter einen bedeutend geringeren Einfluss ausübt als bei anderen Biofilmverfahren, zum Beispiel Tropf- und Tauchkörperverfahren, für die im Allgemeinen mit einem Temperaturfaktor von $0,044 \text{ K}^{-1}$ gerechnet wird.

Bei Untersuchungen von Peladan *et al.* (1997a) wurde eine lineare Temperaturabhängigkeit der maximalen Ammonium-Umsatzrate unter sonst gleichen Bedingungen hinsichtlich Abwasserzusammensetzung, Filtergeschwindigkeit und Luftbeaufschlagung beobachtet. Die Volumenbezogene Umsatzrate wird angegeben mit

$$r_{\text{NH}_4\text{-N}} = (0,28 \text{ °C}^{-1} \cdot T - 0,77) \text{ kg N}/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \quad (28).$$

Neben der Dimensionierung bzw. Umrechnung von Umsatzraten auf eine Referenztemperatur spielt die Temperaturempfindlichkeit auch in Hinblick auf die Flexibilität der Verfahrensführung eine wesentliche Rolle (Kroiß, 1994). Ist die Belastung im Laufe des Jahres nur geringen Schwankungen unterworfen, so stellt das Verhältnis der Umsatzraten bei Bemessungstemperatur („Winter“) und bei Betriebstemperatur („Sommer“) den Spielraum für die Außerbetriebnahme einzelner Reaktoren dar. Bei einem Temperaturfaktor von $0,044 \text{ K}^{-1}$ bedeuten 10 °C Temperaturdifferenz einen Unterschied in der Umsatzrate von $1,5$, eine um 10 °C höhere Betriebstemperatur verringert das erforderliche Reaktorvolumen um 30% .

Pujol *et al.* (1994) berichten, dass bei Pilotuntersuchungen auf der Kläranlage des Raumes Oslo bei Temperaturen unter 10 °C keine Nitrifikation eingetreten ist. Nach dem Einsetzen der Nitrifikation wurde immerhin bei 6 °C noch eine Umsatzrate von 0,3 kg NH₄-N/(m³.d) festgestellt. Es geht jedoch nicht hervor, ob dieser Wert ein Tagesmittelwert oder eine maximale Umsatzrate ist.

2.4.4 Nitrit

Als Zwischenprodukt der Nitrifikation wird Nitrit im aktiven Biofilm gebildet und auch oxidiert. Je nach Konzentrationsverhältnissen wird Nitrit durch Diffusion auch in den Biofilm bzw. aus dem Biofilm transportiert. Die Konzentration von Nitrit im Ablauf eines Nitrifikations-Biofilters wird daher von den Umsatz-kinetischen Bedingungen bestimmt.

Bei Biofiltern handelt es sich um Reaktoren, bei denen nur eine geringe Längsvermischung auftritt. Der Verlauf der Komponenten des anorganischen Stickstoffs in Fließrichtung gleicht daher stark der Ganglinie des anorganischen Stickstoffs in einem Fließgewässer, beide Ganglinien weisen typischerweise Nitrit-Spitzen auf.

Unter stationären Bedingungen ist zu erwarten, dass das gebildete Nitrit quantitativ in Nitrat umgewandelt wird und im Ablauf des Reaktors nur sehr geringe Restkonzentrationen auftreten. Bei Spitzenbelastungen (resp. Erhöhung der zu nitrifizierenden Stickstofffracht) können im Ablauf deutliche Nitrit-Konzentrationen auftreten. Dieser Effekt tritt auch bei Tropfkörpern und in geringerem Ausmaß bei Tauchkörpern auf. Da Nitrit im Ablauf von kommunalen Kläranlagen routinemäßig nicht bestimmt wird, ist dieses Problem den Anlagenbetreibern häufig nicht bekannt oder bewusst.

Gujer und Boller (1986) geben für Tropfkörper eine Hypothese an, mit der die Nitrit-Konzentration im Ablauf abgeschätzt wird. Die Grundannahme ist, dass die Wachstumsraten der Ammonium-Oxidierer und der Nitrit-Oxidierer an der Biofilmoberfläche gleich groß sind. Daraus resultiert folgende Bedingung:

$$\mu_{Ns} = \mu_{\max Ns} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} = \mu_{Nb} = \mu_{\max Nb} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2} + S_{NO_2}} \quad (29)$$

Aus dieser Beziehung folgt, dass wegen der unterschiedlichen Temperaturabhängigkeit der Wachstumsraten der Ammonium-Oxidierer (Ns)

und der Nitrit-Oxidierer (Nb) die Gefahr für erhöhte Nitrit-Konzentrationen bei gleicher Ammonium-Konzentration mit zunehmender Temperatur steigt. Der theoretische Zusammenhang nach Gleichung 29 wird mit Ergebnissen aus dem Betrieb von Tropfkörpern im halbertechnischen Maßstab verglichen.

Die Hypothese für Gleichung 29 ist unabhängig vom Reaktor. Dennoch stellten Boller *et al.* (1987) bei rotierenden Tauchkörpern geringere Nitrit-Ablaufkonzentrationen fest als bei Kunststofftropfkörpern. Der Verlauf der Temperatur-bezogenen Kurvenscharen ist jedoch qualitativ gleich, sodass erhöhte Ammonium-Ablaufwerte und hohe Temperatur grundsätzlich die Gefahr von Nitrit mit sich bringen.

Über das Auftreten von Nitrit im Ablauf von Nitrifikations-Biofiltern wird in der Literatur wenig berichtet. Fdz-Polanco *et al.* (2000) stellen für eine Labor-Biofilteranlage zur Nitrifikation fest, dass im Einlaufbereich das Verhältnis von Ammonium- zu Nitrit-Oxidierern deutlich größer als 1 ist, wohingegen sich die Tendenz im Auslaufbereich des Reaktors umkehrt und die Nitrit-Oxidierer dominieren. Diese Untersuchungen wurden mit synthetischem Abwasser und gleichbleibender Zusammensetzung durchgeführt, bei variabler Beschickung, ist tendenziell eine Vergleichmäßigung der Biomasse-Verteilung zu erwarten.

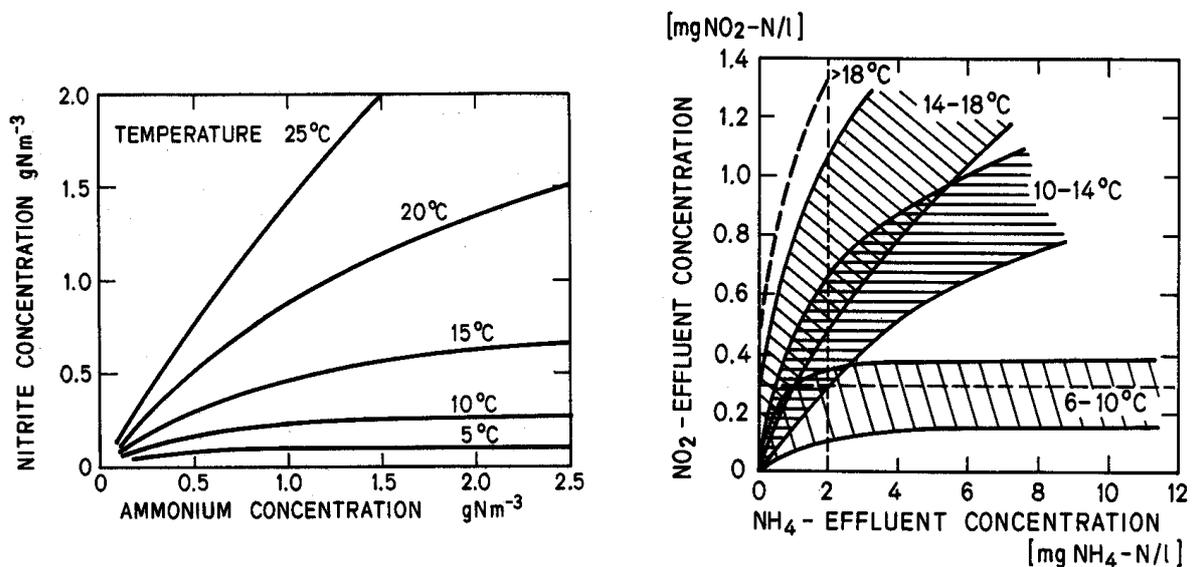


Abbildung 9: Theoretische Abschätzung der Nitritkonzentration für Gleichgewichtszustände an der Oberfläche des Biofilms und praktische Ergebnisse von Tropfkörperversuchen. Aus Gujer und Boller (1986).

2.4.5 Vorbelastung / Belastungsschwankungen

Das anfallende Abwasser ist in Menge und Qualität nicht konstant, sondern unterliegt gewissen Schwankungen, die mit dem Kanalsystem, den Lebensgewohnheiten der Bevölkerung, Produktion von Gewerbe- und Industriebetrieben, Fremdenverkehr u.a. in Zusammenhang stehen. Trotz zeitlich stark unterschiedlichem Abwasseranfall (hinsichtlich Menge und Qualität) müssen die gesetzlichen Anforderungen an die Ablaufqualität jederzeit erfüllt werden. Dies stellt bei der Nitrifikation für manche Anlagen eine große Herausforderung an die Planung und einen vorausschauenden Betrieb dar.

Da die hydraulische Aufenthaltszeit in Biofilteranlagen sehr kurz ist, sind Belastungsschwankungen grundsätzlich kritischer zu bewerten als bei Anlagen mit großem Speichervolumen. Kann eine spontan auftretende hohe Belastung nicht zu Gänze umgesetzt werden, so steigt die Ablaufkonzentration unmittelbar an. Selbst bei Einhalten von gesetzlich geforderten Emissionswerten im Tagesmittel können kurzfristig hohe Ablaufkonzentrationen z.B. von Ammonium auftreten. Dieser Effekt wurde auch von Sieker und Hegemann (1997) auf der Kläranlage Nyborg festgestellt, wo die Zulaufspitzen zufolge Einleitung von Schlammwasser erhöht wurden und mit 2 – 3 h Verzögerung in den Ablauf durchschlugen, wobei die Form der Spitzen prinzipiell erhalten blieben. Es kann mit keinem Verdünnungseffekt in der Anlage gerechnet werden. Diesem Effekt ist insbesondere bei kleinen Vorflutern und daher geringer Verdünnung des Abwassers im Gewässer besonderes Augenmerk zu widmen.

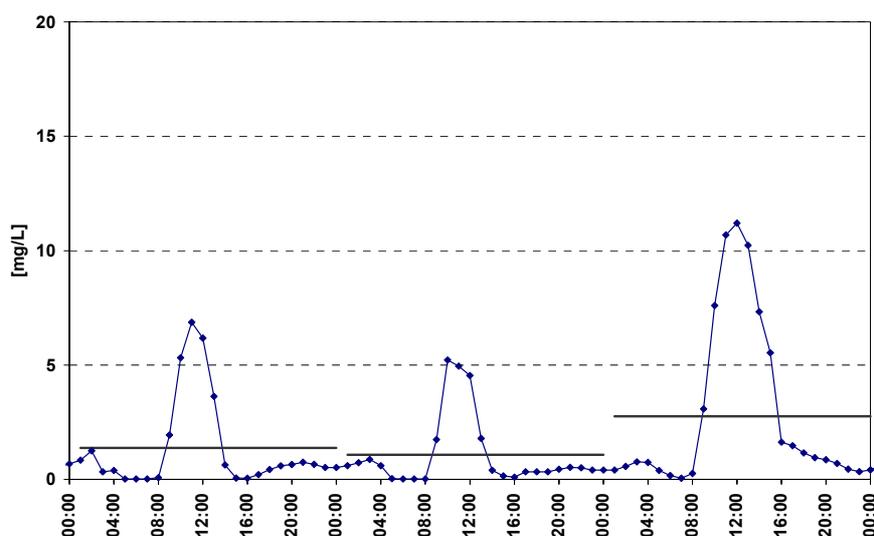


Abbildung 10: Exemplarische $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrations-Ganglinie und Tagesmittelwert im Ablauf einer Biofilteranlage. Trotz Einhaltens des Emissionswertes treten bei kurzfristiger Überlastung sehr hohe Konzentrationen auf.

Bei der Untersuchung von Belastungsschwankungen muss zwischen kurzfristigen Schwankungen und langfristigen Änderungen der Abwasserzusammensetzung unterschieden werden. Bei kurzfristigen Schwankungen wird die Umsatzleistung von der gegenwärtig vorliegenden Biomasse an die momentane Umgebungssituation angepasst. Eine langfristige Änderung der Abwasserqualität beeinflusst dagegen die Zusammensetzung der Biomasse.

Für die Leistungsfähigkeit der Nitrifikation heißt dies in einfachen Worten: Wie viel nitrifizierende Biomasse im Reaktor vorhanden ist, hängt von der Vorgeschichte ab – also der in der Vergangenheit produzierten Nitratfracht - unter Berücksichtigung des Austrages durch Absterben, Zerfall und Reaktorspülung. Die effektive Umsatzrate ist darüber hinaus von der momentanen Nährstoffsituation abhängig, also welcher Anteil der Nitrifikanten im Reaktor mit Sauerstoff und Ammonium (resp. Nitrit) versorgt ist.

Für Belebungsanlagen ist dieser Zusammenhang über die kinetischen Parameter der Nitrifikanten theoretisch gut darstellbar (z.B. Nowak *et al.*, 1994). Für Biofilmanlagen steht leider noch kein annähernd einfacher und signifikanter Ansatz für die Charakterisierung der Nitrifikationskapazität zur Verfügung.

Bei Belastungsschwankungen ist im Wesentlichen zwischen Schwankungen der organischen Belastung und solchen der Stickstofflast zu unterscheiden. In Bezug auf die organische Belastung ist bei kommunalem Abwasser grundsätzlich eine Vorreinigung mit weitgehender CSB-Entfernung erforderlich. Bei Versagen der Vorreinigungsstufe gelangen organische Stoßbelastungen in die Biofilterstufe. Dabei handelt es sich entweder um partikuläre Stoffe (z.B. Schwebstoffabtrieb aus einer vorgeschalteten Zwischenklärung) oder um gelöste Stoffe (z.B. bei Überdosierung von CSB-Quellen bei der vorgeschalteten Denitrifikation). Auch Stoßbelastungen aus dem Zulauf können sich bis in die Biofilterstufe auswirken.

Im Vergleich zu Belebungsanlagen sind die Gefahren von betrieblichen Auswirkungen von organischen Stoßbelastungen auf die Anlage sehr gering. Die Einleitung hoher Frachten leicht abbaubarer Stoffe in eine Belebungsanlage kann zum Beispiel nachhaltig Blähschlamm verursachen, wenn die Anlage nicht präventiv dimensioniert und betrieben wurde. Die selbe Einleitung in eine

Biofilteranlage kann zwar auch zu einer Beeinflussung der Reinigungsleistung führen, wenn die Anlage nicht auf diese Spitzenbelastung ausgelegt ist, es kommt jedoch zu keinem Zusammenbruch der Reinigungsleistung wegen Schlammabtrieb.

Eine kurze organische Schockbelastung kann momentan die Nitrifikation beeinflussen bzw. erliegen lassen, nach dem Spülen steht die ursprüngliche Nitrifikationsleistung wieder zur Verfügung. (Dieser Fall kann auftreten, wenn eine vorgeschaltete Stufe kurzfristig überlastet oder außer Betrieb ist.) Eine langfristige organische Belastung führt zu stärkerem Schlammanfall, daher häufigeren Spülintervallen. Boller *et al.* (1997) haben festgestellt, dass von verschiedenen Biofilmreaktoren (Tropfkörper, Tauchkörper, Belüftete Festbetten) die Biofilter bei dauernder CSB-Belastung die größte Betriebsstabilität der Nitrifikation gewährleisten.

Neben den organischen Frachten spielt die Schwankung der Stickstofffracht eine wesentliche Rolle. Die zu nitrifizierende Stickstofffracht ist im Wesentlichen abhängig von der Stickstofffracht im Zulauf, von der Stickstoffaufnahme beim Abbau von Kohlenstoffverbindungen und von Rückläufen aus der Schlammbehandlung. Eine Schwankung der Stickstofffracht kann daher einerseits aus der zulaufseitigen Schwankung hervorrühren (z.B. Fremdenverkehrsgebiete mit saisonal stark unterschiedlicher Auslastung), aus industriellen oder gewerblichen Einleitungen stammen (während organischer Stoßbelastungen ist die zu nitrifizierende Stickstofffracht gering, weshalb auch weniger nitrifizierende Biomasse gebildet wird), oder sie sind Folge des betriebsinternen Trübwassermanagements.

Für Anlagen zur Rest-Nitrifikation spielt die Reinigungsleistung der vorgeschalteten Stufe eine wesentliche Rolle. Ist die Reinigungsleistung der vorgeschalteten Stufe im Normalfall ausreichend und daher die Ammonium-Belastung für die Filtrationsstufe gering, so kann die Kapazität der Nachreinigungsstufe im Bedarfsfall nicht ausreichend sein (Barjenbruch, 1998, Barjenbruch *et al.*, 2000).

Paffoni *et al.* (1990) haben bei großtechnischen Untersuchungen mit Nitrifikations-Biofiltern, die einer Hochlast-Belebung nachgeschaltet sind, bei eher geringen Temperaturen (12,5 – 13,9°C) festgestellt, dass die aufgebrachte Ammoniumfracht bis zu einer Belastung von 0,6 kg NH₄-N/(m³.d) vollständig

nitrifiziert wurde und geben diese Raumbelastung als Bemessungsgröße für 13 °C an. Hinsichtlich der Schwankung der Ammoniumbelastung werden keine Angaben gemacht.

Boller *et al.* (1998) geben für Pilotreaktoren, die unter teilweise Ammonium-limitierten Bedingungen betrieben wurden, folgende Schwankungsbreiten der Stickstoffumsatzrate für 10 °C an: Ein Pilotfilter der Marke Biostyr, der mit einer mittleren Umsatzrate von 0,85 kg NH₄-N/(m³.d) betrieben wurde, wies im Maximum eine Umsatzrate von 1,0 kg NH₄-N/(m³.d) bei 10 °C, bzw. von 1,35 kg NH₄-N/(m³.d) bei 20 °C auf. Ein Pilotfilter der Marke Biocarbon, der im Mittel mit einer Umsatzrate von 0,50 kg NH₄-N/(m³.d) betrieben wurde, wies im Maximum eine Umsatzrate von 0,53 kg NH₄-N/(m³.d) bei 10 °C, bzw. 0,71 kg NH₄-N/(m³.d) bei 20 °C auf. Insgesamt nahm die maximale Umsatzrate von nicht NH₄-N-limitierten Zuständen auf NH₄-N-limitierte Zustände in beiden Fällen um 30 % ab.

In Hinblick auf Bemessung wird in der Fachwelt einhellig die Meinung vertreten, dass bei Biofilteranlagen wegen der geringen hydraulischen Aufenthaltszeit größerer Wert auf die Spitzenbelastung gelegt werden muss. Aus diesem Grund ist auch die maximale Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit der Temperatur und der Vorbelastung eine ganz wesentliche Information.

2.4.5.1 Belastungsschwankungen für ein Biomasseelement

Die Belastung ist in den unterschiedlichen Teilen des Reaktors und innerhalb des Biofilms – räumlich und zeitlich – nicht gleich verteilt. Daher ist ein Teil der Biomasse im Reaktor immer Substrat-limitiert. In Hinblick auf die Nitrifikation handelt es sich in der Regel entweder um Sauerstoff-Limitierung oder um Ammonium-Limitierung. Nitrifizierende Organismen haben die Fähigkeit, die Umsatzraten in gewissem Umfang an Belastungsschwankungen anzupassen. So steigt bei Ammonium-Limitierung die Umsatzrate im Reaktor mit zunehmender Ammonium-Konzentration an. Sobald jedoch im gesamten Reaktor Sauerstoff-Limitierung vorliegt, was bei Ablaufkonzentration über ca. 2 mg NH₄-N/L der Fall ist, bewirkt eine Erhöhung der Ammoniumkonzentration im Zulauf unmittelbar eine Erhöhung der Ablaufkonzentration.

In diesem Falle kann die Umsatzrate nur durch eine Erhöhung der aktiven Biomasse gesteigert werden, also durch Erhöhung der Sauerstoffkonzentration bei dickem Biofilm (Verwendung von Rein-Sauerstoff).

Wegen der dynamischen Wachstums- und Absterbevorgänge hängt die zur Verfügung stehende nitrifizierende Biomasse von der Betriebsweise und von den Belastungsverhältnissen der „letzten Zeit“ ab. Es ist nicht möglich Nitrifikanten auf lange Zeiträume im Vorrat zu halten. Übersteigt die zu reinigende Fracht die erreichbare umsetzbare Fracht bei Ausschöpfung der betrieblichen Möglichkeiten (Filtergeschwindigkeit, Luftbeaufschlagung, Sauerstoffkonzentration), so sind die Ablaufkonzentrationen erhöht, auch weil Ammonium im Biofilm nicht in wesentlichem Ausmaß gespeichert wird. Wann ist nun die maximale Belastbarkeit des Systems erreicht, bzw. wodurch kann die Belastbarkeit gesteigert werden?

Unter stationären Bedingungen steht die (maximale) Nitrifikationsleistung $\max N_{OX}$ eines Biofilmelements zur „im Mittel“ lokal oxidierten Nitratfracht N_{OX} im gleichen Verhältnis wie die maximale Wachstumsrate $\mu_{A,max}$ zur Summe aus Zerfallsrate b_A und Überschussschlammabzugsrate D_{XA} .

Als Überschussschlammabzugsrate wird der Kehrwert einer mittleren Aufenthaltszeit der aktiven Biomasse eines Biofilmelements im Reaktor verstanden. Bedauerlicherweise lässt sich die mittlere Aufenthaltszeit der Biomasse im Reaktor nicht oder nicht einfach ermitteln. Auf die Frage der Schlammabzugsrate (zum Beispiel durch Spülung) wird in Kapitel 3.3.6 weiter eingegangen. Vorerst sei angenommen, dass die Schlammabzugsrate zwar nicht genau bestimmt jedoch in ihrer Größenordnung abgeschätzt werden kann.

$$\frac{\max N_{ox}}{N_{ox}} = \frac{\mu_{A,max}}{b_A + D_{XA}} \quad (30)$$

Für ein Biofilmelement, das im Bereich der maximalen Umsatzrate betrieben wird (z. B. im Zulaufbereich eines Reaktors im aeroben Teil des Biofilms), kann anhand von Gleichung 30 festgestellt werden, dass hinsichtlich der Umsatzkapazität – bei gleicher Sauerstoffversorgung - keine Leistungssteigerung möglich ist. Im Zulaufbereich ist daher keine Sicherheit für Belastungsspitzen gegeben.

Für ein Biofilmelement, das sich im Auslaufbereich des Reaktors befindet, ist die Netto-Wachstumsrate (Schlammaustrag plus Zerfall) gering. Unter Vernachlässigung des Schlammaustrages ist die Schwankungsbreite der Nitrifikationsleistung eine Funktion der Zerfallsrate. Die absolute Nitrifikationsrate wird durch die zur Verfügung stehende Nitrifikantenmasse bestimmt.

2.4.5.2 Belastungsschwankungen für den Reaktor

Für Reaktoren, die eine geringe Vermischung der Biomasse innerhalb des Reaktors aufweisen, ist die im Zulaufbereich zur Verfügung stehende Nitrifikantenmasse hoch und im Ablaufbereich gering. Umgekehrt verhält es sich mit der Schwankungsbreite der Nitrifikationsleistung. Im Zulaufbereich ist die Schwankungsbreite gering, im Ablaufbereich ist die abdeckbare Schwankungsbreite hoch. Die Schwankungsbreite der Nitrifikationsleistung des Reaktors ergibt sich als Integral über den gesamten Reaktor, in welchem die Biomasse und die abdeckbare Schwankung der Nitrifikationsleistung nicht homogen verteilt sind.

Bei vollständig durchmischten Reaktoren ist eine geringe Schwankung der Stickstofffracht für konstante und geringe Ammonium-Ablaufkonzentrationen als günstig zu erachten. Bei Reaktoren ohne Vermischung der Biomasse ist eine gewisse Schwankung der Belastung günstig für eine Vergleichmäßigung der Biomasse. Bei Tauchkörperanlagen kann zu diesem Zwecke mit Fließumkehr gearbeitet werden. Aus den Erfahrungen mit Pilotanlagen empfehlen z.B. Boller und Gujer (1986), bei saisonalen Belastungsschwankungen keine Nitrifikationstropfkörper einzusetzen.

Je nach Intensität der Spülung stellen Biofilteranlagen bei der Biomasseverteilung ein Mittelding zwischen völlig durchmischtem Reaktor und sukzessiv verteilter Biomasse ohne Vermischung dar. Es gibt nur wenige veröffentlichte Untersuchungen über Nitrifikationskapazität und Vorbelastung im Biofilter.

Le Tallec *et al.* (1997) haben zwei Pilot-Biofilter zur Nitrifikation/Denitrifikation mit dem selben Abwasser und der selben mittleren Fracht parallel betrieben. Die Anlagen wurden mit vorgeklärtem Abwasser beschickt, über die Abwassertemperatur gibt es keine Angabe. Für eine Versuchsanlage ist mittels eines vorgeschalteten Pufferbeckens ein Frachtausgleich erfolgt, sodass die

Belastungsschwankungen geringer waren. Bei einer mittleren Ammonium-Raumbelastung von ca. $0,7 \text{ kg NH}_4\text{-N}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ wurde ein deutlicher Unterschied in den Ablaufganglinien erkannt, wobei im Ablauf der Anlage ohne Frachtausgleich zu Spitzenzeiten bis zu $9 \text{ mg NH}_4\text{-N/L}$ gemessen wurden, wohingegen in der Anlage mit Frachtausgleich die Konzentration von $1 \text{ mg NH}_4\text{-N/L}$ im Ablauf nicht überschritten wurde.

Die Anwendung von Ausgleichsbecken zum Zweck des Frachtausgleichs für die systematische Untersuchung eine sehr gute Methode ist. Für großtechnische Anwendung, und insbesondere wenn Biofilter-Verfahren in Betracht gezogen werden, steht der erforderliche Raum für gewöhnlich nicht zur Verfügung. Bei der Bemessung einer Anlage mit Pufferbecken kann in gewissem Maß Reaktorvolumen gegen „reaktionsloses“ Volumen gegengerechnet werden, wobei in der Regel dem Reaktorvolumen der Vorzug zu geben ist. Je nach Schlammbehandlung stehen jedoch häufig konzentrierte Schlammwässer für einen Stickstoff-Frachtausgleich zur Verfügung (zum Beispiel Presswässer nach einer mesophilen Schlammfäulung maschinell voreingedickten Schlammses). Eine gezielte Einleitung dieser Schlammwässer in der Schwachlastzeit kann – mit wenig erforderlichem Speicherraum und bei gleichbleibender Tagesfracht – die Ammonium-Schwankung und die Ablaufkonzentrationen, bzw. das erforderliche Reaktorvolumen gering halten.

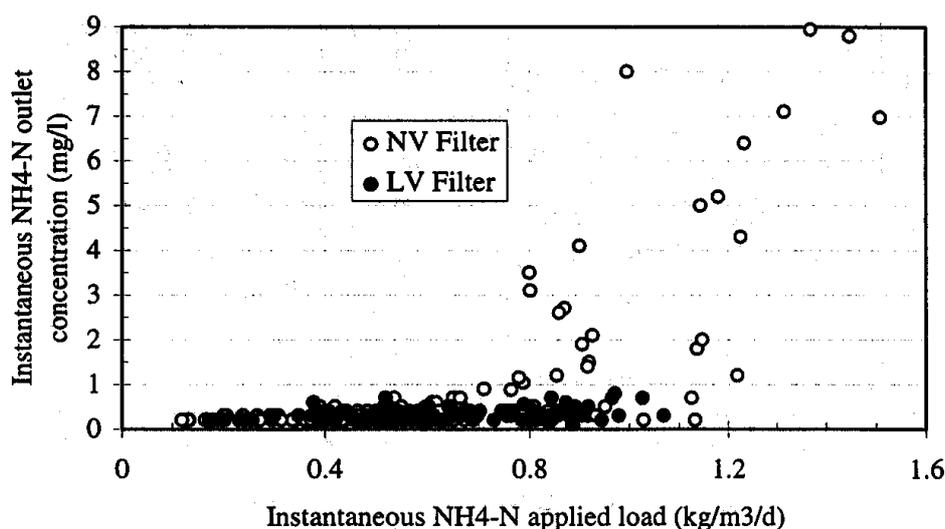


Abbildung 11: Ablaufkonzentrationen von Pilot-Biofiltern, die mit gleicher mittlerer Belastung jedoch unterschiedlicher Schwankung der Ammonium-Fracht

betrieben wurden. LV – low variation filter, NV – normal variation filter.
Aus **Le Tallec et al. (1997)**.

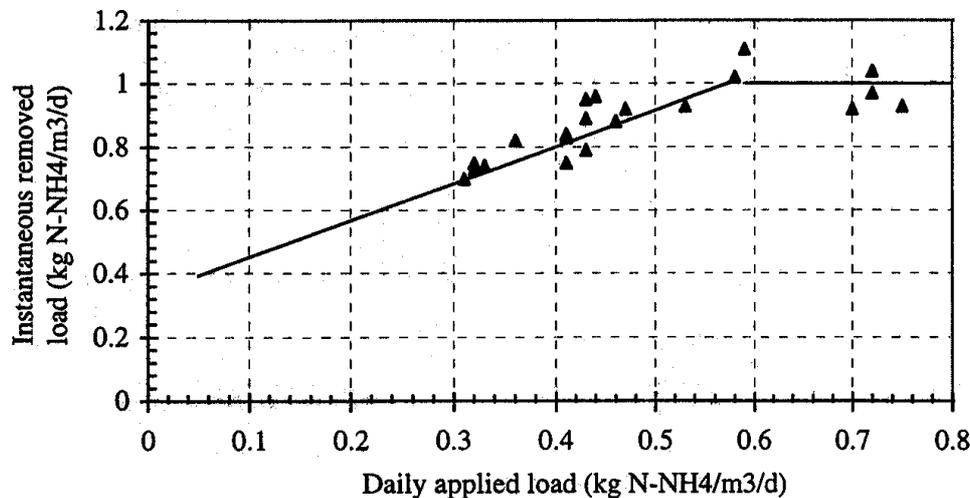


Abbildung 12: Maximale Ammonium-Umsatzrate in Abhängigkeit der mittleren Belastung (bei praktisch vollständiger Nitrifikation). Aus **Le Tallec et al. (1997)**.

Le Tallec *et al.* (1997) haben die maximale Umsatzrate als Funktion der mittleren Belastung dargestellt, und dabei einen etwa linearen unteren Bereich festgestellt, in dem die maximale Umsatzrate mit der Belastung steigt, und einen konstanten Bereich, der die maximale Umsatzrate limitiert (Abbildung 12).

Barjenbruch *et al.* (2000) haben die Leistungsfähigkeit eines nachgeschalteten Nitrifikationsbiofilters (nach einer Belebungsanlage mit weitgehender Nitrifikation) untersucht. Bei unterschiedlicher Vorbelastung wurde für 4 Stunden die Ammonium-Zulaufkonzentration durch Dosieren einer hochkonzentrierten Stickstoffquelle erhöht um die maximale Umsatzrate zu bestimmen. Dabei wurden folgende Ergebnisse erzielt:

Tabelle 7: Vorbelastung und maximale Umsatzrate eines nachgeschalteten Biofilters zur Nitrifikation. Aus **Barjenbruch et al. (2000)**.

T	Vorbelastung	N-Quelle	Filtergeschwindigkeit	Maximale Umsatzrate
[°C]	[kg NH ₄ -N/(m ³ ·d)]		[m/h]	[g NH ₄ -N/(m ³ ·h)]
18 °C	0,008	NH ₄ Cl	5	1,68
16 °C	0,16	Trübwasser	5	12,6
16 °C	0,16	Trübwasser	10	17,0

Anhand einer Simulationsrechnung ermittelte Tränckner (1999) für die untersuchte Anlage und eine Abwassertemperatur von 18 °C den Zusammenhang zwischen Vorbelastung und Nitrifikationskapazität (Abbildung 13).

Rogalla *et al.* (1992) haben bei großtechnischen Versuchen ein Verhältnis von der Spitzenumsatzrate zur mittleren Umsatzrate von ca. 1,3 festgestellt. Die Anlage wurde jedoch häufig an der Belastungsgrenze betrieben.

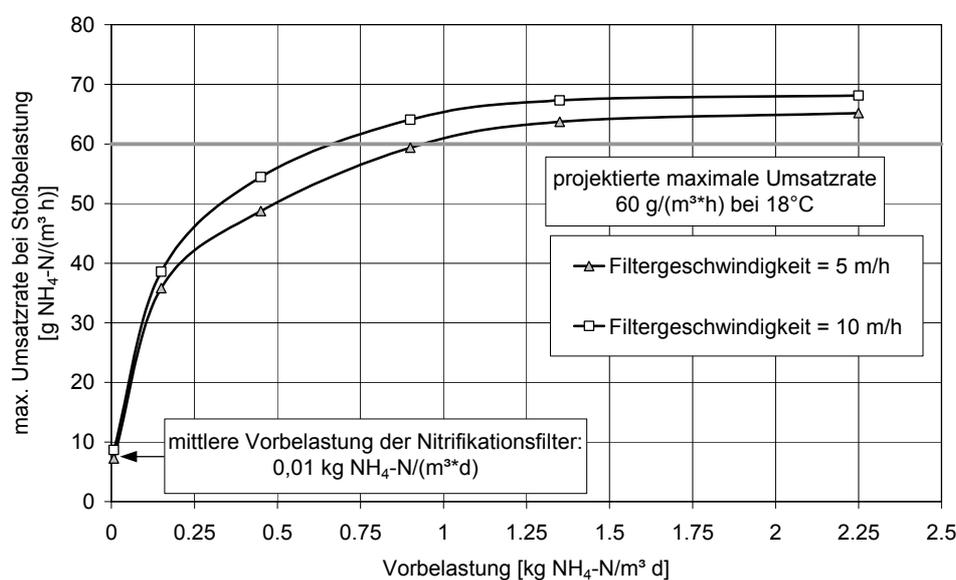


Abbildung 13: Vorbelastung und maximale NH₄-N-Umsatzrate. Aus Tränckner (1999).

2.4.6 Spülung

2.4.6.1 Schlammproduktion

Durch den Abbau organischer Stoffe, die Anlagerung von Partikeln und die Bildung von nitrifizierender Biomasse wird Schlamm im Reaktor akkumuliert. Durch zyklisch wiederholte Spülungen wird der akkumulierte Schlamm aus dem Filterbett ausgetragen. Dabei wird bei hoher Luft- und Wassergeschwindigkeit die interne Struktur aufgebrochen, es soll zu einer Fluidisierung des Filterbetts kommen. Die Körner reiben aneinander und der Biofilm wird erodiert. Dies ist für die Prozessstabilität erforderlich um Kolmationen bzw. unkontrollierten Feststoffaustrag zu verhindern. Der abgelöste Biofilm-Schlamm wird mit dem Spülwasser aus dem Reaktor ausgetragen. Die Spülprogramme werden meist

von den Herstellern der Anlagen vorgegeben, bzw. für das Trägermaterial und die lokalen Gegebenheiten optimiert.

Die Filterlaufzeit ist abhängig von der effektiven CSB- und Feststoffbeladung des Filters. Als Richtwert für Biofilter als biologische Hauptstufe beträgt die Laufzeit einen Tag. Die Aufenthaltszeit der Feststoffe im Filter entspricht etwa der halbe Filterlaufzeit. Dies ist ein wesentlicher Unterschied zum Belebungsverfahren, wo die Feststoffe dem Schlammalter entsprechend in der Anlage verbleiben und dadurch besser hydrolysiert werden.

Kleiber *et al.* (1994) geben für vorgeklärtes Abwasser eine einfache Formel zur Abschätzung des Schlammanfalls an, die auf Auswertungen von Betriebsergebnissen eines Filters zur CSB-Entfernung beruht (ohne Angabe der Temperatur). Der Formelansatz wird nur mit wenigen Einzelmessungen über kurze Zeiträume verglichen.

$$TS_{\text{Schlammproduktion}} = 0,2 \text{ CSBs}_{\text{Entfernt}} + 0,8 \text{ SS}_{\text{Entfernt}} \quad [\text{kg/d}] \quad (31)$$

Für den CSB-Gehalt im Spülschlamm von 1 kg CSB/kg TS kann Gleichung 31 hinsichtlich des CSB-Abbaus und des Feststoffabbaues folgendermaßen interpretiert werden: 80 % der im Filter entfernten gelösten CSB-Fracht werden veratmet und 20 % fallen als Überschussschlamm an. Von den abfiltrierten Feststoffen werden 20 % abgebaut, und 80 % sind im Überschussschlamm wiederzufinden.

Für Belebungsanlagen gibt es einen ähnlichen einfachen Ansatz für die Ermittlung des Schlammanfalls von von der Emde (1980), der sich auf die Zulauffracht bezieht, mit dem auch das Schlammalter berücksichtigt wird und der auf der Auswertung von vielen Betriebsergebnissen beruht:

$$TS_{\text{ÜS}} = 0,6 \text{ TS}_0 + 0,6 \text{ BSB}_5 - 0,08 \cdot x \cdot \text{TS} \quad [\text{kg/d}] \quad (32)$$

wobei mit x der „aktive Anteil“ (Biomasse) des Belebtschlammes bezeichnet wird. Mit diesem Ansatz wurden die wesentlichen Vorgänge Zellaufbau ($0,6 \text{ BSB}_5$) und Zellabbau ($-0,08 \cdot x \cdot \text{TS}$) berücksichtigt. Dieser Ansatz bildet auch die Basis für die Ermittlung des Schlammanfalles bei der Bemessung von Belebungsanlagen nach den Vorschriften der ATV (1991, 2000b).

Im Vergleich zu Gleichung 31 wird in Gleichung 32 von einem höheren Abbaugrad ausgegangen, was sich im weitergehenden Ausmaß der Hydrolyse von Partikeln ausdrückt.

In Bezug auf den entfernten CSB geben Kleiber *et al.* (1994) an, dass der Schlammanfall ca. 0,38 kg SS/kg CSB_{Entfernung} beträgt. Rogalla *et al.* (1992) geben für vorgeklärtes Abwasser einen Schlammanfall von 0,4 kg SS/kg entferntem CSB, bzw. 1 kg SS/kg entferntem BSB₅ an. Arnold und Wilderer (2000) haben in einer zweistufigen Pilot-Biofilteranlage mit vorgeklärtem Abwasser einen Schlammanfall von 0,4 – 0,8 kg TS/kg entferntem CSB ermittelt.

Canler und Perret (1994) haben für Biofilter zur CSB-Entfernung, die vorwiegend mit vorgeklärtem häuslichen Abwasser betrieben wurden, eine Schlammproduktion von im Mittel 0,41 kg TS/kg entferntem CSB festgestellt. Dieser Wert gilt für Gleichgewichtsbedingungen und für die CSB-Raubelastungen von im Mittel 6,2 kg CSB/(m³.d), wobei der Wirkungsgrad der CSB-Entfernung im Mittel 67 % betrug.

Sieker und Hegemann (1997) unterscheiden zwischen Filtration und Überschussschlamm (Gesamtschlammfall abzüglich der durch Filtration zurückgehaltenen AFS-Fracht) und haben auf der Kläranlage Nyborg für vorgeklärtes kommunales Abwasser einen spezifischen Schlammanfall von 0,4 – 0,6 kg SS/kg entferntem CSB, bzw. eine biologische Schlammproduktion von 0,3 – 0,5 kg SS_{bio}/kg entferntem CSB gemessen.

2.4.6.2 Spülwasserbedarf

Der spezifische Spülwasserbedarf wird von der ATV (2000a) mit 5 – 12 m³/m² angegeben. Sagberg *et al.* (1998) geben Jahreswassermengen an, woraus für eine zweistufige Biofiltration als biologische Hauptstufe nach einer Vorfällung ein Spülwasserbedarf von ca. 9 % der Abwassermenge hervorgeht. Barjenbruch und Boll (2000) geben einen Spülwasserbedarf von 5 – 15 % der behandelten Abwassermenge an, bei hohen Feststoffgehalten bis zu 40 % (5 – 10 m³ Wasser pro m² Filterfläche und Spülung). Sieker und Hegemann (1997) geben für die Kläranlage Nyborg einen Spülwasserbedarf bei Trockenwetter von ca. 50 % und in regenreichen Zeiten (häufigere Spülungen) von ca. 35 % des behandelten Abwassers an.

Die Spülwassermenge spielt für Planung und Betrieb von Anlagen in mehrfacher Hinsicht eine Rolle. Einerseits muss ausreichend Reinwasser für die Spülung vorgehalten werden, was einen Speicher für gereinigtes Abwasser erfordert. Andererseits muss das Spülabwasser (der rohe Spülschlamm) einer Behandlung zugeführt werden. Je nach Anlagenkonfiguration wird der Spülschlamm in das Vorklärbecken, in das Belebungsbecken oder in eine maschinelle Voreindickung eingeleitet. In jedem Fall (und je nach Anzahl der Filtereinheiten) kann die unvermittelt zugeleitete Spülwassermenge für jede dieser Stufen einen extremen hydraulischen Stoß verursachen, sodass das Spülwasser erst gespeichert wird und vergleichmäßig in die empfangende Stufe dosiert wird.

Nach Canler und Perret (1994) beträgt das erforderliche Volumen des Schlammspeichers im Mittel das 2,5-fache einer Filterzelle. Der Spülwassertank muss zwischen den Spülungen entleert werden können, und der Reinwassertank muss ausreichend groß sein. Zu beachten ist, dass die Füllzeit wesentlich vom Zufluss in den Schwachlaststunden und von der Entleerungszeit des Spülschlamm tanks abhängt. Für die Spülung werden folgende charakteristische Beaufschlagungen angegeben, wobei verfahrensspezifisch unterschiedliche Spülprogramme angewendet werden.

Tabelle 8: Mittlere Beaufschlagungen während der Spülung. Nach **Canler und Perret (1994)**.

Reaktortyp		down-flow	up-flow
Spülluft	m/h	50	70
Spülwasser	m/h	50	20

Die hohen Luft- und Wassergeschwindigkeiten bei der Spülung verursachen Energiebedarfsspitzen. Diese Spitzen können intern zum Beispiel beim Betrieb mit BHKW ausgeglichen werden, wenn immer Gas für die Spülung in Reserve gehalten wird (Hofer, 1996).

Tränckner (1999) hat den Energiebedarf für die ARA Rostock detailliert erhoben und dargestellt. Die Anlage ist mehrstufig als Belebungsanlage und nachgeschaltete Nitrifikations- und Denitrifikations-Biofiltrationsanlage ausgeführt, der anfallende Rohschlamm (Primärschlamm, Überschussschlamm

aus der Belebtschlammstufe, Spülschlämme aus der Biofiltration) wird in einer mesophilen Schlammfäulung stabilisiert. Die Biofilter bestehen aus jeweils 8 Zellen je Stufe, der Spitzenleistungsbedarf der Biofilter wird durch die Spülung gegenüber den Zeiträumen ohne Spülung ungefähr verdoppelt.

2.4.6.3 Einfluss der Spülung auf die Reinigungsleistung

Boller *et al.* (1998) beobachteten, dass die Nitrifikationsleistung unmittelbar nach der Spülung geringer ist. Die beobachtete Leistungsabnahme betrug bei unterschiedlichen Filtertypen (ein Schwimmfilter und ein aufwärts durchströmter Biocarbon-Reaktor) 10 %, resp. 25 %. Nach 5 Stunden Laufzeit haben sich beide Filter wieder regeneriert und die normale Leistung erbracht.

Nimmt die Nitrifikationsleistung nach der Spülung ab, so hieße dies, dass der Austrag von Nitrifikanten aus dem System so hoch ist, dass die Reinigungsleistung dadurch beeinflusst wird. Dies steht im Gegensatz zu den Beobachtungen mit organischen Schockbelastungen, wonach tendenziell mehr heterotrophe Biomasse durch die Spülung entfernt wird. Bei sehr dünnem Biofilm, bzw. sehr intensiver Spülung besteht die Gefahr, dass zu viel Biomasse abgelöst und das Aufwuchsmaterial freigelegt wird. Dieser Effekt kann auch an der äußeren Oberfläche von Wirbelbettfüllmaterial beobachtet werden. Außer der genannten Quelle gibt es keine Berichte in der Literatur, wonach die Nitrifikationsleistung durch die Spülung in Mitleidenschaft gezogen wird. Im Gegenteil wird eher erwartet, dass der Basis-Biofilm durch die Spülung von heterotrophem Bewuchs freigelegt wird und folglich die nitrifizierende Biomasse besser mit Sauerstoff versorgt wird.

Im Unterschied zu anderen Biofilmreaktoren wie Tauch- und Tropfkörper oder getauchten Festbetten mit strukturiertem Material wird beim Biofilter mit körnigen Füllmedien das Filtermaterial durch die Spülung regelmäßig vermischt und – für einen Zeitraum über mehrere Spülzyklen betrachtet - gleichmäßig im Reaktor verteilt wird. Es bilden sich daher auf längere Sicht keine Biofilmgradienten entlang der Fließrichtung aus. Unter praktischen Bedingungen, also bei geringen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen, ist jedes Biofilmelement wechselweise Sauerstoff- und Ammonium-limitierten Umweltbedingungen ausgesetzt.

Hinsichtlich des Erhalts der Nitrifikationsleistung bei organischen Schockbelastungen ist die Spülung bei Biofiltern als sehr positiv zu bewerten. Beim Einleiten von organischen Stoffen wächst ein heterotropher Biofilm an der Oberfläche des Biofilms. Wegen des höheren Schlammzuwachses wird die Spülhäufigkeit erhöht. Die intensive Luft/Wasserspülung entfernt die oberste heterotrophe Biomasse periodisch und legt den darunter liegenden zum Teil autotrophen Biofilm frei, so dass die Nitrifikanten zumindest zeitweise sauerstoffversorgt sind und nitrifizieren (resp. „wachsen“) können. Dies ist vermutlich der Grund warum bei zeitweise Stoßbelastung in Biofiltern die Nitrifikationskapazität nur langsam verloren geht. Bei organischer Dauerbelastung ist dieser Effekt nicht zu erwarten.

2.4.7 Betriebsprobleme – Blähschlamm, Schwimmschlamm und Schaum?

Beim Belebungsverfahren können ungünstige Umweltbedingungen die Entwicklung von Biozönosen begünstigen, die einen schlecht absetzbaren Schlamm verursachen (Blähschlamm, Schwimmschlamm, Schaum) und zu bekannten negativen Auswirkungen auf den Reinigungserfolg bzw. zu massiven Betriebsproblemen führen können. Ein ganz wesentlicher betrieblicher Vorteil des Biofilterverfahrens liegt darin, dass keine Gefährdung der Reinigungsleistung durch Blähschlamm in der Biofilterstufe zu erwarten ist. Zwar können im Biofilm auch Fadenbakterien aufwachsen, die entstehenden Betriebsprobleme sind jedoch vernachlässigbar gering.

Die Bildung von Schwimmschlamm auf der Oberfläche von Biofiltern ist zu vernachlässigen, weil der Schlamm am Trägermaterial gut anhaftet und durch aufsteigende Gasblasen nicht frei an die Oberfläche auftreiben kann.

Schäumen stellt jedoch für Biofilter ein nicht zu vernachlässigendes Betriebsproblem dar. Nach Canler und Perret (1994) treten häufig Schaumdecken auf Filteranlagen auf, der Schaum kann jedoch erfolgreich durch Niederspritzen bekämpft werden, da es sich im Allgemeinen um einen Detergentienschaum handelt, der auf Belebungsanlagen nur beim Einfahren der Anlage zufolge eines unvollständigen Detergentienabbaus auftritt. Viskose „Nocardia“-Schäume, die auf Belebungsanlagen häufig Probleme darstellen, sind bei Biofiltern bisher nicht aufgetreten.

Durch die intensive Belüftung während der Spülung wird die Schaumentwicklung gegenüber Normalbetrieb verstärkt. Ursachen, Auftreten und Bekämpfen von gelegentlich auftretenden Schaumereignissen auf Biofiltern sind in der Literatur kaum dokumentiert. Da Filter in der Regel hohe Bauwerke sind, kann bei Wind und offenen Wasseroberflächen eine Beeinträchtigung auch auf den an die Reinigungsanlage angrenzenden Grundstücke eintreten. Bei der Planung von belüfteten Filtern, die nicht abgedeckt sind, ist daher auf ausreichenden Freibord der Reaktorwände zu achten.

2.4.8 Bemessung von Biofiltern

Die Transport- und Abbauprozesse im Biofilter lassen sich nicht mit allgemeinen Modellen beschreiben, wie dies zum Teil für Belebtschlammssysteme durchaus möglich ist. Um die Transport- und Abbauraten und die Sicherheit des Einhaltens von Grenzwerten für belüftete Biofilter abzuschätzen und Bemessungsrichtlinien zu entwickeln, sind die Anwender sehr stark auf Versuche angewiesen.

Die Grund-Bemessungsgrößen Reaktorvolumen, Körnung, erforderliche Filterfläche, Luftbedarf, Reinwasserspeicher etc. werden häufig auf Basis von empirischen Kennwerten der Raumbelastung und Leerrohrgeschwindigkeiten errechnet. Dabei wird berücksichtigt, dass wegen der erforderlichen Rückspülung nicht zu jeder Zeit alle Reaktoren zur Verfügung stehen.

Allgemein anerkannte Bemessungsvorschriften für Biofilter stehen noch nicht zur Verfügung. Von der ATV wurden in einem Arbeitsbericht Bemessungshinweise veröffentlicht (ATV, 2000a). Die Bandbreite der darin angegebenen Bemessungswerte ist sehr groß, das Wesentliche ist die Wahl der maßgebenden Belastung und Umsatzleistung. Die Bemessungsverfahren sind noch relativ wenig in der Praxis abgesichert, resp. sind kaum Betriebsdaten von Großanlagen in Hinblick auf die Anwendung von Bemessungsverfahren ausgewertet und veröffentlicht.

2.4.8.1 Hydraulische Beaufschlagung und Raumumsatzleistung

Der Bemessungsvorgang nach ATV (2000a) ist grundsätzlich sehr einfach. Die erforderliche Netto-Filterfläche und die Durchflussmenge sind über die Filtergeschwindigkeit miteinander verknüpft (Gleichung 33). Als Netto-

Filterfläche wird die Filterquerschnittsfläche bezeichnet, die zu jeder Zeit zur Verfügung steht. Als Filtergeschwindigkeit werden im Normalbetrieb und bei Trockenwetter Werte von 2 – 8 m³/(m².h) als üblich angegeben, bei Regenwetter und Extremfällen kann die Filtergeschwindigkeit bis 10 – 15 m³/(m².h) ansteigen. Je nach Anwendungsfall und eingesetztem Filtrationsverfahren kann der Bemessungswert der Filtergeschwindigkeit stark unterschiedlich sein. Die Filtergeschwindigkeit kann auch durch die Raumumsatzrate begrenzt werden.

$$A = Q/v_F \quad (33)$$

Dabei bedeuten

A	Netto-Filterfläche	[m ²]
Q	Durchfluss	[m ³ /h]
v _F	Filtergeschwindigkeit	[m/h]

Für Biofilter kann weder der Biomassegehalt im Reaktor noch die „aktive“ Oberfläche vorausschauend berechnet werden. Für die Bemessung des erforderlichen Reaktorvolumens wird daher ein empirischer Ansatz über die Umsatzrate verwendet. Hinsichtlich der Entfernung der Schmutzstoffe wird die Bemessungsfracht einer Raumumsatzleistung gegenübergestellt, woraus sich das erforderliche Filterbettvolumen ergibt. Als Bemessungsfracht ist die Maximalfracht maßgebend, weil davon auszugehen ist, dass die Speicherung von Schmutzstoffen im Reaktor sehr gering ist und die Belastungsspitzen nicht gedämpft werden.

$$V = B/DB_R \quad (34)$$

Dabei bedeuten

V	Netto-Schüttvolumen	[m ³]
B	Bemessungsfracht	[kg/h]
DB _R	Raumumsatzleistung	[kg/(m ³ .h)]

bzw. für die Nitrifikation

$$V_N = \frac{N_{\text{nitr}} - Fr}{B_{R,N}} = \frac{[\text{kg/h}]}{[\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})]} \quad (33)$$

Dabei bedeuten

V_N	Reaktionsraum der Nitrifikationsstufe	$[\text{m}^3]$
$N_{\text{nitr}} - Fr$	zu nitrifizierende Stickstofffracht	$[\text{kg/h}]$
$B_{R,N}$	Bemessungs-Raumumsatzleistung	$[\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})]$

Diesem Ansatz liegt die Annahme zugrunde, dass für die Nitrifikation bei Spitzenbelastung im gesamten Reaktor die maximale $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate vorliegt, und die Umsatzrate nicht durch Ammonium limitiert wird. Die Ablaufkonzentration beträgt mehr als 2 - 3 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$.

Da die Aufenthaltszeit in Biofiltern sehr gering ist, wird an dieser Stelle auf die Frage der maßgebenden Belastung, insbesondere in Hinblick auf die Nitrifikation, eingegangen. Zwar beträgt die mittlere Aufenthaltszeit im Reaktor nur ein paar Minuten, wesentlich ist jedoch der Frachtausgleich bzw. die Verstärkung von Spitzenbelastungen in der gesamten Reinigungsanlage.

In einer „reinen“ Biofiltrationsanlage wird die zulaufbedingte Stickstoff-Frachtspitze kaum gedämpft und gelangt in vollem Ausmaß in die Nitrifikationsstufe. Ist die Filteranlage einer Belebungsanlage nachgeschaltet, so tritt auch bei geringem Schlammalter ein deutlicher Ausgleich der Ammoniumfracht in der Belebungsstufe auf. In beiden Fällen überschreitet die Dauer der Spitzenbelastung die mittlere Aufenthaltszeit in der Filterstufe, weshalb die maximale Ammoniumbelastung als maßgebend für die Bemessung der Nitrifikationsstufe zu erachten ist.

Auch aus diesem Grunde ist bei internen Stoffflüssen auf ein ausgeglichenes Stickstoffmanagement zu achten. Können $\text{NH}_4\text{-N}$ -Frachtstöße aus der Schlammbehandlung für großvolumige Verfahren bei unbedachtem Einleiten bereits ein Problem darstellen, so kann die Kapazität einer Filteranlage durch Stickstoffstöße besonders leicht überfahren werden. Der wesentliche Unterschied liegt darin, dass bei kleinräumigen Verfahren die Ablaufkonzentration sehr stark ansteigt, sobald die Belastung die Abbaurate überschreitet, und die Reaktionszeit für den Betrieb äußerst kurz ist.

Die zu erwartende Raumumsatzleistung ist nun Konstante, sondern von einer Vielzahl von Faktoren abhängig, die in den vorangegangenen Kapiteln dargestellt sind. Als Hilfestellung für die Wahl der Umsatzraten wird von der ATV eine Tabelle (Tabelle 5.3 in ATV, 2000a) angegeben, die die Einflüsse für die unterschiedlichen Prozesse (CSB-Abbau, Nitrifikation, Denitrifikation) qualitativ erfasst. Die Abschätzung der Nitrifikationsleistung eines Biofilters erfordert wesentliche Informationen über:

die Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration

die Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der DO-Konzentration

die Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Temperatur

die Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Luftbeaufschlagung

die Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der mittleren Umsatzrate

die Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung vom Füllmaterial

die Verteilung der Nitrifikationsaktivität im Reaktor.

Aus der Literatur und aus dem Arbeitsbericht der ATV können manche dieser Fragen beantwortet werden. Im Zweifelsfall müssen Pilotversuche mit dem betreffenden Abwasser und der anzuwendenden Anlagentechnik durchgeführt werden.

Peladan *et al.* (1997b) geben für Biofilter des Typs Biofor die Bemessungswerte nach Tabelle 9 an. Da es sich bei den veröffentlichten Werten um maximale Umsatzraten handelt, sollten diese Werte nicht ohne Abminderung als Bemessungswerte herangezogen werden. In

Tabelle 10 werden typische Werte für Raumumsatzleistungen dargestellt. Die Bandbreite der Werte ist sehr groß. In beiden Zitaten fehlen die zugehörige Temperatur und die erreichten Ablaufkonzentrationen.

Tabelle 9: Filtergeschwindigkeit v_F und maximale (!) Raumbelastungen B_R zur Bemessung von Biofiltern des Typs Biofor. Nach **Peladan *et al.* (1997b)**.

Reinigungsziel	Parameter	nach Pujol <i>et al.</i> (1994)		nach Peladan <i>et al.</i> (1997b)	
		v_F [m/h]	B_R [kg/(m ³ .d)]	v_F [m/h]	B_R [kg/(m ³ .d)]
CSB-Abbau	CSB	6	10	12	18
Nitrifikation	NH ₄ -N	10	1,5	11-16	1,5 – 3
Vorgesch. DN	NO _x -N			31	1,5
Nachgesch. DN	NO _x -N	14	4	33	10

Tabelle 10: Raumumsatzleistungen von Biofiltern. Aus **ATV (2000a)**.

Reinigungsziel	Parameter	DB _R	DB _R
		[kg/(m ³ .h)]	[kg/(m ³ .d)]
CSB-Abbau	BSB ₅	0,17 – 0,29	4 – 7
	CSB	0,29 – 0,42	7 – 10
Nitrifikation	NH ₄ -N	0,004 – 0,063 (max. 0,083)	0,1 – 1,5 (max. 2,0)
Denitrifikation (Methanol)	NO ₂ -N, NO ₃ -N	0,05 – 0,17 (aufwärts)	1,2 – 4,0 (aufwärts)
		0,033 – 0,05 (abwärts)	0,8 – 1,2 (abwärts)

Boller *et al.* (1997) empfehlen die maximalen (also Sauerstoff-limitierten) Umsatzraten für Bemessungszwecke um 30 % zu verringern. Diese Vorgangsweise scheint für Anlagen mit ausgeglichener Belastung (Großstadt) empfehlenswert. Bei starken (auch saisonalen) Belastungsschwankungen spielt die Vorbelastung eine ganz entscheidende Rolle, so dass die Bemessung nur auf die Ammonium-Spitzenlast nicht zielführend ist, wie auch anhand der Ergebnisse von Barjenbruch (1997), Barjenbruch *et al.* (2000) ersichtlich ist.

2.4.8.2 Belüftung

Eine ausreichende Luftbeaufschlagung ist für den Eintrag von Sauerstoff und Turbulenz sehr wesentlich für die Nitrifikation im Biofilter. Die Bemessung der erforderlichen Luftmenge nach ATV (2000a) wird kurz dargestellt.

Der auf das Reaktorvolumen bezogene Sauerstoffbedarf wird aus der Raumumsatzrate und dem spezifischen Sauerstoffbedarf für die biologische Reaktion berechnet.

$$OV_R = \frac{v_F \cdot \sum \Delta c_i \cdot OV_{\text{spez},i}}{H} + OV_E \quad (36)$$

Dabei bedeuten

OV_R Sauerstoffverbrauch je m³ Reaktorvolumen [kg/(m³.h)]

OV_E Sauerstoffverbrauch je m³ Reaktorvolumen
für die endogene Atmung [kg/(m³.h)]

Δc_i	zu eliminierende Konzentration der i. Komponente	[kg/m ³]
$OV_{\text{spez},i}$	spez. Sauerstoffbedarf für die i. Reaktion	[kg/kg]
H	Filterbetthöhe	[m]

Die Berechnung der endogenen Atmung wird im Arbeitsbericht nicht dargestellt. Aus dem Sauerstoffbedarf kann über den spezifischen Sauerstoffeintrag die erforderliche Luftmenge berechnet werden. Gerade für den spezifischen Sauerstoffeintrag gibt es jedoch sehr unterschiedliche Angaben. Da die Betriebssauerstoffgehalte sehr hoch liegen, ist das Sättigungsdefizit gering. Für die Bemessung wird ein Bereich der Sauerstoffausnutzung unter Abwasserbedingungen (Betrieb) von 6 bis ca. 18 g/(m_N³·m) angegeben, dies entspricht einer Ausnutzung von 2 – 6 %/m.

In vielen Fällen (bei geringer Belastung oder nachgeschalteten Stufen) ist der Sauerstoffeintrag nicht entscheidend für die Prozessgeschwindigkeit, sondern es muss zur Aufrechterhaltung der Turbulenz und gleichmäßigen Durchströmung ein gewisser produktspezifischer Mindestluftdurchsatz gewährleistet sein.

Ist der Sauerstoffeintrag entscheidend für die Prozessgeschwindigkeit, so muss der erforderliche Prozessluftdurchsatz gewährleistet werden. Welcher Bemessungswert für die spezifische Sauerstoffausnutzung zur Berechnung der Luftmengen herangezogen wird, hängt von den Prozessbedingungen (Filtergeschwindigkeit, Luftbeaufschlagung und Höhe des Festbetts) ab.

Für die Ermittlung der erforderlichen Luftmenge bei gegebener Geometrie (Filterbetthöhe), gegebener Filtergeschwindigkeit und bekanntem Belüftungskoeffizienten $k_L a$ erfolgt nach dem allgemeinen Zusammenhang der Gleichungen 37 und 38.

$$Q_L = \frac{OV_R}{OC_{\text{spez}}} \cdot A \quad \text{mit} \quad (37)$$

$$OC_{\text{spez}} = \frac{k_L a \cdot (c_s - c_x)}{q_{A,L}} \quad (38).$$

Die anzunehmenden Größen sind die Sauerstoffkonzentration im Reaktor, die maßgebende Sauerstoffsättigungskonzentration und der Belüftungskoeffizient. Beim Ansatz „üblicher“ Umsatzraten ist in gewissem Sinne die Sauerstoffzufuhr durch die Raumumsatzrate implizit gegeben, weil die maximalen Raumumsatzraten in der Regel unter Sauerstoff-limitierten Bedingungen bestimmt wurden, und die zugehörige Luftbeaufschlagung dokumentiert ist.

Um eine bestimmte Schmutzfracht abzubauen, muss die zugehörige Sauerstofffracht in den Reaktor eingebracht werden. Bei kleinen Reaktoren mit sehr hohen Umsatzraten ist die erforderliche volumetrische Sauerstoffzufuhr daher höher als bei großen Reaktoren mit geringeren Umsatzraten. Im gewissem Ausmaß können die Bemessungsgrößen Reaktorvolumen und volumetrische Sauerstoffzufuhr (z.B. Einsatz von Reinsauerstoffbegasung) gegengerechnet werden. Mit steigender Luftmenge sinkt allerdings die Filterwirkung.

Tabelle 11: Kenngrößen der Filtrationseinheiten

	Denitrifikationsfilter	Nitrifikationsfilter
Reaktor Ø	600 mm	800 mm
Füllmaterial	Blähton, rund	Blähton, gebrochen
Durchmesser	5 – 8 mm	2,5 – 5 mm
Füllhöhe	3 - 3,5 m	4 m
Reaktionsvolumen	0,85 m ³ , bzw. 1,0 m ³ (ab 27.3.98)	2,0 m ³
Körnung Stützkies	-	16/32
Füllhöhe Stützkies	-	40 cm

Wegen der gegenseitigen Beeinflussung der beiden Stufen ist eine strikte Trennung der Verfahren Denitrifikation/CSB-Entfernung und Nitrifikation/Rest-CSB-Entfernung und damit eine getrennte Optimierung der beiden Stufen bei diesem Verfahren nicht möglich.

In der vorgeschalteten Denitrifikation ist die entfernte Fracht einerseits vom „Denitrifikationspotenzial“, also dem Abwasser-CSB und der im Reaktor zur Verfügung stehenden Biomasse, andererseits von der über die Rezirkulation zugeführten Fracht an gelöstem Sauerstoff und Nitrat abhängig. Die Sauerstoff- und Nitratfracht wird durch die rezirkulierte Wassermenge, den Sauerstoffgehalt im Ablauf des Nitrifikationsfilters und die nitrifizierte Stickstofffracht bestimmt. Ist die nitrifizierte Stickstofffracht gering, so kann der Abbau in der ersten Stufe nitrat-limitiert sein und es gelangt viel CSB in die zweite Stufe. Ist die zu nitrifizierte Stickstofffracht hoch, so reicht das Denitrifikationspotenzial zum Erreichen des Reinigungsziels nicht aus. Die Leistungsfähigkeit der nachgeschalteten Nitrifikationsstufe wird ganz entscheidend von der Vorreinigung mitbestimmt. Je schlechter der Vorabbau in der ersten Stufe, umso mehr organische Verschmutzung muss in der zweiten Stufe entfernt werden, mit zunehmend ungünstigen Auswirkungen auf die Nitrifikation.

Der Abwasserzusammensetzung, und hierbei insbesondere dem N/CSB-Verhältnis, muss bei der Gestaltung und Auslegung einer derartigen Biofilteranlage also eine große Bedeutung beigemessen werden.

3.1.2 Abwasserbeschaffenheit

Der Zulauf der Versuchsanlage wurde aus dem Zulaufkanal zur biologischen Stufe der Kläranlage Wien-Blumental entnommen. Das Abwasser ist nach Passage von Grobrechen (Stabweite 25 mm) und Feinrechen (5 mm) und nach dem belüfteten Sandfang von Grobstoffen weitgehend befreit. Dennoch hat sich ein zusätzliches Spaltsieb (Spaltweite 0,5 mm) im Zulauf zur Versuchsanlage zur weiteren mechanischen Reinigung des Rohabwassers vor Eintreten in die Versuchsanlage sehr bewährt, um die Ausfallzeiten der Abwasserpumpen gering zu halten.

Das – mechanisch vorgereinigte – Rohabwasser ist zugleich der Zulauf zur Versuchsanlage. Die mittlere Abwasserzusammensetzung ist in

angegeben. Das Abwasser stammt aus Siedlungs- und Industriegebieten einer Großstadt, die Zusammensetzung ist sehr gleichmäßig. Das Einzugsgebiet beinhaltet Bereiche mit Trennkanalisation ebenso wie Mischkanalnetze. Der spezifische Abwasseranfall liegt bei 250 – 300 L/(EW.d). Der Vergleich mit EW-spezifischen Werten aus dem Arbeitsblatt A 131 der ATV (1991) zeigt, dass es sich um beinahe typisches kommunales ATV-Abwasser handelt.

Die Phosphorgehalte im Abwasser sind seit Veröffentlichung des Arbeitsblattes A 131 noch weiter zurück gegangen, wobei der spezifische Phosphor-Anfall im kommunalen Abwasser zur Zeit etwa 1,5 g P/(EW.d) beträgt (Andreottola *et al.*, 1994, Nowak, 1995). Nowak (2000b) hat eine Auswertung der spezifischen CSB-, Stickstoff- und Phosphor-Frachten in österreichischem kommunalem Abwasser durchgeführt, deren Ergebnisse auch in angeführt sind.

Tabelle 12: Abwasserzusammensetzung im Zulauf zur Versuchsanlage und im Vergleich mit typischen Werten.

	Zulauf Versuchsanlage		nach ATV		nach Nowak (2000b)
	mg/L	bez. auf CSB	g/(EW.d)	g/(EW.d)	g/(EW.d)
CSB	414 ± 107	1	120	120	112 ± 19
CSB _{GELÖST}	104 ± 33	0,25	30		
Ges. N	41 ± 7	0,10	11,9	11	9,3 ± 2,3
NH ₄ -N	22 ± 3				
Ges. P	5,4 ± 1,3	0,013	1,6	(2-2,5)*	1,53 ± 0,38
PO ₄ -P	3,5 ± 0,7				
SS	241 ± 58	0,58	70	70	

* ... nicht mehr aktuell.

3.1.3 Betriebsbedingungen

Der gesamte Untersuchungszeitraum betrug 13 Monate (1.5.1997 – 31.5.1998). Das Anfahren der Anlage war von massiven und lang anhaltenden Mischwasserereignissen begleitet, und wird in der vorliegenden Arbeit nicht behandelt. Mangels Frostsicherheit einzelner Anlagenteile wurde die Versuchsanlage im Winter kurzfristig außer Betrieb genommen und nach 3 Wochen Betriebsunterbrechung wieder angefahren.

Der Untersuchungszeitraum lässt sich in mehrere Perioden gliedern, von denen vier stabile Betriebsphasen in dieser Arbeit behandelt werden. In Periode I stand vorgeklärtes Abwasser als Denitrifikationssubstrat zur Verfügung. Darauf folgte der Betriebszeitraum Periode II, in dem zusätzlich externe CSB-Quellen beigegeben wurden. In Periode III war die Rezirkulation von nitrathältigem Ablauf einer Regelung unterworfen, und schließlich – als Simulation von Rückläufen aus der Schlammbehandlung – wurde in Periode IV zu Schwachlastzeiten zusätzlich Stickstoff in die Nitrifikationsstufe dosiert. Die wesentlichen Betriebsbedingungen sind in Tabelle 13 angeführt.

Bei konstanter Zulaufwassermenge ist die Dynamik der zulaufenden Frachten nur durch die Änderung der Konzentrationen im Tagesverlauf gegeben und gegenüber dem tatsächlichen Anfall gedämpft. Für den Betrieb mit voller Dynamik des Abwasseranfalls (Perioden III und IV) wurde auf Basis der Betriebswerte der Kläranlage Wien-Blumental eine typische Ganglinie der Wassermengen bei Trockenwetter abgeleitet.

Die Regelung für die interne Rezirkulation erfolgte nach einem Sollwert für $\text{NO}_3\text{-N}$ im Ablauf, die Regelung der Ethanoldosierung erfolgte nach einem Sollwert für $\text{NO}_3\text{-N}$ im Ablauf der Denitrifikationsstufe.

Tabelle 13: Betriebsbedingungen Pilotanlage Wien-Blumental

		Periode I	Periode II	Periode III	Periode IV
Zeitraum		26.8.97-16.11.97	24.1.98 – 8.3.98	9.3.98 – 18.4.98	28.4.98-31.5.98
Dauer	d	83	43	40	33
tH ,VK	h	0,75 – 1,0	1,1	1,1	1,1
Zulauf Q_{ZU}	m^3/h	2,0	2,0	1,6 1,1 (ab 27.3)	1,1
		konstant	konstant	Ganglinie	Ganglinie
Rezirkulation	%	100 – 200	250	200 - 300	350 – 450
		konstant	konstant	Regelung	Regelung
q_L	$\text{m}^3/(\text{m}^2.\text{h})$	20 – 25	20 - 25	15 - 25	15
T Ablauf	$^{\circ}\text{C}$	17 – 21	14 – 18	14 – 18	16 – 20
pH	DN-Filter	n. gem.	7,1 – 7,9	7,2 – 7,7	n. gem.
pH	N-Filter	n. gem.	6,9 – 7,7	7,0 – 7,5	n. gem.
Chemikalien:					
externer CSB		-	X	X	X
FeCl ₃				X (ab 14.3.)	X
NH ₄ Cl					X

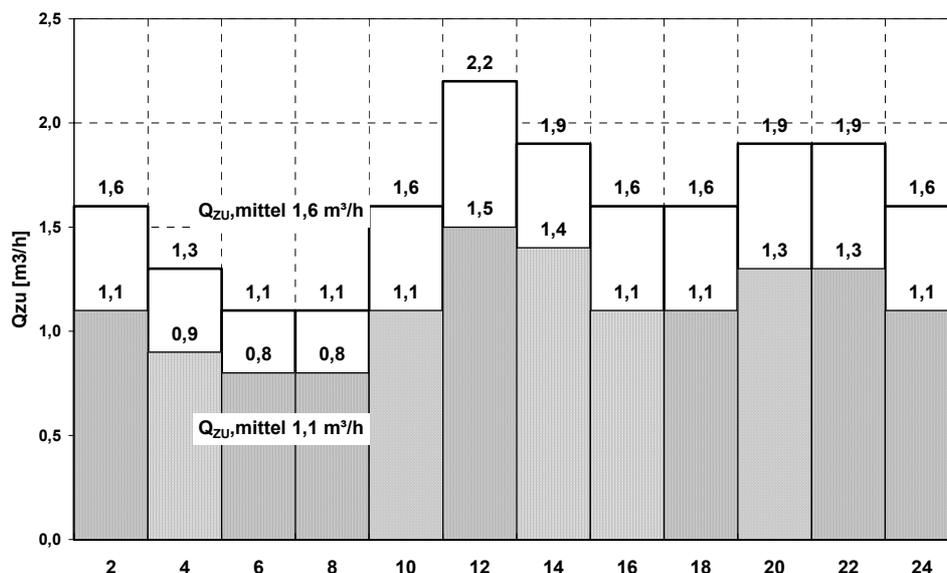


Abbildung 15: Ganglinie für den Zulauf zur Biofilteranlage. Mittlere Zulaufmenge 1,6 m³/h (9.3. – 26.3.1998), bzw. 1,1 m³/h (27.3. – 31.5.1998).

3.1.4 Messprogramm

Die Messstellen und –parameter für die Routineüberwachung sind in Tabelle 14 angegeben. Die Tagesmischproben (TMP) wurden durch automatische Probennehmer zeitproportional entnommen. Bei jeder Spülung wurde der gesamte anfallende Spülschlamm in einem Sammelbehälter aufgefangen, gerührt und beprobt. Für Zwecke der Regelung und der Dokumentation standen vier Stickstoff-Online-Analysatoren zur Verfügung, und zwar je ein Ammonium- und Nitratmonitor im Ablauf des Denitrifikationsfilters und im Ablauf des Nitrifikationsfilters. Die Plausibilitätsprüfung sowohl für Online-Daten als auch für die Tagesmischproben erfolgte durch Vergleichsmessungen, Gegenüberstellung der Konzentrationen in den Mischproben mit den rechnerischen Mittelwerten der Online-Werte und durch Frachtbilanzierung. Im Filterbett waren Probenahmestellen zur Aufnahme von Profilen vorgesehen.

Tabelle 14: Messprogramm der Routineanalytik und Probenhäufigkeit

Probenahmestelle	Parameter	Häufigkeit
Rohabwasser	CSB, CSBmf, SS, TKN, NH ₄ -N, NO ₃ -N, NO ₂ -N	TMP, täglich
Ablauf Vorklärung	CSB, CSBmf, SS, TKN, NH ₄ -N, NO ₃ -N, NO ₂ -N	TMP, täglich
Ablauf DN-Stufe	CSB, CSBmf, SS, TN, NH ₄ -N, NO ₃ -N, NO ₂ -N	TMP, täglich
Ablauf N-Stufe	CSB, CSBmf, SS, TN, NH ₄ -N, NO ₃ -N, NO ₂ -N	TMP, täglich
Spülschlamm DN-Stufe	TS, oTS	jede Spülung
Spülschlamm DN-Stufe	CSB, TKN, OVNmax, OVCmax	2 mal / Woche
Spülschlamm N-Stufe	TS, oTS	jede Spülung
Spülschlamm N-Stufe	CSB, TKN, OVNmax, OVCmax	2 mal / Woche

Tabelle 15: Online-Monitore im Dauerbetrieb

Ablauf Denitrifikationsstufe	
NH ₄ -N	Contronic Ammonia Monitor (gassenstativ)
NO ₃ -N	Dr.LANGE Nitrox Tauchsonde (3 mm Messspalt)
Ablauf Nitrifikationsstufe	
NH ₄ -N	Dr.LANGE Amtax Prozessphotometer
NO ₃ -N	Dr.LANGE Nitrox Durchflussonde (3 mm Messspalt)
SAK (fallweise)	Dr.LANGE UV-Sonde

3.2 Ergebnisse der zweistufigen Biofiltration

In diesem Abschnitt werden die Betriebsergebnisse der Versuchsanlage hinsichtlich Kohlenstoffentfernung dargestellt und einem Vergleich mit den in Kapitel 2.4 angeführten Literaturwerten unterzogen.

Von Canler und Perret (1994) wurden Betriebsergebnisse für Biofiltrationsanlagen zur CSB-Entfernung veröffentlicht. Die Anlagengrößen liegen zwischen 7.500 und 150.000 EW, die mittleren Raumbelastungen im Bereich von 3,5 bis 11,9 kg

CSB/(m³.d). Diese Anlagen verfügen in der Regel über eine Vorklärung. Die relativ hohen BSB₅-Konzentrationen im Ablauf der Anlagen werden mit der geringen Aufenthaltszeit erklärt. Nach Canler und Perret (1994) kann die Ablaufkonzentration von 90 mg CSB/L bei Raumbelastungen unter 7 kg CSB/(m³.d) gesichert eingehalten werden. Höhere Belastung führt zu einer höheren Ablaufkonzentration und erhöht die Spülhäufigkeit. Um einen Schwebstoffgehalt von 30 mg/L zu unterschreiten, soll die Feststoffbelastung des Filters unter 3,2 kg TS/(m³.d) liegen.

Tabelle 16: Ergebnisse für CSB-abbauende Biofiltrationsanlagen, bei Raumbelastungen zwischen 3,5 und 11,9 kg CSB/(m³.d), ohne Angabe der Temperatur. Aus **Canler und Perret (1994)**.

Parameter		Zulauf	Ablauf
		Mittelwert ± Standardabw.	Mittelwert ± Standardabw.
CSB	mg/L	255 ± 133	72 ± 36
CSB gelöst	mg/L	180 ± 109	52 ± 15
BSB ₅	mg/L	111 ± 72	24 ± 18
CSB/BSB ₅		2,3 ± 0,4	3,0 ± 0,7
SS	mg/L	71 ± 34	17 ± 7
TKN*	mg/L	55 ± 18	41 ± 15

* ...für Anlagen ohne Nitrifikation

Diesen Betriebsergebnissen werden die Zu- und Ablaufkonzentrationen des Denitrifikationsreaktors der zweistufigen Versuchsanlage gegenübergestellt, also der vorwiegend CSB-abbauende Teil der Anlage. Es wird nur Periode I herangezogen, in der keine Dosierung von externem CSB erfolgte. Wegen der internen Rezirkulation zwischen Nitrifikations- und Denitrifikationsreaktor sind die Konzentrationen im Ablauf des DN-Filters entsprechend dem Rezirkulationsverhältnis mit Ablauf verdünnt. Die zugehörige Raumbelastung (bez. auf Rohabwasser) betrug $19,7 \pm 5$ kg CSB/(m³.d).

Tabelle 17: Ergebnisse der Denitrifikationsstufe für die Periode I (ohne Dosierung von externem CSB)

Parameter		Zulauf	Zulauf incl. Rezirkulation	Ablauf
CSB	mg/L	373 ± 90	180 ± 57	117 ± 41
CSB gelöst	mg/L	113 ± 37	67 ± 25	58 ± 16
SS	mg/L	189 ± 27	79 ± 27	51 ± 16

Die CSB-Raumbelastung für den Denitrifikationsfilter ist im Vergleich mit üblichen Werten für Kohlenstoffentfernung sehr hoch. Die Ablaufergebnisse liegen auch deutlich über den Vergleichswerten. Der Ablauf der DN-Stufe enthält noch abbaubare organische Verbindungen, die in die Nitrifikationsstufe eingebracht werden. In Tabelle 18 werden die Ergebnisse der Nitrifikationsstufe angeführt. Da der Zulauf zur Nitrifikationsstufe gegenüber rein zweistufiger Betriebsführung durch die interne Rezirkulation verdünnt ist, wird die „zulaufbedingte“ CSB-Konzentration für Vergleichszwecke und mit der Annahme, dass die in der Rezirkulation transportierte CSB-Fracht biologisch inert ist, über eine Verdünnungsrechnung ermittelt. Die zugehörigen Raumbelastungen (ohne Berücksichtigung der rezirkulierten CSB-Fracht) sind in Tabelle 18 angegeben. Mit Ausnahme der Schwebstoffe im Ablauf des Filters liegen die organischen Parameter im unteren Bereich verglichen mit Tabelle 16. Dabei ist zu bemerken, dass es sich um einen nitrifizierenden Filter handelt, jedoch offensichtlich mit deutlichem CSB-Abbau.

Tabelle 18: Ergebnisse der Nitrifikationsstufe für die Perioden I (ohne Dosierung von externem CSB), II, III und IV.

Parameter		„Zulauf“ (ohne Rezirkulation)	Zulauf incl. Rezirkulation	Ablauf
Periode I		$B_R = 4,5 \pm 2,1 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$		
CSB	mg/L	210 ± 86	117 ± 41	71 ± 23
CSBgelöst	mg/L	84 ± 36	58 ± 16	44 ± 14
SS	mg/L	105 ± 40	51 ± 16	22 ± 8
Periode II		$B_R = 3,8 \pm 1,3 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$		
CSB	mg/L	169 ± 57	97 ± 17	65 ± 13
CSBgelöst	mg/L	82 ± 46	54 ± 15	42 ± 10
SS	mg/L	71 ± 32	35 ± 12	19 ± 8
Periode III		$B_R = 2,3 \pm 0,8 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$		
CSB	mg/L	162 ± 49	90 ± 22	55 ± 12
CSBgelöst	mg/L	113 ± 45	64 ± 19	38 ± 11
SS	mg/L	57 ± 30	31 ± 14	18 ± 8
Periode IV		$B_R = 2,0 \pm 0,7 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$		
CSB	mg/L	156 ± 53	86 ± 14	68 ± 14
CSBgelöst	mg/L	125 ± 56	67 ± 15	53 ± 13
SS	mg/L	33 ± 17	12 ± 5	6 ± 3

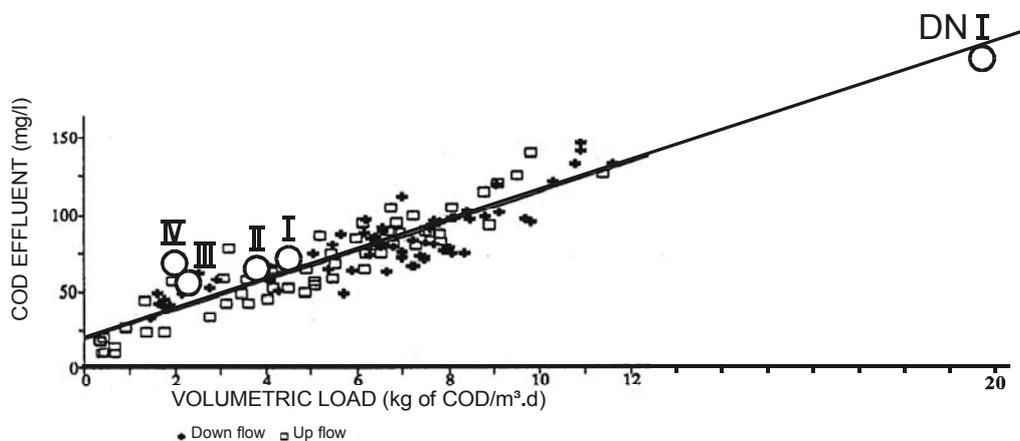


Abbildung 16: CSB-Raumbelastung und Ablaufkonzentration. Vergleich der Versuchsergebnisse mit Werten von **Canler und Perret (1994)**.

Pujol *et al.* (1994) haben Betriebsergebnisse von Biofiltern des Typs BIOFOR veröffentlicht, und die Ergebnisse des CSB-Abbaues der Raumbelastung gegenübergestellt. Für den Bereich hoher Belastungen gibt es auch in diesem Fall keine Vergleichswerte, für die „normale“ Belastung von 2 - 4,5 kg CSB/(m³.d) liegen die Betriebsergebnisse im angegebenen Bereich (Abbildung 17).

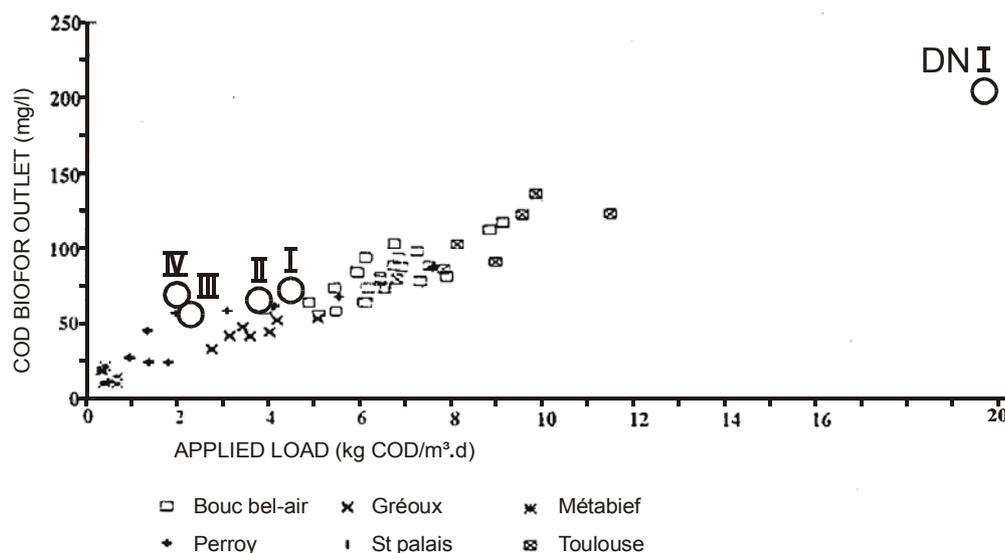


Abbildung 17: CSB-Raumbelastung und Ablaufkonzentration. Vergleich der Versuchsergebnisse mit Werten von Pujol *et al.* (1994).

Pujol und Tarallo (2000) berichten von Ergebnissen einer halbtechnischen Anlage mit gleicher Konfiguration (vorgeschaltete Denitrifikation und nachgeschaltete Nitrifikation im Biofilter, interne Rezirkulation). Die Anlage wurde mit vorgeklärtem Abwasser beschickt, als typische Konzentration werden 434 mg CSB/L, 90 mg SS/L und 63 mg TKN/L angegeben. Bei ähnlichen Belastungsverhältnissen wie bei den vorgestellten Untersuchungen (B_R -CSB in der Denitrifikationsstufe 20 kg CSB/(m³.d), Filtergeschwindigkeit 8 - 17 m/h in der Denitrifikationsstufe und 6 - 12,5 m/h in der Nitrifikationsstufe) werden CSB-Ablaufkonzentrationen von 62 mg/L im Mittel und 90 mg/L als 90 %-Wert angegeben. Die Schwebstoffe im Ablauf betragen im Mittel 10 mg/L und 18 mg/L als 90 %-Wert.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass sich die Betriebsergebnisse der Pilotanlage gut in die Ergebnisse von großtechnischen Anlagen einfügen, und das Abwasser nicht signifikant von üblichem kommunalen Zulauf abweicht. Es wird daher davon ausgegangen, dass die aus den Massenbilanzen und

kinetischen Untersuchungen der Pilotanlage erzielten Ergebnisse auch auf Großanlagen umgelegt werden können.

3.3 Nitrifikationsleistung im Biofilter

Für die zweistufige Biofiltration mit vorgeschalteter Denitrifikation und interner Rezirkulation ist die Funktion der Nitrifikationsstufe von entscheidender Bedeutung. Bei unzureichender Nitrifikation gelangt wenig Nitrat in die Denitrifikationsstufe. Infolge Nitratmangel – und wenn keine Belüftung erfolgt – ist der organische Abbau limitiert, es gelangt eine höhere CSB-Fracht in die Nitrifikationszone, mit negativen Folgen für die Nitrifikation. Es handelt sich um eine Reaktion mit positiver Rückkopplung, der Effekt verstärkt sich ohne äußere Einwirkung. Aus diesem Grund und aus Sicht der Reinigungsleistung liegt das Hauptaugenmerk für den Betrieb immer bei der Nitrifikation.

3.3.1 Abwasserzusammensetzung

Hinsichtlich der Abwasserzusammensetzung gibt es Perioden mit unterschiedlichen Bedingungen in Bezug auf die Nitrifikation, die sich im Wesentlichen in der organischen Fracht und in der Fracht und dem Tagesverlauf des Ammonium unterscheiden. Diese Perioden sind auch in Tabelle 13 angegeben. Da im Verlauf von Periode III die Belastung der Filteranlage reduziert wurde, wird diese Periode in zwei Teilbereiche IIIa und IIIb unterteilt.

Der CSB-Abbau in der vorgeschalteten Denitrifikationsstufe war nicht vollständig, sodass ein erheblicher Kohlenstoffabbau auch in der Nitrifikationsstufe auftrat (siehe auch Kapitel 3.4.2). Die Angabe der CSB-Raumbelastung erfolgt unter Abzug der in der Rezirkulation transportierten CSB-Fracht, wobei angenommen wird, dass der Ablauf-CSB für die biologischen Stufe als inert anzusehen ist.

Tabelle 19: Betriebsbedingungen für den Nitrifikations-Biofilter

		Periode I	Periode II	Periode IIIa	Periode IIIb	Periode IV
Zeitraum		26.8.97 - 16.11.98	24.1.98 - 8.3.98	9.3.98 - 26.3.98.	27.3.98 - 18.4.98	28.4.98 – 31.5.98
Dauer	d	83	43	18	23	33
Q Zulauf	m ³ /h	2,0 konstant	2,0 konstant	1,6 Ganglinie	1,1 Ganglinie	1,1 Ganglinie
Rezirkulation	%	100 – 200 konstant	250 konstant	200 Regelung	200-300 Regelung	350 – 450 Regelung
q _L	m ³ /(m ² .h)	20 – 25	20 - 25	20-25	15-20	15
v _F	m ³ /(m ² .h)	12	13	10	5 – 8	10 – 12
T Ablauf	°C	17 – 21	14 – 18	13 - 17	14 - 19	16 – 20
externer CSB (DN-Zone)		-	X	X	X	X
NH ₄ -Dosierung		-	-	-	-	X
BR-CSB*	kg/(m ³ .d)	4,5 ± 2,1	3,8 ± 1,3	2,6 ± 0,8	2,3 ± 0,7	2,0 ± 0,7
SS _{ZUL}	mg/L	51 ± 16	35 ± 12	38 ± 11	26 ± 14	12 ± 5
Belastung NH ₄ -N	kg/(m ³ .d)	0,51±0,11	0,57±0,12	0,39±0,12	0,25±0,10	0,42±0,10
Umsatz NH ₄ -N	kg(m ³ .d)	0,45±0,08	0,43±0,07	0,32±0,08	0,20±0,08	0,37±0,10
Umsatz NO _x -N	kg/(m ³ .d)	0,47±0,15**	0,50±0,08	0,33±0,11	0,24±0,11	0,42±0,07
Ablauf NH ₄ -N	mg/L	0,9 ± 0,6	1,9 ± 1,0	1,3 ± 0,8	1,3 ± 0,9	0,7 ± 0,7

* CSB-Belastung ohne interne Rezirkulation

**.... Werte der Online-Monitore

3.3.2 Luftbeaufschlagung, Turbulenz und Sauerstoffausnutzung

Die Luftbeaufschlagung und die Filtergeschwindigkeiten, die im Betrieb eingestellt wurden, sind in Tabelle 19 angegeben. Grundsätzlich wurde die Belüftung relativ hoch eingestellt, auch weil keine Regelung für die Luftmenge zur Verfügung stand, sodass die Luftmenge für die Nitrifikation auf der sicheren Seite lag. Zur Optimierung der Nitrifikation wurde ein hoher Reaktor für den Nitrifikationsfilter (4 m Füllhöhe) gewählt.

Im Vergleich zu üblichen Werten sind sowohl die Filtergeschwindigkeiten als auch die Luftbeaufschlagung für den Nitrifikationsfilter sehr hoch. Die Betriebsparameter Luft- und Wassergeschwindigkeit unterscheiden sich in den unterschiedlichen Perioden, jedoch sind auch die anderen Umweltbedingungen, insbesondere die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Vorbelastung verschieden, sodass auf Basis der Versuchsergebnisse der Einfluss der Luft- und der Wassergeschwindigkeit auf die Nitrifikationsleistung keine Aussage getroffen werden kann.

Der Reaktor war mit seitlichen Probenahmestellen versehen. Es wurden Profilmessungen durchgeführt, um den Verlauf der gelösten Nährstoffe, des pH-Werts und der Sauerstoffkonzentration zu ermitteln. Das Fließverhalten ist über den Querschnitt nicht homogen. Durch das Öffnen der Probehähne kommt es zu einer Veränderung der Strömung im Reaktor. Es konnte nicht beeinflusst, aber auch kaum festgestellt werden, aus welchem Bereich im Filter die Probenahmestelle angeströmt wurde, sodass die Ergebnisse der Profilmessungen im Einzelnen zwar mit einer – nicht quantifizierbaren - Unsicherheit behaftet sind, jedoch in der Gesamtschau als repräsentativ betrachtet werden.

3.3.2.1 Einfluss des Sauerstoffgehalts auf die maximale Nitrifikationsleistung

Bei Profilmessungen wurden die Umsatzraten für $\text{NH}_4\text{-N}$ und $\text{NO}_x\text{-N}$ aus den Konzentrationsänderungen zwischen zwei Probenahmestellen und den aktuellen Wassermengen errechnet und auf das Volumen zwischen den Probehähnen bezogen. Bei „normaler“ Belastung sinkt die Umsatzrate in Fließrichtung, weil die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf gering ist. Überschreitet die Belastung die maximale Umsatzrate, so ist Ammonium im gesamten Reaktor messbar, sodass mit einer Profilmessung auch die maximale Umsatzrate (bei der vorliegenden Sauerstoffkonzentration) abgeschätzt werden kann.

Mit dem Ablauf der Denitrifikationsstufe gelangten abbaubare organische Verbindungen in die Nitrifikationsstufe, dadurch war die Nitrifikation im Einlaufbereich beeinflusst. In Spitzenzeiten kommt es zu einer erhöhten Sauerstoffzehrung (eventuell Denitrifikation) durch heterotrophen Abbau, in Schwachlastzeiten kann eine gewisse Rücklösung des im Schlamm gebundenen Stickstoffs stattfinden. Bei der Auswertung der Profilmessungen wird angenommen, dass die Nitrifikation von heterotrophen Abbau (weitgehend)

unbeeinflusst war, wenn die Umsatzrate für $\text{NH}_4\text{-N}$ und die Bildungsrate von $\text{NO}_x\text{-N}$ übereinstimmten.

Um den Einfluss des Sauerstoffgehalts auf die Umsatzrate zu ermitteln, wurden Kurzzeitmessungen bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten durchgeführt. Die Messungen wurden innerhalb von 30 Stunden am Biofilter durchgeführt, dadurch kann der Einfluss unterschiedlicher Vorbelastung auf die Nitrifikationsraten ausgeschlossen werden.

Unter Betriebsbedingungen war die Sauerstoffkonzentration im Filterbett 5 – 7 mg/L. Für die Messung wurde der Prozessluft Reinsauerstoff zudosiert um den Sauerstoffgehalt im Filterbett zu erhöhen, ohne gleichzeitig die Luftmengen wesentlich zu verändern. Unter Voraussetzung eines dicken Biofilms wird eine deutliche Zunahme der maximalen $\text{NH}_4\text{-N}$ Umsatzrate erwartet.

Beträgt das Verhältnis $\text{DO}/\text{NH}_4\text{-N}$ mehr als ca. 3,5, so ist die Umsatzrate $\text{NH}_4\text{-N}$ limitiert, die Konzentration von $\text{NH}_4\text{-N}$ an der Unterlage ist Null. Eine Auswertung der Umsatzraten erfolgt entsprechend der Kinetik im Biofilm nach Gleichung 12 für $\text{NH}_4\text{-N}$ als Substrat und Monod-Kinetik im Biofilm (siehe Kapitel 2.2.3). Beträgt das Verhältnis $\text{DO}/\text{NH}_4\text{-N}$ weniger als 3, so liegt Sauerstofflimitierung vor. Die Ammonium-Konzentration in der Tiefe des Biofilms kann aus Gleichung 17 abgeschätzt werden. Nach Gleichung 12 wird der Zusammenhang zwischen Umsatzrate und Ammoniumkonzentration für drei unterschiedliche Konzentrationsniveaus für den gelösten Sauerstoff ermittelt und in Abbildung 18 dargestellt. Die Halbsättigungskonzentration für Ammonium $k_{\text{NH}_4\text{-N}}$ wurde mit 0,65 – 0,75 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ angenommen. Bei Aktivitätsmessungen von Spülschlamm aus reinen Nitrifikationsfiltern haben Barth *et al.* (1999) eine ähnliche Halbsättigungskonzentration von 0,5 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ festgestellt.

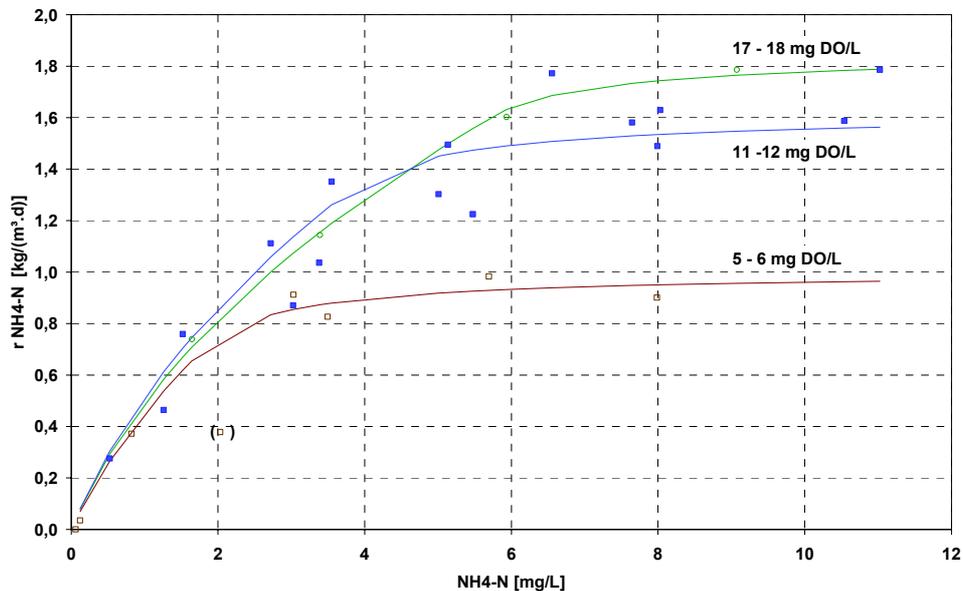


Abbildung 18: Nitrifikationsrate bei unterschiedlichen Sauerstoff-Konzentrationen im Filterbett.

Tabelle 20: Betriebseinstellungen während der Versuche mit erhöhtem Sauerstoffgehalt. Temperatur 19 – 20 °C.

Messung	Q-O ₂	Q _L	q _{L,GES}	v _F	DO	pH
	m ³ /h	m ³ /h	m/h	m/h	mg/L	
1	-	7	14	7,6	5,7 – 5,9	6,8 – 6,9
2	-	7	14	10,8	4,9 – 5,3	6,5 – 6,9
3	1,6	5,5	14,2	14,1	11 - 12	6,5 – 6,8
4	1,6	5,5	14,2	14,1	11,8 – 12,5	6,5 – 6,8
5	2,0	5,5	15	14,4	10,2 – 11,1	6,2 – 6,4
6	2,0	5,5	15	13,6	11,3 – 11,4	6,3 – 6,6
7	4,2	4,0	16,4	14,2	17,2 – 18,2	6,2 – 6,6

Der Mittelwert der Umsatzraten der dem Versuch vorangegangenen 5 Tage ist 0,44 kg NH₄-N/(m³·d), der letzten 10 Tage 0,40 kg NH₄-N/(m³·d). Die maximale Umsatzrate bei „normaler“ Belüftung mit Druckluft betrug mit ca. 0,9 kg NH₄-N/(m³·d) etwa das Doppelte der mittleren Umsatzrate. Bei erhöhtem Sauerstoffgehalt wurden in den unteren Filterbereichen bis zu 1,8 kg

$\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ erreicht. Die maximale Umsatzrate steigt deutlich mit zunehmender Sauerstoffkonzentration.

Da die Messungen bei sehr unterschiedlichen Sauerstoff-Konzentrationen erfolgten, kann die Umsatzrate auch in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration angegeben werden. Neben der Nitrifikation wird der gelöste Sauerstoff primär für den Kohlenstoffabbau verwendet. Die Rate, mit der Sauerstoff in den Biofilm diffundiert, mit der der gelöste Sauerstoff also verbraucht wird, ist nicht nur durch die Nitrifikation bestimmt.

Der Sauerstoffverbrauch setzt sich aus Kohlenstoffatmung und Stickstoffatmung zusammen. Ausgehend vom einfachen stationären Biofilmodell und unterschiedlichen Substraten (Kap. 2.2.6) wird davon ausgegangen, dass die Kohlenstoffatmung im nitrifizierenden Biofilm durch das organische Substrat limitiert ist, und daher auch bei Erhöhung der Sauerstoffkonzentration gleich bleibt. Die Zunahme des Sauerstoffverbrauchs wird daher auf die Zunahme der Nitrifikationsatmung zurückgeführt. Die Sauerstoffverbrauchsrate r_{DO} besteht aus einem konstanten Anteil $r_{\text{DO,OVN}}$ und einem variablem Anteil $r_{\text{DO,OVC}}$.

Wird angenommen, dass die „maximale“ im Biofilm lokal auftretende Atmung $r_{\text{DO,max}}$ für heterotrophe und autotrophe Biomasse im Biofilm etwa gleich groß ist und dass der Unterschied der Halbsättigungskonzentrationen auf die Gesamtumsatzrate vernachlässigbar ist, so kann die Sauerstoffverbrauchsrate in folgender Form angeschrieben werden:

$$r_{\text{DO}} = r_{\text{DO,OVC}} + r_{\text{DO,OVN}} = (2 \cdot r_{\text{DO,max}} \cdot D_{\text{DO}})^{0,5} \cdot \left(S_{\text{DO}} - K_{\text{DO}} \cdot \ln\left(\frac{K_{\text{DO}} + S_{\text{DO}}}{K_{\text{DO}}}\right) \right)^{0,5} \quad (39)$$

Bei Vernachlässigung des Monod-Terms und Berechnung als Reaktion 0. Ordnung wird Gleichung 39 zu einer Funktion halber Ordnung reduziert, wobei die Kohlenstoffatmung $r_{\text{DO,OVC}}$ und die maximale lokale Umsatzrate $r_{\text{DO,max}}$ unbekannt sind (Gleichung 40). Eine Optimierung für die Wahl der beiden Parameter erfolgt anhand der Messwerte für die Bereiche 5,5 mg DO/L und 11,5 mg DO/L (dicke Linie in Abbildung 19).

$$r_{\text{DO,OVN}} = 4,3 \cdot r_{\text{NH}_4\text{-N}} = (2 \cdot r_{\text{DO,max}} \cdot D_{\text{DO}})^{0,5} \cdot S_{\text{DO}}^{0,5} - r_{\text{DO,OVC}} \quad (40)$$

Der Gehalt autotropher Biomasse im Biofilm ist relativ gering, der Sauerstoffverbrauch der Autotrophen ist dagegen relativ hoch. So werden bei der Bildung von 0,24 g X_A (Nitrifikation von 1 g $\text{NH}_4\text{-N}$) ca. 4,3 g Sauerstoff verbraucht (d.s. ca. 18 g Sauerstoff pro g produziertem X_A). Umgekehrt ist die Konzentration heterotropher Biomasse hoch, der Sauerstoffverbrauch relativ gering. Bei der Bildung von 0,5 - 0,6 g X_H (Entfernung von 1 g CSB) werden ca. 0,4 – 0,5 g DO verbraucht (d.s. ca. 1 g DO pro g produziertem X_H). Damit Nitrifikanten und heterotrophe Organismen nebeneinander existieren können, kann die Wachstumsrate der heterotrophen Biomasse maximal gleich groß wie jene der Nitrifikanten sein. Die heterotrophen Bakterien arbeiten also mit – zufolge Substrat-Limitierung - verringerter Wachstumsrate (bei 20 °C etwa mit $\mu_H = \mu_{A,\text{max}} = 0,87 \text{ d}^{-1}$, das entspricht gegenüber etwa $\mu_{H,\text{max}} = 4 \text{ d}^{-1}$ etwa $\frac{1}{4}$ der maximalen Wachstumsrate).

In Bezug auf die Modellvorstellungen von konkurrierenden Bakterientypen im Biofilm (Kapitel 2.2.7) entspricht dieser Zustand Fall 6 aus Abbildung 5, wobei die Sauerstoffverbrauchsrate konstant angenommen ist. Eine konstante Sauerstoffverbrauchsrate entspricht auch einem sehr vereinfachten Biofilmmodell, in dem an der Oberfläche ein (rein) heterotropher Biofilm auf einem gemischten Biofilm mit etwa 6 % nitrifizierender Biomasse (entspr. 1 g $X_A/18 \text{ g } X_{\text{GESAMTBIOMASSE}}$) wächst. Das gelöste organische Substrat wird zur Gänze im aufliegenden heterotrophen Biofilm entfernt. Diese Modellvorstellung ist einfach und ausreichend plausibel um Gleichung 40 anzuwenden.

Die Nitrifikationsatmung kann aus den $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten berechnet werden. Die konstant angenommene Kohlenstoffatmung ist unbekannt und wird an die vorliegenden Werte angepasst. Die Halbsättigungskonstante für gelösten Sauerstoff wurde mit 0,2 mg/L angesetzt.

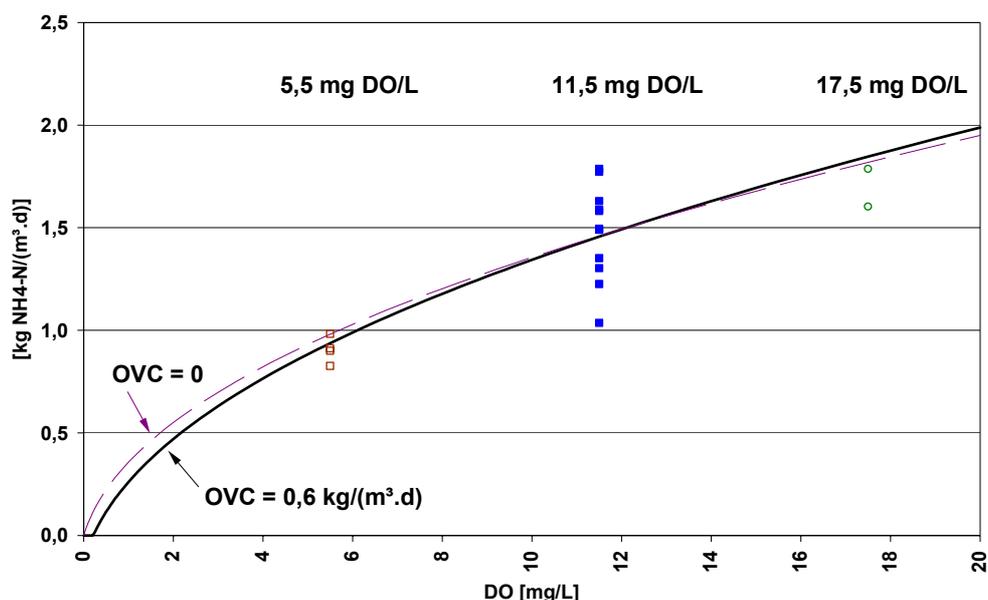


Abbildung 19: Maximale Nitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration im Filterbett. Berechnung mit unterschiedlichen Annahmen für die Kohlenstoffatmung.

Mit unterschiedlichen Annahmen für die Kohlenstoffatmung OVC (Null, bzw. $0,6\ kg/(m^3 \cdot d)$) kann die Nitrifikationsleistung als Funktion des Sauerstoffgehalts angegeben werden. Aus Abbildung 19 ist zu erkennen, dass die Nitrifikationsleistung bei $17,5\ mg/L$ auch bei unterschiedlichen Annahmen hinsichtlich des Einflusses des Kohlenstoffabbaus unter den erwarteten Werten liegt. Der Grund kann der geringe pH-Wert oder auch „mangelnde“ Biomasse (Übergang zum dünnen Biofilm) sein. Solche extrem hohen Sauerstoffkonzentrationen treten unter normalen Betriebsbedingungen auch bei Spitzenbelastungen nicht auf. Die Hemmung bei sehr hohen Konzentrationen wurde nicht weiter untersucht.

Als Nebeneffekt wurde bei dieser Vorgehensweise eine Kohlenstoffatmung OVC im belüfteten Biofilter von ca. $0,6\ kg/(m^3 \cdot d)$, bzw. als Tagesfracht $1,2\ kg/d$ abgeschätzt, wobei die Genauigkeit dieses Wertes nicht überschätzt werden darf. Ein Vergleich mit den CSB-Frachten aus der Bilanz für den Nitrifikationsfilter (Kapitel 3.4.2.2) lässt diese Atmung plausibel erscheinen. Auf die Probleme der CSB-Bilanzen für den Nitrifikationsreaktor wird im Späteren noch eingegangen.

3.3.2.2 Abschätzung der Sauerstoffzufuhr über den Restsauerstoffgehalt in der Abluft

Für den Nitrifikationsfilter kann unter Einbeziehung der Abluft eine Gasbilanz, resp. eine Sauerstoffbilanz erstellt werden. Die Methode der Gasbilanz ist in Frey (1988) dargestellt.

Über die dem Reaktor zugeführte Luftmenge stehen Betriebsaufzeichnungen zur Verfügung, die Zusammensetzung der Luft ist normal. Unter Vernachlässigung der Luftfeuchtigkeit wird mithilfe einer Inertgasbilanz (Stickstoff und Argon) die Abluftmenge ermittelt. Der Sauerstoffgehalt der Abluft wurde gemessen. Um das Abgas erfassen zu können wurde der Reaktor mit einer Platte abgedeckt, die eine relativ kleine Ausströmöffnung (\varnothing ca. 150 mm) aufweist. Die eingetragene Sauerstofffracht ergibt sich als Differenz aus Sauerstoff in der Zuluft und Sauerstoff in der Abluft. Die Gasbilanz wird schematisch in Abbildung 20 dargestellt.

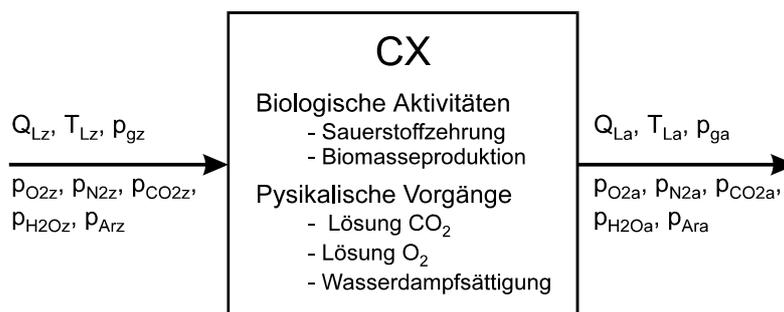


Abbildung 20: Schematische Darstellung einer Gasbilanz.

Als Messwerte standen die zugeführte Luftmenge, Druck und Temperatur, der Sauerstoffgehalt der Abluft und – bei Messung 2 – zusätzlich der CO_2 –Gehalt der Abluft zur Verfügung. Um die Bilanzgleichung zu erstellen wurden folgende Annahmen getroffen:

- Die Zusammensetzung trockener Luft ist 78,08 % N_2 , 20,95 % O_2 , 0,93 % Ar und 0,03 % CO_2 .
- Der Luftdruck bei der Gasmengenmessung (Rotameter) stimmt mit dem Druck am Düsenboden überein.
- Der CO_2 –Gehalt der Abluft beträgt 1 Vol-%. (Diese Annahme war nur bei Messung 1 erforderlich. Bei Messung 2 wurde CO_2 in der Abluft gemessen).

- Während der Messung findet keine oder nur geringfügige Denitrifikation im Reaktor statt.
- Im Zulauf zum Reaktor ist kein gelöster Sauerstoff vorhanden.

Für Stickstoff und Argon wird eine Inertgasbilanz erstellt um die Abluftmenge $Q_{L,ABL}$ zu ermitteln:

$$Q_{LZ} \cdot (p_{N2Z} + p_{ArZ}) = Q_{La} \cdot (p_{N2a} + p_{Ara}) = Q_{La} \cdot (p_{ga} - p_{O2a} - p_{CO2a} - p_{H2Oa}) \quad (41)$$

Die Bilanzgleichung für Sauerstoff ergibt sich mit $OC_{BETRIEB}$ als Sauerstoffzufuhr unter Versuchsbedingungen zu:

$$OC_{BETRIEB} = Q_{LZ} \cdot p_{O2Z} - Q_{La} \cdot p_{O2a} \quad (42)$$

Die zugeführte Sauerstofffracht deckt die Kohlenstoffatmung und die Stickstoffatmung ab, und führt außerdem zu einer Anhebung des Sauerstoffgehalts im Nitrifikationsfilter, bzw. im Ablauf des Filters (und somit auch im Rezirkulationsstrom).

Anhand der oxidierten N-Fracht wird der Sauerstoffverbrauch für die Nitrifikation direkt berechnet (4,57 g Sauerstoff/g NO_3-N_{PROD}). Die Sauerstoffkonzentration im Ablauf wurde gemessen. Der Sauerstoffverbrauch für den Kohlenstoffabbau (Kohlenstoffatmung) konnte meßtechnisch nicht erfasst werden. Auch aus den CSB-Bilanzen kann die Atmung im Nitrifikationsfilter nicht rückgerechnet werden (siehe auch Kap. 3.4.2).

Eine Plausibilitätsprüfung der Abluftmessung kann insofern erfolgen, als die Summe aus Sauerstofffracht im Ablauf des Reaktors und Sauerstoffverbrauch für die Nitrifikation deutlich geringer sein muss als die ermittelte zugeführte Sauerstofffracht $OC_{BETRIEB}$. Die Differenz entspricht der Kohlenstoffatmung.

Abluftmessung 1

Über etwa zwei Tage in der Betriebsperiode II (04.03. und 05.03.1998) sind Abluftmessungen erfolgt. Betriebsperiode II ist durch ausgeprägte NH_4-N -Ablaufspitzen geprägt, sodass auch während dieser Messungen die Ablaufkonzentrationen von NH_4-N in der Tagesspitze (10 – 14 Uhr) bis zu 10 mg/L betragen. Die Stickstoffatmung in der Tagesspitze entspricht der

maximalen Umsatzrate. Der Sauerstoffgehalt im Abluftstrom (% gegenüber Luftsättigung) wurde mit einer Sauerstoffelektrode erfasst. Diese Meßmethode ist relativ ungenau, einerseits weil in einem sehr engen Wertebereich gearbeitet wird (Sauerstoffgehalte zwischen 90 und 95 % Sättigung wurden festgestellt, Kalibrierung 0 bis 100 %), andererseits kommt es - vor allem bei der Spülung - zu relativ hoher Turbulenz im abgedeckten Gasraum über dem Filter, so dass durch das Spritzen von Abwasser oder Zuströmen von Außenluft die Messergebnisse gestört werden.

Die eingetragene Sauerstofffracht wird mengenmäßig der Nitrifikationsatmung und der Auflüftung des Ablaufes zugeordnet. Das „offene Bilanzglied“ (die Differenz zum Gesamteintrag) ist der Sauerstoffverbrauch für den Abbau von Kohlenstoffverbindungen, der im Mittel mit 89 g OVC/h abgeschätzt wird (entspricht einer Tagesfracht OVC von 2,1 kg/d). Bezogen auf die CSB-Zulauffracht im Ablauf der Vorklärung von 17,7 kg/d am Untersuchungstag beträgt die Kohlenstoffatmung in der Nitrifikationsstufe $OVC/CSB_{ABL\ VK}$ 12 %.

Die Stundenwerte für die zugeführte Sauerstofffracht und die Zuordnung zu Auflüften des Ablaufs (DO), Stickstoffatmung (OVN) und Kohlenstoffatmung (OVC) sind in Abbildung 21 dargestellt. Aus Anschaulichkeitsgründen werden diese Werte auch auf die Filterquerschnittsfläche bezogen und in Abbildung 22 dargestellt. Wegen der Unschärfe der Ergebnisse lässt sich kein Unterschied bei unterschiedlichen Werten für die Luftbeaufschlagung (35 bzw. 25 Nm³/h) erkennen. Die Sauerstoffzufuhr unter Betriebsbedingungen betrug 300 – 450 g/h, resp. 600 – 900 g/(m².h).

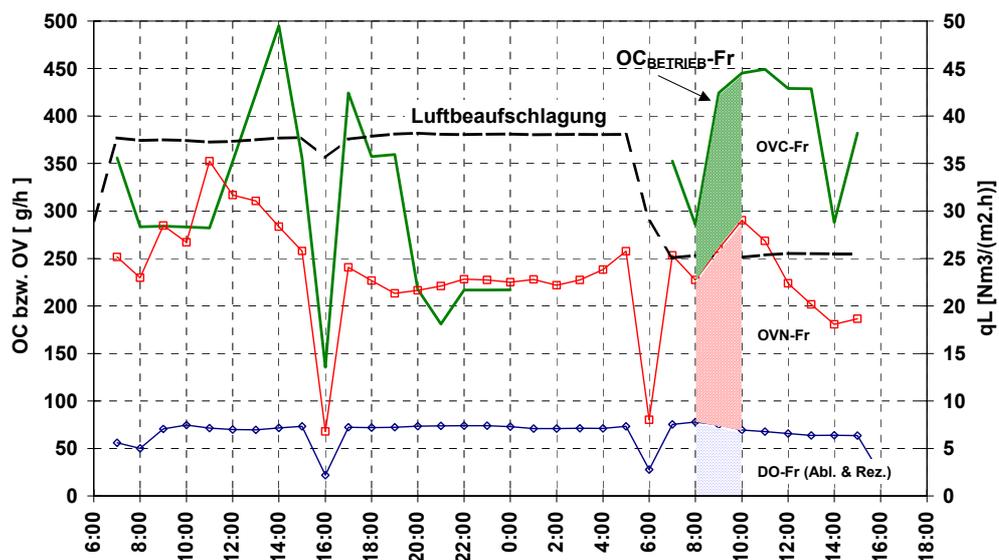


Abbildung 21: Abluftmessung 1. Zugeführte Sauerstofffracht (OC_{BETRIEB}), aufgeteilt auf O_2 -Fracht im Ablauf des Nitrifikationsfilters (DO-Fr), Stickstoffatmung OVN und Kohlenstoffatmung (OVC). Temperatur 16 – 17,5 °C, Filtergeschwindigkeit 13,5 m/h.

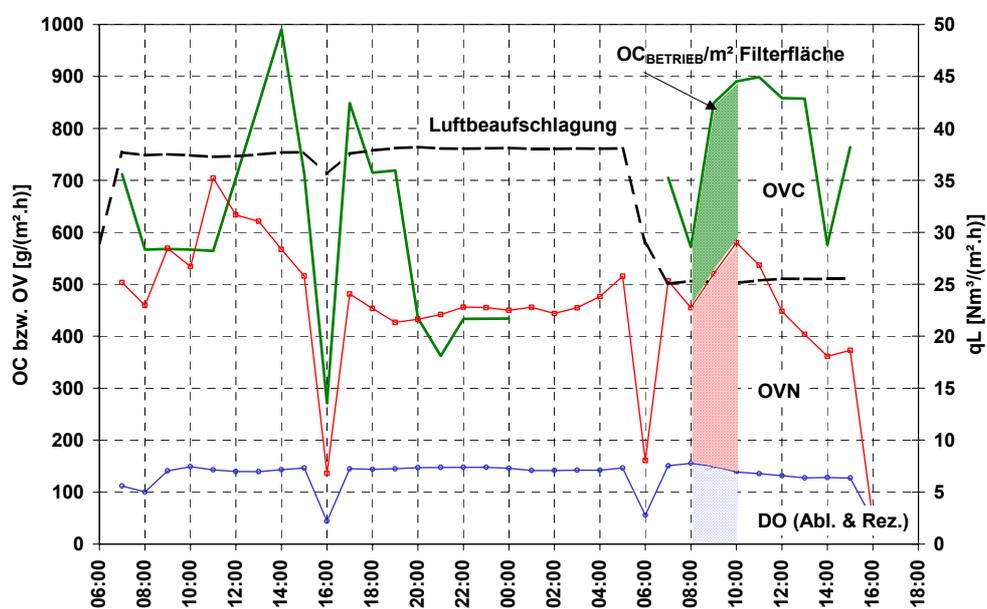


Abbildung 22: Abluftmessung 1. Sauerstoffzufuhr und -verbrauch pro m^2 Filterfläche. Temperatur 16 – 17,5 °C, Filtergeschwindigkeit 13,5 m/h.

Abluftmessung 2

Auch vom Institut für Umweltanalytik an der TU Wien wurden vom 27. - 29.05.1998 (Betriebsperiode IV) Messungen von Inhaltsstoffen in der Abluft der Biofilter durchgeführt. Die ermittelten Konzentrationen wurden dem Institut für Wassergüte zur Verfügung gestellt. Diese Betriebszeit ist durch variable Zulaufwassermenge (Ganglinie), Regelung der internen Rezirkulation und Ethanol dosierung zur Verbesserung der Denitrifikation gekennzeichnet. Mithilfe dieser Messwerte konnte für einen weiteren Betriebstag (28.05.1998 7:35 bis 29.05.1998 15:00) die Sauerstoffzufuhr unter Versuchsbedingungen auf Basis der angegebenen Sauerstoff- und der CO₂-Gehalte der Abluft des C/N-Filters abgeschätzt werden.

Die Ablauftemperatur betrug 18 – 21 °C, die Filtergeschwindigkeit 4 – 14 m/h, die Luftbeaufschlagung 19 – 21 Nm³/(m².h). Die unter Betriebsbedingungen zugeführte Sauerstofffracht OC_{BETRIEB} wird mit der beschriebenen Vorgehensweise ermittelt und beträgt 250 – 400 g /h (Abbildung 24).

Ein Vergleich der Sauerstoffzufuhr mit dem Sauerstoffverbrauch für die Nitrifikation und der Sauerstofffracht im Ablauf des C/N-Filters ermöglicht eine Abschätzung der Kohlenstoffatmung mit im Mittel 88 g/h OVC (2,1 kg/d). Im Vergleich zur CSB-Fracht im Rohabwasser von 9,4 kg/d (bzw. 12,3 kg/d incl. des dosierten Ethanol) entspräche dies einer Kohlenstoffatmung im Nitrifikationsfilter von 22 % bezogen auf den Zulauf-CSB (bzw. 17 % incl. Ethanol-CSB).

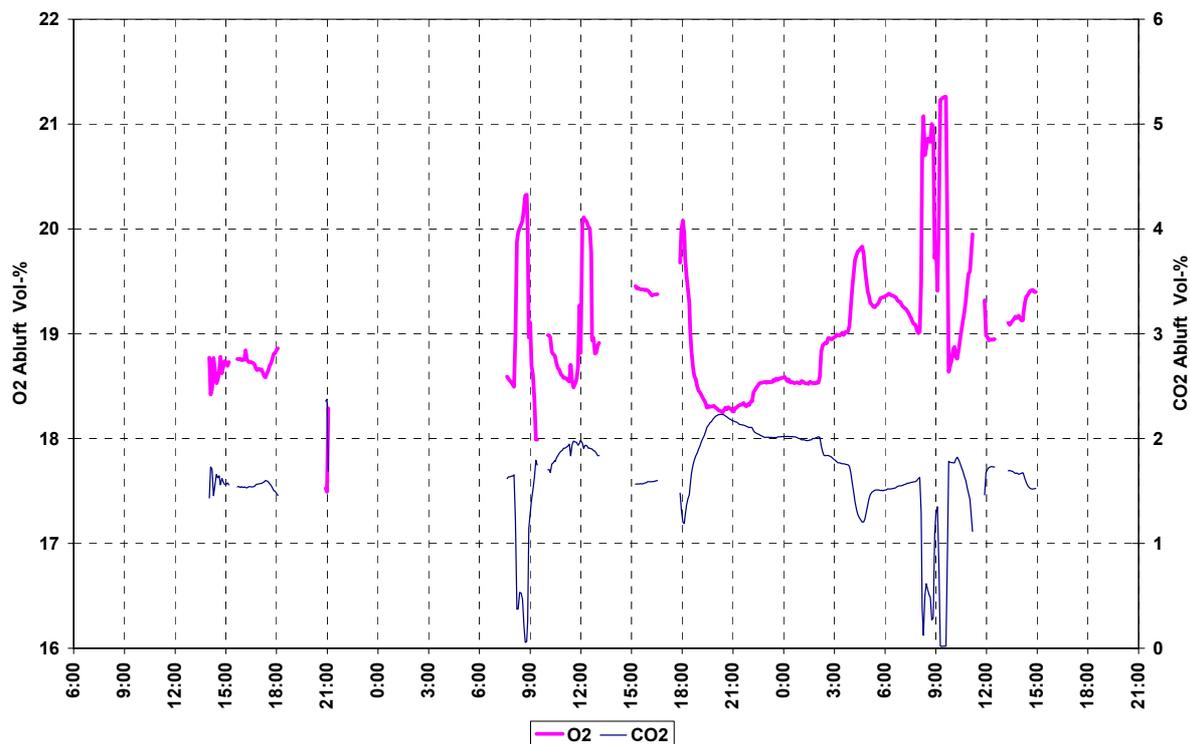


Abbildung 23: Abluftmessung 2. Sauerstoff- und CO₂-Gehalte in der Abluft des Nitrifikationsfilters (27.05.-29.05.1998).

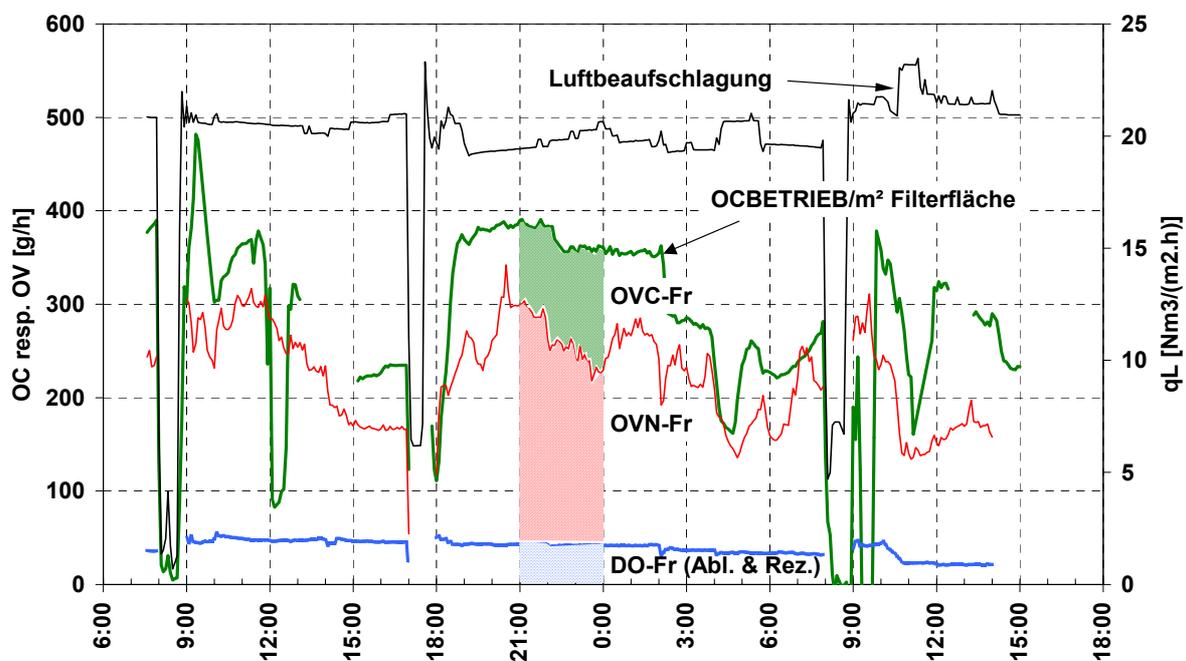


Abbildung 24: Abluftmessung 2. Zugeführte Sauerstofffracht (OC_{BETRIEB}), aufgeteilt auf DO-Fracht im Ablauf des Nitrifikationsfilters (DO-Fr), Stickstoffatmung

(OVN) und Kohlenstoffatmung (OVC). Temperatur 18 – 21 °C, Filtergeschwindigkeit 4 - 14 m/h.

Die Sauerstoffausnutzung kann aus den Messwerten abgeschätzt werden und liegt bei 8 - 12 %. Der Sauerstoffeintrag lag bei beiden Messungen im Bereich von 500 – 800 g O₂/(m².h), die zugehörigen Luftbeaufschlagungen betragen etwa 25 m³/(m².h). Beträgt die erforderliche Leistung zum Eintrag der Luft in den Reaktor bei einem Gesamtdruck von 1,6 bar etwa 30 Wh/(Nm³ Luft), so ergibt sich der Sauerstofftrag bei 10 % Sauerstoffausnutzung zu 1,2 kg O₂/kWh, was einer relativ ineffizienten Belüftung entspricht.

Paffoni *et al.* (1990) haben bei Pilotuntersuchungen mit Nitrifikation nach biologischer Vorreinigung in einem Filter mit 3 m Füllhöhe eine ähnliche Sauerstoffausnutzung von 11 % festgestellt. Den spezifischen Luftbedarf geben sie mit 130 Nm³/kg NH₄-N eliminiert an.

Die Zugabe von Rein-Sauerstoff in die Prozessluft kann zum Abarbeiten kurzfristiger extremer Ammonium-Spitzen durchaus eine sinnvolle Anwendung sein um nicht unnötig große Filtervolumen vorhalten zu müssen. In Kapitel 3.3.5 wird dargestellt, dass Belastungsspitzen nur sehr beschränkt umgesetzt werden können. Treten kurzfristige Schwankungen (z.B. Saisonbeginn in Tourismus-Regionen) auf, die die Kapazität überschreiten, so kann mit Reinsauerstoff bei ausreichender Alkalität des Abwassers eine Belastungssteigerung durchaus erreicht werden.

3.3.3 Temperatur

Neben den anderen Randbedingungen – Filtergeschwindigkeit, mittlere Belastung, Luftbeaufschlagung – spielt die Temperatur eine wesentliche Rolle für die Nitrifikationsgeschwindigkeit. Unterschiedliche Verhältnisse in Bezug auf die Abwassertemperatur bei sonst im Wesentlichen vergleichbaren Randbedingungen (Filtergeschwindigkeit, mittlere Stickstofffracht, Luftbeaufschlagung etc.) gab es nur in den Perioden I (mittlere Temperatur 19,2 °C) und II (mittlere Temperatur 15,9 °C). In Periode I erfolgte keine Ethanol-Dosierung in die Denitrifikationsstufe, während in Periode II jedoch eine nicht unerhebliche Ethanol dosierung in den vorgeschalteten Denitrifikationsfilter erfolgte. Dennoch ist die organische Belastung im Nitrifikationsfilter in Periode II etwas geringer als in Periode I.

Tabelle 21: Nitrifikation - Betriebsbedingungen für die Perioden I und II.

		Periode I	Periode II
q_L	$m^3/(m^2 \cdot h)$	20 - 25	20 - 25
q_W	$m^3/(m^2 \cdot h)$	12	13
T Ablauf	$^{\circ}C$	17 – 21	14 – 18
CSB-Dosierung (DN-Zone)		-	X
B_R -CSB*	$kg/(m^3 \cdot d)$	$4,5 \pm 2,1$	$3,8 \pm 1,3$
SS _{ZUL}	mg/L	51 ± 16	35 ± 12
Belastung BR-NH ₄ -N	$kg/(m^3 \cdot d)$	$0,51 \pm 0,11$	$0,57 \pm 0,12$
Umsatz BR _{NIT} NH ₄ -N	$kg/(m^3 \cdot d)$	$0,45 \pm 0,08$	$0,43 \pm 0,07$
Umsatz BR _{NIT} NO _x -N	$kg/(m^3 \cdot d)$	$0,47 \pm 0,15$	$0,50 \pm 0,08$
Ablauf NH ₄ -N	mg/L	$0,9 \pm 0,6$	$1,9 \pm 1,0$

* ... ohne Berücksichtigung der internen Rezirkulation

Bei etwa gleichem Belastungsniveau bezüglich des in die Nitrifikationsstufe eingebrachten NH₄-N wurden in Periode I im Mittel 95 % des Ammoniums entfernt, die mittlere Ablaufkonzentration betrug 0,9 mg NH₄-N/L. In Periode II wurden im Mittel 93 % des NH₄-N entfernt, die mittlere Ablaufkonzentration lag mit 1,9 mg NH₄-N/L etwas höher.

Aus den Werten der Ammonium-Monitore in Zu- und Ablauf des Nitrifikationsfilters wird die mittlere und die maximale Ammonium-Umsatzrate errechnet. Da während der Tagesspitze (ca. 10 - 14 Uhr) die NH₄-N-Ablaufkonzentration in der Regel über 2 mg/L betrug, wird die maximale Umsatzrate als nicht Ammonium-limitiert betrachtet. Das Verhältnis aus mittlerer und maximaler Ammonium-Umsatzrate für die beiden Perioden wird verglichen. Die erreichbare Schwankung der Umsatzrate sinkt mit der Temperatur.

Tabelle 22: N-Maximalumsätze in den Perioden I und II. Quelle NH₄-N-Monitore.

		Periode I	Periode II
max. NH ₄ -N-Konzentration im Ablauf	mg/L	15	19
max. NH ₄ -N-Umsatzrate (Spitzenstunde)	$kg/(m^3 \cdot d)$	$0,98 \pm 0,29$	$0,91 \pm 0,20$
Verhältnis maximale/mittlere Umsatzrate	-	$2,0 \pm 0,4$	$1,9 \pm 0,4$

Das Verhältnis der mittleren maximalen Umsatzraten wird mit Literaturwerten für den Temperatureinfluss verglichen. Aus Abbildung 25 geht eine gute Übereinstimmung bei Verwendung des Temperaturfaktors von $k_T = 0,03 \text{ K}^{-1}$, der auch von Tschui *et al.* (1994) festgestellt wurde, hervor. Für eine Erhärtung dieses Zusammenhanges wären Ergebnisse aus anderen Temperaturbereichen erforderlich, die bei den vorliegenden Untersuchungen jedoch nicht auftraten.

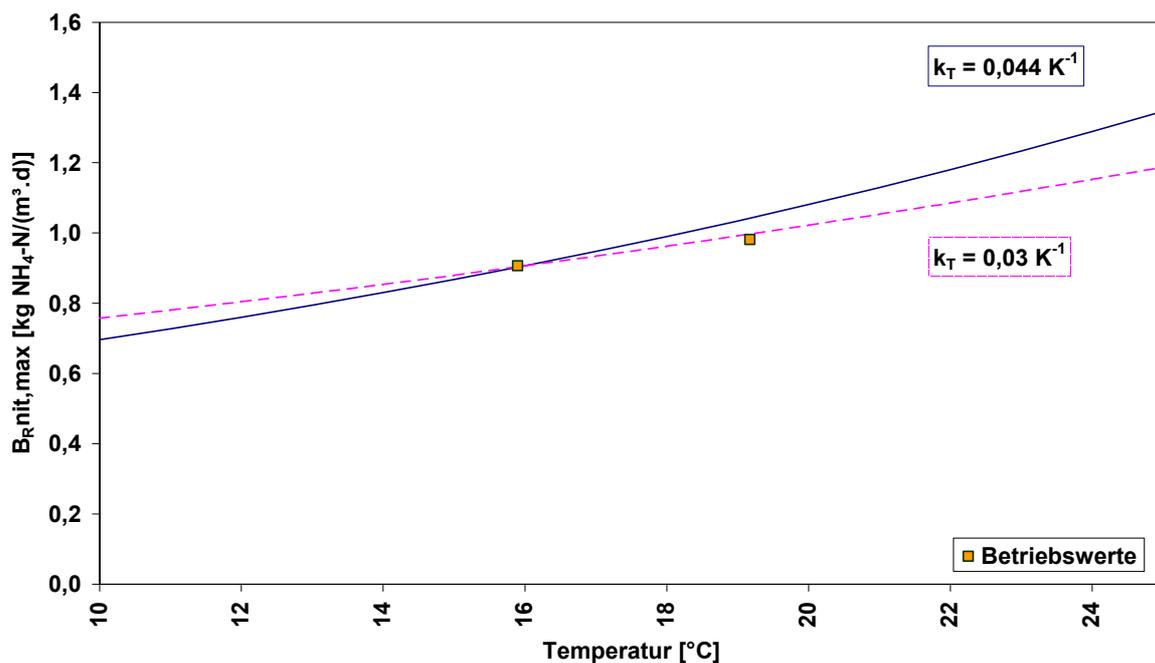


Abbildung 25: Vergleich der Mittelwerte der maximalen Umsatzrate der Periode I ($15,9^{\circ}\text{C}$) und der Periode II ($19,2^{\circ}\text{C}$) mit Literaturangaben von $k_T=0,044 \text{ K}^{-1}$ (Paffoni *et al.*, 1990) bzw. $0,03 \text{ K}^{-1}$ (Tschui *et al.*, 1994).

3.3.4 Nitrit

Das Auftreten von Nitrit im Ablauf ist eine typische Folge von Belastungssteigerungen (z.B. Anfahren einer Anlage) oder bei Spitzenbelastungen. Nitrit wurde routinemäßig in den Tagesmischproben bestimmt. Im Ablauf von nitrifizierenden Kläranlagen tritt Nitrit in der Regel in so geringen Konzentrationen ($0,1 - 0,2 \text{ mg NO}_2\text{-N/L}$) auf, dass die Umsetzungen im Probebehälter bereits eine Rolle auf das Messergebnis spielen. Bei höheren Nitrit-Konzentrationen spielt die Umsetzung in der Probe wenig Rolle.

Tabelle 23: Ammonium-Belastung, -Umsatzraten und Ablaufkonzentrationen für anorganischen Stickstoff in den Tagesmischproben für die Perioden I bis IV.

		Periode I	Periode II	Periode IIIa	Periode IIIb	Periode IV
Belastung						
BR-NH ₄ -N	kg/(m ³ .d)	0,51 ± 0,11	0,57 ± 0,12	0,39 ± 0,12	0,25 ± 0,10	0,42 ± 0,10
Umsatzrate						
BR _{NIT} NH ₄ -N	kg(m ³ .d)	0,45 ± 0,08	0,43 ± 0,07	0,32 ± 0,08	0,20 ± 0,08	0,37 ± 0,10
BR _{NIT} NO _x -N	kg/(m ³ .d)	0,47 ± 0,15	0,50 ± 0,08	0,33 ± 0,11	0,24 ± 0,11	0,42 ± 0,07
Ablauf						
NH ₄ -N	mg/L	0,9 ± 0,6	1,9 ± 1,0	1,3 ± 0,8	1,3 ± 0,9	0,7 ± 0,7
NO ₃ -N	mg/L	13,7 ± 3,0	11,3 ± 1,5	8,4 ± 2,0	8,9 ± 5,5	10,0 ± 2,1
NO ₂ -N	mg/L	0,4 ± 0,1	0,6 ± 0,2	0,3 ± 0,2	0,3 ± 0,2	0,2 ± 0,2

Die Konzentration von Nitrit in der Tagesmischprobe war in der Regel unter 1 mg NO₂-N/L. Die höchsten Werte wurden in den Perioden I und II ermittelt, in welchen auch die Belastung am höchsten war. In Periode III wurde die Raumbelastung reduziert, dies wirkte sich auch auf geringere Ammonium-Ablauf-Peaks in der Tagesspitze aus, auch die Nitrit-Konzentrationen im Ablauf wurden reduziert. In Periode IV, in welcher während der Schwachlastzeiten in den Nachtstunden Ammoniumchlorid dosiert und daher die Belastungsschwankung vergleichmäßigt wurde, sind die Nitrit-Konzentrationen gegenüber Periode III trotz höherer Stickstoff-Belastung geringer.

Da mit hohen NH₄-N-Ablaufwerten häufig erhöhte Nitrit-Konzentrationen verbunden sind, wurden die Profilmessungen hinsichtlich des Auftretens von Nitrit im Ablauf ausgewertet. Zum Vergleich mit den Erfahrungen von Gujer und Boller (1986) (Abbildung 9) werden die in Profilmessungen ermittelten NO₂-N-Ablaufkonzentrationen den NH₄-N-Konzentrationen gegenübergestellt.

Bei den Profilmessungen werden Stichproben untersucht. Die Konzentrationen in Zu- und Ablauf der Anlage während Belastungsspitzen ändern sich zum Teil sehr schnell, sodass kein Gleichgewichtszustand vorausgesetzt werden kann. Um die Speicherung im Reaktor vernachlässigen zu können, wurden für die

folgende Auswertung nur solche Messungen herangezogen, in denen sich die Zu- und Ablaufkonzentrationen nicht schnell ändern (keine Konzentrationsgradienten während der Messung).

Die aufgenommenen Profilmessungen entstammen den Betriebsperioden I, II, IIIa und IIIb, die sich auch hinsichtlich der mittleren $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten unterscheiden (siehe auch Tabelle 23). Da während der Betriebsperiode I die Abwassertemperatur im Mittel höher lag als in den Perioden II und III, werden die Ergebnisse für die beiden Temperaturbereiche getrennt dargestellt.

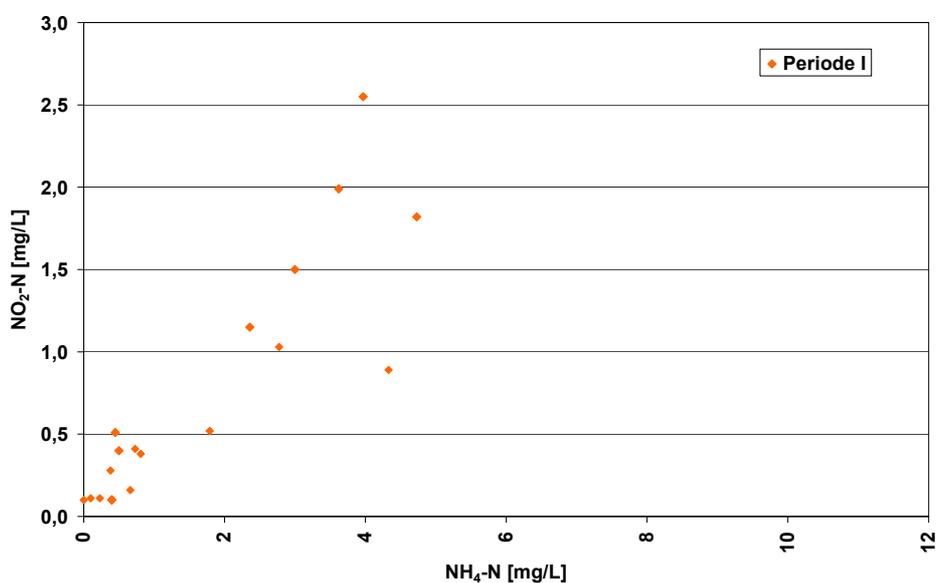


Abbildung 26: Periode I (17 – 21 °C) – $\text{NO}_2\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration.

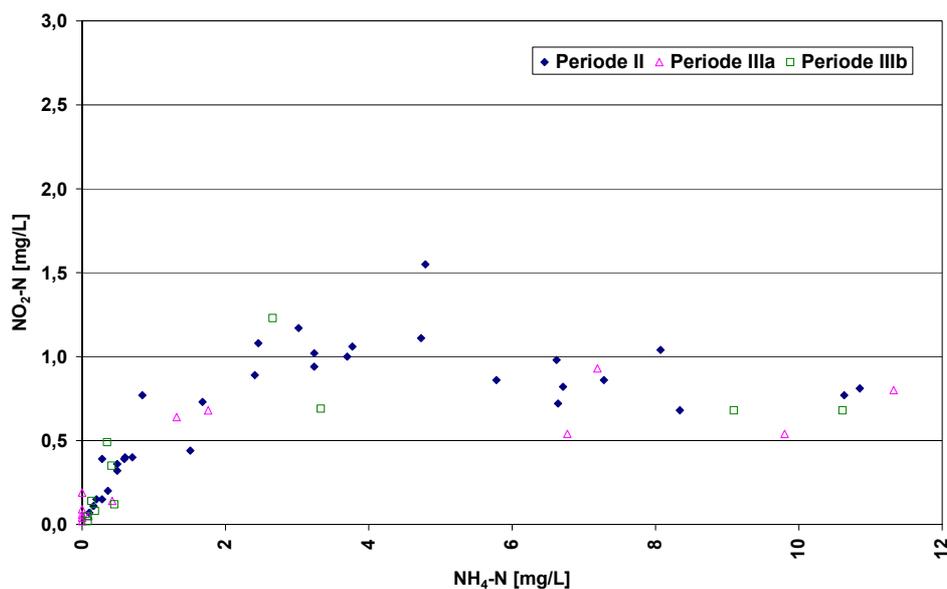


Abbildung 27: Perioden II und III (14 – 18 °C) – NO₂-N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der NH₄-N-Konzentration.

Aus Abbildung 26 und Abbildung 27 ist deutlich zu erkennen, dass bei unvollständiger Nitrifikation sofort messbare NO₂-N-Konzentrationen auftreten, wobei aus den vorliegenden Werten kein Unterschied hinsichtlich Temperatur oder Vorbelastung zu erkennen ist. Wird die Nitrit-Konzentration der aktuellen Umsatzrate gegenübergestellt (Abbildung 28 und Abbildung 29), so ist ein deutlicher Einfluss zu erkennen. In Periode I bei Temperaturen von 17 – 21 °C wurden ab einer Umsatzrate von 0,5 kg NH₄-N/(m³.d) Konzentrationen von mehr als 0,5 mg NO₂-N/L festgestellt. Bei geringeren Temperaturen in den Perioden II und III (14 – 18 °C) wurden Konzentrationen von 0,5 mg NO₂-N/L bereits ab Umsatzraten von 0,3 kg NH₄-N/(m³.d) festgestellt, wobei die Konzentration mit der Belastung weniger deutlich zunimmt.

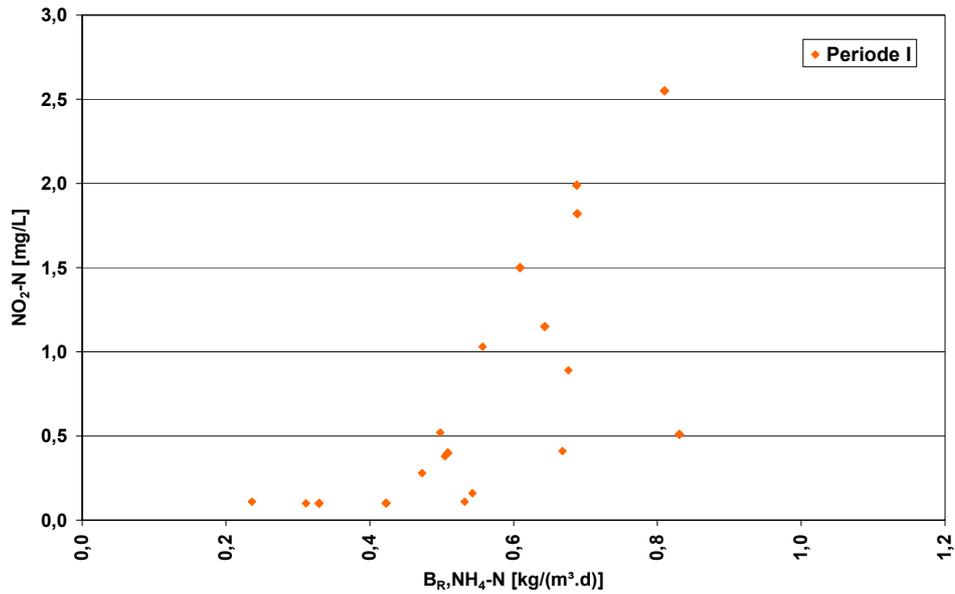


Abbildung 28: Periode I (17 – 21 °C) – $\text{NO}_2\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der aktuellen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate.

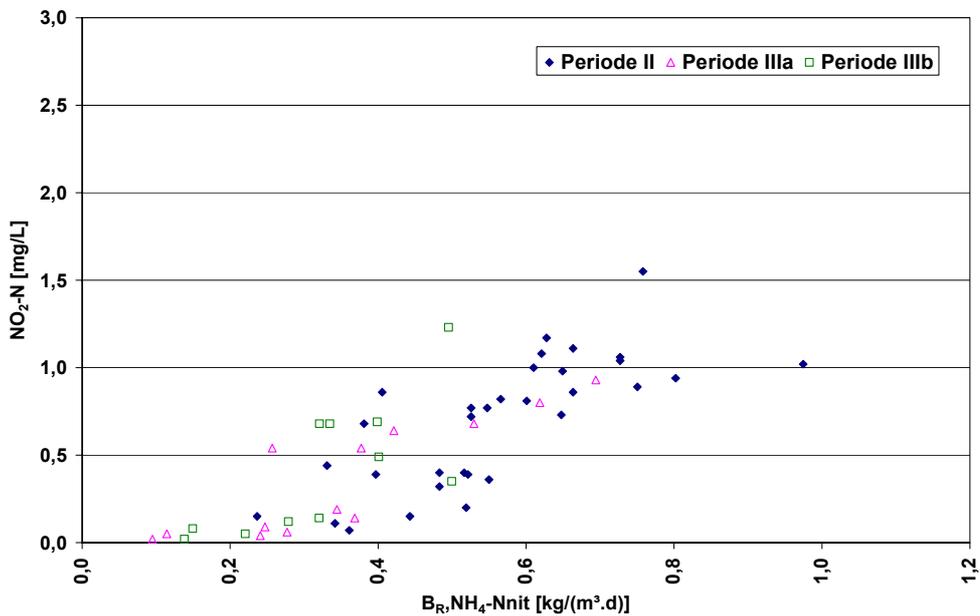


Abbildung 29: Perioden II und III (14 – 18 °C) – $\text{NO}_2\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der aktuellen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate.

Neben „üblichem“ Betrieb mit quasi-stationären Bedingungen treten auch Betriebszustände mit großen Änderungen der Umweltbedingungen auf. Ein

klassischer Fall ist das Anfahren einer biologischen Stufe. Das Anfahren der Versuchsanlage war von massiven und lang anhaltenden Mischwasserereignissen begleitet, sodass in dieser Zeit keine erhöhten Nitrit-Konzentrationen festgestellt wurden.

Mangels Frostsicherheit einzelner Teile wurde die Anlage im Winter kurzfristig außer Betrieb genommen, und nach einem Stillstand von 3 Wochen wieder angefahren. Zu Beginn der Wiederinbetriebnahme war die maximale Nitrifikationsleistung auf etwa 35 % des Ausgangswertes gefallen. Bei Inbetriebnahme wurde die Belastung von anfangs etwa einem Drittel der Abwassermenge schrittweise auf das ursprüngliche Niveau gesteigert. Dabei wurde angestrebt, dass die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration im Mittel weniger als 5 mg/L beträgt. In der Tagesspitze wurde dabei ein „Durchbruch“ des Ammoniums für mehrere Stunden in Kauf genommen, um einen starken Zuwachs von nitrifizierender Biomasse zu bewirken. Bei den aufgetretenen Abwassertemperaturen von 15 – 18 °C betrug die mittlere Steigerung der Umsatzrate 14 % pro Tag.

Eine kontrollierte Belastungssteigerung ist für Betriebsbedingungen eher die Ausnahme, weil die Zulauffrachten vollständig übernommen und umgesetzt werden müssen, und die mögliche Einflussnahme gering ist. Selbst unter diesen „sanften“ Anlaufbedingungen wurden deutliche Nitrit-Ablaufwerte von bis zu 5 mg/L festgestellt.

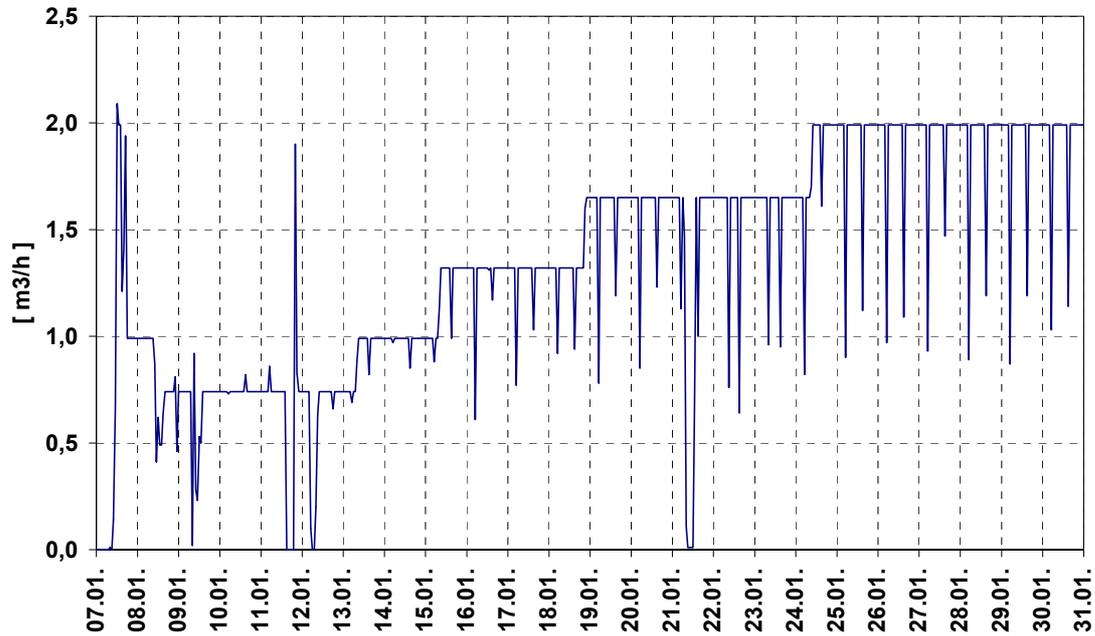


Abbildung 30: Zulaufwassermengen beim Anfahren der Anlage nach 3 Wochen Betriebsstillstand.

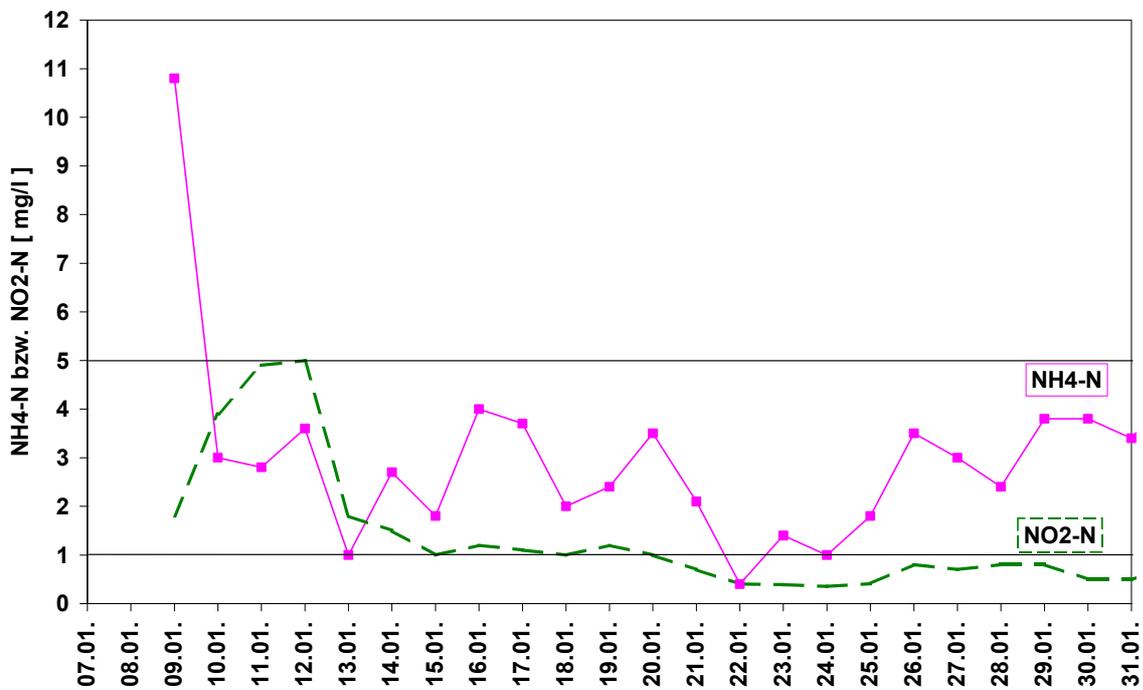


Abbildung 31: NH₄-N- und NO₂-N-Konzentrationen im Ablauf beim Anfahren der Versuchsanlage nach 3 Wochen Betriebsstillstand.

3.3.5 Vorbelastung / Belastungsschwankungen

Raschen Belastungssteigerungen bei gleichzeitiger Einhaltung der Emissionswerte sind bei biologischen Systemen enge Grenzen gesetzt, wie auch aus Kapitel 3.3.4 hervorgeht. Auch die Tagesschwankungen der zu nitrifizierenden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Fracht spielen eine wichtige Rolle für das Einhalten von Ablaufwerten. Je größer die Pufferwirkung eines Systems ist, umso mehr werden Frachtschwankungen ausgeglichen. Bei fehlender Pufferung stellen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Lastspitzen für „Hochleistungsreaktoren“ mit geringen Volumina und hohen Umsatzraten eine Grenzbelastung dar.

Die hydraulische Aufenthaltszeit im Filterbett betrug – je nach Wassermenge – nur 5 – 10 Minuten. Unter Berücksichtigung des Einlaufbereichs und des Überstandes steigt die Aufenthaltszeit auf ca. $\frac{1}{2}$ Stunde. Die Pufferwirkung auf die Ammoniumganglinie ist daher zu vernachlässigen, und als Schwankung ist die zulaufbedingte Tagesganglinie der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Fracht relevant.

Analog zur Vorgangsweise in Kapitel 3.3.3 wird aus den Werten der Ammonium-Monitore in Zu- und Ablauf des Nitrifikationsfilters die mittlere und die maximale Ammonium-Umsatzrate errechnet. Wenn während der Tagesspitze die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf mehr als 2 mg/L betrug, wird die maximale Umsatzrate als nicht mehr Ammonium-limitiert betrachtet. In Tabelle 24 wird das Verhältnis von maximaler zu mittlerer Ammonium-Umsatzrate während der unterschiedlichen Betriebsperioden verglichen.

Aus Tabelle 24 ist ersichtlich, dass die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate gegenüber „mittleren“ Betriebsbedingungen nur auf etwa das Doppelte steigt. Mit dieser Zunahme der Umsatzrate sind erhöhte $\text{NH}_4\text{-N}$ - (und $\text{NO}_2\text{-N}$ -) Ablaufwerte verbunden.

Tabelle 24: Schwankungsbreite der nitrifizierten Stickstofffracht in den Perioden I bis IV. Datenquelle Online-NH₄-N-Monitore.

		Periode I	Periode II	Periode IIIa	Periode IIIb	Periode IV
Temperatur	°C	17 - 21	14 - 18	13 - 17	14 - 19	16 - 20
Ablauf						
NH ₄ -N mittel	mg/L	0,9 ± 0,6	1,9 ± 1,0	1,3 ± 0,8	1,3 ± 0,9	0,7 ± 0,7
NH ₄ -N max	mg/L	15	19	14	8	9
Umsatzrate						
NH ₄ -N mittel	kg/(m ³ .d)	0,49±0,14	0,46±0,12	0,33±0,08	0,27±0,04	0,40±0,08
NH ₄ -N max	kg/(m ³ .d)	1,0 ± 0,3	0,9 ± 0,2	0,7 ± 0,2	0,6 ± 0,1	0,7 ± 0,1
(Spitzenstunde)						
Verhältnis						
max./mittl.	-	2,0	2,0	2,2	2,4	1,7

Die Werte aus Tabelle 24 werden mit den Ergebnissen von Le Tallec *et al.* (1997) - ohne Angabe der Temperatur - und Tränckner (1999) - Referenztemperatur 18 °C - verglichen. Zum Vergleich mit Tränckner (1999) werden die Mittelwerte der maximalen Umsatzraten mit dem Temperaturfaktor von $k_T = 0,03 \text{ K}^{-1}$ auf die Referenztemperatur 18 °C umgerechnet. Während die Ergebnisse (Verhältnis maximale Umsatzrate zu mittlerer Umsatzrate) in Abhängigkeit der „Vorbelastung“ (bzw. „Daily applied load“) aus den vier Versuchsperioden sehr gut mit den Untersuchungen von Le Tallec *et al.* (1997) übereinstimmen, zeigen sich deutliche Unterschiede zu jenen von Tränckner (1999). Eine Erklärung hierfür könnte in der unterschiedlichen Konkurrenzsituation zwischen heterotropher und autotropher Biomasse liegen. Im Gegensatz zu den anderen Versuchen handelt es sich bei Tränckner (1999) um einen Biofilter, der einer Belebungsanlage mit Nährstoffentfernung nachgeschaltet ist und daher mit geringer CSB- Belastung betrieben wurde.

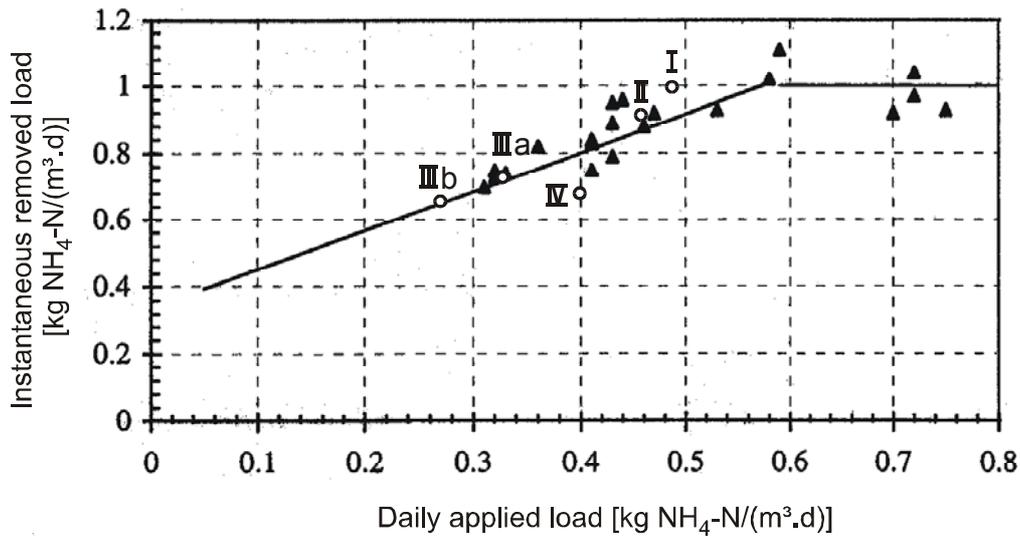


Abbildung 32: Maximale Umsatzrate bei Spitzenbelastung in Abhängigkeit der NH₄-N-Vorbelastung, Vergleich der Perioden I bis IV mit Ergebnissen von **Le Tallec et al. (1997)**.

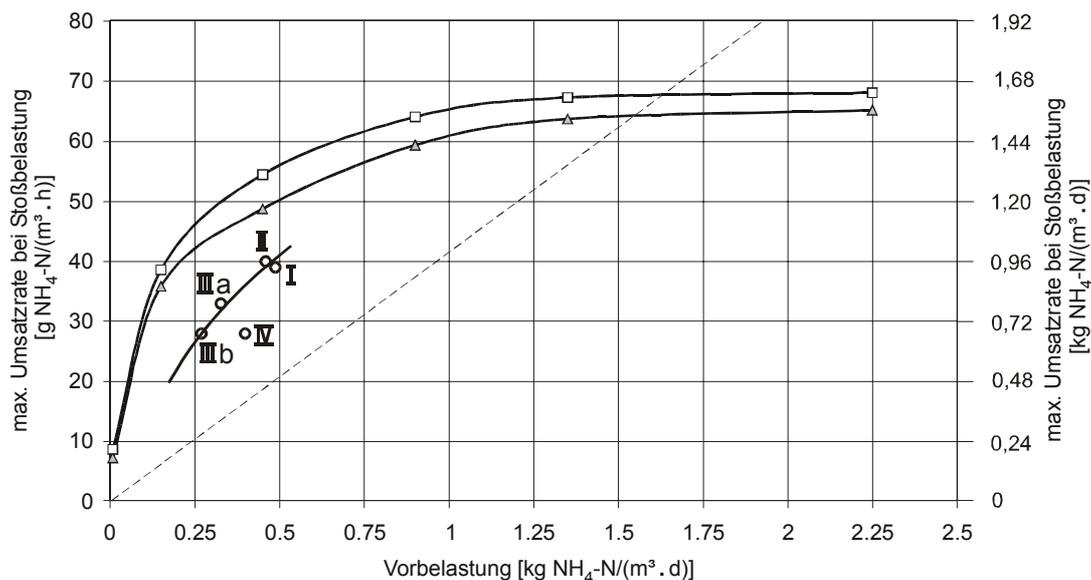


Abbildung 33: Maximale Umsatzrate bei Spitzenbelastung in Abhängigkeit der NH₄-N-Vorbelastung, Vergleich der Perioden I bis IV mit Ergebnissen von **Tränckner (1999)**.

Um den Einfluss der organischen Belastung zu berücksichtigen, wird die erreichbare Schwankung der Umsatzrate (Verhältnis der maximalen zur mittleren Umsatzrate) mit der mittleren Schlammproduktion verglichen. Neben den bisher dargestellten Versuchen werden auch Ergebnisse einer weiteren halbtechnischen Versuchsanlage (Anlage B) dargestellt, die in Brigitte

Nikolavcic *et al.* (2002) beschrieben ist: Fließschema und Betriebsbedingungen sind in Abbildung 34 und Tabelle 25 gegeben. Für Zeiträume mit stabilen Betriebsbedingungen werden die mittlere und die maximale Nitrifikationsleistung angegeben. Der Nitrifikationsfilter in Anlage B ist einer Belebtschlammstufe mit 0,5 – 1 Tagen Schlammalter nachgeschaltet, die organische Belastung für diesen Filter ist deutlich geringer.

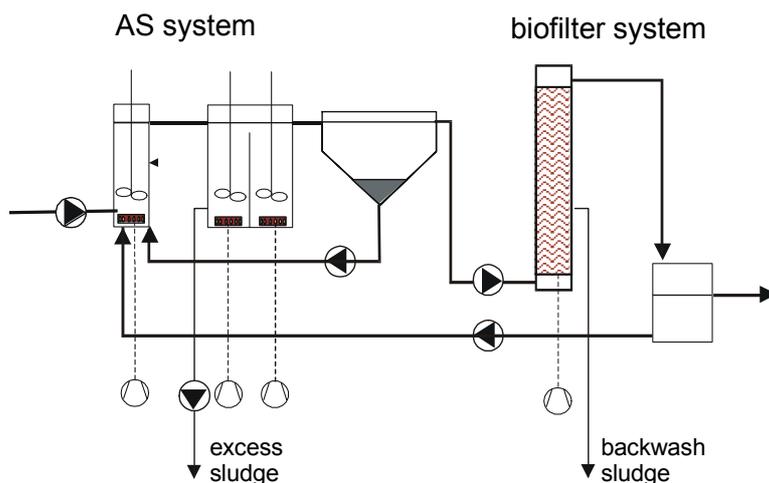


Abbildung 34: Fließschema für Versuchsanlage B. Aus Nikolavcic *et al.* (2002).

Tabelle 25: Betriebsbedingungen für Versuchsanlage B. Aus Nikolavcic *et al.* (2002).

Anlage B		
Betriebszeitraum	238	Tage
Volumen Nitrifikationsfilter	1.5	m ³
Reaktordurchmesser	0.7	m
Füllmaterial	Blähton	
Körnung	2 – 4	mm
Temperatur	6 – 20	°C
pH in Reaktor	7.1 – 7.5	-
Filtergeschwindigkeit	1 – 5	m/h
Luftbeaufschlagung	15 – 30	m/h

Tabelle 26: Zeiträume mit stabilen Betriebsbedingungen für Anlage B. Aus **Nikolavcic et al. (2002)**.

		B I	B II	B III
Zeitraum		86 - 101	152 - 165	166 – 178
Temperatur	°C	7-11	9-14	14-20
Filtergeschwindigkeit	m/h	3.4	1.2	1.1
CSB-Raubelastung	kg CSB/(m ³ .d)	1,9 ± 2,0	1,1 ± 0,6	0,8 ± 0,5
NH ₄ -N in Ablauf	mg/L			
mittlere Ablaufkonzentration	mg/L	1,6 ± 1,0	4,9 ± 4,8	1,2 ± 2,1
maximale Ablaufkonzentration	mg/L	13	11	30
NH ₄ -N Umsatzrate				
in Mittel	kg N/(m ³ .d)	0,16 ± 0,06	0,39 ± 0,07	0,35 ± 0,09
maximal	kg N/(m ³ .d)	0,50	0,64	0,71
Verhältnis maximal/mittel		3,1	1,6	2,1

Es kann angenommen werden, dass die Schlammproduktion im Nitrifikationsfilter vor allem auf den heterotrophen Abbau zurückzuführen ist. Der Gehalt von Nitrifikanten im Spülschlamm ist mit Hilfe von Respirationmessungen mit deutlich unter 5% der Feststoffe bestimmt worden. Für beide Anlagen wird in Abbildung 35 das Verhältnis der maximalen zur mittleren Nitrifikationsrate der mittleren Schlammproduktionsrate (kg Feststoffe je m³ Reaktorvolumen und Tag) gegenübergestellt. Dabei zeigt sich – mit Ausnahme von Zeiträumen mit geringer hydraulischer Beschickung der Filter – ein beinahe linearer Zusammenhang zwischen Schwankungsbreite der Nitrifikationsrate und der mittleren Schlammproduktionsrate. Daraus wird geschlossen, dass der Austrag von Nitrifikanten durch die Rückspülung mit der spezifischen Schlammproduktion steigt, was sich ungünstig auf die maximale Nitrifikationsleistung auswirkt.

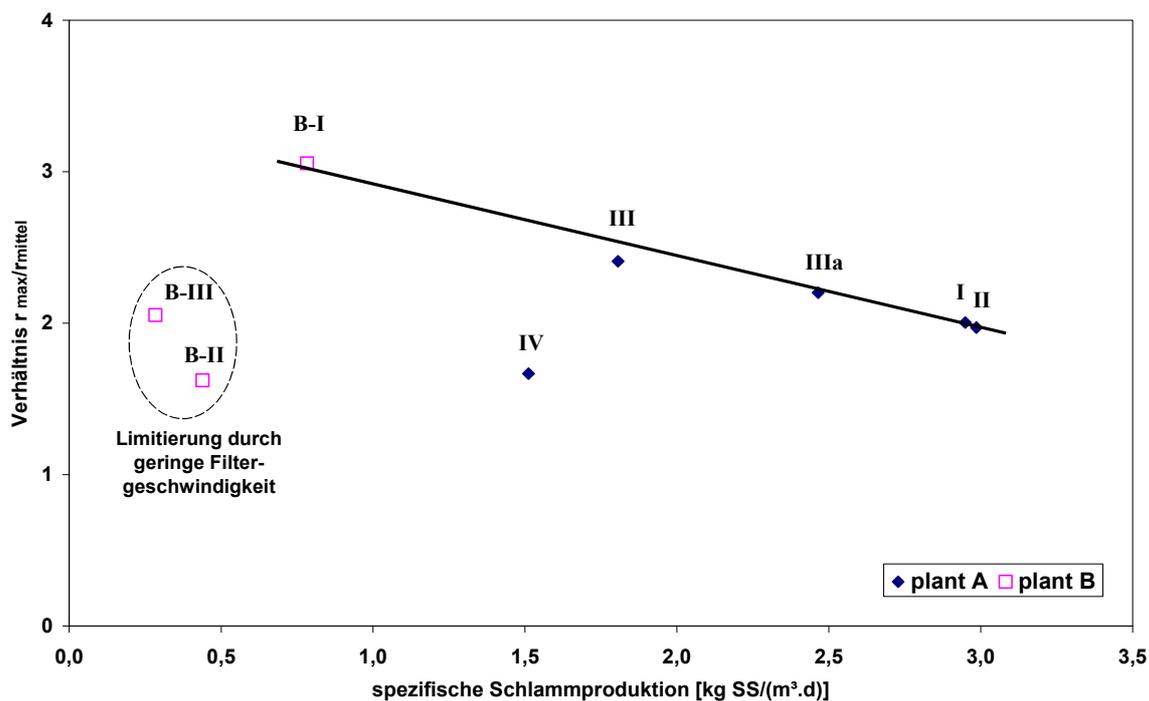


Abbildung 35: Verhältnis der maximalen zur mittleren Nitrifikationsrate in Abhängigkeit von der mittleren Schlammproduktion. Aus *Nikolavcic et al. (2002)*.

3.3.6 Spülung

Die Spülung für den Nitrifikationsfilter erfolgte einmal pro Tag. Der Spülwasserbedarf betrug im Mittel 6 m^3 pro Spülung. Bei insgesamt zwei Spülungen (2 Reaktoren) täglich betrug der gesamte Spülwasserbedarf $12 \text{ m}^3/\text{d}$, bezogen auf die täglich durchgesetzte Wassermenge zwischen 12 und 23 %. Es wurde auf eine sehr intensive Spülung geachtet, das Spülprogramm wurde nicht hinsichtlich des Wasserverbrauchs optimiert.

Zur Charakterisierung des Spülschlammes wurden neben TS- und oTS-Bestimmungen auch Sauerstoffverbrauchsmessungen durchgeführt, wobei insbesondere die maximale Nitrifikationsatmung ermittelt wurde. Es wurde beobachtet, dass die Nitrifikationsaktivität des Spülschlammes stark mit der Vorbelastung korreliert. Mithilfe von zwei kinetischen Parametern für Zerfall und Schlammaustrag wurde der Austrag der nitrifizierenden Biomasse mit einem einfachen Modell nachgebildet (*Kroiß et al., 1998, Schweighofer et al., 2000*). Methode und Ergebnisse werden im Folgenden zusammengefasst.

Das hohe Rezirkulationsverhältnis (bis zu 400 %) führte dazu, dass mit den Schwebstoffen in der Rezirkulation auch nitrifizierende Biomasse in die Denitrifikationszone eingetragen und bei der Spülung mit ausgewaschen wurde. Bei Sauerstoffverbrauchsmessungen des Spülschlammes aus dem Denitrifikationsfilter wurden immer wieder deutliche Stickstoffatmungen ermittelt. Die gesamte ausgetragene Nitrifikationsaktivität wird als Summe der Aktivitäten beider Spülschlämme (Nitrifikationsstufe und Denitrifikationsstufe) berechnet. Der – vorerst rein qualitative – Zusammenhang zwischen mittlerer Umsatzrate und der maximalen Nitrifikationsaktivität des Spülschlammes (als N-Tagesfracht) ist in Abbildung 36 dargestellt.

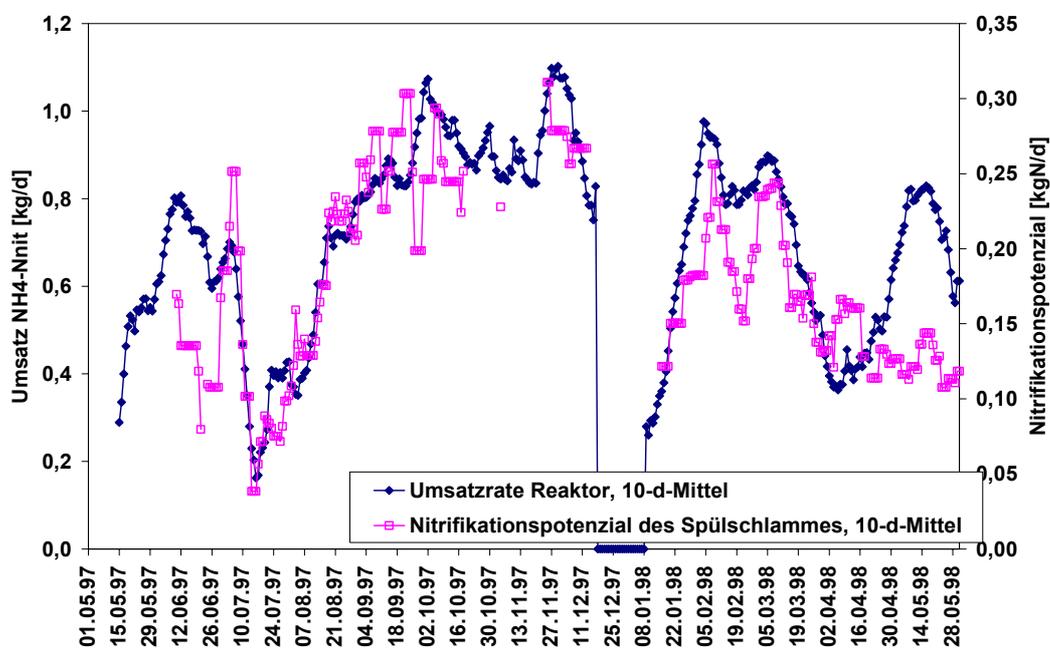


Abbildung 36: Vergleich der nitrifizierten NH₄-N-Fracht (10-Tages-Mittelwert) mit der Nitrifikationskapazität des Spülschlammes (10-Tages-Mittelwert). Aus Schweighofer *et al.* (2000).

Ausgehend von der Nitrifikationskapazität des Spülschlammes und der NO₃-N-Bildung wurde eine Bilanz für die nitrifizierende Biomasse nach der für Belebtschlammverfahren entwickelten Methode von Nowak *et al.* (1994) durchgeführt. Die im System vorhandene nitrifizierende Biomasse MX_A (als CSB) wird durch Zuwachs (Nitrat-Produktion), Zerfall und Schlammabzug (Spülung) verändert. Dabei kann die Veränderung ausreichend genau in Tagesschritten ermittelt werden. Die zuwachsende Biomasse kann aus dem gebildeten Nitrat (resp. wegen der guten Übereinstimmung aus dem entfernten

Ammonium) errechnet werden. Die kinetischen Parameter für Zerfall, b_A , und Schlammabzug, D_X , sind nicht bekannt. Eine Abschätzung dieser Parameter erfolgt über eine Optimierungsrechnung, indem die Quadratsumme der Differenzen aus Nitrifikantenmasse im Spülschlamm ($D_X \cdot MX_A$) und der aus den Sauerstoffverbrauchsmessungen errechneten täglichen Nitrifikantenmasse im Spülschlamm minimiert wird.

Nach einer anfänglichen Annahme der Zerfallsrate b_A von $0,15 \text{ d}^{-1}$ bei 20 °C , wie z.B. im Belebtschlammmodell ASM2 empfohlen, wurde die beste Übereinstimmung für eine Schlammabzugsrate von $D_X = 0,062 \text{ d}^{-1}$ erhalten.

Eine Optimierung für beide Parameter ergab die beste Übereinstimmung der Werte für die Zerfallsrate b_A von $0,218 \text{ d}^{-1}$ und die Schlammabzugsrate D_X von $0,088 \text{ d}^{-1}$. Für Belebtschlammssysteme haben Nowak (1996) und Dornhofer (1998) ähnlich hohe Zerfallsraten ermittelt. Die Ganglinien für die mithilfe dieser Parameter ermittelte tägliche Nitrifikantenfracht im Spülschlamm und die Mittelwerte der aus der Stickstoffatmung ermittelten Nitrifikantenmasse werden in Abbildung 37 dargestellt und zeigen für einen langen Zeitraum, in dem die Abwasserzusammensetzung und das Spülprogramm für den Reaktor nicht wesentlich verändert wurden, eine sehr gute Übereinstimmung.

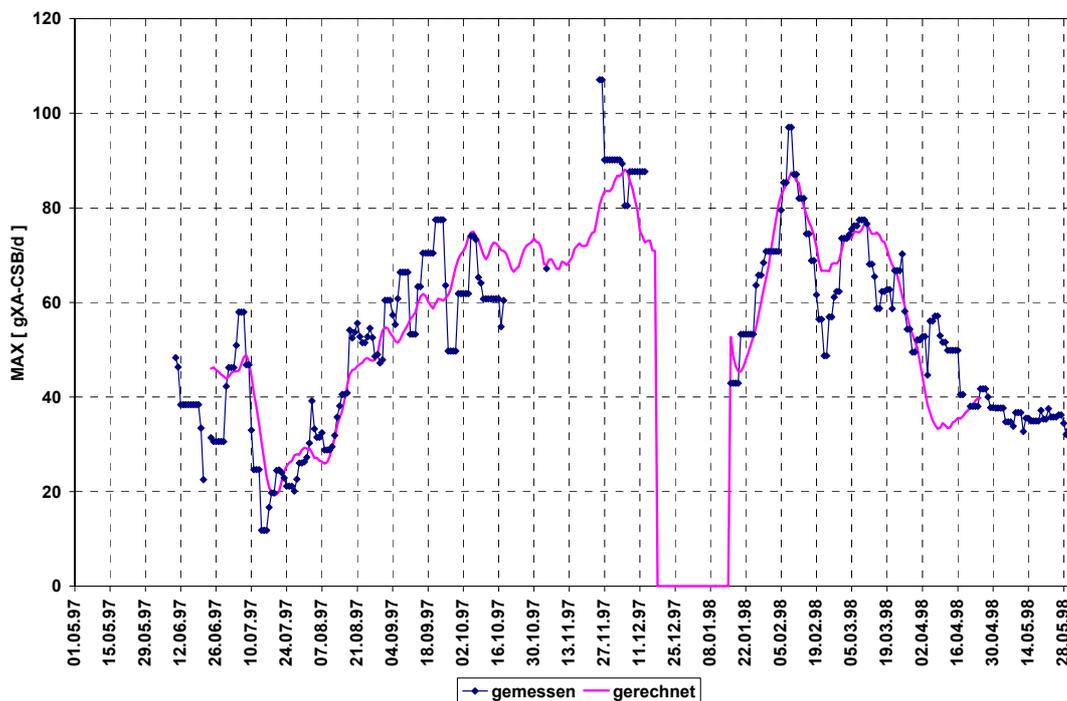


Abbildung 37: Ganglinie der täglich ausgespülten Masse an Nitrifikanten (als CSB) – Rechenwerte aus der Massenbilanz für XA und 10-Tagesmittelwerte der aus dem Sauerstoffverbrauch ermittelten Frachten. Aus **Schweighofer *et al.* (2000)**.

Anhand von Abbildung 37 kann erkannt werden, dass die Massenbilanz für die Nitrifikantenmasse eine durchaus geeignete Methode sein kann, um das Systemverhalten zu beschreiben. Die grundsätzlichen Annahmen – homogene Biomassenverteilung, Schlammaustrag ist proportional zur im System vorhandenen Biomasse, der gesamte Schlamm kann mit Sauerstoff versorgt werden – können jedoch nicht vorausgesetzt werden, sodass bei anderer Abwasserzusammensetzung und organischer Raumbelastung andere kinetische Parameter erwartet werden.

Die Möglichkeit über die Nitrifikationsaktivität im Spülschlamm das „Erinnerungsvermögen“ der Biomasse anhand einfacher Messungen zu erfassen, sollte jedoch im Betrieb als Werkzeug für die mittelfristige Beurteilung der Nitrifikationskapazität des Reaktors nicht außer Acht gelassen werden. Über die Entwicklung der Nitrifikationsaktivität des Spülschlammes kann im Betrieb der Verlauf der Leistungsfähigkeit des Reaktors beurteilt werden ohne die

Belastungsgrenze praktisch auszutesten (und ohne hohe $\text{NH}_4\text{-N}$ - und $\text{NO}_2\text{-N}$ -Ablaufwerte zu provozieren).

3.3.7 Betriebsprobleme

Der Zulauf zur Versuchsanlage wurde im Ablauf von Sandfang und Feinrechen der Großanlage (Stabweite 5 mm) entnommen. Die Feststoffabscheidung war nicht ausreichend. Um Verzopfungen der Beschickungspumpen gering zu halten, war eine weitere Feststoffabtrennung erforderlich. Ein Spaltsieb (Spaltweite 0,5 mm) hat sich sehr bewährt. Dabei handelt es sich mehr um ein Problem, das dem Versuchsmaßstab zuzuordnen ist, für Großanlagen und entsprechend größeren Maschinen ist dieses Problem nicht zu erwarten. Für Kleinkläranlagen muss jedoch auf die Gefahr der Verzopfung von Rohabwasserpumpen geachtet werden.

Der Filteranlage war eine Vorklärung vorgeschaltet, um Partikel abzuscheiden und vertretbare Filterzyklen zu erreichen. Um starken Gegendruck im Denitrifikationsfilter zu vermeiden und nur einmal pro Tag zu spülen, war eine Vorklärzeit von 50 - 70 Minuten erforderlich. Bei geringerer Vorklärzeit kam es zu hohen Gegendrücken im Filter (mehr als 0,2 bar) und zu – in der Prozesssteuerung vorgesehenen – automatisch ausgelösten Spülungen.

Bei der Belüftung der Filter – infolge Prozessluft oder infolge Spülung – kam es fallweise zum Schäumen. Für eine gewisse Periode wurden die Reaktoren abgedeckt und es standen nur kleine Abgasöffnungen zur Verfügung. Der entstehende Schaum hat sich im Überstand angesammelt, beim Austreten des Schaums wurde die Gasmessung gestört. Schaum kann im Versuchsmaßstab ein Problem der Betriebssicherheit (rutschige Flächen) und im Großmaßstab ein ästhetisches und ein Nachbarschafts-Problem (Verwehung auf andere Grundstücke) darstellen und beeinträchtigt die optische Beurteilung der hydraulischen Bedingungen und des Blasenbildes in belüfteten Reaktoren.

3.4 Massenbilanzen der Parameter CSB und Stickstoff

3.4.1 Systemgrenzen – Stoffe, Schnittstellen und Zeit

Der Betrieb von Online-Sonden, Durchflussmessern, Probenahme, Probebehandlung und Analytik erlauben es mit vielen Messwerten auch viele

Messfehler zu generieren. Durch Kalibrieren, standardisierte Analysenvorschriften, Vergleich der Messwerte mit „typischen“ Verhältniszahlen und Vergleichsmessungen können bei entsprechender Sorgfalt zahlreiche Fehler vermieden werden. Ein Mangel an Repräsentativität der Proben (Fehler bei der Probenahme, Häufigkeit oder Beobachtungszeitraum) kann durch extrem genaue Analyse nicht kompensiert werden. Hinweise über Plausibilitätsprüfung in der Abwasserreinigung gibt Schweighofer (1994).

Zur Überprüfung der Messdaten werden unter anderem die Stoffströme der „bilanzierbaren“ Parameter einander gegenübergestellt. Für die Untersuchung der Nitrifikation und Stickstoffentfernung werden die Massenbilanzen für CSB und Stickstoff erstellt. Die Gesamtanlage wird hierfür gedanklich in Teilsysteme unterteilt, für jedes dieser Teilsysteme werden die Zu- und Abflüsse für CSB und Stickstoff aus den aufgezeichneten Wassermengen und den Konzentrationen der Tagesmischproben ermittelt. Jene Stofffrachten, die die Reaktoren in der gasförmigen Phase bzw. als gelöste Gase verlassen (Stickstoff und CO₂), werden messtechnisch in der Regel nicht erfasst.

In den meisten Fällen ist weder die Stickstoffbilanz noch die CSB-Bilanz einer Abwasserreinigungsanlage geschlossen, d.h. nicht alle wesentlichen Zu- und Ablaufgrößen können mit vertretbarem Aufwand messtechnisch bestimmt werden. Für Teil-Systeme können geschlossene Bilanzen möglich sein. Bei einer geschlossenen Bilanz sind alle zu- und ablaufenden Massenströme bekannt. Ist der Auswertzeitraum lang genug, dass die Speicherung im Reaktor vernachlässigt werden kann, so tritt eine Differenz Δ -Fr zwischen zu- und ablaufender Fracht auf:

$$\Delta\text{-Fr} = \text{Zulauf-Fr} - \text{Ablauf-Fr}$$

Bei der Bilanzierung wird als „Fracht“ in der Regel ein Stofffluss bezeichnet, bzw. für den CSB der Fluss des Oxidationspotenzials als Sauerstoffäquivalent. Ist die Differenz Δ -Fr bezogen auf die betrachteten Massenströme gering, so wird die Plausibilität der Messwerte als gegeben angenommen.

Im Gegensatz zu einstufigen Belebungsanlagen, bei denen die Phosphorbilanz – als „geschlossene“ Bilanz - ein hervorragendes Werkzeug zur Überprüfung des Überschussschlammanfalles sein kann, werden in der vorliegenden Arbeit Phosphorbilanzen nicht herangezogen. Der Unterschied im Phosphorgehalt des

Zu- und Ablaufes der biologischen Stufen und die Phosphorkonzentration im Spülschlamm sind sehr gering, sodass die zu prüfende Größe als Differenz großer Zahlen nicht mit ausreichender Schärfe bestimmt werden kann.

Die drei Verfahrensstufen der Versuchsanlage ergeben fünf definierte Bilanzräume, welche in Abbildung 38 dargestellt sind.:

1. Gesamtssystem Versuchsanlage
2. Teilsystem Vorklärung
3. Teilsystem zweistufige Biofiltration
4. Teilsystem Denitrifikationsstufe
5. Teilsystem Nitrifikationsstufe

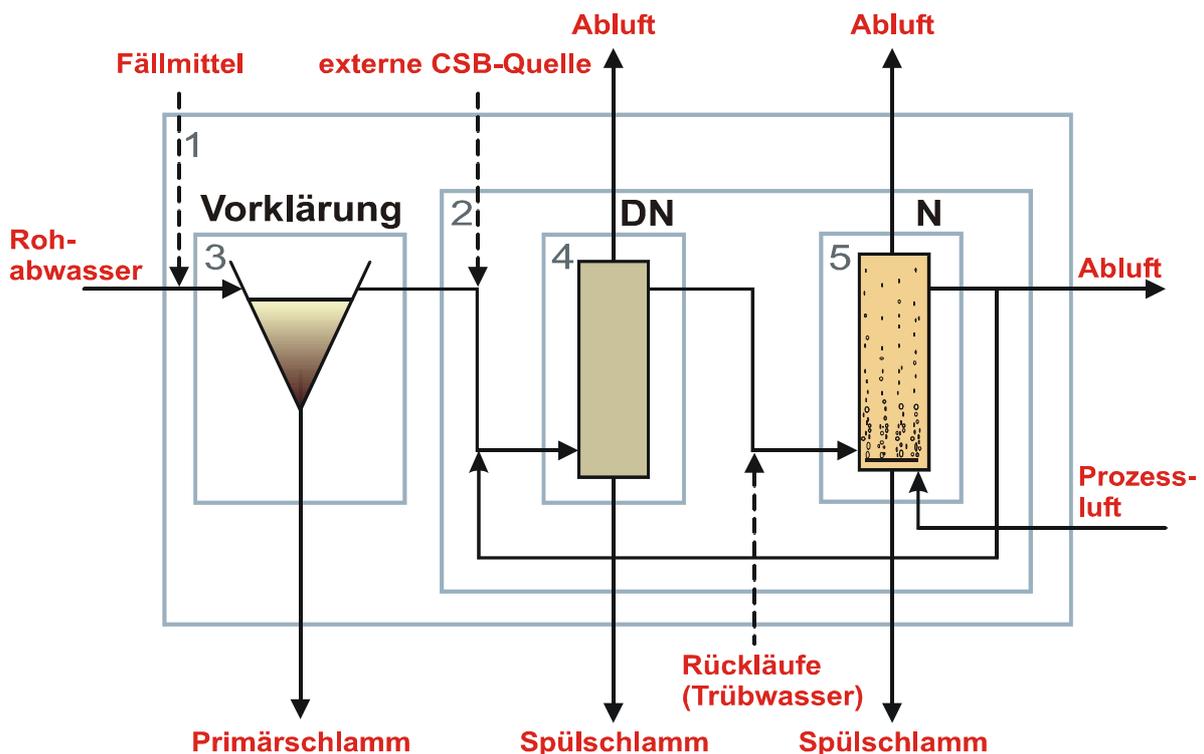


Abbildung 38: Bilanzräume der Versuchsanlage Wien-Blumental

Da der Inhalt der Filterreaktoren nicht repräsentativ beprobt werden kann, ist es auf analytischem Wege nicht möglich, Aussagen über die in den Reaktoren gespeicherten Stoffe zu treffen. Auf der Basis von Tagesmischproben beträgt der

minimal mögliche Bilanzzeitraum einen Tag. Unter Vernachlässigung von Adsorption entspricht die mittlere Aufenthaltszeit der gelösten Stoffe der hydraulischen Aufenthaltszeit in der Versuchsanlage, diese lag im Bereich von 2 Stunden. Daher konnte auf die Berücksichtigung der Konzentrationsänderung der gelösten Stoffe in der Bilanzierung in den meisten Fällen verzichtet werden.

Ungleich schwieriger liegt der Fall bei den Feststoffen. Durch die Anlagerung von Feststoffen und das Wachstum von Biofilmen kommt es zu einer Akkumulation von Feststoffen im Reaktor. Durch die Spülung wird ein Teil der Feststoffe ausgetragen. Da die Konzentration der Feststoffe im Reaktor analytisch nicht erfasst wurde, ist auch die mittlere Aufenthaltszeit der Feststoffe im Reaktor nicht bekannt.

Ohne Wissen über die Speicheränderung im Reaktor kann die Bilanz zumindest zur Beschreibung des Gleichgewichtszustandes verwendet werden. In einem ersten Ansatz wurde der minimale Auswertzeitraum für Bilanzen, in denen die Feststoffe berücksichtigt werden, mit einer Woche festgelegt. Dabei wurde davon ausgegangen, dass durch tägliche Spülungen nach 7 Tagen eine vollständige Durchmischung des Reaktors erreicht wird, und in den Zulauffrachten sowohl Werkstage als auch Wochenende erfasst sind.

3.4.2 CSB-Bilanzen

Die Gruppe der organischen Verbindungen bildet den Hauptteil der Abwasserinhaltsstoffe. Der Abbau bzw. die Entfernung der organischen Verbindungen ist maßgebend für den Gesamtschlammanfall und für einen großen Teil der erforderlichen Belüftungsenergie.

Beinahe alle maßgebenden CSB-Ströme konnten analytisch erfasst werden. Die Zu- und Ablaufströme der einzelnen Verfahrensstufen und die anfallenden Spülschlämme wurden beprobt. Die Sauerstoff- und Nitratfracht, die in der DN-Stufe entfernt wurden, konnten aus den Werten der Online-Monitore bzw. aus den Tagesmischproben errechnet werden. Die unbestimmten CSB-Ströme waren einerseits der Primärschlamm und der in der Nitrifikationsstufe abgebaute (veratmete) CSB.

Die durch die Nitrifikation eingetragene CSB-Fracht muss für die CSB-Bilanzen nicht unbedingt berücksichtigt werden, da diese Fracht nur ca. 1 – 3 % der

Zulauffracht zur Nitrifikationsstufe betrug und damit deutlich geringer ist als die Messgenauigkeit.

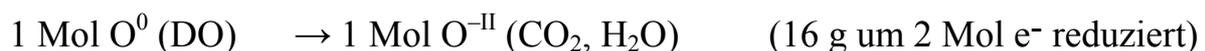
3.4.2.1 Denitrifikationsstufe

Die CSB-Bilanz für das System Denitrifikationsstufe ist „geschlossen“, weil alle zu- und ablaufenden Ströme messtechnisch erfasst wurden. Daher ist die Bilanzgleichung einfach überbestimmt. Durch die Rezirkulation von gereinigtem Abwasser kommt es zu einer Verdünnung. Die Konzentrationen und folglich auch die Konzentrationsdifferenzen aus Zu- und Ablauf der einzelnen Verfahrensstufen sind gering. Trotzdem konnte für die Denitrifikationsstufe eine gute Übereinstimmung aus Zulauf- und Ablaufströmen festgestellt werden (Nikolavcic *et al.*, 2000).

$$\eta \text{CSB}_{\text{DN}} = \text{CSBi}_{\text{DN}} - \text{CSBe}_{\text{DN}} = \text{OVC}_{\text{ges}_{\text{DN}}} + \text{CSB}_{\text{Büs}_{\text{DN}}} \quad (43)$$

[kg CSB d⁻¹; kg O₂-eq d⁻¹]

Unter Gleichgewichtsbedingungen entspricht die in der Denitrifikationsstufe entfernte CSB-Fracht der Differenz aus Zu- und Ablaufracht, welche gleichzeitig mit der Summe aus Schlammanfall (als CSB), Sauerstoffverbrauch (OVC_{DO}) und Sauerstoffäquivalenten des Nitratverbrauchs (OVD) übereinstimmen muss. Durch die Rezirkulation von nahezu Sauerstoffgesättigtem Ablauf wird eine nicht zu vernachlässigende Sauerstofffracht in die Denitrifikationsstufe eingebracht, der Abbau des in der Rezirkulation enthaltenen Sauerstoffs entspricht dem – aeroben – Sauerstoffverbrauch OVC_{DO}. Darüber hinaus findet ein Verbrauch von Nitrat statt. Für die Bilanz wird die Nitratverbrauchsrate auf Basis des Verhältnisses der Atomgewichte und der Änderungen der Oxidationsstufen auf das Äquivalent „anoxische Sauerstoffverbrauchsrate“ (OVD) umgerechnet.



$$\text{OVD} = 5/2 * 16/14 * r_{\text{NO}_3\text{-N}} = 2,86 * r_{\text{NO}_3\text{-N}} \quad (44)$$

Die Ermittlung der CSB-Fracht im Spülschlamm erfolgt durch Multiplikation der Tagesfrachten der organischen Feststoffe im Spülschlamm mit einem

mittleren Verhältnis von CSB/oTS. Sehr hohe Einzelwerte für das Verhältnis CSB/oTS führten zu einer Überbewertung der Schlammproduktion. Im Gegensatz zu Nikolavcic *et al.* (2000) werden in der vorliegenden Auswertung nicht die unbereinigten Messwerte des CSB im Spülschlamm verwendet. Nach Eliminierung von Messwertausreißern (CSB/oTS mehr als 1,8) aus dem Datensample ergab sich ein mittleres Verhältnis von CSB/oTS von ca. 1,6. Es zeigte sich, dass die Übereinstimmung der Frachten nach dieser Korrektur deutlich besser ist.

In Abbildung 39 werden die Zulauffracht und die Summe der Abauffrachten dargestellt. Die CSB-Frachten weisen insgesamt eine gute, insbesondere für den Zeitraum KW 41 bis KW 46 eine hervorragende Übereinstimmung auf.

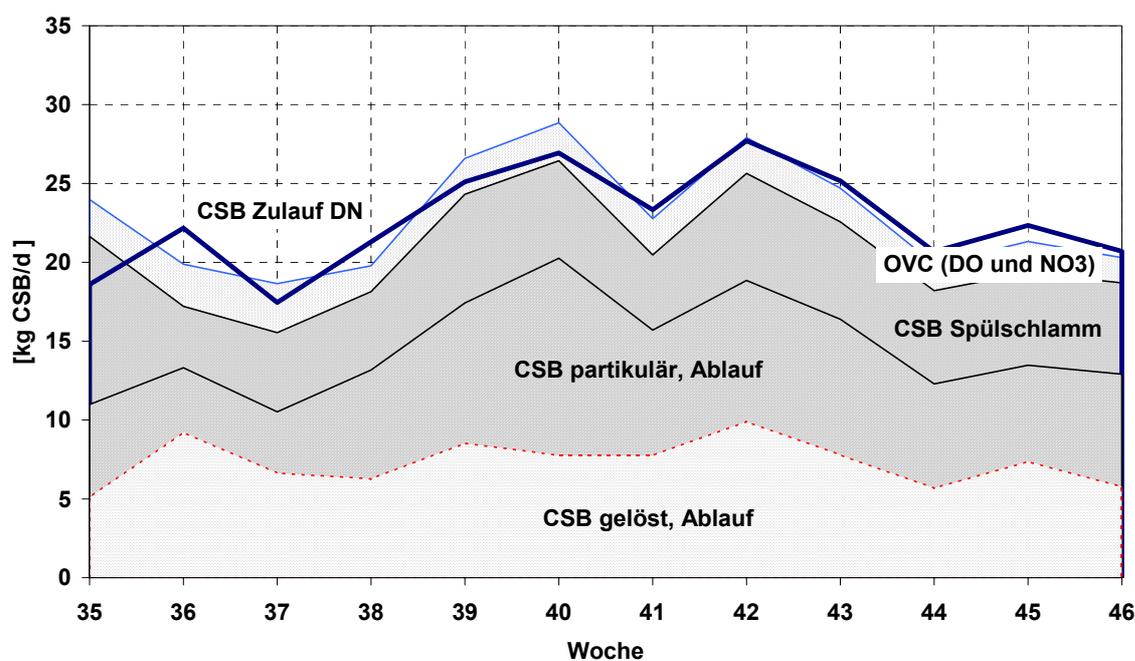


Abbildung 39: Wochenmittelwerte der CSB-Frachten in Zu- und Ablauf der Denitrifikationsstufe für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).

Das Ausmaß der Rezirkulation beeinflusst die in die Denitrifikationsstufe eingetragenen Frachten entscheidend. Einerseits steigt mit dem Rezirkulationsverhältnis die interne Fracht an inertem CSB, andererseits wird der Sauerstoff- und Nitrateintrag deutlich erhöht. Für eine Interpretation der Messwerte werden Betriebszeiträume mit konstantem Rezirkulationsverhältnis ausgewählt.

In Abbildung 39 wird keine Unterscheidung zwischen anoxischem (für die Denitrifikation wirksamen) und aerobem Sauerstoffverbrauch getroffen. Bei den meisten Verfahren zur Denitrifikation im Biofilter kommt es auch zu einem erheblichen Sauerstoffeintrag in den Denitrifikationsreaktor. Gelöster Sauerstoff verhindert zwar nicht die Denitrifikation, die Umsatzrate kann jedoch deutlich verringert werden (Hagedorn-Olsen *et al.*, 1994). Im Falle, dass das N/CSB-Verhältnis im Abwasser gering ist, kann ein aerober CSB-Abbau sogar erwünscht sein, wird dadurch ja weniger organisches Substrat in die Nitrifikationszone eingetragen.

Unter der Annahme, dass Sauerstoff gegenüber Nitrat bevorzugt wird, wird eine Gesamtatmung als Summe aus aerobem und anoxischem Sauerstoffverbrauch errechnet. Diese entspricht einem maximalen Potenzial an Sauerstoffverbrauch, wenn Nitrat im Denitrifikationsreaktor im Überschuss zur Verfügung steht. Welcher Anteil dieses Sauerstoffverbrauchs-Potenzials für die Denitrifikation genutzt werden kann, wird durch die in die Denitrifikationszone eingetragene Sauerstofffracht mitbestimmt. Da sowohl die eingetragene Nitratfracht als auch die eingetragene Sauerstofffracht durch die Rezirkulation bestimmt werden, kann – bei gleichbleibender Abwasserzusammensetzung – ein optimales Rezirkulationsverhältnis gefunden werden (Kapitel 3.4.4).

Aus der Betriebsperiode I werden zwei Zeiträume Ia (28.8.-16.9.1997) und Ib (23.09.-10.10.1997) näher betrachtet, in denen die Wassermengen und das Rezirkulationsverhältnis (ca. 200 % interne Rezirkulation) gleichbleibend waren. Wegen einer vorangegangenen Schlechtwetterperiode waren die Zulaufkonzentrationen im Zeitraum Ia geringer als in den anderen Betriebszeiträumen. Ferner werden zwei Zeiträume Ic (15.11.-1.12.1997) und Id (19.4.-27.4.1998) herangezogen, die außerhalb der Betriebsperiode I liegen, in welchen welches das Rezirkulationsverhältnis geringer (Periode Ic ca. 100 % iRZ) bzw. höher (Periode Id ca. 300 % iRZ) eingestellt waren und keine Ethanoldosierung erfolgte.

Der in die Denitrifikationsstufe eingetragene Sauerstoff wurde unter Betriebsbedingungen zur Gänze veratmet. Während der betrachteten Zeiträume Ia bis Id lag die $\text{NO}_3\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf der Denitrifikationsstufe in der Regel deutlich über 2 mg/L. Es wird davon ausgegangen, dass unter diesen Umständen keine Limitierung der Denitrifikation durch Nitratmangel vorliegt. Nach Auswertungen von Toettrup *et al.* (1994) wurde bereits ab einer

Konzentration von 1,4 mg NO₃-N/L keine Zunahme der Denitrifikationsrate festgestellt. Ein typischer Tagesgang des Nitrats im Ablauf der Denitrifikationsstufe wird in Abbildung 40 dargestellt.

An der Ganglinie für den gelösten Sauerstoff können deutlich die Spülungen erkannt werden. Während der Spülung von einzelnen Anlagenteilen steht der Betrieb der gesamten Anlage still und die Anströmung der Sauerstoffsonde im Einlauf zum Denitrifikationsreaktor ist in dieser Zeit nicht ausreichend gegeben.

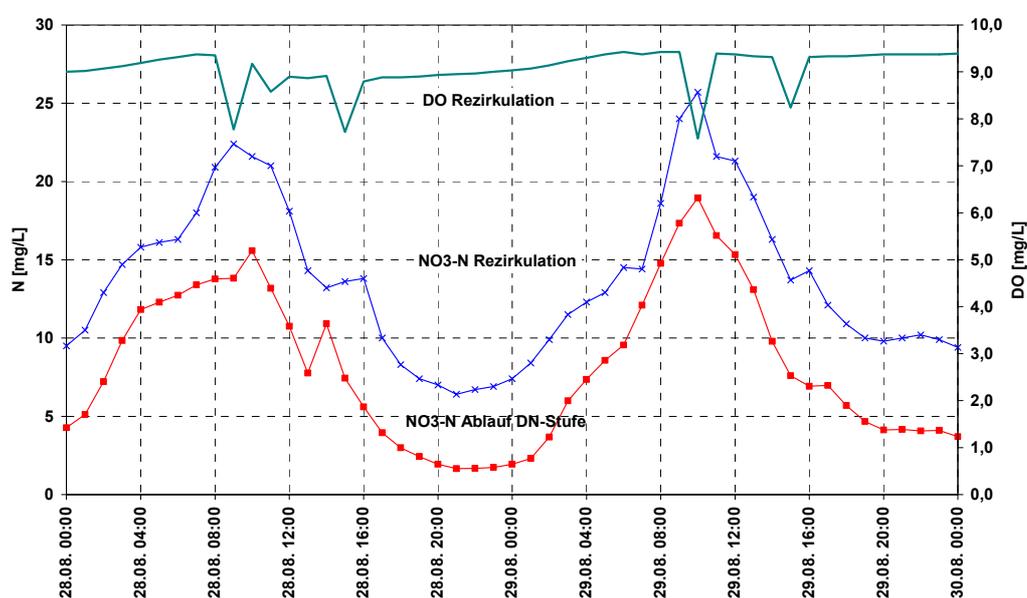


Abbildung 40: Ganglinie für NO₃-N-Konzentrationen im Ablauf der Denitrifikationsstufe, NO₃-N- und DO-Konzentrationen im Rezirkulationsstrom.

Tabelle 27: Belastung und mittlere Sauerstoffverbrauchsrate für die Denitrifikationsstufe im Betrieb ohne externe CSB-Quellen und bei Nitrat-Überschuss.

Zeitraum		Ia	Ib	Ic	Id
	d	20	18	17	9
T _{abl}	°C	18-22	18-21	16-19	16-18
CSB Ablauf VK	mg/L	306 ± 98	410 ± 87	364 ± 96	342 ± 56
BR-CSB	kg/(m ³ .d)	16,7	22,3	18,6	9,1
iRZ	%	193	205	106	306

OVC _{DO}	kg/(m ³ .d)	0,83	0,95	0,60	0,63
OVD	kg/(m ³ .d)	0,55	1,70	1,59	0,53
OVC _{gesamt}	kg/(m ³ .d)	1,38	2,65	2,20	1,16

Die CSB-Raumbelastung der Denitrifikationsstufe ist im Vergleich zu üblichen Betriebswerten (z.B. in Canler und Perret, 1994, Pujol *et al.*, 1994) sehr hoch. Eine Gegenüberstellung von Raumbelastung und Sauerstoffverbrauchsrate zeigt mit Ausnahme der Periode Ia einen annähernd linearen Verlauf. Wird die mittlere Sauerstoffverbrauchsrate auf die CSB-Fracht im vorgeklärten Abwasser bezogen, so sinkt das Verhältnis mit zunehmender Raumbelastung (abnehmendem „Schlammalter“), was auch den Erwartungen entspricht.

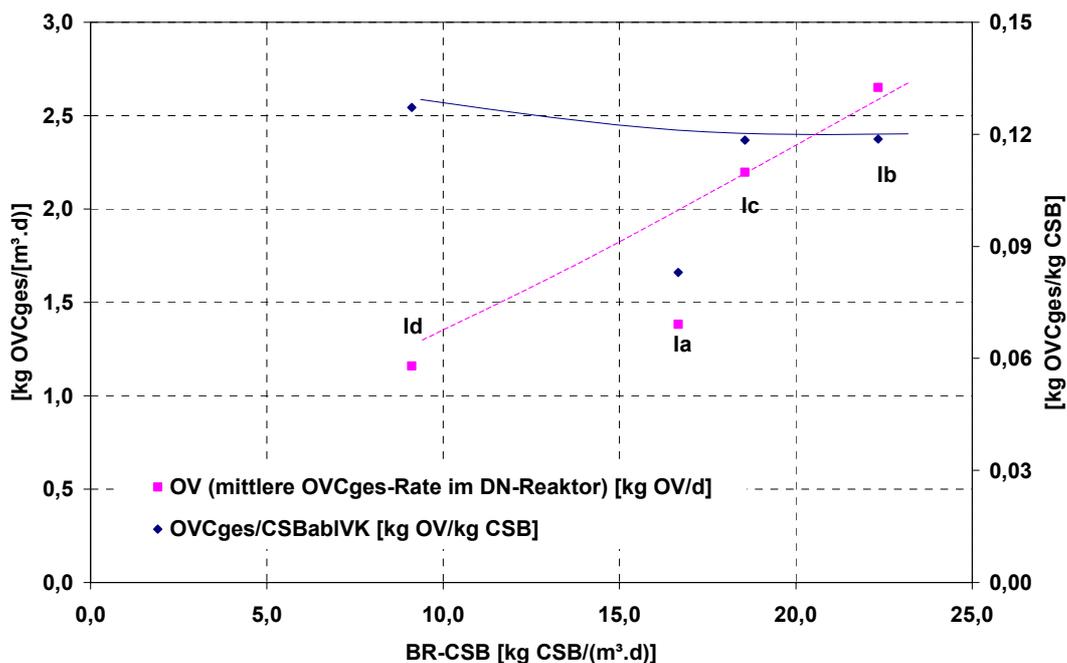


Abbildung 41: Gegenüberstellung von Raumbelastung und Atmung für den Denitrifikationsreaktor, resp. Verhältnis von Atmung zur CSB-Fracht im vorgeklärten Abwasser.

Für eine Beurteilung der Denitrifikationskapazität wird aufgrund der vorhandenen Daten die vereinfachende Annahme getroffen, dass bei den aufgetretenen Raumbelastungen von 9 – 22 kg CSB/(m³.d) und bei den Temperaturen von 17 – 21 °C das Verhältnis von maximalem (potenziellem) Sauerstoffver-

brauch im Reaktor zum CSB im vorgeklärten Abwasser ($OVC_{ges}/CSB_{Ablauf\ VKB}$) im Tagesmittel näherungsweise konstant ist und 12 bis 13 % beträgt.

Aus den Angaben über CSB-Raumbelastung und Umsatzrate für NO_3-N -Äquivalente (NO_3-N -Äquivalent = $NO_3-N + 1/2,86\ DO$) in Pujol und Tarallo (2000) ergeben sich für die Atmung in der Denitrifikationsstufe ausgedrückt als $OVC_{ges}/CSB_{Ablauf\ VKB}$ ähnliche Werte von 14 bis 16 %.

Der potenzielle Sauerstoffverbrauch lässt sich mit der Denitrifikationskapazität bei Belebungsanlagen vergleichen, wobei bei Belebungsanlagen für gewöhnlich zu Recht angenommen wird, dass die Sauerstofffracht im Rücklaufschlamm bzw. in der internen Rezirkulation vernachlässigbar gering ist. Ein Sauerstoffverbrauch von 12 – 13 % der CSB-Fracht im Ablauf Vorklärung entspricht einer Denitrifikationskapazität von ca. 0,04 - 0,045 g NO_3-N/g CSB. Übliche Werte zum Beispiel für die Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen nach ATV für 40 % vorgeschaltetes DN-Volumen (wie in der Filteranlage), 16 - 18 °C und 10 Tage Schlammalter betragen ca. 0,06 - 0,065 g NO_3-N/g CSB.

Die im Denitrifikationsreaktor entfernte CSB-Fracht setzt sich aus dem Abbau gelöster Stoffe, dem Abbau ungelöster Stoffe und dem Rückhalt von Feststoffen im Reaktor zusammen. Mit der Annahme, dass der im Rezirkulationsstrom enthaltene gelöste CSB für die Denitrifikationsstufe inert ist, kann der Abbau der gelösten Stoffe als Differenz zwischen den Zulauf- und Abauffrachten des Denitrifikationsreaktors ermittelt werden. Aufgrund des hohen Rezirkulationsverhältnisses von 300 % wird Periode Id für eine weitere Interpretation nicht herangezogen.

Tabelle 28: Frachten des gelösten CSB in Zu- und Ablauf des Denitrifikationsreaktors

Zeitraum		Ia	Ib	Ic	Id
$CSB_{gelöst}$ Ablauf VK	kg/d	4,3 ± 1,3	5,2 ± 1,4	4,8 ± 1,2	2,6 ± 0,4
$CSB_{gelöst}$ Rezirkulation	kg/d	2,9 ± 0,7	4,5 ± 1,2	1,8 ± 0,4	3,6 ± 1,3
$CSB_{gelöst}$ Ablauf DN	kg/d	6,3 ± 2,3	8,4 ± 1,8	5,0 ± 1,3	6,1 ± 2,0
η $CSB_{gelöst}$	kg/d	1,3 ± 1,7	1,2 ± 2,0	1,7 ± 1,1	(0,1 ± 1,0)
η $CSB_{gelöst}/CSB_{gelöst\ ABL\ VK}$	[-]	0,37	0,26	0,33	0,10
OVC_{ges} -Fr	kg/d	1,2 ± 0,3	2,3 ± 0,3	1,9 ± 0,6	1,2 ± 0,4

Aus Tabelle 28 geht hervor, dass bei den aufgetretenen Raumbelastungen und Temperaturen etwa ein Drittel des gelösten CSB abgebaut wurde. Der Vergleich mit dem Sauerstoffverbrauch zeigt deutlich, dass der Abbau deutlich mehr als die gelösten Stoffe umfasst, und dass ein erheblicher Beitrag auch über den Abbau von partikulären Stoffen erfolgt. In welchem Ausmaß partikuläre Abwasserinhaltsstoffe abgebaut wurden oder nur zurückgehalten wurden und – wegen der geringen Aufenthaltszeit im Reaktor – noch keinem Abbau unterlagen, ließ sich messtechnisch kaum feststellen.

In einer ersten Annäherung wird die Schlammproduktion mit dem gemessenen Sauerstoffverbrauch verglichen. Ausgehend von der bekannten Sauerstoffverbrauchsfracht lässt sich die zugehörige anfallende Biomasse (als CSB) unter Ansatz eines „vernünftigen“ Netto-Ausnutzungskoeffizienten $Y_{H,OBS}$ abschätzen. Die abgeschätzte CSB-Biomasse-Fracht wird dem angefallenen Spülschlamm (als CSB-Fracht) gegenübergestellt.

In dieser Auswertung ist nicht berücksichtigt, dass über die interne Rezirkulation Schwebstoffe sowohl eingetragen werden, und dass ein erheblicher Teil des produzierten Schlammes in Form von Schwebstoffen im Ablauf des Reaktors enthalten ist und erst in der Nitrifikationsstufe zurückgehalten wird. Der Schwebstoffaustrag aus der Denitrifikationsstufe übersteigt den Schwebstoffeintrag mit der Rezirkulation deutlich.

Tabelle 29: Vergleich des Spülschlammmanfalles der Denitrifikationsstufe mit theoretischen Rechenwerten unter Annahme verschiedener Netto-Ausnutzungskoeffizienten

Zeitraum		Ia	Ib	Ic	Id
OVC _{ges} -Fr	kg/d	1,2 ± 0,3	2,3 ± 0,3	1,9 ± 0,6	1,2 ± 0,4
$Y_{H,OBS} = 0,35$					
CSB _{ÜS,BIO}	kg/d	0,6 ± 0,2	1,2 ± 0,2	1,0 ± 0,3	0,6 ± 0,2
$Y_{H,OBS} = 0,50$					
CSB _{ÜS,BIO}	kg/d	1,2 ± 0,3	2,3 ± 0,3	1,9 ± 0,6	1,2 ± 0,4
$Y_{H,OBS} = 0,65$					
CSB _{ÜS,BIO}	kg/d	2,2 ± 0,6	4,2 ± 0,5	3,5 ± 1,2	2,2 ± 0,7
Gemessen					
CSB Spülschlamm	kg/d	6,2 ± 2,1	7,0 ± 1,2	6,6 ± 2,0	4,3 ± 1,3

Aus Tabelle 29 ist deutlich ersichtlich, dass die Differenz aus der CSB-Fracht des Spülschlammes selbst bei einer sehr großzügigen Wahl des Bereichs für den Netto-Ausnutzungskoeffizienten $Y_{H,OBS}$ deutlich größer ist als der Biomasseanfall, der dem aufgetretenen Sauerstoffbedarf entspricht. Daraus lässt sich schließen, dass ein erheblicher Teil des Spülschlammes noch keinem Abbau unterlag. Der Stabilisierungsgrad des Spülschlammes ist gering, in einer Schlammstabilisierung ist ein hoher Wirkungsgrad des CSB-Abbaus zu erwarten.

Dieses Ergebnis von geringer Atmung und hohem Schlammanfall bestätigt sich auch bei anderen Pilotanlagen und großtechnischen Anlagen. Muss Stickstoff gezielt entfernt werden, so ist auch bei vorgeschalteter Denitrifikation die Dosierung eines externen CSB-Substrats erforderlich.

Beim Belebungsverfahren kann das Denitrifikationspotenzial in gewissem Ausmaß durch die Effizienz der Vorklärung beeinflusst werden, bzw. besteht die Möglichkeit auf die Vorklärung zu verzichten und die gesamte Schmutzfracht des Rohabwassers in die Denitrifikationszone einzuleiten. Um Verblockungen des Biofilters zu verhindern ist es jedoch nicht möglich, einen Biofilter mit nicht vorgeklärtem kommunalem Abwasser zu beschicken, auch ist die ausreichende Verfügbarkeit von Primärschlamm als Denitrifikations-substrat am Biofilter eher fraglich.

Um die Denitrifikation zu verbessern, wurde in einem weiteren Schritt Ethanol als CSB-Quelle in den Zulauf zum Denitrifikationsreaktor dosiert (Perioden II, III und IV). Die dosierte Menge wurde nach einem Sollwert für die NO_3 -N-Konzentration im Ablauf des Reaktors geregelt.

Der Abbau von Ethanol verursacht neben dem erwünschten Sauerstoffverbrauch eine Produktion von Biomasse, also eine Erhöhung des Gesamtschlammmanfalls. Die Zunahme des Gesamtschlammmanfalls kann messtechnisch nicht ausreichend genau bestimmt werden. Aus der dosierten Ethanolfracht und der Zunahme des Sauerstoffverbrauchs wird auf rechnerischem Wege der Schlammanfall durch die Ethanoldosierung im Wege einer CSB-Bilanz abgeschätzt. Ausgehend vom Sauerstoffverbrauch mit Rohabwasser als Substrat wird für Zeiträume mit unterschiedlichem Ausmaß der Ethanoldosierung ein Netto-Ausnutzungskoeffizient ermittelt und mit Literaturangaben verglichen.

Nach den bereits ausgewerteten Perioden Ib, Ic und Id, wird für Zeiträume mit Ethanoldosierung die Atmung im Denitrifikationsreaktor ermittelt (Tabelle 30). In Abbildung 42 wird die Gesamtatmung der Ethanoldosierung gegenübergestellt. Unter der Annahme, dass die abwasserbürtige Atmung ca. 13 % des zulaufenden CSB entspricht und das dosierte Ethanol im Denitrifikationsreaktor zur Gänze umgesetzt wird, wird für unterschiedliche Ausnutzungskoeffizienten $Y_{H,OBS}$ der Bereich für den Sauerstoffverbrauch abgeschätzt und mit Messwerten verglichen.

Tabelle 30: Belastung und mittlere Sauerstoffverbrauchsrate für den Denitrifikationsreaktor im Betrieb mit externer CSB-Quelle (Ethanol), Perioden mit Nitrat-Überschuss und teilweise Nitrat-Limitierung.

Zeitraum		IIa	IIb	IIIa *	IIIb	IVa *	IVb *
	d	21	14	5	5	19	12
T Ablauf	°C	14-18	15-17	13-16	15-18	17-20	15-20
NO ₃ -N Abl. DN	mg/L	5,5	3,4	2,4	7,2	2,9	2,7
iRZ	%	244	244	177	231	360	413
CSB Ablauf VK	mg/L	357±66	343±66	354±45	373±46	315±53	351±72
BR-CSB							
(ohne Ethanol)	kg/(m ³ .d)	19,0	18,6	15,6	8,0	8,4	9,3
CSB _{EIOH} /CSB _{ABL VK}	[-]	0,14	0,18	0,19	0,07	0,38	0,35
OV _{DO}	kg/(m ³ .d)	1,25	1,29	0,71	0,63	0,57	0,67
OVD	kg/(m ³ .d)	1,60	1,92	1,87	0,53	1,84	1,70
OVC _{ges}	kg/(m ³ .d)	2,85	3,21	2,58	1,16	2,41	2,38

*... Nitrat teilweise limitierend

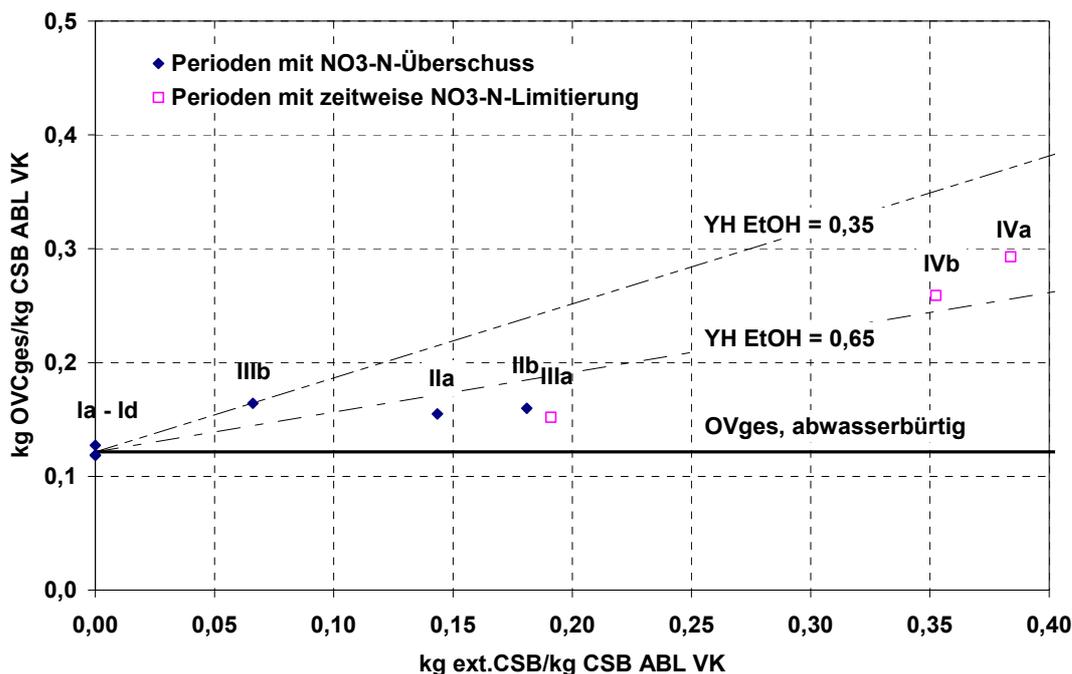


Abbildung 42: Erhöhung des Sauerstoffverbrauchs im Denitrifikationsreaktor in Abhängigkeit der Ethanoldosierung (als CSB).

Von den Perioden ohne Nitrat-Limitierung war die CSB-Raubelastung während der Zeiträume II a und II b sehr hoch, sodass Ethanol nicht zur Gänze umgesetzt wurde. Bei Profilmessungen wurde im Ablauf des Denitrifikationsreaktors Ethanol-Konzentrationen bis 10 mg/L festgestellt. Auch während der Zeiträume, in denen Nitrat nicht ständig im Überschuss vorlag, war die Atmung limitiert. Dadurch bleibt effektiv nur Zeitraum IIIb, um die Wirksamkeit von Ethanol für die Denitrifikation abzuschätzen. Eine wirtschaftliche Ausnutzung der dosierten CSB-Quelle wurde nur bei geringer Dosierung beobachtet.

Auch in den anderen Perioden wurde die Atmung durch die Ethanoldosierung zwar erhöht, die Ausnutzung des dosierten Ethanol zur Denitrifikation war jedoch unbefriedigend. Dies lässt sich auf die zum Teil ausgesprochen hohen CSB-Raubelastungen zurückführen.

Æsøy *et al.* (1998) haben Untersuchungen zur Denitrifikation im Biofilter mit unterschiedlichen CSB-Quellen durchgeführt, wobei Ethanol und Hydrolysat aus der Versäuerung von Rohschlamm und biogenen Abfällen zur Anwendung

kamen. Sie geben einen typischen Ausbeutekoeffizienten von $0,35 \text{ CSB}_{\text{Biomasse}}/\text{CSB}_{\text{Entfernung}}$ für denitrifizierende Bakterien an, dieser Ausbeutekoeffizient entspricht einem CSB-Bedarf für die Denitrifikation von

$$\frac{2,86 \text{ g OVD/g NO}_3\text{-N}}{(1-0,35) \text{ g OVD/g } \eta\text{CSB}} = 4,4 \text{ g CSB/g NO}_3\text{-N}.$$

Bei Laborversuchen mit Ethanol als Denitrifikationssubstrat wurde von *Æsøy et al.* (1998) ein Verhältnis von $4,3 \pm 0,4 \text{ g CSB/g NO}_3\text{-N}$ festgestellt (entspr. $Y_{\text{H,OBS}} = 0,34$). Der im Zulauf zum Denitrifikationsfilter enthaltene gelöste Sauerstoff wurde dabei in der Denitrifikationsrate berücksichtigt. Die höchsten Denitrifikationsraten von mehr als $2 \text{ kg NO}_3\text{-N}_{\text{eq}}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ (entspricht $\text{OVC}_{\text{ges}} 5,7 \text{ kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$) bei Wassertemperaturen von $9 - 11 \text{ }^\circ\text{C}$ wurden erzielt, wenn im Ablauf noch Ethanol im Ausmaß von 15 mg CSB/L enthalten war. Bei hoher Umsatzrate ist dabei die effektive Ausnutzung des Ethanols zur Denitrifikation gering, weil ein erheblicher Teil ungenutzt den Reaktor verlässt und für die nachfolgende Stufe eine zusätzliche organische Belastung darstellt.

Mit Hydrolysat aus der Versäuerung von Rohschlamm, resp. biogenen Abfällen war die erforderliche CSB-Dosierung für die Denitrifikation höher, sodass im Zulauf zur Denitrifikation ein Verhältnis von $6,1 \pm 0,4 \text{ g CSB/g NO}_3\text{-N}$ erforderlich war, was einem Ausbeutekoeffizienten von $0,53 \text{ CSB}_{\text{Biomasse}}/\text{CSB}_{\text{Entfernung}}$ entspricht. Die maximale Umsatzrate wurde erst bei Ablaufkonzentrationen von mehr als 75 mg CSB/L erreicht, wobei wiederum hohe Umsatzraten erreicht wurden, wenn ein großer Teil der CSB-Quelle nicht zur Denitrifikation genutzt wird. Nur 45% des im Hydrolysat enthaltenen CSB wurden abgebaut.

Im Arbeitsbericht der ATV (2000a) wird das aus Betriebsergebnissen von halbtechnischen und großtechnischen Anlagen ermittelte Verhältnis von $\text{CSB}/\text{NO}_3\text{-N}$ zur nachgeschalteten Denitrifikation angegeben. Dabei werden Werte von $> 5 \text{ g CSB/g NO}_3\text{-N}$ bis $< 3,8 \text{ g CSB/g NO}_3\text{-N}$ für Methanol (entspricht Verhältnissen für $\text{OVD}/\eta\text{CSB}$ von $0,57$ bis $0,75$, bzw. $Y_{\text{H,OBS}} 0,25 - 0,43$), und $6,7 \text{ g CSB/g NO}_3\text{-N}$ für Ethanol angegeben (entspricht einem Verhältnis für $\text{OVD}/\eta\text{CSB}$ von $0,43$, bzw. $Y_{\text{H,OBS}} 0,57$).

Für Abwasser geben Rogalla *et al.* (1992) einen Bedarf von im Mittel $5,2 \text{ g CSB}_{\text{FILTRIERT}}/\text{g NO}_3\text{-N}$ an, was einem Verhältnis von $\text{OVD}/\eta\text{CSB}$ von etwa $0,55$,

bzw. einem Ausnutzungskoeffizienten $Y_{H,OBS}$ von 0,45 entspricht. Aus den in der vorliegenden Arbeit dargestellten Untersuchungen ist jedoch bekannt, dass auch der Abbau von partikulären Stoffen einen nicht unerheblichen Beitrag zur Denitrifikation leistet, wodurch das Verhältnis geringer würde.

Die höheren Werte des aus Literaturangaben errechneten OVD/η_{CSB} -Verhältnisses im Vergleich zu den Ergebnissen der Pilotanlage sind einerseits durch die vergleichsweise (sehr) hohe CSB-Raubelastung des Denitrifikationsfilters der Pilotanlage begründet, andererseits jedoch in der Tatsache, dass – wie in dieser Arbeit aufgezeigt wird – auch partikulärer CSB für die Denitrifikation genutzt wird (Hydrolyse), was in manchen Literaturangaben offensichtlich nicht berücksichtigt ist.

3.4.2.2 Nitrifikationsstufe

Die CSB-Bilanz für die Nitrifikationsstufe ist „offen“, weil nicht alle zu- und ablaufenden Ströme messtechnisch erfasst wurden. Die zu- und die ablaufende CSB-Fracht und die CSB-Fracht im Spülschlamm wurden qualitativ und quantitativ erfasst, aber der Sauerstoffverbrauch konnte nicht direkt bestimmt werden.

Neben der CSB-Fracht im Zulauf zum Nitrifikationsreaktor findet ein CSB-Eintrag über die Bildung autotropher Biomasse statt. Wird der CSB-Eintrag mit $0,24 \text{ kg CSB}_{XA}/\text{kg NH}_4\text{-N}_{NITRIFIZIERT}$ angenommen und der Zerfall vernachlässigt, so ergibt sich ein Anteil von 3-5 % autotropher Biomasse im gebildeten Schlamm der Nitrifikationsstufe, resp. von 1,5 – 2 % in Bezug auf den Gesamtschlammanfall der Biofiltrationsanlage. Angesichts dieses geringen Gehalts und der Unschärfe der CSB-Bilanz für die Nitrifikationsstufe wurde der autotrophe CSB-Eintrag nicht berücksichtigt.

Der geringe Anteil der autotrophen Biomasse im Schlamm der zweiten Stufe verdeutlicht auch, dass es sich bei dieser Stufe nicht um eine „reine“ Nitrifikationsstufe handelt, sondern dass ein erheblicher heterotropher Abbau stattfindet, was bei Raumbelastungen von 2 - 4,5 kg CSB/(m³.d) auch zu erwarten ist.

Aufgrund der internen Rezirkulation und des Vorabbaus in der Denitrifikationsstufe waren die CSB-Konzentrationen im Zulauf zur

Nitrifikationsstufe relativ gering. Dies hat zur Folge, dass die entfernte CSB-Fracht als Differenz großer Zahlen ermittelt wird, und die Genauigkeit daher gering ist.

$$\eta \text{CSB}_N = \text{CSBe}_{\text{DN}} - \text{CSBe}_N = \text{OVc}_N + \text{CSB}_{\text{Büs}_N} \quad [\text{kg CSB d}^{-1}; \text{kg OV d}^{-1}] \quad (45)$$

Die Ermittlung der CSB-Fracht im Spülschlamm erfolgt wiederum durch Multiplikation der täglichen organischen Feststofffracht im Spülschlamm mit dem mittleren Verhältnis von CSB/oTS. Die Darstellung der Frachten in Abbildung 43 zeigt keine gute Übereinstimmung der Werte. Der Sauerstoffverbrauch für den Kohlenstoffabbau kann theoretisch direkt aus der zulaufenden Fracht abzüglich ablaufender Fracht und abzüglich CSB-Fracht im Spülschlamm ermittelt werden. Praktisch ergibt sich jedoch für einen Teil der Untersuchungsperiode gar kein Defizit zwischen gemessenen Ablauffrachten (incl. Spülschlamm) und zulaufender Fracht.

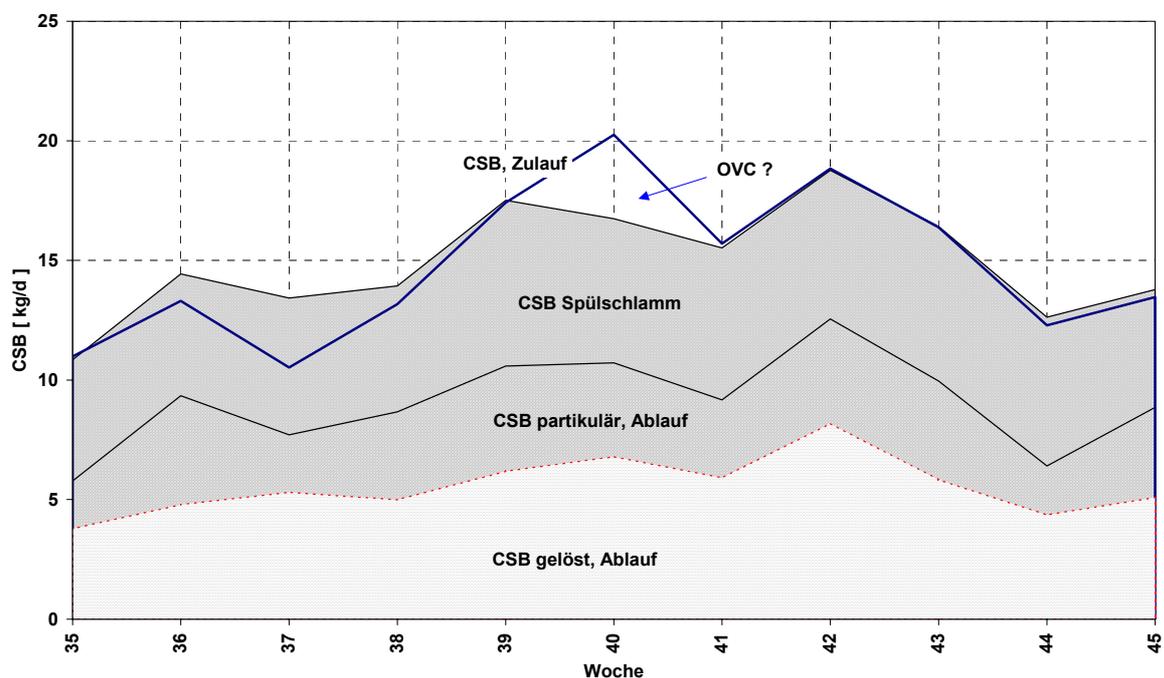


Abbildung 43: Wochenmittelwerte der CSB-Frachten in Zu- und Ablauf der Nitrifikationsstufe für die Versuchsperiode I.

Zweifellos tritt ein Abbau der organischen Verbindungen auch im Nitrifikationsreaktor auf. Der damit verbundene Sauerstoffverbrauch OVC wurde für Einzeltage über den Umweg des Sauerstoffgehalts in der Abluft (Kapitel 3.3.2.2) und aus kinetischen Überlegungen zur Nitrifikationsleistung im Biofilm (Kapitel 3.3.2.1) mit 1,2 – 2,1 kg/d abgeschätzt.

Die in der Nitrifikationsstufe entfernte CSB-Fracht setzt sich aus dem Abbau gelöster Stoffe, dem Abbau ungelöster Stoffe und dem Rückhalt von Feststoffen zusammen. Mit der Annahme, dass der im Rezirkulationsstrom (und folglich im Ablauf der Nitrifikationsstufe) enthaltene gelöste CSB für die Biofilteranlage inert ist, kann der Abbau der gelösten Stoffe direkt berechnet werden.

Tabelle 31: Frachten des gelösten CSB in Zu- und Ablauf des Nitrifikationsreaktors

Zeitraum		I	II	III	IV
CSB _{gelöst} Ablauf VK (*incl. ext.CSB)	kg/d	5,0±1,7	7,1±1,1*	6,5±2,6*	5,9±1,3*
CSB _{gelöst} iRZ	kg/d	3,6±1,5	4,6±1,2	2,3±1,1	5,2±1,5
CSB _{gelöst} Ablauf DN	kg/d	7,3±2,6	8,2±2,5	5,7±1,8	8,4±2,2
CSB _{gelöst} Ablauf N	kg/d	5,4±2,1	6,4±1,5	3,5±1,4	6,6±1,8
ηCSB _{gelöst}	kg/d	1,8±1,5	1,8±2,2	2,2±1,3	1,8±1,4
ηCSB _{gelöst} /CSB _{gelöst} Ablauf VK	-	0,36	0,25	0,34	0,31

Aus Tabelle 28 ist bekannt, dass ca. ein Drittel des gelösten CSB aus dem Zulauf in der Denitrifikationsstufe abgebaut wurden. In Tabelle 31 ist zu erkennen, dass ein erheblicher Teil der gelösten Stoffe, ca. ein Drittel der zulaufenden Fracht, erst in der Nitrifikationszone abgebaut wurden. Die Entfernung von gelöstem CSB betrug in allen Perioden etwa 2 kg CSB_{gelöst}/d. Ausgehend von einem Ausbeutekoeffizienten $Y_{H,OBS}$ von 0,65 beträgt der heterotrophe Sauerstoffverbrauch allein für den Abbau der gelösten Inhaltsstoffe 0,6 – 0,7 kg/d.

3.4.2.3 Zweistufige Biofiltration

Für die Betriebsperiode I (ohne externen CSB) werden in Abbildung 44 die Wochenmittel der CSB-Zulauffrachten (vorgeklärtes Abwasser) und die Ablauffrachten der Filtrationsanlage dargestellt. Die Differenz aus Zulauf und

Ablauf entspricht der entfernten CSB-Fracht, also der Summe aus Sauerstoffverbrauch und Schlammanfall. Die Summe aus Abauffracht und CSB-Fracht des Spülschlammes ist ebenfalls dargestellt, so dass die Differenz zur Zulauffracht dem (aeroben und anoxischen) Sauerstoffverbrauch entsprechen muss. Der CSB-Eintrag durch autotrophes Wachstum ist nicht berücksichtigt.

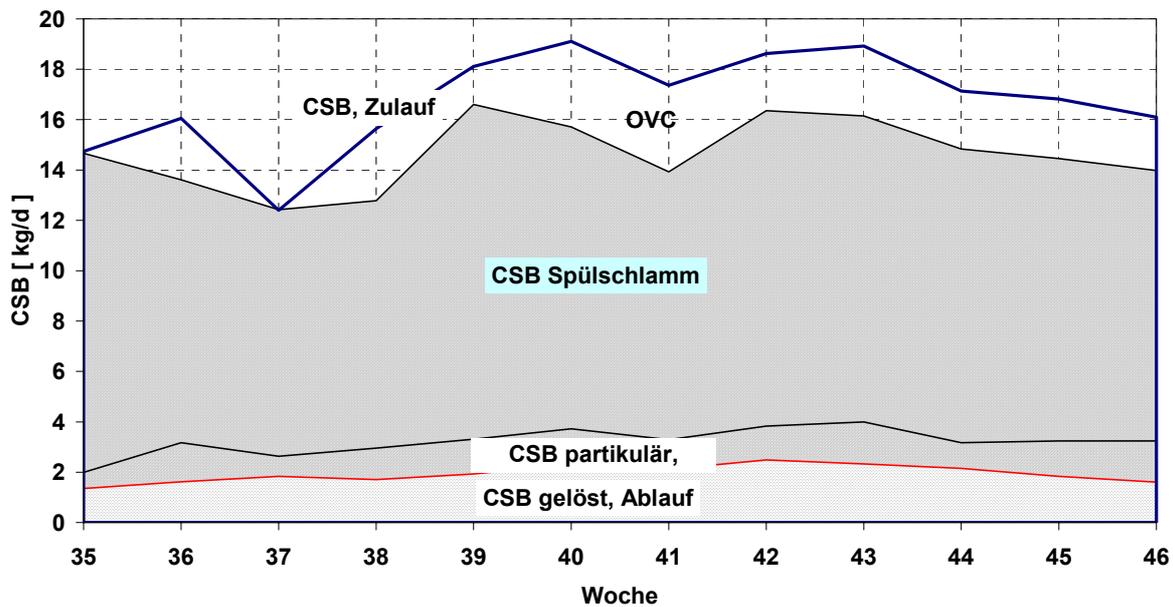


Abbildung 44: Wochenmittelwerte der CSB-Frachten in Zu- und Ablauf der zweistufigen Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).

Der Wirkungsgrad der CSB-Entfernung in der zweistufigen Biofilteranlage betrug im Mittel 85 %. In den Abschnitten 3.4.2.1 und 3.4.2.2 wurde herausgearbeitet, dass – im Vergleich zum entfernten CSB – ein sehr hoher Schlammanfall beobachtet wurde. Der Gesamtschlammanfall betrug – mit einer gewissen Ungenauigkeit der CSB-Bilanzen der Nitrifikationsstufe – $0,75 - 0,90 \text{ kg CSB}_{\text{SPÜLSCHLAMM}}/\text{kg CSB}_{\text{ENTFERNT}}$; bzw. $0,6 - 0,8 \text{ kg TS}_{\text{SPÜLSCHLAMM}}/\text{kg CSB}_{\text{ENTFERNT}}$. Die Sauerstoffverbrauchsfracht der Gesamtanlage wurde messtechnisch nicht bestimmt.

Unter der Annahme, dass der heterotrophe Sauerstoffverbrauch OVC in der Nitrifikationsstufe gleich groß ist wie in der Denitrifikationsstufe (in der Periode

ohne externe CSB-Quellen) beträgt der Schlammanfall immerhin 0,7 - 0,8 kg $CSB_{SPÜLSCHLAMM}/kg$ $CSB_{ENTFERNT}$ (ca. 0,5 – 0,6 kg $TS_{SPÜLSCHLAMM}/kg$ $CSB_{ENTFERNT}$), wenn der Schlammanfall als Differenz aus entfernter CSB-Fracht und Gesamtatmung berechnet wird.

Bei einer zweistufigen Biofilteranlage mit vorgeschalteter Denitrifikation im halbtechnischen Maßstab, die nur mit Abwasser und ohne externe CSB-Quellen betrieben wurde, haben Zwerger *et al.* (2000) festgestellt, dass der Wirkungsgrad der CSB-Entfernung 80 - 90 % betrug. Vom entfernten CSB entfielen 60 – 80 % auf den Schlammanfall und 20 - 40 % auf die Atmung (Sauerstoff-, resp. Nitratverbrauch).

3.4.2.4 Stabilisierung des Spülschlammes

Die präsentierten Ergebnisse von CSB-Entfernung und Schlammanfall lassen vermuten, dass der anfallende Schlamm bei Weitem nicht stabilisiert ist. Im Labormaßstab wurden daher Batchversuche mit dem Spülschlamm durchgeführt, um den weiteren Abbau der organischen Inhaltsstoffe bei getrennter aerober Stabilisierung zu untersuchen. Anhand dieser Versuche kann der Restschlammanfall nach Stabilisierung festgestellt werden. Die Ergebnisse wurden auch herangezogen, um das potenzielle Ausmaß der Stickstoffrücklösung bei der biologischen Schlammstabilisierung abzuschätzen.

Bei der Stabilisierung von Belebtschlamm hat Franz (1998) festgestellt, dass der Restschlammanfall bei „vollständiger Stabilisierung“ etwa 18 – 20 g $oTS/(EW.d)$ beträgt, und zwar unabhängig vom Stabilisierungsverfahren (getrennte aerobe Stabilisierung, bzw. mesophile Schlammfäulung). Wegen der einfacheren Versuchsdurchführung wurde das Verfahren der getrennten aeroben Schlammstabilisierung gewählt.

Durchführung und Auswertungen der Stabilisierungsversuche für die Spülschlämme sind in Aichberger (2000) ausführlich beschrieben. Schlammproben der eingedickten Spülschlämme wurden in Reaktoren mit Umwälzung für 4 – 6 Wochen bei 20 – 25 °C separat belüftet. Der Sauerstoffgehalt betrug deutlich mehr als 2 mg/L, dadurch wurde Denitrifikation vermieden, der pH-Wert wurde auf > 7 eingestellt. Sowohl für die Denitrifikationsstufe als auch für die Nitrifikationsstufe wurden jeweils 4 Parallelversuche angesetzt.

Bei allen Versuchen wurde festgestellt, dass der CSB und der Feststoffgehalt anfangs sehr stark abnahmen und nach ca. 20 Tagen einen Endwert erreichten. Der Verlauf der Feststoffkonzentrationen und des CSB, resp. die Ganglinien für TKN, $\text{NH}_4\text{-N}$ und oxidierten Stickstoff ($\text{NO}_x\text{-N}$) werden für einen Versuch exemplarisch dargestellt (Abbildung 45, Abbildung 46). Beim Abbau der Schlamminhaltsstoffe kommt es zu einer Rücklösung des im Schlamm gebundenen Stickstoffs, der Gehalt an anorganischem Stickstoff nimmt quantitativ zu, wobei unter aeroben Bedingungen der Nitrat-Stickstoff die wesentliche Form darstellt.

Die Veränderung der Stoffe während der Stabilisierungsversuche wird einer Plausibilitätsprüfung unterzogen. Zur Kontrolle werden die Parameter anorganischer Feststoffgehalt, Gesamt-Stickstoff und Gesamt-Phosphor herangezogen, die bei den gegebenen Umweltbedingungen (aerobe Verhältnisse, pH 7 – 7,3, Temperatur 20 – 25 °C) keiner Veränderung unterliegen. Auch bei dieser Kontrolle handelt es sich im eigentlichen Sinne um eine Bilanz.

Die Gehalte von TS, oTS, CSB und TKN nehmen bei der aeroben Stabilisierung ab. Hinsichtlich des Wirkungsgrades wurde kein signifikanter Unterschied zwischen den Spülschlämmen der Denitrifikationsstufe und jenen der Nitrifikationsstufe festgestellt. Vom Primärschlamm wurden keine Stabilisierungsversuche durchgeführt.

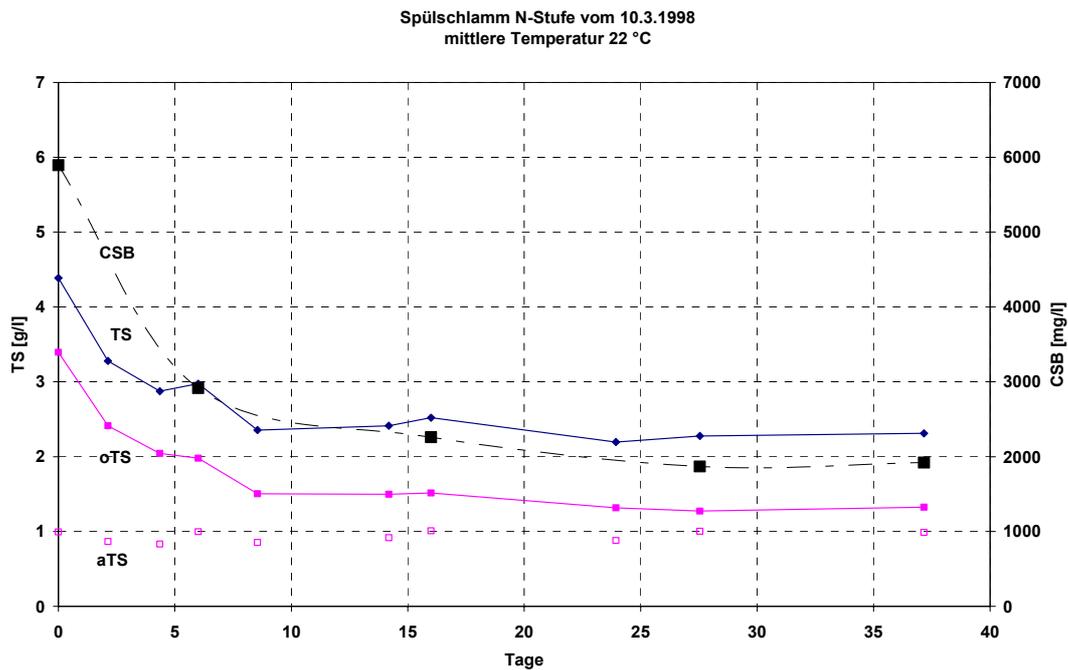


Abbildung 45: Verlauf des Feststoffgehalts und des CSB bei aerober Stabilisierung im Batch-Versuch.

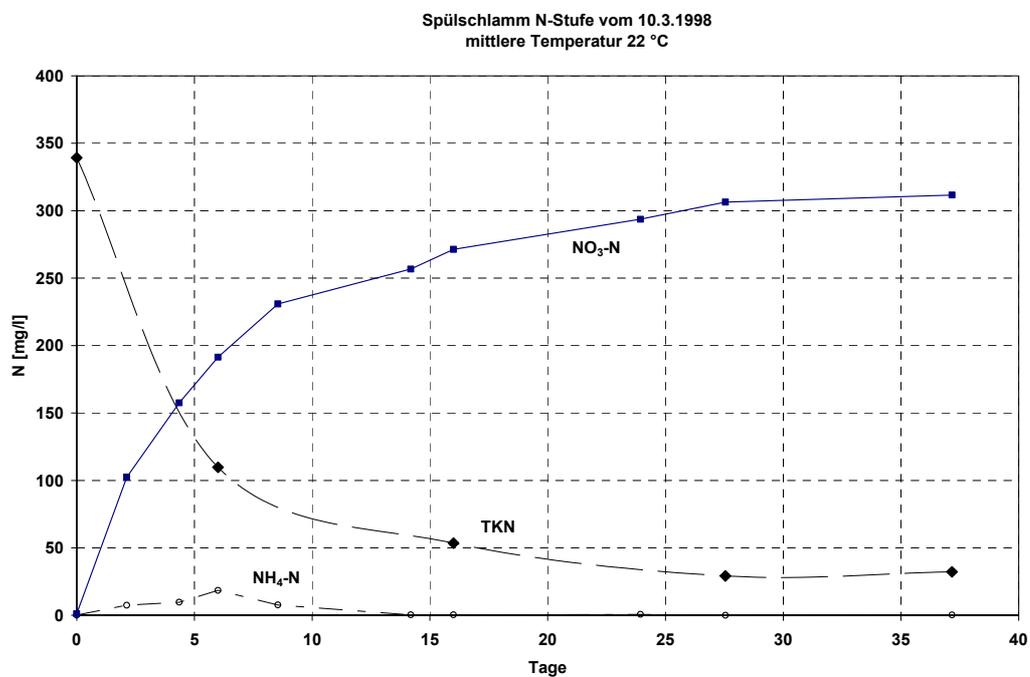


Abbildung 46: Verlauf der Stickstofffraktionen TKN und oxidierter Stickstoff bei aerober Stabilisierung im Batch-Versuch.

Eine zusammenfassende Darstellung der Abbaugrade von TS, oTS und CSB, resp. der Umwandlung von organisch gebundenem Stickstoff zu gelöstem anorganischen Stickstoff ist Tabelle 32 zu entnehmen.

Tabelle 32: Wirkungsgrad des Abbaus bzw. der Umwandlung von Schlammparametern bei der aeroben Stabilisierung, Mittelwerte aus jeweils 4 Parallelversuchen

		Denitrifikationsstufe	Nitrifikationsstufe
Abbau			
TS-Fracht	%	51	52
oTS-Fracht	%	68	67
CSB-Fracht	%	72	69
Rücklösung			
TKN	%	86	86

Die Versuche entstammen unterschiedlichen Betriebsperioden. Von Belebungsanlagen ist bekannt, dass der relative Schlammfall mit zunehmender Temperatur, zunehmendem Schlammalter und vermehrt aeroben Verhältnissen sinkt, und der Stabilisierungsgrad daher höher ist. Wider Erwarten wurde trotz unterschiedlicher Belastungsverhältnisse in den beiden Verfahrensstufen zwischen dem Spülschlamm der Denitrifikationsstufe und jenem der Nitrifikationsstufe kein deutlicher Unterschied im Wirkungsgrad des weiteren Abbaus festgestellt.

3.4.3 Stickstoff-Bilanzen

Von den Parametern, die einem Umsatz unterworfen sind, stellt die Gruppe der Stickstoffverbindungen eine der wichtigsten Komponenten der Abwasserinhaltsstoffe dar. Eine Erfassung der Stickstoffströme auf der Versuchsanlage erlaubt eine Zuordnung von gemessenen Konzentrationen zu Prozessen. Dabei sind die Prozesse Inkorporation, Nitrifikation und Denitrifikation aus verfahrenstechnischer Sicht relevant. Das Ausmaß der Stickstoffentfernung wird durch den Stickstoffgehalt des entfernten Schlammes und die Denitrifikation bestimmt. Das Ausmaß, in dem Stickstoff mit dem Schlamm entfernt wird, hängt von der Stickstoff-Inkorporation in der biologischen Stufe und dem Verfahren der Schlammbehandlung ab.

Alle maßgebenden Stickstoff-Ströme konnten analytisch erfasst werden. Die Zu- und Ablaufströme der einzelnen Verfahrensstufen wurden beprobt, der Stickstoffgehalt der Spülschlämme, und die Nitrat-Fracht im Zu- und im Ablauf der Denitrifikationsstufe wurden bestimmt. Anhand der Stickstoffbilanzen konnten auch Minderbefunde, die eine Zeitlang bei der TKN-Zulaufanalytik auftraten, erkannt und in der Folge behoben werden.

3.4.3.1 Denitrifikationsstufe

Für das System Denitrifikationsstufe wird angenommen, dass keine Nitrifikation stattfindet. Mithilfe dieser Annahme kann - neben der Gesamt-Stickstofffracht in Zu- und Ablauf der Denitrifikationsstufe und dem im Spülschlamm enthaltenen Stickstoff, die direkt ermittelt wurden - zusätzlich die denitrifizierte Stickstofffracht als Differenz aus zu- und abfließender Nitratfracht berechnet werden. Im Gleichgewichtszustand muss die in dieser Stufe entfernte Stickstofffracht ηN_{DN} mit der Stickstofffracht im Spülschlamm und der denitrifizierten Stickstofffracht übereinstimmen.

$$\eta N_{DN} = TNi_{DN} - TNe_{DN} = Nüs_{DN} + Ndeni_{DN} \quad [\text{kg N d}^{-1}] \quad (46)$$

Die Ermittlung der N-Frachten im Spülschlamm erfolgt analog zur Vorgangsweise bei den CSB-Bilanzen durch Multiplikation der täglichen organischen Feststofffracht im Spülschlamm mit dem mittleren Verhältnis von 0,09 g N/g oTS für die Denitrifikationsstufe, resp. 0,10 g N/g oTS für die Nitrifikationsstufe. Trotz der niedrigen Konzentrationsniveaus durch die interne Rezirkulation konnte für längere Perioden (wie z.B. KW 40 bis 45 in Abbildung 47) eine gute Übereinstimmung der Stickstofffrachten festgestellt werden.

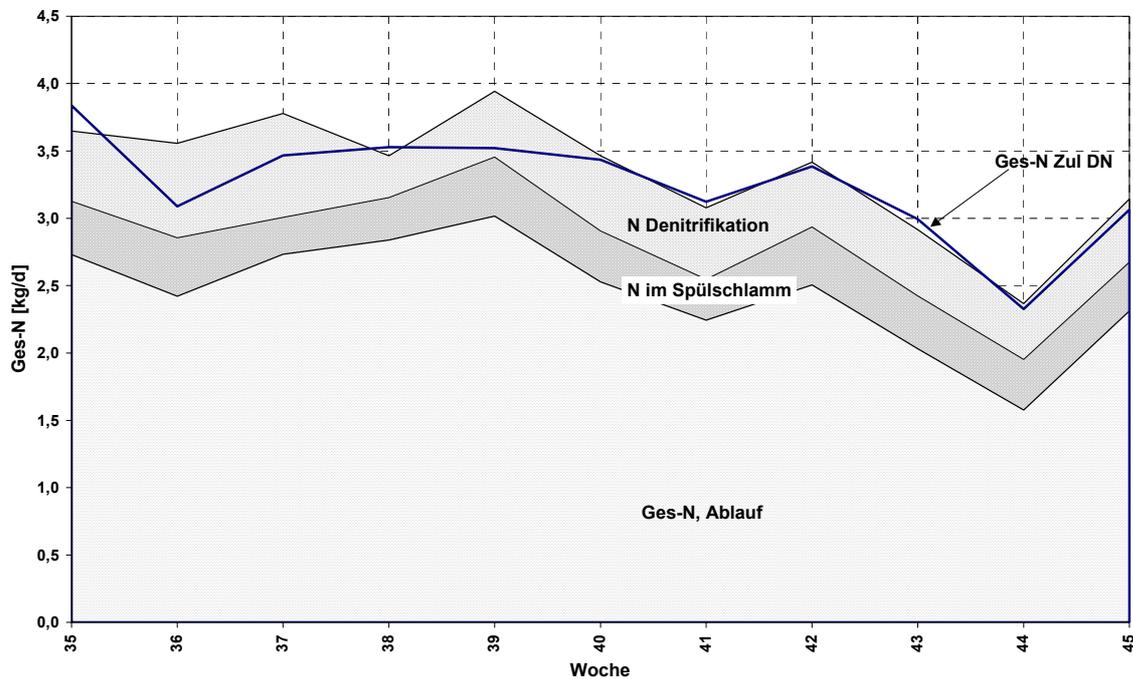


Abbildung 47: Wochenmittelwerte der Stickstofffrachten in Zu- und Ablauf der Denitrifikationsstufe der zweistufigen Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).

In Abbildung 47 ist bereits zu erkennen, dass ein nicht unerheblicher Anteil des entfernten Stickstoffs in den Schlamm inkorporiert und mit dem Spülschlamm abgezogen wird. Ob diese Stickstofffracht als endgültig „entfernt“ betrachtet werden darf, hängt ganz wesentlich von der Schlammbehandlung ab. Auf den Einfluss der Schlammbehandlung auf die Stickstoffentfernung wird in Kapitel 3.4.4 eingegangen.

3.4.3.2 Nitrifikationsstufe

Für die Stickstoffbilanz der Nitrifikationsstufe wird angenommen, dass in dieser Stufe keine Denitrifikation stattfindet. Die Bilanzgleichung lautet:

$$\eta N_N = TNi_N - TNe_N = N_{\text{us}_N} \quad [\text{kg N d}^{-1}] \quad (47)$$

Ebenso wie bei den CSB-Bilanzen ist auch bei den Stickstoffbilanzen die Übereinstimmung bei der Denitrifikationsstufe wesentlich besser als bei der Nitrifikationsstufe. Auch in diesem Fall übersteigt die Summe der

Ablaufmengen häufig die zulaufende Fracht. Die Genauigkeit der Stickstoffbilanz der Nitrifikationsstufe ist gering (Differenz großer Zahlen).

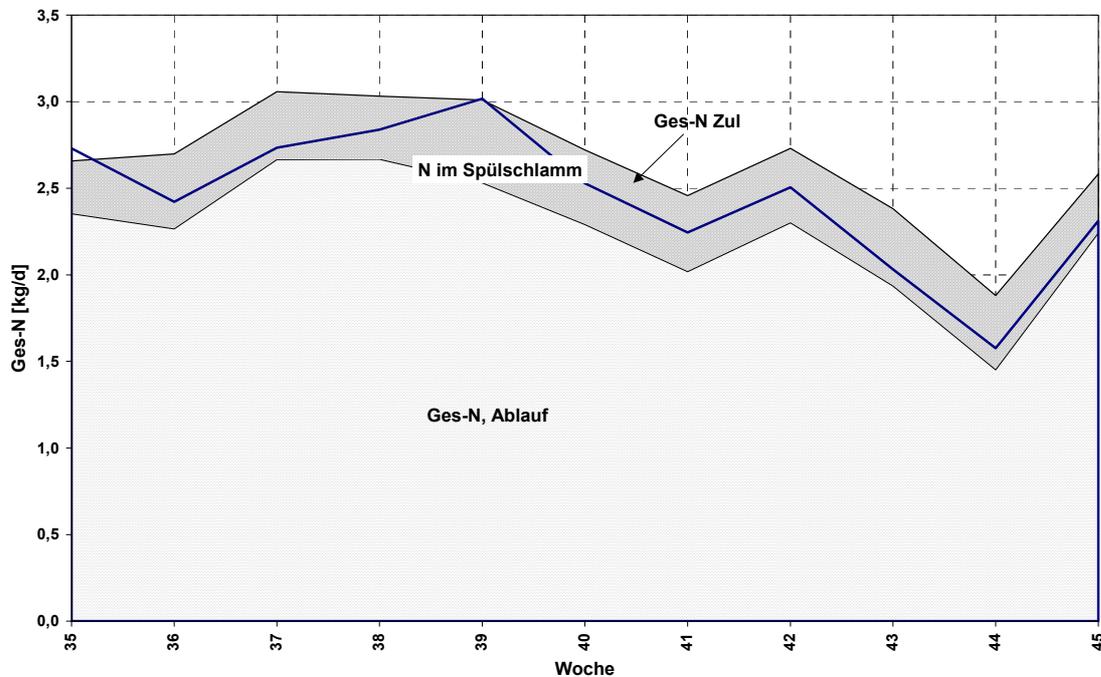


Abbildung 48: Wochenmittelwerte der Stickstofffrachten der Nitrifikationsstufe der Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).

3.4.3.3 Zweistufige Biofiltration

Die Bilanz über die zweistufige Anlage hat den Vorteil, dass die Rezirkulation – als interner Kreislauf – nicht berücksichtigt werden muss. Die entfernte Fracht wird als Differenz zwischen Zu- und Ablaufmengen der Gesamtanlage berechnet, dadurch wird die Unschärfe verringert.

$$\eta N_{BF} = TNi_{BF} - TNe_{BF} = Ndeni_{BF} + (Nüs_{DN} + Nüs_N) \quad [\text{kg N d}^{-1}] \quad (48)$$

Auch bei der Bilanz für die Gesamtanlage ist ein deutlicher Fehlbetrag bei der Zulaufmengen resp. eine Überschätzung der Ablaufmengen zu verzeichnen. Auf Basis der Bilanzen wurde die Stickstoffanalytik überprüft, wobei sich herausstellte, dass bei den Zulaufkonzentrationen für Gesamt-Stickstoff deutliche Minderbefunde auftraten. Die Bilanzen in späteren Betriebszeiträumen

zeigen gute Übereinstimmung hinsichtlich der Gesamtfrachten, sodass für die Periode I angenommen wird, dass die tatsächliche Zulauffracht höher ist als die hier dargestellten Messwerte. Als „wahrer“ Wert der Zulauffrachten wird die Summe aus Abauffracht, denitrifizierter Stickstofffracht und Stickstoff in den Spülschlämmen angenommen.

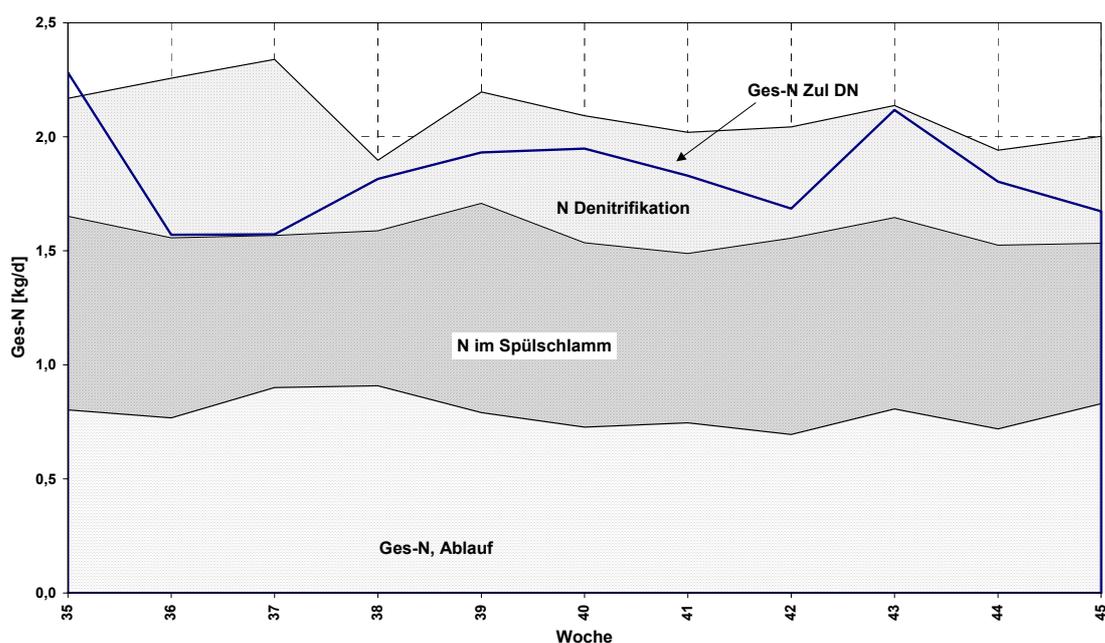


Abbildung 49: Wochenmittelwerte der Stickstofffrachten der Filtrationsanlage Wien-Blumental für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).

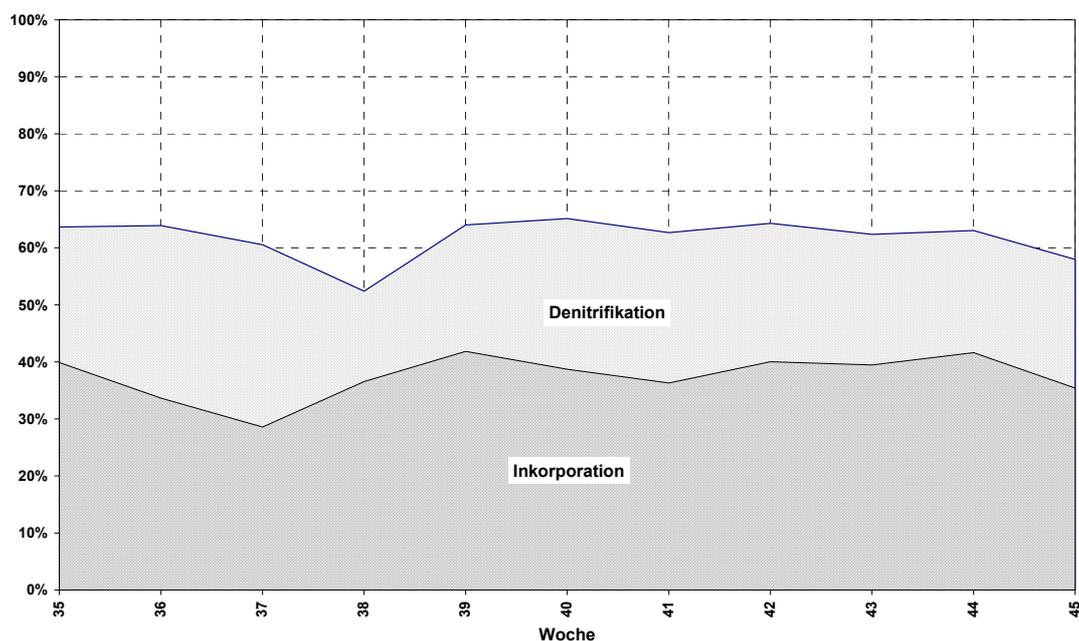


Abbildung 50: Wochenmittelwerte für den Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung für die Versuchsperiode I (ohne externen CSB).

Trotz der Unschärfen ist aus den Stickstoffbilanzen deutlich zu erkennen, dass ein erheblicher Teil der Entfernung auf die Inkorporation des Stickstoffs zurückzuführen ist, und dass –ohne Ethanol dosierung – die durch Denitrifikation entfernte Fracht deutlich geringer ist als die Fracht im Spülschlamm. In Periode I betrug der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung im Mittel 62 %, wobei 38 % dem Schlammaufbau zuzuschreiben sind und 24 % des Stickstoffs denitrifiziert wurden (Abbildung 50).

Bei einer zweistufigen Pilot-Biofilteranlage mit vorgeschalteter Denitrifikation, die auch mit vorgeklärtem kommunalem Abwasser ohne externe CSB-Quellen betrieben wurde, haben Zwerger *et al.* (2000) festgestellt, dass der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung nur 40 – 60 % betrug. Dieser Wirkungsgrad basiert auf 20 – 40 % Inkorporation und 15 – 30 % Denitrifikation.

Pujol und Tarallo (2000) erreichten mit vorgeklärtem Abwasser im Mittel 66 % Stickstoffentfernung. Durch Methanol dosierung in die vorgeschaltete Denitrifikationsstufe wurde der Wirkungsgrad auf mehr als 80 % angehoben. Auch diese Angaben aus der Literatur beziehen sich nur auf die

Abwasserreinigungsstufe und geben keine Hinweise über N-haltige Rückläufe aus der Schlammbehandlung.

3.4.4 CSB-Bilanz und Stickstoffentfernung

Bei der Beurteilung eines Abwasserreinigungsverfahrens können die einzelnen Verfahrensstufen und Reinigungsziele nicht getrennt betrachtet werden. Zur Interpretation der Betriebsdaten und um die Auswirkungen der Schlammbehandlung abzuschätzen, werden die Massenbilanzen für CSB und Stickstoff zusammengeführt.

Die Stickstoffentfernung und der CSB-Abbau sind eng miteinander verknüpft. Beim Abbau der Kohlenstoffverbindungen wird Überschussschlamm produziert und Sauerstoff, resp. Nitrat verbraucht. Die Inkorporation von Stickstoff wird vom heterotrophen Überschussschlammanfall (bzw. Restschlammanfall) bestimmt, die Denitrifikation ist durch den heterotrophen Sauerstoffverbrauch limitiert. Je höher die Atmung ist um so geringer ist die Schlammproduktion, und umgekehrt.

Bei gegebener Verfahrenstechnik ist der erreichbare Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung letztlich eine Funktion des N/CSB-Verhältnisses des Abwassers und des spezifischen Abwasseranfalls. Aus diesem Grund ist es sinnvoll, die Stickstoffflüsse auf die CSB-Fracht zu beziehen. Als anschauliche Hilfsgröße wird der Einwohnerwert verwendet. Ein Einwohnerwert entspricht im Folgenden immer einer spezifischen Fracht von 120 g CSB/d.

Das Verhältnis von N/CSB im Zulauf zur Kläranlage betrug im Mittel 0,10, dies entspricht einem mittleren EW-spezifischen Stickstoff-Anfall 12 g N/(EW.d). Die mittlere CSB-Konzentration von 414 mg/L (wobei in dieser Periode kaum ausgeprägte Mischwasserereignisse auftraten) ergibt einen spezifischen mittleren Abwasseranfall von ca. 270 L/(EW.d).

3.4.4.1 Stickstoff im Klärschlamm

Der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung in der Vorklärung betrug ca. 5% (ca. 0,6 g N_{PS} /(EW.d)), sodass 11,4 g N/(EW.d) in die biologische Stufe eingetragen wurden. Von dieser Stickstofffracht wurden 32 % (bzw. 3,6 g $N_{ÜS}$ /(EW.d)) in den Spülschlamm eingebaut. Kann auf einer Großanlage dieser Schlamm aus der Abwasserlinie entfernt werden, und praktisch ohne N-haltige Rückläufe zur

Entsorgung gelangen, so müssen im Mittel noch mindestens 4,2 g N/(EW.d) denitrifiziert werden um zum Beispiel das Reinigungsziel von 70 % N-Entfernung erreichen.

Aus den Stabilisierungsversuchen ist bekannt, dass mehr als 80 % des im Schlamm gebundenen Stickstoffs durch die aerobe Stabilisierung wieder mobilisiert wurden, dies entspricht einer spezifischen Stickstofffracht im Restschlamm von weniger als 1 g N/(EW.d). Da die Stabilisierungsbedingungen im Labormaßstab hinsichtlich der Stickstoffkomponenten von realen Bedingungen abweichen, werden im Weiteren Literaturwerte für den Stickstoffgehalt im Restschlamm herangezogen.

Dornhofer (1998) rechnet bei zweistufigen Belebungsanlagen mit 4 g $N_{\text{ÜS}}$ /(EW.d) bei Vermeidung von Stickstoffrückflüssen aus der Schlammbehandlung (z.B. Rohschlammverbrennung, Wien), bzw. 2 g $N_{\text{ÜS}}$ /(EW.d) bei Stickstoffrückflüssen aus der Schlammbehandlung. Nowak (1995) gibt Werte für die spezifischen Frachten an Phosphor, Stickstoff und organischer Trockensubstanz in Abhängigkeit der Verfahrensweise der Stabilisierung und Entwässerung an. Demnach beträgt der Reststickstoffgehalt 1 bis 3 g N/(EW.d). Tendenziell führt ein höherer Grad der Stabilisierung und ein höherer Entwässerungsgrad zu einer geringeren Stickstoffentfernung, während bei geringerem Stabilisierungsgrad (sogenannte gleichzeitige aerobe Schlammstabilisierung) bzw. Nassschlammverwertung größere Stickstofffrachten mit dem Schlamm entfernt werden können. Kühn (1999) gibt mittlere EW-spezifische N-Frachten im ausgefaulten Klärschlamm an (Tabelle 33).

Tabelle 33: Mittlere einwohnerwertspezifische N-Frachten im ausgefaulten Klärschlamm in Abhängigkeit von verschiedenen verfahrenstechnischen Stufen der Schlammbehandlung. Aus **Kühn (1999)**.

Restschlammbehandlung	$Q_{RW,EW}$	$N_{RS,EW}$
	L/(EW.d)	g/(EW.d)
Nassschlamm	1,17	2,6
Entwässerung (25 % TS)	0,12	1,8
Kalkkonditionierung und Entwässerung	0,12	1,6
thermische Trocknung mit Brüdenkondensation	-	1,5
Entwässerung (30 %) und Verbrennung	-	1,7

3.4.4.2 Stickstoffentfernung durch Denitrifikation

Neben dem Vorhandensein (der eingebrachten Fracht) von Nitrat hängt die Denitrifikationsleistung ganz wesentlich vom CSB-Abbau (Atmung) und von eventuell vorhandenem Sauerstoff ab. In Kapitel 3.4.2.1 ist dargestellt, dass die nutzbare Atmung in der Denitrifikationsstufe ohne externen CSB mit im Mittel 12 –13 % des CSB im vorgeklärten Abwasser beschränkt war. Der Eintrag von Sauerstoff verringert die Denitrifikation, die verfügbare Atmung ist limitierend.

Die eingetragene Sauerstoffmenge ist eine Funktion der Sauerstoffkonzentration im Ablauf der Nitrifikationsstufe und der rückgeführten Wassermenge. Tendenziell steigt der Einfluss der Sauerstoff-Rückführung mit dem Rezirkulationsverhältnis und dem spezifischen Abwasseranfall. Für eine spezifische Abwasserzusammensetzung und bekannte Atmung kann ein „optimales“ Rezirkulationsverhältnis abgeschätzt werden. Ist das Rezirkulationsverhältnis zu gering, so sind die Stickstoffentfernung und der CSB-Abbau in der Denitrifikationszone Nitrat-limitiert. Ist das Rezirkulationsverhältnis zu hoch, so wird sehr viel Sauerstoff eingetragen und die Denitrifikationsrate verringert.

Die Belüftung in der Nitrifikationszone war keiner Regelung unterworfen. Der Sauerstoffgehalt im Ablauf des Nitrifikationsfilters war mit ca. 8,5 – 9,5 mg/L nahe der Sättigung. Auch auf Großanlagen werden hohe Sauerstoffkonzentrationen gemessen, z.B. 8 – 10 mg/L auf der Kläranlage Nyborg (Sieker

und Hegemann, 1997), bzw. im Mittel 8,3 mg/L auf der Kläranlage VEAS (Oslo) nach Angaben von Sagberg *et al.* (1998). Es kommt bei belüfteten Gleichstromreaktoren zu einer starken Auflüftung des Ablaufs im Überstand des Filterbetts, weil in diesem Bereich zwar Belüftung aber keine Zehrung stattfindet.

Um den Energieaufwand für die Belüftung gering zu halten, wird auf Großanlagen die Prozessluftmenge häufig geregelt. Eine Regelung der Sauerstoffzufuhr ist für Belebungsanlagen Stand der Technik, Biofilteranlagen werden häufig auch mit konstanter Luftmenge oder Zeitsteuerung betrieben.

In der folgenden Abbildung 51 wird die aerobe und anoxische Atmung in Abhängigkeit des Rezirkulationsverhältnisses und für unterschiedlichen spezifischen Abwasseranfall dargestellt. Der Wirkungsgrad der CSB-Abscheidung im Vorklärbecken beträgt im Mittel 17 %, sodass eine spezifische Substratfracht von 100 g CSB/(EW.d) im Ablauf der Vorklärung vorliegt. Von diesen 100 g CSB/(EW.d) sind 12 bis 13 % als potenzielle Atmung in der Denitrifikationszone verfügbar, also eine Atmung OVC_{ges} von 12 bis 13 g/(EW.d).

Unter der Annahme, dass der Sauerstoffgehalt im Ablauf der Nitrifikationszone – wie es auch bei den halbtechnischen Versuchen der Fall war – nahe der Sättigung liegt und ca. 9 mg/L beträgt, kann die Reduktion des Denitrifikationspotenzials durch die eingetragene Sauerstofffracht ermittelt werden. Zum Vergleich werden die Mittelwerte für die Betriebszeiträume Ia bis Id eingetragen. Die Gesamtatmung ist mit ca. 12 – 13 g/(EW.d) limitiert, je höher der Sauerstoffeintrag (OVC_{DO}) ist, umso weniger steht für die Denitrifikation (OVD) zur Verfügung.

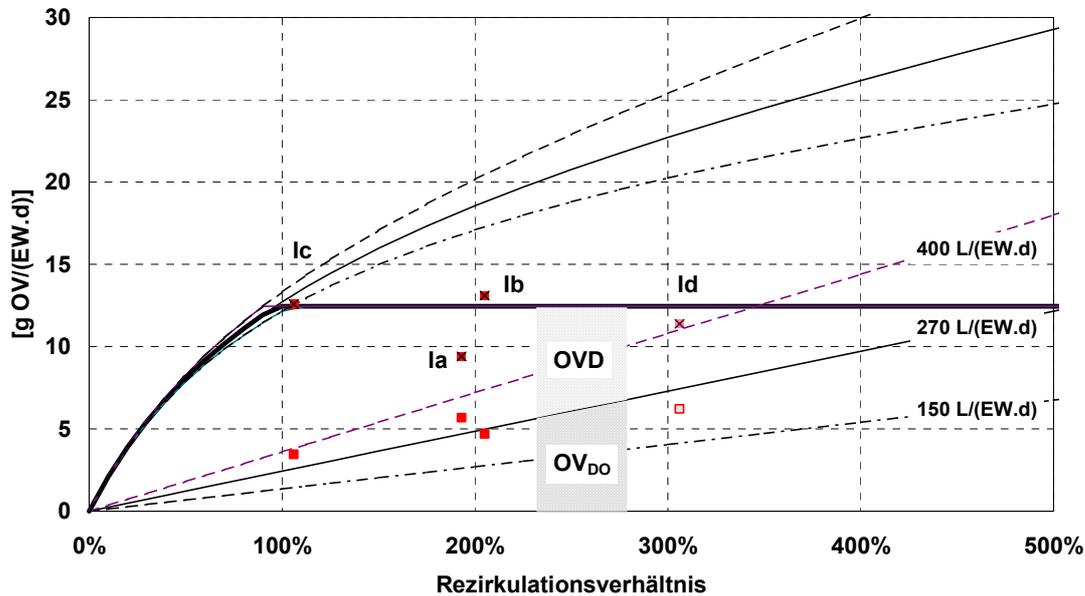


Abbildung 51: Verfügbare Denitrifikationsatmung in Abhängigkeit des Rezirkulationsverhältnisses. Annahmen: 9 mg DO/L in der Rezirkulation, 3 mg TKN/L im Ablauf.

Aus Abbildung 51 ist ersichtlich, dass der für die Denitrifikation verfügbare Sauerstoffverbrauch (OVD) bei konzentriertem Abwasser höher ist. Auch bei sehr unterschiedlichen Werten für den spezifischen Abwasseranfall von 150 bis 400 L/(EW.d) liegt der theoretische optimale Betriebspunkt für das Rückführverhältnis in einem sehr engen Bereich von 100 – 125 %.

3.4.4.3 Beurteilung des Verfahrens (mit Schlammbehandlung)

Maximaler Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung

Werden die beiden Wege der Stickstoffentfernung zusammengeführt, und zwei unterschiedliche Annahmen für den spezifischen in den Schlamm eingebundenen Stickstoff getroffen, so kann die mittlere EW-spezifische entfernte N-Fracht im Temperaturbereich 16 - 20 °C abgeschätzt werden. Dabei wird eine Schlammbehandlung ohne Rückläufe (4 g N/(EW.d) im entsorgten Schlamm, z.B. Rohschlammverbrennung), und alternativ eine Schlammbehandlung mit Rückläufen in die biologische Stufe (1,5 g N/(EW.d) im

entsorgten Schlamm, z.B. mesophile Schlammfäulung und Entwässerung des Faulschlammes) angenommen.

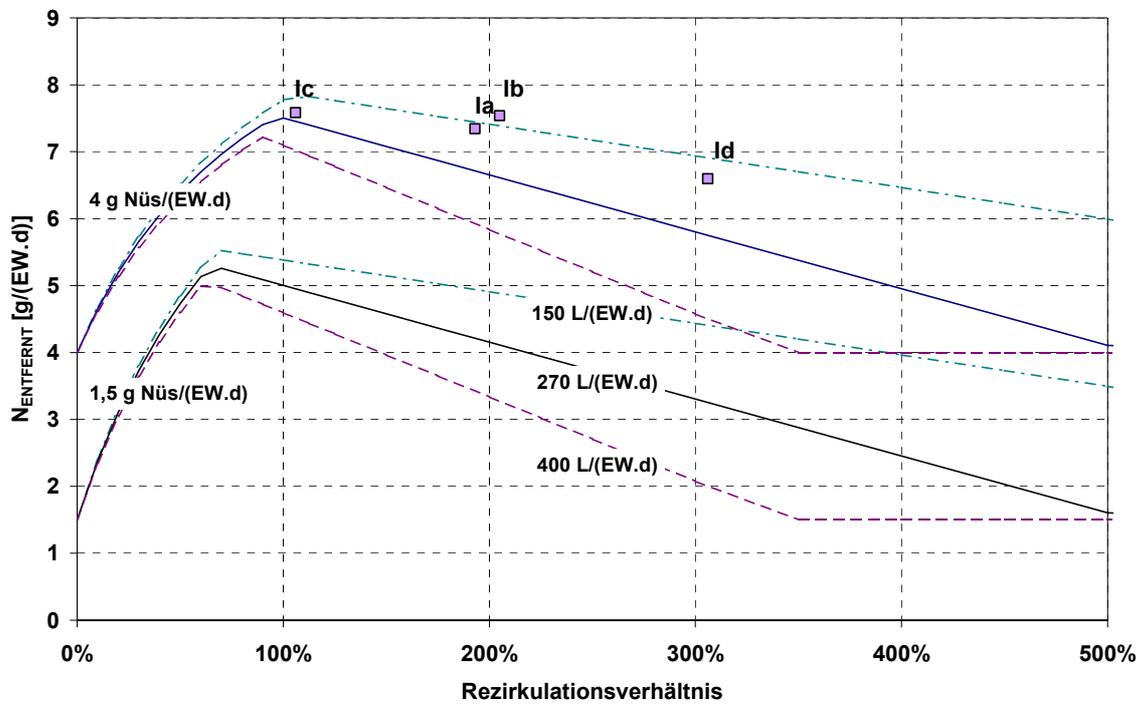


Abbildung 52: Abschätzung der EW-spezifischen Stickstoffentfernung in Abhängigkeit des Abwasseranfalls und des Rezirkulationsverhältnisses. Annahmen: 9 mg DO/L in der Rezirkulation, 3 mg TKN/L im Ablauf. N im Schlamm 4 g/(EW.d) resp. 1,5 g/(EW.d).

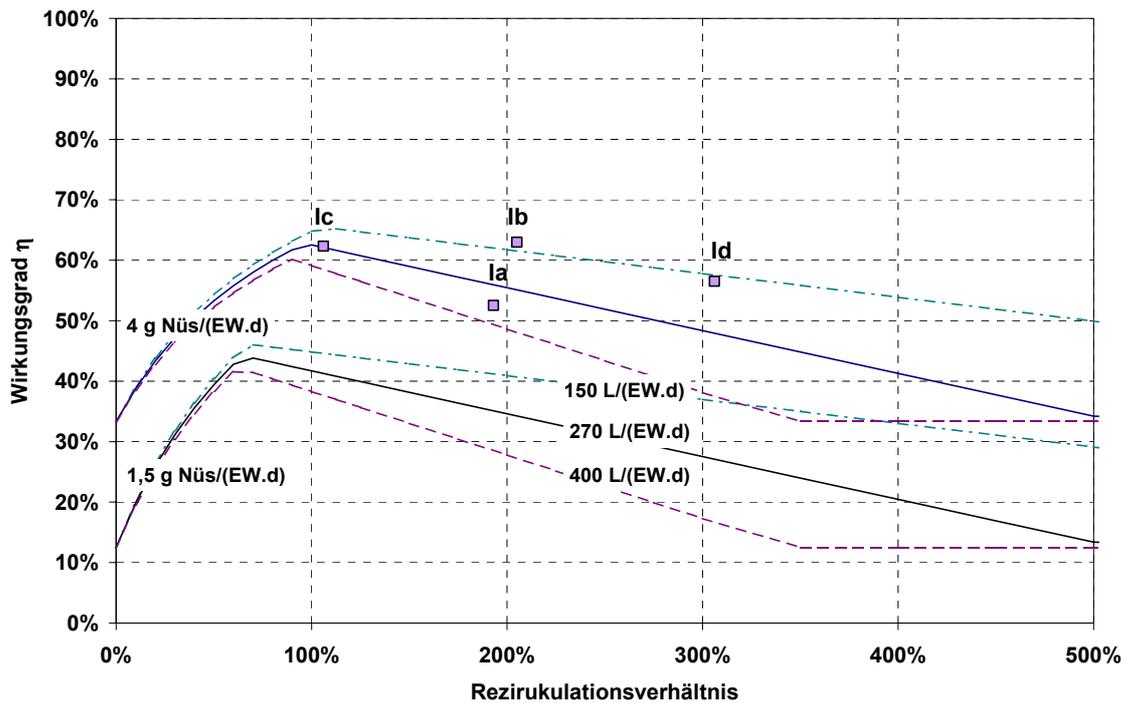


Abbildung 53: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung in Abhängigkeit des Abwasseranfalls und des Rezirkulationsverhältnisses. Annahmen: 9 mg DO/L in der Rezirkulation, 3 mg TKN/L im Ablauf. N im Schlamm 4 g/(EW.d) resp. 1,5 g/(EW.d).

Aus Abbildung 52 und der daraus folgenden Abbildung 53 ist zu erkennen, dass der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung beim angewendeten Verfahren ohne externe CSB-Quellen und ohne Rückläufe aus der Schlammbehandlung mit ca. 60 – 70 % beschränkt ist. Bei einem Schlammbehandlungsverfahren mit N-haltigen Rückläufen sinkt der Wirkungsgrad auf 40 – 50 %.

Die Abwassertemperaturen beim Betrieb der Versuchsanlage lagen sich in einem relativ engen Bereich, auf Basis der Versuchsergebnisse kann der Einfluss der Temperatur auf das Denitrifikationspotenzial und den Schlammanfall nicht abgeleitet werden.

Der Einfluss der Temperatur auf die Denitrifikation in Biofiltern wird in der Literatur unterschiedlich bewertet, wobei meistens ein im Vergleich zu Belebtschlammverfahren geringerer Einfluss angegeben wird. Im Folgenden – und weil von Ergebnissen bei relativ hohen Abwassertemperaturen „nach unten“ gerechnet wird – wird der Temperatureinfluss für den Zerfall der heterotrophen

Biomasse wie bei Belebtschlammanlagen mit $1,072 \text{ K}^{-1}$ (resp. $\exp(0,07) \text{ K}^{-1}$) angesetzt.

Dahinter steht der Gedanke, dass die – abwasserbürtige – Denitrifikationskapazität nicht durch die Diffusionsgeschwindigkeit der beteiligten Stoffe sondern (in Hinblick auf Zerfall und Hydrolyse der partikulären Stoffe) durch die mittlere Aufenthaltszeit der Biomasse und (in Hinblick auf die Hydrolyse der gelösten Stoffe) durch die hydraulische Aufenthaltszeit limitiert ist. Die mittlere Aufenthaltszeit der Feststoffe ist durch den Feststoffzuwachs und die Spülfrequenz bestimmt. Bei gleicher Spülfrequenz (gleichem „absolutem“ Schlammalter) wird der Einfluss des Feststoffzuwachses, resp. Zerfalls dominant. Die Gesamtatmung im Denitrifikationsreaktor ändert sich dabei wie folgt mit der Temperatur:

$$r_{V,OV-DN}(T) = r_{V,OV-DN}(T = T_1) \cdot \exp[k_{T,OV-DN} \cdot (T - T_1)] \quad \text{mit } k_{T,OV-DN} = 0,07 \text{ K}^{-1} \quad (49)$$

Basierend auf diesem Zusammenhang sinkt das Sauerstoffverbrauchspotenzial OVC_{ges} von $0,12 - 0,13 \text{ kg/kg CSB}_{ABL \text{ VK}}$ bei $16 - 20 \text{ °C}$ auf circa $0,080 - 0,085 \text{ kg/kg CSB}_{ABL \text{ VK}}$ bei 12 °C . Im Folgenden wird angenommen, dass die Konzentration des gelösten Sauerstoffs im Rezirkulationsstrom bei geringerer Abwassertemperatur ansteigt, und bei 12 °C im Mittel 10 mg/L beträgt.

Für verschiedene Abwasserzusammensetzung hinsichtlich N/CSB-Verhältnis und unterschiedlichen Abwasseranfall wird der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung abgeschätzt, wenn keine Stickstoffrückflüsse aus der Schlammbehandlung zu erwarten sind. Der Abwasserzusammensetzung bei den Pilotuntersuchungen wird ein „typisch österreichisches kommunales Abwasser“ mit dem N/CSB-Verhältnis von $0,085$ (Nowak, 2000b) und ein Abwasser mit günstigem N/CSB-Verhältnis von $0,07$ gegenübergestellt.

Dabei zeigt sich, dass bei $16 - 20 \text{ °C}$ und typisch österreichischem kommunalem Abwasser der mittlere Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung etwa 70% beträgt, und dass unter günstigen Voraussetzungen (geringes N/CSB-Verhältnis und geringer spezifischer Abwasseranfall) auch ein höherer Wirkungsgrad erreicht werden kann. Der Wirkungsgrad sinkt mit der Temperatur, sodass bei 12 °C nur unter sehr günstigen Bedingungen das Reinigungsziel erreicht wird. Bei ungünstigen Bedingungen (N/CSB $0,1$ und 270 L/(EW.d)) sinkt der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung auf $55 - 60 \%$.

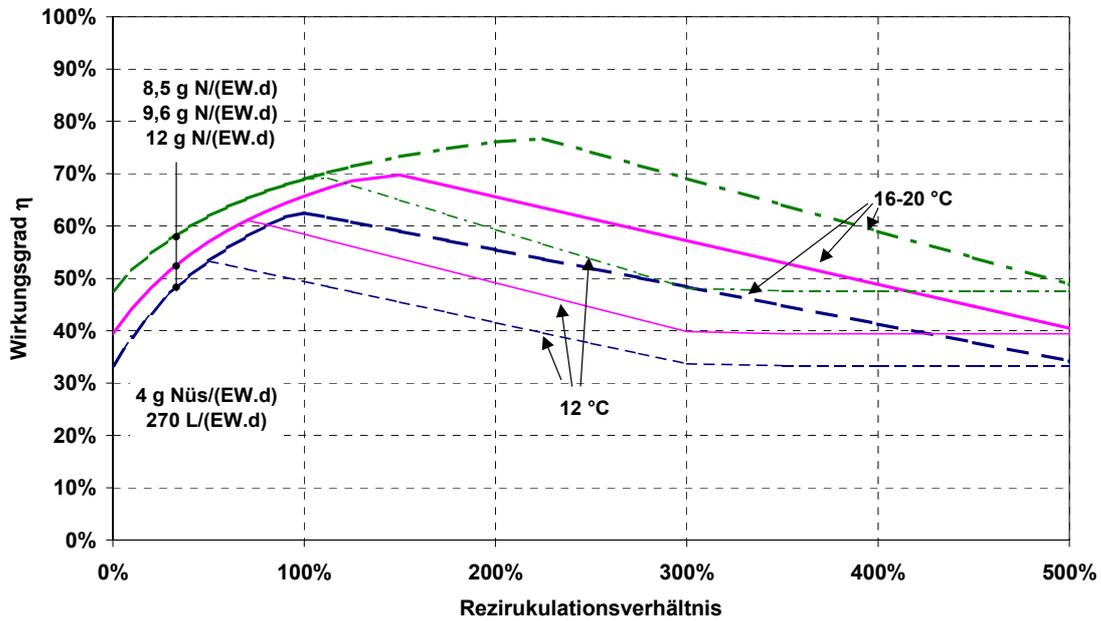


Abbildung 54: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichem N/CSB-Verhältnis für 18 °C und für 12 °C. Abwasseranfall 270 L/(EW.d).

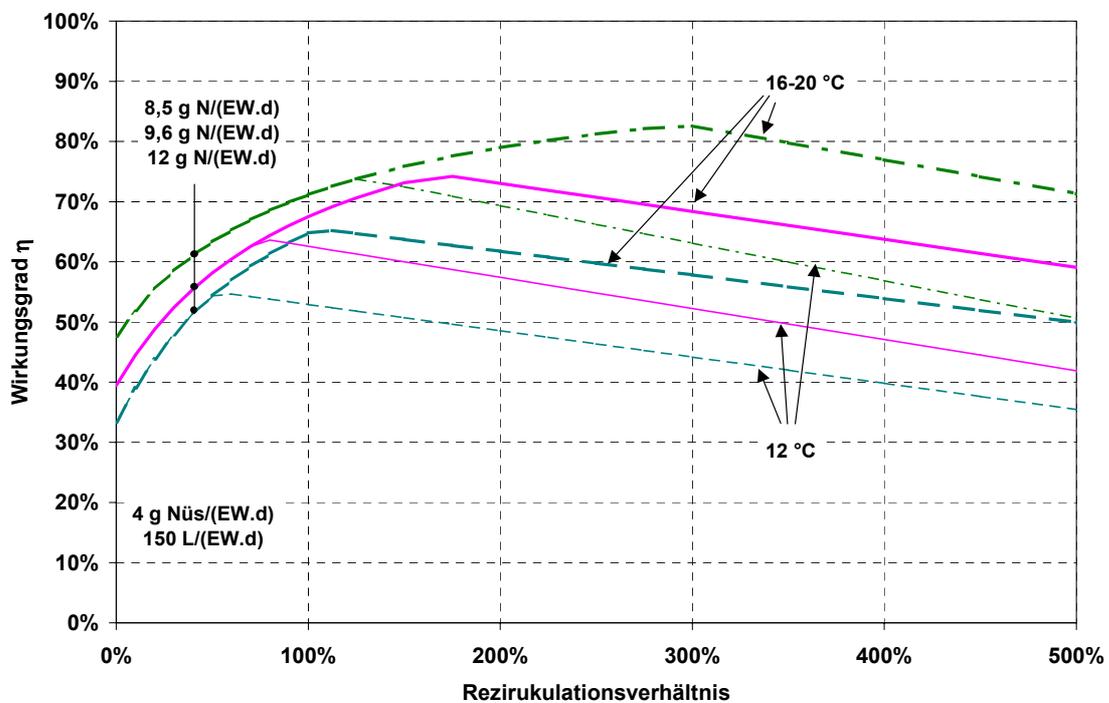


Abbildung 55: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichem N/CSB-Verhältnis für 18 °C und für 12 °C. Abwasseranfall 150 L/(EW.d).

Eine Optimierung der Stickstoffentfernung beim untersuchten Verfahrens ist durch die Reduktion des eingetragenen Sauerstoffs und durch die Erhöhung der Atmung durch CSB-Dosierung in den Denitrifikationsreaktor erreichbar.

Verringerung des Sauerstoffeintrages in die Denitrifikationszone

Puznava *et al.* (2000a) stellen Versuchsergebnisse einer Belüftungsregelung für Schwimmfilter mit vorgeschalteter Denitrifikation vor. Mithilfe der Regelung wird die zugeführte Luftmenge während der Schwachlastzeiten herabgesetzt, und die Sauerstoffkonzentration im Rezirkulationsstrom sinkt. In den dargestellten Betriebsergebnissen schwankt der Sauerstoffgehalt zwischen 2 mg/L in den Schwachlastzeiten und 10 mg/L während der Tagesspitze, wobei die mittlere Konzentration ca. 4 – 5 mg/L beträgt.

Durch eine Regelung der Luftmengen in der Nitrifikationszone, die die Nitrifikation bevorzugt, das Abwasser in den Schwachlastzeiten jedoch nicht unnötig stark auflüftet, wird weniger Sauerstoff in die Denitrifikationszone eingebracht und daher die Stickstoffentfernung verbessert.

Da keine eigenen Messungen über die Auswirkung der Luftmengenregelung zur Verfügung stehen, wird angenommen, dass die Sauerstofffrachtreduktion quantitativ das Denitrifikationspotenzial erhöht. Vermutlich ist der positive Effekt etwas geringer, wenn die Ammonium-Tagesspitze und die CSB-Tagesspitze einander überlappen, sodass gerade während der Zeit erhöhten organischen Substrats die Belüftung zur Entfernung des Ammoniums sehr intensiv ist und daher hohe Sauerstofffrachten in die Denitrifikationszone eingetragen werden.

Für eine Abschätzung der Stickstoffentfernung beim Betrieb mit geregelter Luftmenge wird eine Sauerstoffkonzentration im Rezirkulationsstrom von in Mittel 4,5 mg/L angenommen. Durch den geringeren Sauerstoffeintrag steigt der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung, wie in Abbildung 56 und Abbildung 57 dargestellt ist. Ist das grundsätzliche Reinigungsziel ohne diese Maßnahme bereits (oder fast) erreicht, so wird die Reinigungsleistung durch die Regelung der Luftmenge in der Nitrifikationsstufe verbessert. Bei einem deutlichen Mangel Denitrifikationspotenzial ist der Effekt jedoch bei Weitem nicht ausreichend.

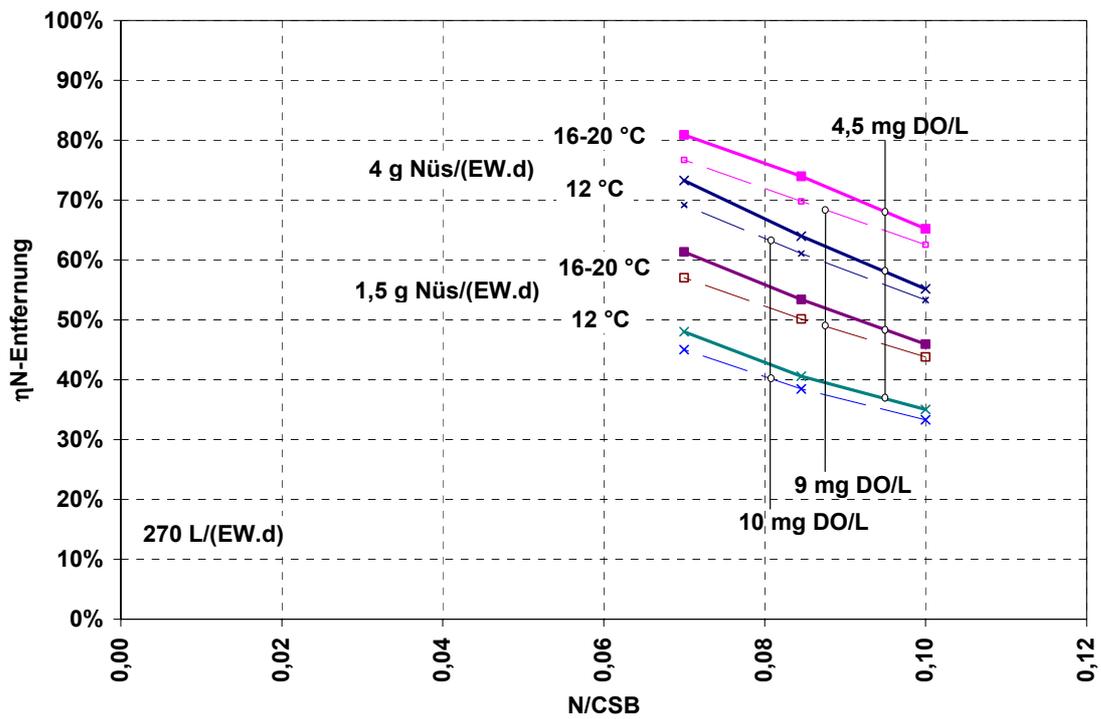


Abbildung 56: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten im Rezirkulationsstrom und hohem spezifischen Abwasseranfall von 270 L/(EW.d) bei optimalem Rezirkulationsverhältnis.

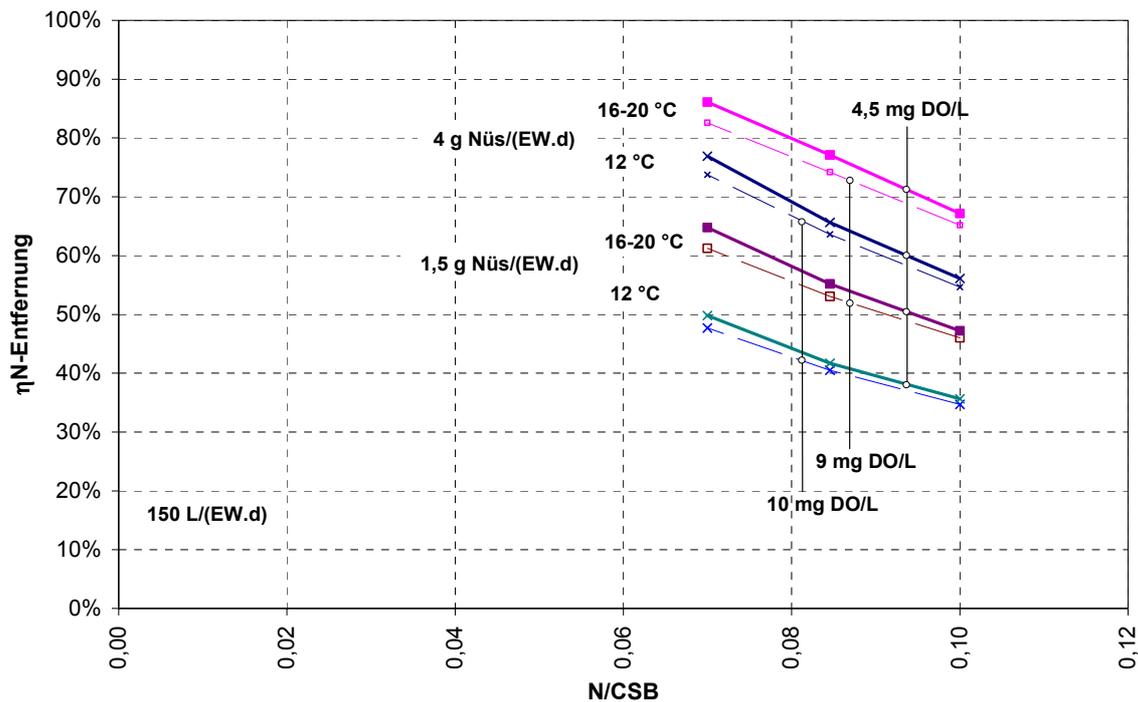


Abbildung 57: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei unterschiedlichen Sauerstoffgehalten im Rezirkulationsstrom und geringen spezifischen Abwasseranfall von 150 L/(EW.d).

Erhöhung des Denitrifikationspotenzials durch externe CSB-Quellen

In Kapitel 3.4.2.1 wurde festgestellt, dass bei Dosierung von Ethanol nur bei geringer Dosiermenge ($< 10\%$ des Zulauf-CSB) das Ethanol auch quantitativ im Denitrifikationsreaktor umgesetzt wurde. Bei höherer Dosiermenge bleibt ein Teil des Ethanols ungenutzt, kann im Ablauf des Reaktors festgestellt werden und erhöht die organische Belastung für die nachgeschaltete Nitrifikationsstufe. Aus wirtschaftlicher Sicht (Chemikalienverbrauch, Belüftungsenergie, Schlammfall) sowie um die Nitrifikation nicht unnötig zu beeinträchtigen, ist eine Überdosierung langfristig nicht zielführend. Daher wird im folgenden nur untersucht, inwieweit der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung durch geringe Dosierung von Ethanol erhöht werden kann.

In Abbildung 42 wurde bei geringer Dosiermenge ein Ausnutzungskoeffizient $Y_{H,OBS}$ von $0,35 \text{ g CSB}_{\text{ÜS}}/\text{g } \eta\text{CSB}$ festgestellt, der auch gut mit Literaturwerten übereinstimmt. Ausgehend von vollständiger Ausnutzung des Ethanols in der Denitrifikationsstufe (also geringer Dosiermenge) wird die Verbesserung der

Stickstoffentfernung abgeschätzt. Die dosierte Menge entspricht dabei 5,5 % des Zulauf-CSB zur biologischen Stufe, wodurch das Sauerstoffverbrauchspotenzial $OV/CSB_{ABL\ VK}$ bei 16 - 20 °C auf 16 % erhöht werden kann. Die Temperaturabhängigkeit der Atmung wird wiederum mit $k_{T,OV\ DN} = 0,07\ K^{-1}$ berücksichtigt.

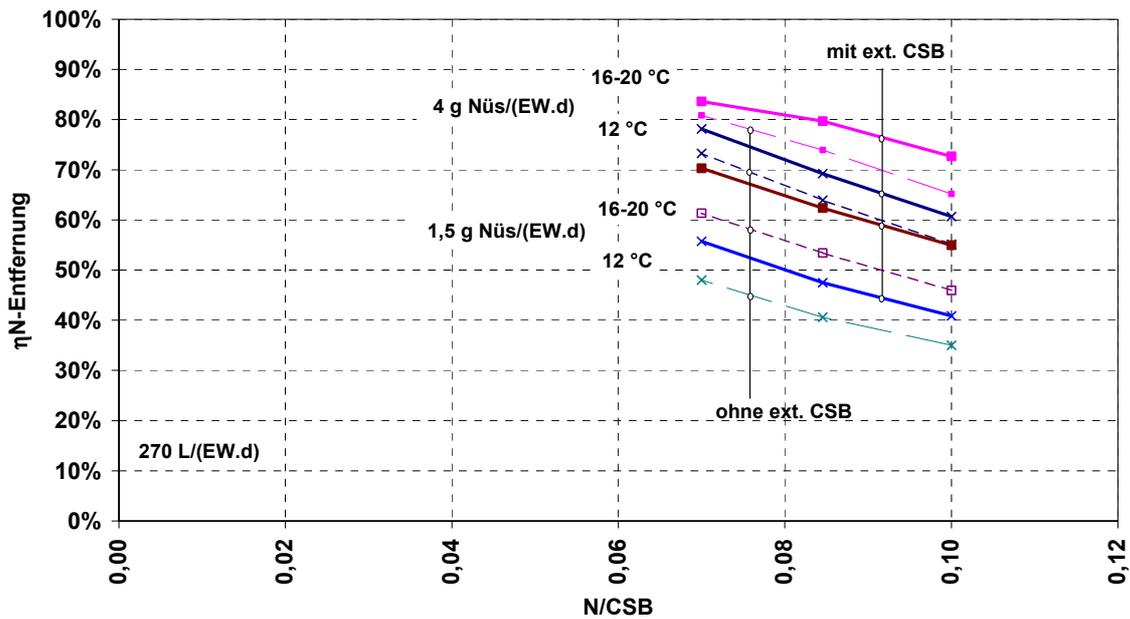


Abbildung 58: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei 5,5 % CSB-Dosierung, verringertem Sauerstoffgehalt im Rezirkulationsstrom (4,5 mg/L) und hohem spezifischen Abwasseranfall von 270 L/(EW.d).

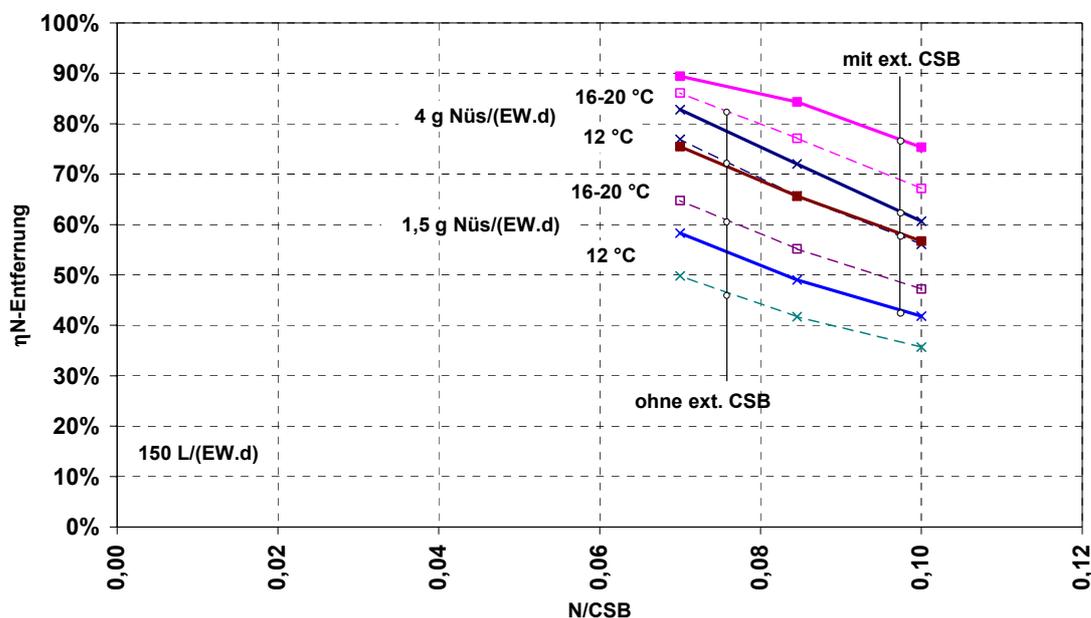


Abbildung 59: Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung bei 5,5 % CSB-Dosierung, verringertem Sauerstoffgehalt im Rezirkulationsstrom (4,5 mg/L) und geringem spezifischen Abwasseranfall von 150 L/(EW.d).

Der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung wird durch die „geringe“ CSB-Dosierung um 3 – 8 % (bezogen auf die Zulaufkraft) angehoben, wodurch bei günstigen Bedingungen (keine N-Rückbelastung) auch beim N/CSB-Verhältnis von 0,1 70 % N-Entfernung eindeutig erreicht werden können.

Bei Verfahren mit maßgebenden N-Rückbelastungen aus der Schlammbehandlung kann auch bei sehr geringem N/CSB-Verhältnis das Reinigungsziel von 70 % N-Entfernung durch geringe CSB-Dosierung nicht erreicht werden. Eine höhere Entfernrungsrate kann nur durch sehr hohe Dosiermengen erreicht werden, sodass Ethanol im Ablauf der Denitrifikationsstufe noch im Überschuss vorhanden ist. Diese Vorgangsweise wird in der vorliegenden Arbeit nicht weiter verfolgt.

3.5 Phosphorentfernung

Es liegen ein paar Arbeiten über die vermehrte biologische Phosphoraufnahme in Biofilter-Anlagen im Versuchsmaßstab vor (Gonçalves *et al.*, 1994,

Morgenroth, 1998, Arnz *et al.*, 2000). Da die erforderlichen Betriebsbedingungen (hydraulischen Aufenthaltszeit, bzw. Zyklusdauer 8 – 12 Stunden, CSB-Raumbelastung 1 kg/(m³.d)) gegenüber üblichen Werten für Filteranlagen ungünstig sind, ist der Vorteil des geringen Raumbedarfs der Filteranlagen gegenüber konventionellen Verfahren dabei nicht mehr gegeben. Die Phosphor-Fällung mit Metallsalzen ist daher das Verfahren der Wahl und wurde auch bei den beschriebenen halbtechnischen Versuchen durchgeführt.

Da aus betrieblichen Gründen bei Biofiltrationsanlagen eine Vorklärung erforderlich ist, bietet sich die Vorfällung als geeignetes Verfahren zur Phosphorentfernung an. Metallhaltiges Fällmittel wird in den Zulauf zur Vorklärung dosiert, die Fällprodukte – im Wesentlichen Metall-Phosphat und Metall-Hydroxid – werden im Vorklärbecken gemeinsam mit dem Primärschlamm abgeschieden.

In Rahmen der Pilotversuche wurde zur Vorfällung 40-%-iges Eisenchlorid in den Koagulationsbehälter vor dem Vorklärbecken dosiert. Die Wirkung der Vorfällung wird anhand der Phosphor-Konzentrationen in den unterschiedlichen Verfahrensstufen dargestellt. Da das Vorklärbecken während des gesamten Untersuchungszeitraumes mit konstanter Wassermenge beschickt wurde, kann auch der Wirkungsgrad der CSB-Entfernung in der Vorklärung direkt aus der Verminderung der CSB-Konzentrationen in Zu- und Ablauf des Vorklärbeckens berechnet werden. Die spezifische Fällmittelmenge („ β -Wert“) wird als molares Verhältnis zwischen dosiertem Eisen und Gesamt-Phosphor im Zulauf angegeben.

Wie Tabelle 34 entnommen werden kann, wird der PO₄-P-Gehalt im Ablauf der Anlage durch die Fällung deutlich beeinflusst. Jener Rest-Phosphor-Gehalt, der durch gelöste organische Verbindungen und durch die Schwebstoffe des Ablaufs gegeben ist (also die Differenz zwischen Ges.P und PO₄-P), ist in allen Versuchsperioden mit 0,6 mg/L annähernd konstant.

Tabelle 34: Phosphorkonzentrationen in den Tagesmischproben, ohne bzw. mit Vorfällung

	Zulauf VK		Ablauf VK		Ablauf DN		Ablauf N		
	Ges.P	PO ₄ -P	Ges.P	PO ₄ -P	Ges.P	PO ₄ -P	Ges.P	PO ₄ -P	
Ohne Vorfällung. 9.1. - 13.3.1998									
Anzahl		49	49	49	49	49	49	49	49
Mittelwert	mg/L	5.5	3.8	5.1	3.7	3.7	2.8	3.4	2.8
Standardabw.	mg/L	1.2	0.5	1.0	0.4	0.6	0.4	0.4	0.4
Wirkungsgrad	%			6.6				38.4	
Geringe Fällmitteldosierung $\beta=0,7$ mol Fe/(mol Ges.P im Zulauf). 14.3.-8.4.98									
Anzahl		26	26	26	26	26	26	26	26
Mittelwert	mg/L	4.8	3.4	4.2	2.5	2.2	1.3	1.8	1.2
Standardabw.	mg/L	0.9	0.7	0.8	0.7	0.7	0.5	0.8	0.6
Wirkungsgrad	%			13.1				62.3	
Hohe Fällmitteldosierung $\beta = 2,2$ mol Fe/(mol Ges.P im Zulauf). 22.4. - 21.5.1998									
Anzahl		30	30	30	30	30	30	30	30
Mittelwert	mg/L	4.8	3.8	2.6	1.6	1.3	0.5	1.0	0.4
Standardabw.	mg/L	1.3	0.8	0.7	0.6	0.4	0.5	0.4	0.4
Wirkungsgrad	%			45.9	58.3			78.2	

Um den Erfolg der Vorfällung zu beurteilen, werden die Betriebsergebnisse der Pilotanlage mit Werten von Großanlagen verglichen. Da keine entsprechenden Daten von Biofiltrationsanlagen zur Verfügung standen, wurden zum Vergleich Betriebsergebnisse von Tauchkörperanlagen aus Nikolavcic *et al.* (1998) herangezogen. Eine genauere Darstellung Beschreibung der Tauchkörperanlagen kann IWAG (1998) entnommen werden. Aus Abbildung 60 ist ersichtlich, dass die mit Vorfällung erzielten PO₄-P-Ablaufkonzentrationen sehr gut mit den Betriebsergebnissen der Tauchkörperanlagen übereinstimmen.

Tabelle 35: CSB-Konzentrationen in Zu- bzw. Ablauf der Vorklärung, mit bzw. ohne Vorfällung

	Zulauf VK				Ablauf VK			
	SS	CSB _{roh}	CSB _{gel}	CSB _{af}	SS	CSB _{roh}	CSB _{gel}	CSB _{af}
Ohne Vorfällung. 9.1. - 13.3.1998								
Anzahl	49	49	49		49	49	49	
Mittelwert	mg/L	218	432	101	152	358	100	
Standardabw.	mg/L	53	80	21	37	62	24	
Wirkungsgrad	%				30,4	17,2	-	22,3
Geringe Fällmitteldosierung $\beta = 0,7$ mol Fe/mol Ges.P _{Zulauf} . 14.3.-8.4.98								
Anzahl		25	26	26	25	26	26	
Mittelwert		218	426	103	151	312	104	
Standardabw.		52	92	25	31	65	27	
Wirkungsgrad					30,5	26,7	-	35,3
Hohe Fällmitteldosierung $\beta = 2,2$ mol Fe/mol Ges.P _{Zulauf} . 22.4. - 21.5.1998								
Anzahl		30	30	28	28	30	30	
Mittelwert		447	96	278	176	319	94	
Standardabw.		58	11	47	43	55	11	
Wirkungsgrad					36,8	28,7	-	35,9

Durch die Vorfällung wird die Abwasserzusammensetzung nicht nur hinsichtlich der Phosphorparameter deutlich geändert, es kommt auch zu einer vermehrten CSB-Entfernung im Vorklärbecken. Durch die Vorfällung kam es zu keiner signifikanten Verringerung des gelösten CSB, die erhöhte CSB-Entfernung wurde ausschließlich durch ein verstärktes Abscheiden von partikulären Stoffen bewirkt.

4 Anwendung der Bilanzierung bei technischen Anlagen

Leider sind kaum Bilanzen von großtechnischen Anlagen veröffentlicht. Eine Ausnahme stellt die norwegische Kläranlage VEAS dar. Verfahren und Betriebsergebnisse werden von Sagberg *et al.* (1998) und Sagberg und Berg (2000) beschrieben. Zum Vergleich der vorgestellten Ergebnisse mit großtechnischen Betriebsergebnissen werden die publizierten Daten dieser Anlage herangezogen.

Auf der Kläranlage VEAS (Verfjorden Avløpsselskap), südwestlich von Oslo, werden die Abwässer von ca. 450.000 EW gereinigt. Es handelte sich ursprünglich um eine Fällungsanlage, deren Verfahrensteile weitestgehend in Kavernen untergebracht sind. Die Anlage konnte ohne zusätzlichen Raumbedarf mit zwei Biofiltrations-Stufen auf Nährstoffentfernung erweitert werden. Im Jahresmittel müssen 70 % Stickstoffentfernung und 95 % Phosphorentfernung erreicht werden, was angesichts der geringen Zulaufkonzentrationen durchaus eine Herausforderung darstellt. Typische Zu- und Ablaufkonzentrationen sind in Tabelle 36 angegeben. Das N/TOC-Verhältnis beträgt 0,26, bzw. das N/CSB-Verhältnis ca. 0,09, und liegt in einem üblichen Bereich für kommunales Abwasser.

Die Anlage besteht im Wesentlichen aus mechanischer Reinigung (Rechen, belüfteter Sandfang, Vorklärbecken zur Vorfällung), zweistufiger Biofiltration (belüfteter Nitrifikationsfilter, unbelüfteter Denitrifikationsfilter mit Methanoldosierung), Spülwassertank. Die Schlammbehandlung besteht aus maschineller Vorentwässerung, mesophiler Schlammfäulung, Schlammwässerung und Ammoniakstrippung im Presswasser.

Anhand von Betriebsdaten des Jahres 1997 wurden die Abwasserströme und die Stoffströme für organischen Kohlenstoff und für Gesamt-Stickstoff ermittelt, die Jahresbilanzen sind in Sagberg *et al.* (1998) dargestellt. Als größtes Problem bei der Erfassung der Massenströme für die Bilanzierung hat sich auch in diesem Fall die Erfassung der Schlämme erwiesen. Die Ergebnisse der Bilanzen wurden unter anderem als Grundlage für den Kostenvergleich von Varianten zur Betriebsoptimierung herangezogen (Sagberg und Berg, 2000).

Tabelle 36: Typische Abwasserkonzentrationen der Kläranlage VEAS 1998. Aus **Sagberg und Berg (2000)**

		Zulauf	Ablauf
TOC	mg/L	85	13
Gesamt-N	mg/L	22	6,2
Gesamt-P	mg/L	3,6	0,1
SS	mg/L		4

Im Gegensatz zur in dieser Arbeit untersuchten Anlage handelt es sich bei der Kläranlage VEAS um eine rein zweistufige Anlage ohne Rückführung. Die Denitrifikationsstufe ist nachgeschaltet, daher kann der Abwasser-CSB nicht als Substrat verwendet werden. Methanol wird als CSB-Quelle dosiert. Angesichts der niedrigen Abwasserkonzentrationen, die bei 120 g CSB/(EW.d) bzw. 40 g TOC/(EW.d) einer spezifischen Abwassermenge von ca. 470 L/(EW.d) entspricht, aber vor allem wegen der Vorfällung stellt die vorgeschaltete Denitrifikation keine Verfahrensoption dar.

Vom gesamten im Abwasser zufließenden organischen Kohlenstoff werden 85 % entfernt, davon mehr als 70 % in der Vorklärung. Durch diesen hohen Wirkungsgrad ist die organische Belastung für die Filteranlage gering.

Der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung betrug 1997 74 %. 44 % des Stickstoffs wurden denitrifiziert, 16 % des Stickstoffs waren im Restschlamm enthalten und 12 % wurden bei der Ammoniakstrippung als Ammoniumnitrat gebunden und werden in der Landwirtschaft als Düngemittel verwendet. Da die in die biologische Stufe eingebrachte organische Fracht gering ist, wird auch nur wenig Stickstoff im Spülschlamm gebunden. Von der, der Filteranlage zufließenden N-Fracht wurden ca. 16 % im Primärschlamm und ca. 18 % in den rohen Spülschlamm eingebunden.

Zur Erzielung dieses Wirkungsgrades für die Stickstoffentfernung war – neben der Ammoniak-Stripung in der Schlammlinie – im Denitrifikationsreaktor eine Methanoldosierung von ca. 16 % bezogen auf den Zulauf-TOC erforderlich. Bei einem CSB/TOC-Verhältnis 4 für Methanol und einem (geschätzten) CSB/TOC-Verhältnis 3 für das Rohabwasser entspricht die Methanoldosierung im Mittel

ca. 22 % bezogen auf die zufließende CSB-Fracht, resp. 24 g $\text{CSB}_{\text{METHANOL}}/(\text{EW.d})$.

Ein direkter Vergleich mit den in Kapitel 3.4.4 dargestellten Auswertungen ist wegen der unterschiedlichen Verfahrenswahl leider kaum möglich. Auch wurde TOC als Bilanzierungsparameter gewählt, was einen Vergleich mit den CSB-Bilanzen erschwert, weil an verschiedenen Schnittstellen auch (errechnete) anorganische C-Ströme miteinbezogen werden müssen.

5 Zusammenfassung

Aus den Ergebnissen und der Literaturstudie der durchgeführten Versuche lassen sich Folgerungen und Hinweise für die Planung und den Betrieb von Biofilteranlagen mit gezielter Stickstoffentfernung ableiten. Die Biofiltration kann – in Abhängigkeit der Abwassercharakteristik, der Platzverhältnisse und der Reinigungsanforderungen – ein geeignetes und wirtschaftliches Abwasserreinigungsverfahren darstellen.

Die Transport- und Abbauprozesse in Biofiltern lassen sich nur eingeschränkt mit Modellen beschreiben, daher gibt es für die Bemessung von Biofilteranlagen derzeit noch keine allgemein anerkannten Berechnungsvorschriften. Die Grundbemessungsgrößen werden auch heute noch auf Basis von empirischen Kennwerten der Raumbelastung und der Leerrohrgeschwindigkeiten errechnet. Die Ermittlung der aktuellen Abbaukapazität von Filteranlagen im Betrieb ist nicht einfach möglich.

Mit der vorliegenden Arbeit werden anhand von überprüften Betriebsdaten von halbtechnischen Versuchen und von theoretischen Überlegungen wichtige Zusammenhänge für Bemessung und Betrieb von Filteranlagen dargestellt. Aus den vorliegenden Auswertungen und dem Vergleich mit Literaturangaben werden Schlüsselfragen und potenzielle Grenzen für die Anwendung der zweistufigen Biofiltration zur Stickstoffentfernung abgeleitet.

Wie bei allen Biofilmverfahren gibt es eine starke Konkurrenz zwischen CSB-abbauenden Bakterien und Nitrifikanten um den – begrenzt zur Verfügung stehenden – Sauerstoff. Die Prozesse Denitrifikation/CSB-Entfernung und Nitrifikation/Rest-CSB-Entfernung erfolgen daher meist in getrennten Verfahrensstufen.

5.1 Pilotversuche im halbtechnischen Maßstab

Für die Dauer von 13 Monaten wurden auf der Kläranlage Wien-Blumental Untersuchungen an einer mehrstufigen Versuchsanlage durchgeführt. Die Pilotanlage bestand im Wesentlichen aus den Verfahrensteilen Vorklärung, Biofilter zur Denitrifikation (0,85 m³, bzw. 1 m³ Füllvolumen), belüfteter

Biofilter zur Nitrifikation (2 m³ Füllvolumen), interne Rezirkulation zwischen Nitrifikations- und Denitrifikationsstufe und Spülwasserspeicher. Das Abwasser wurde nach Rechen und Sandfang der Großanlage entnommen, die Abwasserzusammensetzung ist Tabelle 12 zu entnehmen. Es wurde ein ausführliches Messprogramm durchgeführt, welches in Kapitel 3.1.4 beschrieben ist.

Um unterschiedliche Betriebsbedingungen zu beurteilen, wurden die Ergebnisse aus Perioden mit stabilen Betriebsbedingungen herangezogen. Es konnte gezeigt werden, dass die Reinigungsleistung hinsichtlich CSB, NH₄-N und der Stickstoffentfernung mit Literaturwerten für ähnliche Anlagen übereinstimmt (z.B. in Canler und Perret, 1994, Pujol *et al.*, 1994, Pujol und Tarallo, 2000, Zwerger *et al.*, 2000). Der Wirkungsgrad der CSB-Entfernung mit der zweistufigen Biofilteranlage lag im Mittel bei 85 %, die mittlere CSB-Ablaufkonzentration in den einzelnen Versuchsperioden betrug 38 – 53 mg/L.

Für die wesentlichen Stoffströme wurden Massenbilanzen erstellt. Für Versuchs- und Großanlagen sind aus der Literatur kaum ähnliche Daten verfügbar. Nur für die Kläranlage VEAS (Oslo) wurden Massenbilanzen für 1998 veröffentlicht (Sagberg *et al.*, 1998). Es handelt sich um eine Anlage mit Vorfällung, und zweistufiger Biofiltration als biologischer Hauptstufe. Wegen der Abwassercharakteristik (geringe Zulaufkonzentrationen, hohes N/CSB-Verhältnis) wurde eine nachgeschaltete Denitrifikation mit Methanol als CSB-Quelle ausgeführt. Wegen der unterschiedlichen Verfahrensführung ist jedoch ein Vergleich mit den eigenen Ergebnissen nur begrenzt möglich.

Für Kernpunkte des Verfahrens – die Flexibilität der Nitrifikationsleistung bei Spitzenbelastungen, das Denitrifikationspotenzial im vorgeschalteten Biofilter und den Spülschlammanfall – konnte aus der Literatur nur wenig Information gezogen werden. Anhand der Versuchsergebnisse zeigte sich, dass

- bei mittleren Raumbelastungen in der Nitrifikationsstufe von 0,25 – 0,57 kg NH₄-N/(m³.d) und Temperaturen im Bereich von 14 – 20 °C Ablaufkonzentrationen von 0,7 – 1,9 mg NH₄-N/L im Tagesmittel erreicht wurden,
- die Nitrifikationsleistung auf etwa das Doppelte der mittleren Umsatzrate beschränkt war,

- bei Überschreiten der aktuellen Nitrifikationskapazität die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen im Ablauf unmittelbar anstiegen und für mehrere Stunden auch hohe Konzentrationen von mehr als 10 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ auftraten,
- bei unvollständiger Nitrifikation auch erhöhte Nitrit-Konzentrationen im Ablauf auftreten,
- die organische Belastung vor allem zu Spülschlamm umgewandelt wird und vergleichsweise wenig Sauerstoffverbrauch beim Kohlenstoffabbau auftritt,
- die potenzielle Atmung im Denitrifikationsreaktor nur ca. 12 – 13 % bezogen auf den CSB des vorgeklärten Abwassers betrug, wobei ein großer Teil durch den über die Rezirkulation eingetragenen Sauerstoff „verbraucht“ wird und nicht für die Denitrifikation genutzt werden konnte,
- eine hohe Stickstoffentfernung durch die Inkorporation in die Biomasse vorlag,
- der Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung (ohne Rückläufe aus der Schlammbehandlung) ohne Zugabe externer CSB-Quellen zwischen 60 und 65 % betrug und
- der Stabilisierungsgrad des Spülschlammes gering war.

5.2 Nitrifikation

Bei den Biofiltern handelt es sich um Reaktoren mit hohen Raumumsatzleistungen, die hydraulische Aufenthaltszeit des Abwassers in den Filteranlagen ist gering. Daher kann nicht mit einem anlageninternen Ausgleich von gelösten Stoffen gerechnet werden. Aus diesem Grund sind die Anforderungen an die Bemessungsgrundlage und einen sorgfältigen Betrieb der Anlagen sehr hoch.

Wegen der vernachlässigbaren hydraulischen Pufferung und der Tatsache, dass Ammonium von den Bakterien nicht gespeichert werden kann, müssen Nitrifikationsreaktoren auf die maximale zu erwartende Spitzenbelastung ausgelegt werden. Nicht nitrifiziertes $\text{NH}_4\text{-N}$ findet sich praktisch ohne Zeitverzug im Ablauf wieder. Die einzuhaltende Ablaufkonzentration ist in Wert

und Überschreitungshäufigkeit ein ganz wesentliches Kriterium für Bemessung und Betrieb der Nitrifikationsstufe.

Welche $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf zugelassen wird (für die Bemessung angenommen wird), hängt von den gesetzlichen Vorschriften an die Reinigungsleistung ab. Sind die Emissionswerte im Tagesmittel einzuhalten, wie zum Beispiel in Österreich, so kann die momentane Ablaufkonzentration durchaus über dem Emissionswert liegen, wenn der Tagesverlauf der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Frachten bekannt ist und die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration im Mittel gesichert unter dem Emissionswert liegt. Sind die Ablaufkonzentrationen jederzeit einzuhalten, wie zum Beispiel in Deutschland, so darf die Ablaufkonzentration auch in der Tagesspitze den Emissionswert nicht überschreiten. Aus betrieblicher Sicht muss dafür gesorgt werden, dass keine Erhöhung der Spitzenbelastungen durch interne Kreisläufe (Trübwasser) erfolgt, sondern dass bei internen konzentrierten Stickstoffströmen auf einen Frachtausgleich geachtet wird.

Die Anpassung der Nitrifikationsleistung an die Belastung erfolgt – wie bei allen biologischen Systemen – durch eine Erhöhung der Aktivität der am Umsatz beteiligten Organismen und/oder eine Erhöhung der substratversorgten Biomasse. Welche maximale Umsatzrate zu einem bestimmten Zeitpunkt erwartet werden kann, hängt einerseits von der Vorbelastung und andererseits von den aktuellen Umweltbedingungen ab. Neben der im Reaktor befindlichen Biomasse, die von der mittleren Belastung anhängt und durch welche die theoretisch maximal mögliche Umsatzrate nach oben begrenzt ist, wird die aktive Biomasse bei Biofilmverfahren zusätzlich durch den Stofftransport der Substrate ganz wesentlich mitbeeinflusst. Unter praktischen Bedingungen ist die Umsatzrate meist durch den Sauerstofftransport in den Biofilm limitiert. Zur Zeit der Spitzenbelastung muss nicht nur ausreichend nitrifizierende Biomasse im Reaktor vorhanden sondern auch mit Sauerstoff versorgt werden können. Zu beachten ist eine etwaige Hemmung der Nitrifikanten durch zu niedrige pH-Werte in der Tiefe des Biofilms.

Bei den im Versuch vorgelegenen Bedingungen (Abwassertemperatur 14 – 20 °C, CSB-Raubelastung 2 – 4,5 kg/(m³.d)) konnte etwa das Doppelte der mittleren $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate nitrifiziert werden.

Je höher die Sauerstoffkonzentration im Reaktor ist, umso tiefer kann der Sauerstoff in den Biofilm eindringen und umso mehr nitrifizierende Biomasse ist am Abbau beteiligt. Da es sich bei den Biofilmen in der Abwasserreinigung um dicke – also Diffusions-limitierte – Biofilme handelt, kann eine Erhöhung der Sauerstoffkonzentration im Reaktor eine Erhöhung der am Abbau beteiligten (mit Sauerstoff versorgten) Biomasse im Biofilm bewirken.

Extreme Belastungsspitzen können, wie gezeigt, beschränkt umgesetzt werden. Treten kurzfristige Schwankungen (z.B. Saisonbeginn in Tourismus-Regionen) auf, die die Kapazität überschreiten, kann bei ausreichender Säurekapazität des Abwassers mit Sauerstoffbegasung eine Umsatzsteigerung durchaus erreicht werden. Durch Zugabe von technischem Sauerstoff in die Prozessluft konnte eine Zunahme der maximalen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate um ca. 70 % erreicht werden, wobei die Sauerstoffkonzentrationen im Reaktor bis auf 17 mg/L erhöht wurden. Damit stieg die maximale $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzrate auf etwa das Dreifache gegenüber der mittleren Umsatzrate. Die Erhöhung der Sauerstoffkonzentration ist so lange wirksam bis andere Bedingungen – wie zum Beispiel pH-Absenkung durch Nitrifikation – die Umsatzrate beschränken oder bis die gesamte Biomasse sauerstoffversorgt ist und daher die Diffusions-Limitierung in eine Biomasse-Limitierung übergeht.

In gewissem Ausmaß können bei der Dimensionierung der Nitrifikationsstufe die Bemessungsgrößen belüftetes Volumen und Sauerstoffkonzentration im Reaktor gegengerechnet werden. Das Nitrifikationsvolumen ist für die regelmäßig auftretenden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Spitzen auszulegen, wobei ein wirtschaftlich optimaler Sauerstoffgehalt zugrunde gelegt werden soll. Selten auftretende N-Spitzen können durch zusätzliche Sauerstoffbegasung beherrscht werden. Es ist in der Regel nicht sinnvoll, selten auftretende Spitzen als Bemessungswerte für das Filtervolumen heranzuziehen. Es muss dann aber auch gewährleistet sein, dass jede außergewöhnliche Stickstoffbelastung rechtzeitig erkannt wird und die Sauerstoffbegasung unmittelbar in Betrieb genommen werden kann. Mit Hilfe von sehr sorgfältig betriebenen Online-Analysatoren können die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen im Zulauf zur Nitrifikationsstufe mit ausreichender Genauigkeit erfasst werden.

Da auch mit keinem Ausgleich der Abwasseralkalität im Tagesverlauf gerechnet werden kann, muss auf eine ausreichende Alkalität auch bei Spitzenbelastungen geachtet werden. Weil bei der Nitrifikation infolge der Säureproduktion CO_2 frei

wird, ist der pH-Wert in nitrifizierenden Biofilmen gegenüber dem umgebenden Medien immer geringer. Die Absenkung des pH-Wertes kann mit den stöchiometrischen Verhältnissen und einfachen Annahmen über die Limitierung ($\text{NH}_4\text{-N}$ oder DO) bei bekannter Abwasseralkalität und CO_2 -Konzentration abgeschätzt werden. Das Risiko für die Hemmung der Nitrifikation durch geringe pH-Werte in der Tiefe des Biofilms steigt mit sinkender Wasserhärte und mit zunehmendem CO_2 -Partialdruck (hohe Sauerstoffausnutzung oder Anwendung von Sauerstoffbegasung).

Kann nicht die gesamte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Fracht umgesetzt werden, so steigt die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf an. Wie bei Belebungsanlagen bedeuten erhöhte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen im Ablauf, dass eine proportionale Menge an nitrifizierender Biomasse im System nicht angewachsen ist und daher danach für die Reinigungsleistung auch nicht zur Verfügung steht. Unvollständige Nitrifikation führt jedoch auch zu erhöhten Ablaufkonzentrationen für Nitrit. Die Ablaufgrenzwerte hinsichtlich Nitrit sind wegen der höheren Giftigkeit dieses Stoffes in der Regel deutlich niedriger als für Ammonium. Es kann der Fall auftreten, dass der Bemessung geringere $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen zugrunde gelegt werden müssen als die gültigen Grenzwerte, um die niedrigen Nitrit-Grenzwerte sicher einhalten zu können.

Wegen der geringen hydraulischen Aufenthaltszeit werden auch gelöste Stoffe, die erst hydrolysiert werden müssen, nur zu einem gewissen Teil abgebaut, was unter anderem zur Bildung von Detergentschäumen auf den Filtern führt.

5.3 Denitrifikation

Das mögliche Ausmaß der vorgeschalteten Denitrifikation ist durch den potenziellen Sauerstoffverbrauch (OVC) gegeben. Die Fragen des Schlammanfalls und des Sauerstoffverbrauchs für den Abbau der organischen Verbindungen sind für Biofilterverfahren noch nicht ausreichend geklärt. Die Betriebsergebnisse der halbtechnischen Versuche und Literaturangaben lassen darauf schließen, dass ein hoher Schlammanfall bei gleichzeitig geringem Sauerstoffverbrauch auftritt. Daraus folgt, dass das Denitrifikationspotenzial der organischen Verschmutzung verglichen mit dem Belebungsverfahren gering ist.

Der für die Denitrifikation nutzbare Sauerstoffverbrauch der heterotrophen Bakterien wird durch den mit dem Rezirkulationsstrom in die Denitrifikations-

stufe eingetragenen Sauerstoff reduziert. Abläufe von Nitrifikationsbiofiltern sind in der Regel mit Sauerstoff beinahe gesättigt. Je verdünnter das Abwasser ist, umso stärker sind die Auswirkungen des in die Denitrifikationszone eingetragenen Sauerstoffs verglichen mit der CSB-Konzentration im Zulauf.

Eine getrennte Optimierung der Verfahrensstufen Nitrifikation und Denitrifikation ist in der Regel wegen der gegenseitigen Beeinflussung nicht möglich. Dies gilt insbesondere bei vorgeschalteter Denitrifikation. Ist die Nitrifikationsleistung nicht ausreichend, so kann der Abbau in der Denitrifikationsstufe Nitrat-limitiert sein und es gelangt viel CSB in die zweite Stufe, wodurch die Nitrifikation in der zweiten Stufe beeinträchtigt wird. Je schlechter der Kohlenstoffabbau in der ersten Stufe ist, umso mehr organische Verschmutzung muss in der zweiten Stufe entfernt werden. Für starke CSB-Spitzenbelastungen und für das Einfahren der Anlage ist daher eine ausreichende Belüftung im Denitrifikationsfilter vorzusehen.

Der erreichbare Wirkungsgrad der Stickstoffentfernung wird im Wesentlichen von der Abwasserzusammensetzung und -konzentration, von der Temperatur, und vor allem von der Art der Schlammbehandlung bestimmt. Bei der Abwasserzusammensetzung ist insbesondere dem N/CSB-Verhältnis bei der Gestaltung und Auslegung einer derartigen Biofilteranlage eine große Bedeutung beizumessen. In Hinblick auf Planung, Betrieb und Behandlung/Entsorgung von Reststoffen spielt der CSB-Abbau eine wesentliche Rolle.

5.4 Stickstoffentfernung in der Abwasserreinigungsanlage

Wie der hohe Schlammanfall von Biofiltern vermuten lässt, findet eine Hydrolyse von partikulären Abwasserinhaltsstoffen nur in geringem Umfang statt, vermutlich wegen der geringen Verweilzeit der Partikel im Reaktor. Der Stabilisierungsgrad des anfallenden Schlammes ist daher gering. Aus energetischer Sicht ist dies günstig, weil bei der Schlammfäulung ein hoher Gasanfall erwartet werden kann. Mit dem nicht stabilisierten Schlamm werden hohe Stickstofffrachten entfernt, die im Zuge der Stabilisierung allerdings in erheblichem Maß bei der Entwässerung des ausgefaulten Schlammes in der Regel wieder in die biologische Stufe zurückgeleitet werden.

Bei den eigenen Untersuchungen wurden mit dem Spülschlamm etwa 4 g N/(EW.d) entfernt. Da der Stickstoffgehalt im ausstabilisierten und entwässerten Schlamm etwa 1,5 g N/(EW.d) beträgt, können bis zu 2,5 g N/(EW.d) über das Trübwasser zurück in die biologische Stufe gelangen. Die Schlammbehandlung stellt also einen wesentlichen Faktor für die Stickstoffentfernung der gesamten Abwasserreinigungsanlage dar.

Bei den Versuchsbedingungen (16 – 20 °C, Verhältnis N/CSB im Zulauf von 0,1 und keine Rückläufe aus der Schlammbehandlung) wurden in der Pilotanlage im Mittel 62 % des Stickstoffs entfernt. Ein höherer Wirkungsgrad kann durch Verringerung der internen Sauerstofffrachten (Regelung der Belüftung in der Nitrifikationszone) und Erhöhung des Denitrifikationspotenzials durch externe CSB-Quellen erreicht werden.

Muss mit Rückläufen aus der Schlammbehandlung gerechnet werden, sinkt das mögliche Ausmaß der Stickstoffentfernung deutlich ab. Je nach Temperatur und Abwasserzusammensetzung kann nur mehr ein Wirkungsgrad von 40 - 50 % Stickstoffentfernung erwartet werden. Ist eine wesentlich höhere Stickstoffentfernung gefordert, so kann die Denitrifikation auch mit einer Zugabe von externen CSB-Quellen nicht ausreichend gesteigert werden, da bei der notwendigen Dosiermenge ein so hoher Substratüberschuss erforderlich wird, dass es zu einer erheblichen CSB-Belastung der Nitrifikationsstufe kommt.

Hohe Wirkungsgrade Stickstoffentfernung (60 – 80 %) können beim Biofilterverfahren mit vorgeschalteter Denitrifikation nur in Kombination mit Rohschlamm Entsorgung (ohne Rückläufe, z.B. Verbrennung) erreicht werden. Ist eine Schlammbehandlung mit Rückläufen vorgesehen bzw. schon vorhanden und wird aufgrund sehr beschränkter Platzverhältnisse ein Ausbau mit Biofiltern angestrebt, so ist eine Variante mit Vorfällung und rein seriellem Betrieb Nitrifikationsbiofilter mit Rest-CSB-Entfernung und nachgeschaltetem Denitrifikationsbiofilter mit Dosierung von externem CSB besser geeignet (z.B. Kläranlage VEAS/Oslo).

Die Modellierung von Biofiltersystemen hat noch nicht die Qualität erreicht, die heute im Bereich der Belebtschlamm Systeme vorhanden ist. Die dargestellten Ergebnisse sind ein Beitrag zur Beurteilung der Anwendung der Biofiltration zur Nitrifikation und Stickstoffentfernung für kommunales Abwasser. Anhand von überprüften Betriebswerten mit einer halbtechnischen Anlage konnten

Zusammenhänge aufgezeigt werden, die für Planung und Betrieb eine wichtige Rolle spielen. Ein allgemein anwendbares Modell zur Bemessung und zur Beschreibung der dynamischen Abbauprozesse bei der Abwasserreinigung im Biofilter kann jedoch auch aus den vorliegenden Ergebnissen noch nicht abgeleitet werden.

Mit zunehmender Anzahl von in Betrieb befindlichen Biofilteranlagen steigen die verfügbaren Betriebsergebnisse und –erfahrungen. Wegen der Komplexität der Vorgänge und der Inhomogenität der Biofilme ist damit zu rechnen, dass die Bemessung auch weiterhin auf empirisch ermittelten Raumumsatzraten und Leerrohrgeschwindigkeiten basieren wird, wobei die Betriebserfahrungen zunehmend in die Bemessungswerte eingehen werden. Die vorliegende Arbeit soll dazu einen Beitrag leisten.

6 Literatur

- AAEV (1996a). Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft über die allgemeine Begrenzung von Abwasseremissionen in Fließgewässer und öffentliche Kanalisationen (AAEV). Republik Österreich, BGBl. 1996/186.
- AEV_k (1996b). Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft über die Begrenzung von Abwasseremissionen aus Abwasserreinigungsanlagen für Siedlungsgebiete (1. AEV für kommunales Abwasser). Republik Österreich, BGBl. 1996/210.
- A. Æsøy, H. Ødegaard, K. Bach, R. Pujol und M. Hamon (1998). Denitrification in a packed bed biofilm reactor (BIOFOR) - Experiments with different carbon sources. *Wat. Res.* **32** (5), 1463-1470.
- K. Aichberger (2000). *Stabilisierungs- und Eindickversuche mit den Spülschlämmen der Pilotbiofilteranlage Blumental*. Diplomarbeit, Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft, Technische Universität Wien.
- G. Andreottola, L. Bonomo, L. Poggiali und C. Zaffaroni (1994). A methodology for the estimation of unit nutrient and organic loads from domestic and non-domestic sources. *Europ. Wat. Pollut. Control* **4** (6), 13-19.
- E. Arnold und P. A. Wilderer (2000). Biofiltration in der kommunalen Abwasserreinigung. *Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft Technische Universität München* **158**, 102-120.
- P. Arnz, E. Arnold und P. A. Wilderer (2000). SBBR-Verfahren für besondere Anwendungen. *Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft Technische Universität München* **158**, 121-138.
- ATV (1983). *Arbeitsblatt A 135 :Grundsätze für die Bemessung von einstufigen Tropfkörpern und Tauchkörpern mit Anschlusswerten über 500 Einwohnergleichwerten*. Abwassertechnische Vereinigung e.V., St. Augustin.
- ATV (1991). *Arbeitsblatt A 131: Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5000 Einwohnerwerten*. Abwassertechnische Vereinigung e.V., St. Augustin.
- ATV (ed) (1997). *ATV-Handbuch. Biologische und weitergehende Abwasserreinigung*. Verlag Ernst & Sohn, Berlin.
- ATV (2000a). *Arbeitsbericht 2.6.4. Biofilter zur Abwasserreinigung*. GFA - Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik e.V., Hennef.
- Atv (2000b). *Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131: Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen*. GFA-Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik e.V., Hennef.
- M. Barjenbruch (1997). Leistungsfähigkeit und Kosten von Filtern in der kommunalen Abwasserreinigung. *Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover* **97**.

- M. Barjenbruch (1998). Stand der Biofiltration in Deutschland. *awt 4/1998*, 13-18.
- M. Barjenbruch und R. Boll (2000). Stand und Verbreitung der Biofiltrationstechnik in Deutschland. *Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft Technische Universität München* **158**, 80-99.
- M. Barjenbruch, J. Tränckner und H. Stähle (2000). Influence of the pre-loading on the nitrification capacity of secondary biofilters. *Poster presented at the 1st World Water Congress of the IWA*, Paris, 3-7 July 2000.
- M. Barth, C. Albert, P. Krebs und V. Kühn (1999). Assessing the performance of submerged nitrifying biofilters. *Proceedings of the IAWQ Conference on Biofilm Systems*, New York, October 17-20, 1999.
- B. Bigot, X. Letallic und M. Badard (1999). A new generation of biological aerated filters. *J. CIWEM* **13** (October), 363-368.
- M. Boller und W. Gujer (1986). Nitrification in tertiary trickling filters followed by deep-bed filters. *Wat. Res.* **20** (11), 1363-1373.
- M. Boller, J. Eugster, A. Weber und W. Gujer (1987). *Nitrifikation in nachgeschalteten rotierenden Tauchkörpern*. EAWAG, Bericht 28-601, Dübendorf.
- M. Boller, W. Gujer und M. Tschui (1994). Parameters affecting nitrifying biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 1-11.
- M. Boller, M. Tschui und W. Gujer (1997). Effect of transient nutrient concentrations in tertiary biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* **36** (1), 101-109.
- M. Boller, G. Koch und M. Tschui (1998). Submerse Festbettverfahren. EAWAG-Skriptum für den Studiengang Umwelt- und Kulturingenieure an der ETH Zürich, Vertiefungsblock WS 94/95 (unveröffentlicht).
- S. Brinke-Seiferth (1999). Beitrag zur Erhöhung des Reinigungsvermögens und der Flexibilität von Biofilmreaktoren (Festbett, Schwebebett, Filter). *Hamburger Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft* **27**.
- J. P. Canler und J. M. Perret (1994). Biological aerated filters: Assessment of the process based on 12 sewage treatment plants. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 13-22.
- W. G. Characklis (1990). Process Analysis. In: *Biofilms*, W. G. Characklis and K. Marshall (eds). John Wiley & Sons, pp. 17-54.
- K. Dornhofer (1998). Ein Beitrag zur Optimierung der Stickstoffentfernung in zweistufigen Belebungsanlagen. *Wiener Mitteilungen* **152**.
- W. v. d. Emde (1980). Berechnung von Rücklaufschlammverhältnis, Überschussschlammfall und Schlammalter. *ÖWAV Fortbildungskurs "Biologische Abwasserreinigung"*, 1980, P1-P9.
- EU (1991). Richtlinie für Behandlung von kommunalem Abwasser. EU Direktive 91/271/EWG.
- F. Fdz-Polanco, E. Méndez, M. A. Urueña, S. Villaverde und P. A. García (2000). Spatial distribution of the heterotrophs and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification. *Wat. Res.* **34** (16), 4081-4089.

- A. Franz (1998). Ein Beitrag zur Beurteilung der Wechselwirkungen zwischen Kläranlagentechnik, -betrieb und Gewässergüte des Vorfluters, der an der Kläranalge entspringt. *Wiener Mitteilungen* **140**.
- W. Frey (1988). Ermittlung des Sauerstoffzufuhrvermögens mit einer Gasbilanz. *WAR* **36**, 77-84.
- M. Gassen (2000). Prozeßstabilität und Kosten der Biofiltration am Beispiel der Kläranlage Herford. *ATV Schriftenreihe Siedlungswasserwirtschaft* **37**, 111-131.
- R. F. Gonçalves, L. L. Grand und F. Rogalla (1994). Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 135-143.
- I. E. Gönenç und P. Harremoës (1985). Nitrification in rotating disc systems - I. Criteria for transition from oxygen to ammonia rate limitation. *Wat. Res.* **19** (9), 1119-1127.
- W. Gujer und M. Boller (1986). Design of a nitrifying tertiary trickling filter based on theoretical concepts. *Wat. Res.* **20** (11), 1353-1362.
- W. Gujer und M. Boller (1990). A mathematical model for rotating biological contactors. *Wat. Sci. Tech.* **22** (1/2), 53-73.
- W. Gujer und O. Wanner (1990). Modeling mixed population biofilms. In: *Biofilms*, W. G. Charaklis and K. Marshall (eds). John Wiley & Sons, pp. 397-443.
- W. Gujer (1991). Biologische Abwasserreinigung. Vorlesungsskriptum ETH Zürich.
- W. Gujer, M. Henze, T. Mino und M. Van Loosdrecht (1999). Activated Sludge Model No. 3. *Wat. Sci. Tech.* **39** (1), 183-193.
- C. Hagedorn-Olsen, I. H. Møller, H. Tøttrup und P. Harremoës (1994). Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 83-91.
- P. Harremoës (1976). The significance of pore diffusion to filter denitrification. *J. Wat. Poll. Cont. Fed.* **48**, 377-388.
- P. Harremoës (1978). Biofilm kinetics. In: *Water Pollution Microbiology*, R. Mitchell (ed). John Wiley & Sons, New York, pp. 71-109.
- P. Harremoës (1982). Criteria for nitrification in fixed film reactors. *Wat. Sci. Tech.* **14** (1-2), 167-187.
- P. Harremoës und M. Henze (1995). Biofilters. In: *Wastewater treatment. Biological and chemical processes*, M. Henze, P. Harremoës, J. I. C. Jansen and E. Arvin (eds). Springer, Heidelberg, pp. 143-193.
- M. Henze, C. P. L. Grady, W. Gujer, G. V. R. Marais und T. Matsuo (1987). *Activated Sludge Model No. 1*. IAWPRC Scientific and technical report No. 1, London.
- M. Henze, W. Gujer, T. Mino, T. Matsuo, M. C. Wentzel und G. Marais (1995). *Activated sludge model No. 2*. IAWQ task group on mathematic modelling for design and operation of biological wastewater treatment process, London.
- H. Hofer (1996). Der Einsatz der Biofiltration aus der Sicht des Ingenieurs. *VSA/VSM - Fachtagung*, Zürich, 17.9.1996, 2-15.

- IWAG (1998). *Adaptierung von oberösterreichischen Tauchkörperanlagen in Hinblick auf die Anforderungen durch die 1. AEV für kommunales Abwasser*. Bericht, Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft, Wien.
- J. L. C. Jansen, S.-E. Jepsen und K. D. Laursen (1994). Carbon utilization in denitrifying biofilters. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 101-109.
- B. Kleiber, G. Roudon, B. Bigot und J. Sibony (1994). Assessment of aerated bifiltration at industrial scale. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 197-208.
- H. Kroiß (1994). Überlegungen zum Vergleich verschiedener Verfahren und Konzepte der Abwasserreinigung. *Wiener Mitteilungen* **117**, B1-B30.
- H. Kroiß, P. Schweighofer, B. Nikolavcic, C. A. Thonhauser und B. Zwerger (1998). *Pilotversuche mit einer Denitrifikations- Nitrifikationsbiofilteranlage auf der Kläranlage Wien-Blumental*. Bericht des Instituts für Wassergüte und Abfallwirtschaft an der TU Wien. (unveröffentlicht).
- V. Kühn (1999). *Die Einordnung der Stickstoffrückbelastung aus der anaeroben Schlammstabilisierung in den Bilanzrahmen einer kommunalen Abwasserreinigungsanlage*. Dissertation an der Fakultät für Forst-, Geo- und Hydrowissenschaften, Technische Universität Dresden.
- E. J. LaMotta (1976). Internal diffusion and reaction in biological films. *Env. Sci. Tech.* **10** (8), 765-769.
- X. Le Tallec, S. Zeghal, A. Vidal und A. Lesouëf (1997). Effect of influent quality variability on biofilter operation. *Wat. Sci. Tech.* **36** (1), 111-117.
- E. Morgenroth (1998). Enhanced biological phosphorus removal in biofilm reactors. *Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft, Technische Universität München* **145**.
- H. Müller (1999). Themenbereich A - Plausibilitätsprüfung in der Eigenüberwachung. *ÖWAV Workshop Biologische Abwasserreinigung, Wien, 21.-22. September 1999*, A1-A36.
- B. Nikolavcic, M. Zeßner und O. Nowak (1998). Maßnahmen zur Phosphorentfernung. *Wiener Mitteilungen* **145**, 205-259.
- B. Nikolavcic, P. Schweighofer und H. Kroiss (2000). COD balance and nitrogen removal in a biofilter pilot plant. *Wat. Sci. Tech.* **41** (4-5), 69-76.
- O. Nowak, P. Schweighofer und K. Svardal (1994). Nitrification inhibition - A method for the estimation of actual maximum autotrophic growth rates in activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.* **30** (6), 9-19.
- O. Nowak (1995). Nährstoff- und Schwermetallfrachten im Klärschlamm. *Wiener Mitteilungen* **125**, J1-J54.
- O. Nowak (1996). Nitrifikation im Belebungsverfahren bei maßgebendem Industrieabwassereinfluß. *Wiener Mitteilungen* **135**.
- O. Nowak, P. Schweighofer und B. Nikolavcic (1998). Aspekte zweistufiger Verfahren und von Biofilmverfahren. *Wiener Mitteilungen* **145**, 411-466.

- O. Nowak (2000a). Upgrading of wastewater treatment plants equipped with rotating biological contactors to nitrification and P removal. *Wat. Sci. Tech.* **41** (1), 145–153.
- O. Nowak (2000b). *Bilanzierung in der Abwasserreinigung*. Habilitationsschrift, Fakultät für Bauingenieurwesen, Technische Universität Wien.
- H. Ødegaard, B. Rusten und T. Westrum (1994). A new moving bed biofilm reactor - Application and results. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 157-165.
- C. Paffoni, M. Gousailles, F. Rogalla und P. Gilles (1990). Aerated biofilters for nitrification and effluent polishing. *Wat. Sci. Tech.* **22** (7-8), 181-189.
- J.-G. Peladan, H. Lemmel und R. Pujol (1996). High nitrification rate with upflow biofiltration. *Wat. Sci. Tech.* **34** (1-2), 347-353.
- J.-G. Peladan, H. Lemmel und R. Pujol (1997a). Improved nitrification rate using high water velocity on upflow biofilters. *Proceedings of the Environmental Biotechnology International Symposium*, Oostende, April 21-23, 1997, Part II, 147-150.
- J.-G. Peladan, H. Lemmel, S. Tarallo, S. Tattersall und R. Pujol (1997b). A new generation of upflow biofilters with high water velocities. *Proceedings of the International Conference on Advanced Wastewater Treatment Processes*, Leeds, UK, September 8-11, 1997.
- R. Pujol, M. Hamon, X. Kandel und H. Lemmel (1994). Biofilters: Flexible, reliable biological reactors. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 33-38.
- R. Pujol, H. Lemmel und M. Gousailles (1998). A keypoint of nitrification in an upflow biofiltration reactor. *Wat. Sci. Tech.* **38** (3), 43-49.
- R. Pujol und S. Tarallo (2000). Total nitrogen removal in two-step biofiltration. *Wat. Sci. Tech.* **41** (4-5), 65-68.
- N. Puznava, M. Payraudeau und D. Thornberg (2000a). Simultaneous nitrification and denitrification in biofilters with real time aeration control. *Wat. Sci. Tech.* **43** (1), 269–276.
- N. Puznava, D. Thornberg, P. Magnin und E. Reddet (2000b). Aeration control on a nitrifying biofilter system by using on-line analyzers. *Wat. Sci. Tech.* **41** (4-5), 369-374.
- M. Riemer und P. Harremoës (1978). Multi-component diffusion in denitrifying biofilms. *Prog. Wat. Tech.* **10** (5/6), 149-165.
- F. Rogalla, M. Badard, F. Hansen und P. Dansholm (1992). Upscaling a compact nitrogen removal process. *Wat. Sci. Tech.* **26** (5/6), 1067-1076.
- P. Sagberg, P. Ryrfors und K. G. Berg (1998). The mass balances of nitrogen and carbon in a compact nitrogen and phosphorus WWTP. In *Chemical Water and Wastewater Treatment*, H. H. Hahn, E. Hoffmann and H. Ødegaard (eds), Springer, Berlin, pp. 231-242.
- P. Sagberg und K. G. Berg (2000). Cost optimisation of nitrogen removal in a compact nitrogen and phosphorus WWTP. *Wat. Sci. Tech.* **41** (9), 147–154.

- P. Schleyen, T. Gschlöbl und W. Nordmann (1997). Anforderungsprofil an die Biofilmtechnik aus der Sicht der Wasserwirtschaft. *Berichte aus der Wassergüte- und Abfallwirtschaft, Technische Universität München* **130**, 83 - 92.
- P. Schweighofer (1994). Möglichkeiten der Plausibilitätsprüfung von Meßdaten. In *Wiener Mitteilungen* **116**, G-1 - G-41.
- P. Schweighofer, B. Nikolavcic und H. Kroiß (2000). Influence of nitrogen load variations on the nitrification capacity in a biofilter pilot plant. *Poster presented at the 1st World Water Congress of the IWA, Paris, 3-7 July 2000.*
- H. Siegrist und W. Gujer (1987). Demonstration of mass transfer and pH effects in a nitrifying biofilm. *Wat. Res.* **21** (12), 1481-1487.
- H. Siegrist und W. Gujer (1998). Biofilmkinetik. Vorlesungsunterlagen EAWAG-Anwenderkurs A8/98, Dübendorf, 14.-18. September 1998.
- C. Sieker und W. Hegemann (1997). Praktische Erfahrungen beim Betrieb von Biofiltrationsanlagen. *Berichte aus Wassergüte- und Abfallwirtschaft, Technische Universität München* **130**, 133-152.
- K. Svardal (1997). Steuerung der Nitrifikation und Denitrifikation mittels Sauerstoffmessung im Belebungsbecken. *GMA-Aussprachetag, Meß- und Regelungstechnik in abwassertechnischen Anlagen. Konzepte, Erfahrung, Trends.* Düsseldorf, 28.-29. Oktober 1997, 205-220.
- H. Szwerinski, E. Arvin und P. Harremoës (1986). pH-decrease in nitrifying biofilms. *Wat. Res.* **20** (8), 971-976.
- H. Toettrup, F. Rogalla, A. Vidal und P. Harremoës (1994). The treatment trilogy of floating filters: From pilot plant to prototype to plant. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 23-32.
- J. Tränckner (1999). *Berechnung und Optimierung des Energieverbrauches einer Kläranlage mit dynamischer Simulation.* Dissertation, Fakultät für Ingenieurwissenschaften, Universität Rostock.
- M. Tschui (1994). Submerse Festbettreaktoren. Skriptum Vertiefungsblock WS 94/95, Studiengang Umwelt- und Kulturingenieure. (unveröffentlicht).
- M. Tschui, M. Boller, W. Gujer, J. Eugster, C. Mader und C. Stengel (1994). Tertiary nitrification in aerated pilot biofilters. *Wat. Sci. Tech.* **29** (10-11), 53-60.
- O. Wanner und W. Gujer (1984). Competition in biofilms. *Wat. Sci. Tech.* **17** (2/3), 27-44.
- O. Wanner und W. Gujer (1986). A multispecies biofilm model. *Biotech. & Bioeng.* **28**, 314-328.
- O. Wanner (1995). New experimental findings and biofilm modelling concepts. *Wat. Sci. Tech.* **32** (8), 133-140.
- O. Wanner und P. Reichert (1996). Mathematical modelling of mixed-culture biofilms. *Biotech. & Bioeng.* **49**, 172-184.
- K. Williamson und P. L. McCarty (1976a). Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization. *J. Wat. Poll. Cont. Fed.* **48** (2), 281-296.

- K. Williamson und P. L. Mccarty (1976b). A model of substrate utilization by bacterial films. *J. Wat. Poll. Cont. Fed.* **48** (1), 9-24.
- S. Winkler, H. Müller-Rechberger, O. Nowak, K. Svardal und G. Wandl (2000). A new approach towards modelling of the carbon degradation cycle at two-stage activated sludge plants. *Proceedings of the 5th International Symposium on System Analysis and Computing in Water Quality Management*, Gent, Sept 18-20, 2000, 1.17 - 1.24.
- WRG (1959). Wasserrechtsgesetz. Republik Österreich, BGBl. 1959/215.
- B. Zwerger, E. Arnold und P. A. Wilderer (2000). Nutrient balances for combined nitrification and denitrification. *Wat. Sci. Tech.* **41** (4-5), 91-95.

Einfaches stationäres Biofilmmodell

A 1 Allgemein

Die Abbaukinetik im Biofilm wird auf einfache Weise anhand eines idealisierten „Modellbiofilm“-Elementes anschaulich dargestellt. Die Vorgänge im Biofilm sind stark vereinfacht. Die Darstellung erfolgt in Anlehnung an (Harremoës, 1978, Gujer, 1991, Harremoës und Henze 1995).

Der Modellbiofilm weist eine homogene Biomassenverteilung auf, als Transportprozess ist nur die molekulare Diffusion wirksam, die berücksichtigte Zeit ist ausreichend gering, um das Wachstum der Biomasse zu vernachlässigen. Es wird von einer definierten Biofilmoberfläche ausgegangen, an der die Konzentration des zur Verfügung stehenden Substrates bekannt ist, die Stoffkonzentration an der Oberfläche des Biofilms beträgt S^* die Dicke des Biofilms sei bekannt und betrage L . Es liegen stationäre Verhältnisse vor.

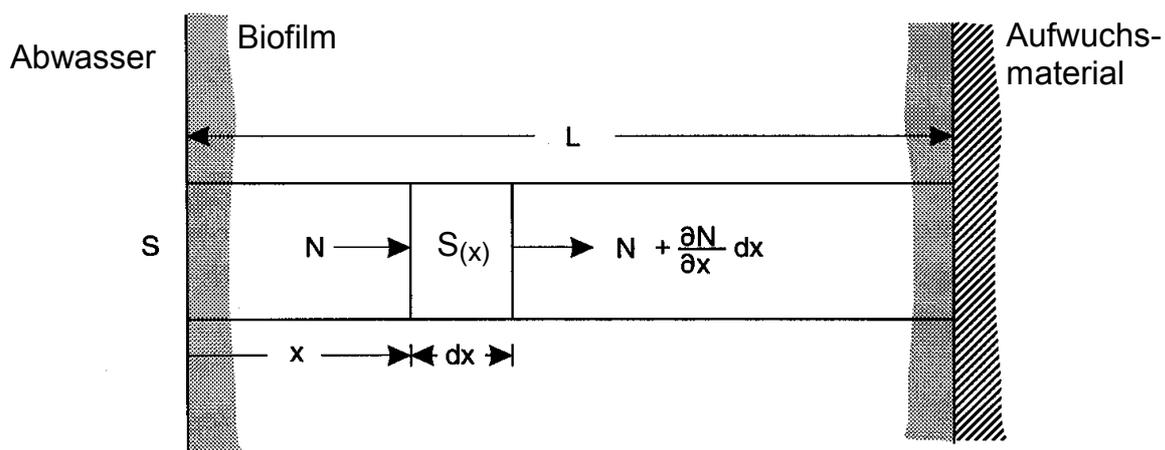


Abbildung A 1: Idealisierter Biofilm

Die Konzentration eines gelösten Stoffes betrage S . Für ein sehr kleines Biofilmelement dx mit der Querschnittsfläche „ I “ kann die Bilanzgleichung für den Stoff unter stationären Bedingungen erstellt werden:

$$N = N + \frac{\partial N}{\partial x} dx + r \cdot dx \quad (\text{A1})$$

N Stofftransportflux (Masse je Querschnittsfläche und je Zeiteinheit)

r volumetrische Umsatzrate (Masse je Volumen und je Zeiteinheit)

Aus Gl. A1
$$\frac{dN}{dx} = -r \quad (\text{A2})$$

1. Fick'sches Gesetz wird angewendet und in Gleichung A2 eingesetzt:

D ... Diffusionskoeffizient für den betrachteten Stoff im Biofilm (Einheit Fläche je Zeiteinheit)

$$N = -D \cdot \frac{dS}{dx} \quad \text{1. Fick'sches Gesetz} \quad (\text{A3})$$

Gl. A3 wird in Gl. A2 eingesetzt $\frac{\partial N}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left(-D \cdot \frac{dS}{dx} \right) = -D \cdot \frac{d^2 S}{dx^2} = -r$

bzw. $\frac{d^2 S}{dx^2} = \frac{r}{D}$ (A4).

Mit den Parametern s und ξ kann die Differenzialgleichung in dimensionslosen Termen angegeben werden:

$$s = \frac{S}{S^*} \quad \xi = \frac{x}{L}$$
$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} = \frac{r \cdot L^2}{D \cdot S^*} \quad (\text{A5}).$$

Im allgemeinen instationären Fall handelt es sich bei Gleichung A5 um eine partielle Differentialgleichung 2. Ordnung. Für stationäre Bedingungen, also wenn weder s noch r Funktionen der Zeit sondern nur des Ortes sind, ist Gleichung A5 eine gewöhnliche Differentialgleichung 2. Ordnung.

A 2 Lokale Umsatzrate ist eine Reaktion 1. Ordnung

$$r = k_{S1} \cdot S$$

$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} = \frac{k_{S1} \cdot L^2}{D} \cdot s = \alpha^2 \cdot s, \alpha = \sqrt{\frac{k_{S1} \cdot L^2}{D}}$$

α ... „Biofilmkonstante“

Für eine Reaktion 1. Ordnung kann Glg. A5 in eine homogene Differentialgleichung 2. Ordnung mit konstanten Koeffizienten umgeformt werden:

$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} - \alpha^2 \cdot s = 0 \quad (\text{A6})$$

Für reale Lösungen von α ($\alpha^2 > 0$) kann der allgemeine Lösungsansatz verwendet werden:

$$s = A \cdot e^{\alpha\xi} + B \cdot e^{-\alpha\xi} \quad (\text{A7}),$$

wobei die Koeffizienten A und B aus den beiden Randbedingungen zu ermitteln sind.

RB1: Es findet kein Stofffluss ins Aufwuchsmaterial statt.

$$\text{RB1} \quad \xi = 1 \rightarrow \frac{ds}{d\xi} = 0$$

RB2: An der Oberfläche des Biofilms beträgt die Stoffkonzentration S^* .

$$\text{RB2} \quad \xi = 0 \rightarrow s = 1.$$

Ermittlung der Koeffizienten A und B:

$$\text{RB1} \quad \left. \frac{ds}{d\xi} \right|_{(\xi=1)} = A \cdot \alpha \cdot e^{\alpha\xi} - B \cdot \alpha \cdot e^{-\alpha\xi} \Big|_{\xi=1} = 0$$

$$0 = A \cdot \alpha \cdot e^{\alpha} - B \cdot \alpha \cdot e^{-\alpha} \quad \Big| \cdot \frac{1}{\alpha}$$

$$A \cdot e^{\alpha} = B \cdot e^{-\alpha}$$

$$B = A \cdot e^{2\alpha} \quad (\text{A8})$$

$$\text{RB2} \quad s(\xi = 0) = A \cdot e^0 + B \cdot e^0 = 1 \quad (\text{A9})$$

Gleichung A8 wird in Gleichung A9 eingesetzt :

$$1 = A \cdot (1 + e^{2\alpha})$$

$$A = \frac{1}{1 + e^{2\alpha}} \quad B = \frac{e^{2\alpha}}{1 + e^{2\alpha}}$$

$$s(\xi) = \frac{1}{1 + e^{2\alpha}} \cdot e^{\alpha\xi} + \frac{e^{2\alpha}}{1 + e^{2\alpha}} \cdot e^{-\alpha\xi} \quad (\text{A10})$$

Gleichung A10 kann umgeformt werden mit $\cosh(x) = \frac{e^x + e^{-x}}{2}$

$$\begin{aligned}
 s &= \frac{1}{1+e^{2\alpha}} \left(e^{\alpha\xi} + e^{(2\alpha-\alpha\xi)} \right) = \frac{e^{\alpha} \left(e^{(-\alpha+\alpha\xi)} + e^{(\alpha-\alpha\xi)} \right)}{e^{\alpha} \left(e^{-\alpha} + e^{\alpha} \right)} = \frac{e^{-\alpha(1-\xi)} + e^{\alpha(1-\xi)}}{e^{\alpha} + e^{-\alpha}} = \\
 &= \frac{e^{\alpha(1-\xi)} + e^{-\alpha(1-\xi)}}{2} = \\
 &= \frac{\cosh(\alpha(1-\xi))}{\cosh(\alpha)} \tag{A11}
 \end{aligned}$$

Wie groß ist der Massenstrom in den Biofilm $N(x=0)$, und somit die über die Tiefe des Biofilms integrierte Umsatzrate (welche der Oberflächen-bezogenen Umsatzrate r_A entspricht)?

Der Massenstrom in den Biofilm ist eine Funktion der Diffusion an der Filmoberfläche:

$$N(x=0) = r_A = -D \frac{dS}{dx} \Big|_{x=0} = -D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \frac{ds}{d\xi} \Big|_{\xi=0} \tag{A12}$$

$$\frac{\partial s}{\partial \xi} = \frac{\alpha}{1+e^{2\alpha}} \cdot e^{\alpha\xi} - \frac{\alpha \cdot e^{2\alpha}}{1+e^{2\alpha}} \cdot e^{-\alpha\xi} \tag{A13}$$

Gl. A13 wird in Gl. A12 eingesetzt:

$$\begin{aligned}
 r_A = N(x=0) &= -D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \left(\frac{\alpha}{1+e^{2\alpha}} \cdot e^{\alpha\xi} - \frac{\alpha \cdot e^{2\alpha}}{1+e^{2\alpha}} \cdot e^{-\alpha\xi} \right) \Big|_{\xi=0} = \\
 &= -D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \left(\frac{\alpha - \alpha \cdot e^{2\alpha}}{1+e^{2\alpha}} \right) = -D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \alpha \cdot \left(\frac{1 - e^{2\alpha}}{1+e^{2\alpha}} \right) = \\
 &= -D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \alpha \cdot \frac{e^{\alpha} \cdot (e^{-\alpha} - e^{\alpha})}{e^{\alpha} \cdot (e^{-\alpha} + e^{\alpha})} = D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \alpha \cdot \frac{e^{\alpha} - e^{-\alpha}}{e^{\alpha} + e^{-\alpha}} = \\
 &= D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \alpha \cdot \tanh \alpha = D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \frac{\alpha^2}{\alpha} \cdot \tanh \alpha = D \cdot \frac{S^*}{L} \cdot \frac{k_{S1} \cdot L^2}{D} \cdot \frac{1}{\alpha} \cdot \tanh \alpha = \\
 r_A &= k_{S1} \cdot S^* \cdot L \cdot \frac{\tanh \alpha}{\alpha}, \quad \text{bzw. mit } \varepsilon = \frac{\tanh \alpha}{\alpha} \\
 r_A &= k_{S1} \cdot L \cdot \varepsilon \cdot S^* = k_A \cdot S^* \tag{A14}.
 \end{aligned}$$

Für den Fall der Reaktion 1. Ordnung ist der **Stofffluss in den Biofilm** (also die flächenbezogene Abbaurate), wie in Gleichung A14 zu erkennen ist, in Bezug auf die Stoffkonzentration an der Biofilmoberfläche ebenfalls eine **Reaktion 1. Ordnung**.

Der Hilfwert ε gibt die „Effizienz“ des Biofilms an. Für Extremwerte von α kann Gl. A14 vereinfacht werden.

- Fall 1: $\alpha \ll 1$

$$\tanh \alpha \sim \alpha \rightarrow \varepsilon \sim 1$$

$$r_A = k_{S1} \cdot L \cdot S^*, \quad k_A = k_{S1} \cdot L$$

Der gesamte Biofilm ist am Abbau beteiligt, es handelt sich um einen „dünnen“ Biofilm, bei dem das Substrat den Film bis an die Unterlage penetriert. Die Umsatzrate ist proportional zur Filmdicke, also zur vorhandenen Biomasse. Der Stofftransport in den Biofilm limitiert den Umsatz nicht.

Dieser Fall tritt zum Beispiel in Gewässerstrecken mit geringer Belastung auf. Der Biofilm ist dünn, und die Konzentrationen der Schmutzstoffe sind niedrig.

- Fall 1: $\alpha \gg 1$

$$\tanh \alpha \sim 1 \rightarrow \varepsilon \sim \frac{1}{\alpha}$$

$$r_A = k_{S1} \cdot L \cdot S^* \cdot \frac{1}{\alpha} = k_{S1} \cdot L \cdot S^* \cdot \frac{D^{0.5}}{k_{S1}^{0.5} \cdot L} = (k_{S2} \cdot D)^{0.5} \cdot S^*,$$

$$k_A = (k_{S1} \cdot D)^{0.5}$$

Die Abbaurrate ist unabhängig von der Biofilmdicke L . Es handelt sich um einen „dicken“ Biofilm, der nicht vollständig vom Substrat penetriert ist.

Dieser Fall tritt zum Beispiel im Auslaufbereich von nachgeschalteten Tropf- oder Tauchkörpern zur Nitrifikation bei geringen Ammonium-Konzentrationen auf.

A 3 Lokale Umsatzrate ist eine Reaktion 0. Ordnung

$$r = k_{S0}$$

$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} = \frac{r \cdot L^2}{D \cdot S^*} = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{D \cdot S^*} \quad (\text{A15})$$

Gleichung A15 kann direkt integriert werden.

$$\frac{d^2 s}{d\xi^2} = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{D \cdot S^*}$$

$$\frac{ds}{d\xi} = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{D \cdot S^*} \cdot \xi + A$$

$$s = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{2 \cdot D \cdot S^*} \cdot \xi^2 + A \cdot \xi + B \quad \text{Allgemeine Lösung für Gleichung A15.}$$

Die Randbedingung an der Oberfläche lautet

$$\text{RB1} \quad \xi = 0 \rightarrow s = 1.$$

$$s(\xi = 1) = B = 1 \rightarrow B = 1$$

$$s = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{2 \cdot D \cdot S^*} \cdot \xi^2 + A \cdot \xi + 1 \quad (\text{A16})$$

- Fall 1 „dünner“ Biofilm:

Für die Randbedingung an der Unterlage wird angenommen, dass das Substrat den Biofilm vollständig durchdringt und bis an die Unterlage reicht.

$$\text{RB2} \quad \xi = 1 \rightarrow \frac{ds}{d\xi} = 0.$$

$$\left. \frac{ds}{d\xi} \right|_{\xi=1} = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{D \cdot S^*} + A = 0$$

$$A = -\frac{k_{S0} \cdot L^2}{D \cdot S^*}$$

$$s = \frac{k_{S0} \cdot L^2}{2 \cdot D \cdot S^*} \cdot \xi^2 - \frac{k_{S0} \cdot L^2}{D \cdot S^*} \cdot \xi + 1 \quad (\text{A17})$$

$$\beta^2 = \frac{2 \cdot D \cdot S^*}{k_{S0} \cdot L^2}$$

Mit dem Hilfwert β kann Glg. A17 wie folgt angeschrieben werden:

$$s(\xi) = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2 \frac{\xi}{\beta^2} + 1 \quad (\text{A18}).$$

Wie groß ist der Massenstrom in den Biofilm $N(x=0)$, und somit die über die Tiefe des Biofilms integrierte Umsatzrate (=Oberflächenbezogene Umsatzrate r_A) ?

$$r_A = N(x=0) = k_S \cdot L \quad (\text{A19})$$

Die flächenbezogene Umsatzrate ist proportional zur Biofilmdicke, also zur verfügbaren Biomasse, und in Bezug auf die Substratkonzentration eine Reaktion 0. Ordnung. Der gesamte Biofilm ist am Abbau beteiligt, dies ist nur möglich, wenn bis an die Basis des Biofilms Substrat zur Verfügung steht. Im Grenzfall ist das Substrat an der Basis gerade verbraucht, in diesem Fall beträgt β genau den Wert 1. Da nur abbaubare Substrate betrachtet werden, ist das Vorzeichen von β positiv.

$$s(1) = \frac{1}{\beta^2} - \frac{2}{\beta^2} + 1 \geq 0 \quad | \cdot \beta^2$$

$$1 - 2 + \beta^2 = \beta^2 - 1 \geq 0 \quad \rightarrow \quad |\beta| \geq 1$$

Dieser Fall kann zum Beispiel während Einfahrphasen von Biofilmanlagen zur Abwasserreinigung auftreten, wenn die Schmutzstoffe noch nicht zur Gänze abgebaut werden und die Konzentrationen im Reaktor hoch sind, andererseits aber die gesamte Biomasse am Abbau beteiligt ist.

- Fall 2 „dicker“ Biofilm:

Ist $\beta \leq 1$, so wird das Substrat im Biofilm verbraucht, es handelt sich um einen „dicken“ Biofilm. Für den Fall des dicken Biofilms muss die Randbedingung 2 angepasst werden. In einer Tiefe ξ' ist die Substratkonzentration Null, und es kann kein Substrattransport stattfinden.

Es wird wieder von Gleichung A16 ausgegangen.

$$s = \frac{k_{s0} \cdot L^2}{2 \cdot D \cdot S^*} \cdot \xi^2 + A \cdot \xi + 1 \quad (\text{A16})$$

Die Formulierung für die Randbedingung des dicken Biofilms lautet wie folgt:

$$\text{RB2} \quad \xi = \xi' \quad \rightarrow \quad s = 0$$

$$\xi = \xi' \quad \rightarrow \quad \frac{ds}{d\xi} = 0$$

Aus diesen beiden Bedingungen lassen sich die Parameter ξ' und A errechnen.

$$\frac{ds}{d\xi} = 2 \cdot \frac{k_{s0} \cdot L^2}{2 \cdot D \cdot S^*} \cdot \xi + A = \frac{2}{\beta^2} \cdot \xi + A$$

$$\xi = \xi' \quad \rightarrow \quad 0 = \frac{2}{\beta^2} \cdot \xi' + A \quad \text{bzw.} \quad A = -\frac{2}{\beta^2} \cdot \xi'$$

$$s(\xi) = \frac{1}{\beta^2} \cdot \xi^2 - \frac{2}{\beta^2} \cdot \xi' \cdot \xi + 1$$

$$s(\xi') = 0 = \frac{1}{\beta^2} \cdot \xi'^2 - \frac{2}{\beta^2} \cdot \xi' \cdot \xi' + 1$$

$$\frac{\xi'^2}{\beta^2} = 1 \quad \rightarrow \quad \xi' = \beta.$$

ξ' bezeichnet die relative Eindringtiefe des Substrats, bis zu welcher das Substrat im Biofilm vorhanden ist. Damit ergibt sich die Lösung der Konzentrationsverteilung im dicken Biofilm zu Gleichung A20 :

$$s(\xi) = \frac{\xi^2}{\beta^2} - \frac{2 \cdot \xi}{\beta} + 1 \quad (\text{A20})$$

Der Stofffluss durch die Biofilmoberfläche (also die flächenbezogene Umsatzrate) beträgt r_A :

$$r_A = k_{S0} \cdot L \cdot \xi' = k_{S0} \cdot L \cdot \beta = k_{S0} \cdot L \cdot \left(\frac{2 \cdot D \cdot S^*}{k_{S0} \cdot L^2} \right)^{0.5} = (2 \cdot k_{S0} \cdot D)^{0.5} \cdot S^{*0.5} \quad (\text{A21})$$

$$r_A = k_A \cdot S^{*0.5} \quad k_A = (2 \cdot k_{S0} \cdot D)^{0.5}$$

Im dünnen Biofilm hat eine Umsatzkinetik 0. Ordnung eine flächenbezogene Umsatzrate 0. Ordnung bewirkt. Aus Gleichung A18 ist ersichtlich, dass die flächenbezogene Abbaurrate mit der selben Umsatzkinetik 0. Ordnung im dicken Biofilm bezogen auf die Substratkonzentration an der Biofilmoberfläche einer **Reaktion halber Ordnung** entspricht.

Dieser Fall ist ein typischer Betriebsfall für Biofilmanlagen zur Abwasserreinigung. Insbesondere im Einlaufbereich kann mit ausreichender Genauigkeit eine Reaktion 0. Ordnung angenommen werden, das maßgebende Substrat ist in der Regel der gelöste Sauerstoff.

A 4 Umsatzrate als Monod-Kinetik

$$r = r_{\max} \cdot \frac{S}{k_S + S}$$

Für die Monod-Kinetik kann keine allgemeine Lösung von S angegeben werden. Für stetig zu- oder abnehmende N(x) bzw. S(x) kann eine Funktion für die oberflächenbezogene Abbaurrate abgeleitet werden, indem die Gleichungen A2 bzw. A3 umgeformt werden:

$$\text{Aus Gl. A2} \quad dx = -\frac{dN}{r} \quad (\text{A2})$$

$$\text{Aus Gl. A3} \quad dx = -D \cdot \frac{dS}{N}$$

$$\text{bzw.} \quad \frac{dN}{r} = D \cdot \frac{dS}{N}$$

$$N \cdot dN = D \cdot r \cdot dS$$

$$N \cdot dN = D \cdot r_{\max} \cdot \frac{S}{k_S + S} \cdot dS \quad (\text{A22})$$

Die Randbedingungen an der Oberfläche und an der Unterlage sind folgende

$$\begin{aligned} x=0: & \quad N(0)=r_A & \quad S(0) = S^* \\ x=L: & \quad N(L) = 0 & \quad S(L) = S_u \end{aligned}$$

$$\int_L^0 N \cdot dN = \int_{S_u}^{S^*} \left(D \cdot r_{\max} \cdot \frac{S}{k_S + S} \right) \cdot dS$$

$$\frac{1}{2} N^2 \Big|_L^0 = D \cdot r_{\max} \int_{S_u}^{S^*} \frac{S}{k_S + S} dS$$

$$\frac{1}{2} r_A^2 = D \cdot r_{\max} \cdot (k_S + S - k_S \cdot \ln(k_S + S)) \Big|_{S_u}^{S^*}$$

$$r_A^2 = 2 \cdot D \cdot r_{\max} \cdot (S^* - S_u - k_S \cdot \ln \frac{(k_S + S^*)}{(k_S + S_u)})$$

$$r_A = (2 \cdot D \cdot r_{\max})^{0.5} \cdot (S^* - S_u - k_S \cdot \ln \frac{(k_S + S^*)}{(k_S + S_u)})^{0.5} \quad (\text{A23})$$

Die Integration der rechten Seite erfolgt durch Substitution der Variablen:

$$\begin{aligned} k_s + S = x: \quad \int \frac{S}{k_s + S} dS &= \int \frac{x - k_s}{x} dx = \int (1 - \frac{k_s}{x}) dx = x - k_s \cdot \ln x + c = \\ &= k_s + S - k_s \cdot \ln(k_s + S) + c \end{aligned}$$

Gleichung A23 ist noch keine allgemeine Lösung für die flächenbezogene Abbaurrate, da sowohl die Stoffkonzentration an der Unterlage S_u nicht bekannt ist.

Für Spezialfälle kann Gleichung A23 vereinfacht werden, sodass eine allgemeine Lösung für r_A angegeben werden. Die Monod-Kinetik kann im Anfangsbereich durch eine Kinetik 1. Ordnung und im Bereich hoher Konzentrationen durch eine Kinetik 0. Ordnung ersetzt

werden. Auf diese Weise lässt sich die oberflächenbezogene Abbaurrate auch auf die bereits dargestellten analytischen Lösungen Reaktion 1. Ordnung und Reaktion 0. Ordnung zurückführen.

- Fall 1 $Su=0$ Allgemeiner Fall des dicken Biofilms

$$r_A = (2 \cdot D \cdot r_{\max})^{0.5} \cdot (S^* - k_S \cdot \ln \frac{k_S + S^*}{k_S})^{0.5} \quad (\text{A24})$$

- Fall 2 $Su=0$ und $S^* \ll k_S$,
d.h. es ist nur der Anfangsbereich der Monod-Kinetik wirksam, die Reaktion entspricht dem **Fall Reaktion 1. Ordnung**, wodurch sich auch die oberflächenbezogene Abbaurrate zu einer Reaktion 1. Ordnung ergibt. Dies kann numerisch nachvollzogen werden, indem $\ln(1+x)$ nach der Reihenentwicklung $\ln(1+x) = x - x^2/2 + \dots$ aufgelöst und in Glg. A24 eingesetzt wird. Gleichung A25 entspricht Gleichung A14 für den Fall dicker Biofilm.

$$r_A = (D \cdot r_{\max} \cdot \frac{1}{k_S})^{0.5} \cdot S^* \quad (\text{A25})$$

- Fall 3 $Su=0$ und $S^* \gg k_S$,
d.h. es ist nur der – annähernd – konstante Bereich der Monod-Kinetik wirksam, die Reaktion entspricht dem **Fall Reaktion 0. Ordnung**, der Biofilm ist dick. In diesem Fall entspricht die oberflächenbezogene Abbaurrate einer Reaktion halber Ordnung. Gleichung A26 entspricht Gleichung A21.

$$r_A = (2 \cdot D \cdot r_{\max})^{0.5} \cdot S^{*0.5} \quad (\text{A26})$$

- Fall 4 $S^* \gg k_S$ und $Su \gg k_S$,
d.h. es handelt sich um einen dünnen Biofilm bei hohen Substratkonzentrationen. Im Biofilm liegt eine Reaktion 0. Ordnung vor, es kann Glg. A19 angewendet werden:

$$r_A = r_{\max} \cdot L \quad (\text{A19})$$

- Fall 5 $S^* \ll k_S$ und $Su \neq 0$
d.h. dünner Biofilm und geringe Konzentrationen (z.B. im Gewässersediment). Kinetik 1. Ordnung

$$\frac{dr}{dS} (S=0) = \frac{d}{dS} \left(r_{\max} \cdot \frac{S}{k_S + S} \right) = \left[r_{\max} \cdot \left(\frac{1}{k_S + S} - \frac{S}{(S + k_S)^2} \right) \right] \Big|_{S=0} = r_{\max} \cdot \frac{1}{k_S}$$

$$r_A = r_{\max} \cdot \frac{1}{k_S} \cdot S^* \cdot L$$

A 5 Temperaturabhängigkeit der Umsatzrate

Ausgehend von den Spezialfällen der Monodkinetik wird die Temperaturabhängigkeit der auf die Oberfläche bezogenen Umsatzrate bestimmt. Von den Parametern, die auf die Umsatzraten einwirken sind die maximale Wachstumsrate der Bakterien, die Diffusivität der Stoffe und die Löslichkeiten der Stoffe temperaturabhängig. Auf eine Änderung der Monod-Halbsättigungskonzentration mit der Temperatur wird an dieser Stelle nicht eingegangen.

$$\mu_{\max}(T + \Delta T) = \mu_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T)$$

$$D(T + \Delta T) = D(T) \cdot \exp(k_{T,D} \cdot \Delta T)$$

$$S_{DO,sätt}(T + \Delta T) = S_{DO,sätt}(T) \cdot \exp(k_{T,DOsätt} \cdot \Delta T)$$

Zu beachten ist dabei, dass das Vorzeichen der Temperaturfaktoren k_T für die maximale Wachstumsrate μ_{\max} positiv ist, für die Diffusivität D und für die Sauerstoffsättigungskonzentration $S_{DO,sätt}$ jedoch negativ ist.

$$r_A(T + \Delta T) = r_A(T) \cdot \exp(k_{T,rA} \cdot \Delta T)$$

- Fall 1 - Allgemeiner Fall des dicken Biofilms

$$r_A(T + \Delta T) = [2 \cdot D(T) \cdot \exp(k_{T,D} \cdot \Delta T) \cdot r_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T)]^{0.5} \cdot (S^* - k_S \cdot \ln \frac{k_S + S^*}{k_S})^{0.5}$$

$$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{\max}})$$

- Fall 2 $Su=0$ und $S^* \ll k_S$. Dicker Biofilm im linearen Bereich der Monod-Kinetik.

$$r_A(T + \Delta T) = [(2 \cdot D(T) \cdot \exp(k_{T,D} \cdot \Delta T) \cdot r_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T))]^{0.5} \cdot S^*$$

$$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{\max}})$$

- Fall 3 $Su=0$ und $S^* \gg k_S$. Dicker Biofilm im Bereich hoher Substratkonzentration.

$$r_A(T + \Delta T) = [2 \cdot D(T) \cdot \exp(k_{T,D} \cdot \Delta T) \cdot r_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T)]^{0.5} \cdot S^{*0.5}$$

$$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{\max}})$$

- Sonderfall 3a. Dicker Biofilm bei Sauerstoffsättigung in der umgebenden Flüssigkeit und bei Sauerstoff-limitierter der Umsatzrate.

$$r_A(T + \Delta T) =$$

$$= [2 \cdot D(T) \cdot \exp(k_{T,D} \cdot \Delta T) \cdot r_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T)]^{0.5} \cdot [S_{DO,sätt}(T) \cdot \exp(k_{T,DOsätt} \cdot \Delta T)]^{0.5}$$

$$k_{T,rA} = 0.5 \cdot (k_{T,D} + k_{T,\mu_{\max}} + k_{T,DOsätt})$$

- Fall 4 $S^* \gg k_S$ und $Su \gg k_S$. Dünnere Biofilm im Bereich hoher Substratkonzentration.

$$r_A(T + \Delta T) = r_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T) \cdot L$$

$$k_{T,rA} = k_{T,\mu_{\max}}$$

- Fall 5 $S^* \ll k_S$ und $Su \neq 0$. Dünnere Biofilm im linearen Bereich der Monod-Kinetik.

$$r_A(T + \Delta T) = r_{\max}(T) \cdot \exp(k_{T,\mu_{\max}} \cdot \Delta T) \cdot \frac{1}{k_S} \cdot S^* \cdot L$$

$$k_{T,rA} = k_{T,\mu_{\max}}$$

A 6 Limitierendes Substrat für dicken Biofilm

Sofern innerhalb des Biofilm nur ein Prozess stattfindet, dessen Prozessgeschwindigkeit ρ genannt wird, so gilt für verschiedene Substrate i und j , dass die Umsatzgeschwindigkeiten proportional sein müssen. Der Proportionalitätsfaktor entspricht dem stöchiometrischen Verhältnis ν .

$$\rho = \frac{r_i}{\nu_i} = -\frac{1}{\nu_i} \cdot \frac{\partial N_i}{\partial x} = \frac{r_j}{\nu_j} = -\frac{1}{\nu_j} \cdot \frac{\partial N_j}{\partial x} \quad (\text{A27}).$$

Diese Gleichung gilt an allen Stellen im Biofilm, natürlich auch an der Oberfläche des Biofilms. Die Stoffe i und j werden entsprechend der stöchiometrischen Verhältnisse verbraucht, daher sind – stationäre Bedingungen vorausgesetzt – auch der Stofftransport für i und für j in den Biofilm, und damit die flächenbezogenen Abbauraten, proportional.

$$\frac{r_{A,i}}{\nu_i} = \frac{r_{A,j}}{\nu_j} \quad (\text{A28}).$$

Beziehung A27 kann im Bereich von x bis L integriert werden, wobei $N(L)$ gleich Null ist (es findet kein Stofftransport in die Unterlage statt).

$$\begin{aligned} -\int_x^L \frac{1}{\nu_i} \cdot \frac{\partial N_i}{\partial x} &= -\int_x^L \frac{1}{\nu_j} \cdot \frac{\partial N_j}{\partial x} \\ -\frac{1}{\nu_i} \cdot (N_i(L) - N_i(x)) &= -\frac{1}{\nu_j} \cdot (N_j(L) - N_j(x)) \\ \frac{N_i}{\nu_i} &= \frac{N_j}{\nu_j} \end{aligned} \quad (\text{A29}).$$

Gleichung A29 wird auf Gleichung A3 angewendet. Daraus lässt sich eine Bedingung für die Bestimmung des limitierenden Substrates i ableiten, wenn die Konzentration S_i an der Unterlage Null wird.

$$\begin{aligned} \frac{N_i}{\nu_i} &= -\frac{D_i}{\nu_i} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial x} = \frac{N_j}{\nu_j} = -\frac{D_j}{\nu_j} \cdot \frac{\partial S_j}{\partial x} \\ -\frac{D_i}{\nu_i} \cdot \int_0^L \frac{\partial S_i}{\partial x} &= -\frac{D_j}{\nu_j} \cdot \int_0^L \frac{\partial S_j}{\partial x} \\ -\frac{D_i}{\nu_i} \cdot (S_i^u - S_i^*) &= -\frac{D_j}{\nu_j} \cdot (S_j^u - S_j^*) \end{aligned}$$

$$\text{Annahme } S_i^u = 0: \quad \frac{D_i}{\nu_i} \cdot S_i^* = \frac{D_j}{\nu_j} \cdot S_j^* - \frac{D_j}{\nu_j} \cdot S_j^u \quad (\text{A30})$$

Der Stoff i ist limitierend für den Umsatz im Biofilm, wenn für alle j gilt:

$$\frac{D_i}{\nu_i} \cdot S_i^* < \frac{D_j}{\nu_j} \cdot S_j^* \quad (\text{A31}).$$

WIENER MITTEILUNGEN WASSER • ABWASSER • GEWÄSSER
--

Eine von den Wasserbauinstituten an der Technischen Universität Wien, den Instituten für Wasserwirtschaft der Universität für Bodenkultur und dem Österreichischen Wasser- und Abfallwirtschaftsverband herausgegebene Schriftenreihe

Band Nr		Preis €
1	Das Wasser (1968) Kresser W.	vergriffen
2	Die Gesetzmäßigkeiten der stationären Flüssigkeitsströmung durch gleichförmig rotierende zylindrische Rohre (1968) Breiner, H.	vergriffen
3	Abwasserreinigung - Grundkurs (1969) von der Emde, W.	vergriffen
4	Abwasserreinigungsanlagen - Entwurf-Bau-Betrieb (1969) 4. ÖWWV-Seminar, Raach 1969	vergriffen
5	Zukunftsprobleme der Trinkwasserversorgung (1970) 5. ÖWWV-Seminar, Raach 1970	vergriffen
6	Industrieabwässer (1971) 6. ÖWWV-Seminar, Raach 1971	vergriffen
7	Wasser- und Abfallwirtschaft (1972) 7. ÖWWV-Seminar, Raach 1972	vergriffen
8	Das vollkommene Peilrohr (Zur Methodik der Grundwasserbeobachtung) (1972) Schmidt, F.	vergriffen
9	Über die Anwendung von radioaktiven Tracern in der Hydrologie (1972) Pruzinsky, W. Über die Auswertung von Abflußmengen auf elektronischen Rechenanlagen Doleisch, M.:	18
10	1. Hydrologie-Fortbildungskurs (1972)	vergriffen

Band Nr		Preis €
11	Vergleichende Untersuchungen zur Berechnung von HW-Abflüssen aus kleinen Einzugsgebieten (1972) Gutknecht, D.	vergriffen
12	Uferfiltrat und Grundwasseranreicherung (1973) 8. ÖWWV-Seminar, Raach 1973	vergriffen
13	Zellstoffabwässer-Anfall und Reinigung (1972) von der Emde W., Fleckseder H., Huber L., Viehl K.	vergriffen
14	Abfluß - Geschiebe (1973) 2. Hydrologie-Fortbildungskurs 1973	vergriffen
15	Neue Entwicklung in der Abwassertechnik (1983) 9. ÖWWV-Seminar, Raach 1974	vergriffen
16	Praktikum der Kläranlagentechnik (1974) von der Emde W.	vergriffen
17	Stabilitätsuntersuchung von Abflußprofilen mittels hydraulischer Methoden und Trendanalyse (1974) Behr, O.:	18
18	Hydrologische Grundlagen zur Speicherbemessung(1975) 3. Hydrologie-Fortbildungskurs 1975	vergriffen
19	Vorhersagen in der Wasserwirtschaft (1976) 1. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1976	10
20	Abfall- und Schlammbehandlung aus wasserwirtschaftlicher Sicht (1976) 11. ÖWWV-Seminar, Raach 1976	vergriffen
21	Zur Theorie und Praxis der Speicherwirtschaft (1977) 2. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1977	22
22	Abwasserreinigung in kleineren Verhältnissen (1977) 12. ÖWWV-Seminar, Raach 1977	vergriffen
23	Methoden zur rechnerischen Behandlung von Grundwasserleitern (1977) Baron W., Heindl W., Behr O., Reitingner J.	vergriffen
24	Ein Beitrag zur Reinigung des Abwassers eines Chemiefaserwerkes, eines chemischen Betriebes und einer Molkerei (1978) Begert A.	vergriffen

Band Nr		Preis €
25	Ein Beitrag zur Reinigung von Zuckerfabrikabwasser (1978) Kroiss H.	vergriffen
26	Methoden der hydrologischen Kurzfristvorhersage (1978) Gutknecht D.	vergriffen
27	Wasserversorgung-Gewässerschutz (1978) 13. ÖWWV-Seminar, Raach 1978	vergriffen
28	Industrieabwasserbehandlung - Neue Entwicklungen (1979) 14. ÖWWV-Seminar, Raach 1979	vergriffen
29	Probleme der Uferfiltration und Grundwasseranreicherung mit besonderer Berücksichtigung des Wiener Raumes (1979) Frischherz H.	vergriffen
30	Beiträge zur Hydraulik, Gewässerkunde und Wasserwirtschaft (1979) o. Univ.-Prof. DDr. Werner Kresser zum 60. Geburtstag	vergriffen
31	Grundwasserzuströmungsverhältnisse zu Horizontalfilterrohrbrunnen (1980) Schügerl W.	vergriffen
32	Grundwasserwirtschaft (1980) 3. Hydrologisches Seminar des ÖWWV 1980	25
33	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (1) (1980)	vergriffen
34	Behandlung und Beseitigung kommunaler und industrieller Schlämme (1980) 15. ÖWWV-Seminar, Raach 1980	vergriffen
35	Faktoren, die die Inaktivierung von Viren beim Belebungsverfahren beeinflussen (1980) Usrael G.	vergriffen
36	Vergleichende Kostenuntersuchungen über das Belebungsverfahren (1980) Flögl W.	vergriffen
37	Ein Beitrag zur Reinigung und Geruchsfreimachung von Abwasser aus Tierkörperverwertungsanstalten (1980) Ruider E.	vergriffen
38	Wasserwirtschaftliche Probleme der Elektrizitätserzeugung (1981) Schiller, G.:	vergriffen

Band Nr		Preis €
39	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (1981) Teil 2	vergriffen
40	Wasseraufbereitung und Abwasserreinigung als zusammengehörige Techniken (1981) 16. ÖWWV-Seminar, Raach 1981	vergriffen
41	Filterbrunnen zur Erschließung von Grundwasser (1981) ÖWWV-Fortbildungskurs 1981	29
42	Zur Ermittlung von Bemessungshochwässern im Wasserbau (1981) Kirnbauer R.	22
43	Wissenschaftliche Arbeiten, Zeitraum 1977 bis 1981 (1981)	25
44	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft - heute (1981) Teil 3	25
45	Verbundwirtschaft in der Wasserversorgung (1982) ÖWWV-Fortbildungskurs 1982	29
46	Gewässerschutzplanung, deren Umsetzung und Zielkontrolle im Einzugsgebiet des Neusiedler Sees (1982) Stalzer W.	vergriffen
47	Wechselwirkung zwischen Planung und Betrieb von Abwasserreinigungsanlagen, Erfahrungen und Probleme (1982) 17. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1982	vergriffen
48	Kleinwasserkraftwerke - Notwendigkeit und Bedeutung (1982) Flußstudien: Schwarza, kleine Ybbs, Saalach	vergriffen
49	Beiträge zur Wasserversorgung, Abwasserreinigung, Gewässerschutz und Abfallwirtschaft (1982) o. Univ.-Prof. Dr.-Ing. W. v.d. Emde zum 60. Geburtstag	vergriffen
50	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft - heute (1982) Teil 4	vergriffen
51	Sicherung der Wasserversorgung in der Zukunft (1983) 18. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1983	vergriffen
52	Thermische Beeinflussung des Grundwassers (1983) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1983	vergriffen

Band Nr		Preis €
53	Planung und Betrieb von Regenentlastungsanlagen (1984) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1984	vergriffen
54	Sonderabfall und Gewässerschutz (1984) 19. ÖWWV-Seminar, Gmunden 1984	vergriffen
55	Naturnahes Regulierungskonzept "Pram" (1984)	26
56	Blähschlamm beim Belebungsverfahren (1985) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1985	vergriffen
57	Chemie in der Wassergütewirtschaft (1985) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1985	vergriffen
58	Klärschlamm - Verwertung und Ablagerung (1985) 20. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1985	vergriffen
59	Wasserkraftnutzung an der Thaya (1985) Pelikan B.	23
60	Seminar "Wasser - Umwelt - Raumordnung" (1985)	16
61	Gewässerschutz im Wandel der Zeit Ziele und Maßnahmen zu ihrer Verwirklichung (1985) Fleckseder, H.	vergriffen
62	Anaerobe Abwasserreinigung (1985) Kroiss H.	vergriffen
63	Kleine Belebungsanlagen mit einem Anschlußwert bis 500 Einwohnergleichwerte (1985) Begert A.	vergriffen
64	Belüftungssysteme beim Belebungsverfahren (1986) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1986	vergriffen
65	Planung und Betrieb von Behandlungsanlagen für Industrieabwässer (1986) 21. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1986	vergriffen
66	Ausspracheseminar Grundwasserschutz in Österreich (1986) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1986	29
67	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (5) (1986)	vergriffen

Band Nr	Preis €
68 Zur mathematischen Modellierung der Abflusstehung an Hängen (1986) Schmid B.H.	22
69 Nitrifikation - Denitrifikation (1987) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1987	vergriffen
70 Flußbau und Fischerei (1987)	vergriffen
71 Wasserversorgung und Abwasserreinigung in kleinen Verhältnissen (1987) 22. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1987	vergriffen
72 Wasserwirtschaft und Lebensschutz (1987) Wurzer E.	vergriffen
73 Anaerobe Abwasserreinigung Grundlagen und großtechnische Erfahrung (1988) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1988	vergriffen
74 Wasserbau und Wasserwirtschaft im Alpenraum aus historischer Sicht (1988)	22
75 Wechselbeziehungen zwischen Land-, Forst und Wasserwirtschaft (1988) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1988	vergriffen
76 Gefährdung des Grundwassers durch Altlasten (1988) 23. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1988	vergriffen
77 Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (6) (1987)	vergriffen
78 Wasserwirtschaftliche Planung bei mehrfacher Zielsetzung (1988) Nachtnebel, H.P.	25
79 Hydraulik offener Gerinne (1989) Symposium, 1989	vergriffen
80 Untersuchung der Fischaufstiegshilfe bei der Stauhaltung im Gießgang Greifenstein (1988) Jungwirth M., Schmutz S.	vergriffen
81 Biologische Abwasserreinigung (1989) ÖWWV-Fortbildungskurs, 1989, TU-Wien	vergriffen
82 Klärschlamm Entsorgung (1989) 24. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1989	vergriffen

Band Nr		Preis €
83	Viruskontamination der Umwelt und Verfahren der Kontrolle (1990) 2. Symposium	18
84	Schadstofffragen in der Wasserwirtschaft (1989) ÖWWV-Fortbildungskurs 1989, TU-Wien	29
85	Schlußbericht zum Forschungsvorhaben Trinkwasseraufbereitung mit Ultraschall, Projekt Abschnitt I (1989) Frischherz H.; Benes E.; Ernst J.; Haber F.; Stuckart W.	18
86	Umfassende Betrachtung der Erosions- und Sedimentationsproblematik (1989) Summer W.	25
87	Großräumige Lösungen in der Wasserversorgung (1990) 25. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1990	vergriffen
88	Revitalisierung von Fließgewässern (1990) Beiträge zum Workshop Scharfling, 1989	vergriffen
89	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (1990) Teil 9	vergriffen
90	A Study on Kinematic Cascades (1990) Schmid B.H.	18
91	Snowmelt Simulation in Rugged Terrain - The Gap Between Point and Catchment Scale Approaches (1990) Blöschl G.	18
92	Dateninterpretation und ihre Bedeutung für Grundwasserströmungsmodelle (1990) Blaschke A.P.	nicht erschienen
93	Decision Support Systeme für die Grundwasserwirtschaft unter Verwendung geografischer Informationssysteme (1990) Fürst J.	18
94	Schlußbericht zum Forschungsvorhaben Trinkwasseraufbereitung mit Ultraschall; Projekt-Abschnitt 1990 (1990) Frischherz H., Benes E., Stuckhart W., Ilmer A., Gröschl M., Bolek W.	18
95	Anaerobe Abwasserreinigung - Ein Modell zur Berechnung und Darstellung der maßgebenden chemischen Parameter (1991) Svardal K.	22

Band Nr	Preis €
96 EDV-Einsatz auf Abwasserreinigungsanlagen (1991) ÖWWV-Fortbildungskurs 1991, TU-Wien	29
97 Entfernung von Phosphorverbindungen bei der Abwasserreinigung (1991) ÖWWV-Fortbildungskurs 1991, TU-Wien	25
98 Auswirkungen der Wasserrechtsgesetznovelle 1990 auf Behörden, Planer und Betreiber kommunaler Abwasserreinigungsanlagen - aus technischer, rechtlicher und wirtschaftlicher Sicht (1991) 26. ÖWWV-Seminar, Ottenstein 1991	36
99 Geruchsemissionen aus Abwasserreinigungsanlagen (1991) ÖWWV-Fortbildungskurs 1991,	22
100 Anpassung von Kläranlagen an den Stand der Technik (1992) ÖWWV-Fortbildungskurs 1992, TU-Wien	vergriffen
101 Umweltbezogene Planung wasserbaulicher Maßnahmen an Fließgewässern (1992) Pelikan B.	18
102 Erfassung hydrometeorologischer Elemente in Österreich im Hinblick auf den Wasserhaushalt (1992) Behr O.	i.V.
103 Wasser- und Abfallwirtschaft in dünn besiedelten Gebieten (1992) 27. ÖWWV-Seminar Ottenstein 1992	36
104 Virus Contamination of the Environment (1992) Methods and Control	vergriffen
105 Fließgewässer und ihre Ökologie (1993) ÖWAV-Fortbildungskurs 1992, TU-Wien	22
106 Festlegung einer Dotierwassermenge über Dotationsversuche (1992) Mader H.	22
107 Wasserrechtsgesetznovelle 1990 und neue Emissionsverordnungen (1992) Vorträge anlässlich der UTEC 1992	29
108 Chemische Analytik für einen zeitgemäßen Gewässerschutz (1992) Vorträge anlässlich der UTEC 1992	29
109 Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (1994) Teil 10 - Beiträge zum Seminar an der Universität für Bodenkultur im November 1994	i.V.

Band Nr	Preis €
110 Bemessung u. Betrieb von Kläranlagen zur Stickstoffentfernung (1993) ÖWAV-Seminar 1993, TU-Wien	36
111 Wasserreserven in Österreich - Schutz und Nutzung in Gegenwart und Zukunft (1993) 28. ÖWAV-Seminar Ottenstein 1993	vergriffen
112 Contamination of the Environment by Viruses and Methods of Control (1993)	18
113 Wasserkraft () O.Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. S. Radler anlässlich seiner Emeritierung	vergriffen
114 Klärwärter-Grundkurs (1994) 2. Auflage 1994	vergriffen
115 Beitrag zur Reduzierung der Abwasseremissionen der Bleicherei beim Sulfatverfahren (1994) Urban W. ISBN 3-85234-001-2	22
116 Eigenüberwachung von Abwasserreinigungsanlagen für den Gewässerschutz (1994) ÖWAV-Seminar 1994, TU-Wien ISBN 3-85234-002-0	25
117 Abwasserreinigungskonzepte - Internationaler Erfahrungsaustausch über neue Entwicklungen (1995) ÖWAV-Seminar 1994, TU Wien ISBN 3-85234-003-9	25
118 3 Jahre WRG-Novelle (1994) 29. ÖWAV-Seminar: Ottenstein 1994 ISBN 3-85234-004-7	19
119 Landeskulturelle Wasserwirtschaft (1994) anlässlich der Emeritierung von o.Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. H. Supersperg	vergriffen
120 Gewässerbetreuungskonzepte - Stand und Perspektiven (1994) Beiträge zur Tagung an der BOKU 1994 ISBN 3-85234-010-1	32
121 Generelle Entwässerungsplanung im Siedlungsraum (1996) ÖWAV-Seminar 1995, TU Wien ISBN 3-85234-011-X	29

122	Bedeutung von geowissenschaftlicher Zusatzinformation für die Schätzung der Transmissivitätsverteilung in einem Aquifer (1994) Kupfersberger H.	18
123	Modellierung und Regionalisierung der Grundwassermengenbildung und des Bodenwasserhaushaltes (1994) Holzmann, H.	22
124	Pflanzenkläranlagen - Stand der Technik, Zukunftsaspekte (1995) ÖWAV-Seminar, BOKU Wien ISBN 3-85234-014-4	22
125	Abwasserreinigung - Probleme bei der praktischen Umsetzung des Wasserrechtsgesetzes, (1995) ÖWAV-Seminar 1995, TU-Wien ISBN 3-85234-015-2	32
126	Konfliktfeld Landwirtschaft - Wasserwirtschaft (1995) 30. ÖWAV-Seminar, Ottenstein 1995 ISBN 3-85234-016-0	29
127	Alte und neue Summenparameter (1995) ÖWAV-Seminar 1995, TU-Wien ISBN 3-85234-017-9	29
128	Viruskontamination der Umwelt und Verfahren der Kontrolle (deutsch oder englisch) (1995) 4. Symposium Univ.Prof.Dr. R. Walter ISBN 3-85234-019-5	0
129	Einfluß von Indirekteinleitungen auf Planung und Betrieb von Abwasseranlagen (1996) ÖWAV-Seminar 1996, TU-Wien ISBN 3-85234-020-9	vergriffen
130	Zentrale und dezentrale Abwasserreinigung (1996) 31. ÖWAV-Seminar, Ottenstein 1996 ISBN 3-85234-021-7	36
131	Methoden der Planung und Berechnung des Kanalisationssystems (1996) ÖWAV-Seminar 1996, BOKU-Wien ISBN 3-85234-022-5	29

Band Nr		Preis €
132	Scale and Scaling in Hydrology (1996) Blöschl G. ISBN 3-85234-023-3	vergriffen
133	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (11) (1996) Integrale Interpretation eines zeitgemäßen Gewässerschutzes ISBN 3-85234-024-0	12
134	Ein Beitrag zur Charakterisierung von Belüftungssystemen für die biologische Abwasserreinigung nach dem Belebungsverfahren mit Sauerstoffzufuhrmessungen (1996) Frey W. ISBN 3-85234-025-X	22
135	Nitrifikation im Belebungsverfahren bei maßgebendem Industrieabwassereinfluß (1996) Nowak O. ISBN 3-85234-026-8	36
136	1. Wassertechnisches Seminar (1996) Nebenprodukte von Desinfektion und Oxidation bei der Trinkwasseraufbereitung ISBN 3-85234-027-6	i.V.
137	Modellanwendung bei Planung und Betrieb von Belebungsanlagen (1997) ÖWAV - Seminar 1997, TU-Wien ISBN 3-85234-028-4	32
138	Nitrifikationshemmung bei kommunaler Abwasserreinigung (1997) Schweighofer P. ISBN 3-85234-029-2	25
139	Ein Beitrag zu Verständnis und Anwendung aerober Selektoren für die Blähschlammvermeidung (1997) Prendl L. ISBN 3-85234-030-6	22
140	Auswirkungen eines Kläranlagenablaufes auf abflußschwache Vorfluter am Beispiel der Kläranlage Mödling und des Krottenbaches (1997) Franz A. ISBN 3-85234-031-4	25
141	Neue Entwicklungen in der Abwassertechnik (1997) ÖWAV - Seminar 1997, TU-Wien ISBN 3-85234-032-2	36

Band Nr		Preis €
142	Kulturtechnik und Wasserwirtschaft heute (11) (1997) Abfallwirtschaft und Altlastensanierung morgen ISBN 3-85234-033-0	18
143	Abwasserbeseitigung und Wasserversorgung in Wien (1997) Eine ökonomische Beurteilung der Einnahmen, Ausgaben und Kosten Kosz M. ISBN 3-85234-034-9	22
144	Raum-Zeitliche Variabilitäten im Geschiebehaushalt und dessen Beeinflussung am Beispiel der Drau (1997) Habersack H. ISBN 3-85234-035-7	29
145	Fortbildungskurs: Biologische Abwasserreinigung (1998) ÖWAV - Seminar 1998, TU-Wien ISBN 3-85234-036-5	vergriffen
146	2. Wassertechnisches Seminar (1998) Desinfektion in der Trinkwasseraufbereitung ISBN 3-85234-037-3	i.V.
147	Eigenüberwachung und Fremdüberwachung bei Kläranlagen (1998) 32. ÖWAV-Seminar , Linz 1998 ISBN 3-85234-038-1	36
148	Grundwasserdynamik (1998) ISBN 3-85234-039-C	36
149	Die Tradition in der Kulturtechnik (1998) Kastanek F. Simulationsanwendung bei der Störung durch poröses Medium (1998) Loiskandl W. ISBN 3-85234-040-4	22
150	Auswirkungen von Niederschlagsereignissen und der Schneeschmelze auf Karstquellen (1998) Steinkellner M. ISBN 3-85234-041-1	36
151	Experiences with soil erosion models (1998) ISBN 3-85234-042-X	29

Band Nr		Preis €
152	Ein Beitrag zur Optimierung der Stickstoffentfernung in zweistufigen Belebungsanlagen (1998) Dornhofer K. ISBN 3-85234-043-8	25
153	Hormonell aktive Substanzen in der Umwelt (1998) ÖWAV / UBA Seminar 1998, BOKU Wien ISBN 3-58234-044-6	vergriffen
154	Erfassung, Bewertung und Sanierung von Kanalisationen (1998) ÖWAV Seminar 1999, BOKU Wien ISBN 3-8523-045-4	29
155	Nährstoffbewirtschaftung und Wassergüte im Donauraum (1999) ÖWAV - Seminar 1999, TU-Wien ISBN 3-85234-046-2	32
156	Der spektrale Absorptionskoeffizient zur Bestimmung der organischen Abwasserbelastung (1999) UV-Seminar 1998, Duisburg ISBN 3-85234-047-0	22
157	Bedeutung und Steuerung von Nährstoff- und Schwermetallflüssen des Abwassers (1999) Zessner M. ISBN 3-85234-048-9	25
158	Entwicklung einer Methode zur Bewertung von Stoffbilanzen in der Abfallwirtschaft (1999) Rechberger H. ISBN 3-85234-049-7	vergriffen
159	Sicherheit und Gesundheitsschutz auf Abwasseranlagen und deren Evaluierung (2000) ÖWAV – Seminar 2000, TU-Wien ISBN 3-85234-050-0	22
160	Auswirkungen von Klimaänderungen auf die Hydrologie alpiner Einzugsgebiete (2000) Hebenstreit K. ISBN 3-85234-051-9	25

161	Innovative Messtechnik in der Wasserwirtschaft (2000) Präsentation eines Forschungsprojektes ÖWAV – Seminar 2000, BOKU – Wien ISBN 3-85234-052-7	vergriffen
162	Sickerwasser und Oberflächenabdichtung auf Reaktordeponien (2000) ÖWAV - Seminar 2000, Wirtschaftskammer Wien ISBN 3-85234-053-5	25
163	Abfall- und Abwasserentsorgung in kleinen Verhältnissen (2000) ÖWAV - Seminar 2000, Ottenstein ISBN 3-85234-054-3	25
164	Niederschlag-Abfluss-Modellierung – Simulation und Prognose (2000) ÖWAV-Seminar 2000, TU Wien ISBN 3-85234-055-1	i.V.
165	Mehrdimensionale Abflussmodellierung am Beispiel der Lafnitz (2000) Habersack, H. / Mayr, P. / Girlinger, R. / Schneglberger, St. ISBN 3-85234-056-x	25
166	Anpassung von Kläranlagen – Planung und Betrieb (2001) ÖWAV-Seminar 2001, TU Wien ISBN 3-85234-057-8	40
167	Bepflanzte Bodenfilter zur weitergehenden Reinigung von Oberflächenwasser und Kläranlagenabläufen (2001) Laber J. ISBN 3-85234-058-6	25
168	Kanalbetrieb und Niederschlagsbehandlung (2001) ÖWAV-Seminar 2001, BOKU Wien. ISBN 3-85234-059-4	29
169	Development of a Simulation Tool for Subsurface Flow Constructed Wetlands (Entwicklung eines Simulationsmodells für bepflanzte Bodenfilter) (2001) Langergraber G. ISBN 3-85234-060-8	25
170	Simulation von Niederschlagszeitreihen mittels stochastischer Prozess-modelle unter Berücksichtigung der Skaleninvarianz (2001) Bogner ISBN 3-85234-061-6	i.V.
171	Sewage Sludge Disposal – Sustainable and/or Reliable Solutions (2001) ÖWAV / EWA Workshop 2001, TU-Wien ISBN 3-85234-062-4	25

-
- | | | |
|-----|---|------|
| 172 | Stickstoffentfernung mit Biofiltern (2002)
Nikolavic B.
ISBN 3-85234-063-2 | i.V. |
| 173 | Anaerobe Abwasserreinigung: Beeinflussende Faktoren der Versäuerung eines Zitronensäurefabrikabwassers (2002)
Moser D.
ISBN 3-85234-064-0 | i.V. |
| 174 | Gewässerschutz bei Entlastungsbauwerken der Mischkanalisation (2002)
Fenz R.
ISBN 3-85234-065-9 | i.V. |
| 175 | Wechselwirkung von physikalischen, chemischen und biotischen Prozessen in aquatischen Systemen (2002)
Kreuzinger N.
ISBN 3-85234-066-7 | i.V. |
| 176 | Benchmarking in der Abwasserentsorgung (2002)
ÖWAV Workshop Februar 2002, TU-Wien
ISBN 3-85234-067-5 | 30 |
| 177 | Klärschlamm (2002)
Möglichkeiten und Verfahren zur Verwertung / Entsorgung ab 2004
ÖWAV Seminar April 2002, Wirtschaftskammer Österreich
Schlammbehandlung und Entsorgung
ÖWAV / TU – Workshop September 2000, TU-Wien
ISBN 3-85234-068-3 | 30 |

Die Bände sind zu beziehen bei:

Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft
der Technischen Universität Wien
Karlsplatz 13/226, A-1040 Wien

Band: 12, 15, 16, 20, 28, 34, 35, 36, 37, 47, 49, 53, 54, 56, 57, 58, 61, 62, 63, 64, 65, 69, 73, 81, 82, 84, 95, 96, 97, 98, 99, 100, 105, 107, 108, 110, 114, 116, 117, 121, 125, 127, 129, 130, 134, 135, 137, 138, 139, 140, 141, 143, 145, 147, 152, 153, 155, 156, 157, 158, 159, 161, 162, 166, 171, 172, 173, 174, 175, 176, 177

Institut für Hydraulik, Gewässerkunde und Wasserwirtschaft
der Technischen Universität Wien
Karlsplatz 13, A-1040 Wien

Band: 1, 2, 8, 9, 17, 21, 23, 26, 30, 31, 41, 42, 52, 66, 68, 74, 90, 91, 92, 102, 122, 132, 148, 164

Institut für Wasserwirtschaft, Hydrologie und konstruktiven Wasserbau
der Universität für Bodenkultur,
Muthgasse 18, A-1190 Wien

Band: 18, 19, 32, 38, 43, 44, 45, 48, 50, 55, 59, 60, 70, 75, 78, 86, 89, 93, 101, 106, 109, 113, 123, 144, 160, 165, 167, 169

Institut für Wasservorsorge, Gewässerökologie und Abfallwirtschaft
der Universität für Bodenkultur,
Muthgasse 18, A-1190 Wien

Band: 22, 29, 39, 40, 46, 67, 71, 72, 76, 77, 80, 83, 85, 87, 88, 94, 103, 112, 115, 118, 120, 124, 126, 128, 131, 133, 136, 142, 146, 150, 154, 163, 167, 168, 169

Institut für Hydraulik und landeskulturelle Wasserwirtschaft
der Universität für Bodenkultur
Muthgasse 18, A-1190 Wien

Band: 119, 149, 151, 170