



Endbericht

Teilprojekt A 4.1.1: “Untersuchung, Modellierung und Demonstration der Leistungsfähigkeit und Flexibilität von Scheibentauchkörpern”

**des Vorhabens
“Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der
Wasserver- und -entsorgung”,
Teil II “Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung”,
Kernprojekt A “Abwasserbehandlung”**

Förderkennzeichen: 02WA0541

**Institut für Wasser und Gewässerentwicklung
Bereich Siedlungswasserwirtschaft
Universität Karlsruhe (TH)**

Prof. Dr.-Ing.E.h. H.H. Hahn, Ph.D.

September 2008

Zuwendungsempfänger: Institut für Wasser und Gewässerentwicklung Bereich Siedlungswasserwirtschaft	Förderkennzeichen: 02WA0541
Vorhabenbezeichnung: (Thema) “Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung”, Teil II “Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung”, Kernprojekt A “Abwasserbehandlung”, Teilprojekt A 4.1.1: “Untersuchung, Modellierung und Demonstration der Leistungsfähigkeit und Flexibilität von Scheibentauchkörpern”	
Laufzeit des Vorhabens: 01.01.2005 – 31.03.2008	Berichtszeitraum: 01.01.2005 - 31.12.2007

Projektpartner:

Dr. Scholz und Partner GmbH



Indian Institute of Technology (IIT), Delhi



Guru Gobind Singh Indraprastha University (GGSI), Delhi



LVK Enviro Consultants, Chennai



GEFÖRDERT VOM



Bundesministerium
für Bildung
und Forschung

Forschungszentrum Karlsruhe
in der Helmholtz-Gemeinschaft



Projektträger
Forschungszentrum
Karlsruhe (PTKA)

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung.....	1
2	Ausgangssituation in Schwellen- und Entwicklungsländern.....	3
3	Motivation und Zielsetzung.....	5
4	Biofilmverfahren in der Abwasserreinigung.....	7
5	Historische Entwicklung der Scheibentauchkörpertechnologie.....	9
5.1	Tauchkörper.....	9
5.2	Bewegliche Tauchkörper.....	9
5.3	Scheibentauchkörper.....	10
6	Grundlagen.....	13
6.1	Das Scheibentauchkörperv Verfahren.....	13
6.2	Scheibentauchkörper in der gewerblich/ industriellen Abwasserbehandlung.....	16
6.3	Biofilm.....	16
6.3.1	Wachstums- und Reaktionskinetik von Biofilmen.....	17
6.3.2	Temperatureinfluss auf das Biofilmwachstum.....	18
6.4	Nitrifikation.....	20
6.4.1	Chemolithotrophe Nitrifikation.....	21
6.4.2	Heterotrophe Nitrifikation.....	22
6.5	Einflussfaktoren auf die Nitrifikation.....	22
6.5.1	Einfluss des pH-Wertes bzw. der Alkalinität auf die Nitrifikation.....	22
6.5.2	Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Nitrifikation.....	24
6.5.3	Einfluss des Substrates auf die Nitrifikation.....	25
6.5.4	Einfluss der organischen Belastung auf die Nitrifikation.....	25
6.5.5	Temperatureinfluss auf die Nitrifikation.....	26
6.5.6	Maximale spezifische Nitrifikationsleistung.....	28
6.5.7	Einfluss der Betriebsbedingungen auf die Nitrifikation.....	30
6.5.8	Schlammalter.....	31
6.6	Heterotropher Abbau organischer Substanzen - Denitrifikation.....	33

6.7	Einflussfaktoren auf den heterotrophen Abbau	34
6.7.1	Einfluss des pH-Wertes	34
6.7.2	Einfluss der Sauerstoffkonzentration	35
6.7.3	Einfluss der Abwasserzusammensetzung	35
6.7.4	Einfluss der Temperatur	36
6.8	Aerobe Denitrifikation	38
6.9	Anaerobe Ammoniumoxidation (Anammox)	38
6.10	Bemessungsansätze für Scheibentauchkörperanlagen	39
6.10.1	Bemessung nach Gujer, Krejci und Fleckseder	40
6.10.2	Bemessung nach Wolf	40
7	Material und Methoden	43
7.1	Versuchsanlagen in Karlsruhe, Klimakammeruntersuchungen	43
7.1.1	Halbtechnische Versuchsanlagen in Karlsruhe für den kontinuierlichen Betrieb und die Batch-Untersuchungen (Batch 1)	43
7.1.2	Versuchsphasen der Labor-Untersuchungen	46
7.1.3	Batch-Versuche in den Kaskaden der Versuchsanlagen (Batch 1)	47
7.1.4	Batch-Versuche parallel zum kontinuierlichen Betrieb (Batch 2)	47
7.1.5	Langsamsandfilter, Klimakammer	49
7.1.6	Substrat	51
7.1.7	Analytik	52
7.2	Demonstrationsanlage in Delhi, Indien	53
7.2.1	Randbedingungen des Demonstrationsbetriebes	53
7.2.2	Phaseneinteilung des Demonstrationsbetriebes	55
7.2.3	Langsamsandfilter; Delhi	57
8	Ergebnisse der Sauerstoffeintragsuntersuchungen	59
8.1	Sauerstoffkonzentrationsverteilung	59
8.2	Filmdickenverteilung	63
8.3	Berechnung des Sauerstofftransferkoeffizienten und des Sauerstoffeintrages	64
8.4	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 8	65

9	Ergebnisse der Scheibentauchkörperuntersuchungen.....	67
9.1	Maximale Umsatzraten.....	67
9.1.1	Batch-Versuche in den Kaskaden der Versuchsanlage (Batch 1).....	67
9.1.2	Batch-Versuche parallel zum kontinuierlichen Betrieb (Batch 2).....	72
9.1.3	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse Kapitel 9.1.....	75
9.2	Biofilmdicke, –dichte und Trockensubstanzgehalt.....	81
9.2.1	Zusammenfassung der Ergebnisse Kapitel 9.2.....	84
9.3	Betriebsergebnisse der halbtechnischen Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser.....	86
9.3.1	BSB ₅ -Abbauleistung (Ø 25 cm).....	86
9.3.2	Nitrifikationsleistung (Ø 25 cm).....	89
9.3.3	BSB ₅ -Abbauleistung (Ø 50 cm).....	92
9.3.4	Nitrifikationsleistung (Ø 50 cm).....	95
9.3.5	Einfluss des Maßstabes auf die Untersuchungsergebnisse der Versuchsanlagen.....	98
9.3.6	Bestimmung der maximalen Umsatzraten mittels der Methode nach Lineweaver und Burk.....	99
9.3.7	Einfluss der BSB ₅ -Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung.....	106
9.3.8	Hydraulische Aufenthaltszeit (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm).....	107
9.3.9	pH-Wert (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm).....	108
9.3.10	Sauerstoffkonzentrationen (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm).....	108
9.3.11	Spezifische Überschussschlammproduktion, abfiltrierbare Stoffe und Schlammalter (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm).....	110
9.3.12	Stickstoffbilanz: Versuchsanlagen Karlsruhe.....	112
9.3.13	Verdunstung.....	117
9.4	Betriebsergebnisse der halbtechnischen Versuchsanlagen mit realem Abwasser	119
9.4.1	BSB ₅ -Abbauleistung (Ø 25cm; reales Abwasser).....	119
9.4.2	Nitrifikationsleistung (Ø 25 cm; reales Abwasser).....	121
9.4.3	Hydraulische Aufenthaltszeit (Ø = 25 ;reales Abwasser).....	123

9.4.4	Einfluss der BSB ₅ -Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung (Ø 25 cm; reales Abwasser)	123
9.4.5	Stickstoffbilanz (Ø 25 cm; reales Abwasser)	124
9.4.6	Sauerstoffkonzentration und pH-Wert (Ø 25 cm; reales Abwasser).....	124
9.5	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse der Kapitel 9.3 und 9.4	125
9.6	Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi.....	136
9.6.1	Randbedingungen der Untersuchungen.....	136
9.6.2	BSB ₅ -Reinigungsleistung (Demonstrationsanlage)	137
9.6.3	CSB _{filtriert} -Abbauleistung	141
9.6.4	CSB _{homogenisiert} -Abbauleistung	143
9.6.5	NH ₄ -N-Abnahme	143
9.6.6	Nitrifikation – N _{ges} -Elimination	146
9.6.7	Stickstoffbilanz: Demonstrationsanlage Delhi.....	148
9.6.8	Sauerstoffkonzentration und pH-Wert	150
9.6.9	AFS und spezifische Überschussschlammproduktion	150
9.6.10	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 9.6	152
10	Simulation.....	159
10.1	Vergleich der Simulationsergebnisse mit den experimentellen Ergebnissen	160
11	Langsamsandfiltration	163
11.1	Langsamsandfiltration; Klimakammeruntersuchungen (I)	163
11.2	Langsamsandfiltration; Klimakammer (II)	168
11.3	Langsamsandfiltration; Demonstrationsanlage Delhi	173
11.4	Zusammenfassung der Ergebnisse der Kapitel 11.1 bis 11.3	177
12	Abschließende Diskussion	179
12.1	Temperaturabhängigkeit der Umsatzleistung	179
12.2	N _{tot} -Elimination.....	184
12.3	pH-Wert und Sauerstoffkonzentration	184
12.4	Hydraulische Aufenthaltszeit	185
12.5	Rotationsgeschwindigkeit – Umfangsgeschwindigkeit - Sauerstoffeintrag.....	185

12.6	Überschussschlammproduktion und Abfiltrierbare Stoffe.....	186
12.7	Verdunstung	187
12.8	Langsamsandfiltration	188
13	Zusammenfassung	191
14	Bemessungsempfehlung	193
14.1	Allgemein	193
14.2	Vorbehandlung	193
14.3	Kohlenstoffabbau; BSB ₅ -Elimination	193
14.4	Mit vollständiger Nitrifikation	195
14.5	Nachklärung	196
15	Literatur	199

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 4.1: Biofilmverfahren im Überblick.....	7
Abbildung 6.1: Lebenszyklen eines Biofilms	16
Abbildung 6.2: Maximale Wachstumsraten von Nitrosomonas und Nitrobacter in Abhängigkeit von der Temperatur (Rolf, 2002)	20
Abbildung 6.3: Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von der Alkalinität bzw. vom pH-Wert (Boller et al., 1994)	23
Abbildung 6.4: Hemmwirkung von NH_3 und HNO_2 auf die Nitrifikation in Abhängigkeit vom pH-Wert nach Anthonisen et al., 1976 und Hwang et al., 2000)	23
Abbildung 6.5: Nitrifikation in Scheibentauchkörpern - Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration und der Rotationsgeschwindigkeit (Novak, 2000)	24
Abbildung 6.6: Abhängigkeit der Stickstoffoxidation von der organischen Belastung (nach Cheung, 1982).....	25
Abbildung 6.7: Zu erwartende Ablaufwerte bezüglich der NH_4^+ -N- und BSB_5 - Konzentration bei kommunalem Abwasser in Abhängigkeit von der BSB_5 - Scheibenbelastung bei Scheibentauchkörpern (nach Cheung,1982).....	26
Abbildung 6.8: Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von den Betriebsbedingungen (Boller et al., 1994)	30
Abbildung 6.9: Einfluss des pH-Wertes auf aerobe Abbauprozesse (nach Henze et al. 2002) und Denitrifikation (nach EPA, 1975)	34
Abbildung 6.10: Relative Denitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration (nach Oh und Silverstein, 1999).....	35
Abbildung 6.11: Relative NO_x -N-Reduktion in Abhängigkeit des BSB_5/NO_x -N-Verhältnisses für kommunales Abwasser nach Vorklärung (Narkis et al., 1979).....	36
Abbildung 6.12: Denitrifikationsgeschwindigkeit als Funktion von Temperatur und C-Quelle (nach Henze und Bundgaard, 1982)	36
Abbildung 6.13: Abhängigkeit der Denitrifikation von der Temperatur in Scheibentauchkörperanlagen (Davis und Pretorius, 1975).....	37
Abbildung 6.14: BSB_5 - und NH_4 -Umsatz in Tropfkörpern respektive in Scheibentauchkörpern (nach Wolf; 1986)	41
Abbildung 7.1: Halbtechnische Versuchsanlagen: Scheibendurchmesser 25 cm	43

Abbildung 7.2: Halbtechnische Versuchsanlage ($\varnothing = 50$ cm).....	44
Abbildung 7.3: Schematische Darstellung der Versuchsanlagen.....	44
Abbildung 7.4: Versuchsaufbau zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten / Umsatzgeschwindigkeiten	48
Abbildung 7.5: Kultivierung des Biofilms	48
Abbildung 7.6: Kenndaten des Langsandsandfilters	50
Abbildung 7.7: Demonstrationsanlage auf der STP Yamunah Vihar in Delhi, Indien.....	54
Abbildung 7.8: Schematische Darstellung der Demonstrationsanlage	56
Abbildung 7.9: Langsandsandfilter; Delhi.....	57
Abbildung 8.1: Sauerstoffkonzentrationsverteilung im Wasserfilm in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (Rotationsrichtung gegen den Uhrzeigersinn)	60
Abbildung 8.2: Mittlere Sauerstoffkonzentration im Wasserfilm in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (20°C).....	60
Abbildung 8.3: Wasserfilmdickenverteilung in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (Rotationsrichtung gegen den Uhrzeigersinn).....	63
Abbildung 8.4: Mittlere Wasserfilmdicke in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (20°C).....	64
Abbildung 8.5: K_L -Werte in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit.....	65
Abbildung 9.1: Maximale BSB_5 -Umsatzleistung pro Stunde in Kaskade 1	68
Abbildung 9.2: Maximale BSB_5 -Umsatzrate in Kaskade 1 in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)	70
Abbildung 9.3: Maximale NH_4 -N-Umsatzleistung als Mittelwert der Kaskaden 2 + 3.....	70
Abbildung 9.4: Maximale NH_4 -N-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Temperatur (Kaskade 2)	72
Abbildung 9.5: Maximale BSB_5 -Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)	73
Abbildung 9.6: Maximale Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)	73
Abbildung 9.7: Vergleich der maximalen BSB_5 -Umsatzrate und der maximalen Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min).....	74
Abbildung 9.8: Biofilmdicke auf den Scheibenflächen der unterschiedlichen Kaskaden	81

Abbildung 9.9: Biofilmverteilung in den Kaskaden ($\varnothing = 25\text{cm}$; $8,3 \text{ gBSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$; $T = 31,5 \text{ }^\circ\text{C}$)	81
Abbildung 9.10: Mittlerer Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben der Kaskaden	82
Abbildung 9.11: Mittlere Dichte des Biofilms in den Kaskaden	83
Abbildung 9.12: Zusammenhang zwischen Biofilmdicke und Trockensubstanzgehalt bzw. Biofilmdichte	83
Abbildung 9.13: Zusammenhang zwischen Scheibenbelastung (BSB_5 und $\text{NH}_4\text{-N}$) und Biofilmdicke in den Kaskaden.....	85
Abbildung 9.14: BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen K1-K6 ($\varnothing 25 \text{ cm}$)	88
Abbildung 9.15: BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen K7-K11 ($\varnothing 25 \text{ cm}$)	89
Abbildung 9.16: Temperaturabhängigkeit der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbauleistung (Abbauleistung und Reinigungsleistung bei $T = 23,9 \text{ }^\circ\text{C} = 100 \text{ } \%$; BSB_5 -Scheibenbelastung $\approx 8 \text{ g}$ $\text{BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$) ($\varnothing 25 \text{ cm}$).....	91
Abbildung 9.17: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen (K2,K3 und K5-K7 und K9)($\varnothing 25 \text{ cm}$).....	91
Abbildung 9.18: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen (K7 bis K11) ($\varnothing 25 \text{ cm}$).....	92
Abbildung 9.19: BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G1-G3 ($\varnothing 50 \text{ cm}$).....	94
Abbildung 9.20: BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G4-G8 ($\varnothing 50 \text{ cm}$).....	95
Abbildung 9.21: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G1-G4 und G6 ($\varnothing 50 \text{ cm}$).....	97
Abbildung 9.22: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G4-G8 ($\varnothing 50 \text{ cm}$).....	98
Abbildung 9.23:Vergleich der BSB_5 -Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen ($\varnothing 25 \text{ cm}$ und $\varnothing 50 \text{ cm}$; synthetisches Abwasser)	98
Abbildung 9.24: Vergleich der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen ($\varnothing 25 \text{ cm}$ und $\varnothing 50 \text{ cm}$, synthetisches Abwasser)	99
Abbildung 9.25: BSB_5 -Reinigungsleistung in Kaskade 1.....	100

Abbildung 9.26: Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C-24,8 °C (MW = 24 °C).....	101
Abbildung 9.27: Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C-28,7 °C (MW = 28,4 °C).....	102
Abbildung 9.28: Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C-32,4 °C (MW = 31,8 °C).....	102
Abbildung 9.29 Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C-35,2 °C (MW = 31,1 °C).....	102
Abbildung 9.30: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen in den Kaskaden in Abhängigkeit von der Temperatur und der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung.....	104
Abbildung 9.31: Bestimmung von $r_{\max,\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{m,\text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C-24,8 °C (MW = 24 °C).....	104
Abbildung 9.32: Bestimmung von $r_{\max,\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{m,\text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C-28,7 °C (MW = 28,4 °C).....	105
Abbildung 9.33: Bestimmung von $r_{\max,\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{m,\text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C-32,4 °C (MW = 31,8 °C).....	105
Abbildung 9.34: Bestimmung von $r_{\max,\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{m,\text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C-35,2 °C (MW = 34,1 °C).....	105
Abbildung 9.35: Einfluss der BSB_5 -Scheibenbelastung auf die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abnahme bei unterschiedlichen Temperaturen (\varnothing 25 cm und \varnothing 50 cm).....	106
Abbildung 9.36: Sauerstoffkonzentration im Ablauf der Versuchsanlagen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und den Scheibenbelastungen.....	109
Abbildung 9.37: Spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB_5 -Scheibenbelastung.....	110
Abbildung 9.38: Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB_5 -Scheibenbelastung.....	111
Abbildung 9.39: Schlammalter in Abhängigkeit von der BSB_5 -Scheibenbelastung.....	112
Abbildung 9.40: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Zulauffracht ($\text{NH}_4\text{-N}$ + $\text{NO}_3\text{-N}$; ohne Berücksichtigung der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Bildung und ohne Inkorporation in die Biomasse; \varnothing = 25 cm.....	113
Abbildung 9.41: N_{ges} -Frachten (Zulauf und Kaskaden: $\text{NH}_4\text{-N}$ + $\text{NO}_3\text{-N}$; Ablauf: $\text{NH}_4\text{-N}$ + $\text{NO}_3\text{-N}$ + $\text{NO}_2\text{-N}$ + Inkorporation) \varnothing = 25 cm.....	114

Abbildung 9.42: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Zulauffracht ($\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$); ohne Berücksichtigung der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Bildung und ohne Inkorporation in die Biomasse; $\varnothing = 50 \text{ cm}$	115
Abbildung 9.43: N_{ges} -Frachten (Zulauf und Kaskaden: $\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$; Ablauf: $\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N} + \text{NO}_2\text{-N} + \text{Inkorporation}$) $\varnothing = 50 \text{ cm}$	116
Abbildung 9.44: Abhängigkeit der N_{tot} -Ablauffracht von der BSB_5 -Scheibenbelastung.....	116
Abbildung 9.45: Korrelation zwischen gemessenen und berechneten Verdunstungsmengen für einen Verdunstungsbeiwert von $10 \text{ g}/(\text{mbar} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h})$	118
Abbildung 9.46: Verdunstungsmenge bezogen auf die Scheibenfläche in Abhängigkeit von der Temperatur bei einer relativen Luftfeuchtigkeit von 60-70 % (Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min)	118
Abbildung 9.47: Verdunstungsmenge in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der relativen Luftfeuchte (berechnet; Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min).....	119
Abbildung 9.48: BSB_5 -Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Reales Abwasser; Abwassertemperatur = $30,5^\circ\text{C}$	120
Abbildung 9.49: BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der hydraulischen Aufenthaltszeit.....	121
Abbildung 9.50: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der TKN-Scheibenbelastung und der hydraulischen Aufenthaltszeit.....	122
Abbildung 9.51: Nitrifikationsleistung bei unterschiedlichen TKN-Scheibenbelastungen.....	122
Abbildung 9.52: Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der TKN-Scheibenbelastungen .	123
Abbildung 9.53: Stickstoffbilanz der Versuchsanlage ($\varnothing 25 \text{ cm}$; reales Abwasser).....	124
Abbildung 9.54: Zulässige BSB_5 -Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei BSB_5 -Ablaufkonzentrationen von 20 mg/l	127
Abbildung 9.55: Vergleich der maximalen BSB_5 -Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb in Kaskade 1 und der Batch 2-Untersuchungen.....	128
Abbildung 9.56: Zu erwartende BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB_5 -Scheibenbelastung (durchgehende Linie: Untersuchter Temperaturbereich)	129
Abbildung 9.57: Mögliche einstellbare $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen von 10 mg/l bei einem mittleren C:N-Verhältnis von 4,5:1	130

Abbildung 9.58: Vergleich der maximalen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb in Kaskade 2 und der Batch 2-Untersuchungen (Bestimmung mittels der Methode nach LINEWEAVER-BURK; synthetisches Abwasser)	131
Abbildung 9.59: Zu erwartende $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung (mittleres C:N - Verhältnis = 4,5:1; synthetisches Abwasser).....	132
Abbildung 9.60: Vergleich der Ergebnisse der Bestimmung der spezifischen Überschussschlammproduktion mit Literaturdaten	135
Abbildung 9.61: Abwassertemperaturverlauf während der Untersuchungen in Delhi, Indien	137
Abbildung 9.62: BSB_5 -Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi, Indien (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung)	138
Abbildung 9.63: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi, Indien; Parameter BSB_5	139
Abbildung 9.64: BSB_5 -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der BSB_5 -Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage).....	139
Abbildung 9.65: Korrelation zwischen AFS- und BSB_5 -Konzentration in Kaskade 3 und im Ablauf der Nachklärung (Demonstrationsanlage).....	141
Abbildung 9.66: $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$ -Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi, Indien.....	142
Abbildung 9.67: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi, Indien; Parameter $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$	142
Abbildung 9.68: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Reduktion bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi, Indien; Ergebnisse nach Nachklärung (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung)	144
Abbildung 9.69: Betriebsergebnisse des Gesamtsystems ($\text{NH}_4\text{-N}$) (Demonstrationsanlage)	145
Abbildung 9.70: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration nach Kaskade 3 und nach der Nachklärung (Demonstrationsanlage).....	146
Abbildung 9.71: Reinigungsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Einzelergebnisse; Demonstrationsanlage).....	147

Abbildung 9.72: Verhältnis der Stickstofffrachten in den Kaskaden zur Zulauffracht der Anlage (ohne Berücksichtigung der NO ₂ -N-Bildung) Demonstrationsanlage Delhi.....	148
Abbildung 9.73: Stickstoffbilanz der Demonstrationsanlage Delhi, Indien	149
Abbildung 9.74: Konzentration der Abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB ₅ -Scheibenbelastung (Demonstrationsanlage).....	151
Abbildung 9.75: Spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB ₅ -Scheibenbelastung (Demonstrationsanlage).....	151
Abbildung 9.76: Biofilmdicke und Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden (Demonstrationsanlage Delhi).....	154
Abbildung 9.77: Vergleich der Ergebnisse der Bestimmung der Konzentration an Abfiltrierbaren Stoffen mit Daten von Cheung et al. (1980).....	155
Abbildung 9.78: BSB ₅ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwasseremperatur (Demonstrationsanlage).....	155
Abbildung 9.79: TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage).....	157
Abbildung 10.1: Vergleich der Simulationsergebnisse mit den Messergebnissen des kontinuierlichen Betriebs (nach Dutta, 2008).....	160
Abbildung 11.1: CSB _{hom} -Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule	163
Abbildung 11.2: NO ₃ -N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule	164
Abbildung 11.3: NH ₄ -N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule.....	164
Abbildung 11.4: Konzentrationsprofile entlang der Filterachse	164
Abbildung 11.5: Reduktion der Trübung.....	165
Abbildung 11.6: Reduktion der Abfiltrierbaren Stoffe	165
Abbildung 11.7: Langsamsandfilteroberfläche nach einer Betriebszeit von 2 Monaten.....	166
Abbildung 11.8: Gesamtkeimzahl bei 22 °C.....	166
Abbildung 11.9: Gesamtkeimzahl bei 36 °C.....	167
Abbildung 11.10: Gesamtcoliforme bei 36 °C	167
Abbildung 11.11: CSB _{hom} -Konzentration im Zu- und Ablauf der Filtersäule	169
Abbildung 11.12: NO ₃ -N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule	169
Abbildung 11.13: NH ₄ -N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule.....	169
Abbildung 11.14: N _{ges} -Elimination (Berechnet aus NH ₄ -N und NO ₃ -N)	170

Abbildung 11.15: Reduktion der Trübung.....	170
Abbildung 11.16: Reduktion der Abfiltrierbaren Stoffe	170
Abbildung 11.17: E. Coli.....	171
Abbildung 11.18: Gesamtcoliformgruppe	171
Abbildung 11.19: Gesamtkeimzahl bei 22°C.....	172
Abbildung 11.20: Gesamtkeimzahl bei 36°C.....	172
Abbildung 11.21: CSB-Elimination im LSF	173
Abbildung 11.22: NH ₄ -N-Reduktion im LSF	173
Abbildung 11.23: N _{org} -Reduktion im LSF.....	174
Abbildung 11.24: NO ₃ -N-Reduktion im LSF	174
Abbildung 11.25: N _{ges} -Reduktion im LSF	175
Abbildung 11.26: AFS-Reduktion im LSF.....	175
Abbildung 11.27: Reduktion der Gesamtkeimzahl (bei 36 °C) im Langsandsandfilter in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur.....	176
Abbildung 11.28: Gesamtkeimzahl (bei 36 °C)	176
Abbildung 12.1: Vergleich der BSB ₅ -Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen; weißes Rechteck: synthetisches Abwasser, rotes Rechteck: reales Abwasser).....	181
Abbildung 12.2: Vergleich der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen).....	183
Abbildung 12.3: Überschussschlammproduktion	186
Abbildung 12.4: Vergleich der Reduktionsleistung des LSF in der Klimakammer und des LSF im Demonstrationsbetrieb.....	188
Abbildung 14.1: BSB ₅ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB ₅ -Scheibenbelastung (Reinigungsziel: Kohlenstoffabbau; BSB ₅ -Elimination)	194
Abbildung 14.2: NH ₄ -N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der TKN-Scheibenbelastung (BSB ₅ :TKN ≅ 4:1)	196

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.1: Ausgewählte Kennzahlen zur Abwasserzusammensetzung in verschiedenen Ländern (nach BMBF, 2005)	3
Tabelle 2.2: Grenzwerte für die Einleitung von gereinigtem Abwasser in Oberflächengewässer (ausgewählte Parameter)(BMBF, 2005).....	4
Tabelle 2.3: Grenzwerte für die Verwendung von gereinigtem Abwasser für Bewässerungszwecke (ausgewählte Parameter)(BMBF, 2005)	4
Tabelle 6.1: Einteilung der Kaskaden (nach Henze et al.; 2002)	14
Tabelle 6.2: Spezifischen Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung (nach Ouyang, 1980)	15
Tabelle 6.3: Einteilung der Bakterien nach Temperaturbereichen	27
Tabelle 6.4: Konstanten zur Berechnung der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten (nach Henze et al., 2002)	28
Tabelle 6.5: Literaturzusammenstellung für θ -Werte für die Nitrifikation	29
Tabelle 6.6: Literaturzusammenstellung der θ -Werte für die Denitrifikation	37
Tabelle 6.7: Literaturzusammenstellung der θ -Werte für den Abbau organischer Inhaltsstoffe	38
Tabelle 6.8: k_B -Werte nach Wolf (1987)	42
Tabelle 6.9: v_N -Werte nach Wolf (1987) (bei Ablaufkonzentrationen unter 2 mg/l)	42
Tabelle 7.1: Versuchsbedingungen I (\varnothing 25 cm und 50 cm)	45
Tabelle 7.2: Versuchsbedingungen II	45
Tabelle 7.3: Versuchsbedingungen III	45
Tabelle 7.4: Scheibendurchmesser 25 cm; Scheibenfläche 3,14 m ² ; synthetisches Abwasser	46
Tabelle 7.5: Scheibendurchmesser 50 cm; Scheibenfläche 11,8 m ² ; synthetisches Abwasser	46
Tabelle 7.6: Scheibendurchmesser 25 cm; Scheibenfläche 3,14 m ² ; reales Abwasser	47
Tabelle 7.7: Hauptbestandteile von Melasse (Durchschnittswerte nach: Schneider, 1968) ..	51
Tabelle 7.8: Analyse der verwendeten Melasse hinsichtlich der Hauptkomponenten C, N und P	51

Tabelle 7.9: Randbedingungen des Demonstrationsbetriebes	54
Tabelle 7.10: Untersuchungsphasen des Demonstrationsbetriebs	55
Tabelle 7.11 Betriebsdaten des Langsamsandfilters	57
Tabelle 9.1: Maximale BSB ₅ -Umsatzleistung pro Tag in Kaskade 1.....	68
Tabelle 9.2: Sauerstoffkonzentration zu Beginn und am Ende der Batch 1-Versuche	69
Tabelle 9.3: Maximale NH ₄ -N-Umsatzleistung in Kaskade 2 und 3	71
Tabelle 9.4: Maximale Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (Mittelwerte aus Einzelmessungen).....	75
Tabelle 9.5: θ -Werte für unterschiedliche Temperaturbereiche (Batch 2).....	79
Tabelle 9.6: Untersuchungsbedingungen BSB ₅ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen (K1-K11) in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 25 cm).....	86
Tabelle 9.7: Ergebnisse der BSB ₅ -Bestimmungen im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Ø 25 cm)	87
Tabelle 9.8: Untersuchungsbedingungen NH ₄ -N: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächlichen Scheibenbelastungen).....	90
Tabelle 9.9: Ergebnisse der Bestimmung der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur	90
Tabelle 9.10: Untersuchungsbedingungen BSB ₅ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 50 cm).....	93
Tabelle 9.11: Ergebnisse der BSB ₅ -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Ø 50 cm)	94
Tabelle 9.12: Untersuchungsbedingungen NH ₄ -N: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 50 cm).....	96
Tabelle 9.13: Ergebnisse der NH ₄ -N-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Ø 50 cm)	96
Tabelle 9.14: BSB ₅ -Konzentrationen in den Kaskaden in Abhängigkeit von der Temperatur und der BSB ₅ -Scheibenbelastung	101
Tabelle 9.15: $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$	103

Tabelle 9.16: $r_{\max, \text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m}, \text{NH}_4\text{-N}}$	106
Tabelle 9.17: Vergleich der maximalen Umsatzraten mit den mittlere Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur	107
Tabelle 9.18: pH-Werte in den Kaskade ($\varnothing = 25 \text{ cm}$)	108
Tabelle 9.19: pH-Werte in den Kaskade ($\varnothing = 50 \text{ cm}$)	108
Tabelle 9.20: Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ($\varnothing = 25 \text{ cm}$).....	108
Tabelle 9.21: Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ($\varnothing = 50 \text{ cm}$).....	109
Tabelle 9.22: Spezifische Überschussschlammproduktion der Versuchsanlagen	110
Tabelle 9.23: Stickstoffbilanz Versuchsanlage $\varnothing = 25 \text{ cm}$ (Angaben in [g/d]).....	113
Tabelle 9.24: Stickstoffbilanz Versuchsanlage $\varnothing = 50 \text{ cm}$ (Angaben in [g/d]).....	115
Tabelle 9.25: Berechnete und gemessene tägliche Verdunstungsmengen während der Untersuchungsphasen.....	117
Tabelle 9.26: Mittlere BSB_5 -Scheibenbelastung und erreichte mittlere BSB_5 -Reinigungsleistung in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit; Abwassertemperatur $30,5 \text{ }^\circ\text{C}$	120
Tabelle 9.27: Mittlere TKN- bzw. $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit; Abwassertemperatur $30,5 \text{ }^\circ\text{C}$	121
Tabelle 9.28: Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ($\varnothing = 25 \text{ cm}$; reales Abwasser) .	125
Tabelle 9.29: pH-Wert in den Kaskaden ($\varnothing = 25 \text{ cm}$; reales Abwasser).....	125
Tabelle 9.30: Parameterspezifische Scheibenbelastungen während der unterschiedlichen Phasen der Untersuchungen (Demonstrationsanlage)	136
Tabelle 9.31: Ergebnisse der BSB_5 -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi).....	138
Tabelle 9.32: BSB_5 -Scheibenbelastung [g/(m ² *d)] in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage).....	140
Tabelle 9.33: Ergebnisse der $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$ -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi).....	141
Tabelle 9.34: Ergebnisse der CSB_{hom} -Bestimmung der Demonstrationsanlage	143
Tabelle 9.35: Ergebnisse der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi).....	144

Tabelle 9.36: NH ₄ -N-Reduktion für unterschiedliche Temperaturen und Scheibenbelastungen in Abhängigkeit vom verwendeten Abwasser (Demonstrationsanlage)	145
Tabelle 9.37: Ergebnisse der N _{tot} und NH ₄ -N-Bestimmung (Phase 4: Werte in Klammern ohne Messwerte vom 12.10.07; Demonstrationsanlage)	147
Tabelle 9.38: Berechnung der N _{tot} -Inkorporation in die Biomasse (Demonstrationsanlage)	149
Tabelle 9.39: Sauerstoffkonzentration und pH-Wert in den Kaskaden (Demonstrationsanlage)	150
Tabelle 9.40: Spezifische Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage	152
Tabelle 9.41: General Standards for Discharge of Environmental Pollutants, India (Auszug) (CPCB, 2008)	156
Tabelle 11.1: Vergleichende Betrachtung der maximalen Rückhaltewirkung von Langsamsandfiltern (Flemming et al.; 2006)	168
Tabelle 12.1: Zusammenstellung der $\theta_{20,C}$ -Koeffizienten	180
Tabelle 12.2: Zusammenstellung der $\theta_{20,N}$ -Koeffizienten	183

1 Einleitung

Klimawandel, Bevölkerungswachstum, Verstädterung sowie zunehmende Wirtschaftskraft und Wohlstand verändern das Dargebot und den Bedarf des Rohstoffs Wasser. Speziell in Schwellen- und Entwicklungsländern ist der Bedarf an hygienisch unbedenklichem Wasser in der Regel nicht ausreichend gedeckt und das „Gut“ Wasser nur unzureichend geschützt.

In der Vergangenheit wurde versucht, in Schwellen- und Entwicklungsländern die Erhaltung der Umwelt und der Ressource Wasser vor die soziale und wirtschaftliche Entwicklung des Landes zu stellen. Mit der Zeit setzte sich jedoch immer mehr die Erkenntnis durch, dass nur durch eine leistungsfähige Volkswirtschaft die Voraussetzung geschaffen ist, die natürliche Lebensgrundlage und soziale Sicherheit zu gewährleisten um einen nachhaltigen Umgang mit Wasser zu sichern.

Das Prinzip der „Nachhaltigen Entwicklung“ – „Sustainable Development“ – wurde 1987 durch den Brundtland-Bericht eingeführt und 1992 auf der „United Nations Conference on Environment and Development, UNCED“ in Rio de Janeiro von 172 Staaten unterzeichnet, es dient seither als Grundlage der internationalen Entwicklungs- und Umweltpolitik.

Das Konzept der Nachhaltigen Entwicklung definierte die Brundtland-Kommission wie folgt:

"Eine zukunftsfähige Entwicklung ist ein Prozess der Veränderung, in dem die Nutzung der Ressourcen, die Struktur der Investitionen, die Orientierung des technischen Fortschrittes und die institutionellen Strukturen konsistent gemacht werden mit den zukünftigen und den gegenwärtigen Bedürfnissen."

Daraus lassen sich vereinfacht die Grundsätze der Nachhaltigen Entwicklung ableiten:

- Den Ressourcen darf nur soviel entnommen werden, wie wieder neu gebildet werden kann und
- es dürfen nur so viele Schadstoffe an die Umwelt abgegeben werden dürfen, wie diese adsorbieren kann.

Demzufolge ist eine Kreislaufführung bzw. eine weitestgehende Wiederverwendung ein Grundsatz einer Nachhaltigen Entwicklung.

Ein weiterer Grundsatz, der sich indirekt ablesen lässt, ist die Frage der Wirtschaftlichkeit eines Konzeptes, da die Kosten durch Gebühren an die Nutzer weitergegeben werden oder durch den öffentlichen Haushalt getragen werden müssen.

Hohe kostendeckende Gebühren würden in vielen Ländern, speziell in Schwellen- und Entwicklungsländern, zu sozialunverträglichen Belastungen der Bevölkerung führen und die wirtschaftliche Entwicklung des Landes behindern.

Unter diesen Gesichtspunkten kann eine zentrale Abwasserentsorgung bzw. -behandlung, die auf einer funktionierenden Mischkanalisation basiert und dadurch langfristige Kapitalbindung und geringe Flexibilität mit sich bringt, nicht die erste Wahl sein bei der Erstellung eines Konzeptes für die Abwasserbehandlung in bestehenden urbanen Siedlungsräumen als auch ländlichen Siedlungen ohne bestehende Kanalisation.

Dezentrale Systeme oder semi-zentrale Systeme bieten dem gegenüber die nötige Flexibilität, da einerseits durch kleinere Einheiten der punktuelle Platzbedarf gering ist und kein Transport des Abwasserstrom von Nöten ist; die Abwasserreinigung findet an oder nahe der Quelle der Entstehung statt.

Dadurch ist auch die Wiederverwendung des gereinigten Abwassers je nach Reinigungsgrad am Ort der Entstehung möglich. Je nach bestehender Infrastruktur kann das gereinigte Abwasser in den Wasserkreislauf zurückgeführt werden. Wiederverwendungsmöglichkeiten sind dabei:

- Ländliche Bewässerung
- Bewässerung von Grünanlagen
- Industrielle Wiederverwendung
- Grundwasseraufstockung
- Verwendung in Freizeitanlagen und Erholungsanlagen
- Kommunale Verwendungszwecke (Löschwasser, Toilettenspülung)
- Fischzucht
- Wiederverwendung als Trinkwasser.

2 Ausgangssituation in Schwellen- und Entwicklungsländern

Gerade in Schwellen- und Entwicklungsländern ist der Bedarf an Nachhaltiger Entwicklung speziell hinsichtlich der Abwasserreinigung und des Schutzes des Gutes Wasser besonders groß, da hier der Anschlussgrad an die Kanalisation sehr gering ist und häufig – besonders in den Siedlungen der Armen – im urbanen Raum die Infrastruktur hierfür fehlt. Bestehende Kanalisationen sind häufig in einem schlechten Zustand und leiten das transportierte Abwasser häufig unbehandelt in die Vorfluter.

Eine Dimensionierung von Abwasserreinigungsanlagen an Hand mitteleuropäischer oder nordamerikanischer Bemessungsansätze führt häufig zu nicht akzeptablen Ergebnissen, da häufig die als Grundlage dienenden Parameter, wie Wasserverbrauch, Abwasserzusammensetzung und damit verbunden, die zufließenden Frachten nicht vergleichbar sind (Tabelle 2.1). Insbesondere die klimatischen Randbedingungen, hierbei in erster Linie die Temperatur, beeinflussen die Abwasserreinigung zusätzlich.

Tabelle 2.1: Ausgewählte Kennzahlen zur Abwasserzusammensetzung in verschiedenen Ländern (nach BMBF, 2005)

Land	Wasserverbrauch	Temperatur	BSB	BSB	N
	l/(E*d)	°C	mg/l	g/(E*d)	mg/l
Brasilien	100-350	10-28	108-299	29	27-64
China	-	5-25	44-386	-	35
Indien	32-341 ¹	17-30 ²	300 ³	60 ¹	45 ^{1,4}
Indonesien	20-300	-	-	27-70	-
Iran	176-250	-	203	-	-
Marokko	-	-	-	32-40	9
Südafrika	10-800	10-30	250-400	-	35-80
Thailand	-	26-33	20-400	-	17-20
Vietnam	20-300	18-25	22-290	-	1-23

Eine ökonomische Dimensionierung von Abwasserreinigungsanlagen in diesen Ländern, kann zudem nur auf der Grundlage der vor Ort zu erzielenden Ablaufkonzentrationen und der Art der Nutzung des gereinigten Abwassers erfolgen (Tabelle 2.2 und Tabelle 2.3).

¹ The Hindu, 7. Oktober 2005

² Eigenen Untersuchungen in Delhi: Mai 2007 bis Dez. 2007

³ CUPS, 2004

⁴ TKN

Tabelle 2.2: Grenzwerte für die Einleitung von gereinigtem Abwasser in Oberflächengewässer (ausgewählte Parameter)(BMBF, 2005)

Parameter	Einheit	Ägypten	China	Indien ⁵	Indonesien	Iran	Jordanien	Thailand	Vietnam
BSB ₅	[mg/l]	60	10-60	100	100	30	60	20-200	30-200
CSB	[mg/l]	80	50-120	250	-	60	150	-	-
TS	[mg/l]	50	10-50	100	100	40	60	30-60	50-100
TKN	[mg/l]	-	15-20	100	-	-	70	35-40	-
NH ₄ -N	[mg/l]	-	5-25	50	-	2,5	-	-	-
NO ₂ -N	[mg/l]	-	-	-	-	10	-	-	-
NO ₃ -N	[mg/l]	50	-	10	-	50	45	-	30-50
P _{ges}	[mg/l]	-	0,5-5	-	-	6	-	-	-
PO ₄ -P	[mg/l]	-	-	5	-	-	-	-	6-10 ⁶
pH	[-]	6-9	6-9	5,5 - 9	6-9	6,5-8,5	6-9	5-9	5-9

Tabelle 2.3: Grenzwerte für die Verwendung von gereinigtem Abwasser für Bewässerungszwecke (ausgewählte Parameter)(BMBF, 2005)

Parameter	Einheit	Ägypten	China	Indien ⁵	Indonesien	Iran	Jordanien	Marokko	Thailand	Vietnam
BSB ₅	[mg/l]	20-300	80-150	200	12	100	30-300	-	20	-
CSB	[mg/l]	40-600	150-300	-	100	200	100-500	-	-	-
TS	[mg/l]	20-350	100-200	200	400	100	50-150	100-2000	30	-
TKN	[mg/l]	-	12-30	-	-	-	45-70	-	-	-
NH ₄ -N	[mg/l]	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₃ -N	[mg/l]	-	-	-	20	-	30-45	50	-	-
P _{ges}	[mg/l]	-	5-10	-	5	-	-	-	-	-
pH	[-]	-	5,5-8,5	5,5 - 9	-	6-8,5	6-9	6,5-8,5	6,5-8,5	5,5-8,5

Würden hierbei die europäischen bzw. nordamerikanischen, insbesondere die deutschen Standards als Basis für die Dimensionierung herangezogen würde die gewählte Verfahrenstechnik für den Export unwirtschaftlich werden.

Daher ist es nötig die auf deutschen (europäischen) Erfahrungen und Gegebenheiten basierenden Bemessungsansätze der Abwasserreinigung an die klimatischen Gegebenheiten (z.B. den Temperatureinfluss) als auch an die Abwasserzusammensetzung und die geforderten Reinigungsziele anzupassen.

⁵ eigene Recherche: General Standards for Discharge of Environmental Pollutants, Central Pollution Control Board, Delhi, India, 2008, <http://envfor.nic.in/cpcb/cpcb.html>

⁶ PO₄

3 Motivation und Zielsetzung

In Regionen mit Wassermangel, in denen Oberflächenwasser zur Trinkwassergewinnung eingesetzt wird, ergibt sich die Notwendigkeit eines nachhaltigen Umgangs mit Wasser und der Wiederverwendung von weitgehend gereinigtem und entkeimtem Abwasser zur Bewässerung landwirtschaftlicher Flächen oder zur Grundwasseranreicherung.

Durch die besonderen Umstände in Schwellen- und Entwicklungsländern, insbesondere hinsichtlich der zum Teil fehlenden Infrastruktur sind robuste, energetisch günstige und betriebs-sichere Technologien nötig, um eine Wiederverwendung von gereinigtem Abwasser zu ermöglichen.

Scheibentauchkörper stellen eine robuste, hinlänglich bewährte und gleichermaßen universell einsetzbare Technologie dar. Universell im Sinne der Bandbreite der behandelbaren Abwässer, aber auch im Hinblick auf Kohlenstoff-, Stickstoff- und Phosphorelimination.

Die geringe Komplexität und die hohe Verlässlichkeit des Scheibentauchkörperverfahrens können für den kommunalen Einsatzbereich indirekt anhand der äußerst kompakten Darstellung im Arbeitsblatt A 281; ATV-DVWK, 2001) in Abhängigkeit des Reinigungszieles formulierten Bemessungsempfehlungen abgelesen werden.

Diese systemimmanente Betriebssicherheit mündet jedoch dann in eine Unsicherheit, wenn etwaige Abweichungen von den Standardbedingungen wie z.B. hinsichtlich der Abwassercharakteristik, der Ablaufanforderungen und insbesondere der meteorologischen Rahmenbedingungen zu berücksichtigen sind.

Die Annahmen der Scheibenbelastung im Arbeitsblatt ATV-DVWK A 281 beziehen sich auf eine Abwassertemperatur von 12°C, diese Bemessungstemperatur ist jedoch nur für den mitteleuropäischen Raum sinnvoll.

Unter dem Aspekt der exportorientierten Abwasserreinigung deutscher Hersteller ist es sinnvoll, die Reserven ihrer Produkte hinsichtlich höherer Temperaturen zu quantifizieren.

Dass diesbezügliche Erkenntnisse nicht existent sind, ist im speziellen Fall der Scheibentauchkörper-technologie, vornehmlich auf die der Scheibentauchkörper-technologie anhaftenden Vorurteile der „geringen Bedeutung und der unzureichenden Flexibilität“ zurückzuführen.

Es handelt sich hierbei um zumindest in Teilen zu revidierende Vorbehalte, wonach sich der Einsatzbereich von Scheibentauchkörpern auf kleine Anschlussgrößen beschränkt, im Nachhinein keine Systemanpassungen vorgenommen werden können und die Technologie allenfalls marginale steuer- und regelungstechnische Eingriffe ermöglicht.

Diesbezüglich ist anzumerken, dass durchaus Anlagengrößen bis etwa 50.000 EW realisierbar sind, und damit, aufgrund des modularen Systemaufbaues, Systemkorrekturen einfach

vorzunehmen sind. Die Möglichkeiten der MSR Technik (Veränderung der Eintauchtiefe der Scheiben, der Scheibendrehzahl, der Rücklaufwasserführung und der Regelung der suspendierten Biomassekonzentration) wurden bislang kaum, jedoch definitiv nicht im Detail betrachtet und damit auch nicht ausgeschöpft.

Als großes Plus ist der - im Vergleich mit Belebungs- und auch Tropfkörperanlagen - geringere Energiebedarf bei gleichzeitig höheren Raumumsätzen hervorzuheben.

Zudem ist gerade der geringe Wartungsaufwand sowie der modulare Aufbau, der die Auslieferung einer vorgefertigten und betriebsbereiten Anlage ermöglicht, herauszustellen.

Da Scheibentauchkörper in aller Regel eingehaust betrieben werden - gleich unter welchen klimatischen Bedingungen - sind Geruchsemissionen auszuschließen, ist die Gefahr der Auskühlung und damit des Aktivitätsverlustes im niedrigen Temperaturbereich reduziert und aufgrund des geringen Energiebedarfs die Möglichkeit einer energetischen Versorgung durch Solarstrom oder dezentraler Stromversorgung gegeben.

Die in der Literatur berichteten Temperatureinflüsse bedürfen einer kritischen Prüfung und Bewertung. Etwa im Hinblick auf die Aspekte Gleichgewichtseinstellung und -erreichung, stoffliche und hydraulische Belastungen und deren Dynamik, Abwasserqualität und Konstanz der Versuchseinstellung sowie Versuchsrandbedingungen.

Auf betrieblicher Seite sollen primär die Umsatzraten hinsichtlich Kohlenstoffabbau und Nitrifikation sowie der Einfluss der Umdrehungsgeschwindigkeit der Scheiben betrachtet werden.

Die Ergebnisse dieser Untersuchungen sollen Herstellern und Betreibern Optimierungspotentiale einerseits bei der Konzeption und Konstruktion von Scheibentauchkörpern und andererseits im Betrieb dieser Anlagen aufzeigen.

Den Planern sollen detaillierte, system- und standortspezifische Bemessungsempfehlungen an die Hand geben werden, um damit die Kosten-Nutzen Relation dieser Technologie noch attraktiver zu gestalten und den insbesondere mittel-ständischen Anbietern größere Chancen auf den Internationalen Abwassermärkten zu eröffnen.

4 Biofilmverfahren in der Abwasserreinigung

Biofilme entstehen, wenn Mikroorganismen sich an Grenzflächen anlagern. Fast alle Oberflächen können mikrobiell besiedelt werden. Poröse Aufwuchsflächen bieten den Mikroorganismen sowohl eine günstige Bedingung für die Ansiedlung als auch einen Schutz gegen mechanischen Abrieb und Scherkräfte.

Die Zusammensetzung der Biozönose eines Biofilms variiert stark und hängt wesentlich von den Randbedingungen, wie z.B. der Zusammensetzung des Substrates, der Temperatur, den hydraulischen Verhältnisse u.a. ab.

Kennzeichnend für Biofilme ist jedoch, dass sich spezielle Lebensgemeinschaften bilden, d.h. synergistische Gemeinschaften verschiedener Spezies, die zu kaskadenartigen Abbauleistungen fähig sind. Abbauprodukte einer Art werden von einer anderen weiterverwertet. Dafür ist es günstig, dass die einzelnen Zellen durch die Immobilisierung nahe beisammen bleiben und die Substrate nur kurze Wege zurücklegen müssen

Die Entwicklung der Biofilmverfahren begann zu Anfang des letzten Jahrhunderts mit der Entwicklung des „Travis’schen Kolloidfängers“ (Dunbar, 1912). Dies war der Beginn der Entwicklung verschiedener Verfahren zur Nutzung von Biofilmen. In Abbildung 4.1 ist eine Zusammenstellung der gebräuchlichsten Verfahren dargestellt.

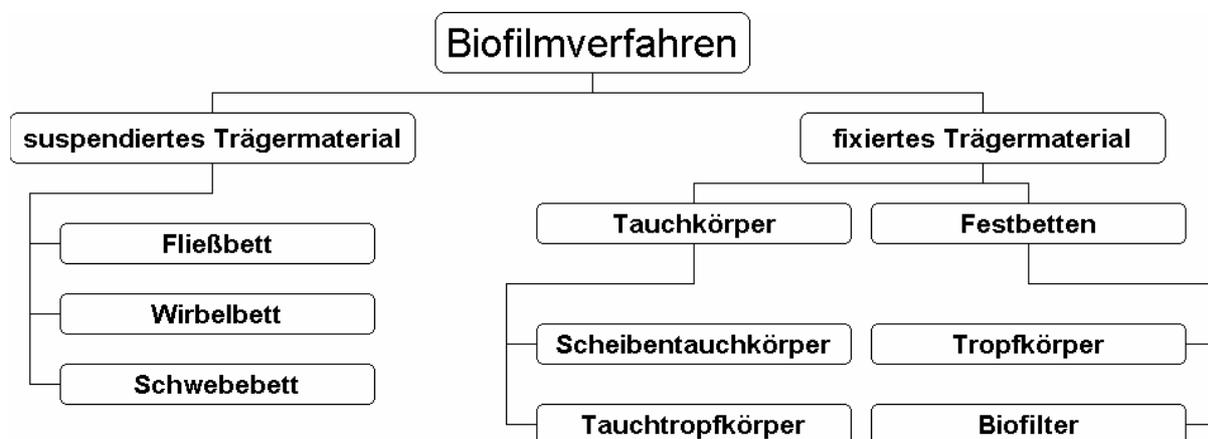


Abbildung 4.1: Biofilmverfahren im Überblick

Grundlage aller Biofilmverfahren ist der Kontakt der Biomasse mit dem zu reinigenden Abwasser und einer ausreichenden Menge an Sauerstoff (Luft). Unterschiede ergeben sich hinsichtlich des Energiebedarfs der Verfahren, der durch die Notwendigkeit von Pumpen zum Bewegen des Wassers respektive des Füllmaterials oder durch eine technische Belüftung entsteht. Unter energetischen Aspekten ergibt sich dadurch ein Vorteil der Biofilmverfahren mit fixiertem Trägermaterial gegenüber den Verfahren mit suspendiertem Trägermaterial. Verfahren mit fixiertem Trägermaterial benötigen in der Regel keine Druckbelüftung, wodurch sich die Betriebskosten minimieren.

Biofilmverfahren zeichnen sich durch einen in der Regel einfachen und stabilen Betrieb aus, wodurch Überwachungsarbeiten und Wartungsarbeiten auf ein Minimum reduziert werden können.

Durch die hydraulische Entkopplung der Reaktoren von der Nachklärung auf Grund der nicht erforderlichen Schlammrückführung, kann die Nachklärung bei Biofilmverfahren getrennt betrachtet werden und dadurch auch getrennt optimiert werden.

Die lange Aufenthaltszeit der Biomasse im System ermöglicht die Ansiedlung von „Spezialisten“, die auch schwerabbaubare Verbindungen eliminieren oder auf spezielle Randbedingungen (Salzgehalt, Stoßbelastungen) konditioniert werden können.

Durch hohe spezifische Oberflächen der Trägermaterialien, bei gleichzeitig geringen Reaktorvolumina und dadurch bedingt niedrigen hydraulischen Aufenthaltszeiten sind Anlagen mit vergleichsweise geringen Bauvolumina möglich.

Je nach Anwendung ergeben sich spezifische Vorteile und Nachteile der einzelnen Biofilmverfahren, die je nach Sachlage geprüft werden müssen.

5 Historische Entwicklung der Scheibentauchkörpertechnologie

Die heute verwendeten Scheibentauchkörper bieten eine attraktive alternative Technologie zum herkömmlichen Belebtschlammssystem.

Zu Beginn der Entwicklung des Scheibentauchkörperverfahrens, in früheren Jahren als Tauchtropfkörperverfahren bezeichnet, stand die Weiterentwicklung des noch heute verwendeten Tauchtropfkörper- und des Walzentauchkörperverfahrens.

5.1 Tauchkörper

Um 1900 entstanden im englischsprachigen Raum die ersten Tauchkörper in Form der von Travis (Dunbar, 1912) entwickelten Kolloidoren. Der „Travis’sche Kolloidfänger“ bestand aus getauchten Holzstäben, die die Kolloide einfangen sollten, die sich dann, wenn eine gewisse Schichtdicke erreicht ist, ablösen und zu Boden sinken. Travis nahm dabei an, dass diese Stoffe nicht mehr faulfähig sind und am Boden verbleiben und dieser biologische Rasen keine biologische Wirkung aufweist (Brix, et al., 1934). Diese Fehleinschätzung führte dazu, dass die von Travis entwickelten Kolloidoren erhebliche Betriebsprobleme hatten. Der biologische Rasen löste sich zwar ab, begann aber zu faulen und wurde in „Fetzen“ aus den Kolloidoren ausgespült.

Nach Weiterentwicklungen des von Travis entwickelten Verfahrens durch Buswell und Pearson (Buswell, Pearson, 1929), bei dem die Kolloidoren mechanisch bewegt wurden und das (Roh-) Abwasser belüftet wurde, entstand der Hays Process. Hierbei wurde erstmals eine Steinschüttung als Kontaktmaterial verwendet. Der Prozess wurde 2-stufig geführt mit einer Vorklärung und einer Zwischenklärung (Steel, 1938).

In Deutschland entwickelte Bach (Bach, 1926) das Emscherfilter, welches durch die Emschergenossenschaft zur Blähschlammbekämpfung in Belebungsanlagen eingesetzt wurde. Das Emscherfilter bestand aus einem mit Trennwänden unterteiltem Becken, gefüllt mit einer Steinschüttung, Reisig, Korkstücken o.ä.. Die Trennwände wurden so angeordnet, dass sie alternierend von oben bzw. von unten in die Schüttung hineinragten, wodurch der Abwasserstrom schlangenförmig nach unten bzw. nach oben strömte. Das Becken wurde von unten mit Druckluft belüftet.

5.2 Bewegliche Tauchkörper

Obwohl Imhoff im Jahre 1926 dem Tauchkörperverfahren auf Grund seiner außergewöhnlichen Wirtschaftlichkeit eine schnelle Verbreitung vorhersagte, geriet das Tauchkörperverfahren fast in Vergessenheit. Ein Grund hierfür war wohl der immense Sauerstoff-

verbrauch, einerseits für die Belüftung, andererseits für die Entschlammung, da die Tauchkörper ausschließlich als Unterwasserkörper eingesetzt wurden (Hartmann, 1960).

Dies gab den Anlass zur Entwicklung von rotierenden Tauchkörpern, die keine künstliche Belüftung benötigten.

Erste rotierende Tauchkörper wurden schon zu Beginn des letzten Jahrhunderts entwickelt. Das erste Patent hierzu wurde 1900 von Weigand (Weigand, 1900) angemeldet. Der von ihm entwickelte Tauchkörper bestand aus einem rotierenden Zylinder, der aus Holzlatten mit einem Durchmesser von 5 m, mit Reisig gefüllt und bis zur Hälfte in Abwasser getaucht war (Hartmann, 1960). Eine Weiterentwicklung dieses Patentes entstand im Jahre 1916 durch Poujoulat (Poujoulat, 1916). Poujoulat verwendete dabei einen Hohlzylinder, der mit Schlacke bzw. porösen Backsteinen gefüllt war. Das Abwasser wurde mittels eines perforierten Schlauches über der rotierenden Walze verteilt.

Der größte je eingesetzte Tauchwalzenkörper wurde durch den Ruhrverband in einen Em-scherbrunnen auf der Kläranlage Langendreer installiert (Imhoff, 1961)

Durchsetzen konnte sich dieses Verfahren in der bis dahin existierenden Form jedoch nicht, da es nicht gelang, eine Konstruktion zu finden, die die Walzenkörper so weit schlammfrei hielt, dass ein kontinuierlicher Betrieb möglich gewesen wäre.

5.3 Scheibentauchkörper

Im Jahre 1929 berichtet Doman (Doman, 1929) von der Entwicklung eines, den heutigen Scheibentauchkörpern sehr ähnlichen rotierenden Tauchkörpers. Hierbei wurden zu ca. 40% in Abwasser getauchte rotierende verzinkte Stahlplatten mit einem Durchmesser von 35 cm verwendet, die mit einer Rotationsgeschwindigkeit von unter 1 U/min bewegt wurden. Im Gegensatz zum heutigen Scheibentauchkörperverfahren wurde das Becken jedoch vertikal durchströmt, woraus sich die schlechten Betriebsergebnisse dieses rotierenden Tauchkörpers erklären.

In den frühen 50-iger Jahren des letzten Jahrhunderts wurden diese Metallplatten durch geschäumte Polystyrolplatten ersetzt. Die Verwendung des leichteren Polystyrols eröffnete den Weg für eine kommerzielle Nutzung des Scheibentauchkörpers. Im Jahre 1959 begann die Firma Stengelin GmbH & Co. KG Anlagenbau und Verfahrenstechnik aus Tuttlingen mit dem Bau von Scheibentauchkörpern mit Polystyrolplatten von 2-3 Meter Durchmesser. Im Jahre 1962 wurde die erste Scheibentauchkörperanlage mit Betonfertigteilen erstellt, womit dieses Jahr als Startschuss des kommerziellen Einsatzes von Scheibentauchkörpern gilt.

Während der 70iger Jahre des vergangenen Jahrhunderts wurden die Polystyrolplatten durch Polyethylenplatten ersetzt. Dies hatte den bedeutenden Vorteil, dass die Plattendicke von 10 mm auf 1 bis 2 mm reduziert werden konnte, wodurch sich die Scheibenfläche pro

Reaktorvolumen vervielfachte und sich damit die Fabrikationskosten reduzierten. Ein weiterer Vorteil ergab sich durch die einfachere Verarbeitung des Materials (Patwardhan, 2003).

Seit dieser Zeit hat sich die konstruktive Ausbildung von Scheibentauchkörpern nicht grundlegend verändert. Einzig die oben genannte industriell vorgefertigte, modulare Bauweise ermöglichte eine ökonomischere Bauweise.

1983 befasst sich erstmals ein ATV-Arbeitsblatt mit der Dimensionierung und dem Betrieb von Scheibentauchkörperanlagen (ATV-A 135, 1983). 1989 wurde eine überarbeitete Fassung des Arbeitsblattes ATV 135 publiziert. Im Jahr 2001 erscheint das ATV-DVWK-Arbeitsblatt A 281 (ATV-DVWK-A 281, 2001), welches das Arbeitsblatt ATV-A 135 ersetzt.

Anhand der äußerst kompakten Darstellung im Arbeitsblatt A 281 lässt sich die geringe Komplexität und die hohe Verlässlichkeit des Scheibentauchkörperverfahrens für den kommunalen Einsatzbereich an Hand der in Abhängigkeit des Reinigungszieles formulierten Bemessungsempfehlungen indirekt abgelesen.

6 Grundlagen

6.1 *Das Scheibentauchkörperverfahren*

Ein Scheibentauchkörper besteht aus zentrischen, glatten Scheiben, die in einem Abstand von 1-2 cm auf einer horizontalen, rotierenden Welle befestigt sind. Je nach Hersteller beträgt die Scheibendicke in der Regel 1-2 mm; das in den meisten Fällen verwendete Material ist hochdichtes Polyethylen (HDPE). Der Scheibendurchmesser beträgt bis zu 3 m. Die Scheibenpakete sind ca. 30-50% in das zu behandelnde Abwasser eingetaucht.

Die Rotationsgeschwindigkeit der durch einen Motor oder Druckluft angetriebenen Scheibenpakete beträgt 1-10 U/min (Antonie, 1976). Dies entspricht einer Umfangsgeschwindigkeit von 10-16 m/min. Die Scheibenpakete und das vom Abwasser durchflossene Becken sind so aneinander angepasst, dass eine ausreichende Turbulenz und damit verbunden, eine ausreichende Durchmischung des Beckeninhaltes gewährleistet ist. Der Abstand zwischen dem Scheibenpaket und dem halbkreisförmigen Beckenrand beträgt etwa 6-10 cm. Durch diese Anordnung ergibt sich ein Durchmischungsverhalten im Becken des Scheibentauchkörpers, das dem eines idealen vollaufgemischten Beckens ähnelt (Pöpel, 1964).

Die erreichte Turbulenz im Becken dient dazu, den suspendierten Schlamm in Schwebelage zu halten um ihn dann mit dem abfließenden Wasser aus dem Reaktor auszutragen.

Der während der Auftauchphase aufgenommene Sauerstoff dient zur Deckung des Sauerstoffbedarfs durch die Zehrung und zur Aufrechterhaltung aerober Bedingungen im Becken. Hierbei erfolgt der Sauerstoffeintrag fast ausschließlich über Austauschvorgänge an der benetzten Scheibenoberfläche.

Durch die große Oberfläche der Scheiben, die beim Auftauchen in Kontakt mit der Umgebungsluft tritt, wird eine Sauerstoffsättigung des Fluidfilms erreicht. Vorwiegend durch Diffusion, bedingt durch ein sich aufbauendes Konzentrationsgefälle das durch die Abbauprozesse entsteht, dringt der Sauerstoff in den Biofilm ein.

Die Diffusion des Sauerstoffs wird entscheidend durch die Sauerstoffkonzentration in der Wanne und im Biofilm beeinflusst. Sinkt die Sauerstoffkonzentration durch einen erhöhten Sauerstoffbedarf, wird der Konzentrationsgradient zwischen Umgebungsluft und Fluidphase größer, wodurch sich die Diffusionsgeschwindigkeit erhöht. Dadurch ist an der Bewuchsoberfläche während der Kontaktzeit mit der Umgebungsluft immer eine Sauerstoffsättigung gegeben (ATV, 1997).

Im Normalfall ist dadurch eine Sauerstoffkonzentration im Becken von 2-3 mg/l in den vorderen Kaskaden und bis zu 4 mg/l in den hinteren Kaskaden erreichbar.

Das abzubauen Substrat wird während der Eintauchphase vom Biofilm aufgenommen, teilweise in Biomasse umgewandelt, zur Energiegewinnung oxidiert oder nur in die Biofilmmatrix eingelagert. Während der Auftauchphase herrschen optimale Bedingungen für den Stoffumsatz, einerseits ist genügend Sauerstoff vorhanden und andererseits ein ausreichendes Substratangebot gegeben. Nach Rheinheimer et al. (1988) findet während der Auftauchphase der überwiegende Abbau der Inhaltsstoffe des Abwasser statt.

In der Regel werden Scheibentauchkörper in Kaskaden angeordnet, üblicherweise 3-4 Kaskaden. Der Bewuchs der einzelnen Kaskaden unterscheidet sich dabei hinsichtlich der Dicke des Biofilms und der Zusammensetzung der Biozönose des Biofilms, vergleichbar mit den verschiedenen Tiefenzonen eines Tropfkörpers.

Nach Henze et al. (2002) können die Bedingungen in einzelnen Kaskaden durch das Verhältnis zwischen Substratkonzentration und Sauerstoffkonzentration beschrieben werden.

Tabelle 6.1: Einteilung der Kaskaden (nach Henze et al.; 2002)

Kaskade 1 ⁷	$\frac{C_{BSB_5}}{C_{O_2}} > 5$	Kohlenstoffabbau
Kaskade 2	$\frac{C_{BSB_5}}{C_{O_2}} < 5 \quad \text{und} \quad \frac{C_{NH_4}}{C_{O_2}} > 0,4$	Sauerstofflimitiert: Nitrifikation und Kohlenstoffabbau
Kaskade 3	$\frac{C_{NH_4}}{C_{O_2}} > 0,4$	Sauerstofflimitiert: Nitrifikation
Kaskade 4	$\frac{C_{NH_4}}{C_{O_2}} < 0,4$	Substratlimitiert: Nitrifikation

Die spezifische Überschussschlammproduktion einer Scheibentauchkörperanlage ist im Gegensatz zum Belebtschlammverfahren deutlich geringer und ist direkt von der Scheibenbelastung abhängig (Cheung et al., 1982).

Die spez. Überschussschlammproduktion kann überschlägig nach folgender Formel (in Anlehnung an Cheung et al., 1982) berechnet werden:

$$\dot{U}_{STK} \left[\frac{kg}{kgBSB_5 - Abnahme} \right] \cong \frac{1}{10} BSB_5 - \text{Flächenbelastung} \left[\frac{g}{(m^2 * d)} \right] \quad \text{Gleichung 6.1}$$

Andere Quellen geben eine deutlich geringere spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung an (Ouyang, 1980).

⁷ Kaskade 1 folgt dem Zulauf

Tabelle 6.2: Spezifischen Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung (nach Ouyang, 1980)

Scheibenbelastung [gBSB ₅ /(m ² *d)]	5	10	15	20
Spez. ÜS-Produktion [gTS/gBSB ₅ -abgeb.]	0,11	0,32	0,45	0,53

Zudem ist die Abtrennung des Überschussschlammes aus Scheibentauchkörperanlagen, wie bei allen Verfahren mit sessiler Biomasse, unproblematisch.

Durch die Verwendung von leichten Kunststoffen beim Bau der Scheibenelemente erfahren die Aufwuchsflächen trotz Biofilmbewuchs einen Auftrieb, wodurch die mechanischen Elemente wie Welle und Lager geschont werden. Zudem muss der Antrieb eines Scheibentauchkörpers nur die Kraft aufwenden, die nötig ist, die Differenz zwischen mitgeführter Wassermenge auf dem gerade aufgetauchten Segment der Scheibe und dem abgeflossenen Wasser des kurz vor dem Eintauchen stehenden Segments zu bewegen.

Da hierbei, im Gegensatz zu anderen biologischen Verfahren, nur die Biomasse bewegt werden muss, sind die Energie- und Betriebskosten gegenüber dem Belebtschlammverfahren und dem Tropfkörperverfahren gering (Cheung, 1982) und liegen bei etwa 10 - 20 kWh/(EW*a) (Owen, 1982).

Gegen Stoßbelastungen sind Scheibentauchkörper relativ unempfindlich; längere Phasen ohne Zulauf können bei gefüllten Becken problemlos überbrückt werden und nach Wiederinbetriebnahme zeigt ein Scheibentauchkörper schon nach kurzer Zeit volle Leistung (Anders, 2002). Dadurch eignen sich Scheibentauchkörper für den saisonalen Betrieb auf Campingplätzen, Ferienanlagen und Gebirgshütten (DBU, 2007).

Zusammenfassend können die Vorteile einer Scheibentauchkörperanlage gerade für den Einsatz als dezentrales Abwasserreinigungsverfahren wie folgt beschrieben werden (Europäische Kommission, 2001):

- Geringer Energieverbrauch
- Einfache Funktionsweise mit geringerem Wartungs- und Kontrollaufwand als das Belebtschlammverfahren
- Unproblematisches Abtrennen der Schlämme
- Geringere Empfindlichkeit gegenüber Belastungsschwankungen und Giftstoffen als beim Belebtschlammverfahren
- Allgemein für kleine Gemeinden geeignet
- Temperaturunempfindlich, da die Scheiben immer durch eine Abdeckung geschützt sind

6.2 Scheibentauchkörper in der gewerblich/ industriellen Abwasserbehandlung

Für den Bereich der gewerblich industriellen Abwasserbehandlung mit Scheibentauchkörpern existieren keine Bemessungsempfehlungen. Hier kann allenfalls auf einzelne publizierte, zum Teil wenig präzisierte Erfahrungsberichte Bezug genommen werden. In der Literatur wird über folgende Anwendungsbereiche berichtet:

- Sickerwässer aus Deponien [Ehrig (1985); Waizenegger (1997)]
- Schlachthofabwässer [Oldenkamp (1983)]
- Abwässer aus der Textilindustrie [Sosath et al. (1997a und 1997b)]
- Molkereiabwässer [Agarwal (1981)]
- Mineralöhlhaltige Abwässer [Bringmann und Kühn (1968)]
- Getränkeabfüllanlagen [Pescod (1972)]
- Güllebehandlung [Pajak (1976); Rudolph (1996); Anders (2002)]
- Abwässer aus der Stärke- und Glucoseproduktion [Borghei (1981)]
- Gummiwarenfabrik [Janetzky (1990)]
- Enteisungsabwässer von Flughäfen [Boller (1988)]
- Grundwasseraufbereitung [Mohseni-Bandpi, et al. (1996)]

6.3 Biofilm

Ein Biofilm ist eine immobilisierte, komplexe Lebensgemeinschaft von Mikroorganismen (Bakterien, Algen und Pilze), die in eine von den Mikroorganismen selbst produzierte, polymere organische Matrix eingebettet ist und auf einem Trägermaterial haftet (Characklis und Marshall, 1990; Flemming, 1995).

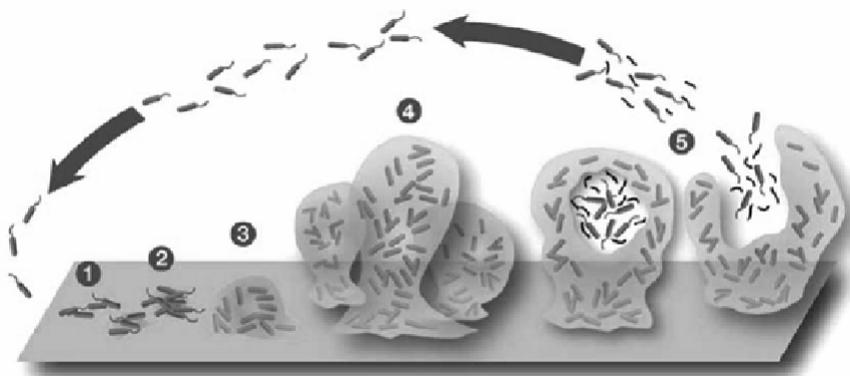


Abbildung 6.1: Lebenszyklen eines Biofilms⁸

⁸ Quelle: prometheus.mse.uiuc.edu

Diese polymere organische Matrix wird von extrazellulären polymeren Substanzen (EPS) gebildet, die aus einem Gemisch aus Polysacchariden, Proteinen, Nukleinsäuren und lipophilen Polymeren besteht.

Die Biofilmmatrix besteht zu mehr als 90 % aus Wasser, den Rest teilen sich EPS und Bakterien, wobei der Anteil der EPS an der Trockensubstanz zwischen 60 - 95 % liegt (Horn et al., 2004).

Das Biofilmwachstum beginnt mit der Ansiedlung einzelner Bakterien (1) (Abbildung 6.1) auf dem Trägermaterial. Sofort beginnen die Bakterien mit der Produktion der EPS, wodurch sich die Haftung der Bakterien am Trägermaterial erhöht (2). Der Biofilm formiert sich einerseits durch das Wachstum vorhandener Biomasse und durch Inkorporation von suspendierter Biomasse in die Matrix und altert (3+4). Erreicht der Biofilm eine bestimmte Dicke (abhängig von den hydraulischen Bedingungen) lösen sich einzelne Zellen oder Verbände aus dem Biofilm (5).

6.3.1 Wachstums- und Reaktionskinetik von Biofilmen

Das Wachstum der Bakterien eines Biofilms kann allgemein durch die von MONOD aufgestellte Kinetik beschrieben werden (EPA, 1975). Nach MONOD ist die Vermehrung von Enzymen proportional zu den vorhandenen Enzymen. Hierbei wird jedoch die Substratkonzentration, bei ansonsten idealen Bedingungen zum limitierenden Faktor.

$$\frac{dx_A}{dt} = \mu_A * x_A = \mu_{A,max} * x_A * \frac{c_s}{c_s + K_m} \quad \text{Gleichung 6.2}$$

mit	dx_A/dt	Wachstumsrate [kg TS/(m ² *d)]
	μ_A	spezifische Wachstumsrate [kg TS/(kg TS*d)]
	x_A	Bakterienkonzentration [kg TS/ m ²]
	$\mu_{A,max}$	maximale spezifische Wachstumsrate [d ⁻¹]
	c_s	Substratkonzentration im Reaktor [g/m ³]
	K_m	Monod Konstante (Halbwertskonstante) [g/m ³]

Während der exponentiellen Wachstumsphase einer Bakterienkultur stellt sich ein Gleichgewicht zwischen dem Zellwachstum (dx_A/dt) und dem Substratumsatz (dc_s/dt) ein. Dieses Verhältnis wird als Ertragskoeffizient Y_A definiert.

$$Y_A = \frac{dx_A/dt}{-dc_s/dt} = \frac{\mu_A * x_A}{v_{cs} * x_A} = \frac{\text{Wachstumsrate}}{\text{Substratabbau}} = \text{Konst.} \quad \text{Gleichung 6.3}$$

Im Gegensatz zur schwer bestimmbaren Wachstumsrate (dx_A/dt) ist die Substratumsatzrate ($v_s = v_{cs} * x_A$) messtechnisch gut erfassbar.

$$v_S = v_{c_S} * X_A = \frac{-dc_S}{dt} = \frac{dx_A}{dt * Y_A} = \frac{\mu_{A,max} * X_A}{Y_A} * \frac{c_S}{K_m + c_S} \quad \text{Gleichung 6.4}$$

Der Term $\frac{\mu_{A,max} * X_A}{Y_A}$ beschreibt die maximale Substratumsatzrate ($v_{S,max}$). Durch Ersetzen des Terms $\frac{\mu_{A,max} * X_A}{Y_A}$ durch $v_{S,max}$, ergibt sich die mathematische Beschreibung der Substratumsatzrate der MICHAELIS-MENTEN-Kinetik zur Beschreibung enzymkatalytischer Reaktionen:

$$v_S = v_{S,max} * \frac{c_S}{K_m + c_S} \quad \text{Gleichung 6.5}$$

Bezieht man nun Gleichung 6.4 auf die spezifische Bakterienkonzentration, ergibt sich die maximale spezifische Substratumsatzrate $v_{S,spez.}$:

$$v_{S,spez.} = \frac{\mu_{A,max}}{Y_A} * \frac{c_S}{K_m + c_S} \quad \text{Gleichung 6.6}$$

Durch eine Linearisierung der Gleichung 6.5 lassen sich K_m und $v_{s,max}$ graphisch ermitteln oder berechnen. Eine Methode zur Linearisierung der MICHAELIS-MENTEN-Gleichung wurde 1934 von LINEWEAVER und BURK angegeben. Der Kehrwert der Gleichung 6.5 führt zu Gleichung 6.7:

$$\frac{1}{v_S} = \frac{K_m + c_S}{v_{s,max} * c_S} = \frac{K_m}{v_{s,max}} * \frac{1}{c_S} + \frac{1}{v_{s,max}} \quad \text{Gleichung 6.7}$$

Mit den Variablen $1/v_S$ und $1/c_S$ ist dies eine lineare Gleichung vom Typ $y = a * x + b$.

Die Konstante K_m wird auch als Halbwertskonstante bezeichnet, da bei einer Substratkonzentration $c_S = K_m$ die halbmaximale Reaktionsgeschwindigkeit $v_{s,max}/2$ erreicht wird. Bei sehr kleinen Substratkonzentrationen ($c_S \ll K_m$) ist die Reaktionsgeschwindigkeit linear abhängig von der Substratkonzentration ($v_S = v_{s,max} * c_S/K_m$; Reaktion erster Ordnung), bei sehr hohen Substratkonzentrationen ($c_S \gg K_m$) ist die Reaktionsgeschwindigkeit nahezu unabhängig ($v_S = v_{s,max}$, Reaktion nullter Ordnung) von der Substratkonzentration.

6.3.2 Temperatureinfluss auf das Biofilmwachstum

Die Temperatur beeinflusst alle biologischen Systeme und ist besonders wichtig für das Wachstum und die Stoffwechselaktivität. Die Stoffwechselaktivität, respektive die Geschwindigkeit der biochemischen Reaktionen der Zellen steigt zunächst mit steigender Temperatur und erreicht ihr Optimum bei der Temperatur $T_{opt.}$. Diese Temperatur $T_{opt.}$ beschreibt den Wendepunkt, bei dem, wenn er über- bzw. unterschritten wird, das Wachstum der Zelle gehemmt wird oder zum Erliegen kommt.

Die minimale Temperatur T_{\min} beschreibt die niedrigste Temperatur, bei der ein Wachstum noch möglich ist; danach steigt die Wachstumsrate mit zunehmender Temperatur bis zum Temperaturoptimum T_{opt} .

Wird das Temperaturoptimum überschritten, kommt es zu einer zunehmenden Denaturierung von Proteinen und einer thermischen Entstabilisierung von Nukleinsäuren, welche eine Hemmung des Wachstums hervorrufen (Quinlan, 1980). Da Temperaturen über dem Temperaturoptimum die Zellen irreversibel schädigen, fällt die Wachstumsrate schnell ab und kommt beim Erreichen der maximalen Temperatur T_{\max} zum Erliegen. T_{\max} markiert die Temperatur, bei der ein Wachstum gerade noch stattfinden kann (Ingraham und Marr, 1996), Temperaturen über T_{\max} führen unweigerlich zum Absterben der Zellen.

In der Literatur wird jedoch auch berichtet, dass ein Zellwachstum dennoch bei kurzzeitig herrschenden Temperaturen über dem Temperaturmaximum möglich ist, da hier Schutzmechanismen der Zellen greifen (Van Uhden, 1984 und Lindquist, 1986).

6.3.2.1 Maximale Wachstumsrate

Die Temperaturabhängigkeit des maximalen Zellwachstums kann in einem Bereich von ca. 5-30 °C mit dem exponentiellen Ansatz von ARRHENIUS beschrieben werden (Gujer, 1976; Antoniou et al., 1990):

$$\mu_{A,\max,T} = \mu_{A,\max,R} * \theta^{(T-R)} \quad \text{Gleichung 6.8}$$

Der Wert des Temperaturkoeffizienten θ kann als Maß der Temperaturempfindlichkeit angesehen werden. Der Temperaturkoeffizient wird auf eine bestimmte Temperatur bezogen (in der Regel auf 15°C oder 20°C).

Die Darstellung wurde von Rolf (2002) aus den Angaben von Knowles et al. (1965), Temperaturbereich 8 °C bis 30 °C, EPA (1975), Temperaturbereich 10 °C bis 30 °C und Sutton et al. (1978), Temperaturbereich 5 °C bis 25 °C, entwickelt. Um einen Vergleich der Ansätze im unteren Temperaturbereich zu erhalten, wurden diese, bis zu einer Temperatur von 5 °C extrapoliert. Von Focht und Verstraete (1977) wird die untere Wachstumsgrenze der Nitrifikanten mit 4 bis 5 °C angegeben. Die Wachstumsgeschwindigkeit von Nitrosomonas ist in diesem Temperaturbereich niedriger und damit für die erreichbare Nitrifikationsrate ausschlaggebend. Sinkt die Abwassertemperatur z.B. auf 5 °C, so beträgt die Wachstumsrate nur noch etwa 60 % der Wachstumsrate bei 10 °C.

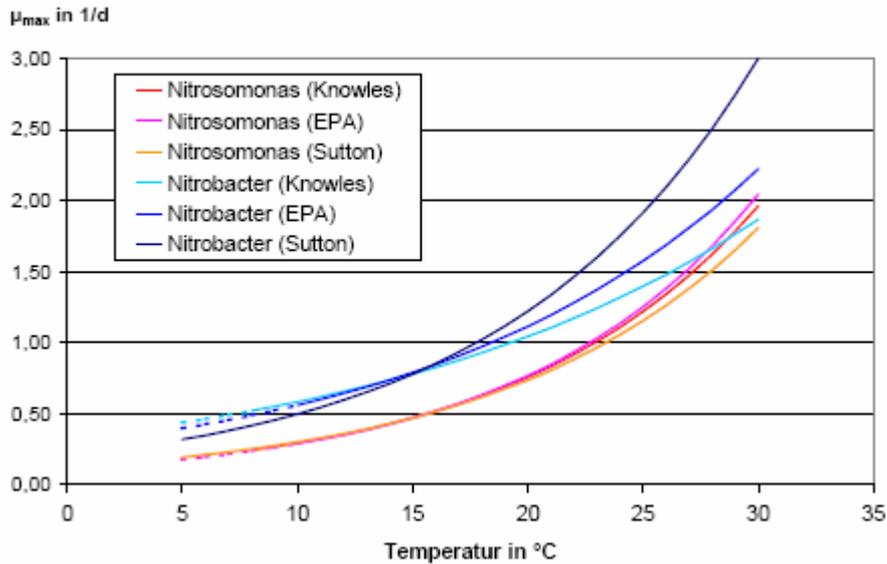


Abbildung 6.2: Maximale Wachstumsraten von Nitrosomonas und Nitrobacter in Abhängigkeit von der Temperatur (Rolf, 2002)

Neben dem Wachstum spielt auch das Absterben von Biomasse oder der Verlust an Biomasse durch „Abgrasen“ des Biofilmes durch höhere Organismen (z.B. Chiliten) bei der Betrachtung biologischer Prozesse eine Rolle. Da die Absterberate unabhängig von der Substratkonzentration ist, kann diese als Konstante b_A in Gleichung 5.2 eingebunden werden:

$$\frac{dx_A}{dt} = \mu_A * x_A = \left(\mu_{A,max} * \frac{c_s}{c_s + K_m} - b_A \right) * x_A \quad \text{Gleichung 6.9}$$

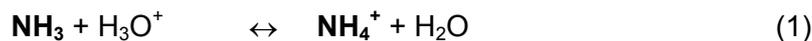
6.4 Nitrifikation

Die Nitrifikation ist, neben dem Abbau organischer Verbindungen, einer der wichtigsten Umsetzungsprozesse in der Abwasserreinigung. Die nitrifizierenden Bakterien müssen sich dabei ihren Lebensraum mit den heterotrophen Bakterien teilen, die für den Abbau der organischen Belastung verantwortlich sind. Da die Wachstumsraten der heterotrophen Bakterien um das Mehrfache größer sind, spielt die organische Belastung gerade bei Biofilmverfahren eine große Rolle. Die Nitrifikation oder das vermehrte Wachstum der Nitrifikanten kann erst stattfinden, wenn die organische Belastung auf ein bestimmtes Maß reduziert wird. Aus diesem Grund ist im speziellen Fall der Scheibentauchkörpertechnologie erst ab der zweiten Kaskaden mit einer vollständigen Nitrifikation zu rechnen, da hier die organische Belastung in der Regel unter die Grenzbelastung von $5\text{g BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ gesunken ist (WEF und ASCE, 1998).

6.4.1 Chemolithotrophe Nitrifikation

Der Stickstoffabbau in kommunalem Abwasser beginnt weit vor dessen Ankunft auf einer Abwasserreinigungsanlage. Bereits in der Kanalisation setzt der enzymatische Abbau von Proteinen (Desaminierung) und Urin (Hydrolyse) zu Ammoniak (NH_3) oder Ammonium (NH_4^+) ein. Bei dieser Reaktion wird Harnstoff ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$) durch das Enzym Urease zu Ammonium (NH_4^+) und Kohlenstoffdioxid (CO_2) umgesetzt.

Ammoniak und Ammonium stehen dabei in einem vom pH-Wert und der Temperatur abhängigen Gleichgewicht.

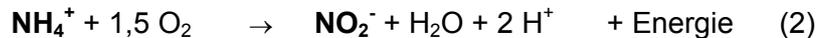


Die Nitrifikation verläuft in zwei Stufen, katalysiert durch zwei voneinander unabhängige lithoautotrophe Bakteriengruppen, die anorganische Stickstoffverbindungen als einzige Energiequelle und Kohlendioxid als Kohlenstoffquelle für das Zellwachstum verwenden.

In der ersten Stufe wird Ammonium durch Ammoniumoxidanten (*Nitrosomonas u.a.*) zu Nitrit oxidiert.

In der zweiten Stufe wird Nitrit durch Nitritoxidanten (*Nitrobacter u.a.*) zu Nitrat katalysiert.

Ammoniumoxidation:



Nitritoxidation:



Die Ammoniumoxidation und die Nitritoxidation ergeben in der Summe:



Die Nitrifikation basiert auf dem chemo-litho-autotrophen Stoffwechsel der nitrifizierenden Bakterien. Bei diesem Prozess dienen der Sauerstoff (O_2) und anorganischen Stickstoffverbindungen als Energiequellen (Chemotropie). Die anorganischen Stickstoffverbindungen dienen gleichzeitig auch als Elektronendonatoren (Lithotrophie).

Die Nitrifikanten können ihren Kohlenstoffbedarf für den Zellaufbau allein aus der Umsetzung von Kohlendioxid (CO_2) decken (Autotrophie).

Die Nitratbildung (3) läuft schneller ab als die Nitritbildung (2), so dass Nitrit in den meisten Fällen nur in geringen Mengen vorliegt. Andererseits lässt sich an hohen Nitritkonzentrationen eine Störung der Nitrifikation ablesen.

6.4.2 Heterotrophe Nitrifikation

Neben der chemolithotrophen Nitrifikation gibt es auch eine heterotrophe Nitrifikation, die durch einige Bakterien und niedere Pilze, die in der Lage sind neben Ammonium und Nitrat auch organische Stickstoffverbindungen zu oxidieren. Die heterotrophe Nitrifikation trägt im Allgemeinen jedoch aufgrund nur geringer Umsatzraten nur marginal zur Gesamtleistung der Nitrifikation bei (Kilham, 1986).

6.5 Einflussfaktoren auf die Nitrifikation

Ihrem hohen Spezialisierungsgrad entsprechend sind die Nitrifikanten besonders empfindlich gegen über einer Vielzahl von Umweltfaktoren. Neben toxischen oder zumindest hemmenden Stoffen die das Zellwachstum begrenzen, zählen zu den wesentlichen Einflussfaktoren:

- Alkalinität bzw. pH-Wert
- Sauerstoffkonzentration
- Substratkonzentration
- Organische Belastung
- Temperatur
- Betriebsbedingungen
- Schlammalter

6.5.1 Einfluss des pH-Wertes bzw. der Alkalinität auf die Nitrifikation

Aus der Reaktionsgleichung (4) ist ersichtlich, dass bei der Nitrifikation Protonen $[H^+]$ freigesetzt werden, die durch Bicarbonat $[HCO_3^-]$ neutralisiert werden. Ist während der Nitrifikation nicht genügend Bicarbonat vorhanden, sinkt der pH-Wert so weit ab, dass das Wachstum, resp. der Umsatz der Nitrifikanten gehemmt wird oder zum Erliegen kommt.

Der optimale pH-Bereich für die Nitrifikation wird häufig mit pH 6,5 - 8 angegeben. Untersuchungen mit Reinkulturen geben für *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* einen optimalen pH-Wert von 8,1 bzw. von 7,9 an (Grunditz und Dalhammar, 2001).

Untersuchungen mit Mischkulturen durch Antoniou et al. (1990) und Bryant et al. (1997) ergaben optimale pH-Werte von 7,8 bzw. von 7,3.

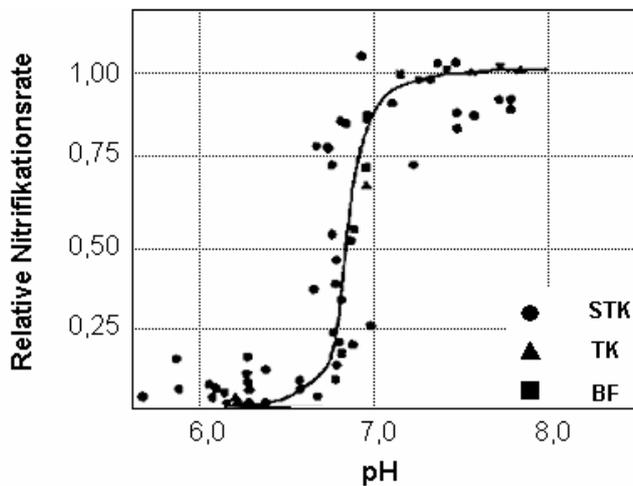


Abbildung 6.3: Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von der Alkalinität bzw. vom pH-Wert (Boller et al., 1994)

Boller et al. (1994) stellten bei der Untersuchung von verschiedenen Biofilmsystemen fest, dass bei Unterschreitung eines pH-Wertes von 7 die Nitrifikationsleistung dramatisch abnimmt und bei pH-Werten unter 6,5 praktisch zum Erliegen kommt.

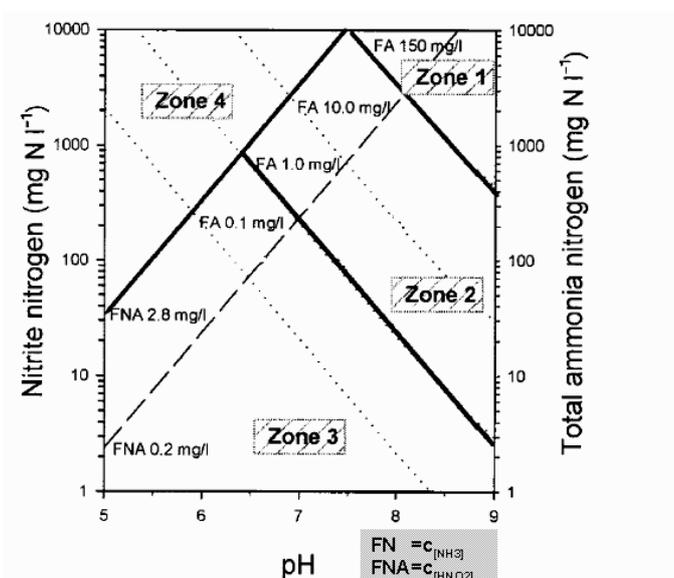


Abbildung 6.4: Hemmwirkung von NH_3 und HNO_2 auf die Nitrifikation in Abhängigkeit vom pH-Wert nach Anthonisen et al., 1976 und Hwang et al., 2000)

In Abbildung 6.4 ist die pH-Abhängigkeit der Hemmwirkung von Ammoniak (NH_3) und salpetriger Säure (HNO_2) auf die Nitrifikationsleistung schematisch dargestellt. Das Diagramm unterteilt sich in 4 Zonen. Zone 1 beschreibt den Bereich, bei dem sowohl eine Hemmung von *Nitrobacter* und *Nitrosomonas* durch NH_3 ($\text{NH}_3 > 150 \text{ mg/l}$) vorliegt. Bei einer NH_3 -Konzentration zwischen 1 - 150 mg/l (Zone 2), bzw. durch HNO_2 -Konzentrationen größer 2,8 mg/l (Zone 4) kommt es zu einer Hemmung von *Nitrobacter*. Bei HNO_2 -Konzentrationen unter 2,8 mg/l und NH_3 -Konzentrationen unter 1 mg/l ist eine vollständige Nitrifikation möglich (Zone 3).

6.5.2 Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Nitrifikation

Die stöchiometrischen Betrachtung der Nitrifikation zeigt, dass bei der vollständigen Nitrifikation von einem mol NH_4^+ 2 mol O_2 verbraucht werden, d.h. pro g NH_4^+ werden 4,57 g O_2 „veratmet“.

Der Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Nitrifikation kann ebenfalls mit Hilfe der enzymkinetischen Reaktionsgleichung nach MICHAELIS-MENTEN wie folgt beschrieben werden:

$$v_{\text{O}_2} = v_{\text{O}_2, \text{max}} * \frac{c_{\text{O}_2}}{K_m + c_{\text{O}_2}} \quad \text{Gleichung 6.10}$$

Die Konstante K_m beschreibt hierbei die Konzentration an Sauerstoff, für die die Umsatzgeschwindigkeit die Hälfte der maximalen Umsatzgeschwindigkeit beträgt.

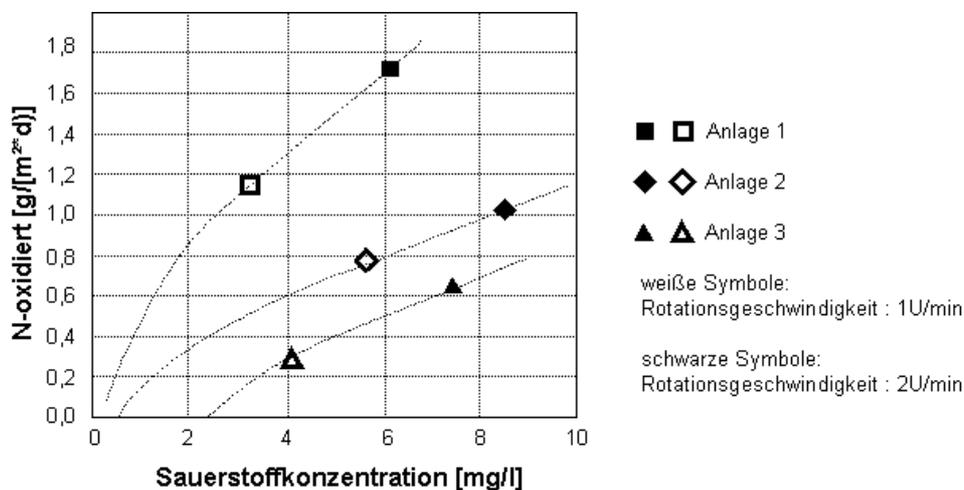


Abbildung 6.5: Nitrifikation in Scheibentauchkörpern - Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration und der Rotationsgeschwindigkeit (Novak, 2000)

Eine Literaturzusammenstellung von Reinheimer et al. (1988) liefert messtechnisch erfasste K_m -Werte für verschiedene Reinkulturen als auch für Mischkulturen der Abwasserreinigung. Die Werte liegen bei ca. 0,3 - 2 mg O_2 /l. Je höher dieser K_m -Wert, umso mehr Sauerstoff muss dem System zur Verfügung stehen, damit die Sauerstoffkonzentration nicht als limitierender Faktor auftritt.

Das Activated Sludge Model No.2 (Henze et al., 1985) gibt einen typischen Wert für die Halbwertskonzentration K_m für Belebtschlammssysteme von 0,5 mg O_2 /l an.

Der Sauerstoffeintrag in ein Scheibentauchkörpersystem ist direkt abhängig von der Rotationsgeschwindigkeit. Bei einer Verdopplung der Rotationsgeschwindigkeit ergibt sich in etwa eine Verdoppelung des Sauerstoffeintrages (Rittmann et al., 1983 und Bintanja et al., 1974) und damit verbunden eine Verdoppelung der Sauerstoffkonzentration im System (Nowak, 2000). Nowak (2000) beobachtete zudem, dass bei einer Verdopplung der Rotationsgeschwindigkeit eine Steigerung der Nitrifikationsleistung um 30 % erzielt werden kann.

6.5.3 Einfluss des Substrates auf die Nitrifikation

In Kapitel 6.3.1 wurde bereits die Hemmwirkung in Abhängigkeit von der Ammoniak- bzw. der Nitrit-Konzentration erläutert.

Der Einfluss des Substrates auf die Nitrifikation bezieht sich im Wesentlichen auf die Konzentration an Hemmstoffen (Inhibitoren). Ein bekannter Vertreter der Nitrifikations-Hemmstoffe ist Thioharnstoff (als Nitrifikationshemmstoff bei der BSB₅-Bestimmung), der schon in geringer Konzentration (< 1 mg/l) eine 100 % Hemmung der Nitrifikation bewirkt. Die Hemmstoffe bewirken häufig eine Hemmung des Wachstums von *Nitrosomonas* und deutlich seltener von *Nitrobacter*, bedingt durch das wesentlich komplexere Enzymsystem von *Nitrosomonas* (Rheinheimer et al., 1988).

Der Einfluss der Substratkonzentration lässt sich analog zu Gleichung 10 wie folgt beschreiben (Henze et al., 2002):

$$v_s = v_{s,max} * \frac{c_s}{K_m + c_s} \quad \text{Gleichung 6.11}$$

6.5.4 Einfluss der organischen Belastung auf die Nitrifikation

Laut Hartmann und Wilderer (1982) bringt eine hohe organische Belastung eine Hemmung der Nitrifikationsleistung in Tropfkörpern mit sich. Begründet werden kann dies durch die höhere Wachstumsrate der heterotrophen Bakterien gegenüber den autotrophen Bakterien (etwa 6-10-fach höher (Driouache, 1999)).

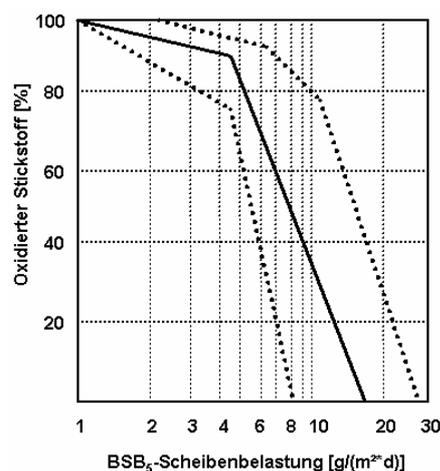


Abbildung 6.6: Abhängigkeit der Stickstoffoxidation von der organischen Belastung (nach Cheung, 1982)

Cheung (1982) zeigte eine direkte Abhängigkeit der BSB₅-Scheibenbelastung gegenüber dem prozentualen Anteil an oxidiertem Stickstoff. Nach Cheung liegt der Anteil an oxidiertem Stickstoff im Ablauf eines Scheibentauchkörpers bei 95%, so lange die Scheibenbelastung unter 4,5 g BSB₅/(m²*d) liegt.

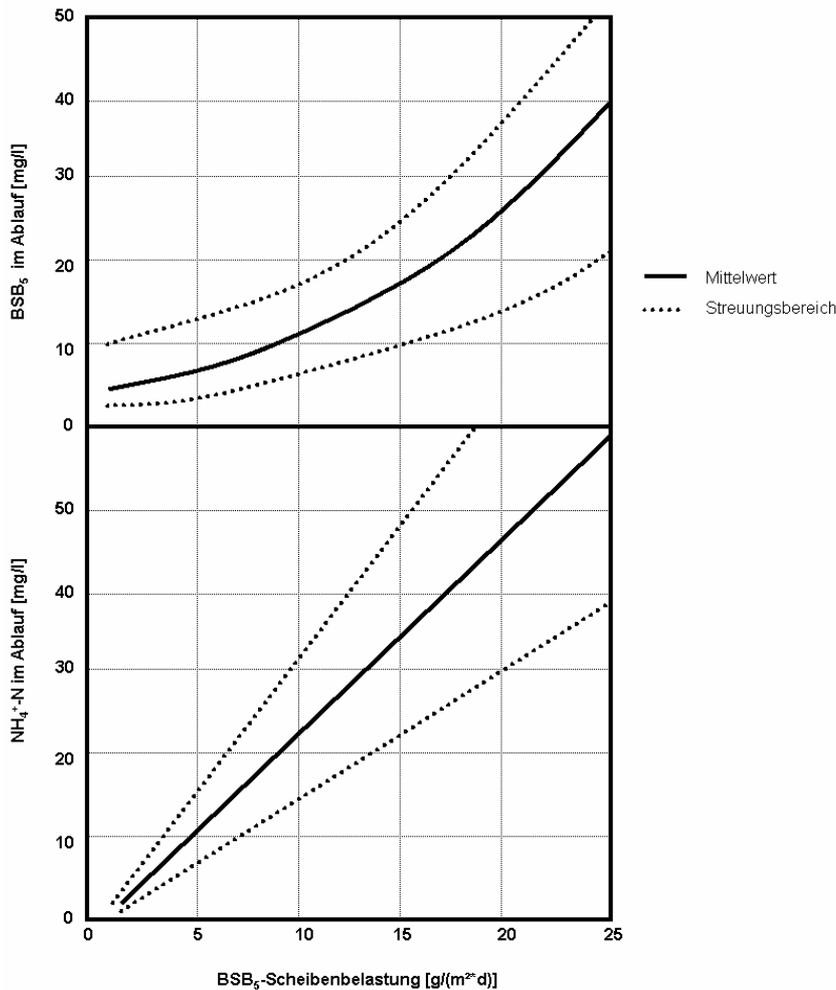


Abbildung 6.7: Zu erwartende Ablaufwerte bezüglich der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ - und BSB_5 - Konzentration bei kommunalem Abwasser in Abhängigkeit von der BSB_5 - Scheibenbelastung bei Scheibentauchkörpern (nach Cheung,1982)

Cheung definierte für kommunales Abwasser diese direkte Abhängigkeit der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ - und BSB_5 -Ablaufkonzentrationen von der BSB_5 -Scheibenbelastung (Abbildung 6.7)

6.5.5 Temperatureinfluss auf die Nitrifikation

In der Regel beträgt der Temperaturbereich, in dem eine Bakteriengruppe wachsen kann, etwa 30°C .

In Kapitel 6.1.2 wurde der direkte Zusammenhang zwischen dem Bakterienwachstum und der Temperatur erläutert.

In Abhängigkeit vom Temperaturoptimum lassen sich die Bakteriengruppen unterscheiden. Liegt T_{opt} unterhalb von 20°C spricht man von psychrophilen Organismen. Mesophile Organismen haben ihr Temperaturoptimum zwischen 20°C und 42°C ., thermophile Organismen bei 40°C bis 70°C . Einige „Spezialisten“ können im hyperthermophilen Bereich oberhalb von 80°C bis hin zu 113°C überleben (Blöchel et al., 1997).

Für die meisten Nitrifizierer liegen die optimalen Wachstumsbedingungen im mesophilen Bereich.

Tabelle 6.3: Einteilung der Bakterien nach Temperaturbereichen

Organismengruppe	Temperaturbereich
Psychrophil	< 20°C
Mesophil	20°C – 42°C
Thermophil	40°C – 70°C
Hyperthermophil	>70°C (- 113°C)

Für die Zellvermehrung wird das Temperaturoptimum mit 30 bis 35 °C angegeben. Der größte Stickstoffumsatz wird dagegen schon bei 15 bis 22 °C erzielt. Bei einer Temperatur von unter 5 °C findet nur noch eine geringe Nitrifikation statt (Glasenapp, 1992).

Untersuchungen mit Reinkulturen von *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* zeigten, dass optimale Wachstumsraten und Zellaktivitäten bei einer Temperatur von 35°C für *Nitrosomona* und 38°C für *Nitrobacter* erzielt werden konnten. Als Substrat wurde kommunales Abwasser verwendet (Grunditz und Dalhammar, 2001).

Die Geschwindigkeit einer enzymatische Reaktion innerhalb eines Biofilmes kann allgemein beschrieben werden durch die Gleichung 6.12

$$v = k * c^a$$

Gleichung 6.12

Die Konstante k ist hierbei ein Koeffizient, gebildet aus der Biofilmdicke (L) und dem Diffusionskoeffizienten (D) des limitierenden Substrates/Reaktionspartners.

Der Diffusionskoeffizient D ist temperaturabhängig. c ist die Konzentration des limitierenden Substrates/Reaktionspartners des Umsetzungsprozesses. Die Konstante a hängt von der Diffusion des Substrates in den Fluidfilm und dem Biofilm ab. Der Koeffizient a hängt dabei hauptsächlich von der Dicke des Fluidfilmes auf dem Biofilm ab und weist dabei Werte zwischen 0,5 und 1 auf (Hem et al., 1994; Pastorelli et al., 1997). Der Koeffizient a geht gegen 0,5, je dünner der Fluidfilm ist und geht gegen 1, umso dicker der Fluidfilm ist.

Unter stationären Bedingungen kann angenommen werden, dass die Substratkonzentration im Reaktor und die Biofilmdicke konstant bleibend sind, wodurch L und D (bei der gewählten Referenztemperatur) ebenfalls konstant sind, woraus folgt, dass der Wert k nur noch von der Temperatur abhängt. Diese Theorie wurde von Pöpel und Fischer (1998) für ein Belebtschlammssystem aufgestellt und sollte auch für Biofilmsysteme gelten.

Der Einfluss der Temperatur auf die Nitrifikation kann allgemein durch folgende Gleichung beschrieben werden:

$$V_{N,T} = V_{N,R} \theta^{T-R} \quad \text{Gleichung 6.13}$$

mit

$V_{N,T}$	Nitrifikationsrate bei der Temperatur T [mg NH ₄ -N/(m ² *d)]
$V_{N,R}$	Nitrifikationsrate bei der Referenztemperatur R [mg NH ₄ -N/(m ² *d)]
T	Temperatur [°C]
R	Referenztemperatur [°C]
θ	Temperaturkoeffizient [-]

6.5.6 Maximale spezifische Nitrifikationsleistung

Die maximale Nitrifikationsleistung $v_{N,max}$ kann durch Kombination der Gleichung 6.5 (Kapitel 6.3.1) mit den oben genannten Einflussfaktoren berechnet werden. Da der Nitrifikationsprozess ein zweistufiger Prozess ist, der von unterschiedlichen Bakteriengruppen beeinflusst wird, müsste die maximale spezifische Nitrifikation durch zwei gekoppelte MICHAELIS-MENTEN-Differenzialgleichungen beschrieben werden.

Aus Tabelle 6.4 ist ersichtlich, dass die Wachstumsrate von *Nitrosomonas* geringer ist als die von *Nitrobacter*, wodurch die Nitrifikation zum limitierenden Umsatzprozess der Nitrifikation wird. Dadurch kann die Bestimmung der Nitrifikationsraten auf eine Michalis-Menten-Differenzialgleichung (Gleichung 6.5) für *Nitrosomonas* reduziert werden.

Tabelle 6.4: Konstanten zur Berechnung der NH₄-N-Umsatzraten (nach Henze et al., 2002)

Reaktionskonstanten für die Nitrifikation bei 20°C			<i>Nitrosomonas</i>	<i>Nitrobacter</i>	Gesamtprozess
Maximale spezifische Wachstumsrate	$\mu_{max,A}$	d ⁻¹	0,6-0,8	0,6-1,0	0,6-0,8
Sättigungskonstante	$K_{S,NH_4,A}$	g NH ₄ -N/m ³	0,3-0,7	0,8-1,2	0,3-0,7
Sättigungskonstante	$K_{S,O_2,A}$	g O ₂ /m ³	0,5-1,0	0,5-1,5	0,5-1,0
Maximale Ertragsrate	$Y_{max,A}$	g TS/g N ¹⁾	0,10-0,12	0,05-0,07	0,15-0,20
Absterberate	b_A	d ⁻¹	0,03-0,06	0,03-0,06	0,03-0,06

1) pro gebildetem g NO₃⁻-N

Unter der Annahme, dass sich unter definierten Zulaufbedingungen der pH-Wert und die Substratkonzentration (NH₄-N) nicht limitierend auswirken und die Sterberate vernachlässigbar ist, kann die maximale spezifische Nitrifikationsrate wie folgt dargestellt werden:

$$V_{N,max,T} = \frac{\mu_{N,max,R}}{Y_N} * \frac{C_{O_2}}{K_{m,O_2} + C_{O_2}} * \theta^{(T-R)}$$

Gleichung 6.14

Die in der Literatur erwähnten θ -Werte weisen einen großen Streuungsbereich von 1,03 - 1,141 (siehe Tabelle 6.5) für suspendierte Biomasse aus. Dies ist gleichbedeutend mit einer Steigerung der Nitrifikationsleistung um 3 % - 14,1 % je 1°C Temperaturerhöhung. Der Mittelwert der θ -Wert liegt bei 1,076. Ein θ -Werte von 1,076 entspricht in etwa einer Verdopplung der Umsatzleistung bei einer Temperatursteigerung um 10°C (RGT-Regel^a).

Tabelle 6.5: Literaturzusammenstellung für θ -Werte für die Nitrifikation

Nitrifikation	Temperaturbereich [°C]	θ	Quelle
suspendierte Biomasse	5-20	1,05 ^a	Choi et al., 1998
	10-15	1,103	EPA, 1975
	10-20	1,103	in Pöpel et al, 1998
	10-20	1,103	Pöpel et al, 1998
	10-20	1,141 ^a	Grunditz et al., 2001
	20-25	1,029 ^a	Choi et al., 1998
	20-30	1,048 ^a	Grunditz et al., 2001
	30-40	1,03 ^a	Grunditz et al., 2001
fixierte Biomasse	5-25	1,056 ^a	Chapanova et al., 2007
	8-27	1,0108 ^b	Zhu et al. 2002
	8-27	1,04275 ^c	Zhu et al. 2002
	10	1,039	Takai et al., 1997
	10-20	1,045	Boller et al., 1999
	10-29	1,02	Fdz-Polanco et al., 1994
	18-26	1,058 ^b	Salvetti et al., 2006
	18-26	1,098 ^c	Salvetti et al., 2006
	25-35	1	Chapanova et al., 2007
Scheibentauchkörper	5-20	1,082 ^a	Gujer et al., 1983
	5-20	1,097	Wolf, 1987
	7-17	1,045	Nowak, 2000
	10-20	1,06 ^a	Lue-Hing et al., 1976
	5-10	1,0037	Cheung,1982
	11-18	1,003	Cheung,1982
	10,5-22	1,008	Cheung,1982
	10-25	1,099 ^d	Henze et al., 2002

Tendenziell ist zu beobachten, dass im Temperaturbereich < 20°C der Temperatureinfluss größer ist (θ -Werte = 1,10 als Mittelwert) als im Temperaturbereich >20°C (θ -Werte = 1,036 als Mittelwert). Für fixierte Biomasse liegt der Streuungsbereich zwischen 1 und 1,098. Der

^a RGT-Regel: Reaktions-Geschwindigkeit-Temperaturregel

^a berechnet

^b sauerstofflimitiert

^c NH₄⁺-limitiert

^d Industrieabwasser

Mittelwert beträgt 1,042. Hieraus ist abzuleiten, dass der Temperatureinfluss auf die Nitrifikation in Biofilmsystemen geringer ist als bei Verfahren mit suspendierter Biomasse (Nowak, 2000).

Im speziellen Fall des Temperatureinflusses auf Scheibentauchkörpersysteme gibt es sehr widersprüchliche Berichte in der Literatur. Cheung (1982) berichtet von einem sehr geringen Einfluss der Temperatur (0,37 - 0,8 % je °C im Bereich von 5°C - 22°C) auf die Nitrifikation. Andere Quellen berichten von einem deutlich höheren Einfluss der Temperatur auf die Nitrifikationsleistung von 6 – 9,9 % je °C Temperaturerhöhung (Gujer et al., 1983; Wolf, 1987; Lue-Hing et al., 1976 und Henze et al., 2002). Festzustellen ist zudem, dass für den Bereich ab 20°C nur wenige Werte für θ vorliegen.

6.5.7 Einfluss der Betriebsbedingungen auf die Nitrifikation

Neben den chemisch-biologischen Einflussfaktoren auf die Nitrifikation spielen auch die Betriebseinstellungen wie z.B. die Vorbehandlung des Abwassers und die Rotationsgeschwindigkeit eine große Rolle. In Kapitel 6.5.2 wurde der Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Nitrifikation erläutert. Durch den direkten Zusammenhang zwischen der Sauerstoffkonzentration und der Nitrifikation einerseits und der Rotationsgeschwindigkeit andererseits lässt sich ein direkter Zusammenhang zwischen der Rotationsgeschwindigkeit und der Nitrifikationsleistung ableiten.

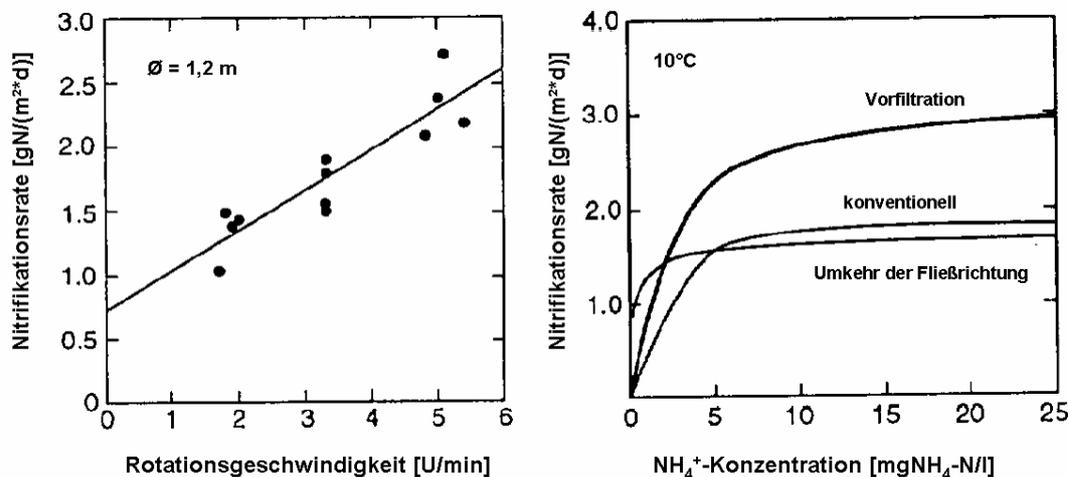


Abbildung 6.8: Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von den Betriebsbedingungen (Boller et al., 1994)

Die Nitrifikationsleistung hängt zudem von der Vorbehandlung des Abwassers, aber auch vom Vorhandensein einer Rezirkulation ab.

Die positiven Effekte der betrieblichen Einstellungen werden jedoch von ihrem maschinellen bzw. energetischen Mehraufwand (z.B. höhere Rotationsgeschwindigkeit \rightarrow höherer Energieverbrauch) limitiert.

6.5.8 Schlammalter

Minimal erforderliches Schlammalter $\min.t_{TS}$

Ebenso wie bei Belebungsanlagen muss die Verweilzeit der Nitrifikanten im System größer sein als deren Verdopplungszeit (Wachstumsrate).

Bei optimalen Bedingungen für die heterotrophen Bakterien werden die Nitrifikanten aufgrund ihrer wesentlich niedrigeren Wachstumsrate von den heterotrophen Bakterien überwuchert und mit dem Überschussschlamm aus dem System entfernt. Eine Nitrifikation kann sich somit nicht etablieren.

Um eine weitgehende Nitrifikation zu erreichen, muss daher ein ausreichendes Schlammalter erzielt werden. Das erforderliche Schlammalter ist aufgrund der Abhängigkeit von der Wachstumsrate temperaturabhängig. Das minimal erforderliche Schlammalter kann wie folgt berechnet werden (nach Hofmann (1986) und Krauth (1991):

$$\min t_{TS,T} = \frac{\sigma}{\mu_{\max,T}} = \frac{f * f_n}{\mu_{\max,20} * \theta^{(T-20)}} \quad \text{Gleichung 6.15}$$

mit

σ = Sicherheitsbeiwert = $f * f_n$

$f = 1,25$ (Sicherheitsfaktor zur Berücksichtigung der Absterberate und Faktoren, die die maximale Wachstumsrate mindern)

f_n = Schwankungsfaktor abhängig von den Schwankungen der TKN-Frachten im Tagesgang (maximal Wert 2,0)

Vorhandenes Schlammalter $\text{vorh. } t_{TS}$

Gujer et al. (1983) definierten eine Abschätzung für die Berechnung des vorhandenen Schlammalters wie folgt:

$$\text{vorh. } t_{TS} = \frac{d_f * \gamma_{TS}}{B_A * Y} = \frac{TS_A * A_{STK}}{\dot{U}_{STK}} \quad \text{Gleichung 6.16}$$

mit

d_f = Dicke des Bewuchses [cm]

γ_{TS} = Dichte des Bewuchses [g/cm³]

Y = spezifische Schlammproduktion pro Substratelimination [gTS/gBSB₅, abgeb.]

B_A = abgebaute BSB₅-Fracht [g/d]

TS_A = Biomasse auf den Aufwuchsflächen [g/m²]

$\dot{U}_{S_{TK}}$ = spezifische Überschussschlammproduktion [g/d]

$A_{S_{TK}}$ = Aufwuchsfläche [m²]

Einen weiteren Ansatz für die Berechnung des Schlammalters liefert die empirisch bestimmte Gleichung zur Bestimmung der spezifischen Überschussschlammproduktion nach Kayser (1971) (gemäß ATV-Handbuch (1997)).

Dieser Ansatz bezieht sich zwar auf die Berechnung der spezifischen Überschussschlammproduktion beim Belebungsverfahren, lässt sich jedoch auch auf Biofilmverfahren übertragen. Berücksichtigt wird dabei die Schlammproduktion infolge Biomassewachstum, Biomassezerfall resp. Reststoffe aus dem Biomassezerfall und die Anlagerung nicht abbaubarer Schwebstoffe:

$$\text{spez.}\dot{U}S = \underbrace{\eta * Y_H + a}_{\text{Schlammproduktion}} * \left(\frac{TS_0}{BSB_5} \right) - \underbrace{\frac{(1-b) * k_{D,H} * Y_H * t_{TS} * F}{1 + k_{D,H} * t_{TS} * F}}_{\text{Schlammverminderung (Autolyse)}} \quad \text{Gleichung 6.17}$$

mit (siehe Cornel, 2000)

$\eta = 1$ (Eliminationsgrad BSB_5)

$Y_H = 0,75$ (Ertragskoeffizient der heterotrophen Bakterien) [kg TS/kg $BSB_{5, \text{Abbau}}$]

$a = 0,6$ (Anteil der nicht hydrolysierbaren, inerten Partikel an TS_0) [kg TS/kg TS]

TS_0 = Feststoffkonzentration im Zulauf des Systems [mg/l]

BSB_5 = BSB_5 -Konzentration im Zulauf des Systems [mg/l]

spez. $\dot{U}S$ = spezifische Überschussschlammproduktion [g TS/g $BSB_{5, \text{abgebaut}}$]

$b = 0,2$ (Anteil nicht abbaubarer inerter Bakterienreste der Autolyse)

$k_{D,H} = 0,17$ (Autolysekoeffizient der heterotrophen Bakterien bei 15°C) [d⁻¹]

daraus folgt durch Einsetzen:

$$\text{spez.}\dot{U}S = 0,6 * \left(\frac{TS_0}{BSB_5} + 1,25 \right) - \frac{0,102 * \theta^{(T-15)}}{\frac{1}{t_{TS}} + 0,17 * \theta^{(T-15)}} \quad \text{Gleichung 6.18}$$

aufgelöst nach $\frac{1}{t_{TS}}$:

$$\frac{1}{t_{TS}} = \left(\frac{0,17}{\frac{TS_0}{BSB_5} - \frac{\text{spez.}\dot{U}S}{0,6} + 1,25} - 0,17 \right) * \theta^{(T-15)} \quad \text{Gleichung 6.19}$$

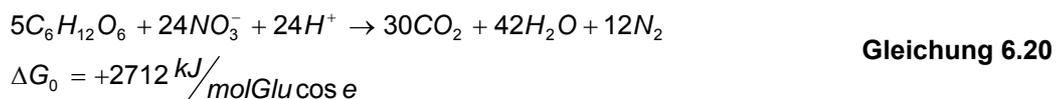
Das Schlammalter ist folglich nur von der spezifischen Überschussschlammproduktion, dem TS_0/BSB_5 -Verhältnis und der Temperatur abhängig

6.6 Heterotropher Abbau organischer Substanzen - Denitrifikation

Für den Abbau der organischen Kohlenstoffverbindungen (BSB₅-Abbau) werden heterotrophe Bakterien benötigt. Diese verwenden Sauerstoff (aerobe Atmung) oder Nitrit bzw. Nitrat (Nitrit-/Nitratatmung) als terminalen Elektronenakzeptor. Organische Kohlenstoffverbindungen fungieren als Elektronendonatoren für den Energie- und Baustoffwechsel dieser Organismen.

Die Denitrifikation ist die Reduzierung von Nitrat zu elementarem Stickstoff durch fakultativ anaerobe heterotrophe Mikroorganismen. Die Denitrifikanten können sowohl im aeroben als auch im anoxischen Milieu Redoxreaktionen zur Energiegewinnung durchführen. In Biofilmen sind beide Milieus vorhanden. Die oberen Schichten eines Biofilms sind aerob. In den unteren Schichten, ab etwa 300 µm herrschen anoxische Bedingungen, da die Sauerstoffdiffusion in diese Schichten limitiert ist. In diesen unteren Schichten ist eine Denitrifikation nachweisbar (Nielsen et al, 1990).

Der Stoffwechsel der Denitrifikanten für die Stickstoffatmung kann nach EPA (1975) und Rheinheimer et al. (1988) modellhaft für Glucose folgendermaßen beschrieben werden:



Im Vergleich zur Nitratatmung verläuft der aerobe Abbau organischer Belastung (Sauerstoffatmung) wie folgt:



Aus den beiden Reaktionsgleichungen ist ersichtlich, dass die Denitrifizierer grundsätzlich die aerobe Atmung bevorzugen, da der Energiegewinn dabei größer ist.

Unter Abwesenheit von gelöstem Sauerstoff können die Denitrifikanten Enzyme verwenden, die Nitrat- oder Nitritstickstoff anstelle von Sauerstoff als Elektronenakzeptor für ihren Energiestoffwechsel einsetzen.

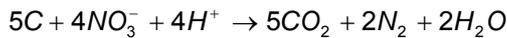
Die einzelnen Schritte der mehrstufigen Reaktion werden durch unterschiedliche Enzyme katalysiert. Die einzelnen Schritte können stark vereinfacht wie folgt beschrieben werden:



Ein Vergleich der Sauerstoffatmung und der Nitratatmung (Gleichung 6.20 und 6.21) an Hand folgender, stark vereinfachter Reaktionsgleichungen,



Gleichung 6.22



Gleichung 6.23

zeigt, dass 5 mol Sauerstoff durch 4 mol Nitrat ersetzt werden können, oder dass 2,89 g O₂ äquivalent zu 1 g NO₃-N sind. Dies bedeutet, dass 2,89/4,57 = 63% des durch die Nitrifikation verbrauchten Sauerstoffes durch die Denitrifikation zurück gewonnen werden können.

Zusätzlich wird pro mol NO₃-N ein mol H⁺ verbraucht, wodurch 50% der durch die Nitrifikation verbrauchten Säurekapazität zurück gewonnen werden.

6.7 Einflussfaktoren auf den heterotrophen Abbau

Auch der heterotrophe Umsatz bzw. die Denitrifikation wird von einer Vielzahl von Faktoren beeinflusst. Die wichtigsten Einflussfaktoren sind:

- pH-Wert
- Sauerstoffkonzentration
- Abwasserzusammensetzung
- Art der organischen Belastung
- Temperatur

6.7.1 Einfluss des pH-Wertes

Der optimale pH-Wert liegt für den aeroben heterotrophen Abbau in einem Bereich von etwa 6,5 bis 8,5 (Henze et al. 2002), für die Denitrifikation in einem Bereich von 6,5-7,5 (EPA, 1975).

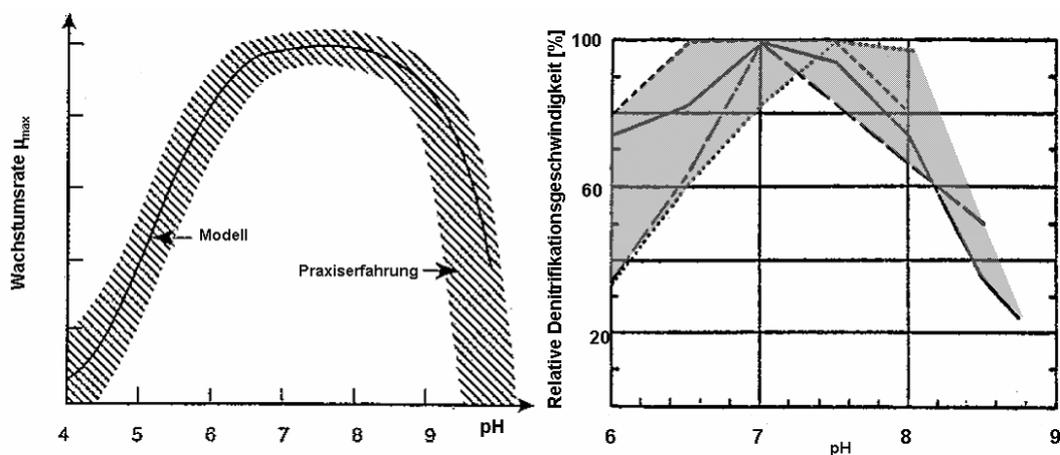


Abbildung 6.9: Einfluss des pH-Wertes auf aerobe Abbauprozesse (nach Henze et al. 2002) und Denitrifikation (nach EPA, 1975)

6.7.2 Einfluss der Sauerstoffkonzentration

Die Sauerstoffkonzentration spielt eine grundlegende Rolle dafür, ob die heterotrophen Bakterien ihren Energiegewinn durch eine Sauerstoff- oder Nitrat/Nitrit-Atmung bewerkstelligen.

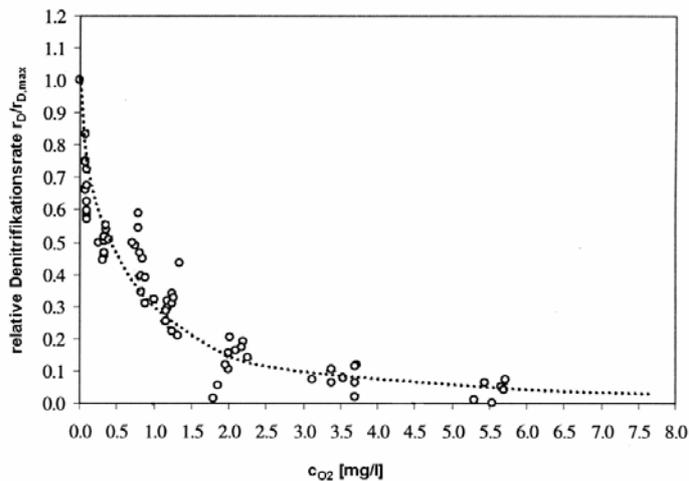


Abbildung 6.10: Relative Denitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration (nach Oh und Silverstein, 1999)

Grundsätzlich bevorzugen heterotrophe Bakterien die Sauerstoffatmung, da hier der Energiegewinn für die Bakterien größer ist (Kapitel 6.6).

Nach Oh und Silverstein (1999) ergibt sich bei einer Sauerstoffkonzentration von 0,5 mg O₂/l eine relative Denitrifikationsleistung von 50% gegenüber einer Sauerstoffkonzentration nahe Null. Christiansen und Harremoës (1977) rechnen erst ab einer Konzentration von 0,5 mg/l mit einer Hemmung.

6.7.3 Einfluss der Abwasserzusammensetzung

Das Verhältnis zwischen der organischen Kohlenstoffquelle und des zur Verfügung stehenden Nitrates/Nitrits haben einen direkten Einfluss auf die Effizienz der Denitrifikation. Narkis et al. (1979) definierten ein kritisches Verhältnis zwischen organischer Belastung und der NO_x-N-Konzentration des Abwassers.

Unterhalb eines Verhältnisses von BSB₅/Σ(NO_x-N) von 2,3 ist mit einer Hemmung der Denitrifikation zu rechnen (Narkis et al., 1979). Dies deckt sich mit Angaben von Henze und Bundgaard (1982), die ein BSB₅/Σ(NO_x-N) von 2-3 für eine vollständige Denitrifikation angeben. Das Arbeitsblatt A 131 (ATV-DVWK A131, 2001) gibt ein Verhältnis zwischen CSB und zu denitrifizierendem Nitratstickstoff von 5 an.

Neuere Untersuchungen von Mokhayeri et al. (2006) geben ein optimales CSB/Σ(NO₂-N)-Verhältnis von 4,7 für Methanol, 3,5 für Essigsäure und 4,5 für Maissirup an.

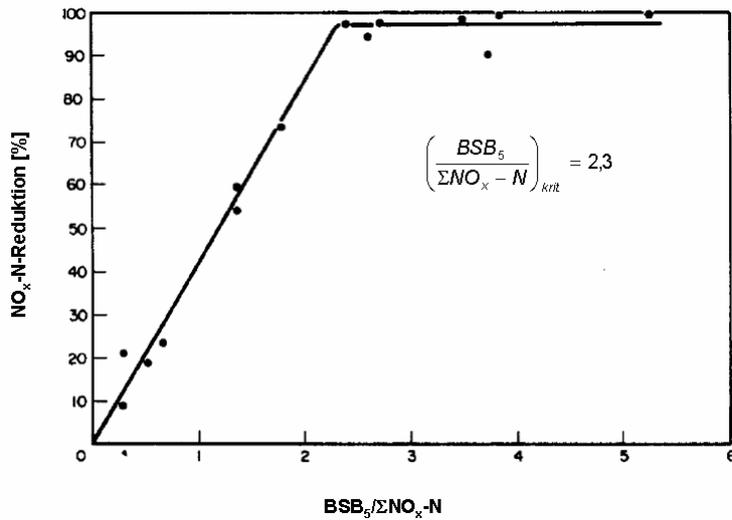


Abbildung 6.11: Relative NO_x-N-Reduktion in Abhängigkeit des BSB₅/NO_x-N-Verhältnisses für kommunales Abwasser nach Vorklärung (Narkis et al., 1979)

Die Denitrifikationsleistung hängt entscheidend von der Abbaubarkeit der organischen Kohlenstoffquelle ab. Dieser Zusammenhang wurde durch Henze und Bundgaard (1982) qualitativ erfasst.

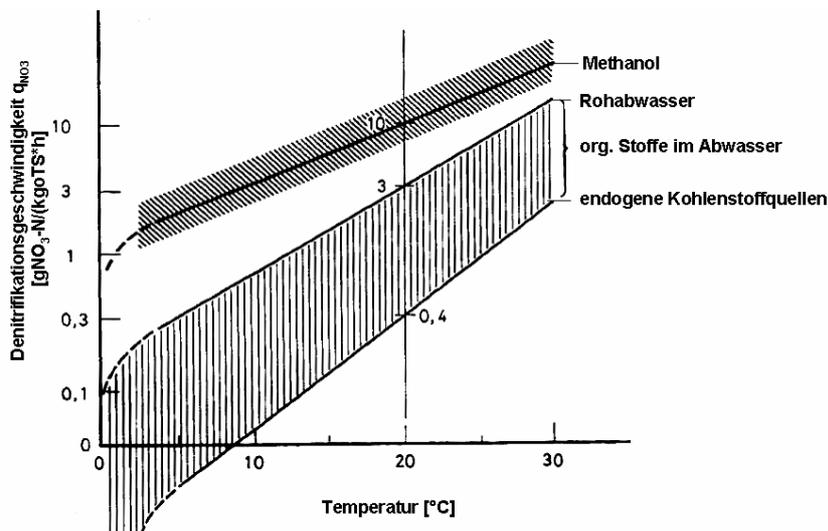


Abbildung 6.12: Denitrifikationsgeschwindigkeit als Funktion von Temperatur und C-Quelle (nach Henze und Bundgaard, 1982)

6.7.4 Einfluss der Temperatur

Die Aktivität heterotrophen Bakterien hängt ebenfalls von der Temperatur ab. Mit steigender Temperatur erhöht sich die Aktivität bzw. die Umsatzleistung heterotropher Bakterien.

Untersuchungen von Cheung (1982) hinsichtlich der BSB₅-Umsatzleistung in Scheibentauchkörpern wurden, orientierend an den für Deutschland relevanten Bedingungen, bei Temperaturen im Bereich von etwa 5°C bis 20°C durchgeführt. Die θ-Werte liegen zwischen 1,002 und 1,012 das heißt, dass der Temperatureinfluss nur wenig ausgeprägt ist, die Zu-

nahme der prozentualen BSB₅-Elimination bei einer Temperaturerhöhung von 1 °C zwischen etwa 0,2 und 1,2 % liegt.

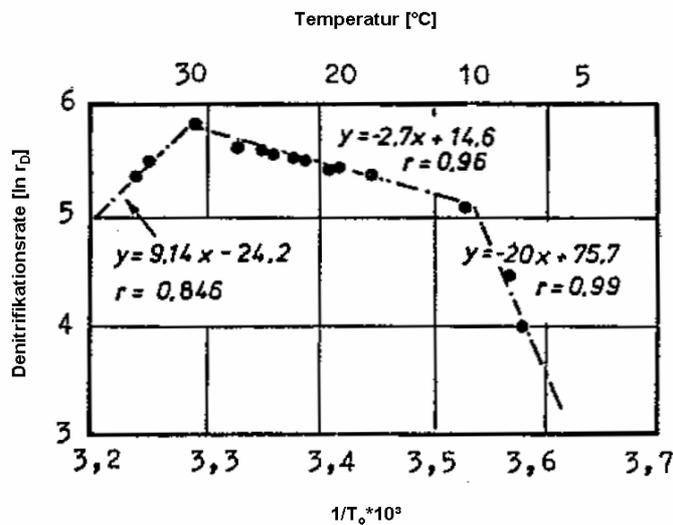


Abbildung 6.13: Abhängigkeit der Denitrifikation von der Temperatur in Scheibentauchkörperanlagen (Davis und Pretorius, 1975)

Tabelle 6.6: Literaturzusammenstellung der θ -Werte für die Denitrifikation

Denitrifikation	Temperaturbereich [°C]	θ	Quelle
suspendierte Biomasse	5-20	1,121	Choi et al., 1998
	6-10	1,37	Carrera et al., 2003
	10-30	1	Mayo et al., 1996
	10-25	1,1	Carrera et al., 2003
	10-20	1,047-1,2	Rheinheimer et al., 1988
	10-20	1,06-1,15	in Pöpel et al, 1998
	10-20	1,072	Pöpel et al, 1998
	20-25	1,036	Choi et al., 1998
fixierte Biomasse	10	1,065	Takai et al., 1997
	10-20	1,057	Maurer et al., 2001

Forgie (1983) untersuchte die Temperaturabhängigkeiten im Bereich von 5 bis 15 °C. Auch Forgie verweist darauf, dass die Temperaturkoeffizienten nicht temperaturunabhängig sind. Für den Bereich von 10 bis 15 °C gibt Forgie θ -Werte von 1,002 bis 1,009 an, also maximal ca. 1% Zunahme je Grad Celsius. Der Temperatureinfluss nimmt mit abnehmender Temperatur zu. Auf der Basis dieser Untersuchungsergebnisse werden für den Temperaturbereich von 5 bis 10 °C Werte für θ von 1,006 bis 1,025 angegeben. Noch wesentlich ausgeprägter ist der Temperatureinfluss im Bereich < 5 °C mit θ -Werten von 1,05 bis 1,18.

Tabelle 6.7: Literaturzusammenstellung der θ -Werte für den Abbau organischer Inhaltsstoffe

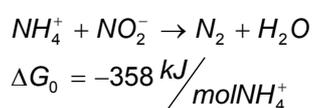
Abbau organische Belastung	Temperaturbereich [°C]	θ	Quelle
suspendierte Biomasse	4-20	1,135	Streeter et al. 1925
	5-20	1,0077 ^a	Choi et al., 1998
	10-15	1,072	EPA, 1975
	10-20	1,074	in Pöpel et al, 1998
	10-20	1,072	Pöpel et al, 1998
	10-30	1	Mayo et al., 1996
	20-25	1,0055 ^a	Choi et al., 1998
	20-30	1,056	Streeter et al. 1925
fixierte Biomasse	5-35	1	Chapanova et al., 2007
	10-15	1,04	Rogalla, 1991
	10-20	1,03-1,094	Grady et al. 1999
	20-50	1,0057 ^a	Lim et al., 2001
Scheibentauchkörper	5-10	1,0094	Cheung, 1982
	< 5	1,05 – 1,18	Forgie, 1983
	5-10	1,006-1,025	Forgie, 1983
	10-15	1,002-1,009	Forgie, 1983
	11-18	1,01	Cheung, 1982
	10,5-20	1,008	Cheung, 1982
	13-36	1,04 ^b	Banerjee, 1996

6.8 Aerobe Denitrifikation

Gupta et al. (2001) berichten, dass bei der Behandlung von hoch konzentriertem synthetischen Abwasser in einem Scheibentauchkörper, der zuvor mit einer Reinkultur von *Thiostphaera pantotropha* angeimpft wurde, eine Reduzierung des Gesamtstickstoffs ohne Re-zirkulation um bis zu 82,5 % bei einer Aufenthaltszeit von 24 h erreicht wurde.

6.9 Anaerobe Ammoniumoxidation (Anammox)

Bei der anaeroben Ammoniumoxidation wird Ammonium und Nitrit unter anoxischen Verhältnissen durch chemolithotrophe Bakterien wie *Brocadia anammoxidans* oder *Kuenenia stuttgartiensis* zu elementarem Stickstoff umgesetzt (Jetten et al., 2003).



Gleichung 6.24

Damit die anaerobe Ammoniumoxidation stattfinden kann ist zunächst die Oxidation von ca. 50-60 % des vorhandenen Ammoniums nötig (Hippen; 2001).

^a berechnet

^b Industrieabwasser

Als wichtigste Prozessparameter werden auf Grund des geringen Wachstums der Anammox-Bakterien von $0,072 \text{ d}^{-1}$ (Jetten et al. 2001) ein guter Biomasserückhalt und hohe Temperaturen gefordert. Zusätzlich ist auf das strenge Einhalten anoxischer Verhältnisse zu achten.

Der Energie- und Betriebsmittelbedarf der Verfahren zur Nutzung der Anammox-Reaktion ist gegenüber der klassischen Nitrifikation/Denitrifikation deutlich reduziert, einerseits durch eine Reduktion des Sauerstoffbedarfs um bis zu 65 %, andererseits wird keine zusätzliche Kohlenstoffquelle benötigt (Fux et al., 2002).

Ein weiterer Vorteil des Anammox-Prozesses ist der geringe Anfall an Überschussschlamm. Beim Anammox-Prozess wird bei einem Umsatz von $23,5 \text{ mol NH}_4^+$ ein mol CO_2 in die Biomasse eingebaut (Van de Graaf et al., 1996).

Der optimale Temperaturbereich wird durch mehrere Autoren mit $30\text{-}40^\circ\text{C}$ angegeben (Strous, et al. (1999); Egli et al. (2001); Toh et al. (2002)). Dosta et al. (2007) geben ein Temperaturoptimum zwischen $35\text{-}40^\circ\text{C}$ an und beobachteten einen irreversiblen Rückgang der Aktivität der Anammox-Bakterien bei 45°C .

Dosta et al. (2007) zeigten auch, dass der Anammox-Prozess bei Temperaturen von unter 20°C betriebsstabil durchführbar ist.

6.10 Bemessungsansätze für Scheibentauchkörperanlagen

Die Bemessung von Scheibentauchkörperanlagen erfolgt im Allgemeinen nach dem Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 281, für Anschlusswerte zwischen 50 und 500 Einwohnerwerten gilt zusätzlich das Arbeitsblatt ATV-A 122.

Für die Bemessung der biologischen Stufe ist üblicherweise die Menge der belebten Biomasse maßgebend. Im Belebungsverfahren kann die Schlammmenge durch die zulässige Schlammbelastung leicht errechnet werden. Beim Scheibentauchkörper befindet sich die für die biologische Reinigung zuständige biologische Rasen auf den Scheiben. Die Dicke des Bewuchses ändert sich von Kaskade zu Kaskade, so dass es schwierig ist die Schlammmenge auf den Scheiben zu bestimmen, ohne diese zu beschädigen. Als Ersatz wird daher die BSB_5 - Flächenbelastung B_A bezogen auf die Zulaufkraft des Scheibentauchkörpers für die Ermittlung der erforderlichen Oberfläche herangezogen.

Die erforderliche Oberfläche A_{STK} wird nach ATV-DVWK-A 281 (2001) wie folgt ermittelt:

$$A_{\text{STK}} = \frac{\text{tagliche Stofffracht}}{\text{Scheibenbelastung}} \quad \text{Gleichung 6.25}$$

oder

$$A_{\text{STK}} = A_{\text{STK,C}} + A_{\text{STK,N}} \quad \text{Gleichung 6.26}$$

mit

$A_{STK,C}$ = benötigte Scheibenfläche für den BSB₅-Abbau

$A_{STK,N}$ = benötigte Scheibenfläche für die Nitrifikation

Für kommunale Abwässer werden für Anlagen, die ausschließlich für den BSB₅-Abbau vorgesehen sind, folgende Scheibenbelastungen vorgeschlagen:

- *2-stufige Kaskaden:* $B_{A,BSB} \leq 8 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$
- *3- und 4-stufige Kaskaden:* $B_{A,BSB} \leq 10 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

Für Anlagen mit Nitrifikation sind folgende Scheibenbelastungen vorgegeben:

- *3-stufige Kaskaden:* $B_{A,BSB} \leq 8 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ und $B_{A,TKN} \leq 1,6 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$
- *4-stufige Kaskaden:* $B_{A,BSB} \leq 10 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ und $B_{A,TKN} \leq 2 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

Die Bemessung bezieht sich auf eine Bemessungstemperatur von 12°C und berücksichtigt dabei nicht den Einfluss höherer Temperaturen auf das Biofilmwachstum und die Reaktionsgeschwindigkeit der Umsatzprozesse.

6.10.1 Bemessung nach Gujer, Krejci und Fleckseder

Gujer et al. (1983) berücksichtigen bei ihrem Bemessungsvorschlag für Scheibentauchkörper (Tauchtropfkörper) für kleine Abwasserreinigungsanlagen die Abbauleistung in Abhängigkeit von der Temperatur. Jedoch nur für einen Temperaturbereich von 5 – 20°C.

Die hierbei erforderliche Scheibenfläche errechnet sich dabei aus dem Quotienten aus abzubauenen Fracht und der Abbauleistung pro Scheibenfläche. Gujer et al. (1983) verwenden hierbei empfohlene Flächenbelastungen nach Murphy et al. (1980) für den Abbau von BSB₅ und Werte für die Nitrifikation aus Ergebnissen eigener Untersuchungen, beide in Abhängigkeit von der Temperatur:

$$A_{\text{erf}} = A_{\text{org.}} + A_{\text{Nit.}} = \frac{F_{\text{BSB}_5}}{r_{\text{BSB}_5}} + \frac{F_{\text{NH}_4}}{r_{\text{NH}_4}} \quad \text{Gleichung 6.27}$$

mit

F_{BSB_5} und F_{NH_4} = BSB₅ bzw. NH₄-Frachten, die abgebaut werden sollen [g/d]

r_{BSB_5} = BSB₅-Abbauleistung für < 30 mg BSB₅/ l im Ablauf in Abhängigkeit der Temperatur nach Murphy et al. (1980) [g/(m²*d)]

r_{NH_4} = NH₄-Abbauleistung in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und der Temperatur [g/(m²*d)]

6.10.2 Bemessung nach Wolf

Wolf (1987) kritisiert in seinem Bemessungsvorschlag den Ansatz von Gujer et. al (1983) hinsichtlich der Berechnung des Anteils $A_{\text{org.}}$. Für ihn unbefriedigend ist die Gleichsetzung

der spezifischen BSB_5 -Abbauleistung mit der mittleren BSB_5 -Scheibenbelastung, da die spezifische BSB_5 -Abbauleistung nicht konstant, sondern stark konzentrationsabhängig ist und in den verschiedenen Zonen des Reaktors unterschiedlich ist. Voraussetzung für eine Nitrifikation ist nach Wolf eine vom erforderlichen Schlammalter abhängige zulässige BSB_5 -Scheibenbelastung (zul. B_A) und nicht die von Gujer et al. verwendete Abbauleistung für BSB_5 -Ablaufkonzentration $< 30 \text{ mg/l}$.

Wolf (1987) modifizierte deshalb das Bemessungsverfahren nach Gujer et al. (1983) in der Weise, dass er nicht mit einer konstanten spezifischen BSB_5 -Abbauleistung rechnete, sondern mit einem konzentrationsveränderlichen BSB_5 -Abbau gemäß folgender Gleichung:

$$B_{A,STK} = B_{A,STK,0} * e^{-k_B * A/Q} \quad \text{Gleichung 6.28}$$

mit

$B_{A,STK,0}$ = BSB_5 -Scheibenbelastung am Reaktorzulauf

Dem nach nimmt die BSB_5 -Scheibenbelastung (B_A) mit zunehmender Scheibenfläche A ab.

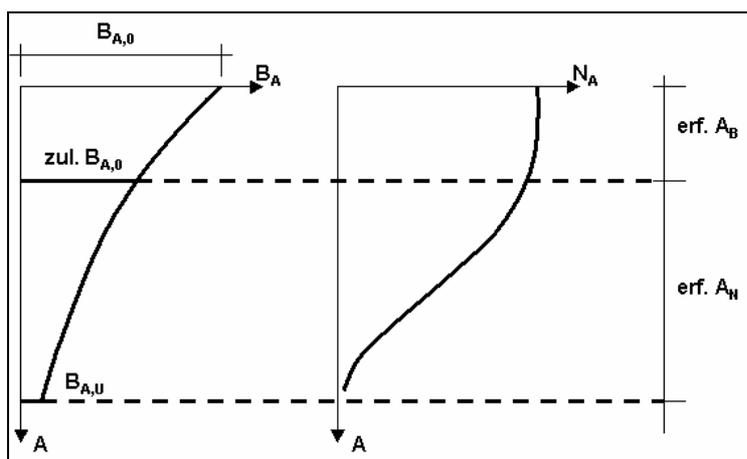


Abbildung 6.14: BSB_5 - und NH_4 -Umsatz in Tropfkörpern respektive in Scheibentauchkörpern (nach Wolf; 1986)

Die nun für die Nitrifikation zulässige Scheibenbelastung zul. B_A berechnet sich wie folgt:

$$zul.B_A = \frac{TS_A}{y_B * erf. t_{TS}} \quad \text{Gleichung 6.29}$$

mit

TS_A = spezifische Biomasse auf der Aufwuchsfläche $[\text{g/m}^2]$

y_B = heterotropher Biomasseertrag bezogen auf das abgebaute organische Nährstoffsubstrat $[\text{g/g}]$

Das erforderliche Schlammalter kann, wie in Kapitel 6.5.8 beschrieben, bestimmt werden.

Die erforderliche Scheibenfläche A_B zum Erreichen der zulässigen BSB_5 -Scheibenbelastung berechnet sich dann zu:

$$erf. A_b = \frac{(\ln B_{A,0} - \ln(zul.B_A)) * Q}{k_B} \quad \text{Gleichung 6.30}$$

mit

k_B = Abbaukonstante [m/d]

Die für die Nitrifikation erforderliche Scheibenfläche berechnet sich zu:

$$erf. A_N = \frac{\Delta N}{v_N} \quad \text{Gleichung 6.31}$$

mit

ΔN = geforderte Nitrifikationsleistung [g N/d]

v_N = Nitrifikationsgeschwindigkeit [g N/(m²*d)]

Wolf gibt für die Abbaukonstante k_B und die Nitrifikationsgeschwindigkeit v_N Werte in Abhängigkeit von der Temperatur an, jedoch nur für einen Temperaturbereich von 5°C - 20°C.

Tabelle 6.8: k_B -Werte nach Wolf (1987)

T [°C]	5	10	15	20
k_B [m/d]	0,1	0,2	0,3	0,4

Tabelle 6.9: v_N -Werte nach Wolf (1987) (bei Ablaufkonzentrationen unter 2 mg/l)

T [°C]	5	10	15	20
v_N [g/(m ² *d)]	0,3-0,4	0,4-0,6	0,6-1	1-1,6

Die benötigte Gesamtfläche eines Scheibentauchkörpers berechnet sich demnach zu:

$$A_{ges} = erf. A_B + erf. A_N \quad \text{Gleichung 6.32}$$

7 Material und Methoden

7.1 Versuchsanlagen in Karlsruhe, Klimakammeruntersuchungen

7.1.1 Halbtechnische Versuchsanlagen in Karlsruhe für den kontinuierlichen Betrieb und die Batch-Untersuchungen (Batch 1)

Kontinuierlicher Betrieb

Betrieben wurden 3 Versuchsscheibentauchkörper mit unterschiedlichen Scheibendurchmessern und unterschiedlichen Substraten (synthetisches und reales Abwasser).

Für die Herstellung der Scheiben wurden HDPE-Platten mit einer Dicke von 2 mm verwendet, der Scheibendurchmesser betrug 25 cm bzw. 50 cm.

Die Versuchsanlagen bestanden je aus 3 Kaskaden. In der zulaufseitigen 1. Kaskade wurden 12 Scheiben platziert, in der 2. und 3. Kaskade jeweils 10 Scheiben.

Der Scheibenabstand in der 1. Kaskade betrug auf Grund des zu erwartenden stärkeren Biofilmbewuchses - bedingt durch die höhere BSB₅-Scheibenbelastung - 18 mm, in den beiden folgenden Kaskaden betrug der Scheibenabstand jeweils nur 15 mm.

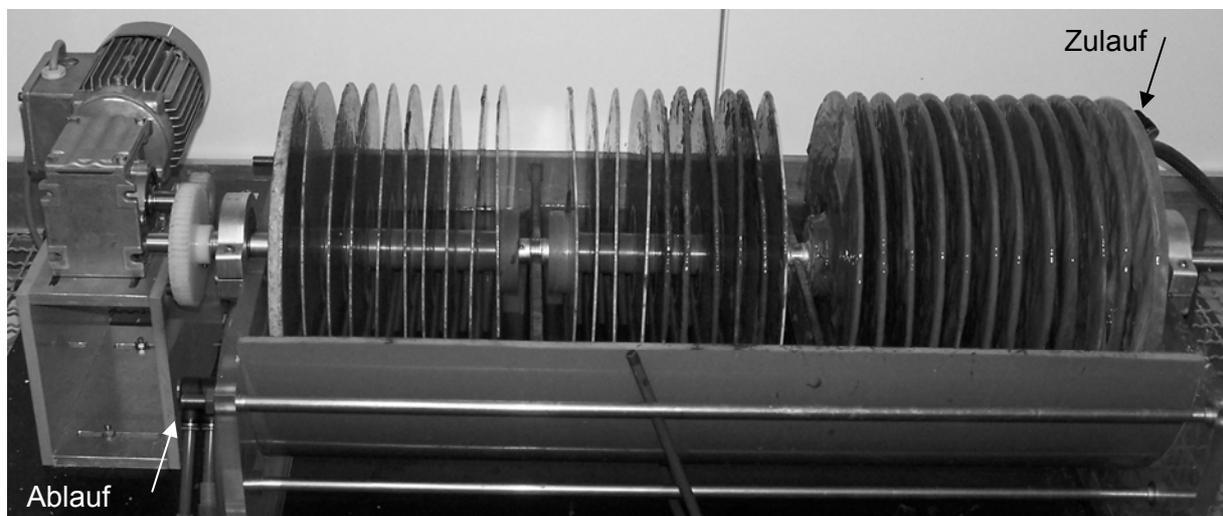


Abbildung 7.1: Halbtechnische Versuchsanlagen: Scheibendurchmesser 25 cm

In Tabelle 7.1 bis Tabelle 7.3 sind die Kenndaten der Versuchsanlagen aufgelistet. Bei der Dimensionierung der Versuchsanlage wurde die Dimensionierungsvorgaben der ATV-A 281 angewendet.

Die Rotationsgeschwindigkeit wurde in Anlehnung an Erfahrungen aus der Praxis bzw. an die Rotationsgeschwindigkeit der Demonstrationsanlage zu 4 U/min eingestellt.

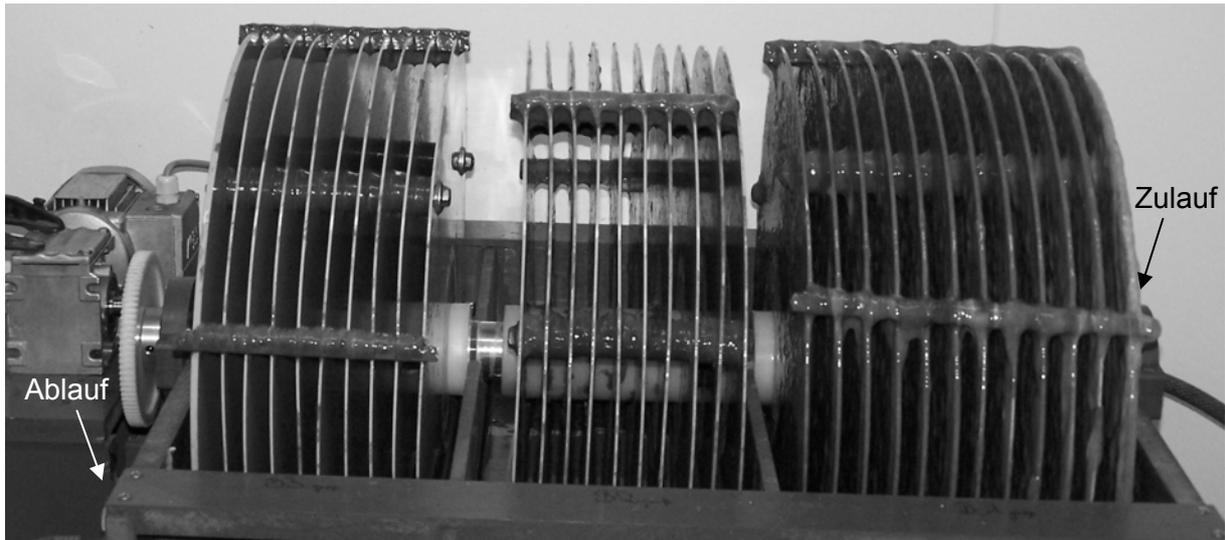


Abbildung 7.2: Halbtechnische Versuchsanlage ($\varnothing = 50 \text{ cm}$)

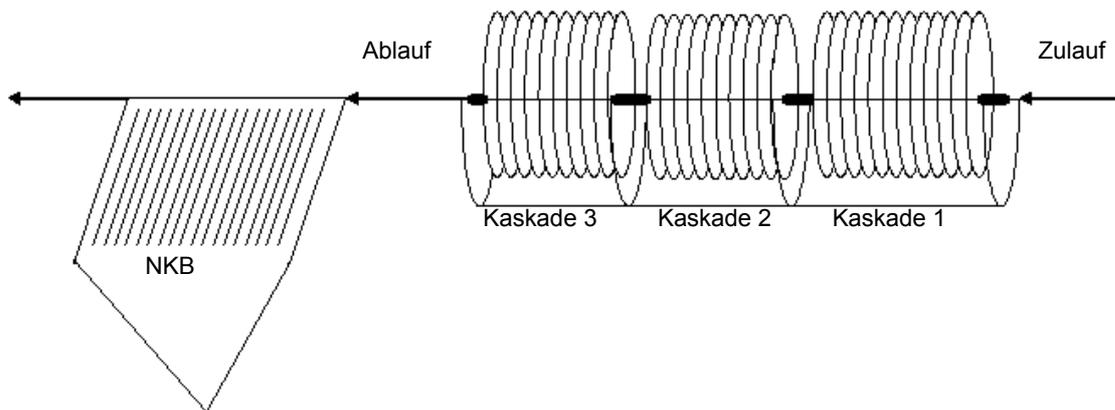


Abbildung 7.3: Schematische Darstellung der Versuchsanlagen

Angeimpft wurden die Versuchsanlagen mit Belebtschlamm und mit vorgeklärtem Abwasser der Kläranlage Berghausen.

Nach Ausbildung eines dünnen Biofilms wurde das Substrat umgestellt. Verwendet wurde synthetisches Abwasser auf der Basis von Zuckerrübenmelasse der Südzucker AG Mannheim/Ochsenfurt, Niederlassung Offenau der Kampagne 2004/2005. Die Zusammensetzung des synthetischen Abwassers wird in Kapitel 7.1.6 eingehend behandelt.

Die beiden halbtechnischen Versuchsanlagen wurden in einer Klimakammer betrieben, die sowohl temperatur- als auch feuchtereguliert betrieben werden konnte. Dadurch war es möglich, konstante klimatische Randbedingungen zu simulieren.

Die Abwassertemperaturen wurden nicht direkt eingestellt sondern ergaben sich auf Grund der eingestellten Lufttemperaturen. Die Lufttemperatur betrug 20, 25, 30, 35 und 40°C bei einer konstanten relativen Luftfeuchte von 60 bzw. 70%.

Die Probenahme erfolgte 3mal wöchentlich im Zulauf und Ablauf der Scheibentauchkörper. Die Entnahme der Proben aus den Kaskaden erfolgte ca. 1mal wöchentlich. Die Probenahme und Analyse der Proben wurden innerhalb eines Tages durchgeführt.

Tabelle 7.1: Versuchsbedingungen I (Ø 25 cm und 50 cm)

Scheibendurchmesser	[m]	synthetisches Abwasser		reales Abwasser
		0,25	0,50	0,25
Rotationsgeschwindigkeit	[U/min]	4,0	4,0	4,0
Umfangsgeschwindigkeit	[m/min]	π	4π	π
BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,0 - 20,1	5,3 - 31	5,2 - 24,7
NH ₄ -N-Scheibenbelastung	[g NH ₄ -N/(m ² *d)]	1,0 - 4,5	1,1 - 5,0	1,3 - 6,4

Tabelle 7.2: Versuchsbedingungen II

3-kaskadiger Versuchsscheibentauchkörper			
Ø 25 cm			
Kaskadenvolumina:		Scheibendurchmesser: 25 cm	
Kaskade 1:	6,10 l	Scheibenabstand:	
Kaskade 2:	4,50 l	Kaskade 1	18 mm
Kaskade 3:	4,50 l	Kaskade 2 und 3	15 mm
Gesamtvolumen:	15,10 l	Betriebskennzahlen:	
Aufwuchsfläche:		WSP _{Tank} :	10,8 cm
Kaskade 1:	1,18 m ²	Eintauchtiefe:	33 %
Kaskade 2:	0,98 m ²	HRT:	2,5 - 5 h
Kaskade 3l:	0,98 m ²	Q:	68,0 - 136 (270 ⁹) l/d
Gesamtfläche:	3,14 m ²	Q _R :	0 %
Gesamtvolumen zu Gesamtfläche		Temperatur _{Luft} :	20,0 - 40,0 °C
V _{ges} /A _{ges} :	4,82 l/m ²	Temperatur _{Abwasser} :	ca 19,5 - 33,6 °C

Tabelle 7.3: Versuchsbedingungen III

3-kaskadiger Versuchsscheibentauchkörper			
Ø 50 cm			
Kaskadenvolumina:		Scheibendurchmesser: 50 cm	
Kaskade 1:	22,10 l	Scheibenabstand:	
Kaskade 2:	16,30 l	Kaskade 1	18 mm
Kaskade 3:	16,30 l	Kaskade 2 und 3	15 mm
Gesamtvolumen:	54,70 l	Betriebskennzahlen:	
Aufwuchsfläche:		WSP _{Tank} :	20,8 cm
Kaskade 1:	4,40 m ²	Eintauchtiefe:	33 %
Kaskade 2:	3,70 m ²	HRT:	2,5 - 5 h
Kaskade 3l:	3,70 m ²	Q:	274 - 548 l/d
Gesamtfläche:	11,80 m ²	Q _R :	0 %
Gesamtvolumen zu Gesamtfläche		Temperatur _{Luft} :	25,0 - 40,0 °C
V _{ges} /A _{ges} :	4,63 l/m ²	Temperatur _{Abwasser} :	ca 23,2 - 35,2 °C

⁹ bei Verwendung von realem Abwasser

7.1.2 Versuchsphasen der Labor-Untersuchungen

In Tabelle 7.4 und Tabelle 7.5 sind die an den kontinuierlich betriebenen Versuchsanlagen eingestellten Abwassertemperaturen, BSB₅- und NH₄-N-Scheibenbelastungen und die hydraulische Aufenthaltszeit sowie die daraus abgeleiteten Bezeichnung der Untersuchungsphasen wiedergegeben.

Das BSB₅/TKN-Verhältnis von 4:1 wurde in Anlehnung an die Dimensionierungsvorgaben im ATV-DVWK Arbeitsblatt A-281 ($B_{A,BSB_5} \leq 8 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$; $B_{A,TKN} \leq 1,6 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$) bzw. an die im ATV-DVWK Arbeitsblatt A-131 aufgelisteten einwohnerspezifischen Frachten nach der Vorklärung (40 g BSB₅/(E*d); 10 g TKN/(E*d)) eingestellt.

Da die TKN-Scheibenbelastung im vorliegenden Fall nahezu ausschließlich aus dem NH₄-N-Anteil besteht, ist die Bezeichnung NH₄-N-Scheibenbelastung der TKN-Scheibenbelastung gleichzusetzen.

Tabelle 7.4: Scheibendurchmesser 25 cm; Scheibenfläche 3,14 m²; synthetisches Abwasser

Phase	Temperatur	BSB ₅ -Scheibenbelastung	NH ₄ -N-Scheibenbelastung	HRT ¹⁰
	[°C]	[g/(m ² *d)]	[g/(m ² *d)]	[h]
K 1	19,5	5,3	1,0	5,0
K 2	24,8	5,0	1,0	5,0
K 3	27,7	5,3	1,1	5,0
K 4	19,8	8,0	1,0	5,0
K 5	23,9	8,1	1,2	5,0
K 6	28,5	8,0	2,0	5,0
K 7	31,5	8,4	2,1	5,0
K 8	33,4	8,1	2,3	5,0
K 9	31,6	14,5	4,4	2,5
K 10	33,3	14,5	4,3	2,5
K 11	33,6	20,1	4,5	2,5

Tabelle 7.5: Scheibendurchmesser 50 cm; Scheibenfläche 11,8 m²; synthetisches Abwasser

Phase	Temperatur	BSB ₅ -Scheibenbelastung	NH ₄ -N-Scheibenbelastung	HRT
	[°C]	[g/(m ² *d)]	[g/(m ² *d)]	[h]
	23,2	5,3	1,2	5,0
G 2	28,7	5,5	1,1	5,0
G 3	28,5	9,9	1,9	5,0
G 4	32,4	9,4	2,0	5,0
G 5	35,0	9,1	2,4	5,0
G 6	31,7	18,3	5,0	2,5
G 7	35,2	17,1	4,0	2,5
G 8	33,9	31,0	4,8	2,5

¹⁰ HRT = hydraulische Aufenthaltszeit

Tabelle 7.6: Scheibendurchmesser 25 cm; Scheibenfläche 3,14 m²; reales Abwasser

Phase	Temperatur [°C]	BSB ₅ -Scheibenbelastung [g/(m ² *d)]	TKN ¹¹ -Scheibenbelastung [g/(m ² *d)]	HRT [h]
Kr 1	30,5	5,86	1,30 (1,12)	5,0
Kr 2	30,5	9,94	2,16 (1,93)	2,5
Kr 3	30,5	25,12	6,38 (4,97)	1,25

7.1.3 Batch-Versuche in den Kaskaden der Versuchsanlagen (Batch 1)

Anhand der Batch-Versuche wurde die Abhängigkeit der Umsatzleistung von der Rotationsgeschwindigkeit bestimmt (Kapitel 8.1.1.1).

Hierfür wurden die Kaskaden vollständig entleert. Danach wurden die Kaskadenab- bzw. zuläufe verschlossen und die Kaskaden wiederum mit Substrat befüllt. Dadurch konnte gewährleistet werden, dass kein Substrataustausch zwischen den einzelnen Kaskaden stattfinden konnte.

Für die Untersuchungen wurde der kontinuierliche Betrieb der Versuchsanlagen unterbrochen. Verwendet wurde ebenfalls synthetisches Abwasser, um gegenüber dem kontinuierlichen Betrieb vergleichbare Daten zu erhalten.

7.1.4 Batch-Versuche parallel zum kontinuierlichen Betrieb (Batch 2)

Die Batch-Versuche zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten / Umsatzgeschwindigkeiten wurde in einem gesonderten Versuchsreaktor durchgeführt (Abbildung 7.4).

Dieser Versuchsaufbau bestand aus einer doppelwandigen Reaktionskammer, deren Zwischenraum von temperiertem Wasser durchflossen wurde. Dadurch konnte die Temperatur des Substrates im Reaktorraum eingestellt werden.

Der Versuchsaufbau bestand aus zwei Versuchskammern mit je vier Halterungen für Biofilmtträger. Dadurch konnten die Umsatzraten als Ergebnis eines Doppelversuchs bestimmt werden.

Angezüchtet und kultiviert wurden die Biofilme in einer gesonderten Anlage die kontinuierlich und unter definierten klimatischen Bedingungen betrieben wurde (Abbildung 7.5). Für die Untersuchungen wurden die Biofilmtträger demontiert und in die Versuchsanlage eingesetzt.

Entgegen der Versuche im kontinuierlichen Betrieb wurde für diese Untersuchungen ein anderes Aufwuchsmaterial gewählt. Die Biofilme wurden auf korrosionsbeständigem Metallgewebe kultiviert. Dies hatte den Vorteil, dass die Haftung der Biofilme auf der Aufwuchsflä-

¹¹ Werte in Klammern entsprechende NH₄-N-Scheibenbelastung

chen größer war und dadurch besser gegen die mechanische Belastung durch die Demontage bzw. Montage der Objektträger geschützt war.

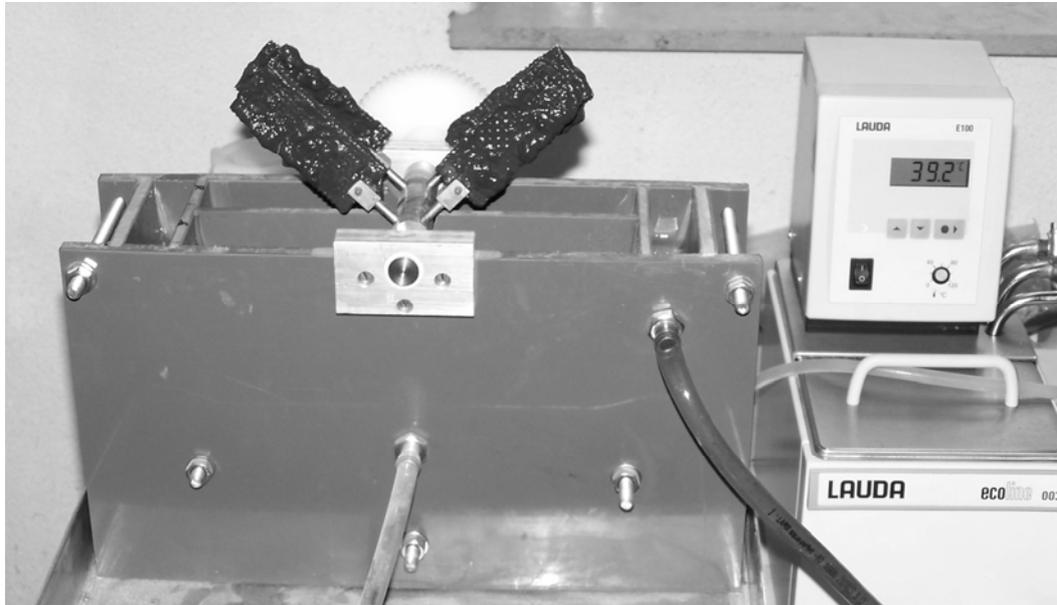


Abbildung 7.4: Versuchsaufbau zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten / Umsatzgeschwindigkeiten

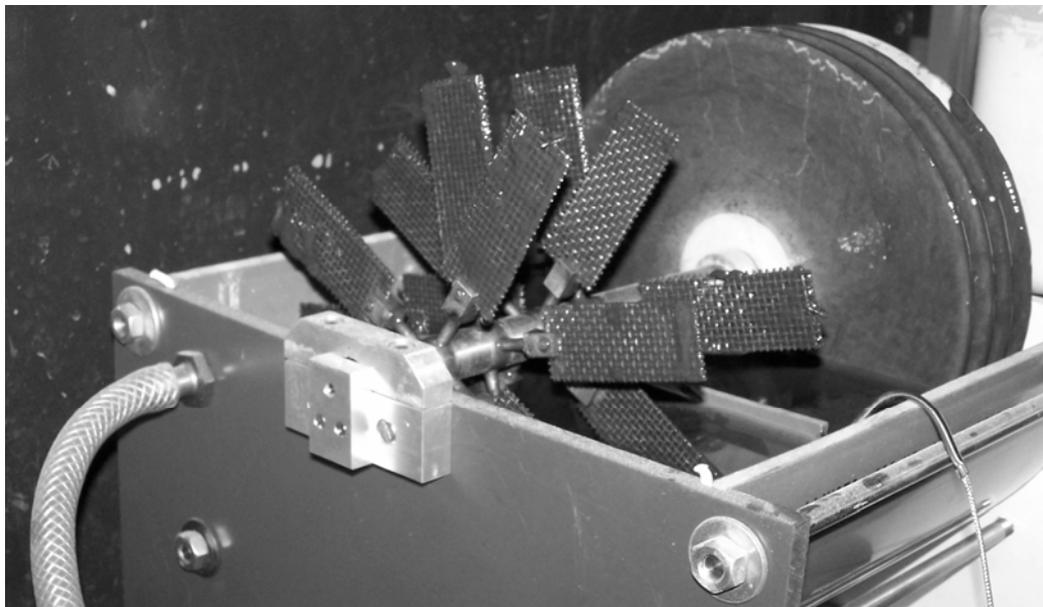


Abbildung 7.5: Kultivierung des Biofilms

7.1.5 Langsamsandfilter, Klimakammer

7.1.5.1 Zulaufwasser

Als Zulauf zum Langsamsandfilter dient der Ablauf der versuchstechnischen Scheibentauchkörper (synthetisches Abwasser) nach der Nachklärung.

7.1.5.2 Versuchsaufbau

Der Filterbetrieb war in 2 Phasen unterteilt:

- Phase 1 (eingestaut; $HRT^{12} = 10$ h):

Der Filter besteht aus drei Schichten, einer Sandschicht mit einem Kornspektrum von 0,1-0,6 mm und einem mittleren Korndurchmesser von 0,35 mm und Schichthöhe 100 cm und zwei Kiesschichten (Kies > 2 mm) über und unter dem Sandschicht mit einer Schichtdicke von jeweils 10 cm. Der Filter wurde kontinuierlich beschickt um anaerobe Bedingungen zu gewährleisten. Die Filtergeschwindigkeit beträgt 0,1 m/h bei einem Zulauf von 3,5 l/h. Die Umgebungstemperatur beträgt 35°C.

Betrieben wurde der Langsamsandfilter mit einem Überstau von 0,2 m.

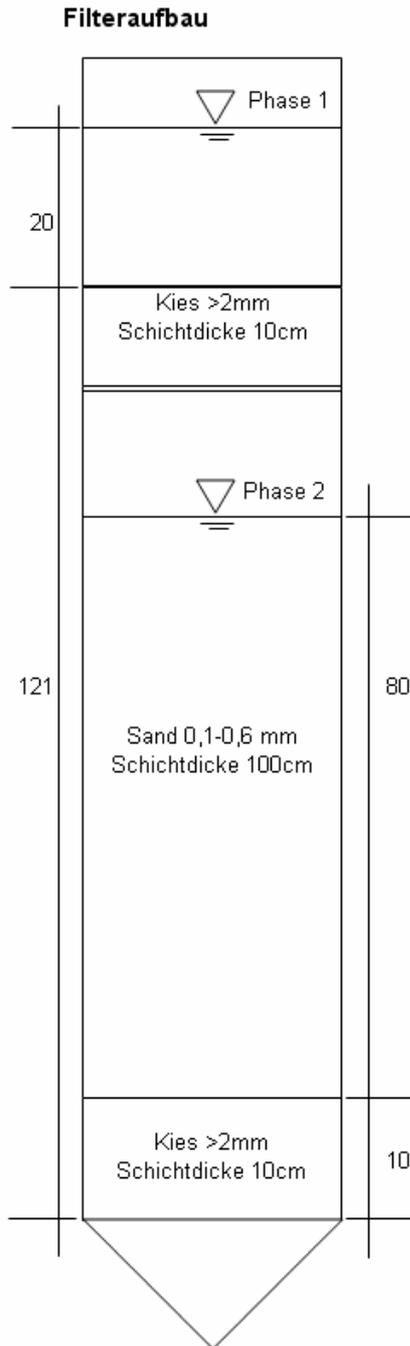
- Phase 2 (teileingestaut; $HRT^{12} = 8$ h):

Der Langsamsandfilteraufbau im Abschnitt 2 war identisch mit dem während Abschnitt 1. Unterschiedlich war die Betriebsführung. Der Sandkörper des Langsamsandfilters war nur bis zu einer Höhe von 0,8 m eingestaut.

In Abbildung 7.6 ist der Filteraufbau dargestellt zudem sind die Betriebsparameter der Filter und die chemisch-physikalische Zusammensetzung des Filtersandes aufgelistet. Die untere Kiesschicht ist eine Drainageschicht zum Rückhalt des Filtersandes in der Säule, die obere Kiesschicht dient zum Schutz des Sandkörpers vor grobem Material.

Die Trübstoffe werden an der Oberfläche des Langsamsandfilters zurückgehalten. Dadurch bildet sich die so genannte „Schmutzdecke“. In dieser Schmutzdecke findet die Reduktion der Keimzahl, als auch der Abbau organischen Materials und die Umwandlung der im Abwasser enthaltenen Nährstoffe statt.

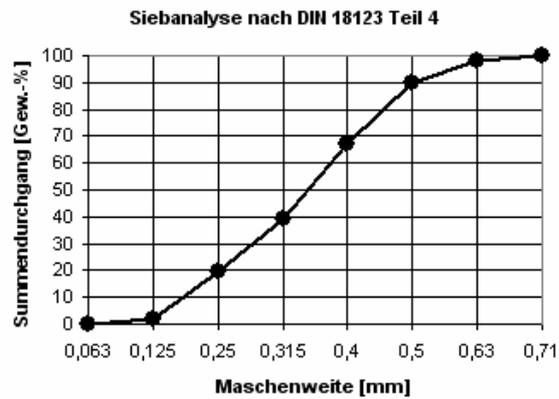
¹² Hydraulische Aufenthaltszeit im Sandkörper



Zulauf Q	3,5 l/h
Filtergeschw.	ca. 0,10 m/h
Durchmesser	0,21 m
Oberfläche A	0,035 m ²
Vol. Sand V _s	0,035 m ³

Korngrößenverteilung

Prüfsieb in mm	Durchgang in Gew.-%	Summendurchgang in Gew.-%
0,063	0,1	0,1
0,125	1,6	1,7
0,25	18,1	19,8
0,315	19,5	39,3
0,4	28	67,3
0,5	22,7	90
0,63	8,4	98,4
0,71	1,6	100



Chemische Analyse RFA nach DIN 51001

Elemente	Massen-%
SiO ₂	96,01
Al ₂ O ₃	1,83
Fe ₂ O ₃	0,11
CaO	0,04
Na ₂ O	< 0,2
K ₂ O	1,19

Physikalische Daten

Schüttdichte:	1,4
Härte nach Mohs	7
Glühverlust	0,10%
Restfeuchtegehalt	<1%
pH-Wert (CaCl ₂)	6,4

Kennwerte der Korngrößenverteilung

Mittlere Korngröße	0,35
Ungleichförmigkeitsgrad	1,99
Größtkorn	max. 1

Abbildung 7.6: Kenndaten des Langsandsfilters

7.1.6 Substrat

Zwei Versuchsanlagen ($\varnothing = 50$ cm und $\varnothing = 25$ cm) wurden mit einem synthetischem Nährmedium beschickt, welches mindestens 3mal wöchentlich frisch angesetzt wurde.

Eine dritte Versuchsanlage ($\varnothing = 25$ cm) wurde mit kommunalem Abwasser der Kläranlage Berghausen (Landkreis Karlsruhe) betrieben.

Der Vorteil eines synthetischen Nährmediums ist die definierte Zusammensetzung der Inhaltsstoffe, wodurch die Untersuchungen in einem hohen Maße reproduzierbar sind.

Schwankungen der Zulaufkonzentrationen können minimiert werden und tagesabhängige Schwankungen der Substratzusammensetzung ausgeschlossen werden. Durch diesen Umstand reduziert sich die Zahl der unabhängigen Einflussgrößen beträchtlich.

Die Basiskomponente des in den Untersuchungen eingesetzten synthetischen Abwassers ist Melasse.

Melasse ist ein energiereiches „Restprodukt“ der Zuckerherstellung und enthält hauptsächlich Saccharose (bis zu 50 %). In Tabelle 7.7 sind die Hauptbestandteile von Melasse aufgelistet.

Tabelle 7.7: Hauptbestandteile von Melasse (Durchschnittswerte nach: Schneider, 1968)

Inhaltsstoff	[%]
Zucker / Saccharose	50
Nichtzuckerstoffe	
• lösliche organisch	
- stickstoffhaltige Verbindungen	5,5
- Kohlenhydrate	4,5
- sonstige org. Verbindungen	10
• Asche (K_2O , CaO , Na_2O , MgO ...)	10
Wasser	20

Die Ergebnisse einer Analyse hinsichtlich der wichtigsten Inhaltsstoffe der verwendeten Melasse sind in Tabelle 7.8 wiedergegeben

Tabelle 7.8: Analyse der verwendeten Melasse hinsichtlich der Hauptkomponenten C, N und P

Parameter		Einheit
CSB	862	mg/g
BSB ₅	732	mg/g
TKN	16	mg/g
NO ₃ -N	n.n	mg/g
PO ₄ -P	0,018	mg/g

Die Substratkomponenten der Melasse sind vollständig wasserlöslich. Die Melasse wurde in Leitungswasser aufgelöst, zur Ergänzung der Melasse hinsichtlich Stickstoff und Phosphor wurde der Melasse K_2HPO_4 und NH_4Cl zugegeben.

Zur Überprüfung der Übertragbarkeit der Ergebnisse wurden die Batch-Versuche zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten / Umsatzgeschwindigkeiten zusätzlich mit kommunalem Abwasser durchgeführt. Verwendet wurde vorgeklärtes Abwasser der Kläranlage Berghausen.

7.1.7 Analytik

Zur Quantifizierung der Inhaltsstoffe des Zulaufes, Ablaufes der Versuchsanlagen, als auch zur Bestimmung der Dichte, der Dicke und des Trockensubstanzgehaltes des Biofilmes wurden nachstehende Analyseverfahren angewandt.

Die Abwasserproben wurden vor der chemischen Analyse filtriert (S&S Rundfilter 589¹, black ribbon).

Die Bestimmung der chemischen Parameter (CSB, NH₄-N, NO₃-N, NO₂-N) erfolgte mit Küvettentests der Firma Hach-Lange, der BSB₅ wurde respirometrisch bestimmt mit einem BODtrak-Analysator der Firma Hach-Lange.

Die Sauerstoffkonzentration, der pH-Wert und die Temperatur wurden mit einem Multimeter der Firma WTW erfasst.

Zur Bestimmung der Dichte des Biofilms wurden definierte Flächen des Biofilms abgetragen und in einem Pyknometer das Volumen und das Gewicht des Biofilms bestimmt.

Die Bestimmung des Trockensubstanzgehaltes erfolgte durch abschälen einer definierten Scheibenfläche, Trocknung der Probe bei 105 °C bis zur Gewichtskonstanz. Die Trockensubstanz ergibt sich aus einer 3-fach Bestimmung.

Für die Bestimmung der organischen Trockensubstanz wurden die getrockneten Proben der Trockensubstanzbestimmung bei 580°C bis zur Gewichtskonstanz gegläht. Die organische Trockensubstanz ergibt sich ebenfalls aus einer 3-fach Bestimmung.

Anhand der Daten der Trockensubstanzgehaltsbestimmung und der Dichtebestimmung des Biofilms konnte die Dicke des Biofilms berechnet werden.

Zur Beurteilung der Leistungsfähigkeit der Langsamsandfiltration wurde zusätzlich die Trübung und die Keimzahl bestimmt.

Die Bestimmung der Trübung erfolgte mit einem Turbidimeter (Hach-Lange) nach dem Prinzip der Abschattung. Die Partikel, die sich in der Abwasserprobe befindet verursachen eine Blockierung des Lichtstrahles, gemessen wird die relative Abnahme der Extinktion.

Die Bestimmung Keimzahl (Lebendzellzahlbestimmung durch Auszählen von Kolonien) erfolgte nach DIN EN ISO 6222.

Für die Kultivierung von Mikroorganismen werden flüssige Nährmedien MacConkey-Agar für die Bestimmung der Gesamtcoliformen bzw. AgarAgar für die Bestimmung der Gesamtkeimzahl verwendet.

MacConkey-Agar ist ein Selektivnährboden zur Isolierung von Salmonellen, Shigellen und coliformen Bakterien in Fäkalien, Nahrungsmitteln, Abwasser und anderen Medien. Die Kolonien von Organismen wie *Escherichia coli*, die Laktose vergären können (laktosepositiv) färben sich rot; andere gramnegative Organismen bleiben farblos.

Die Berechnung der Koloniebildenden Einheiten (KBE) erfolgt dabei nach folgender Formel:

$$KBE / ml = \frac{\sum \text{der Kolonien aller ausgewerteten Platten}}{(n_1 * 1 + n_2 * 0,1)} * \frac{1}{d * V}$$

KBE Koloniebildende Einheiten (gewichteter Mittelwert)

n_1 Anzahl der Ansätze mit der niedrigsten auswertbaren Verdünnungsstufe, die zur Berechnung herangezogen werden.

n_2 Anzahl der Ansätze mit der nächst höheren auswertbaren Verdünnungsstufe, die zur Berechnung herangezogen werden.

D auf n_1 bezogene Verdünnungsstufe

V Volumen der Probe

7.2 Demonstrationsanlage in Delhi, Indien

Die Demonstrationsanlage wurde von der Firma Dr. Scholz und Partner GmbH, Kirchberg/Jagst gebaut, in Delhi, Indien auf der STP Yamunah Vihar installiert und in Betrieb genommen.

Die Dimensionierung der Versuchsanlage erfolgte nach ATV-DVWK-A 281 für vollständige Nitrifikation. Die Demonstrationsanlage wurde mit einer Gesamtfläche von 1350 m² für 150 EW, bzw. eine BSB₅-Scheibenbelastung von 6,7 g/(m²*d) und eine TKN-Scheibenbelastung von 1,22 g/(m²*d) bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 2,5 h ausgelegt.

Die Beschickung der Demonstrationsanlage erfolgte über einen Bypass mit Abwasser der STP Yamunah Vihar.

7.2.1 Randbedingungen des Demonstrationsbetriebes

In Tabelle 7.9 und Abbildung 7.8 sind die Anlagendaten und Randbedingungen während der Untersuchungen aufgelistet.

Die Probenahmen und Analysen wurde von Mitarbeitern der Guru Gobind Singh Indraprastha University (GGSI), Delhi und des Indian Institute of Technology (IIT), Delhi in der Regel 2mal wöchentlich durchgeführt.



Abbildung 7.7: Demonstrationsanlage auf der STP Yamunah Vihar in Delhi, Indien

Untersucht wurden die Parameter BSB₅, CSB, org.N, NH₄-N, NO₃-N, TS, oTS, AFS, pH, Alkalinität sowie Temperatur und Sauerstoffkonzentration. Die chemischen Parameter wurden nach den Standards der APHA (1998) durchgeführt.

Zu Beginn des Demonstrationsbetriebes der Scheibentauchkörperanlage in Delhi wurde Rohabwasser zugeführt.

Tabelle 7.9: Randbedingungen des Demonstrationsbetriebes

3-kaskadiger Demonstrationsanlage in Delhi, Indien			
Ø 200 cm			
Kaskadenvolumina:		Scheibendurchmesser:	200 cm
Kaskade 1:	2,50 m ³	Scheibenabstand:	
Kaskade 2:	1,875 m ³	Kaskade 1	18 mm
Kaskade 3:	1,875 m ³	Kaskade 2 und 3	15 mm
Gesamtvolumen:	6,25 m ³	Betriebskennzahlen:	
Aufwuchsfläche:		WSP _{Tank} :	79 cm
Kaskade 1:	500 m ²	Eintauchtiefe:	33 %
Kaskade 2:	425 m ²	HRT:	1,3 - 2,6 h
Kaskade 3:	425 m ²	Q:	57,6 - 115,2 m ³ /d
Gesamtfläche:	1350 m ²	Q _R :	0 %
Gesamtvolumen zu Gesamtfläche		Temperatur _{Luft} :	25,0 - 40,0 °C
V _{ges} /A _{ges} :	4,63 l/m ²	Temperatur _{Abwasser} :	ca 19,5 - 30,0 °C

Dadurch konnten BSB₅-Scheibenbelastungen von über 20 g/(m²*d) erreicht werden, ohne die maximale hydraulische Belastung der Einzelkomponenten der Anlage (Lamellenseparator) zu überschreiten.

Die maximal mögliche hydraulische Beschickung von 4,8 m³/h in Verbindung mit geringen BSB₅-Zulaufkonzentration bei Verwendung von vorgeklärtem Abwasser der STP Yamunah Vihar hätte nur maximale BSB₅-Scheibenbelastungen von ca. 18 g/(m²*d) bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 1,3 h zugelassen.

Ein Nebeneffekt dieser betrieblichen Einstellung zu Beginn des Demonstrationsbetriebes war die Möglichkeit, den Einfluss hoher Feststofffrachten im Zulauf der Scheibentauchkörperanlage zu untersuchen.

7.2.2 Phaseneinteilung des Demonstrationsbetriebes

Die Einteilung der Untersuchungsphasen orientierte sich an den Zulaufbedingungen und den klimatischen Randbedingungen während des Demonstrationsbetriebes.

Tabelle 7.10: Untersuchungsphasen des Demonstrationsbetriebs

	HRT	BSB ₅	CSB _{filtriert}	CSB _{hom}	NH ₄ -N	N _{tot}	Mittlere Temp.	Abwasser
	[h]	[g/(m ² *d)]					[°C]	[-]
Phase 1	1,25	26,7	x	58,5	2,5	x	30,0	Rohabwasser
Phase 2	1,25	18,2	x	41,5	2,8	x	29,7	
Phase 3	2,5	8,2	12,9	15	1,2	2,0	28,6	Nach Vorklärung
Phase 4	1,25	18,5	26,3	27,8	1,8	3,4	25,7	
Phase 5	1,25	15,6	28,3	x	1,7	3	19,4	

7.2.3 Langsamsandfilter; Delhi

Für die Konstruktion des Langsamsandfilters wurde ein Tank verwendet, der in Indien als Wassertank verwendet wird. Der Filteraufbau bestand aus einer 20 cm mächtigen Schotter- schicht als Drainage am Filterboden. Darüber befand sich eine 80 cm mächtige Sandschicht. Der Überstau wurde auf 50 cm eingestellt; die hydraulische Aufenthaltszeit im Sandkörper ergab sich zu 5,7 h.

Tabelle 7.11 Betriebsdaten des Langsamsandfilters

Zulauf Q	180 l/h
Filtergeschwindigkeit. v_f	ca. 0,14 m/h
Durchmesser	1,3 m
Oberfläche A	1,327 m ²
Vol. Sand V_s	1,062 m ³
Sand	< 1 mm

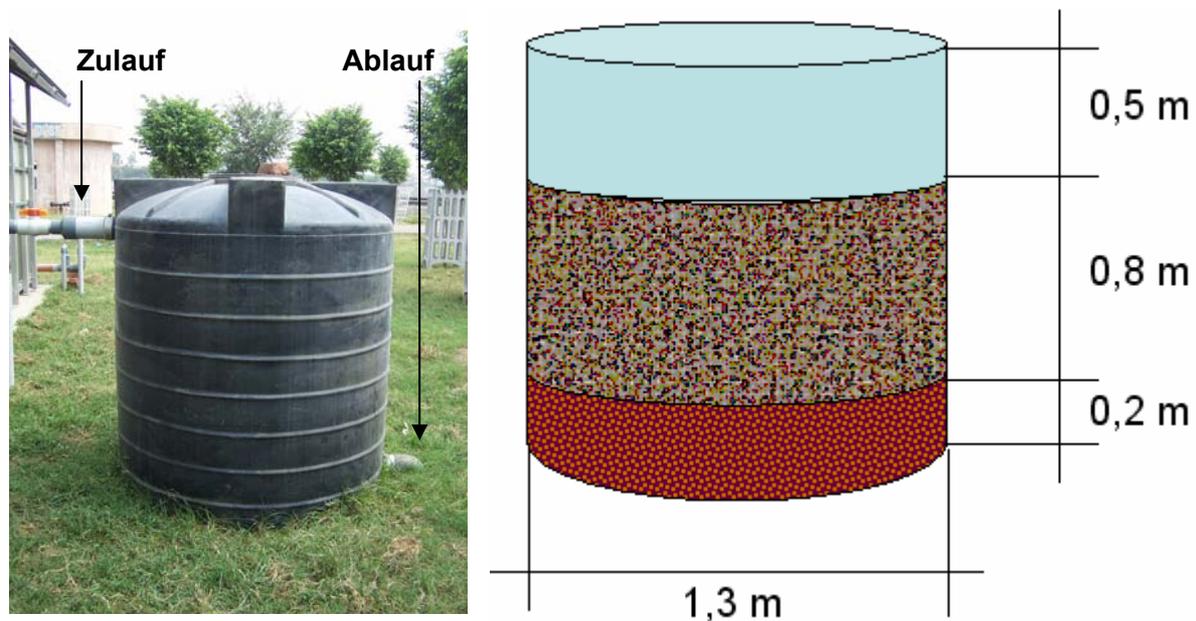


Abbildung 7.9: Langsamsandfilter; Delhi

Der Langsamsandfilter wurde mit dem Ablauf des Lamellenseparators der Demonstrationsanlage beschickt. Im Zulauf und Ablauf des Langsamsandfilters wurde die Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen und die chemischen Parameter CSB, BSB₅, NO₃-N, NH₄-N und N_{org} bestimmt. Zur Beurteilung der Desinfektionsleistung wurde die Konzentration an Gesamtcoliformen bestimmt.

8 Ergebnisse der Sauerstoffeintragsuntersuchungen

Die Sauerstoffeintragsuntersuchungen dienten hauptsächlich der Ermittlung von Basisdaten für die Entwicklung des Simulationsmodells.

Die Untersuchungen wurden an einem halbtechnischen Scheibentauchkörpermodell mit nur einem Scheibenelement ($\varnothing = 0,25\text{m}$) durchgeführt. Die Sauerstoffkonzentration des Reinwassers im Becken wurde durch Zugabe von Natriumsulfit (NaSO_3) (auf einen Bereich von 0,1 bis 0,2 mg/l O_2 eingestellt, um konstante Randbedingungen für die Sauerstoffeintragsmessungen in den Wasserfilm zu gewährleisten.

Zusätzlich wurde die Wasserfilmdicke mittels eines Lasers (Laser-Triangulations-Messung) bestimmt. Damit die Wasserfilmoberfläche den Laserstrahl reflektieren konnte, wurde dem Wasser Titandioxid (TiO_2) zugegeben.

Eingestellt wurden dabei Rotationsgeschwindigkeiten zwischen 5 und 30 U/min für die Sauerstoffeintragsuntersuchung und für die Filmdickemessung, jeweils bei einer Luft- und Wassertemperatur von 20°C .

Pro Messpunkt wurde eine Messdauer von 3 Minuten angesetzt. Die daraus resultierenden 180 Messwerte wurden gemittelt (1 Messwert pro Sekunde).

Anhand des engmaschigen Messgitters mit 615 Messpunkten (Maschenweite 5 mm) konnte sowohl die Sauerstoffverteilung als auch die Filmdicke hoch aufgelöst bestimmt werden.

8.1 Sauerstoffkonzentrationsverteilung

In Abbildung 8.1 sind die Ergebnisse der Sauerstoffkonzentrationsmessungen in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit zwischen 5 und 30 U/min und einer Raum- und Wassertemperatur von 20°C graphisch dargestellt.

Zu erkennen ist, dass die Variation der Sauerstoffkonzentration über die Scheibenfläche mit abnehmender Rotationsgeschwindigkeit abnimmt. Zudem wird eine Sauerstoffsättigung bei niedrigen Rotationsgeschwindigkeiten frühzeitig erreicht (5 U/min).

Vergleicht man die mittleren Sauerstoffkonzentrationsverteilungen in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit, so ist eine lineare Abnahme der Sauerstoffkonzentration mit der Steigerung der Rotationsgeschwindigkeit im Bereich von 10 bis 30 U/min respektive abnehmender mittlerer Kontaktzeit zwischen Wasserfilm und Umgebungsluft (Abbildung 8.2) zu erkennen. Bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 30 U/min beträgt die Sauerstoffkonzentration etwa 70% der Sauerstoffkonzentration bei 10 U/min.

Bei 5 U/min nähert sich die mittlere Sauerstoffkonzentration auf der Scheibe der Sättigungskonzentration.

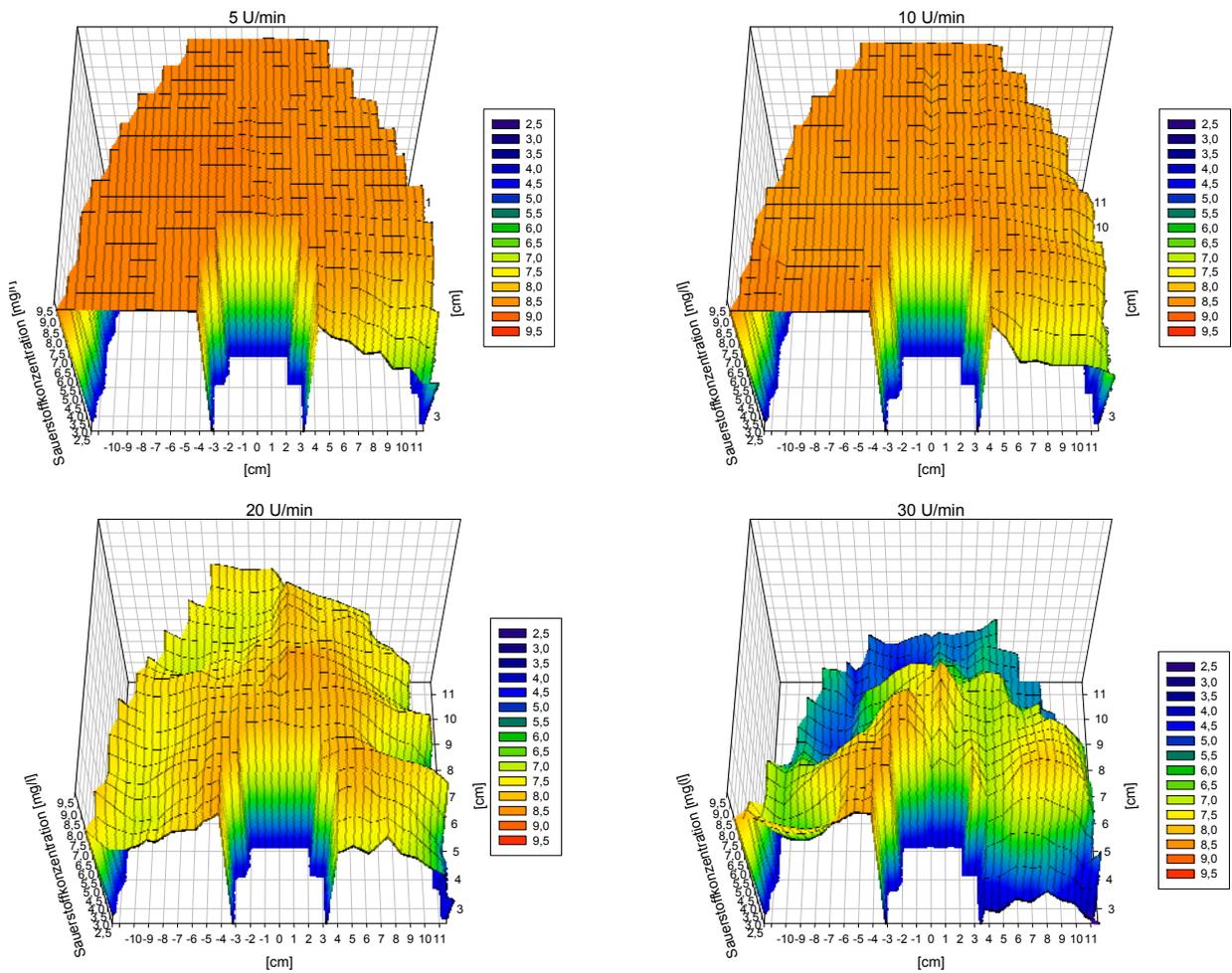


Abbildung 8.1: Sauerstoffkonzentrationsverteilung im Wasserfilm in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (Rotationsrichtung gegen den Uhrzeigersinn)

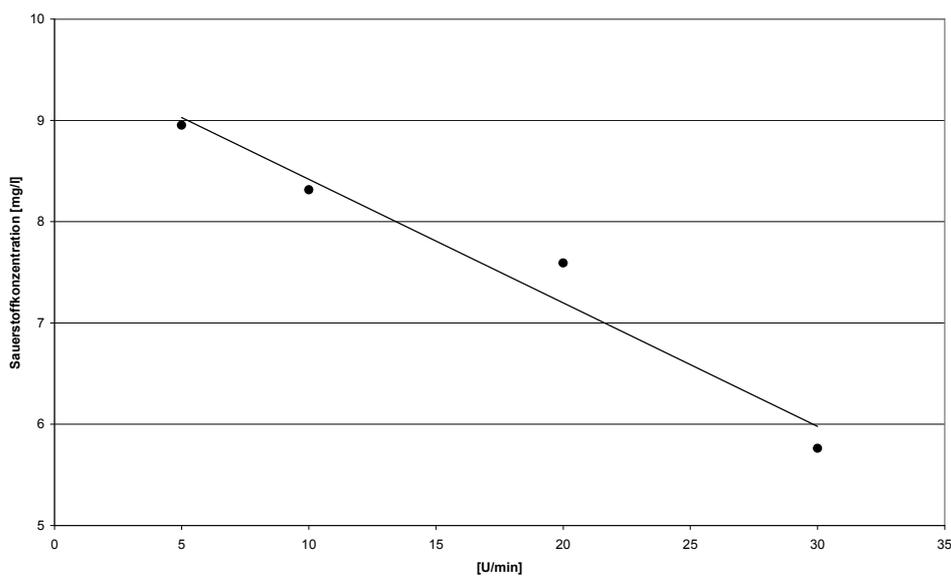


Abbildung 8.2: Mittlere Sauerstoffkonzentration im Wasserfilm in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (20°C)

8.2 Filmdickenverteilung

Im Gegensatz zur Sauerstoffkonzentration nimmt die Wasserfilmdicke mit steigender Rotationsgeschwindigkeit zu. Diese Zunahme ist jedoch nicht linear und wird durch die Zentrifugalkräfte, die auf den Wasserfilm wirken, begrenzt. Ab einer Rotationsgeschwindigkeit von 20 U/min nimmt die mittlere Wasserfilmdicke marginal ab (Abbildung 8.4).

Zu erkennen sind zudem Bereiche, in denen Extremwerte auftreten (bis $>300\mu\text{m}$). Diese Extremwerte ergeben sich an Stellen an denen der Fluidfilm von der Scheibe abläuft und durch das durch die Rotation entgegengesetzt bewegte Wasser aufgestaut wird. Die mittlere experimentell bestimmte Wasserfilmdicke für eine Rotationsgeschwindigkeit von 30 U/min ergibt sich dabei zu $114\mu\text{m}$ und ist damit größer als die theoretisch berechnete Wasserfilmdicke von ca. $75\mu\text{m}$ (berechnet nach Bintanja et al., 1974 bzw. Zeevalkink et al., 1978).

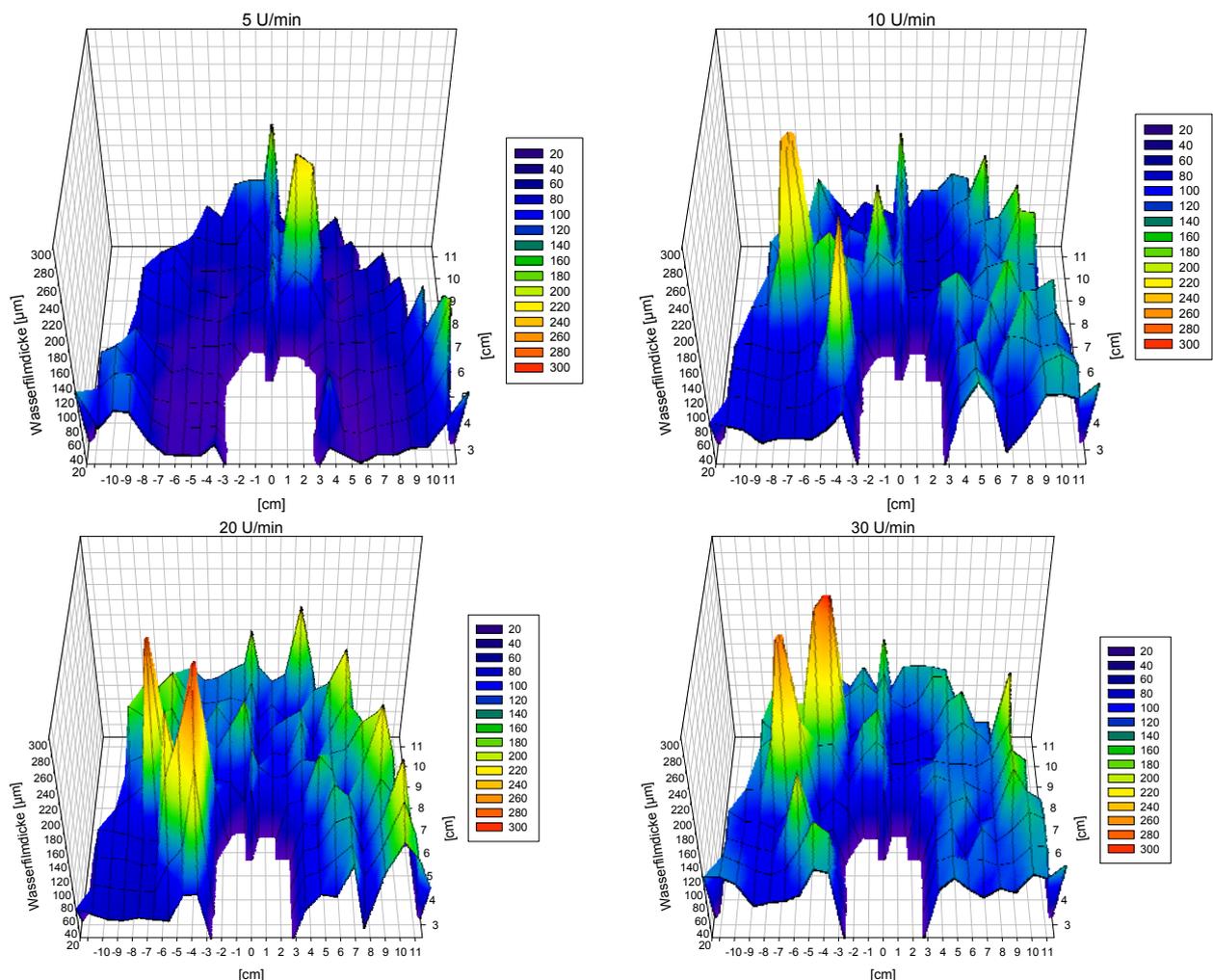


Abbildung 8.3: Wasserfilmdickenverteilung in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (Rotationsrichtung gegen den Uhrzeigersinn)

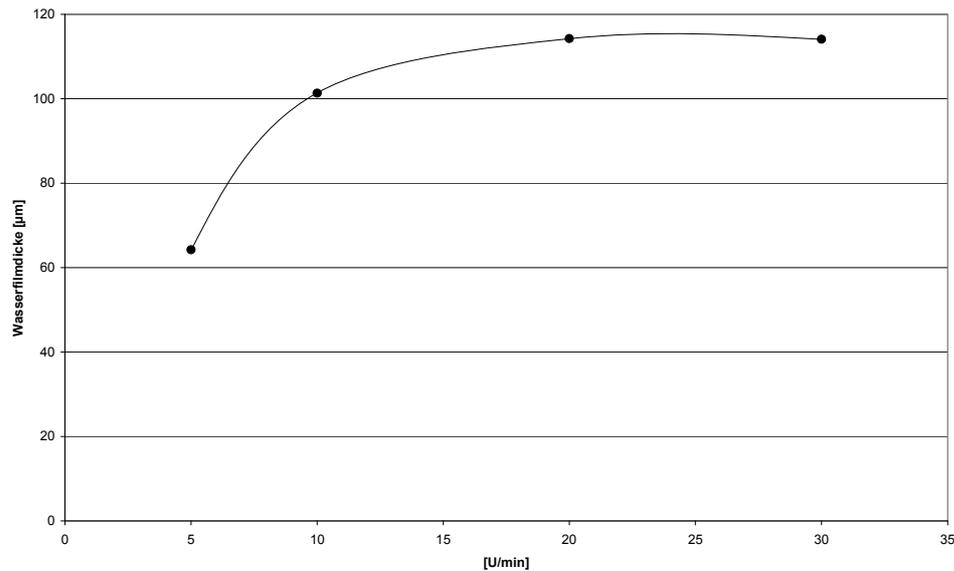


Abbildung 8.4: Mittlere Wasserfilmdicke in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit (20°C)

8.3 Berechnung des Sauerstofftransferkoeffizienten und des Sauerstoffeintrages

Die Berechnung des Sauerstofftransferkoeffizienten K_L erfolgt über die Gleichung

$$K_L = 1/t_R \cdot \ln((c_S - c_0)/(c_S - c_t)) \cdot V/A = 1/t_R \cdot \ln((c_S - c_0)/(c_S - c_t)) \cdot d \quad \text{Gleichung 8.1}$$

mit

t_R = Kontaktzeit zwischen Wasserfilm und Luft für einen Radius R auf der Scheibe [s]

c_S = Sättigungskonzentration [mgO_2/l]

c_0 = Anfangskonzentration [mgO_2/l]

c_t = Sauerstoffkonzentration zum Zeitpunkt t [mgO_2/l]

V/A = Quotient aus Wasservolumen und Scheibenfläche [m^3/m^2]

d = Wasserfilmdicke = V/A [m]

Die Berechnung der mittleren Kontaktzeit t_R erfolgt nach der Gleichung (Yamane et al. 1972):

$$t_R = 1/\omega \cdot (1 - 1/\pi \cdot \cos^{-1}(R-H)/R) \cdot 60 \text{ [s]} \quad \text{Gleichung 8.2}$$

mit

ω = Rotationsgeschwindigkeit [U/min]

R = Scheibenradius [cm]

H = Abstand zwischen Scheibenmittelpunkt und Wasserspiegel [cm]

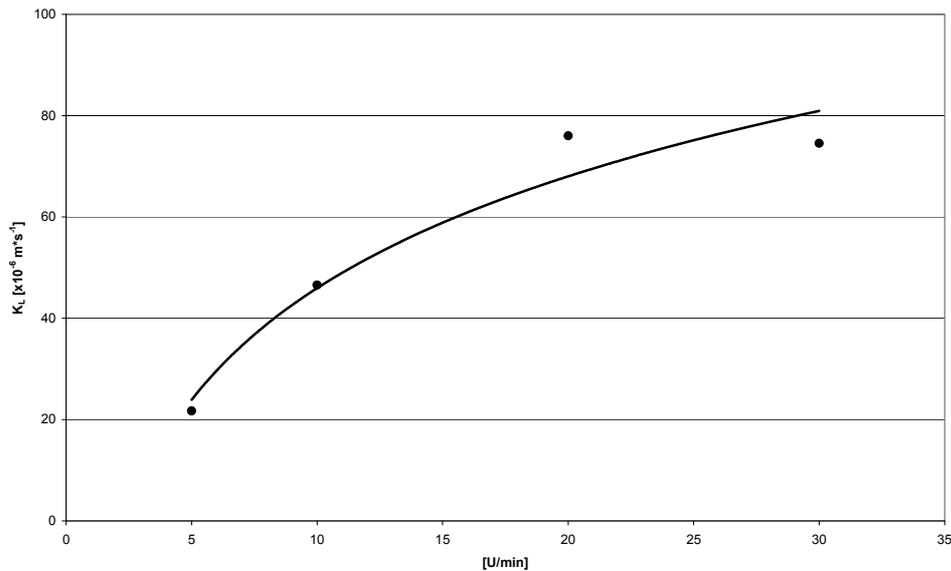


Abbildung 8.5: K_L -Werte in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit

Mit steigender Rotationsgeschwindigkeit nimmt der Sauerstofftransferkoeffizient K_L bezogen auf den nicht eingetauchten Flächeanteil der Scheibe zu.

Der Sauerstoffeintrag kann nach der Gleichung:

$$OC = K_L \cdot A \cdot c_S \text{ [kg/s]}$$

Gleichung 8.3

mit

A = befeuchtete, nicht getauchte Scheibenfläche [m^2]

berechnet werden.

8.4 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 8

Die Ergebnisse zeigen, dass mit zunehmender Rotationsgeschwindigkeit der Sauerstofftransferkoeffizient K_L ebenfalls zunimmt und damit verbunden der Sauerstoffeintrag in den Wasserfilm. Im Gegensatz zur Literatur (Chavan et al, 2008) ist der in der vorliegenden Untersuchung bestimmte Sauerstofftransferkoeffizient größer. Dieser wurde jedoch nur für den Wasserfilm auf den Scheiben bestimmt und nicht für das gesamte Beckenvolumen. Durch die vorliegenden Untersuchungen konnte gezeigt werden, dass der Sauerstofftransferkoeffizient zwar mit steigender Rotationsgeschwindigkeit ansteigt, jedoch die Sauerstoffkonzentration des Wasserfilmes mit steigender Rotationsgeschwindigkeit abnimmt.

Für den Betrieb eines Scheibentauchkörpers ist die Sauerstoffkonzentration im Wasser-/ Fluidfilm auf der Scheibe maßgebend. Bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 5 U/min wird

die Sauerstoffsättigungskonzentration erreicht, obwohl die Ausgangskonzentration im Becken bei $< 0,2 \text{ mg O}_2/\text{l}$ lag.

9 Ergebnisse der Scheibentauchkörperuntersuchungen

Zur Quantifizierung des Temperatureinflusses auf die Reinigungsleistung von Scheibentauchkörpern wurden unterschiedliche Untersuchungen durchgeführt.

Die BSB₅-Reinigungsleistung und die Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur wurden an halbtechnischen Scheibentauchkörpern unter definierten Temperaturbedingungen im kontinuierlichen Betrieb bestimmt.

Parallel dazu wurden anhand von Batch-Untersuchungen einerseits an den halbtechnischen Scheibentauchkörpern, andererseits an gesonderten Versuchsaufbauten, die für die bestehenden Versuchsbedingungen maximalen Umsatzraten in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur bestimmt.

Der Demonstrationsbetrieb in Delhi, Indien diente der Überprüfung der Übertragbarkeit der im halbtechnischen Maßstab gewonnenen Daten auf einen realen Scheibentauchkörperbetrieb.

9.1 Maximale Umsatzraten

9.1.1 Batch-Versuche in den Kaskaden der Versuchsanlage (Batch 1)

Ein wichtiger Einflussfaktor auf die Leistungsfähigkeit von Scheibentauchkörpern stellt die Rotationsgeschwindigkeit der Scheibenelemente respektive die Sauerstoffkonzentration in den einzelnen Kaskaden und dem Fluidfilm auf dem Biofilm dar, die direkt abhängig ist von der Rotationsgeschwindigkeit. Die Untersuchungen wurden parallel zum kontinuierlichen Versuchsbetrieb durchgeführt.

Untersucht wurden 3 unterschiedliche Rotationsgeschwindigkeiten in einem Bereich von 1 bis 4 U/min. Dieser Bereich wurde gewählt, da im großtechnischen Betrieb Geschwindigkeiten über 4 U/min (16 m/min Umfangsgeschwindigkeit) als unwirtschaftlich betrachtet werden.

Zur Bestimmung der Abhängigkeit der Umsatzleistung von der Rotationsgeschwindigkeit, wurden die Kaskaden der halbtechnischen Scheibentauchkörper gegeneinander abgeschotet und mit synthetischem Abwasser befüllt.

Die Konzentration des Abwassers war in allen Kaskaden gleich und entsprach der Zulaufkonzentration der Versuchsanlagen, in Anlehnung an die jeweiligen Scheibenbelastungen des kontinuierlichen Betriebes.

9.1.1.1 Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf den BSB₅-Abbau

Die systemspezifischen maximalen BSB₅-Umsatzraten wurden in der von heterotrophen Bakterien dominierten Kaskade 1 bestimmt.

Die BSB₅-Umsatzrate in Kaskade 1 nimmt mit der Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit ab. Im Mittel reduzierten sich die BSB₅-Umsatzraten bei einer Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 auf 2 U/min um 13,8 % (Min: 11,1; Max: 17,1), bei einer Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 auf 1 U/min wird eine um 30,9 % (Min: 16,6; Max: 40,7) verminderte Umsatzleistung erreicht.

Die prozentuale Abnahme der BSB₅-Umsatzrate zeigt bei einer Reduzierung der Umdrehungsgeschwindigkeit von 4 auf 2 U/min keine Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur, eine Abhängigkeit besteht hier nur von der Rotationsgeschwindigkeit.

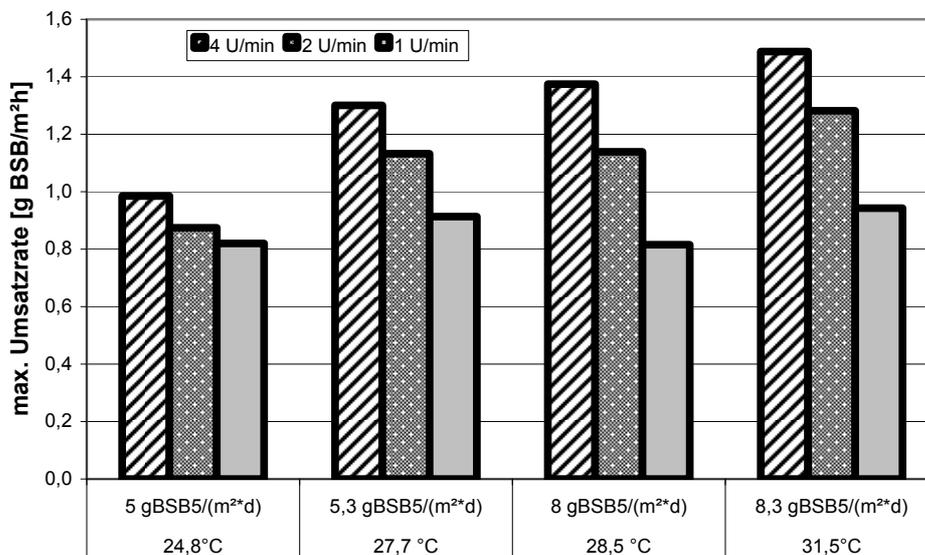


Abbildung 9.1: Maximale BSB₅-Umsatzleistung pro Stunde in Kaskade 1

Im Vergleich dazu zeigen sich die BSB₅-Umsatzraten bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 1 U/min nahezu unverändert, trotz Erhöhung der BSB₅-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur. Dies lässt den Schluss zu, dass bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 1 U/min der temperaturabhängige Sauerstoffeintrag in das System limitierend wirkt.

Tabelle 9.1: Maximale BSB₅-Umsatzleistung pro Tag in Kaskade 1

Temperatur	[°C]	24,8	27,7	28,5	31,5
Scheibenbelastung	[g BSB₅/(m²*d)]	5	5,3	8	8,3
während des Betriebs	[g NH₄-N/(m²*d)]	1	1,1	2	2,1
Umsatzrate; 4 U/min	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	23,6	31,2	33,0	35,7
Umsatzrate; 2 U/min	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	21,0	27,2	27,3	30,8
Umsatzrate; 1 U/min	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	19,7	21,9	19,6	22,7

Die Abhängigkeit des Sauerstoffeintrages von der Temperatur konnte nur qualitativ erfasst werden, da durch die Befüllung der Reaktoren ein unkontrollierter Sauerstoffeintrag in das

synthetische Abwasser nicht verhindert werden konnte. Die Folge war, dass sich zu Beginn der Batch-Versuche mittlere Sauerstoffgehalt von ca. 1,8 - 2,5 mg/l einstellten.

Tabelle 9.2: Sauerstoffkonzentration zu Beginn und am Ende der Batch 1-Versuche

Abwassertemperatur	[°C]	24,8	27,7	28,5	31,5
Scheibenbelastung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5	5,3	8	8,3
während des Betriebs	[g NH ₄ -N/(m ² *d)]	1	1,1	2	2,1
O ₂ -Konzentration in Kaskade 1		[mg O ₂ /l]			
4U/min	Start	2,08	2,22	2,00	2,10
	Ende	2,31	2,26	2,15	2,20
	Diff.	0,23	0,05	0,15	0,10
2U/min	Start	2,43	2,47	2,00	1,80
	Ende	2,50	2,50	2,10	1,80
	Diff.	0,07	0,03	0,10	0,00
1U/min	Start	2,14	2,26	1,80	1,90
	Ende	2,00	2,01	1,70	1,50
	Diff.	-0,14	-0,25	-0,10	-0,40

Bei Rotationsgeschwindigkeiten von 4 U/min erhöhte sich die Sauerstoffkonzentration während der Versuchsdauer von 1 h, bei 2 U/min stagnierte die Sauerstoffkonzentration annähernd auf deren Anfangsniveau. Bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 1 U/min reduzierte sich die Sauerstoffkonzentration in Kaskade 1. Anhand der Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden kann jedoch keine Aussage über die Sauerstoffkonzentration im Fluidfilm und im Biofilm auf den Aufwuchsflächen getroffen werden.

9.1.1.2 Einfluss der Abwassertemperatur auf den BSB₅-Abbau

Durch Einstellen vergleichbaren Anfangskonzentrationen und konstanten Rotationsgeschwindigkeiten konnte die Abhängigkeit der Umsatzraten von der Abwassertemperatur quantifiziert werden. Durch Variation der Rotationsgeschwindigkeit konnte zudem die Interaktion der Rotationsgeschwindigkeit mit der Abwassertemperatur aufgezeigt werden.

Der Einfluss der Abwassertemperatur nimmt bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min und Temperaturen über ca. 28,5 °C ab (Abbildung 9.2). Die Steigerung der maximalen Umsatzleistung beträgt in einem Bereich der Abwassertemperatur von 24,8 °C bis 28,5 °C 10,7 % pro 1 °C, zwischen 28,5 °C und 31,5 °C lediglich noch 2,75 % pro 1 °C.

Die mittlere Steigung der Umsatzrate für den gesamten Abwassertemperaturbereich von 24,8 °C bis 31,5 °C ergibt sich zu 7,72 % pro 1 °C.

Berücksichtigt man den Einfluss der Rotation auf die Umsatzraten zeigt dies, dass die temperaturabhängige Steigerung der BSB₅-Umsatzraten mit der Rotationsgeschwindigkeit resp. der Sauerstoffkonzentration zunimmt.

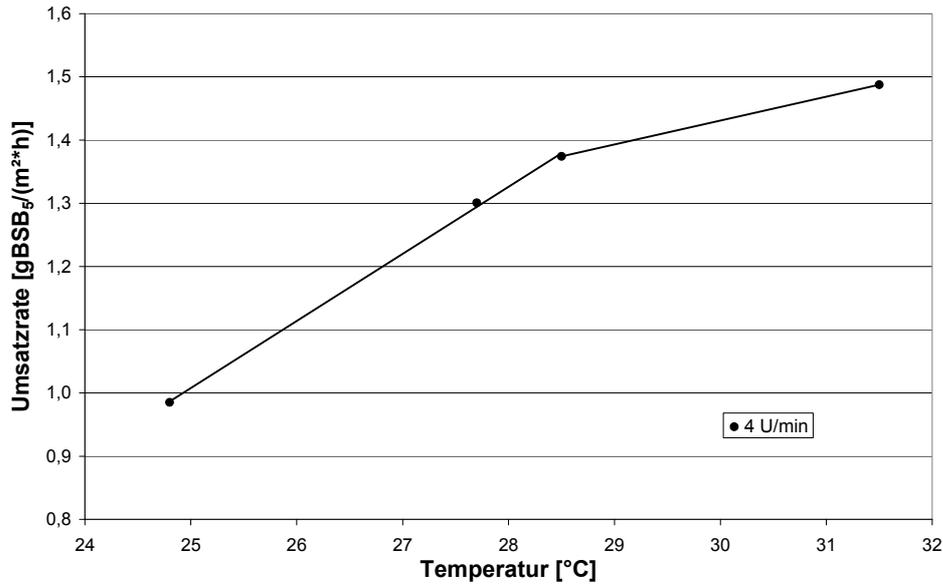


Abbildung 9.2: Maximale BSB₅-Umsatzrate in Kaskade 1 in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)

Bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 2 U/min beträgt die Steigerung der BSB₅-Umsatzrate 6,95 % pro 1 °C bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 1 U/min lediglich noch 2,24 % pro 1 °C.

9.1.1.3 Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf die Nitrifikation

Die systemspezifische maximale NH₄-N-Umsatzrate nimmt ebenfalls mit der Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit ab.

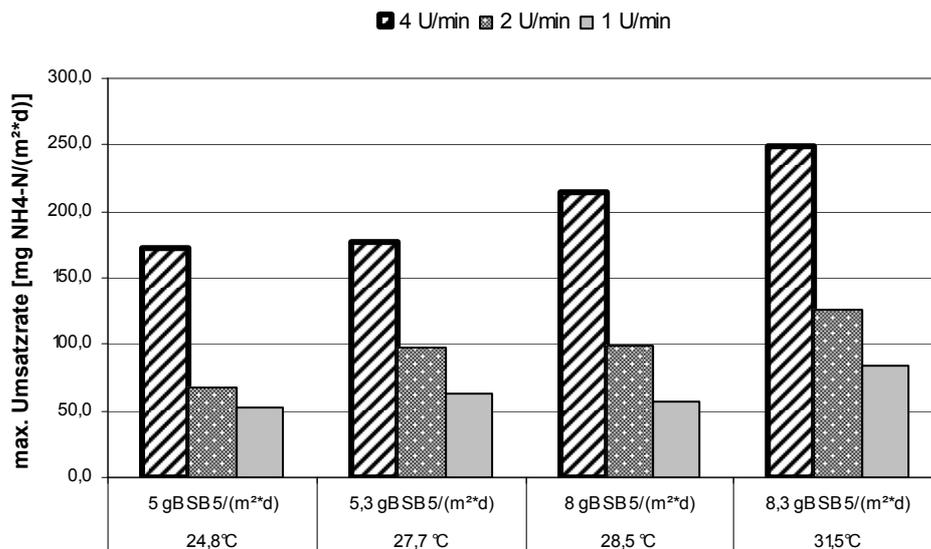


Abbildung 9.3: Maximale NH₄-N-Umsatzleistung als Mittelwert der Kaskaden 2 + 3

Im Mittel reduzierten sich die NH₄-N-Umsatzraten bei einer Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 auf 2 U/min um 52,2 % (Min: 45,2; Max: 60,9). Bei einer Reduzierung

der Rotationsgeschwindigkeit von 4 auf 1 U/min wird eine um 68,3 % (Min: 64,2 Max: 73,4) verminderte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung erreicht.

Die höchsten Umsatzraten wurden in Kaskade 2 bestimmt. Trotz gleicher Anfangskonzentrationen in den Kaskade 2 und 3 zu Beginn eines jeden Batch-Versuchs waren die Endkonzentrationen in Kaskade 3 ohne Ausnahme höher. Dies ist auf den geringeren Bewuchs in Kaskade 3 zurückzuführen, bedingt durch die geringere Scheibenbelastung im normalen Versuchsbetrieb gegenüber Kaskade 2.

Tabelle 9.3: Maximale $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung in Kaskade 2 und 3

Temperatur		[°C]	24,8	27,7	28,5	31,5
Scheibenbelastung		[g $\text{BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	5	5,3	8	8,3
während des Betriebs		[g $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	1	1,1	2	2,1
Kaskade 2	Umsatzrate; 4 U/min	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	180,7	192,2	232,4	256,4
	Umsatzrate; 2 U/min	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	86,3	99,1	109,2	133,5
	Umsatzrate; 1 U/min	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	60,1	75,1	62,9	82,4
Kaskade 3	Umsatzrate; 4 U/min	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	163,3	161,3	195,3	240,2
	Umsatzrate; 2 U/min	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	48,4	94,4	88,9	119,4
	Umsatzrate; 1 U/min	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	44,4	51,6	50,9	82,4

Die Biofilmdicke in Kaskade 2 ist etwa 4mal dicker als in Kaskade 2 (siehe Kapitel 9.2), aber die flächenbezogenen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung in Kaskade 3 ist maximal 40% geringer als in Kaskade 2.

Dies zeigt, dass die Umsatzleistung nicht direkt von der Dicke des Biofilms auf den Aufwuchsflächen abhängt, sondern vom Anteil an autotropher Biomasse an der gesamten Biomasse.

Da die Untersuchungen an den Biofilmen aus dem kontinuierlichen Betrieb durchgeführt wurden, ist davon auszugehen, dass in Kaskade 2 ein großer Anteil der Biomasse aus heterotrophen Bakterien besteht, deren Anteil sich in Kaskade 3 aufgrund des weitgehenden beendeten Abbau organischer Kohlenstoffverbindungen stark reduziert hat.

Andererseits ist die Substrataufnahme bzw. der Substrattransport (Diffusion) sowie der Sauerstofftransfer in die tieferen Schichten der Biofilme begrenzt, wodurch eine Nitrifikation nur in den oberen Schichten eines Biofilms zu erwarten ist.

9.1.1.4 Einfluss der Abwassertemperatur auf die Nitrifikation

Für eine Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min besteht in einem Bereich zwischen 24,8 °C und 31,5 °C ein annähernd linearer Zusammenhang zwischen der Abwassertemperatur und

den erzielten maximalen Umsatzraten. Die Steigerung der Umsatzrate beträgt 6,25 % pro 1 °C.

Für Rotationsgeschwindigkeiten von 2 U/min bzw. 1 U/min wurde eine temperaturabhängige Steigerung der NH₄-N-Umsatzleistung von 8,2 % pro 1 °C bzw. 5,5 % pro 1 °C bestimmt.

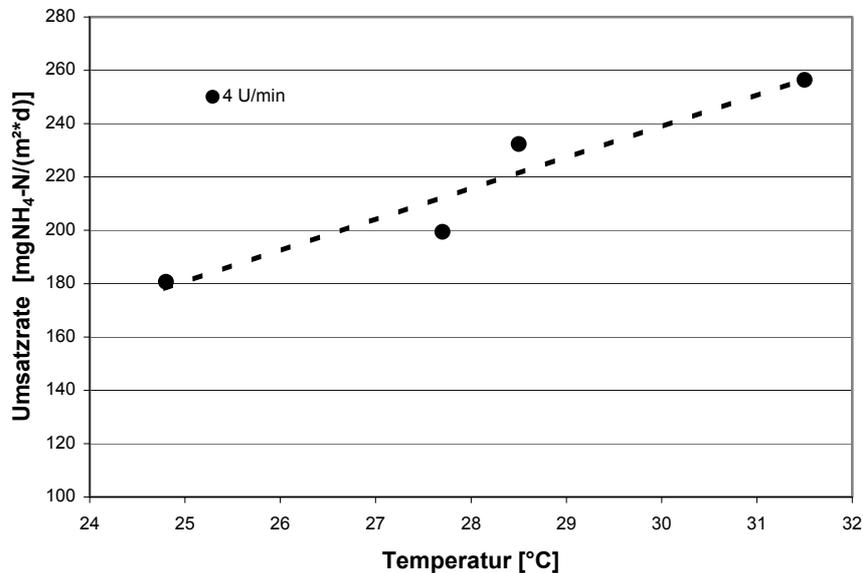


Abbildung 9.4: Maximale NH₄-N-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Temperatur (Kaskade 2)

9.1.2 Batch-Versuche parallel zum kontinuierlichen Betrieb (Batch 2)

9.1.2.1 Temperatureinfluss auf die maximalen Umsatzraten

Die Batch-Untersuchungen parallel zum kontinuierlichen Betrieb wurden bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min durchgeführt. Diese Umdrehungsgeschwindigkeit wurde aufgrund der in Kapitel 9.1.1 erläuterten Ergebnisse gewählt.

Die in den Abbildung 9.5 und Abbildung 9.6 dargestellten Ergebnisse zeigen den Einfluss der Abwassertemperatur auf die maximalen BSB₅- und NH₄-N-Umsatzraten auf.

Während der Untersuchungen wurde darauf geachtet, dass die Sauerstoffkonzentration in den Reaktoren einen Wert von 4 mg/l nicht unterschritt. Dadurch konnte gewährleistet werden, dass sich die Sauerstoffkonzentration nicht maßgebend auf die Umsatzraten auswirken konnte.

Als Substrat wurde synthetisches Abwasser verwendet, welches in gleicher Zusammensetzung im kontinuierlichen Betrieb der Versuchsanlagen verwendet wurde.

Um die Ergebnisse auf reale Bedingungen übertragen zu können, wurden parallel Batch-Versuche mit realem Abwasser durchgeführt. Eine Substratlimitierung wurde dadurch ausgeschlossen, dass die BSB₅- bzw. NH₄-N- Konzentration im Reaktorraum gleich der Kon-

zentration im Zulauf im kontinuierlichen Betrieb entsprach, jedoch bei 5fach geringerer Scheibenfläche bezogen auf das Reaktorvolumen.

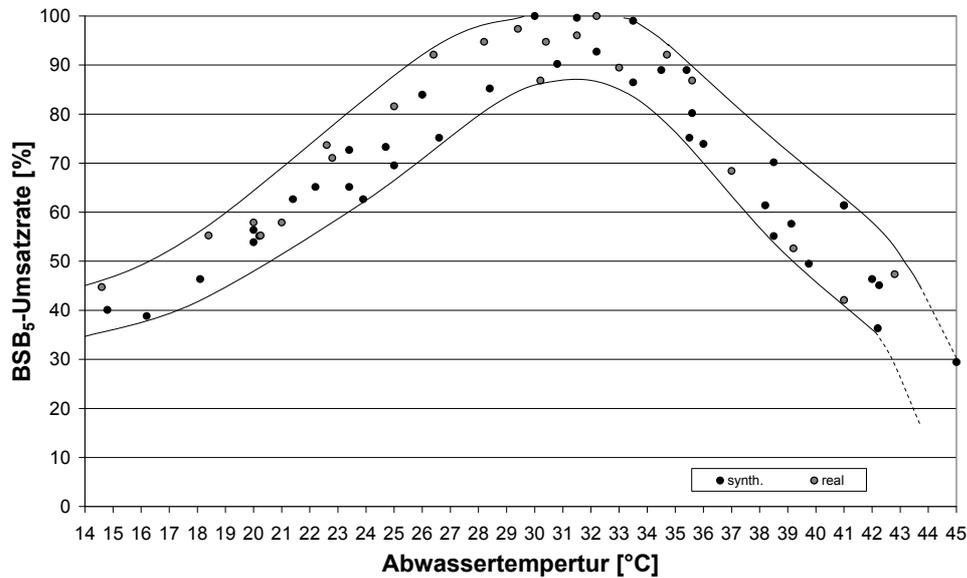


Abbildung 9.5: Maximale BSB₅-Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)

Untersucht wurde ein Temperaturbereich von 14 - 45 °C. Die maximale BSB₅-Umsatzleistung wurde bei einer Abwassertemperatur von 29 - 33,5 °C zu 3,02 g/(m²*h) (72,5 g BSB₅/(m²*d)) bestimmt.

Die maximale NH₄-N-Umsatzleistung wurde bei einer Abwassertemperatur von 30 C – 36 C zu 0,394 g/(m²*h) (9,46 g NH₄-N/(m²*d)) bestimmt.

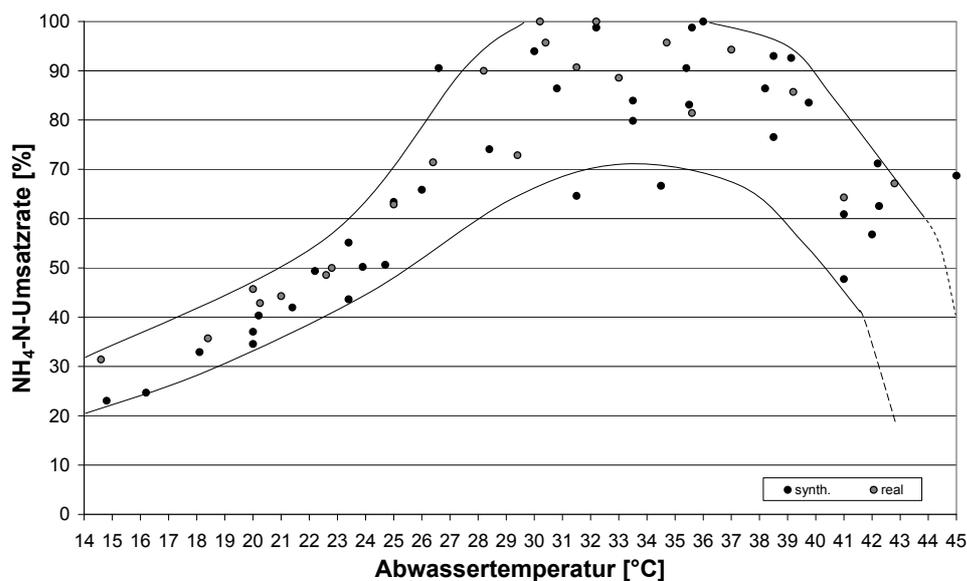


Abbildung 9.6: Maximale Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)

Die halbmaximale BSB₅-Umsatzrate wurde bei einer Abwassertemperatur von ca. 18 °C erreicht. Die halbmaximale Nitrifikationsleistung wird bei einer Abwassertemperatur von ca. 23 °C erreicht.

Die Steigerung der BSB₅-Umsatzrate für den Temperaturbereich zwischen 15 °C und 20 °C beträgt im Mittel 6,1 % pro 1 °C Temperaturerhöhung, im Bereich von 20 °C bis 30 °C beträgt die Umsatzsteigerung 6,8 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Die Nitrifikationsleistung erhöht sich in einem Temperaturbereich von 15 °C – 20 °C um 8,4 % pro 1 °C Temperaturerhöhung, im Bereich zwischen 20 °C und 30 °C beträgt die Steigerung der Nitrifikationsleistung 12,8 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Der Temperatureinfluss auf die BSB₅- und NH₄-N-Umsatzraten ist im Abwassertemperaturbereich unter 20 °C kleiner als im Temperaturbereich von 20 °C bis 30 °C. Der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Nitrifikationsleistung ist größer als auf die BSB₅-Umsatzleistung.

In einem Temperaturbereich von 29 °C bis 33,5 °C bzw. 30 °C bis 36 °C ist keine weitere Erhöhung der BSB₅- bzw. NH₄-N-Umsatzleistungen zu verzeichnen. Bei einer weiteren Temperaturerhöhung reduzieren sich die Umsatzleistungen.

Bei einer Temperatur von ca. 42 °C wird wiederum die halbmaximale BSB₅-Abbaurrate erreicht, die Abnahme der BSB₅-Umsatzrate beträgt ab 33,5 °C für den untersuchten Temperaturbereich 6,6 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

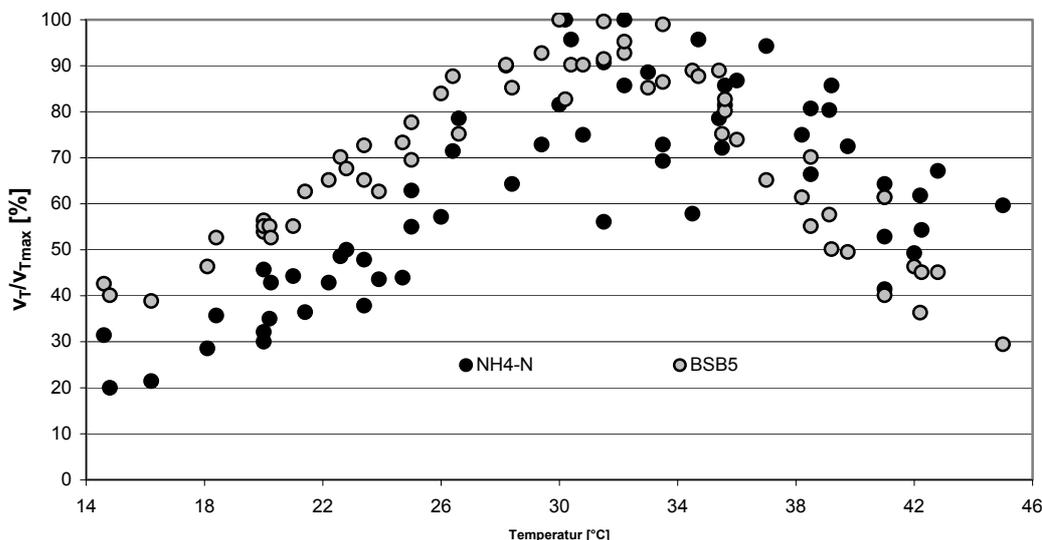


Abbildung 9.7: Vergleich der maximalen BSB₅-Umsatzrate und der maximalen Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)

Die halbmaximale Nitrifikationsleistung wird bei einer Temperatur von ca. 42,5 °C erreicht, die Abnahme der Nitrifikationsleistung beträgt ab 36 °C für den untersuchten Temperaturbereich 3,05 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Tabelle 9.4: Maximale Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (Mittelwerte aus Einzelmessungen)

Abwassertemperatur [°C]	15	20	25	30	35
v_{BSB_5} [g/(m ² *h)]	1,44	1,94	2,54	3,02	2,59
v_{NH_4-N} [g/(m ² *h)]	0,159	0,213	0,323	0,394	0,385
$v_{BSB_5}(T)/v_{BSB_5}(T_{max})$ [%]	47,7	64,2	84,1	100,0	85,8
$v_{NH_4-N}(T)/v_{NH_4-N}(T_{max})$ [%]	40,4	54,1	82,0	100,0	97,7

Die Abweichungen zwischen den prozentualen NH₄-N-Umsatzraten in Tabelle 9.4 (Mittelwert aus Einzelergebnissen) und Abbildung 9.5 und Abbildung 9.6 (Einzelergebnisse) ergeben sich aus der größeren Streuung der Einzelergebnisse ab einer Abwassertemperatur von 30 °C.

9.1.3 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse Kapitel 9.1

An Hand der Ergebnisse der Batch- Untersuchungen hinsichtlich des Einflusses der Rotationsgeschwindigkeit auf die zu erreichenden BSB₅- Umsatzraten und die Nitrifikation und der Bestimmung der systemspezifischen maximalen BSB₅-Umsatzraten und der maximalen Nitrifikationsleistungen konnten folgende grundlegende Zusammenhänge beobachtet werden.

Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf die Abbauleistung:

Eine Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min auf 2 U/min verursacht eine Verringerung der mittleren BSB₅-Umsatzrate um 13,8 % und eine Verringerung der Nitrifikationsleistung um 52,5 %.

Eine Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min auf 1 U/min bedingt eine Verringerung der BSB₅-Umsatzrate um 30,9 %, die Nitrifikationsleistung reduziert sich um 68,3 %.

Eine Aussage über den Einfluss der Sauerstoffkonzentration kann nur qualitativ getroffen werden, da zu Beginn der Untersuchungen, bedingt durch das Befüllen der Reaktoren, der Sauerstoffgehalt im Substrat über 2 mg/l lag. Jedoch konnte beobachtet werden, dass die Sauerstoffkonzentration bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min leicht anstieg, bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 2 U/min annähernd gleich blieb und sich bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 1 U/min verringerte. Hieraus ist ein direkter Zusammenhang zwischen der Rotationsgeschwindigkeit, der Sauerstoffkonzentration und dem Umsatz abzulesen.

Untersuchungen von Friedman et al. (1979) zeigen ebenfalls den direkten Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf den Abbau organischer Kohlenstoffverbindungen. Bei einer Ver-

doppelung der Rotationsgeschwindigkeit erhöhen sich die BSB₅-Umsatzraten um ca. 30 %. Dieser Effekt wurde jedoch bei Rotationsgeschwindigkeiten von > 6 U/min beobachtet.

Grady et al. (1999) geben für eine Reduktion der Rotationsgeschwindigkeit von 5 auf 1 U/min eine Reduzierung der Reinigungsleistung von ca. 10 % an. Eine weitere Steigerung der Rotationsgeschwindigkeit verändert nur marginal die Reinigungsleistung. Eine Unterschreitung einer Rotationsgeschwindigkeit von 6 U/min verursacht nach Poon et al. (1979) zu geringe Sauerstoffkonzentrationen im System, wodurch sich die Reinigungsleistung deutlich reduziert.

Paolini (1986) berichtet ebenfalls von einer Reduzierung der Sauerstoffkonzentration mit der Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit (von 25 auf 3 U/min), jedoch zeigte die Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit in seinen Untersuchungen keinen Einfluss auf die Abbauleistung organischer Inhaltsstoffe.

Najafpour et al. (2006) beobachtete ebenfalls eine Reduzierung der Sauerstoffkonzentration bei einer Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit von 11 auf 3 U/min, jedoch auch eine Reduzierung der CSB-Abbauleistung um ca. 30 %.

Die Sauerstoffkonzentration im Reaktor gibt zudem nicht die tatsächliche Sauerstoffkonzentration im Fluidfilm auf dem Biofilm wieder. Bei üblichen Rotationsgeschwindigkeiten von >2 U/min ist die Sauerstoffaufnahme zu 75% vom Sauerstofftransfer über den Fluidfilm dominiert (Friedman et al., 1979, Rittmann et al., 1983, Kubsad et al., 2004 und Castillo et al., 2007) und führt dazu, dass die Sauerstoffkonzentration im Fluidfilm auf den bewachsenen Scheiben höher ist als im Reaktor (Dutta et al. 2007).

Da die Sauerstoffkonzentration anscheinend nur bedingt einen Einfluss auf den Abbau der organischen Kohlenstoffverbindungen bei Scheibentauchkörpersystemen hat, muss ein weiterer Einflussfaktor in Betracht gezogen werden.

Ein möglicher Einflussfaktor ist die Dicke des Fluidfilms auf dem Biofilm. Eigenen Untersuchungen (Kapitel 8) und Untersuchungen von Bintanja et al. (1975) und Vaidya et al. (1985) zeigen, dass sich bei geringeren Rotationsgeschwindigkeiten dünnere Fluidfilme ausbilden. Diese können im Zusammenspiel mit den langen Kontaktzeiten zu einer Limitierung des Substratdargebots während der Auftauchphase führen (Formularo et al.; 1978).

Eine Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit hat gleichzeitig auch eine Reduzierung der Nitrifikationsleistung zur Folge. Eine Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit führt zu einer Halbierung der Nitrifikationsleistung (Boller et al., 1994 und Novak, 2000). Hierbei wirkt sich die Sauerstoffkonzentration direkt auf die Nitrifikationsleistung aus (Novak, 2000).

Eine Begrenzung der Rotationsgeschwindigkeit auf in der Regel unter 6 U/min ergibt sich dadurch, dass mit höheren Rotationsgeschwindigkeiten die mechanische Beanspruchung

der Wellenlager (Cloete et al., 1997) und somit der Energieverbrauch steigt (Boller et al., 1994).

Maximale Umsatzraten

Batch 1

Die, während der Batch-Untersuchungen in den Kaskaden des kontinuierlich betriebenen Scheibentauchkörpers (Batch 1) bestimmten systemspezifischen maximalen BSB₅-Umsatzraten ergaben sich zu 1,49 g BSB₅/(m²*h) in Kaskade 1 bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min und einer Abwassertemperatur von 31,5 °C.

Die systemspezifische maximale Nitrifikationsleistung wurde in Kaskade 2 zu 256,4 mg NH₄-N_{oxidiert}/(m²*h) ebenfalls bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min und einer Abwassertemperatur von 31,5 °C bestimmt.

Die in Kaskade 3 bestimmten NH₄-N-Umsatzraten waren maximal 40% geringer als in Kaskade 2, obwohl die Biofilmdicke nur 1/3 der Biofilmdicke in Kaskade 2 entsprach. Dies zeigt, dass nur ein Teil des Biofilmes aktiv an der Nitrifikation teil nimmt. Kornegay et al. (1968) und Hoehn et al. (1973) zeigten, dass ab einer Biofilmdicke von ca. 200-250 µm der Substratabbau in Abhängigkeit von der Biofilmdicke nicht mehr zunimmt.

Bestätigt wird dies indirekt durch Untersuchungen hinsichtlich der Sauerstoffkonzentrationsverteilung innerhalb von Biofilmen. Je nach Autor ist die Sauerstoffkonzentration im Biofilm nach 250µm (Horn et al., 1997) bzw. 500µm (Okabe et al., 2003) nahe Null, wodurch eine Oxidation von Ammonium nicht mehr stattfinden kann.

In einem Abwassertemperaturbereich von 24,8 bis 28,5 °C erhöht sich bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min die BSB₅-Umsatzrate um 10,7 % pro 1 °C Temperaturerhöhung und um 2,75 % pro 1 °C Temperaturerhöhung in einem Temperaturbereich von 28,5 °C bis 31,5 °C. Im Mittel ergibt sich somit eine Steigerung der BSB₅-Umsatzraten von 7,72 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Die Steigerung der Nitrifikationsleistung ist in einem Abwassertemperaturbereich von 24,8 bis 31,5 °C nahezu linear und beträgt 6,25 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Batch 2

Die während der Batch 2- Untersuchungen bestimmten maximalen BSB₅-Umsatzraten und die maximalen Nitrifikationsleistungen liegen in einem Abwassertemperaturbereich von 30 °C – 36 °C. Damit liegt das in der vorliegenden Arbeit bestimmte Temperaturoptimum für die Nitrifikation im Bereich der in der Literatur für Reinkulturen von *Nitrosomona* und *Nitrobacter* bestimmten Temperaturoptima für die Zellaktivität von 35 °C bzw. 38 °C (Grunditz et al., 2001; Groeneweg et al., 1994). Wiegel (2002) bestimmte bei ihren Untersuchungen in

einem Abstromfließbettreaktor ein Aktivitätsoptimum bei Temperaturen zwischen 28 °C und 33 °C. Sowohl Grunditz et al. (2000) als auch Wiegel (2002) geben an, dass sich die Aktivität der Bakterien respektive die Nitrifikationsleistung ab einer Temperatur von ca. 42 °C dramatisch reduziert.

Für die Zellaktivität von heterotrophen Bakterien in Biofilmen in belüfteten getauchten Festbetten geben Hu et al. (1994) ein Temperaturoptimum von 30 °C-35 °C an.

Die maximale BSB₅-Umsatzrate wurde zu 3,02 g BSB₅/(m²*h) in einem Abwassertemperaturbereich von ca. 29 °C bis 33,5 °C ermittelt. Die maximale Nitrifikationsleistung beträgt 0,394 mg NH₄-N_{oxidiert}/(m²*d) in einem Abwassertemperaturbereich von ca. 30 °C bis 36 °C.

Die halbmaximale BSB₅-Umsatzrate bzw. Nitrifikationsleistung wurde bei einer Temperatur von 18 °C bzw. 23 °C erreicht. Die gleichen Umsatzraten werden nach überschreiten des Temperaturoptimums bei 42 °C bzw. 42,5 °C erneut erreicht.

Der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Nitrifikation in einem Temperaturbereich unter 30 °C ist größer als auf den BSB₅-Abbau. Über 33,5 °C (BSB₅) bzw. 36 °C (NH₄-N) dreht sich dieser Effekt um.

Bei Abwassertemperaturen unter 20 °C beträgt die Steigerung der Nitrifikationsleistung um 8,4 % pro 1 °C Temperaturerhöhung, in einem Temperaturbereich von 20 °C - 30 °C steigt die Nitrifikationsleistung um 12,8 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Die BSB₅-Abbauraten steigen bei Abwassertemperaturen unter 20 °C um 6,1 % pro 1 °C Temperaturerhöhung und um 6,8 % in einem Temperaturbereich von 20 °C - 30 °C.

Die während der Batch 1 –Untersuchungen bestimmten BSB₅- und NH₄-N-Umsatzraten sind im Vergleich zu denen der Batch 2 –Untersuchungen geringer.

Dies ist dadurch zu erklären, dass sich im Verlauf der Batch 1 –Untersuchungen das Verhältnis der Anfangskonzentration und der Endkonzentration geringer war als bei den Batch 2-Untersuchungen. Dadurch ist davon auszugehen, dass sich eine Limitierung der Umsatzraten aufgrund des geringeren Substratdargebots ergab.

Ein weiterer Grund sind die geringeren Sauerstoffkonzentrationen während der Batch 1-Untersuchungen im Vergleich zu den Batch 2-Untersuchungen.

Bei einer qualitativen Betrachtung der Abhängigkeit der Umsatzleistungen von der Temperatur als prozentuale Steigerung je 1 °C Temperaturerhöhung stimmen die Ergebnisse für eine Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min beider Batch-Untersuchungen überein.

Im Folgenden werden ausschließlich die Ergebnisse der Batch 2-Untersuchungen beurteilt, da hier im Vergleich zu den Batch 1-Untersuchungen eine deutlich größere Datenmenge vorliegt.

Die nach Gleichung 6.13 (Kapitel 6.5.5) berechneten θ -Werte für die BSB₅-Umsatzraten und die Nitrifikationsleistung sind in Tabelle 9.5 zusammengestellt. Bis zu einer Temperatur von ca. 30 °C nimmt sowohl die flächenbezogene Nitrifikationsleistung als auch die flächenbezogene BSB₅-Umsatzleistung zu. Im Temperaturbereich zwischen 30 °C und 35 °C ist der Temperatureinfluss auf die Umsatzraten annähernd konstant.

Tabelle 9.5: θ -Werte für unterschiedliche Temperaturbereiche (Batch 2)

Temperaturbereich	$\theta_{20,N}$	$\theta_{20,C}$
< 20	1,0602	1,0614
> 20 bis 25	1,0868	1,0554
> 25 bis 30	1,0634	1,0453
> 30 bis 35	$r_N \approx 1,85 * r_{20^\circ C,N}$	$r_C \approx 1,73 * r_{20^\circ C,C}$

Die Ergebnisse bezüglich der θ_{20,NH_4-N} -Werte decken sich mit Untersuchungen von Gujer et al. (1983), Wolf (1987) und Henze et al. (2002), die Untersuchungen an Scheibentauchkörpern durchführten, bzw. $\theta_{20,N}$ -Werte für Scheibentauchkörper angeben für einen Temperaturbereich von 5 - 20°C bzw. 10 - 25°C. Bestimmt wurden $\theta_{20,N}$ -Werte von 1,08 - 1,099.

Für Abwassertemperaturen über 25 °C liegen für Scheibentauchkörper nur wenige Daten für $\theta_{20,N}$ vor. Die in dieser Arbeit bestimmten $\theta_{20,N}$ -Werte weichen zum Teil erheblich von denen in der Literatur angegebenen Werte für Biofilmsysteme im Allgemeinen ab.

Fdz-Polanco et al. (1994) berichten von einem $\theta_{20,N}$ -Wert von 1,02 für den Temperaturbereich von 10 - 29 °C, Charpanova et al., 2007 berichten von $\theta_{20,N}$ -Werte von 1,056 für einen Bereich von 10 - 25°C, über 25 °C bis 35 °C wurde keine Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation festgestellt.

Für einen Abwassertemperaturbereich von 10,5 - 20 °C gibt Cheung (1982) einen Temperaturkoeffizienten bezüglich der Umsatzraten für den Abbau organischer Substanzen von 1,008 an, dies ist gleichbedeutend mit einem sehr geringen Einfluss der Temperatur auf die BSB₅-Umsatzrate von 0,83 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. Banerjee (1996) bestimmte einen deutlich höheren θ_{20,BSB_5} -Wert für den Temperatureinfluss auf den BSB₅-Abbau in Scheibentauchkörpern von 1,04. Charpanova et al. (2007) und Lim et al. (2001) berichten von θ_{20,BSB_5} -Werten für fixierte Biomasse für einen Temperaturbereich von 5 - 35 °C bzw. von 20 - 50 °C von 1,0 bzw. 1,0057. Wobei diese Werte sehr kritisch betrachtet werden müssen, da bei diesen Untersuchungen die BSB₅-Zulaufkonzentration konstant gehalten wurde und schon bei niedrigen Temperaturen ein vollständiger BSB₅-Abbau erreicht wurde.

Abschließend ist festzustellen, dass der Temperatureinfluss auf die maximalen BSB₅-Umsatzraten deutlich geringer ist als auf die maximale Nitrifikationsleistung. Die in der Literatur angegebenen Temperaturkoeffizienten streuen stark und daher ist ein Vergleich der vorliegenden Daten mit Literaturdaten schwierig ist, gerade da ab einem Abwassertemperaturbereich von 25 °C nur sehr wenige bis gar keine Daten bezüglich $\theta_{20,N}$ und $\theta_{20,BSB5}$ vorliegen.

Die Feststellung von Novak (2000), dass Biofilmsysteme weniger Temperaturabhängig sind als Systeme mit suspendierter Biomasse kann nicht bestätigt werden.

9.2 Biofilmdicke, –dichte und Trockensubstanzgehalt

Während dieser Untersuchungen wurden zusätzlich die Biofilmdicke, die Dichte des Biofilms und der Trockensubstanzgehalt des Biofilms bestimmt.

In Abbildung 9.8 ist die Biofilmdicke in den einzelnen Kaskaden in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Temperatur dargestellt. Die angegebenen Werte geben jeweils Mittelwerte innerhalb einer Kaskade an.

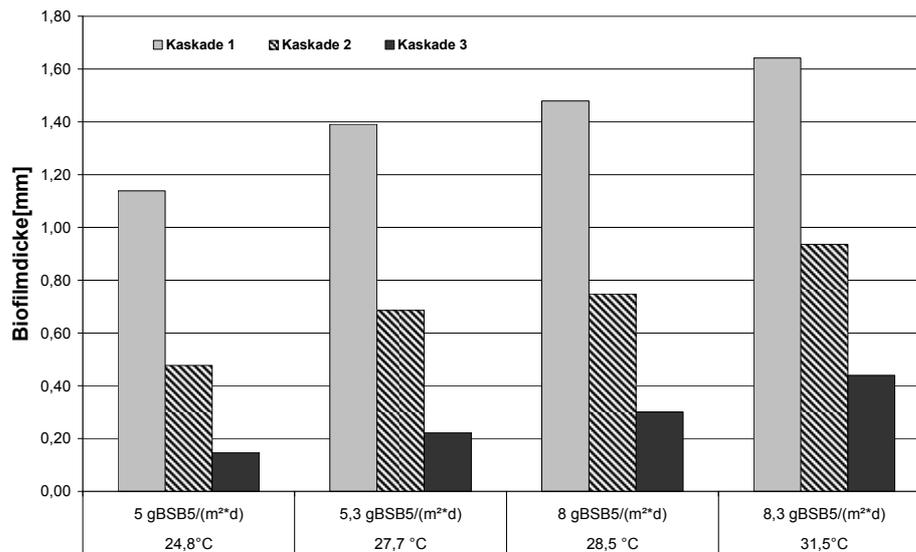


Abbildung 9.8: Biofilmdicke auf den Scheibenflächen der unterschiedlichen Kaskaden

Die Biofilmdicke nimmt mit der Scheibenbelastung des Gesamtsystems und der Temperatur zu.

Bedingt durch die verschiedenen Scheibenbelastungen im System nimmt die Biofilmdicke von Kaskade 1 nach Kaskade 3 ab. Das mittlere Verhältnis der Biofilmdicke der Kaskade 2 im Vergleich zu Kaskade 1 beträgt 0,54; zwischen Kaskade 1 und Kaskade 3 ergibt sich ein Verhältnis von 0,24.

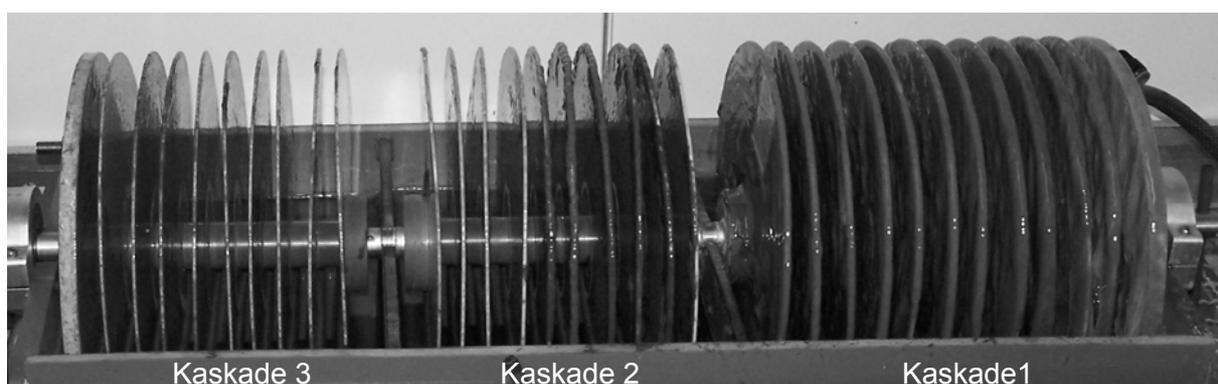


Abbildung 9.9: Biofilmverteilung in den Kaskaden ($\varnothing = 25\text{cm}$; $8,3 \text{ gBSB5}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$; $T = 31,5 \text{ }^\circ\text{C}$)

Dieser Gradient entlang der Kaskadierung ist auch optisch zuerkennen. Die Biofilme der einzelnen Kaskaden unterscheiden sich in Farbe und in der Oberflächenbeschaffenheit deutlich.

Der hoch belastete Biofilm in der ersten Kaskade ist heller als der niedriger belastete Biofilm in Kaskade 3, der dunkel und kompakt ist.

Ein ähnliches Ergebnis ergab sich bei der Bestimmung der Trockensubstanz auf den Scheiben.

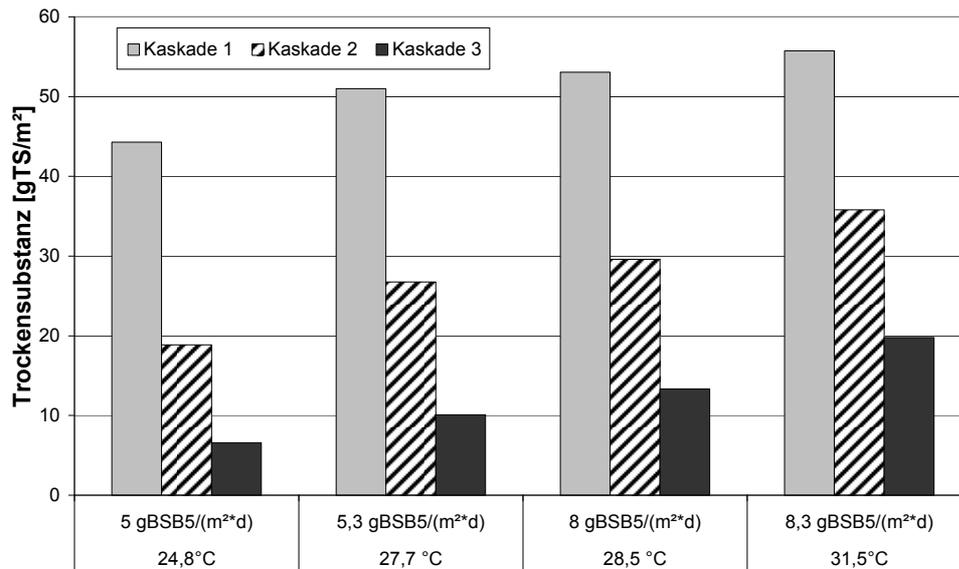


Abbildung 9.10: Mittlerer Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben der Kaskaden

In Kaskade 1 wurde bei den angegebenen Scheibenbelastungen eine mittlere Trockensubstanzkonzentration auf den Scheiben von 51,0 g/m² bestimmt. In Kaskade 2 wurde auf den Scheiben lediglich eine mittlere Trockensubstanzkonzentration von 27,8 g/m² bestimmt, in Kaskade 3 lediglich eine Konzentration von 12,5 g/m².

Die Biomassekonzentration steigt sowohl mit der Scheibenbelastung, als auch mit der Temperatur an.

Das oTS/TS-Verhältnis ergab sich zu 81,5 % - 88,1 %, unabhängig von der untersuchten Kaskade.

Die Dichte des Biofilms erhöhte sich von Kaskade 1 nach Kaskade 3. In Kaskade 1 betrug die mittlere Dichte des Biofilms 38,9 kg/m³, in Kaskade 2 wurde eine Dichte von 39,6 kg/m³ bestimmt. In Kaskade 3 betrug die mittlere Dichte 45 kg/m³.

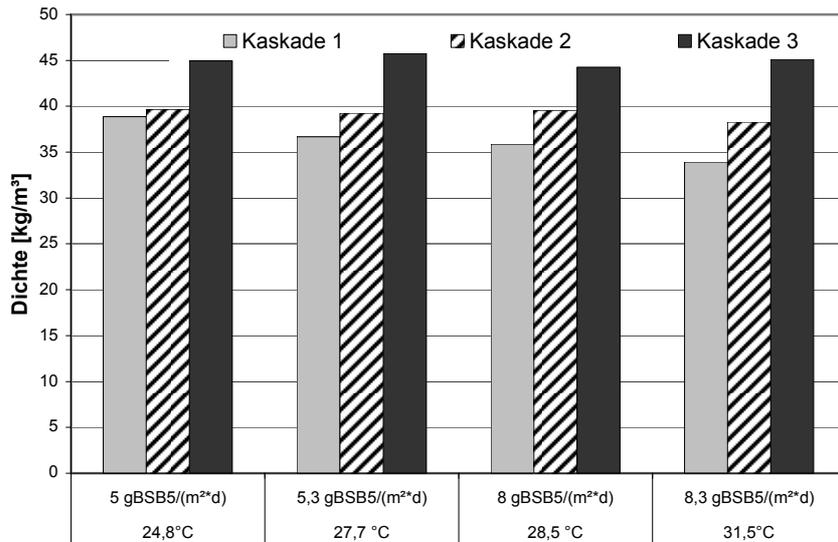


Abbildung 9.11: Mittlere Dichte des Biofilms in den Kaskaden

Zu erkennen ist, dass die Dichte in Kaskade 1 mit der Scheibenbelastung und der Temperatur abnimmt. In Kaskade 2 ist eine leichte Reduzierung der Biofilmdichte zu verzeichnen. Dieser Effekt scheint ausschließlich von der Erhöhung der Scheibenbelastung abhängig zu sein. In Kaskade 3 zeigt sich die Dichte von der Scheibenbelastung und der Temperatur nahezu unabhängig.

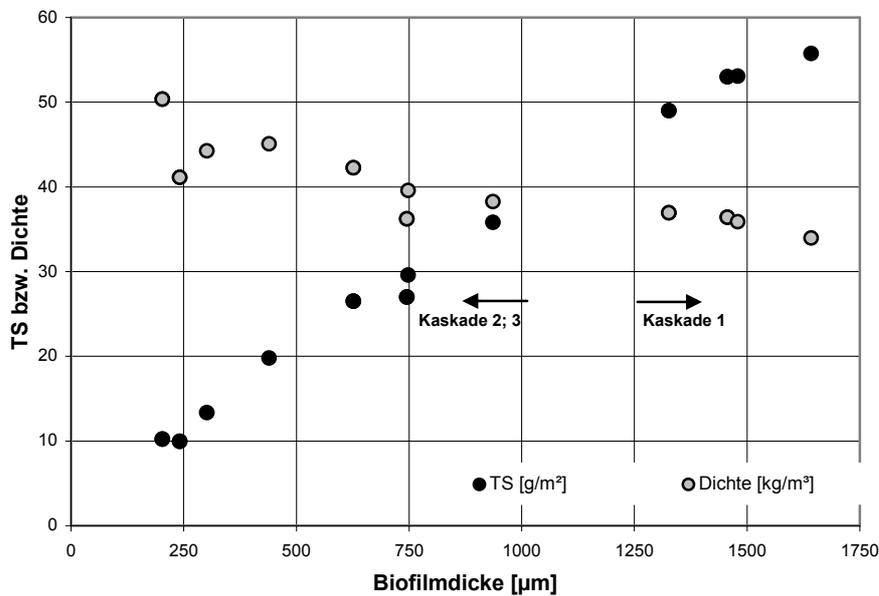


Abbildung 9.12: Zusammenhang zwischen Biofilmdicke und Trockensubstanzgehalt bzw. Biofilmdichte

Der Trockensubstanzgehalt als auch die Biofilmdichte sind linear abhängig von der Biofilmdicke. Die Abnahme der Dichte ist bei zunehmender Biofilmdicke geringer, als die Zunahme der Biofilmmenge auf den Scheiben.

9.2.1 Zusammenfassung der Ergebnisse Kapitel 9.2

Sowohl die Biofilmdicke als auch die Biofilmdichte und die Menge des Biofilms auf den Aufwuchsflächen sind von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur abhängig.

Die Biofilmdichte und der Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben zeigen einen linearen Zusammenhang zur Biofilmdicke.

Durch die geringen BSB_5 -Scheibenbelastungen in den Kaskaden 2 und 3 entstehen im Vergleich zur höher belasteten Kaskade 1 dünnere, aber dichtere Biofilme. Dies ist dadurch zu erklären, dass sich in Kaskaden mit hohen BSB_5 -Scheibenbelastungen Biofilme ausbilden, die von heterotrophen Bakterien dominiert sind, die im Vergleich zu Biofilmen die von autotrophen Bakterien dominiert sind, voluminöserer und dicker sind und eine geringere Dichte besitzen (Meng et al., 2004)

Ein linearer Zusammenhang zwischen der Scheibenbelastung und der Biofilmdicke ist dabei nicht festzustellen, da die Biofilmdicke von der BSB_5 -Scheibenbelastung als auch von der NH_4 -N-Scheibenbelastung abhängt (Abbildung 9.13).

Die in der Literatur angegebenen Biofilmdicken variieren stark, abhängig von der Scheibenbelastung und den hydraulischen Bedingungen (Wäsche et al. (2002)). Atkinson und Fowler (1974) geben eine Bandbreite von 0,2 bis 4 mm an, je nach eingestellten Betriebsbedingungen und Scheibenbelastungen.

Die Dichte des Biofilms und der Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben ist linear abhängig von der Biofilmdicke.

Die deutlichen Unterschiede zwischen den Biofilmdicken in Kaskade 1 bis 3 ergeben sich auf Grund der deutlich höheren BSB_5 -Scheibenbelastung in Kaskade 1, die dadurch von heterotrophen Bakterien dominiert ist, gegenüber Kaskade 2 und Kaskade 3, die jeweils von autotrophen Bakterien dominiert sind, bzw. über das sich verändernde C:N-Verhältnis im Verlauf der Kaskadierung.

Okabe et al. (1995) zeigten diesen Zusammenhang zwischen der Biofilmdicke und dem C:N-Verhältnis durch das Einstellen verschiedener C:N-Verhältnisse im Zulauf eines einkaskadigen Scheibentauchkörpers. Die mit einem C:N bis 0,25 kultivierten Biofilme erreichten dabei Dicken von 270 - 340 μm , bei einem höheren C:N-Verhältnis von 1,5 erhöhte sich die Biofilmdicke auf 1100 μm .

Eine ähnliche Beobachtung machten Shen et al. (2005), die bei Scheibenbelastungen zwischen 15 und 28 $\text{g}BSB_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ in der ersten Kaskade Biofilmdicken von 1200 μm bestimmten. In den folgenden beiden Kaskaden beobachteten sie nur noch Biofilmdicken von 400 μm bzw. 350 μm . Shen et al. (2005) geben ebenfalls Werte für die Dichte der Biomasse auf den

Scheiben an, die in einem vergleichbaren Bereich ($22,3 - 70,9 \text{ kg/m}^3$) liegen, wie die in dieser Arbeit bestimmten Werte. Horn et al. (1997 und 2004) geben Dichten von $20 - 60 \text{ kg/m}^3$ an.

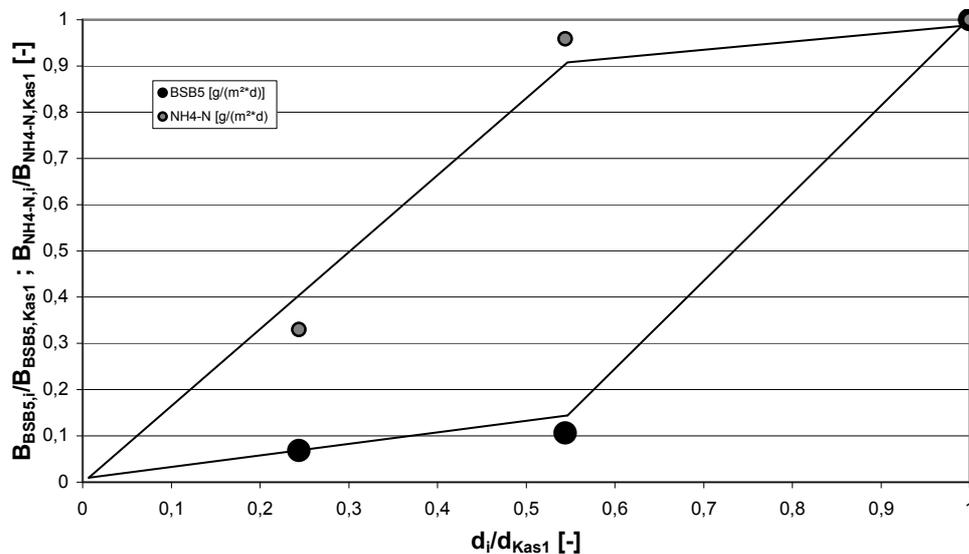


Abbildung 9.13: Zusammenhang zwischen Scheibenbelastung (BSB_5 und NH_4-N) und Biofilmdicke in den Kaskaden

Mit abnehmender BSB_5 -Scheibenbelastung reduziert sich die Biofilmdicke

Die untersuchten Biofilme weisen unabhängig von der Kaskade hohe oTS/TS -Verhältnisse von $81,5 \%$ bis $88,1 \%$ auf.

Die Trockensubstanz variiert in Abhängigkeit von der Kaskade zwischen $12,5 \text{ g TS/m}^2$ und $51,0 \text{ g TS/m}^2$. Diese Ergebnisse sind vergleichbar mit Ergebnissen von Pan (1991). Pan (1991) berichtet in seiner Arbeit von Trockensubstanzgehalten von $39 - 52,6 \text{ g/m}^2$ bei einem oTS/TS -Verhältnis von $81,8 \%$ bis $82,5 \%$. Bei einer BSB_5 -Scheibenbelastung von $12 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ beobachteten Wanatabe et al. (1993) Trockensubstanzgehalte von 9 g TS/m^2 bis 21 g TS/m^2 ebenfalls bei einem dreikaskadigen Scheibentauchkörper. Das Verhältnis von oTS und TS variierte zwischen 77% - 90% .

9.3 Betriebsergebnisse der halbtechnischen Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser

Die Untersuchungsergebnisse basieren auf den Daten von 2 halbtechnischen Scheibentauchkörpern im Klimakammerbetrieb in Karlsruhe (siehe Kapitel 7).

Die in den Tabellen angegebenen BSB₅-Reinigungsleistungen bzw. Nitrifikationsleistungen beziehen sich immer auf die abgebauten Frachten pro Scheibenfläche, da sich auf Grund der Verdunstung während der Aufenthaltszeit im Scheibentauchkörper die Zulaufmengen von den Ablaufmengen um bis zu 10,5 % unterscheiden. (Siehe Kapitel 9.3.13)

9.3.1 BSB₅-Abbauleistung (Ø 25 cm)

Während des Untersuchungszeitraums wurden verschiedene BSB₅-Scheibenbelastungen bei unterschiedlichen Temperaturen untersucht. Untersucht wurden BSB₅-Scheibenbelastungen von ca. 5 g BSB₅/(m²*d), ca. 8 g BSB₅/(m²*d) und > 8 g BSB₅/(m²*d). Der Temperaturbereich des Abwassers lag zwischen 19,5 °C und 33,6 °C.

In Tabelle 9.6 sind die untersuchten Szenarien aufgelistet, in Klammer sind die tatsächlichen BSB₅-Scheibenbelastungen während der Untersuchungen notiert, daneben die entsprechende Bezeichnung der Untersuchungsphasen (K1 - K11).

Tabelle 9.6: Untersuchungsbedingungen BSB₅: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen (K1-K11) in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 25 cm)

T _{Luft} [°C]	Mittlere Scheibenbelastung [gBSB ₅ /(m ² *d)]				Mittlere Scheibenbelastung [gBSB ₅ /(m ² *d)]			
	5,2	8,1	14,50	20,10	5,2	8,1	14,50	20,10
20	19,5°C (5,2)	19,8°C (8,0)			K1	K4		
25	24,8°C (5,0)	23,9°C (8,1)			K2	K5		
30	27,7°C (5,3)	28,5°C (8,0)			K3	K6		
35		31,5°C (8,2)	31,60°C			K7	K9	
40		33,4°C (8,1)	33,30°C	33,60°C		K8	K10	K11

Bei allen untersuchten BSB₅-Scheibenbelastung (Phase K1 - K11) liegt die mittlere Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers unabhängig von der Temperatur bei über 95 %.

Bei einer mittleren BSB₅-Scheibenbelastung zwischen 5,0 und 5,3 g BSB₅/(m²*d) (K1-K3) erhöht sich die Reinigungsleistung bei einer Erhöhung der Abwassertemperatur von 19,5 °C auf 27,7 °C lediglich von 95,5 % auf 97,1 %.

Dies entspricht einer geringfügigen Leistungssteigerung von 0,20 % pro 1 °C bei nahezu gleich bleibender BSB₅-Scheibenbelastung.

Ein vergleichbares Ergebnis wurde für BSB₅-Scheibenbelastungen zwischen 8,0 und 8,1 g BSB₅/(m²*d) (K4 - K6) erzielt. Hierbei wurde bei einer Temperaturerhöhung von 19,8 °C auf 28,5 °C eine Erhöhung der Reinigungsleistung von 96,2 % auf 97,7 % beobachtet werden, welches einer Steigerung von 0,17 % pro 1 °C Temperaturerhöhung entspricht.

Bedingt durch die Temperaturerhöhung um 8,2 °C verringerte sich die mittlere Ablaufkonzentration um 31 % von 10,0 mg BSB₅/l auf 6,9 mg BSB₅/l (K1 - K3) bzw. bei einer Temperaturerhöhung um 8,7 °C um 39 % von 13 mg BSB₅/l auf 7,9 mg BSB₅/l (K4 - K6) (Abbildung 9.14).

Tabelle 9.7: Ergebnisse der BSB₅-Bestimmungen im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Ø 25 cm)

Phase		K1	K2	K3	K4	K5	K6	K7	K8	K9	K10	K11
Abwassertemperatur	[°C]	19,5	24,8	27,7	19,8	23,9	28,5	31,5	33,4	31,6	33,3	33,6
Scheibenbelastung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,2	5,0	5,3	8,0	8,1	8,0	8,2	8,1	14,5	14,5	20,1
Abbauleistung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,0	4,8	5,2	7,7	7,7	7,9	8,0	7,9	14,0	13,9	19,4
Zulauf	[mg/l]	215,1	210,5	223,8	332,0	339,3	333,2	339,6	336,0	301,2	299,9	416,0
Ablauf	[mg/l]	10,0	8,8	6,9	13,0	10,5	7,9	9,1	9,8	11,0	12,6	14,7
Abbauleistung	[%]	95,5	96,1	97,1	96,2	97,0	97,7	97,5	97,3	96,5	95,9	96,6

Beim Vergleich der BSB₅-Abbauleistung bei mittleren BSB₅-Scheibenbelastung von 5,2 g BSB₅/(m²*d) (K1 - K3) und 8,1 g BSB₅/(m²*d) (K4 - K6) bei einer Abwassertemperatur bis ca. 28 °C ist hinsichtlich der prozentualen Abbauleistung kein signifikanter Unterschied festzustellen. Bezogen auf die BSB₅-Scheibenbelastung entspricht dies jedoch einer Steigerung der BSB₅-Abbauleistung um 53 %.

Eine weitere Erhöhung der Temperatur zeigte nur einen geringfügigen Effekt auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers (K6 - K8). Die Reinigungsleistung ergab sich in einem Temperaturbereich des Abwassers von 28,5 °C - 33,4 °C zu ca. 97,5 %.

Auch bei einer Erhöhung der mittleren Scheibenbelastung auf bis zu 20,1 g BSB₅/(m²*d) bleibt die prozentuale Reinigungsleistung nahezu unverändert. Durch eine Erhöhung der Scheibenbelastung auf das 2,5fache (K8 → K11) verschlechterte sich die mittlere BSB₅-Ablaufkonzentration lediglich von 9,8 mg BSB₅/l auf 14,7 mg BSB₅/l (50 %) bei vergleichbarer Abwassertemperaturen von 33,4 °C bzw. 33,6 °C.

In Abbildung 9.14 und Abbildung 9.15 sind die BSB₅-Ablaufkonzentrationen den BSB₅-Scheibenbelastungen für die untersuchten Abwassertemperaturen gegenübergestellt. Der Zusammenhang zwischen BSB₅-Scheibenbelastung und der BSB₅-Ablaufkonzentration stellt sich für die untersuchten Scheibenbelastungen linear dar und schneidet die Ordinate bei einem Wert zwischen 4,0 und 6,2 mg/l.

Grundsätzlich ist eine Steigerung der Abbauleistung respektive eine Verbesserung der BSB₅-Ablaufkonzentrationen bis zu einer Temperatur von ca. 31,5 °C zu beobachten. Dies ist anhand der Steigungen der Regressionsgeraden in Abbildung 9.14 und Abbildung 9.15 erkennbar, die mit steigender Abwassertemperatur abnimmt. Ab einer Abwassertemperatur von ca. 33,5°C dreht sich dieser Effekt um; die Steigung der Regressionsgerade wird im Vergleich zur Regressionsgerade bei einer Temperatur von ca. 31,5 °C wieder steiler.

Ein Vergleich mit den Ergebnissen in Kapitel 9.1.2 weist ebenfalls darauf hin, dass im Temperaturbereich zwischen ca. 30 °C und 35 °C das Temperaturmaximum zu erwarten ist.

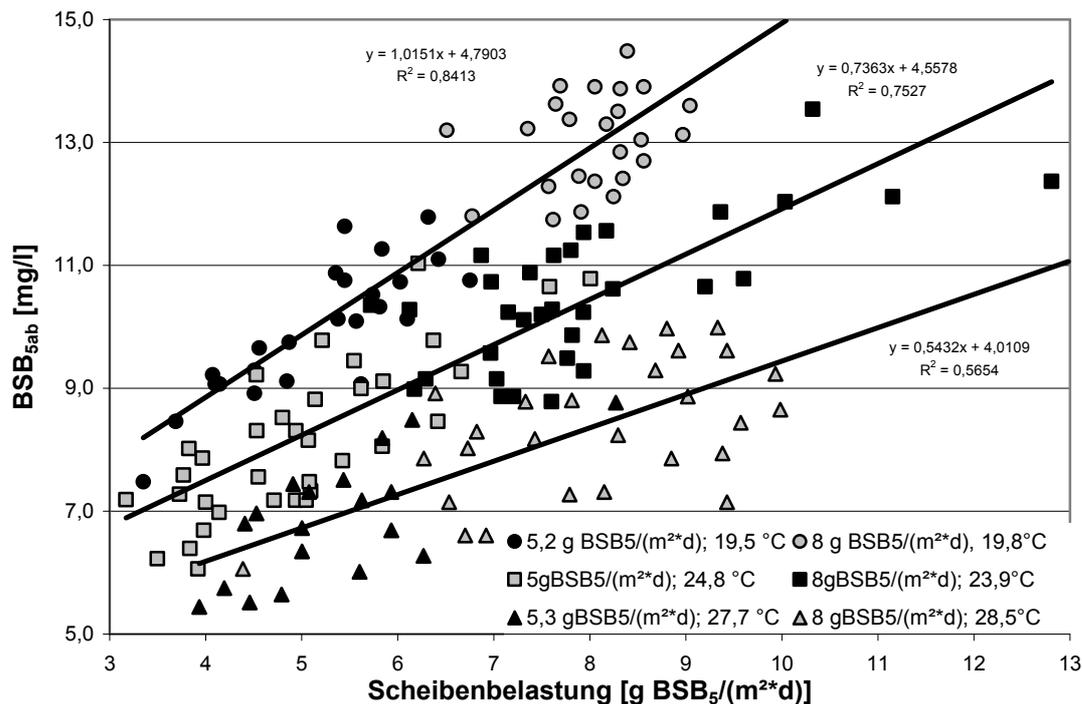


Abbildung 9.14: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen K1-K6 (Ø 25 cm)

Die maximale Abbauleistung bezogen auf die Scheibenfläche wurde bei einer mittleren Scheibenbelastung von 20,1 g BSB₅/(m²*d) mit 19,4 g BSB_{5abgeb.}/(m²*d) erreicht.

Anhand des vorliegenden Datensatzes kann davon ausgegangen werden, dass bei einer Temperatur von ca. 33,4 °C und einer Scheibenbelastung von 21 g BSB₅/(m²*d) (Abbildung 9.15) die Systemgrenzen hinsichtlich BSB₅-Abbauleistung noch nicht erreicht wurden, da bis zu dieser Scheibenbelastung eine lineare Beziehung zwischen BSB₅-Scheibenbelastung und BSB₅-Ablaufkonzentration herrscht.

Eine Berechnung der zu erwartenden Ablaufkonzentration bzw. der BSB₅-Abbaurrate für eine Abwassertemperatur von ca. 31,5°C an Hand der Gleichung der Regressionsgeraden aus

Abbildung 9.15, würde bei einer Scheibenbelastung von 21 g/(m²*d) eine Ablaufkonzentration von 13,5 mg/l und eine BSB₅-Abbaurrate von 20,4 g BSB₅/(m²*d) ergeben.

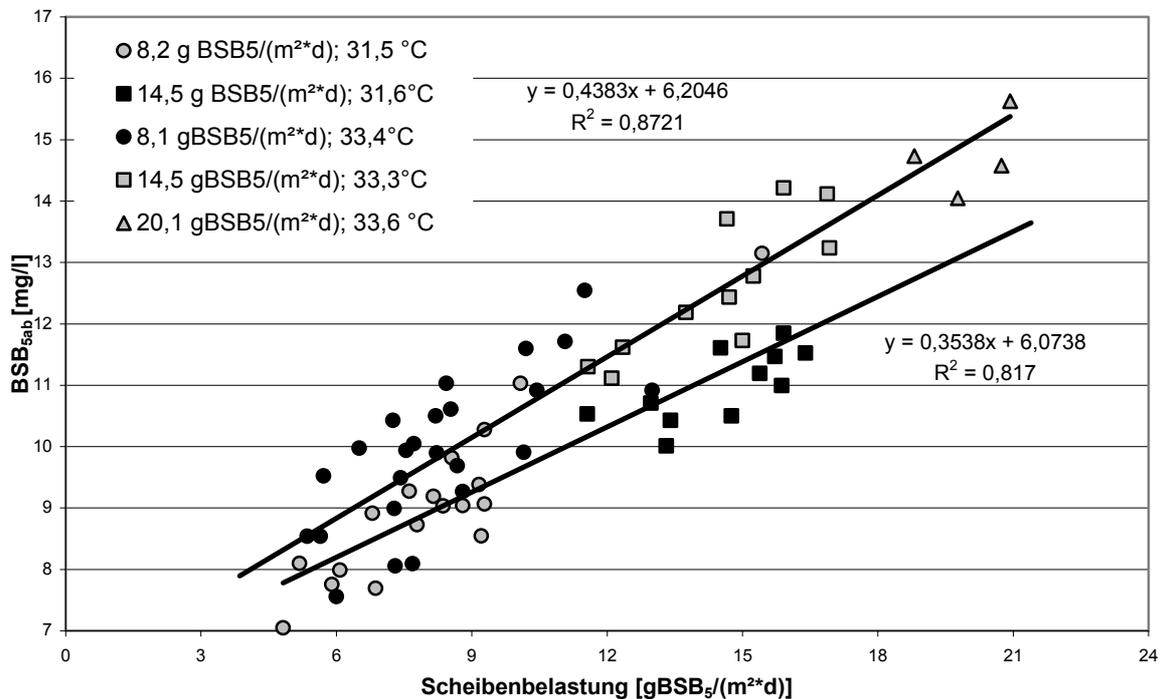


Abbildung 9.15: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen K7-K11 (Ø 25 cm)

Bei einer Temperatur von ca. 28 °C und einer mittleren BSB₅-Scheibenbelastung von 5,3 g BSB₅/(m²*d) (K3) wurde eine mittlere BSB₅-Ablaufkonzentration von 6,9 mg BSB₅/l gemessen. Dies stellt die niedrigste Ablaufkonzentration der gesamten Untersuchungsphasen dar.

9.3.2 Nitrifikationsleistung (Ø 25 cm)

Untersucht wurden NH₄-N-Scheibenbelastungen im Bereich von 1,0 - 4,5 g NH₄-N/(m²*d), bei BSB₅-Scheibenbelastungen zwischen 5,0 und 20,1 g BSB₅/(m²*d).

In Tabelle 9.8 sind die untersuchten NH₄-N-Scheibenbelastungen und die entsprechenden Versuchsbedingungen dargestellt.

Der Abwassertemperaturbereich lag bei 23,9 °C - 33,6 °C. Das C/N-Verhältnis während der Untersuchungen variierte zwischen 3,3 und 6,75.

Für Abwassertemperaturen bis 33,4 °C und Scheibenbelastungen von 2,3 g NH₄-N/(m²*d) bzw. bis 31,6 °C und 4,4 g NH₄-N/(m²*d) wurde eine Reinigungsleistung von 85,6 % bis 92,7 % erreicht (K2 - K3 und K5 - K8). Eine weitere Erhöhung der Abwassertemperatur verursachte einen leichten Rückgang der Nitrifikationsleistung bei einer Scheibenbelastung von 14,5 g NH₄-N/(m²*d) (K9, K10).

Tabelle 9.8: Untersuchungsbedingungen NH₄-N: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächlichen Scheibenbelastungen)

	Mittlere Scheibenbelastung [g/(m ² *d)]				
NH ₄ -N	1,1	1,2	2,1	4,4	4,5
BSB ₅	5,2	8,1	8,1	14,50	20,10
T _{Luft} [°C]	Abwassertemperatur [°C] (NH ₄ -N-; BSB ₅ -Scheibenbelastung [g/m ² *d])				
25	24,8 (1,0; 5,0)	23,9 (1,2; 8,1)			
30	27,7 (1,1; 5,3)		28,5 (2,0; 8,0)		
35			31,5 (2,1; 8,2)	31,6 (4,4; 14,5)	
40			33,4 (2,3; 8,1)	33,3 (4,4; 14,5)	33,6 (4,5; 20,1)
T _{Luft} [°C]	Phasen				
25	K2	K5			
30	K3		K6		
35			K7	K9	
40			K8	K10	K11

Tabelle 9.9: Ergebnisse der Bestimmung der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur

Phase		K2	K3	K5	K6	K7	K8	K9	K10	K11
Abwassertemperatur	[°C]	24,8	27,7	23,9	28,5	31,5	33,4	31,6	33,3	33,6
Scheibenbelastung	[g NH ₄ -N/(m ² *d)]	1,0	1,1	1,2	2,0	2,1	2,3	4,4	4,4	4,5
	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,0	5,3	8,1	8,0	8,2	8,1	14,5	14,5	20,1
Nitrifikationsleistung	[g NH ₄ -N _{oxidiert} /(m ² *d)]	0,88	1,01	1,04	1,81	1,92	2,09	3,81	3,78	3,62
Zulauf	[mg/l]	41,2	46,4	48,4	83,1	85,9	93,6	90,6	91,7	92,9
Ablauf	[mg/l]	4,8	5,1	5,7	9,2	6,8	7,2	12,1	13,7	18,4
Mittlere Nitrifikationsleistung	[%]	89,0	88,8	89,6	90,0	92,7	92,5	87,2	85,6	80,9

Bei Abwassertemperaturen zwischen 23,9 °C und 27,7 °C zeigt sich die Nitrifikationsleistung unabhängig von der Temperatur. Dies begründet sich dadurch, dass eine Scheibenbelastung von 1,0 bis 1,2 unter der möglichen einstellbaren Scheibenbelastung für den untersuchten Temperaturbereich liegt (K2, K3 und K5). Dies zeigen auch die Ergebnisse nach einer Erhöhung der Scheibenbelastung auf 2 g NH₄-N/(m²*d) bei einer Temperatur von 28,5 °C. Gegenüber einer Scheibenbelastung von 1,2 g NH₄-N/(m²*d) und einer Temperatur von 23,9 °C erhöhte sich Scheibenbelastung um 67 %, die prozentuale Reinigungsleistung blieb jedoch annähernd gleich (K5 und K6) (Abbildung 9.16). Einzig die NH₄-N-Ablaufkonzentration erhöht sich von 5,7 mg NH₄-N/l auf 9,2 mg NH₄-N/l (Tabelle 9.9). Eine weitere Erhöhung der Temperatur auf 31,5 °C steigerte die Reinigungsleistung nochmals um 0,93 % pro 1 °C (90 % auf 92,7 %).

Bei mittleren Scheibenbelastungen zwischen 4,4 und 4,5 g NH₄-N/(m²*d) ist eine Reduzierung der Nitrifikationsleistung durch eine Erhöhung der BSB₅-Scheibenbelastung von 14,5 auf 20,1 g BSB₅/(m²*d) zu beobachten (K9 - K11) (siehe Kapitel 9.3.7).

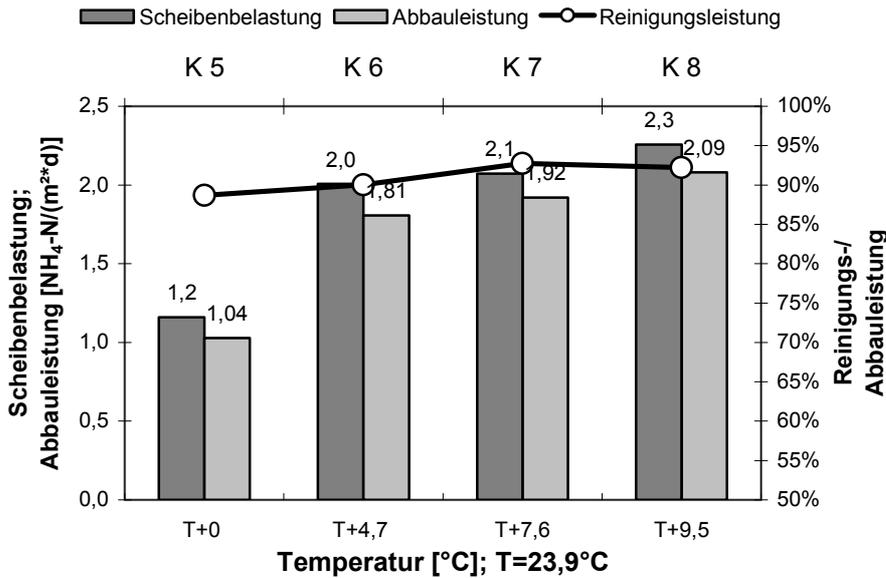


Abbildung 9.16: Temperaturabhängigkeit der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbauleistung (Abbauleistung und Reinigungsleistung bei $T = 23,9^\circ\text{C} = 100\%$; BSB_5 -Scheibenbelastung $\approx 8 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2\text{d})$) ($\varnothing 25 \text{ cm}$)

Das Temperaturoptimum liegt bei einer Abwassertemperatur von ca. $31,5^\circ\text{C}$. Dort wird auch die maximale Nitrifikationsleistung von $3,81 \text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\text{d})$ bei einer Scheibenbelastung von $4,4 \text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\text{d})$ und einer mittleren $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration von $12,1 \text{ mg/l}$ erreicht (K9).

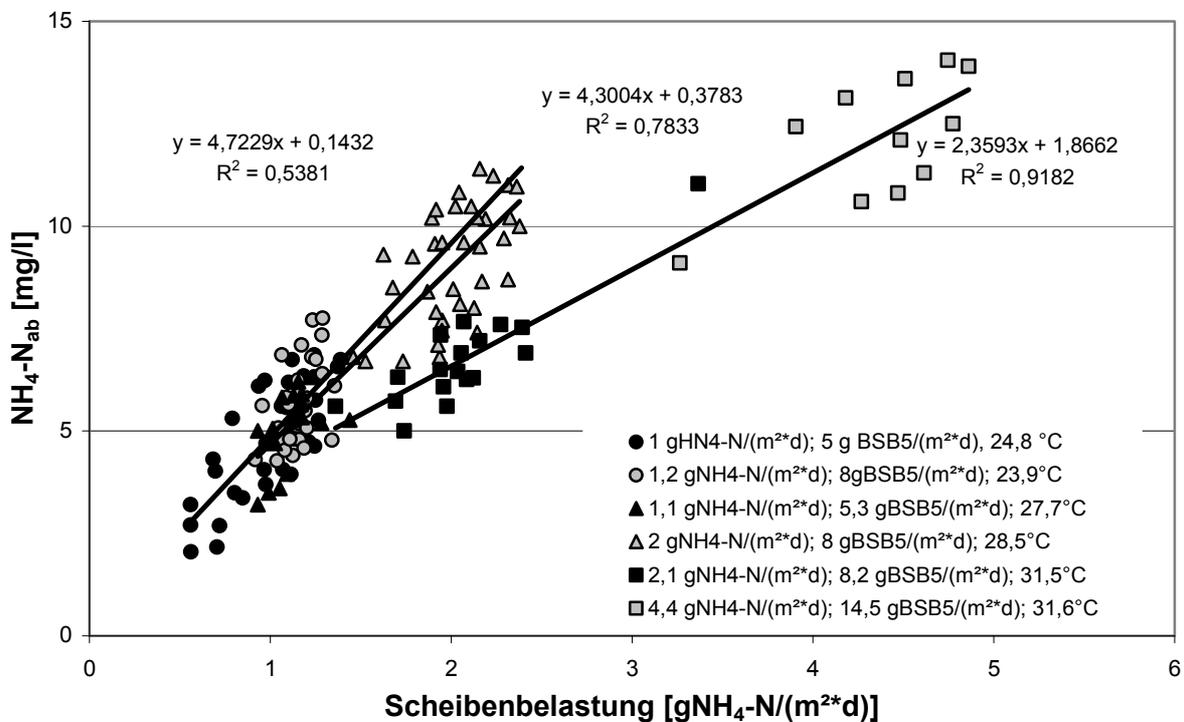


Abbildung 9.17: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen (K2,K3 und K5-K7 und K9)($\varnothing 25 \text{ cm}$)

Nach Überschreiten des Temperaturoptimums bei ca. 31,5 °C erhöht sich die NH₄-N-Ablaufkonzentration bei gleich bleibender NH₄-N-Scheibenbelastung.

In den Abbildung 9.17 und Abbildung 9.18 sind die NH₄-N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von den NH₄-N-Scheibenbelastungen für die untersuchten Abwassertemperaturen dargestellt.

Die Abbildungen zeigen, dass die Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation bzw. der Temperatureinfluss auf die NH₄-N-Ablaufkonzentration in einem Temperaturbereich zwischen 23,9 °C und 28,5 °C größer ist als im Bereich zwischen 31,5 °C und 33,6 °C.

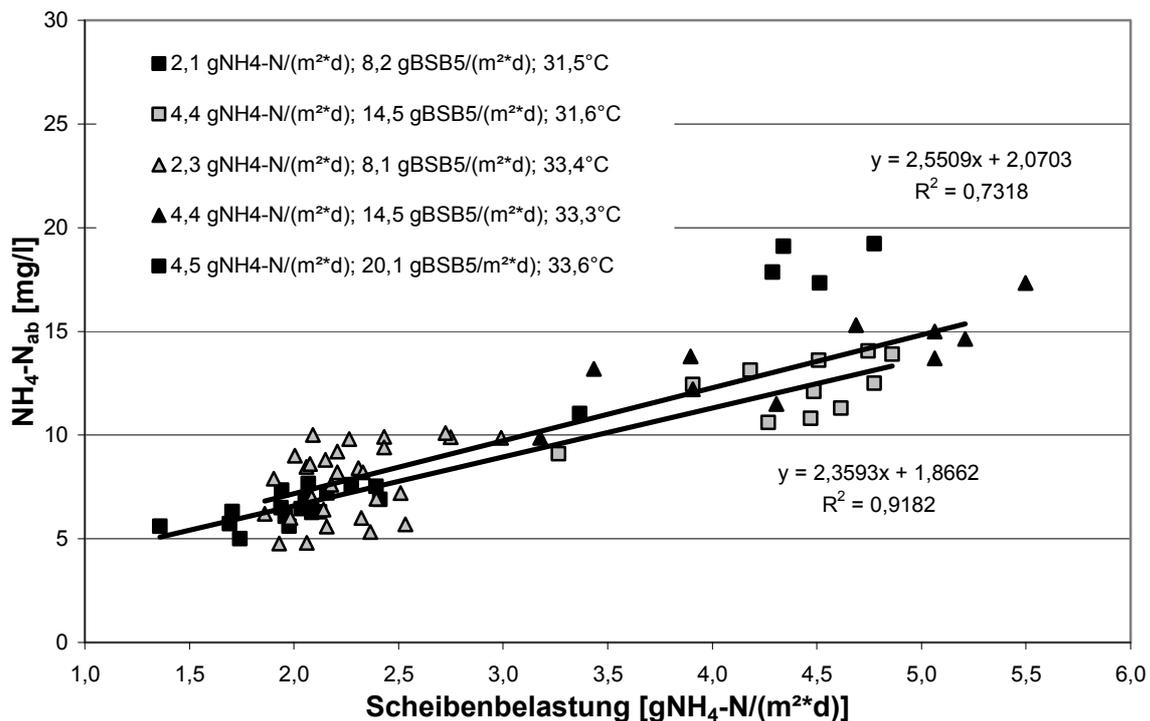


Abbildung 9.18: NH₄-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen (K7 bis K11) (Ø 25 cm)

Dies verdeutlichen die Steigungen der Regressionsgeraden. Zudem ist der Einfluss der Temperatur bei höheren Scheibenbelastungen ausgeprägter als bei niedrigen Scheibenbelastungen. Insgesamt ergibt sich für die untersuchten Temperaturen und Scheibenbelastungen ein linear Zusammenhang.

9.3.3 BSB₅-Abbauleistung (Ø 50 cm)

Parallel zur Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm wurde eine weitere Versuchsanlage mit einem Durchmesser von 50 cm betrieben. Anhand des Vergleiches der Betriebsergebnisse dieser beiden Versuchsanlagen sollte der Einfluss des Maßstabes quantifiziert werden.

Während des Untersuchungszeitraums wurden BSB₅-Scheibenbelastungen von ca. 5 g BSB₅/(m²*d), ca. 8 g BSB₅/(m²*d) und > 8 g BSB₅/(m²*d) untersucht. Der Temperaturbereich des Abwassers lag zwischen 23,2 °C und 35,2 °C.

In Tabelle 9.10 sind die untersuchten Szenarien aufgelistet, in Klammer sind die tatsächlichen BSB₅-Scheibenbelastungen während der Untersuchungen vermerkt.

Tabelle 9.10: Untersuchungsbedingungen BSB₅: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 50 cm)

T _{Luft} [°C]	Mittlere Scheibenbelastung [g BSB ₅ /(m ² *d)]			
	5,3-5,5	9,1-9,9	17,1-18,3	31,1
	Abwassertemperatur [°C] (Scheibenbelastung [g BSB ₅ /(m ² *d)])			
25	23,2 (5,3)			
30	28,7 (5,5)	28,5 (9,9)		
35		32,4 (9,4)	31,7 (18,3)	
40		35 (9,1)	35,2 (17,1)	33,9
T _{Luft} [°C]	Phase			
25	G1			
30	G2	G3		
35		G4	G6	
40		G5	G7	G8

In den Abbildung 9.19 und Abbildung 9.20 und in Tabelle 9.11 sind die Ergebnisse der Untersuchungen dargestellt.

Bei einer mittleren BSB₅-Scheibenbelastung von 5,3 bis 5,4 erhöhte sich die BSB₅-Abbauleistung bei einer Erhöhung der Abwassertemperatur von 23,2 °C auf 28,7 °C von 96,4 % auf 97,3 % (G1 und G2).

Dies entspricht einer Leistungssteigerung von 0,16 % pro 1 °C Temperaturerhöhung, jedoch verbessert sich die BSB₅-Ablaufkonzentration um 21,5 % von 7,9 mg BSB₅/l auf 6,2 mg BSB₅/l

Bei Abwassertemperaturen von 28,4 °C - 35 °C ist der Einfluss auf die prozentuale Reinigungsleistung nahezu vernachlässigbar. Die Reinigungsleistung reduziert sich bei Scheibenbelastungen von 9,1 g BSB₅/(m²*d) bis 10,1 g BSB₅/(m²*d) unwesentlich von 98,0 % auf 97,6 % (G3-G5).

Bei einer Abwassertemperatur von ca. 28,6 °C (G2 und G3) ergibt sich bei einer Erhöhung der Scheibenbelastung um 94% (5,2 auf 10,1 g BSB₅/(m²*d)) eine Erhöhung der BSB₅-Ablaufkonzentration von 44% (6,2 auf 8,9 mg/l).

Bei allen Untersuchungsphasen wurde eine prozentuale Reinigungsleistung von über 95 % erreicht. Die maximale prozentuale Reinigungsleistung wurde mit 98 % bei einer Abwassertemperatur von 28,4 °C und einer Scheibenbelastung von 10,1 g BSB₅/(m²*d) erreicht (G3).

Tabelle 9.11: Ergebnisse der BSB₅-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Ø 50 cm)

Phase		G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
Abwassertemperatur in °C		23,2	28,7	28,4	32,4	35,0	31,8	35,2	33,9
Scheibenbelastung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,3	5,4	10,1	9,1	9,1	18,3	17,2	31,1
Abbauleistung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,1	5,3	9,9	8,9	8,9	17,8	16,6	30,2
Zulauf	[mg BSB ₅ /l]	211,8	218,3	399,7	375,6	363,4	370,0	346,6	627,0
Ablauf	[mg BSB ₅ /l]	7,9	6,2	8,9	8,8	9,6	11,9	13,0	18,2
mittlere BSB ₅ -Abbauleistung	[%]	96,4	97,3	98,0	97,8	97,6	96,9	96,4	97,2

Ein vergleichbares Ergebnis zu den Untersuchungen mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm ergab sich hinsichtlich der Steigerung der Abbauleistung respektive der Verbesserung der BSB₅-Ablaufkonzentrationen bis zu einer Temperaturerhöhung auf ca. 32,2 °C. Dies ist anhand der Steigungen der Regressionsgeraden in Abbildung 9.19 und Abbildung 9.20 erkennbar, die sich mit steigender Abwassertemperatur verringern.

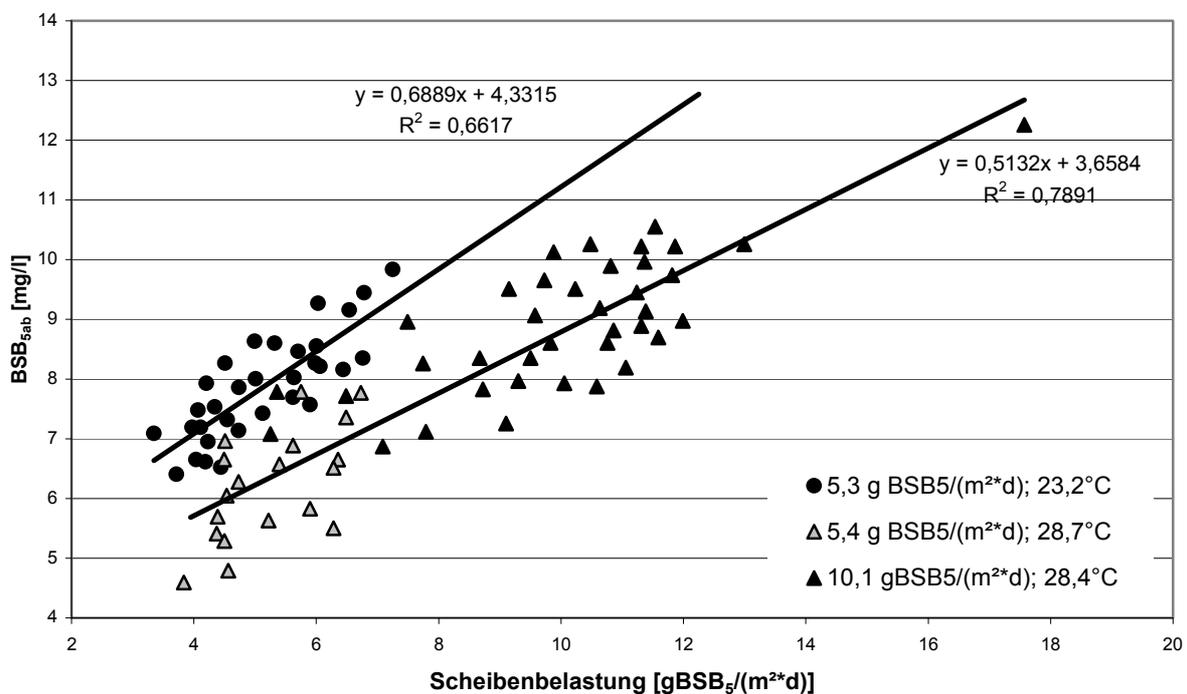


Abbildung 9.19: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G1-G3 (Ø 50 cm)

Ab einer Abwassertemperatur von ca. 34 °C dreht sich dieser Effekt um; die Steigung der Regressionsgerade wird im Vergleich zur Regressionsgerade bei einer Temperatur von ca. 32,2 °C wieder steiler bei vergleichbarem Schnittpunkt mit der Ordinate.

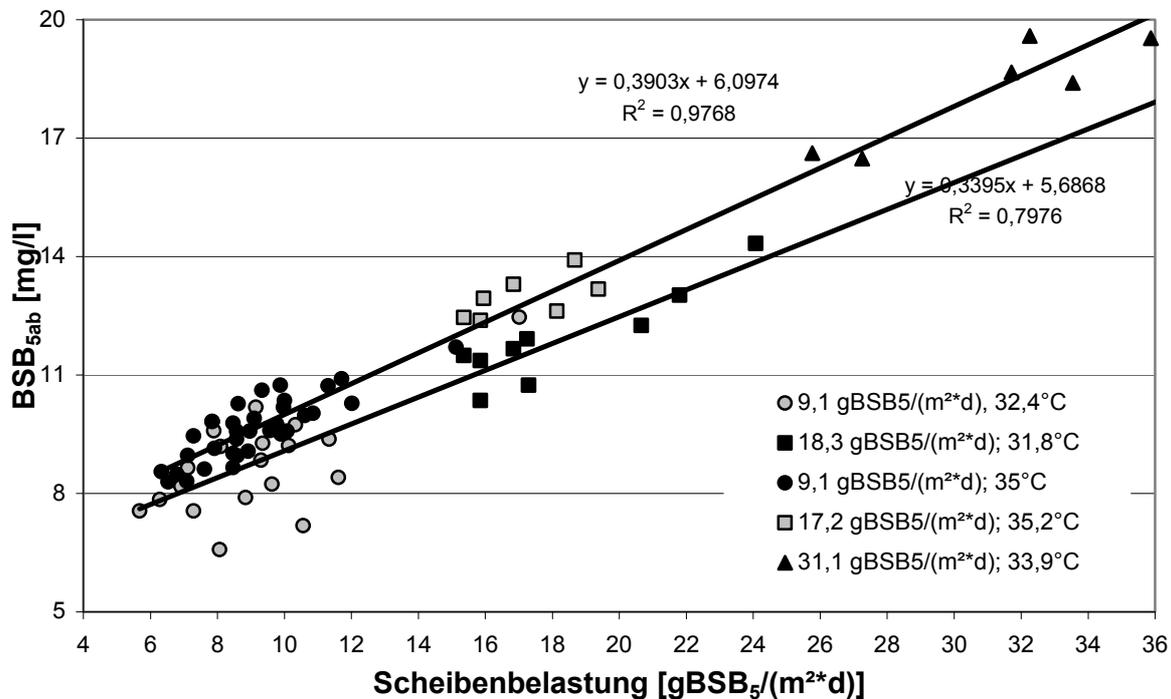


Abbildung 9.20: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G4-G8 (Ø 50 cm)

Trotz einer Steigerung der mittleren Scheibenbelastung um den Faktor 3,4 von 9,1 g BSB₅/(m²*d) auf 31,1 g BSB₅/(m²*d) konnte keine signifikante Veränderung der prozentualen Reinigungsleistung festgestellt werden. Sehrwohl jedoch bezüglich der BSB₅-Ablaufkonzentration, die sich jedoch nur um den Faktor 1,9 erhöhte (G5; G8).

Die maximale Abbaurrate wurde zu 34,9 g BSB₅/(m²*d) bei einer Scheibenbelastung von 35,9 g BSB₅/(m²*d) und einer Abwassertemperatur von 33,9 °C bestimmt (Einzelergebnis).

In Analogie zu der Berechnung der zu erwartenden Ablaufkonzentration bzw. der BSB₅-Abbaurrate für einen Scheibendurchmesser von 25 cm wurde für einen Scheibendurchmesser von 50 cm und einer Abwassertemperatur von ca. 32,2 °C an Hand der Gleichung der Regressionsgerade aus Abbildung 9.20 die Ablaufkonzentration und die BSB₅-Abbaurrate bestimmt. Bei einer Scheibenbelastung von 35,9 g BSB₅/(m²*d) ergäbe sich rechnerisch eine Ablaufkonzentration von 17,9 mg/l und eine BSB₅-Abbaurrate von 35,1 g BSB₅/(m²*d).

9.3.4 Nitrifikationsleistung (Ø 50 cm)

Untersucht wurden NH₄-N-Scheibenbelastungen in einem Bereich von 1,2 - 5 g NH₄-N/(m²*d), bei BSB₅-Scheibenbelastungen zwischen 5,3 und 31,1 g BSB₅/(m²*d). In Tabelle 9.12 sind die

untersuchten mittleren NH₄-N-Scheibenbelastungen und die dazugehörigen Versuchsbedingungen und die entsprechende Phasenbezeichnung dargestellt. Der Abwassertemperaturbereich lag zwischen 23,2 °C - 35,2 °C und das C/N-Verhältnis während der Untersuchungen zwischen 3,9 und 6,5.

In Klammern sind die für die einzelnen Untersuchungsphasen geltenden mittleren NH₄-N-Scheibenbelastungen und Abwassertemperaturen notiert.

Tabelle 9.12: Untersuchungsbedingungen NH₄-N: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 50 cm)

NH ₄ -N	Mittlere Scheibenbelastung [g/(m ² *d)]			
	1,2	1,9 - 2,4	4,1 - 5,0	4,8
BSB ₅	5,3 - 5,4	9,1 - 10,1	17,2 - 18,3	31,1
T _{Luft} [°C]	Abwassertemperatur [°C] (NH ₄ -N-; BSB ₅ -Scheibenbelastung [g/(m ² *d)])			
25	23,2 (1,2; 5,3)			
30	28,7 (1,2; 5,4)	28,4 (1,9; 10,1)		
35		32,4 (2,0; 9,4)	31,8(5,0; 18,3)	33,9 (4,8; 31,1)
40		35 (2,4; 9,1)	35,2 (4,1;17,2)	
T _{Luft} [°C]	Phase]			
25	G1			
30	G2	G3		
35		G4	G6	
40		G5	G7	G8

Mit steigender Abwassertemperatur steigert sich die prozentuale Nitrifikationsleistung (G1 - G2 bzw. G3 - G4) nur marginal um 0,20 % bzw. 0,23 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. Im Temperaturbereich von 31,7 °C und 32,4 °C kehrt sich der Einfluss der Abwassertemperatur um, die prozentualen Reinigungsleistungen verringern sich (G4 - G5 und G6 - G7) um 0,15 % bzw. 0,74 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

Tabelle 9.13: Ergebnisse der NH₄-N-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Ø 50 cm)

Phase	Temperatur [°C]	G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
		23,2	28,7	28,5	32,4	35,0	31,7	35,2	33,9
Scheibenbelastung	[g NH ₄ -N/(m ² *d)]	1,2	1,2	1,9	2,0	2,4	5,0	4,1	4,8
	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	5,3	5,4	10,1	9,1	9,1	18,3	17,2	31,1
Nitrifikationsleistung	[g NH ₄ -Noxidiert/(m ² *d)]	1,07	1,04	1,73	1,83	2,17	4,34	3,44	3,84
Zulauf	[mg/l]	48,2	46,3	76,3	78,9	93,5	100,4	82,0	96,9
Ablauf	[mg/l]	5,9	5,3	8,1	6,9	8,4	13,5	13,3	20,3
Mittlere Nitrifikationsleistung	[%]	88,2	89,3	90,3	92,2	91,8	87,20	84,6	79,7

Vergleichbar mit den Ergebnissen bei einem Scheibendurchmesser von 25 cm liegt die während der Versuchsphase G2 eingestellte mittlere Scheibenbelastung von 1,16 g NH₄-

$\text{N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ deutlich unter der möglich einstellbaren Scheibenbelastung bei einer Abwassertemperatur von $28,7\text{ }^\circ\text{C}$, da bei vergleichbarer Abwassertemperatur eine vergleichbare prozentuale Reinigungsleistung erreicht werden kann, obwohl die mittlere $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung um 65 % erhöht wurde (G3).

Die in Abbildung 9.21 und Abbildung 9.22 dargestellte Abhängigkeit der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration von der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung für die untersuchten Abwassertemperaturen zeigt – vergleichbar mit den Ergebnisse für einen Scheibendurchmesser von 25 cm – den steigenden Einfluss der Temperatur bis zu einem scheinbaren Temperaturoptimum von ca. $32\text{ }^\circ\text{C}$. Bis zu dieser Temperatur verringert sich die Steigung der Regressionsgerade. Danach wird die Steigung der Regressionsgerade wieder steiler, bei vergleichbarem Schnittpunkt mit der Ordinate bei ca. $2,4\text{ mg/l}$.

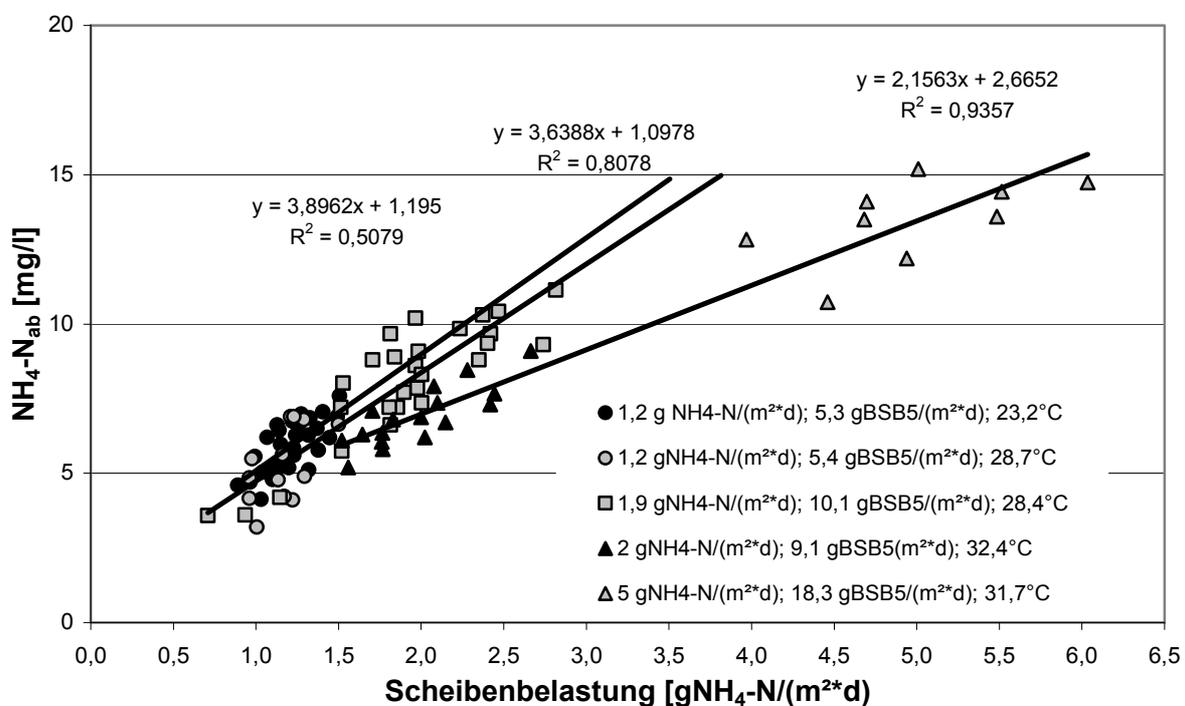


Abbildung 9.21: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G1-G4 und G6 ($\varnothing 50\text{ cm}$)

Die maximale Nitrifikationsleistung von $4,34\text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ wurde bei einer Scheibenbelastung von $5\text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ und einer Abwassertemperatur von $31,7\text{ }^\circ\text{C}$ erzielt (bestimmt als Einzelergebnis).

Nach Erhöhung der BSB_5 -Scheibenbelastung auf $31,1\text{ g BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ verringerte sich die Nitrifikationsleistung deutlich auf unter 80% (siehe Kapitel 9.3.7).

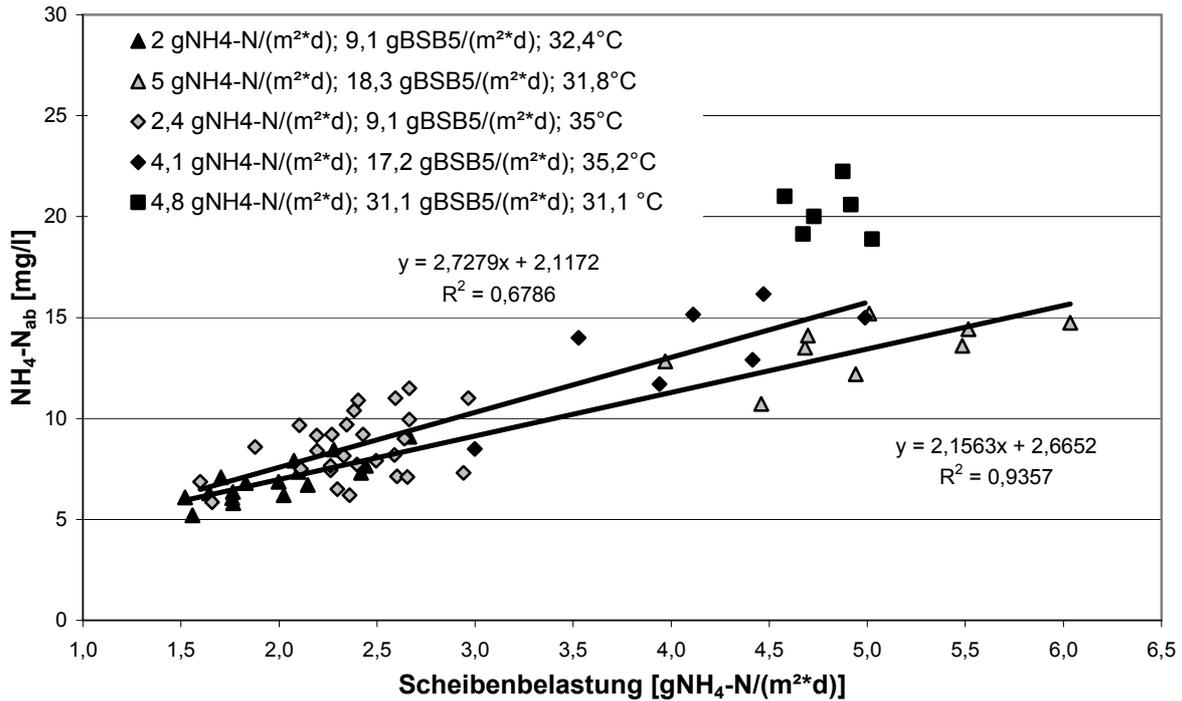


Abbildung 9.22: NH₄-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur; Versuchsphasen G4-G8 (Ø 50 cm)

9.3.5 Einfluss des Maßstabes auf die Untersuchungsergebnisse der Versuchsanlagen

In den Abbildung 9.23 und Abbildung 9.24 wurden, jeweils vergleichend, die BSB₅-Abbauraten und die Nitrifikationsleistungen der beiden Versuchsanlagen gegenüber gestellt.

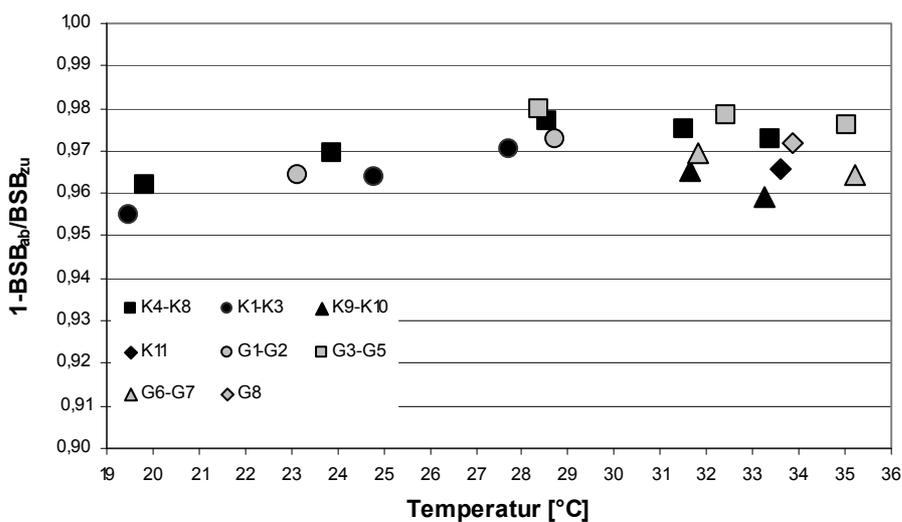


Abbildung 9.23: Vergleich der BSB₅-Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen (Ø 25 cm und Ø 50 cm; synthetisches Abwasser)

An Hand der Datensätze für beide Versuchsanlagen mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm bzw. 50 cm ist kein Einfluss des Scheibendurchmessers auf die BSB₅-Abbauleistung und die NH₄-N-Abnahme für die untersuchten Temperaturen und Scheibenbelastungen festzustellen.

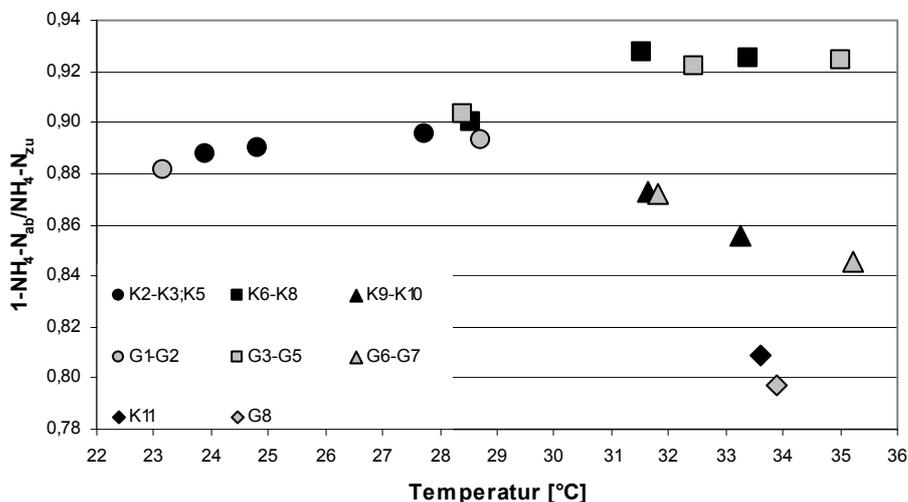


Abbildung 9.24: Vergleich der NH₄-N-Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen (Ø 25 cm und Ø 50 cm, synthetisches Abwasser)

Die in Abbildung 9.24 erkennbaren Unterschiede bei Temperaturen über 31 °C sind auf den Einfluss hoher BSB₅-Scheibenbelastungen auf die NH₄-N-Abnahme zurückzuführen. Dieser Effekt ist ebenfalls für beide Versuchsanlagen gleich.

9.3.6 Bestimmung der maximalen Umsatzraten mittels der Methode nach Lineweaver und Burk

Durch die Bestimmung der BSB₅- und NH₄-N-Konzentrationen in den Kaskaden der beiden halbertechnischen Scheibentauchkörper konnten die maximalen BSB₅- und NH₄-N-Umsatzraten in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur im kontinuierlichen Betrieb ermittelt werden.

Die Bestimmung der maximale Umsatzrate r_{\max} und der zugehörigen Halbwertskonstante K_m erfolgte hierbei durch die Linearisierung der Messergebnisse der BSB₅-Konzentrationen in Kaskade 1 und der gemessenen BSB₅-Umsatzraten in Kaskade 1 und der Messergebnisse der NH₄-N-Konzentrationen in Kaskade 2 und der gemessenen NH₄-N-Umsatzraten in Kaskade 2, da dort jeweils die maximalen Umsatzraten zu erwarten sind.

Die Linearisierung erfolgte mit Hilfe der Methode nach LINEWEAVER und BURK durch Bildung des Kehrwertes der MICHAELIS-MENTEN-Gleichung (siehe Kapitel 6.3.1, Gleichung 6.7):

$$\frac{1}{v_s} = \frac{K_m + c_s}{v_{s,max} * c_s} = \frac{K_m}{v_{s,max}} * \frac{1}{c_s} + \frac{1}{v_{s,max}}$$

mit $r_s = (c_0 - c_s) * Q / A_{Kaskade\ i}$ [g/(m²*d)]

c_s = Konzentration in der Kaskade i [mg/l]

K_m = Sättigungskonstante [mg/l]

Um einen ausreichend großen Datenpool für die Bestimmung von r_{max} und K_m zu erhalten wurden die Ergebnisse beider Versuchsanlagen zusammengefasst und für 4 Temperaturbereiche (23,2 - 24,8°C; 27,7 - 28,7°; 31,5 - 32,4°C und 33,3 - 35,2) bestimmt.

BSB₅-Umsatzraten

Nach der ersten Kaskade ist der BSB₅-Abbau bei mittleren Scheibenbelastung unter 10,1 g BSB₅/(m²*d) und Abwassertemperaturen zwischen 23,9 °C und 35°C zu ca.90 % (88,5 % - 91,9 %) beendet.

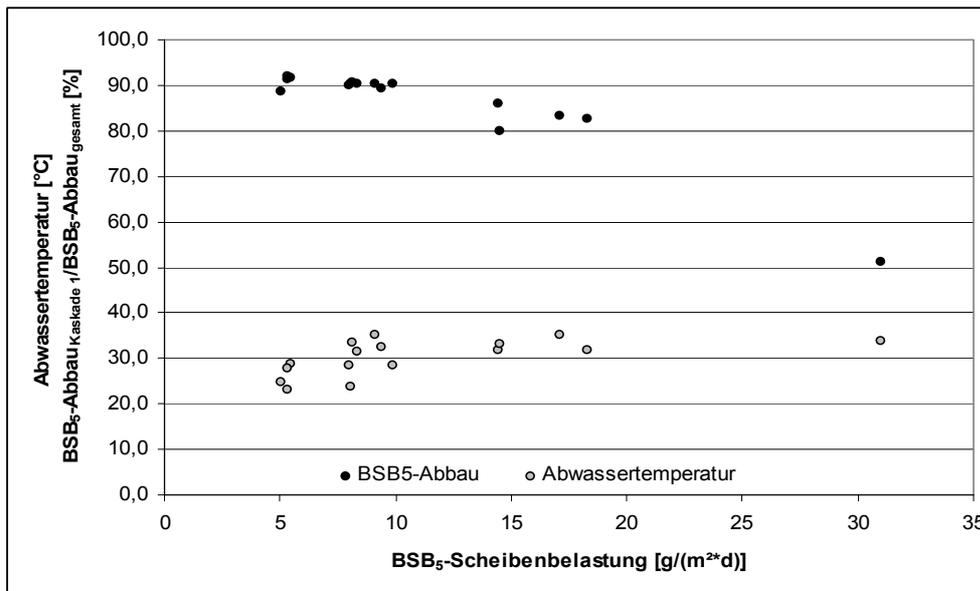


Abbildung 9.25: BSB₅-Reinigungsleistung in Kaskade 1

Bei einer Erhöhung der BSB₅-Scheibenbelastung bis auf 31,1 g BSB₅/(m²*d) reduziert sich die Abbauleistung der Kaskade 1 bezogen auf die Gesamtabbauleistung des Scheibentauchkörpersystems linear auf ca. 51 % bei einer Abwassertemperatur von 33,9 °C.

Tabelle 9.14: BSB₅-Konzentrationen in den Kaskaden¹³ in Abhängigkeit von der Temperatur und der BSB₅-Scheibenbelastung

	Abwasser- temperatur [°C]	BSB ₅ - Scheibenbelastung [g BSB ₅ /(m ² *d)]	HRT [-]	zu	K1 [mg BSB ₅ /l]	K2	K3	Δ BSB _{5;K1} / Δ BSB _{5;gesamt} [%]
K2	24,8	5,0	5,0	242,3	26,9	17,8	8,3	88,5
K3	27,7	5,3	5,0	230,0	19,1	12,7	7,5	91,4
K5	23,9	8,1	5,0	317,2	29,9	19,4	10,3	90,3
K6	28,5	8,0	5,0	324,1	32,0	19,1	8,9	89,8
K7	31,5	8,2	5,0	318,3	30,2	21,0	9,5	90,2
K8	33,4	8,1	5,0	331,2	30,0	21,9	11,1	90,6
K9	31,6	14,5	2,5	299,0	40,2	19,1	11,5	86,0
K10	33,3	14,5	2,5	306,0	59,0	36,8	14,7	79,7
G1	23,2	5,3	5,0	235,6	18,4	11,4	8,1	91,9
G2	28,7	5,4	5,0	220,6	17,9	12,0	7,5	91,6
G3	28,5	10,1	5,0	390,1	36,6	19,4	10,1	90,4
G4	32,4	9,1	5,0	362,8	37,4	20,4	10,3	89,4
G5	35,0	9,1	5,0	347,4	33,3	22,0	10,0	90,1
G6	31,7	18,3	2,5	379,0	64,4	25,3	13,1	82,4
G7	35,2	17,2	2,5	341,3	54,7	31,9	17,7	83,1
G8	33,9	31,1	2,5	622,0	294,2	97,9	20,2	51,1

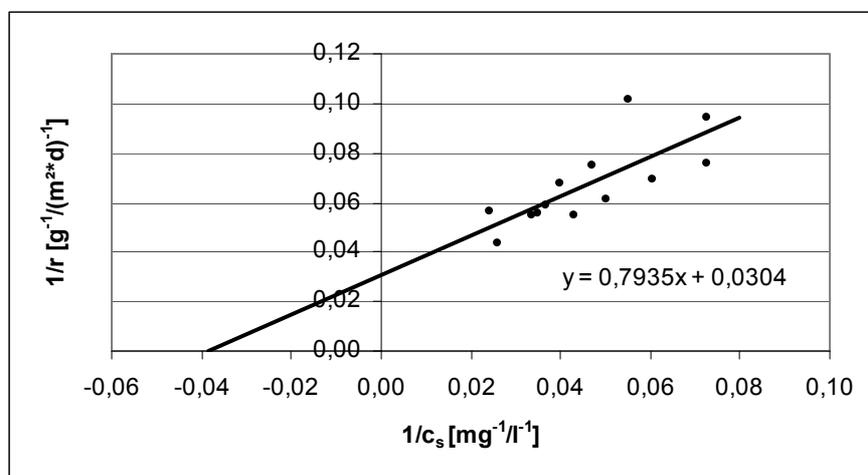


Abbildung 9.26: Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C-24,8 °C (MW = 24 °C)

¹³ K1 = Kaskade 1, K2 = Kaskade 2, K3 = Kaskade 3

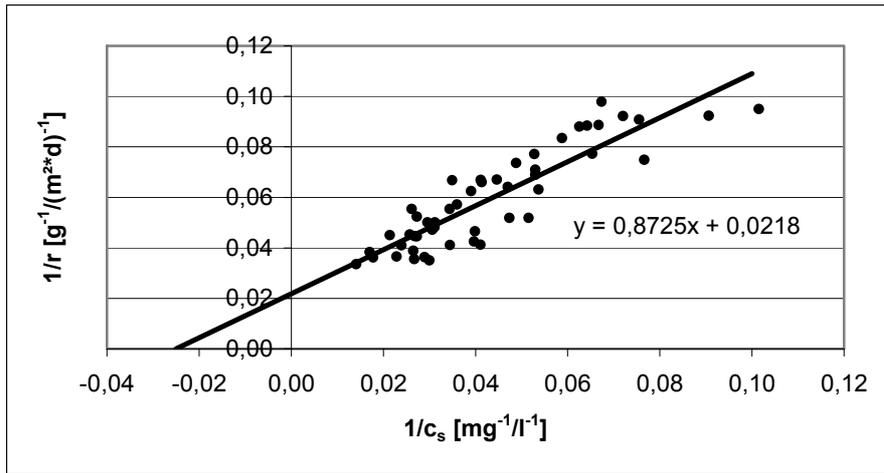


Abbildung 9.27: Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C-28,7 °C (MW = 28,4 °C)

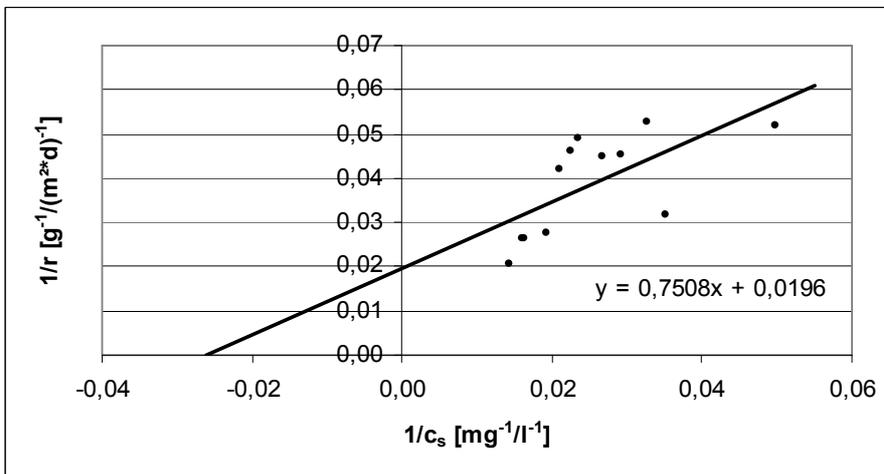


Abbildung 9.28: Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C-32,4 °C (MW = 31,8 °C)

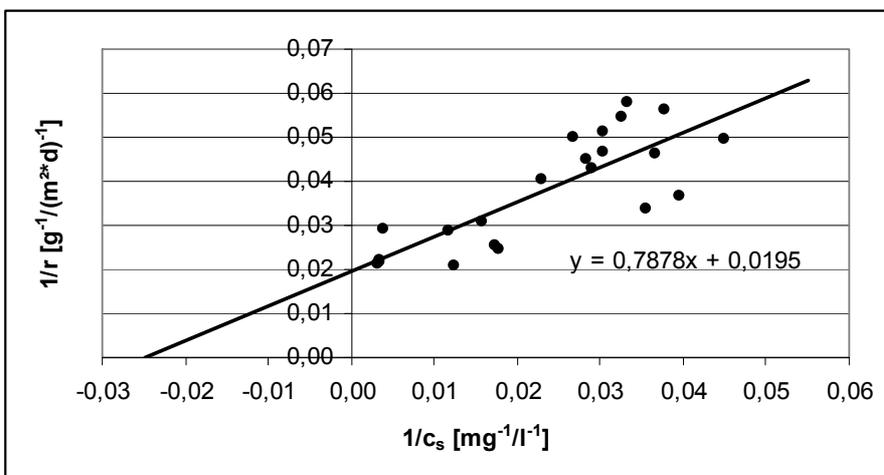


Abbildung 9.29 Bestimmung von $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C-35,2 °C (MW = 31,1 °C)

Die nach der Methode von LINEWEAVER und BURK bestimmten maximalen BSB₅-Umsatzraten $r_{\max,C}$ ergeben sich für den kontinuierlichen Betrieb in Kaskade 1 je nach Scheibenbelastung von 5 bis 31,1 g BSB₅/(m²*d) und Temperaturen zwischen 23,2 °C bis 35,2 °C zu 32,9 bis 51,3 g BSB₅/(m²*d).

Die temperaturabhängige Steigerung der BSB₅-Umsatzraten ergibt sich somit zu 39,5 % bei einer mittleren Temperaturerhöhung um 4,4 °C (24 °C auf 28,4 °C). Dies ist gleichbedeutend mit einer Steigerung der BSB₅-Umsatzleistung um 9 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. Der Temperatureinfluss auf die BSB₅-Umsatzrate ist geringer bei einer Erhöhung der mittleren Abwassertemperatur von 28,4 °C auf 31,8 °C. Die Steigerung der BSB₅-Umsatzrate beträgt 11,1 % bei einer mittleren Temperaturerhöhung um 3,4 °C. Somit ergibt sich für den Abwassertemperaturbereich zwischen 28,4 °C und 31,8 °C von 3,3 % pro 1 °C. Die maximale BSB₅-Umsatzleistung bleibt danach bis zu einer mittleren Abwassertemperatur von 34,1 °C konstant.

Tabelle 9.15: $r_{\max,C}$ und $K_{m,C}$

Abwassertemperaturbereich	$r_{\max,C}$ [g/(m ² *d)]	$K_{m,C}$ [mg/l]
23,2 °C-24,8 °C (MW 24 °C)	32,9	26,1
27,7 °C-28,7 °C (MW 28,4 °C)	45,9	40,0
31,5 °C-32,4 °C (MW 31,8 °C)	51,0	38,3
33,3 °C-35,2 °C (MW 34,1 °C)	51,3	40,4

NH₄-N-Umsatzraten

Die maximalen NH₄-N-Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb ergeben sich in Kaskade 2. In Kaskade 2 findet zwischen 50,2 % und 62,2% des gesamten NH₄-N-Umsatzes statt.

Eine Ausnahme ergibt sich bei Versuchsphase G8 bei einer NH₄-N-Scheibenbelastung von 4,1 g/(m²*d) und einer BSB₅-Scheibenbelastung von 31,1 g/(m²*d). In diesem Fall liegt die BSB₅-Scheibenbelastung der Kaskade 2 bei über 15 g/(m²*d), wodurch eine Nitrifikation nicht stattfinden kann. Die maximale NH₄-N-Reduktion erfolgt während Versuchsphase G8 durch Inkorporation in die Biomasse in Kaskade 1¹⁴.

Die nach der Methode von LINEWEAVER und BURK bestimmten maximalen NH₄-N-Umsatzraten im kontinuierlichen Versuchsbetrieb liegen bei Temperaturen von 23,9°C bis 35,2°C und NH₄-N-Scheibenbelastung zwischen 1,0 und 5,0 g NH₄-N/(m²*d) bei 2,42 bis 5,77 g NH₄-N/(m²*d).

¹⁴ Siehe Kapitel 9.3.12

Abbildung 9.30: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen in den Kaskaden¹⁵ in Abhängigkeit von der Temperatur und der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung

	T_{Abwasser}	Scheibenbelastung		HRT	zu	K1	K2	K3	$\Delta\text{NH}_4\text{-N}_{\text{K2}} / \Delta\text{NH}_4\text{-N}_{\text{Gesamt}}$
	[°C]	[g $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	[g $\text{BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	[-]		[mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$]			[g $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]
K2	24,8	1,0	5,0	5,0	43,4	34,1	11,2	5,2	59,9
K3	27,7	1,1	5,3	5,0	49,0	34,8	6,3	5,3	65,2
K5	23,9	1,2	8,1	5,0	48,3	36,4	14,2	5,9	52,4
K6	28,5	2,0	8,0	5,0	82,9	69,8	27,4	9,0	57,4
K7	31,5	2,1	8,2	5,0	91,5	77,0	28,2	7,5	58,1
K8	33,4	2,3	8,1	5,0	94,5	79,6	31,3	8,1	55,9
K9	31,6	4,4	14,5	2,5	98,4	81,3	32,1	14,1	58,4
K10	33,3	4,4	14,5	2,5	88,9	73,6	27,1	13,7	61,8
G1	23,2	1,2	5,3	5,0	46,4	36,5	14,6	5,2	53,2
G2	28,7	1,2	5,4	5,0	46,5	33,3	6,7	5,2	64,4
G3	28,5	1,9	10,1	5,0	76,1	51,9	15,2	8,6	54,4
G4	32,4	2,0	9,1	5,0	80,1	61,1	16,5	7,1	61,1
G5	35,0	2,4	9,1	5,0	99,6	68,2	16,9	9,1	56,7
G6	31,7	5,0	18,3	2,5	90,4	79,6	30,5	12,9	63,4
G7	35,2	4,1	17,2	2,5	90,9	67,5	29,1	14,4	50,2
G8	33,9	4,8	31,1	2,5	96,4	63,2	47,9	20,5	20,2

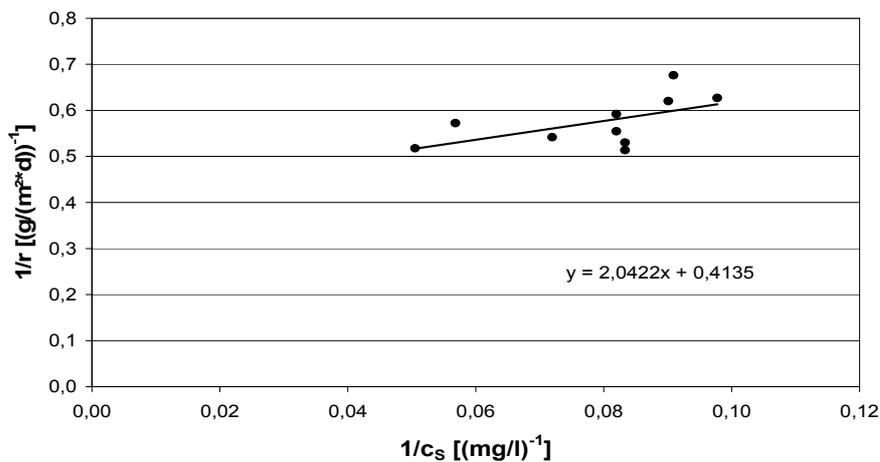


Abbildung 9.31: Bestimmung von $r_{\text{max,NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m,NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C-24,8 °C (MW = 24 °C)

¹⁵ K1 = Kaskade 1, K2 = Kaskade 2, K3 = Kaskade 3

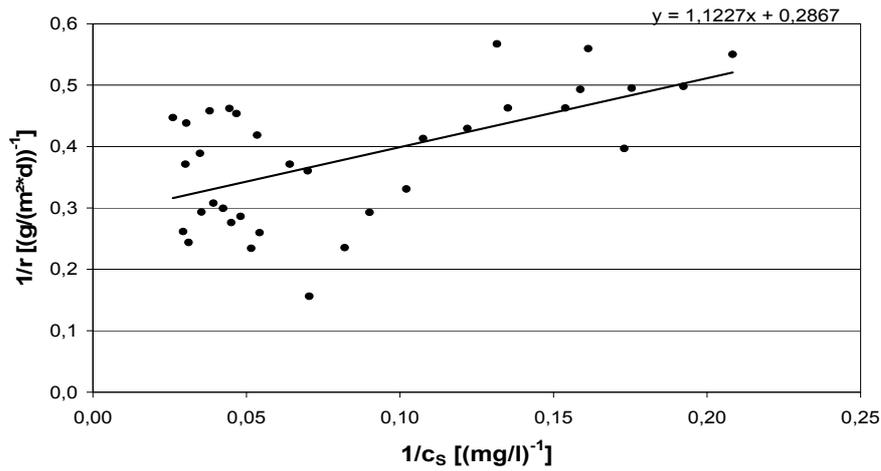


Abbildung 9.32: Bestimmung von $r_{\max, \text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m}, \text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C-28,7 °C (MW = 28,4 °C)

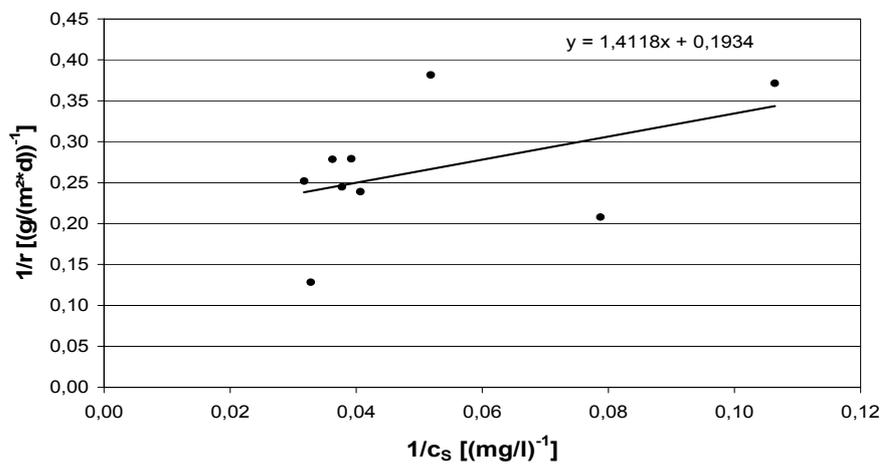


Abbildung 9.33: Bestimmung von $r_{\max, \text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m}, \text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C-32,4 °C (MW = 31,8 °C)

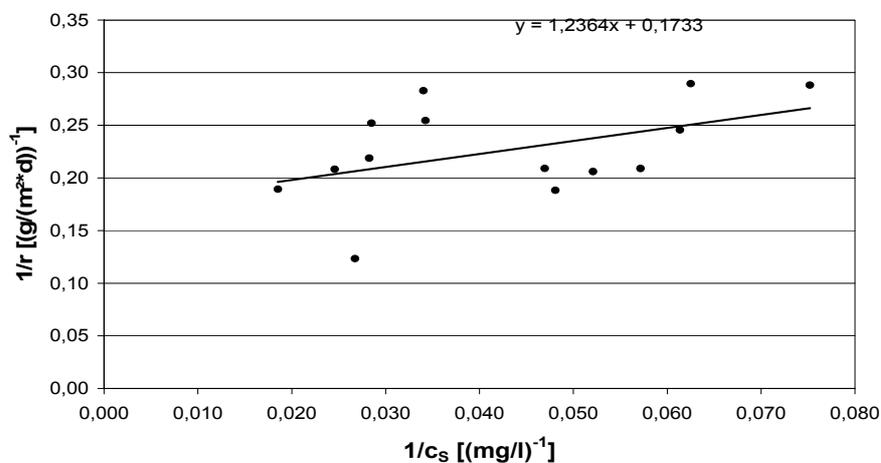


Abbildung 9.34: Bestimmung von $r_{\max, \text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m}, \text{NH}_4\text{-N}}$; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C-35,2 °C (MW = 34,1 °C)

Bei einer Erhöhung der mittleren Abwassertemperatur um 4,4 °C von 24 °C auf 28,4 °C ergibt sich eine Steigerung der Nitrifikationsleistung um 10 % je 1 °C Temperaturerhöhung. Die prozentuale Steigerung nimmt bei einer weiteren Temperaturerhöhung um 3,4 °C auf 31,8 °C weiter zu und beläuft sich auf 14,3 % je 1 °C Temperaturerhöhung. Ab ca. 31,8 °C reduziert sich die prozentuale Steigerung der Nitrifikationsleistung auf ca. 5 % je 1 °C Temperaturerhöhung bis zu einer mittleren Abwassertemperatur von 34,1 °C.

Die mittlere Steigerung bei einer Temperaturerhöhung von 24 °C auf 34,1 °C ergibt sich somit zu 13,7 % je 1 °C Temperaturerhöhung.

Tabelle 9.16: $r_{\max, \text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m}, \text{NH}_4\text{-N}}$

Abwassertemperaturbereich	$r_{\max, \text{NH}_4\text{-N}}$ [g/(m ² *d)]	$K_{\text{m}, \text{NH}_4\text{-N}}$ [mg/l]
23,2 °C-24,8 °C (MW 24 °C)	2,42	4,94
27,7 °C-28,7 °C (MW 28,4 °C)	3,48	3,91
31,5 °C-32,4 °C (MW 31,8 °C)	5,17	7,3
33,3 °C-35,2 °C (MW 34,1 °C)	5,77	7,13

9.3.7 Einfluss der BSB₅-Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung

In Abbildung 9.35 ist - für beide Scheibendurchmesser gemeinsam - die Abhängigkeit der NH₄-N-Abnahme von der BSB₅-Scheibenbelastung dargestellt. Sowohl bei einem Scheibendurchmesser von 25 cm und 50 cm reduzierte sich die Nitrifikationsleistung der Versuchsanlagen erwartungsgemäß mit steigender BSB₅-Scheibenbelastung.

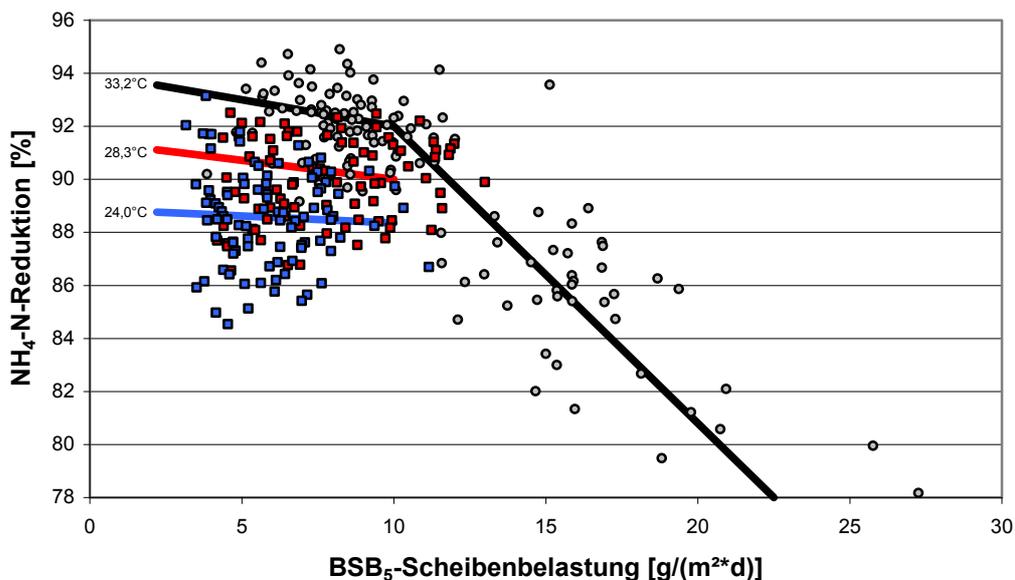


Abbildung 9.35: Einfluss der BSB₅-Scheibenbelastung auf die NH₄-N-Abnahme bei unterschiedlichen Temperaturen (Ø 25 cm und Ø 50 cm)

Der Einfluss der BSB_5 -Scheibenbelastung ist dabei bis zu einer Scheibenbelastung von ca. $10 \text{ g } BSB_5 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ gering, bei höheren BSB_5 -Scheibenbelastung jedoch signifikant.

Bis zu einer Scheibenbelastung von $10 \text{ g } BSB_5 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ verringert sich die Nitrifikationsrate lediglich um wenige Prozentpunkte, danach reduziert sich die Nitrifikationsleistung deutlich stärker mit steigender BSB_5 -Scheibenbelastung. Der Einfluss der BSB_5 -Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung ist dabei nicht direkt von der Temperatur abhängig, lediglich das Niveau der Nitrifikationsleistung ist unterschiedlich nicht die Abhängigkeit von der BSB_5 -Scheibenbelastung.

9.3.8 Hydraulische Aufenthaltszeit ($\varnothing = 25 \text{ cm}$ und $\varnothing = 50 \text{ cm}$)

Die Versuchsanlagen wurden auf eine hydraulische Aufenthaltszeit von 5 h dimensioniert.

Um Scheibenbelastungen größer $10 \text{ g } BSB_5 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ bzw. $2 \text{ g } \text{NH}_4\text{-N} / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ realisieren zu können, wurde die hydraulische Aufenthaltszeit während der Phasen K7 - K9 ($\varnothing 25 \text{ cm}$) bzw. der Phasen G6 - G7 ($\varnothing 50 \text{ cm}$) halbiert.

Zur Erhöhung der Scheibenbelastung wäre auch die Erhöhung der Zulaufkonzentrationen möglich gewesen. Jedoch wären die Zulaufkonzentrationen dann in einem Bereich ($800 - 1200 \text{ mg } BSB_5 / \text{l}$) anzusiedeln gewesen, der nicht länger vergleichbaren realen Betriebsbedingungen (kommunales Abwasser) entsprochen hätte.

Ein Einfluss der hydraulischen Aufenthaltszeit im Bereich von 2,5 - 5 h auf die prozentuale Reinigungsleistung respektive die Ablaufkonzentrationen ist dabei nicht festzustellen.

Zu erklären ist dies mit dem Vergleich der in Kapitel 9.1 bestimmten maximalen Umsatzraten. Die maximalen Umsatzraten wurden bei einer Aufenthaltszeit von 1 h bestimmt. In Tabelle 9.17 sind die Ergebnisse der maximalen Umsatzraten für die angegebenen Temperaturbereiche gemittelt und auf den Tagesumsatz hochgerechnet. Bezieht man diese auf die maximalen Scheibenbelastungen der Untersuchungsphasen so ist zu erkennen, dass die maximalen Scheibenbelastungen der im Dauerstrom betriebenen Anlagen unter den maximalen Umsatzraten liegen und dies bei einer mindestens 2,5fach höheren Aufenthaltszeit.

Tabelle 9.17: Vergleich der maximalen Umsatzraten mit den mittlere Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur

Temperaturbereich	Mittlere Scheibenbelastung (HRT=2,5h-5h)		Maximale Umsatzraten (HRT=1h)	
	NH4-N g/(m ² ·d)	BSB5 g/(m ² ·d)	NH4-N g/(m ² ·d)	BSB5 g/(m ² ·d)
>15 °C bis <20 °C	-	8,0	2,7	24,1
>20 °C bis <25 °C	1,2	8,1	4,0	32,6
>25 °C bis <30 °C	2,0	8,0	6,4	43,8
>30 °C bis <35 °C	5,0	31,0	7,2	45,3
>35 °C bis <40 °C	4,0	17,1	7,0	33,7

9.3.9 pH-Wert ($\varnothing = 25$ cm und $\varnothing = 50$ cm)

Der minimale pH-Wert in Kaskade 1 lag bei 6,9 der maximale pH-Wert bei 7,7 und reduzierte sich leicht von Kaskade zu Kaskade. In Kaskade 3 wurde ein maximaler pH-Wert von 7,5 und ein minimaler von 6,1 bestimmt. Dadurch lag während aller Untersuchungen der pH-Wert in einem Bereich, der eine Hemmung der Nitrifikation ausschließt (siehe Kapitel 6.5.1)

Tabelle 9.18: pH-Werte in den Kaskade ($\varnothing = 25$ cm)

Phase		K2	K3	K5	K6	K7	K8	K9	K10	K11
Temperatur	[°C]	24,8	27,7	23,9	28,5	31,5	33,4	31,6	33,3	33,6
BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	5,0	5,3	8,1	8,0	8,2	8,1	14,5	14,5	20,1
NH ₄ -N-Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	1,0	1,1	1,2	2,0	2,1	2,3	4,4	4,4	4,5
Zulauf	[-]	6,9	6,9	6,9	7,1	7,0	7,4	7,0	7,4	7,3
Kaskade1	[-]	7,3	7,2	7,1	7,3	7,1	7,5	7,2	7,5	7,5
Kaskade2	[-]	7,2	7,2	7,0	7,1	7,0	7,4	7,1	7,5	7,6
Kaskade3	[-]	7,2	7,0	6,8	6,9	6,8	7,2	6,8	7,4	7,5

Tabelle 9.19: pH-Werte in den Kaskade ($\varnothing = 50$ cm)

Phase		G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
Temperatur	[°C]	23,2	28,7	28,5	32,4	35,0	31,7	35,2	33,9
BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	5,3	5,4	10,1	9,1	9,1	18,3	17,2	31,1
NH ₄ -N-Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	1,21	1,16	1,92	1,98	2,35	4,98	4,06	4,80
Zulauf	[-]	6,9	6,9	7,2	7,0	7,3	7,5	7,6	7,7
Kaskade1	[-]	6,9	6,8	7,3	6,8	6,9	7,1	7,3	7,4
Kaskade2	[-]	7,0	6,8	7,2	6,6	6,7	7,0	7,2	7,3
Kaskade3	[-]	6,8	6,8	7,1	6,4	6,1	6,5	6,7	7,3

9.3.10 Sauerstoffkonzentrationen ($\varnothing = 25$ cm und $\varnothing = 50$ cm)

Die Sauerstoffkonzentration in Kaskade 1 lag bei beiden Versuchsanlagen im Mittel über 1,4 mg/l. In Kaskade 2 über 2 mg/l und in Kaskade 3 über 2,4 mg/l. Die bestimmten Sauerstoffkonzentrationen beziehen sich auf den Sauerstoffgehalt in den Reaktoren, nicht auf den Sauerstoffgehalt im Fluidfilm auf den Biofilmen.

Tabelle 9.20: Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ($\varnothing = 25$ cm)

Phase		K2	K3	K5	K6	K7	K8	K9	K10	K11
Temperatur	[°C]	24,8	27,7	23,9	28,5	31,5	33,4	31,6	33,3	33,6
BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	5,02	5,3	8,1	8	8,4	8,12	14,5	14,5	20,1
NH ₄ -N-Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	1,0	1,1	1,2	2,0	2,1	2,3	4,4	4,4	4,5
Zulauf	[mgO ₂ /l]	0,9	0,9	0,7	0,6	0,9	0,5	0,6	0,6	0,8
Kaskade1	[mgO ₂ /l]	2,8	1,4	1,7	1,4	1,8	1,7	1,9	1,9	1,8
Kaskade2	[mgO ₂ /l]	4,3	2	1,9	2	2,4	1,8	2,5	2,3	2,2
Kaskade3	[mgO ₂ /l]	6,1	2,7	3,6	3,7	3,7	2,4	3,2	2,8	3,2

Auf Grund der Ergebnisse in Kapitel 8 kann angenommen werden, dass die Sauerstoffkonzentration des Fluidfilms auf den Scheiben höher ist. Jedoch weisen die Ergebnisse der Un-

tersuchungen daraufhin, dass sich die geringen Sauerstoffkonzentrationen gerade in den Kaskaden 2 und 3 limitierend auf die Nitrifikationsleistung der Versuchsanlagen auswirkte.

Tabelle 9.21: Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ($\varnothing = 50$ cm)

Phase		G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
Temperatur	[°C]	23,2	28,7	28,5	32,4	35,0	31,7	35,2	33,9
BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	5,3	5,5	9,9	9,4	9,1	18,3	17,1	31,0
NH ₄ -N-Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	1,2	1,1	1,9	2,0	2,4	5,0	4,0	4,8
Zulauf	[mgO ₂ /l]	0,6	0,6	0,8	1,0	1,0	0,6	0,7	0,7
Kaskade1	[mgO ₂ /l]	1,9	1,4	2,1	2,3	1,8	1,8	1,8	1,8
Kaskade2	[mgO ₂ /l]	3,3	2,2	2,4	2,4	2,1	2,2	2,1	2,2
Kaskade3	[mgO ₂ /l]	4,0	3,0	3,5	3,2	2,9	3,2	2,4	2,7

Die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden steigt von Kaskade 1 bis Kaskade 3, abhängig vom Belastungsgradienten. Die Sauerstoffkonzentration im Ablauf reduziert sich mit steigender BSB₅- bzw. NH₄-N-Scheibenbelastung. In Abbildung 9.36 ist die Sauerstoffkonzentration und die NH₄-N und BSB₅-Scheibenbelastungen temperaturabhängig dargestellt. Die maximale Sauerstoffkonzentration wurde bei einer NH₄-N-Scheibenbelastung von 1 g NH₄-N/(m²*d) einer BSB₅-Scheibenbelastung von ca. 5 g/(m²*d) zu 6,1 mg O₂/l im Ablauf der Versuchsanlagen bestimmt.

Abbildung 9.36 zeigt, dass mit steigender Abwassertemperatur die Sauerstoffverbrauchsrate steigt.

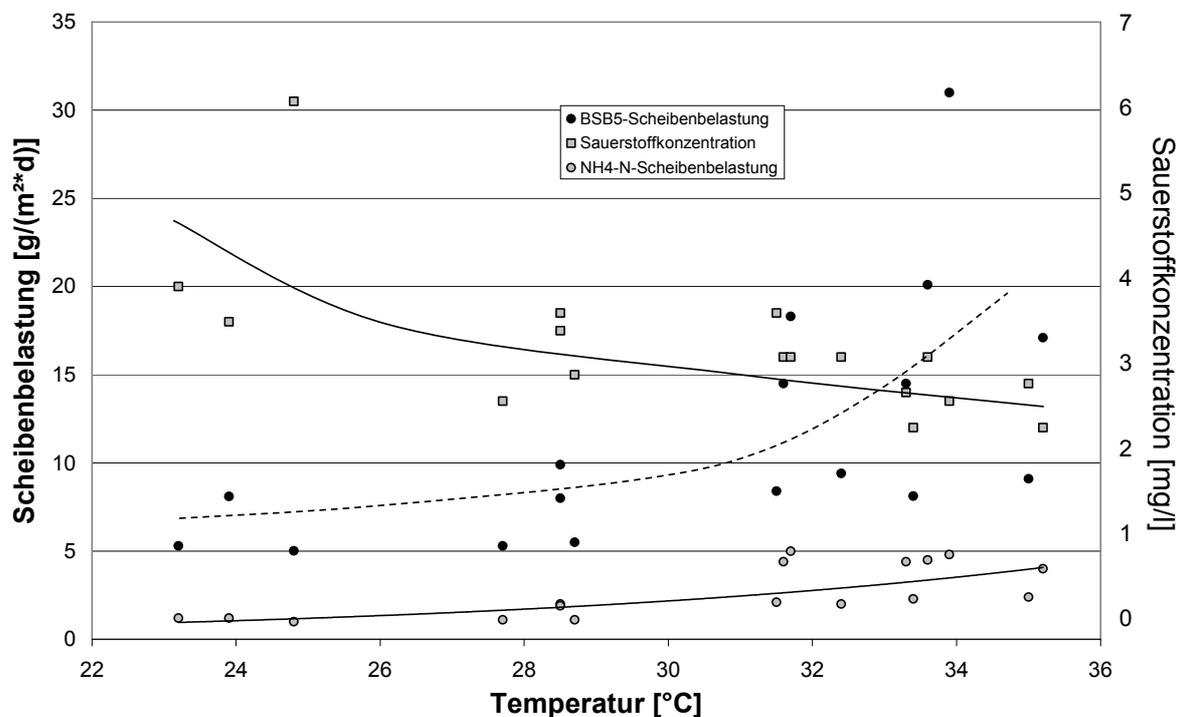


Abbildung 9.36: Sauerstoffkonzentration im Ablauf der Versuchsanlagen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und den Scheibenbelastungen

9.3.11 Spezifische Überschussschlammproduktion, abfiltrierbare Stoffe und Schlammalter ($\varnothing = 25$ cm und $\varnothing = 50$ cm)

Anhand der täglich produzierten Überschussschlammmenge (\ddot{U}_{STK}) und der abgebauten BSB₅-Fracht wurde die spezifische Überschussschlammproduktion (spez. \ddot{U}_{STK}) bestimmt. Aus Abbildung 9.37 ist ersichtlich, dass eine direkte Abhängigkeit der spezifischen Überschussschlammproduktion von der BSB₅-Scheibenbelastung besteht. Diese Abhängigkeit kann durch folgende Gleichung beschrieben werden:

$$\text{spez. } \ddot{U}_{STK} = 0,0568 * x^{0,7974} \quad \text{Gleichung 9.1}$$

mit $x = \text{BSB}_5\text{-Scheibenbelastung [g/m}^2\text{*d]}$

Die für die beiden Versuchsanlagen ermittelte Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung zeigt dabei keinen signifikanten Unterschied.

Die bestimmte Überschussschlammproduktion ist im vorliegenden Fall nur von der produzierten Biomasse abzüglich des Biomassezerfalls abhängig, da die Feststoffkonzentration im Zulauf der Versuchsanlagen annähernd Null ist.

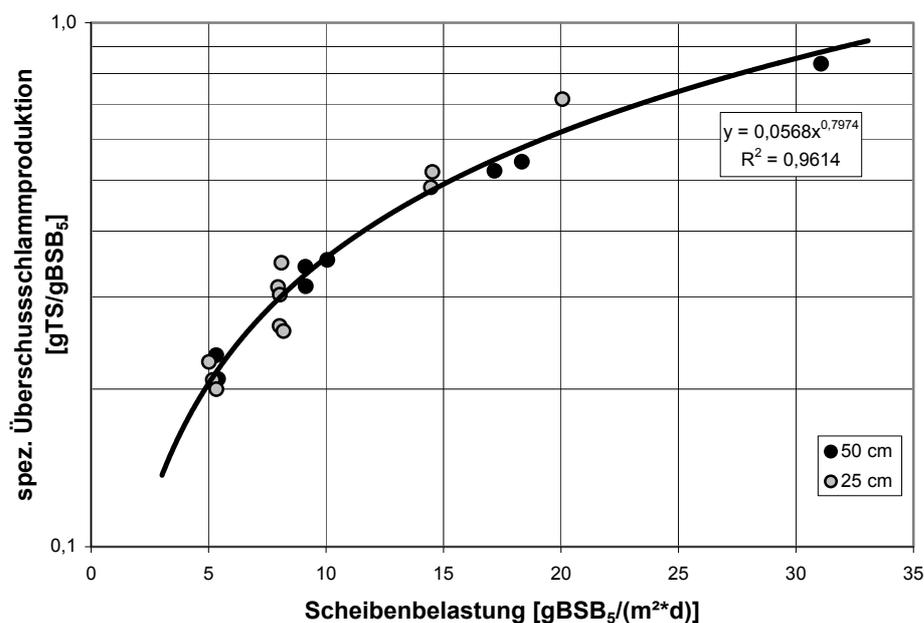


Abbildung 9.37: Spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung

Tabelle 9.22: Spezifische Überschussschlammproduktion der Versuchsanlagen

BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	5	10	15	20	25	30
spez. Überschussschlammproduktion	gTS/gΔBSB ₅	0,20	0,36	0,49	0,62	0,74	0,86

Aus den Ergebnissen der Bestimmung der spezifischen Überschussschlammproduktion wurde die zu erwartende Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) im Ablauf der Kaskade 3 berechnet (Division der Überschussschlammproduktion durch die Ablaufmenge).

Die zu erwartende Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung kann anhand der Regressionsgerade in Abbildung 9.38 wie folgt berechnet werden:

$$\text{AFS} = 6,4844 * x^{1,23}$$

Gleichung 9.2

mit $x = \text{BSB}_5\text{-Scheibenbelastung}$

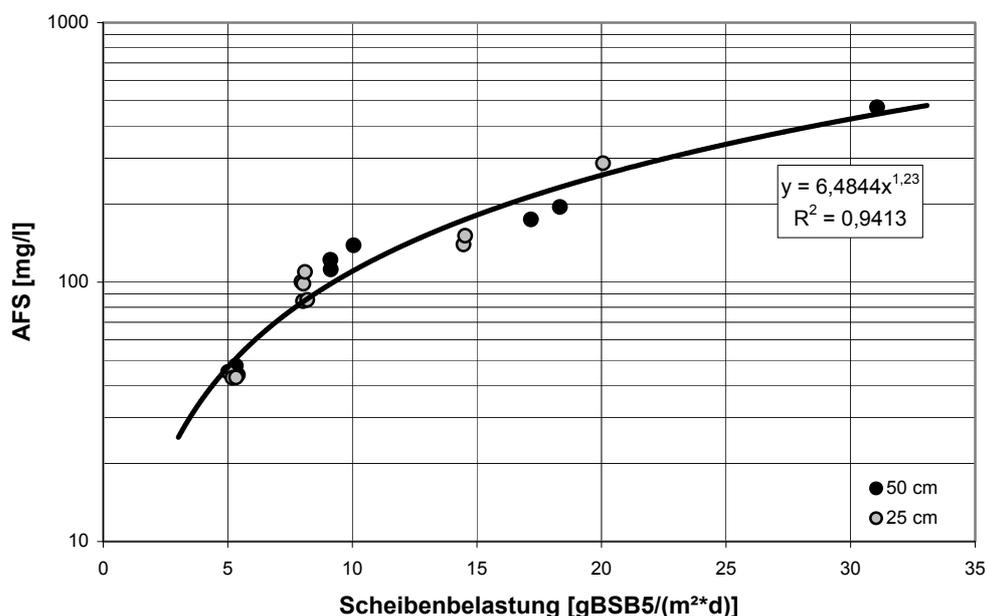


Abbildung 9.38: Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung

Unter Berücksichtigung der in Kapitel 9.2 bestimmten Menge an Trockensubstanz auf den Aufwuchsflächen für BSB₅-Scheibenbelastungen bis 10 g/(m²*d) und der spezifischen Überschussschlammproduktion wurde das Schlammalter abgeschätzt (Abbildung 9.39).

Für BSB₅-Scheibenbelastungen von 5 bzw. 10 g BSB₅/(m²*d) ergibt sich bei einer Abwassertemperatur von ca. 28 °C ein Schlammalter von 30 bzw. 9 Tagen. Mit steigender BSB₅-Scheibenbelastung reduziert sich das Schlammalter.

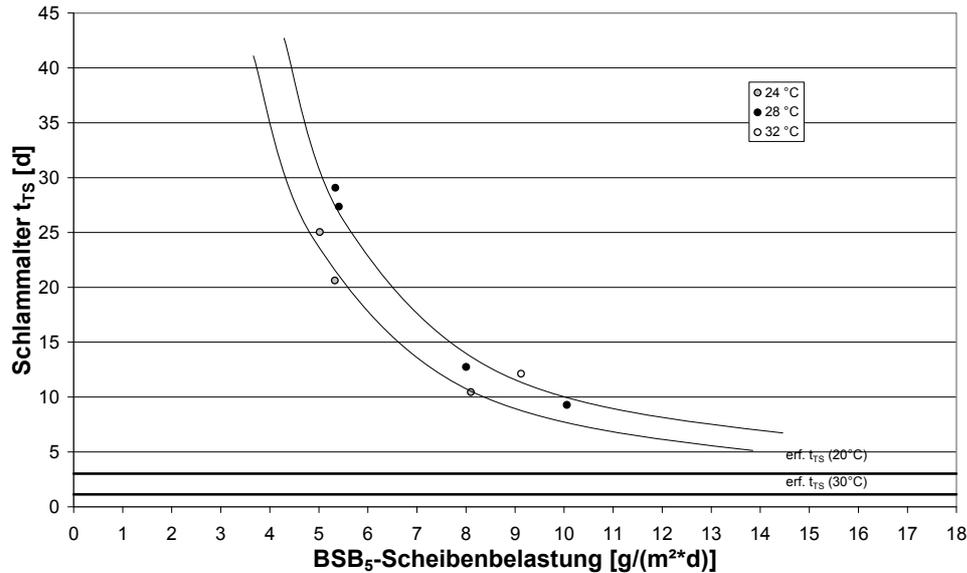


Abbildung 9.39: Schlammalter in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung

Das Schlammalter ist somit deutlich höher als das erforderlichen Schlammalter für Belebtschlammanlagen nach dem Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131 (ATV-DVWK ,2000):

$$t_{TS,aerob,Bem} = SF * 3,4 * 1,103^{(15-T)} [d]$$

mit: SF = Sicherheitsfaktor (1,45 – 1,8)

9.3.12 Stickstoffbilanz: Versuchsanlagen Karlsruhe

Bei der Bilanzierung des Stickstoffabbaus wurden neben dem Gesamtumsatz des Scheibentauchkörpers auch die Stickstoffumsätze (NH₄-N, NO₃-N und NO₂-N) der einzelnen Kaskaden untersucht. Auf Grund der Verwendung von synthetischem Abwasser besteht die N_{ges}-Zulaufkraft nur aus den Komponenten NH₄-N und NO₃-N.

Stickstoffbilanz: Versuchsanlage Ø = 25 cm

Berücksichtigt man bei der Stickstoffbilanzierung nur die NH₄-N- und NO₃-N-Frachten er gibt sich ein mittleres Verhältnis zwischen Zulaufkraft und Ablaufracht von 0,68 (Abbildung 9.40).

Folglich werden ca. 32% der zulaufenden N_{ges}-Fracht nicht vollständig nitrifiziert bzw. durch Inkorporation in die Biomasse fixiert oder denitrifiziert.

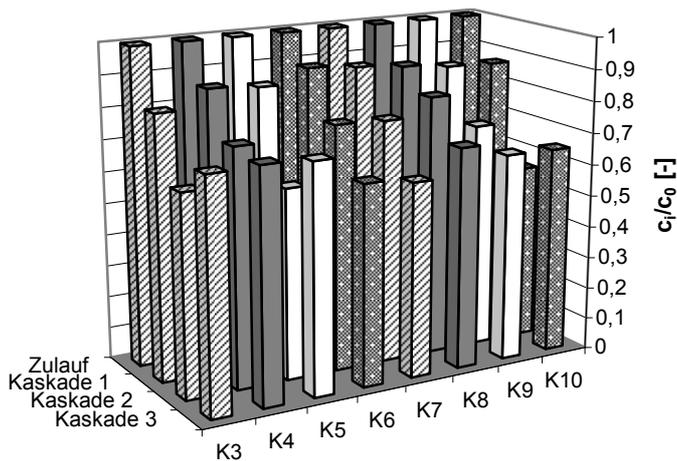


Abbildung 9.40: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Zulauffracht ($\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$; ohne Berücksichtigung der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Bildung und ohne Inkorporation in die Biomasse; $\varnothing = 25 \text{ cm}$

Unter Berücksichtigung der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Bildung und der N-Inkorporation in die Biomasse erhöht sich das mittlere Verhältnis zwischen Zulauffracht und Abauffracht auf 0,86 (Abbildung 9.41).

Die Inkorporation in die Biomasse wurde dabei unter der Annahme berechnet, dass 7 % des produzierten Überschussschlammes aus Stickstoff besteht.

Tabelle 9.23: Stickstoffbilanz Versuchsanlage $\varnothing = 25 \text{ cm}$ (Angaben in [g/d])

	Versuchsphase	K3	K4	K5	K6	K7	K8	K9	K10
Zeile	$T_{\text{Abwasser}} [^{\circ}\text{C}]$	24,8	27,7	23,9	28,5	31,5	33,4	31,6	33,3
1	$\text{NH}_4\text{-N}_{\text{zu}}$	2,95	3,28	3,33	5,64	6,22	6,42	13,38	12,09
2	$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{zu}}$	0,08	0,02	0,05	0,02	0,03	0,02	0,02	0,04
Σ (Zeile 1-2)	N_{totzu}	3,03	3,30	3,38	5,66	6,25	6,44	13,40	12,14
3	$\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}}$	0,35	0,40	0,36	0,61	0,51	0,55	1,91	1,86
4	$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ab}}$	1,83	1,99	2,06	2,95	3,31	3,93	6,85	6,05
5	$\text{NO}_2\text{-N}_{\text{ab}}$	0,31	0,32	0,38	0,44	0,39	0,37	0,88	1,26
6	In Biomasse ¹⁶	0,23	0,32	0,32	0,45	0,45	0,83	1,46	1,33
Σ (Zeile 3-6)	N_{totab}	2,73	3,03	3,12	4,45	4,67	5,68	11,11	10,49

Während der Phasen K3 - K8 (BSB₅-Scheibenbelastung zwischen 5,0 und 8,4 g / (m²*d) und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen zwischen 1,0 und 2,3 g / (m²*d) werden 57,7 % der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Zulauffracht rechnerisch nitrifiziert. Der Anteil der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Fracht und des inkorporierten Stickstoffs beträgt für die Phase K3 - K8 im Mittel 8,1 % bzw. 9,2 % der N_{tot} -Ablauffracht.

¹⁶ Annahme: 7% der produzierten Biomasse besteht aus Stickstoff

Während der Phasen K9 und K10 (BSB₅-Scheibenbelastung 14,5 g/(m²*d); NH₄-N-Scheibenbelastung zwischen 4,3 und 4,4 g/(m²*d)) erhöht sich der Anteil der NO₂-N-Fracht an der N_{tot}-Ablauffracht auf 10,4 % und der Anteil des inkorporierten Stickstoffs auf 11,3 % (Tabelle 9.23); nur etwa 50 % der zulaufenden NH₄-N-Fracht werden rechnerisch g nitrifiziert.

Die N_{ges}-Elimination beschränkt sich nahe zu komplett auf Kaskade 1 (Abbildung 9.41), da dort die Inkorporation in die Biomasse bedingt durch den BSB₅-Abbau stattfindet. In den nachfolgenden Kaskaden 2 und 3 ist die N_{ges}-Elimination sehr gering.

Trotz der Berücksichtigung der Inkorporation in die Biomasse bleibt ein N_{ges}-Verlust zwischen Zulauf und Ablauf der Versuchsanlage von 14 %.

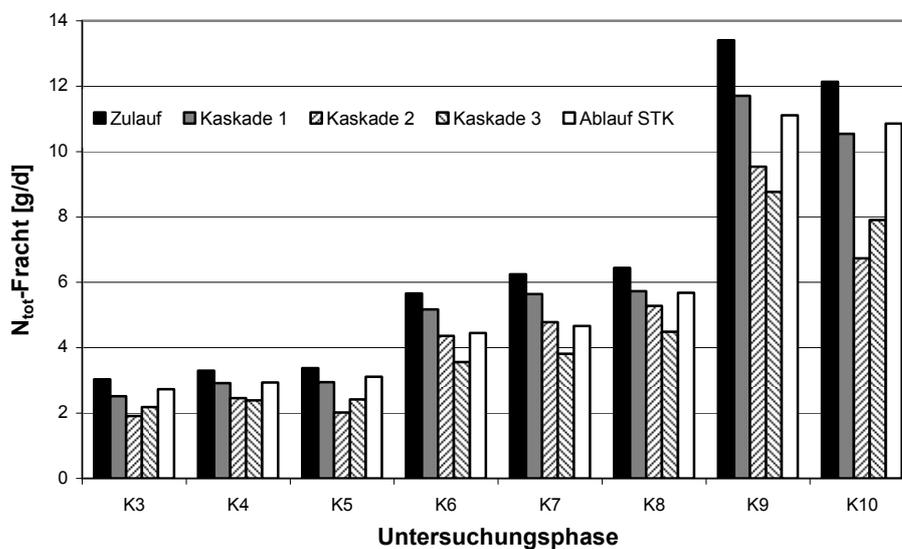


Abbildung 9.41: N_{ges}-Frachten (Zulauf und Kaskaden: NH₄-N + NO₃-N; Ablauf: NH₄-N + NO₃-N + NO₂-N + Inkorporation) Ø = 25 cm

Stickstoffbilanz: Versuchsanlage Ø = 50 cm

Das für die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 50 cm ermittelte durchschnittliche Verhältnis zwischen der N_{tot}-Zulauffracht und der Ablauffracht (als Summe aus NH₄-N und NO₃-N) liegt mit 0,63 nur unwesentlich unter dem für die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm (Abbildung 9.42).

Berücksichtigt man wiederum die NO₂-N-Bildung und die Inkorporation von Stickstoff in die Biomasse erhöht sich das mittlere Verhältnis zwischen der N_{tot}-Zulauffracht und der N_{tot}-Ablauffracht auf 0,85 (Abbildung 9.43).

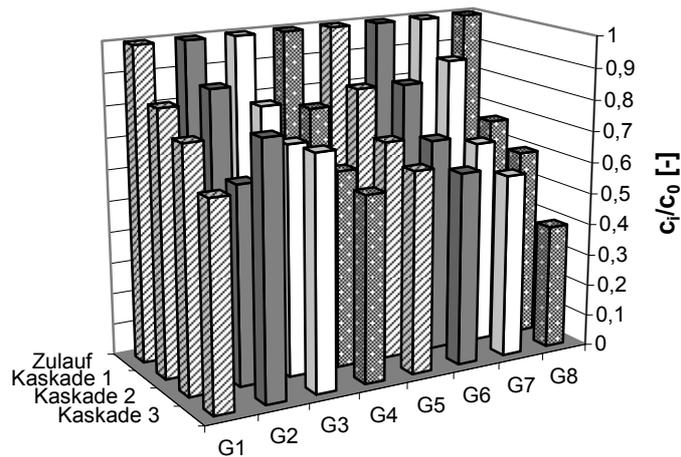


Abbildung 9.42: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Zulauffracht ($\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$); ohne Berücksichtigung der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Bildung und ohne Inkorporation in die Biomasse; $\varnothing = 50 \text{ cm}$

Hierbei wurde wiederum die N-Inkorporation anhand der Überschussschlammproduktion mit einem Anteil von 7% berechnet.

Der Anteil der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Fracht und der Inkorporation in die Biomasse beträgt für die Phasen G1 - G5 (BSB₅-Scheibenbelastung zwischen 5,3 und 10,1 g /($\text{m}^2\cdot\text{d}$) und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen zwischen 1,2 und 2,4 g /($\text{m}^2\cdot\text{d}$) im Mittel 7,4 % bzw. 9,1 % der N_{tot} -Ablauffracht, ca. 57,6 % der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Zulauffracht werden rechnerisch nitrifiziert.

Tabelle 9.24: Stickstoffbilanz Versuchsanlage $\varnothing = 50 \text{ cm}$ (Angaben in [g/d])

	Versuchsphase	G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
Zeile	$T_{\text{Abwasser}} [^\circ\text{C}]$	23,2	28,7	28,5	32,4	35,0	31,7	35,2	33,9
1	$\text{NH}_4\text{-N}_{\text{zu}}$	12,90	12,92	21,16	22,25	27,69	49,72	50,01	53,02
2	$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{zu}}$	0,22	0,15	0,10	0,12	0,06	0,08	0,27	0,18
Σ (Zeile 1-2)	N_{totzu}	13,12	13,07	21,26	22,37	27,75	49,80	50,28	53,20
3	$\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}}$	1,45	1,46	2,38	1,99	2,52	7,10	7,89	11,28
4	$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{ab}}$	7,04	8,98	10,14	12,32	17,91	21,89	22,85	9,74
5	$\text{NO}_2\text{-N}_{\text{ab}}$	1,04	1,26	1,61	1,48	1,39	3,66	3,99	7,32
6	In Biomasse ¹⁷	0,96	0,92	2,63	2,34	2,18	8,13	6,82	20,36
Σ (Zeile 3-6)	N_{totab}	10,48	12,61	16,76	18,13	24,00	40,79	41,56	48,69

Während der Versuchsphasen G6 - G7 (BSB₅-Scheibenbelastung 17,2 - 18,3 g /($\text{m}^2\cdot\text{d}$); $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenblastung zwischen 4,1 und 5,0 g /($\text{m}^2\cdot\text{d}$)) wurden 44,5 % der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Zulauffracht rechnerisch nitrifiziert, der Anteil der $\text{NO}_2\text{-N}$ -Fracht an der N_{tot} -Ablauffracht ergab sich zu 7,7 % und der Anteil des inkorporierten Stickstoffs zu 15 % (Tabelle 9.24).

¹⁷ Annahme: 7% der produzierten Biomasse besteht aus Stickstoff

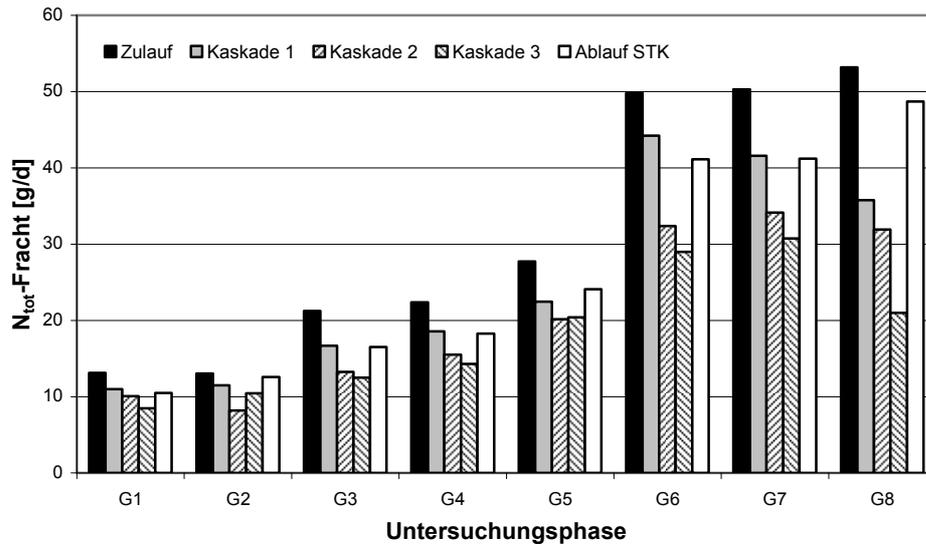


Abbildung 9.43: N_{ges}-Frachten (Zulauf und Kaskaden: NH₄-N + NO₃-N; Ablauf: NH₄-N + NO₃-N + NO₂-N + Inkorporation) Ø = 50 cm

Bei einer BSB₅-Scheibenbelastung von 31,1 g/(m²*d) werden nur noch ca. 18,4 % der NH₄-N-Zulauffracht nitrifiziert, etwa 13,8 % werden zu NO₂-N oxidiert, der größte Anteil von etwa 38,4 % wird für den Biomasseaufbau verwendet.

Ein deutlich höherer Anteil der NO₂-N-Fracht bzw. des inkorporierten Stickstoffs an der N_{tot}-Ablauffracht konnte während Phase G8 (BSB₅-Scheibenbelastung 31,1 g/(m²*d); NH₄-N-Scheibenbelastung 4,8 g/(m²*d)) beobachtet werden. Der Anteil der NO₂-N-Fracht erhöhte sich auf 13,8 % und der Anteil des inkorporierten Stickstoffs auf 33,4 %.

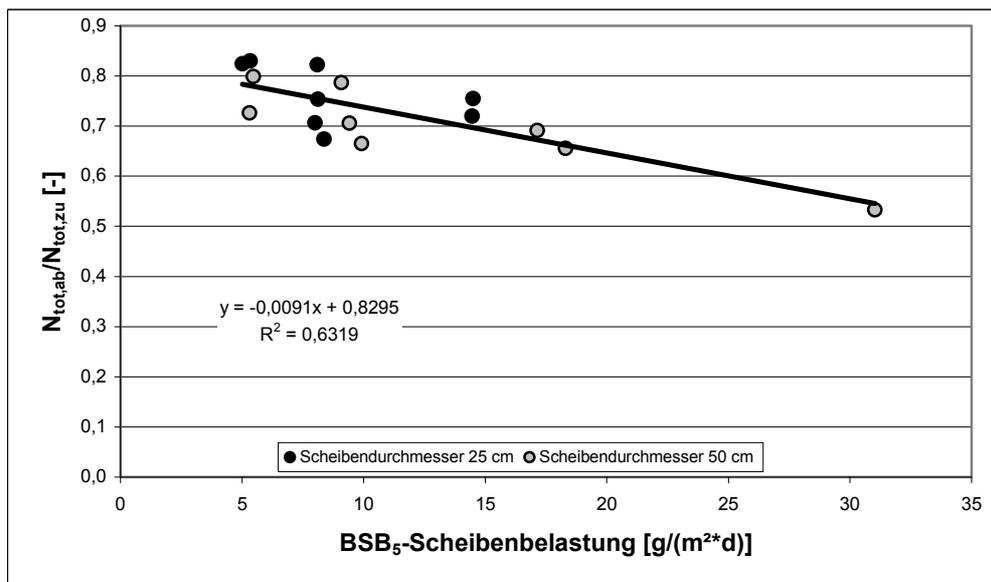


Abbildung 9.44: Abhängigkeit der N_{tot}-Ablauffracht von der BSB₅-Scheibenbelastung

Der Anteil des inkorporierten Stickstoffs steigt mit steigender BSB₅-Scheibenbelastung (Abbildung 9.44). Der Stickstoffverlust von 14,5 % (Ø = 25 cm) bzw. 14 % (Ø = 50 cm) kann auf Denitrifikationsprozesse in den anaeroben Zonen des Biofilms zurückgeführt werden.

9.3.13 Verdunstung

Die Verdunstung beeinflusst die Reinigungsleistung in der Weise, dass die konzentrationsbezogene Reinigungsleistung geringer ist als die frachtbezogene Reinigungsleistung.

Für die Berechnung der Verdunstungsmengen der Versuchsscheibentauchkörper wurde von einem geschlossenen System ausgegangen, bei dem kein Einfluss des Windes auf die Verdunstung herrscht. Dadurch konnte die Verdunstung vereinfachend nach der VDI-Richtlinie VDI 2089 (2005) berechnet werden. Da Scheibentauchkörper in der Regel abgedeckt sind, sollte diese Berechnung der Verdunstung auch auf reale Scheibentauchkörper übertragbar sein.

Die Formel zur Berechnung der Verdunstungsmengen W in Anlehnung an VDI 2089 (VDI,2005) lautet:

$$W = \sigma * A * (p_s * p_d) \left[\frac{g}{h} \right] \quad \text{Gleichung 9.3}$$

mit

A = freie Wasseroberfläche (Wasserfilm auf den Scheiben und Wasseroberfläche im Becken) [m²]

p_s = Sättigungsdampfdruck bei Wassertemperatur [mbar]

p_d = Partialdampfdruck von Wasser bei Lufttemperatur * rF [%]/100 [mbar]

σ = Verdunstungsbeiwert [g/(mbar*m²*h)]

Der Verdunstungsbeiwert hängt dabei von der Bewegung der Wasseroberfläche ab. Die VDI-Richtlinie 2089 gibt für unterschiedlich genutzte Wasserkörper (Hallenbad, Wellenbad, Ruheverdunstung usw.) unterschiedliche Werte für σ an.

Tabelle 9.25: Berechnete und gemessene tägliche Verdunstungsmengen während der Untersuchungsphasen

Phasen		K1	K2	K3	K4	K5	K6	K7	K8	K9	K10	K11
					G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
$W_{\text{gem.,klein}}$	[kg/d]	2,40		3,80		3,60		6,80		3,90		
$W_{\text{berech.,klein}}$	[kg/d]	2,09	2,34	4,08	3,22	3,45	6,52	6,43	6,60	4,13	3,95	4,48
$W_{\text{berech.,groß}}$	[kg/d]				9,75	17,57	24,26	29,56	25,50	26,57	27,86	18,79

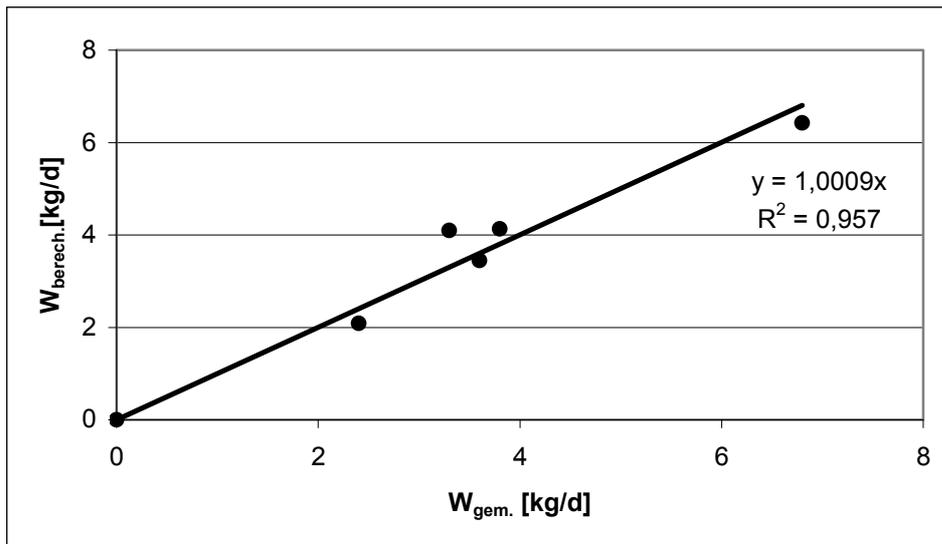


Abbildung 9.45: Korrelation zwischen gemessenen und berechneten Verdunstungsmengen für einen Verdunstungsbeiwert von 10 g/(mbar*m²*h)

Der in der Berechnungsformel enthaltene Verdunstungsbeiwert wurde messtechnisch zu 10 g/(mbar*m²*h) für die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm bestimmt und auf die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 50 cm übertragen.

Die berechneten Verdunstungsmengen betragen bis 10,5 % der zulaufenden Abwassermenge (Phasen K6 und G4), in Abhängigkeit von der Temperatur.

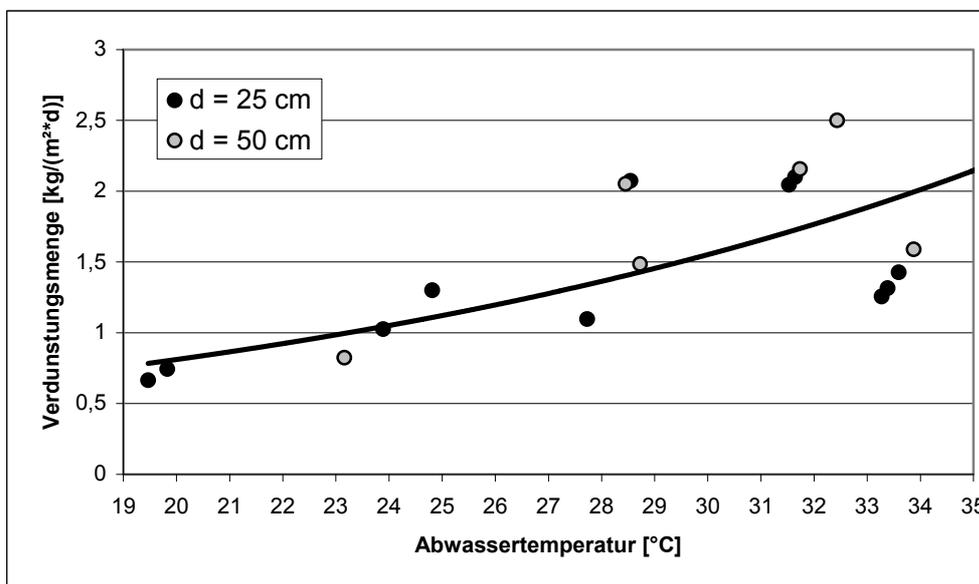


Abbildung 9.46: Verdunstungsmenge bezogen auf die Scheibenfläche in Abhängigkeit von der Temperatur bei einer relativen Luftfeuchtigkeit von 60-70 % (Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min)

Die Verdunstungsmenge ist unabhängig von der hydraulischen Aufenthaltszeit des Abwassers und wird ausschließlich von der Abwassertemperatur, der Lufttemperatur, der relativen Luftfeuchte und der Wasseroberfläche beeinflusst. Im Falle eines Scheibentauchkörpers ist

der nicht getauchte, benetzte Anteil der Scheiben maßgebend. Der Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit der Scheiben konnte nicht bestimmt werden.

Bei konstanter Abwasser- und Lufttemperatur reduziert sich die Verdunstungsmenge mit steigender relativer Luftfeuchte.

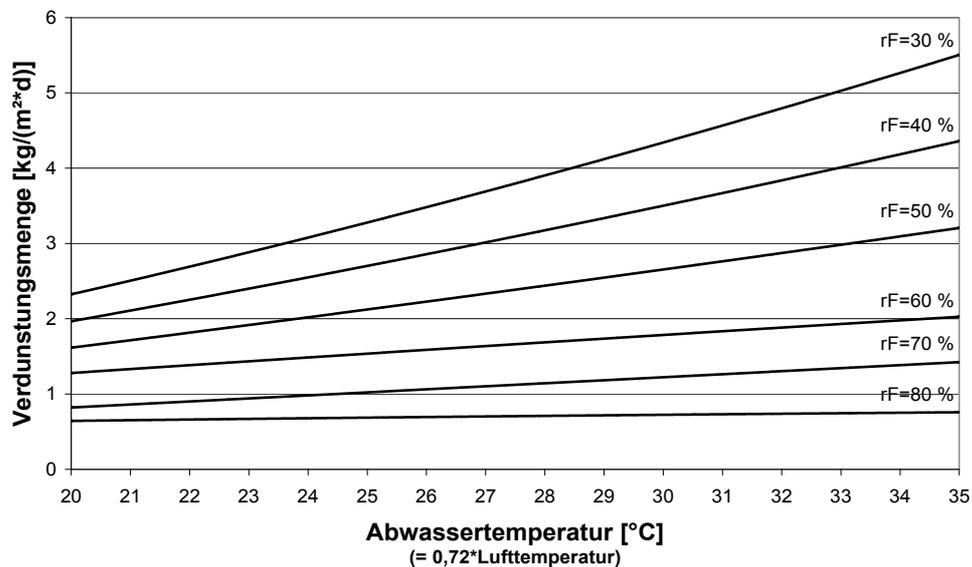


Abbildung 9.47: Verdunstungsmenge in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der relativen Luftfeuchte (berechnet; Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min)

Die Verdunstungsmenge steigt mit größer werdenden Differenz zwischen der Abwassertemperatur und der Lufttemperatur ($T_{\text{Luft}} > T_{\text{Wasser}}$).

9.4 Betriebsergebnisse der halbtechnischen Versuchsanlagen mit realem Abwasser

Parallel zum Betrieb der halbtechnischen Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser wurde eine weitere Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm mit realem Abwasser betrieben. Die gewonnenen Ergebnisse dienen der Überprüfung der Übertragbarkeit der unter definierten Bedingungen gewonnenen Ergebnisse mit synthetischem Abwasser auf reale Bedingungen.

9.4.1 BSB₅-Abbauleistung (Ø 25cm; reales Abwasser)

Während des Untersuchungszeitraums wurden verschiedene BSB₅-Scheibenbelastungen bei einer mittleren Abwassertemperatur von 30,5 °C untersucht. Untersucht wurden mittlere BSB₅-Scheibenbelastungen von ca. 5,86 g BSB₅/(m²*d) bis ca. 25,12 g BSB₅/(m²*d). Die BSB₅-Scheibenbelastung wurde durch die Variation der hydraulischen Aufenthaltszeit verändert.

In Tabelle 9.30 sind die untersuchten mittleren BSB₅-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit aufgelistet, zusätzlich die Spannweite der erreichten BSB₅-Scheibenbelastungen.

Tabelle 9.26: Mittlere BSB₅-Scheibenbelastung und erreichte mittlere BSB₅-Reinigungsleistung in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit; Abwassertemperatur 30,5 °C

Phase	HRT [h]	Mittlere BSB ₅ -Scheibenbelastung			Mittlere BSB ₅ -Reinigungsleistung [%]
		Mittelwert [g/(m ² *d)]	Maximum [g/(m ² *d)]	Minimum [g/(m ² *d)]	
Kr1	5	5,86	8,07	3,30	97,5
Kr2	2,5	9,94	18,90	4,92	94,9
Kr3	1,25	25,12	40,69	18,00	93,6

Für die untersuchten BSB₅-Scheibenbelastungen liegt die mittlere BSB₅-Reinigungsleistung unabhängig von der Temperatur bei über 93,6 %. Die mittlere Reinigungsleistung nimmt dabei mit steigender Scheibenbelastung bzw. reduzierter hydraulischer Aufenthaltszeit ab (Tabelle 9.26).

Die maximale BSB₅-Abbaurrate wurde bei einer Scheibenbelastung von 40,7 g BSB₅/(m²*d) zu 38,2 g BSB₅/(m²*d) bestimmt.

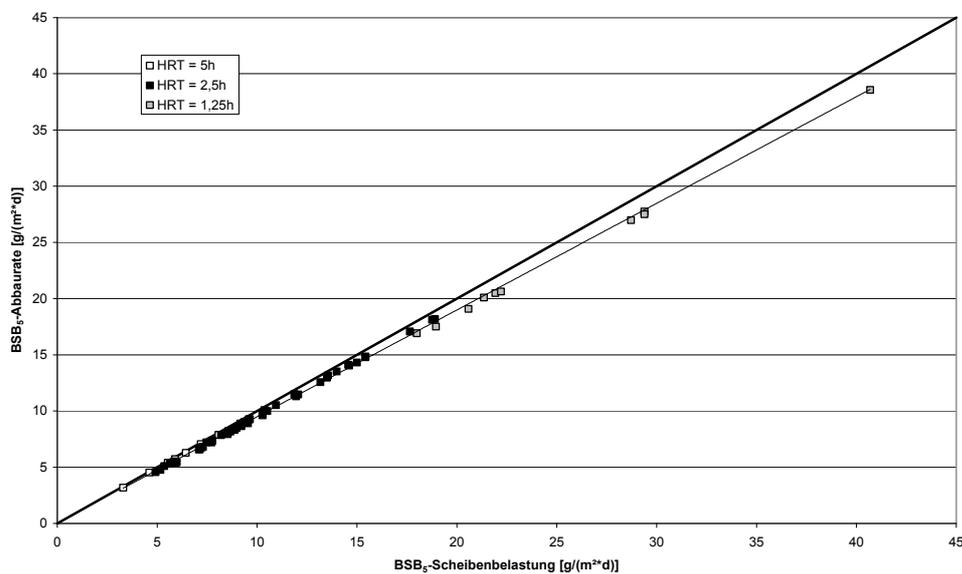


Abbildung 9.48: BSB₅-Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Reales Abwasser; Abwassertemperatur = 30,5°C

In Abbildung 9.49 sind BSB₅-Ablaufkonzentrationen den BSB₅-Scheibenbelastungen für die untersuchten hydraulischen Aufenthaltszeiten bei einer Abwassertemperatur von 30,5 °C gegenübergestellt. Das Verhältnis zwischen BSB₅-Scheibenbelastung und der BSB₅-

Ablaufkonzentration zeigt für die untersuchten Scheibenbelastungen eine lineare Abhängigkeit und schneidet die Ordinate bei einem Wert von 5,33 mg/l.

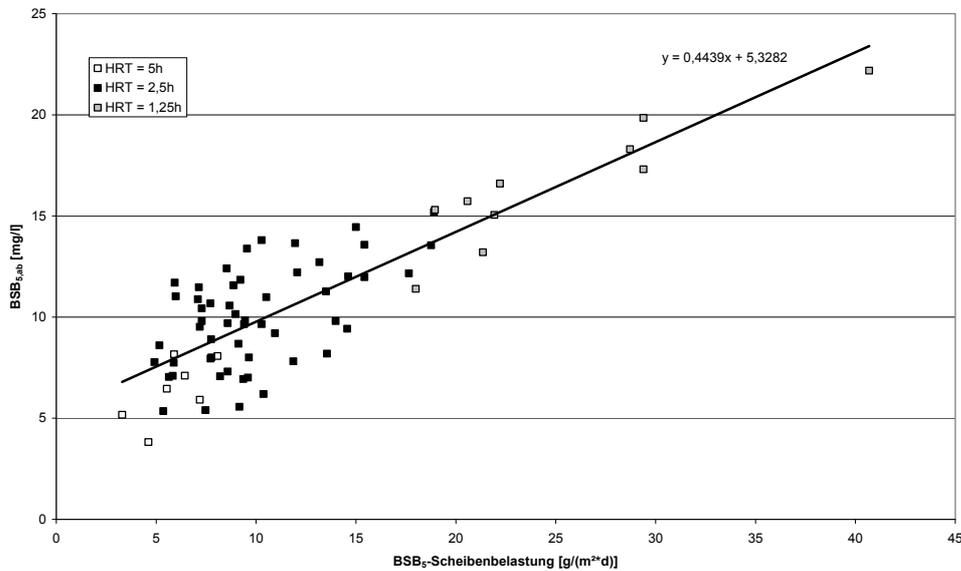


Abbildung 9.49: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der hydraulischen Aufenthaltszeit

Für eine BSB₅-Ablaufkonzentration von 20 mg BSB₅/l kann anhand der in Abbildung 9.49 angegebenen Regressionsgeraden eine BSB₅-Scheibenbelastung von 33,1 g BSB₅/(m²*d) ermittelt werden.

9.4.2 Nitrifikationsleistung (Ø 25 cm; reales Abwasser)

Zur Bestimmung der Nitrifikationsleistung wurden, korrespondierend zur Bestimmung der BSB₅-Abbauraten, verschiedene TKN-Scheibenbelastungen untersucht. Das mittlere BSB₅/TKN-Verhältnis ergab sich zu 4,3. Folglich wurden mittlere TKN-Scheibenbelastungen zwischen ca. 1,30 g TKN/(m²*d) und 6,38 g TKN/(m²*d) betrachtet. Die TKN-Scheibenbelastung wurde ebenfalls durch die Variation der hydraulischen Aufenthaltszeit verändert.

Tabelle 9.27: Mittlere TKN- bzw. NH₄-N-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit; Abwassertemperatur 30,5 °C

Phase	HRT [h]	Mittlere TKN-Scheibenbelastung			Mittlere NH ₄ -N-Scheibenbelastung			Mittlere Nitrifikationsleistung [%]
		Mittelwert	Maximum	Minimum	Mittelwert	Maximum	Minimum	
		[g/(m ² *d)]			[g/(m ² *d)]			
Kr1	5	1,30	2,03	0,88	1,12	1,58	0,64	95,8
Kr2	2,5	2,16	5,19	0,77	1,93	5,74	0,61	94,6
Kr3	1,25	6,38	8,34	4,99	4,97	6,36	3,73	81,7

Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration ist linear abhängig von der TKN-Scheibenbelastung für TKN-Scheibenbelastungen bis 7 $\text{g TKN}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$. Für TKN-Scheibenbelastungen bis 4 $\text{g TKN}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ wurden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration unter 5 $\text{mg NH}_4\text{-N}/\text{l}$ erreicht.

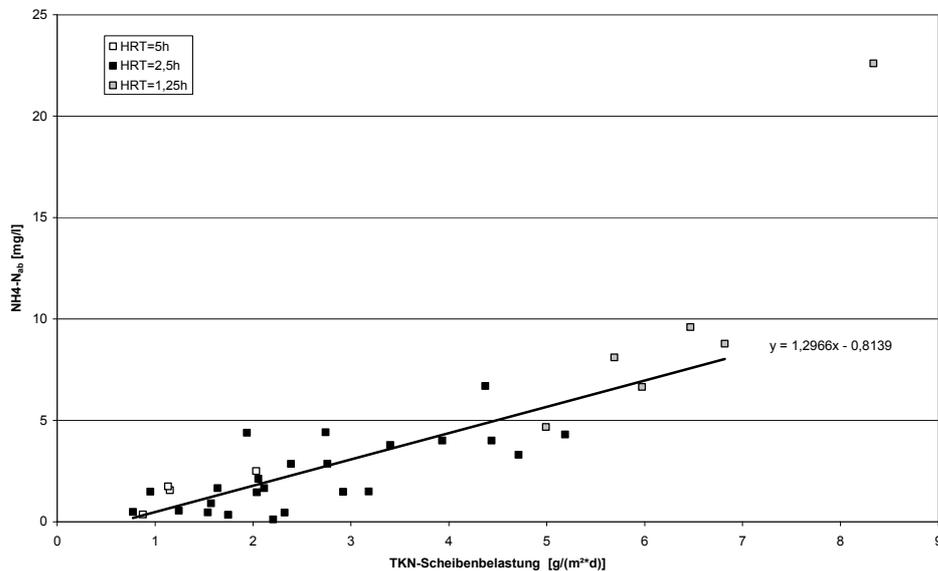


Abbildung 9.50: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der TKN-Scheibenbelastung und der hydraulischen Aufenthaltszeit

Die maximale Nitrifikationsleistung von 4,87 $\text{g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ wurde bei einer TKN-Scheibenbelastung von 6,91 $\text{g TKN}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ bestimmt. Mit steigender TKN-Scheibenbelastung nimmt die Nitrifikationsleistung ab (Abbildung 9.51). Ab einer TKN-Scheibenbelastung von 3,5 $\text{g TKN}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ verringert sich die Nitrifikationsleistung.

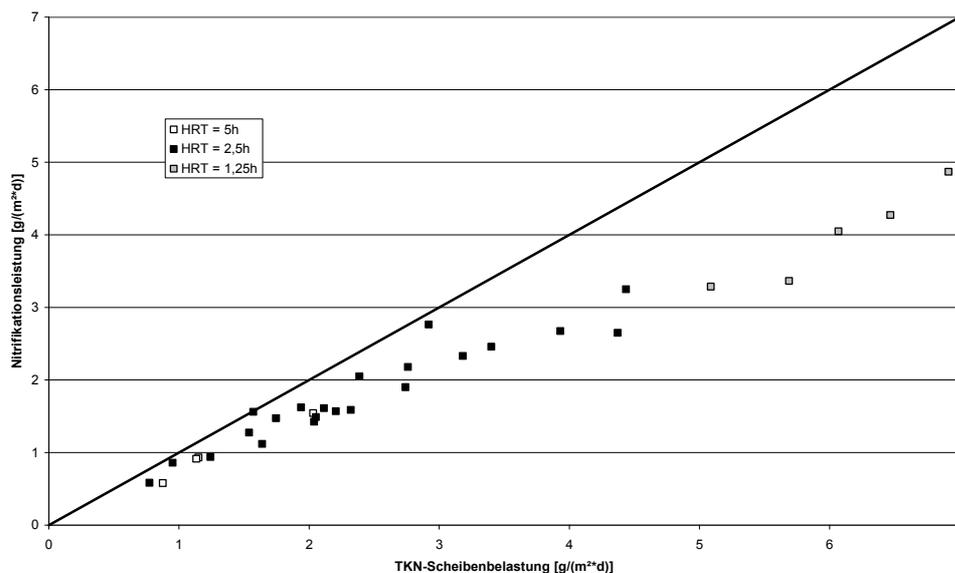


Abbildung 9.51: Nitrifikationsleistung bei unterschiedlichen TKN-Scheibenbelastungen

9.4.3 Hydraulische Aufenthaltszeit ($\varnothing = 25$; reales Abwasser)

Die hydraulische Aufenthaltszeit hat keinen erkennbaren Einfluss auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers für die untersuchten BSB₅- bzw. TKN-Scheibenbelastungen. Begründet werden kann dies wiederum anhand der in Tabelle 9.1 (Kapitel 9.3.8) aufgelisteten maximalen Umsatzraten. Die dort aufgelisteten Umsatzraten wurden bei einer Reaktionszeit von 1 h bestimmt und sind für die untersuchte Abwassertemperatur von 30,5 °C größer als die für reales Abwasser bestimmten Umsatzraten die jedoch bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von mindestens 1,25 h bestimmt wurden.

9.4.4 Einfluss der BSB₅-Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung ($\varnothing 25$ cm; reales Abwasser)

Die in Kapitel 9.4.2 (Abbildung 9.51) erwähnte Verringerung der Nitrifikationsleistung bei TKN-Scheibenbelastungen $> ca. 3,5$ g TKN/(m²*d) steht im direkten Zusammenhang mit der korrespondierenden BSB₅-Scheibenbelastung.

Aus Abbildung 9.52 ist ersichtlich, dass sich ab einer BSB₅-Scheibenbelastung von ca. 14 g BSB₅/(m²*d) die prozentuale NH₄-N-Reduktion deutlich verringert. Ab dieser BSB₅-Scheibenbelastung nimmt die NH₄-N-Reduktion, die bis dort hin nahezu konstant bei über 95% lag, linear für den untersuchten Bereich bis zu einer BSB₅-Scheibenbelastung von 40,7 g BSB₅/(m²*d) (bzw. TKN-Scheibenbelastung von 6,91 g TKN/(m²*d)) ab. Die dort erzielte NH₄-N-Reduktion betrug lediglich noch 75%.

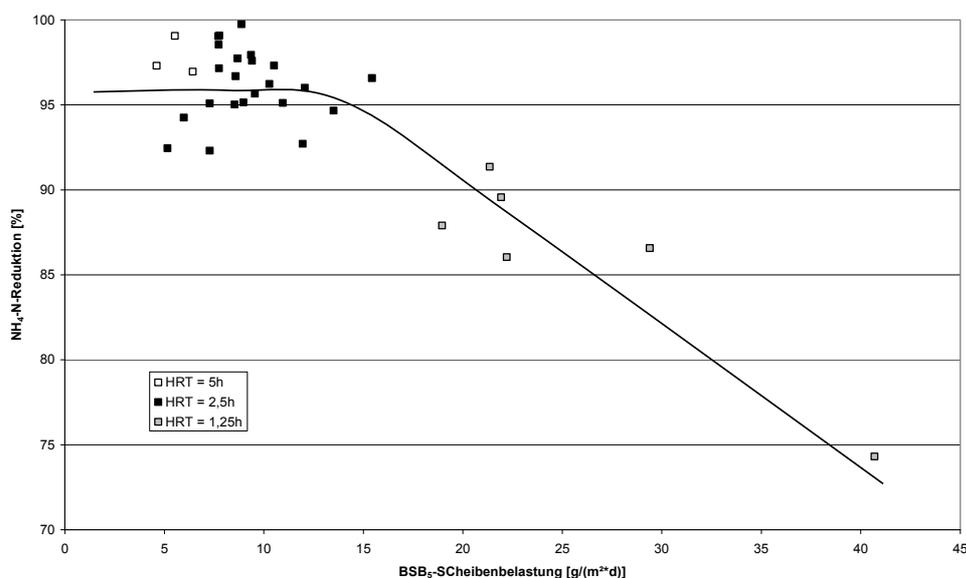


Abbildung 9.52: Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der TKN-Scheibenbelastungen

9.4.5 Stickstoffbilanz (Ø 25 cm; reales Abwasser)

Die Bilanzierung des Stickstoffabbaus erfolgte durch die Berücksichtigung der TKN-, NH₄-N- und NO₃-N- Frachten im Zu- und Ablauf des Scheibentauchkörpers.

Berücksichtigt man bei der Stickstoffbilanzierung nur diese Frachten, so ergibt sich ein mittleres Verhältnis zwischen Zulauf fracht und Ablauf fracht von ca. 0,6.

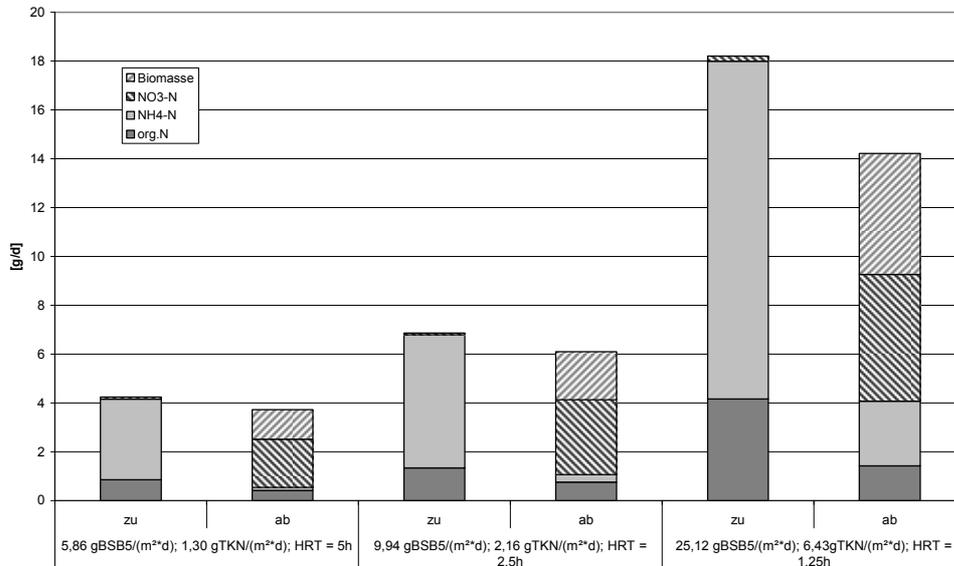


Abbildung 9.53: Stickstoffbilanz der Versuchsanlage (Ø 25 cm; reales Abwasser)

Folglich werden ca. 40% der zulaufenden TKN-Fracht nicht vollständig nitrifiziert bzw. durch Inkorporation in die Biomasse fixiert.

Unter Berücksichtigung der NO₂-N-Bildung und der N-Inkorporation in die Biomasse erhöht sich das mittlere Verhältnis zwischen Zulauf fracht und Ablauf fracht auf 0,86 (Abbildung 9.41).

Die Inkorporation in die Biomasse wurde dabei unter der Annahme berechnet, dass der Stickstoffgehalt des produzierten Überschussschlamm 7% beträgt.

9.4.6 Sauerstoffkonzentration und pH-Wert (Ø 25 cm; reales Abwasser)

Die Sauerstoffkonzentration in Kaskade 1 lag im Mittel über 1,52 mg/l. In Kaskade 2 bei über 2 mg/l und in Kaskade 3 bei über 2,57 mg/l. Die bestimmten Sauerstoffkonzentrationen beziehen sich auf den Sauerstoffgehalt in den Reaktoren, nicht auf den Sauerstoffgehalt im Fluidfilm auf den Biofilmen.

Es ist davon auszugehen, dass die Sauerstoffkonzentration des Fluidfilms auf den Scheiben höher ist.

Die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden steigt mit zunehmender Kaskadenzahl, abhängig vom Belastungsgradienten im Scheibentauchkörper. Die Sauerstoffkonzentration im Ablauf reduziert sich mit steigender BSB₅- bzw. NH₄-N-Scheibenbelastung.

Tabelle 9.28: Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden (Ø = 25 cm; reales Abwasser)

Scheibenbelastung		HRT	O ₂ [mg/l]			
[gBSB ₅ /(m ² *d)]	[gNH ₄ -N/(m ² *d)]	[h]	Zu	Kaskade1	Kaskade 2	Kaskade3
5,86	1,3	5	0,73	1,86	2,36	3,27
9,94	2,16	2,5	0,59	1,85	2,26	2,93
25,12	6,43	1,25	0,57	1,52	2,00	2,57

Der minimale pH-Wert in Kaskade 1 lag bei 7,65 der maximale pH-Wert bei 7,94 und reduzierte sich leicht von Kaskade zu Kaskade. In Kaskade 3 wurde ein maximaler pH-Wert von 7,85 und ein minimaler von 7,53 bestimmt. Dadurch lag während aller Untersuchungen der pH-Wert in einem Bereich, der für eine vollständige Nitrifikation als optimal gilt (siehe Kapitel 6.5.1)

Tabelle 9.29: pH-Wert in den Kaskaden (Ø = 25 cm; reales Abwasser)

Scheibenbelastung		HRT	pH [-]			
[gBSB ₅ /(m ² *d)]	[gNH ₄ -N/(m ² *d)]	[h]	zu	Kaskade1	Kaskade 2	Kaskade3
5,86	1,3	5	7,96	7,77	7,69	7,61
9,94	2,16	2,5	7,86	7,65	7,56	7,53
25,12	6,43	1,25	8,09	7,94	7,88	7,85

9.5 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse der Kapitel 9.3 und 9.4

Entgegen der in der Literatur berichteten Zunahme des Sauerstoffeintrages und der damit erreichbaren Umsatzleistungen mit zunehmendem **Scheibendurchmesser** (Chavan et al., 2008) konnten in der vorliegenden Arbeit keine signifikanten Unterschiede zwischen einem Scheibendurchmesser von 25 cm und 50 cm festgestellt werden.

Eine Reduzierung der **hydraulischen Aufenthaltszeit** von 5 h auf 2,5 h (synthetisches Abwasser) bzw. von 5 h auf 1,25 h (reales Abwasser) zeigte ebenfalls keinen signifikanten Einfluss auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers im untersuchten Temperaturbereich. Zwar wird in der Literatur (Chen et al., 2006 und Castillo et al., 2007) von einer Abhängigkeit der Reinigungsleistung von der hydraulischen Aufenthaltszeit berichtet, jedoch beziehen sich diese Untersuchungen auf Reinigungsleistungen die deutlich unter 90 % liegen. Da in der vorliegenden Arbeit die erreichten Reinigungsgrade jedoch zum Teil deutlich über 90

% liegen - auch bei hydraulischen Aufenthaltszeiten von 1,25 h - ist eine weitere Steigerung der Reinigungsleistung bei längeren Aufenthaltszeiten kaum zu erwarten.

Bei der Beurteilung der Ablaufkonzentrationen muss beachtet werden, dass im vorliegenden Fall mit steigender Abwassertemperatur die **Verdunstungsrate** ebenfalls ansteigt. Dies bedeutet, dass bei gleicher Ablaufracht die Konzentrationen im Vergleich zu einem „verdunstungsfreien Betrieb“ erhöht sind. Die Verdunstungsrate erreichte dabei Werte von bis zu 10,5 % der täglichen Zulaufmenge. Die Verdunstungsmenge ist dabei maßgeblich von der benetzten Scheibenoberfläche, der Temperatur des Abwassers und der Luft und der relativen Luftfeuchte abhängig. Pan (1991) bestimmte in seinen Untersuchungen eine Verdunstungsrate von bis zu 45,4 %, die deutlich höher ist als die in der vorliegenden Arbeit bestimmte maximale Verdunstungsrate von 10,5 %, dies erklärt sich aber auf Grund der deutlich höheren hydraulischen Aufenthaltszeit von 22,4 h gegen über 2,5 bis 5 h. Die von Pan (1991) bestimmte Verdunstungsmenge bei einer mittleren Abwassertemperatur von 22,2 °C ergibt sich zu 0,88 kg/(m²*d) und ist vergleichbar mit der in der vorliegenden Arbeit bestimmten Verdunstungsmenge von 0,93 kg/(m²*d) bei 22 °C. Pan (1991) zeigte auch die Unabhängigkeit der Verdunstungsmenge von der hydraulischen Aufenthaltszeit. Eine Reduzierung der Aufenthaltszeit von 22,4 h auf 11,9 h hatte keinen Einfluss auf die Verdunstungsmenge.

Der Einfluss der Verdunstung auf die Ablaufkonzentrationen erhöht sich in ariden Klimazonen, da dort mit einer sehr geringen relativen Luftfeuchtigkeit zu rechnen ist, wodurch sich die Verdunstungsmenge erhöht.

Eine weitgehende Nitrifikation (84,6-92,7 % NH₄-N-Abnahme während der Untersuchungen; Ausnahme: ca. 80% bei BSB₅-Scheibenbelastungen über 20 g/(m²*d)) ist in einem **pH-Bereich** von 6,5-7,5 gewährleistet.

Eine vollständige Nitrifikation (NH₄-N-Ablaufkonzentration < 5 mg/l) wurde bei der Verwendung von realem Abwasser bis TKN-Scheibenbelastungen von 4 g TKN/(m²*d) in einem pH-Bereich von 7,5 - 8 und einer Abwassertemperatur von 30,5 °C erreicht.

In der Literatur wird allgemein ein pH-Wert über 7 als optimal erachtet. Je nach Autor werden pH-Wertbereiche von pH 7 - pH 8 (Bahre, 1986) bzw. pH 8 - pH 9 (Henze et al., 2002) angegeben. Bahre (1986) gibt jedoch für Festbettreaktoren ein Erreichen der maximalen Nitrifikationsgeschwindigkeit schon bei pH - Werten von 6,5 bei einer Abwassertemperatur von 25 °C an. Groeneweg et al. (1994) geben für Reinkulturen von Nitrosomonas einen pH-Wertbereich von 6,7 - 9 bei einer Abwassertemperatur von 30 °C an. Novak (2000) beobachtete maximale Nitrifikationsraten bei einem pH-Wert von 6,4 bis 6,8.

Van Hulle et al. (2007) stellten zudem fest, dass der Einfluss des pH-Wertes auf die Nitrifikation in einem Bereich zwischen 25 °C und 35 °C unabhängig von der Temperatur ist.

Die **Sauerstoffkonzentrationen** verändern sich mit der Steigerung der Scheibenbelastung resp. der Umsatzraten und dadurch bedingt mit der Abwassertemperatur, da die Steigerung der Umsatzraten und damit verbunden die Sauerstoffverbrauchsrate auf die Temperaturerhöhung zurückzuführen ist.

Die in der Literatur beschriebene Steigerung der Sauerstoffverbrauchsrate in Abhängigkeit von der Temperatur von ca. 100 % bei einer Temperaturerhöhung von 10 °C (Vollertsen et al, 1999, Shechter et al., 2006, Van Hulle et al., 2007) kann indirekt an Hand der Steigerung der BSB₅-Umsatzraten und Nitrifikationsraten der eigenen Untersuchungen abgelesen werden.

Der Einfluss der Temperatur auf die **BSB₅-Umsatzraten** der Versuchsanlagen im kontinuierlichen Betrieb ist in Abbildung 9.54 graphisch dargestellt. Die angegebenen BSB₅-Scheibenbelastungen ergeben sich für BSB₅-Ablaufkonzentrationen von 20 g/l.

Die Abbildung wurde aus den Daten für die Versuchsanlagen mit synthetischem und der Versuchsanlage mit realem Abwasser erstellt.

Der mittlere Temperaturkoeffizient für den Abwassertemperaturbereich von ca. 20 °C bis 32 °C ergibt sich zu $\theta_{20,BSB5} = 1,085$ (Abbildung 9.54) und ist damit größer als der mittlere $\theta_{20,BSB5}$ - Wert, der während der Batch 2-Untersuchungen bestimmt wurde ($\theta_{20,BSB5} = 1,062$).

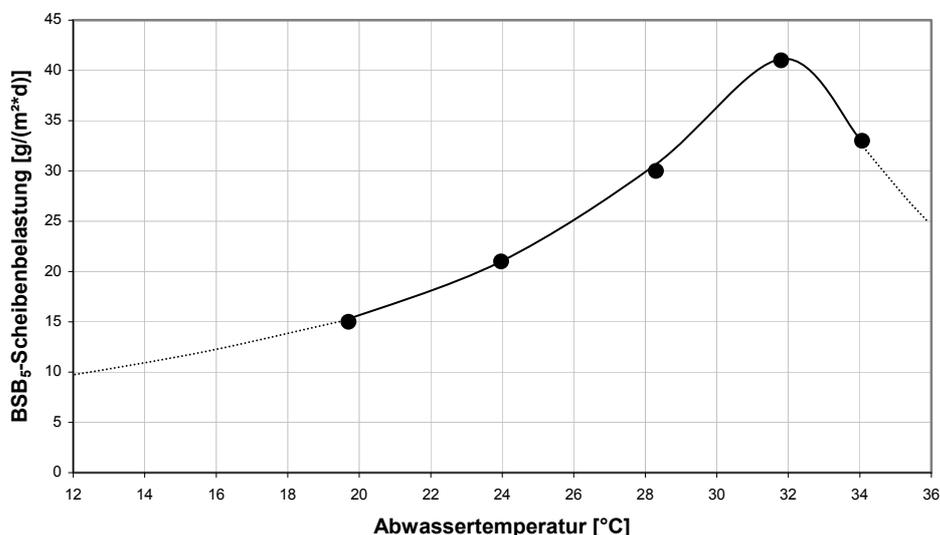


Abbildung 9.54: Zulässige BSB₅-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei BSB₅-Ablaufkonzentrationen von 20 mg/l

Im Gegensatz dazu sind die nach der Methode von LINEWEAVER-BURK ermittelten maximalen BSB₅-Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb in Kaskade 1 jedoch geringer als die maximalen BSB₅-Umsatzraten der Batch 2-Untersuchungen (Abbildung 9.55).

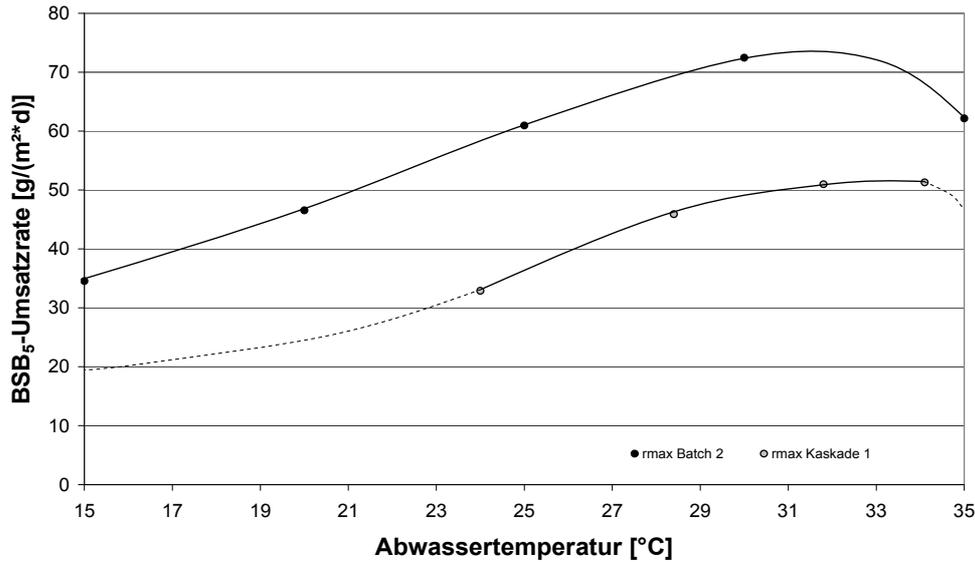


Abbildung 9.55: Vergleich der maximalen BSB₅-Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb in Kaskade 1 und der Batch 2-Untersuchungen

Dies kann durch die geringeren Sauerstoffkonzentrationen im kontinuierlichen Betrieb im Vergleich zu den Batch 2-Untersuchungen erklärt werden.

Während des kontinuierlichen Versuchsbetriebs lagen die Sauerstoffkonzentrationen in Kaskade 1 im Mittel bei ca. 1,84 mg/l, die Ergebnisse der Batch 2-Untersuchungen stellen dagegen jedoch maximale BSB₅-Umsatzraten für Sauerstoffkonzentrationen von über 4 mg/l dar.

Unter Berücksichtigung der in der Literatur (Blackburne et al., 2007, Pérez et al., 2005; Horn et al., 1997 und Wanner et al., 1985) angegebenen Werte für die Sättigungskonstante K_{m,O_2} bis 0,54 mg O₂/l für den Kohlenstoffabbau und der im kontinuierlichen Betrieb bestimmten mittleren Sauerstoffkonzentration in Kaskade 1 ergibt sich durch Einsetzen in die MICHAELIS-MENTEN-Gleichung¹⁸ eine prozentuale Abweichung gegenüber der maximalen Umsatzrate von ca. 22 % $[1 - (1,84\text{mg/l} / (0,5\text{mg/l} + 1,84 \text{ mg/l}))]$.

Andererseits waren die Substratkonzentrationen im Ablauf der Kaskade 1 im kontinuierlichen Betrieb geringer als zum Versuchsende der Batch 2-Versuche und dabei nahe der Sättigungskonstanten K_m . Je mehr die Ablaufkonzentration sich der Sättigungskonstante nähert bzw. diese unterschreitet, umso mehr beeinflusst das Substratdargebot die erreichbare Umsatzrate.

Am Beispiel der Versuchsreihe K6 kann die Limitierung durch das Substratdargebot dargestellt werden:

$$^{18} v_S = v_{S,\max} * \frac{c_S}{K_m + c_S}$$

Die maximale BSB₅-Umsatzrate bei 28,4 °C beträgt $r_{\max} = 45,9 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ bei einer Sättigungskonstanten von $K_{m,C} = 40 \text{ mg/l}$. Die BSB₅-Ablaufkonzentration der Kaskade 1 beträgt 32 mg BSB₅/l (Tabelle 9.14). Die berechnete Umsatzleistung ergibt sich zu ca. 20,4 g BSB₅/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) (44,4 % der maximalen Umsatzleistung). Die Endkonzentrationen der Batch 2-Untersuchungen lagen dagegen im Mittel bei 200 mg BSB₅/l.

Fasst man die Ergebnisse der einzelnen Versuchsphasen der halbtechnischen Versuchsanlagen (synthetisches und reales Abwasser) zusammen kann der Zusammenhang zwischen der zu erwartenden Ablaufkonzentrationen der BSB₅-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur graphisch dargestellt werden (Abbildung 9.56).

Je nach geforderter Ablaufkonzentration kann an Hand Abbildung 9.56 die bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen zulässige BSB₅-Scheibenbelastung bestimmt werden. Um eine Ablaufkonzentration von unter 20 mg BSB₅/l bei einer Abwassertemperatur von 14 °C zu erreichen, ist somit eine BSB₅-Scheibenbelastung bis ca. 10 - 11 g BSB₅/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) einzustellen. Dies entspricht etwa der nach ATV-DVWK-A 281 zulässigen BSB₅-Scheibenbelastung ohne Nitrifikation.

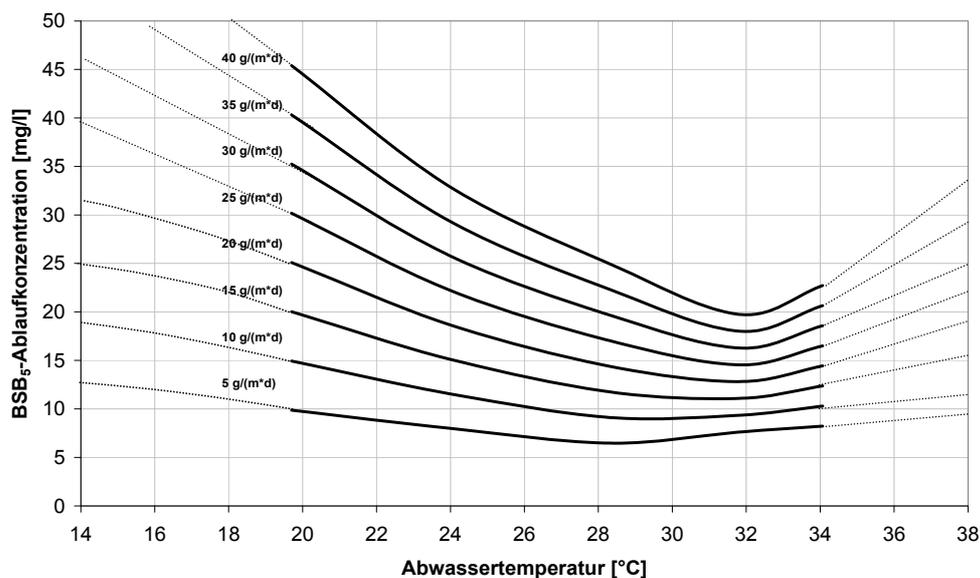


Abbildung 9.56: Zu erwartende BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB₅-Scheibenbelastung (durchgehende Linie: Untersuchter Temperaturbereich)

Bezüglich erreichbarer BSB₅-Umsatzleistungen finden sich in der Literatur nur sehr vereinzelte Angaben.

Die im kontinuierlichen Betrieb einstellbaren BSB₅-Scheibenbelastungen bei einer Ablaufkonzentration von < 20 mg BSB₅/l (Reinigungsleistung > 90%) beträgt bei 28 °C ca. 30 g/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) ist höher als im Vergleich zu Werten von Gupta et al. (2001).

Gupta et al. (2001) erreichte bei CSB-Scheibenbelastungen von 32 g CSB/(m²*d) CSB-Abbauraten von 25,9 g CSB/(m²*d) (80% Reinigungsleistung) bei 26 °C – 28 °C. Gupta et al. (2001) verwendeten ebenfalls bei ihren Untersuchungen synthetisches Abwasser auf Glucosebasis und einen vergleichbaren Versuchsaufbau, jedoch bei höheren hydraulischen Aufenthaltszeiten von 15 -24 h.

Der Einfluss der Temperatur auf die **NH₄-N-Umsatzraten** im kontinuierlichen Betrieb der Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser zeigt sich bei Temperaturen unter 28 °C geringer als bei Temperaturen zwischen 28 °C und 32 °C (Abbildung 9.57).

Der mittlere Temperaturkoeffizient für den Abwassertemperaturbereich von ca. 24 °C bis 32°C ergibt sich zu $\theta_{20,N} = 1,04$ und ist damit geringer als der $\theta_{20,N}$ -Wert, der während der Batch 2-Untersuchungen bestimmt wurde ($\theta_{20,N} = 1,07$).

Vergleicht man die Ergebnisse der Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser mit dem Ergebnis der Versuchsanlage mit realem Abwasser fällt auf, dass die erreichbare Nitrifikationsleistung mit realem Abwasser bei 30,5 °C deutlich größer ist. Dies kann nur durch den geringeren pH-Wert während der Untersuchungen mit synthetischen Abwasser zurückgeführt werden.

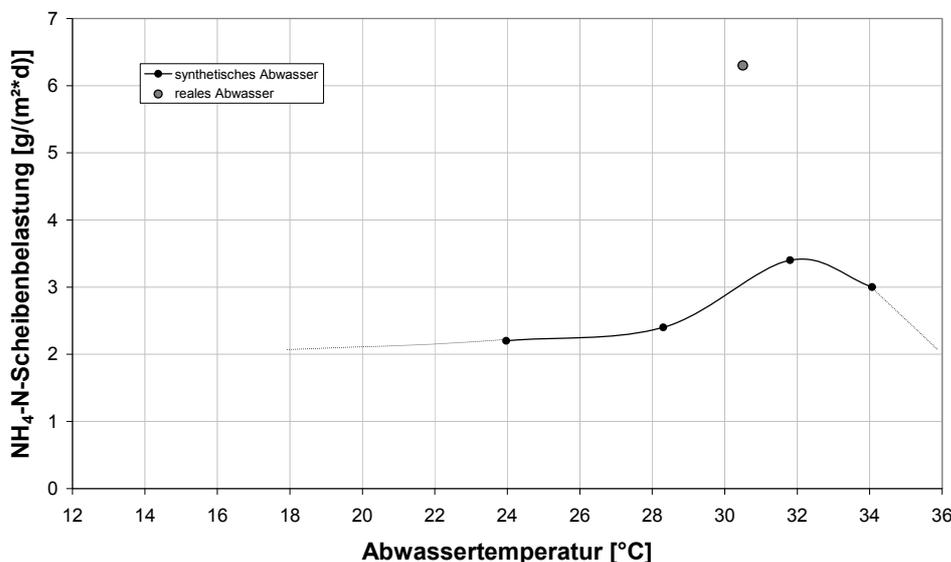


Abbildung 9.57: Mögliche einstellbare NH₄-N-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei NH₄-N-Ablaufkonzentrationen von 10 mg/l bei einem mittleren C:N-Verhältnis von 4,5:1

Da die Sauerstoffkonzentration im Ablauf der Versuchsanlagen während der Untersuchungsphasen mit geringeren Scheibenbelastungen und geringeren Temperaturen größer ist als bei höheren Scheibenbelastungen und höheren Temperaturen, kann dieser Einflussfaktor nicht als Erklärung für die sich deutlich anders darstellende Temperaturabhängigkeit der

$\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb im Vergleich zu der im Batch-Versuch bestimmten Temperaturabhängigkeit der Umsatzraten herangezogen werden. Gleiches gilt für den Unterschied zwischen den Ergebnissen zwischen dem Betrieb mit realem und synthetischem Abwasser.

Signifikante Unterschiede ergeben sich jedoch hinsichtlich der pH-Werte während des Betriebes mit realem und synthetischem Abwasser (siehe Seite 120).

Die nach der Methode von LINEWEAVER-BURK ermittelten maximalen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb der Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser in Kaskade 2 sind ebenfalls geringer als die maximalen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten der Batch 2-Untersuchungen (Abbildung 9.58).

Dies kann jedoch durch die geringeren Sauerstoffkonzentrationen im kontinuierlichen Betrieb im Vergleich zu den Batch 2-Untersuchungen erklärt werden.

Während des kontinuierlichen Versuchsbetriebs lagen die Sauerstoffkonzentrationen in Kaskade 2 im Mittel bei ca. 2,37 mg O_2/l (1,8 - 4,1 mg O_2/l), die Ergebnisse der Batch 2-Untersuchungen stellen dagegen jedoch maximale $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten für Sauerstoffkonzentrationen von über 4 mg/l dar.

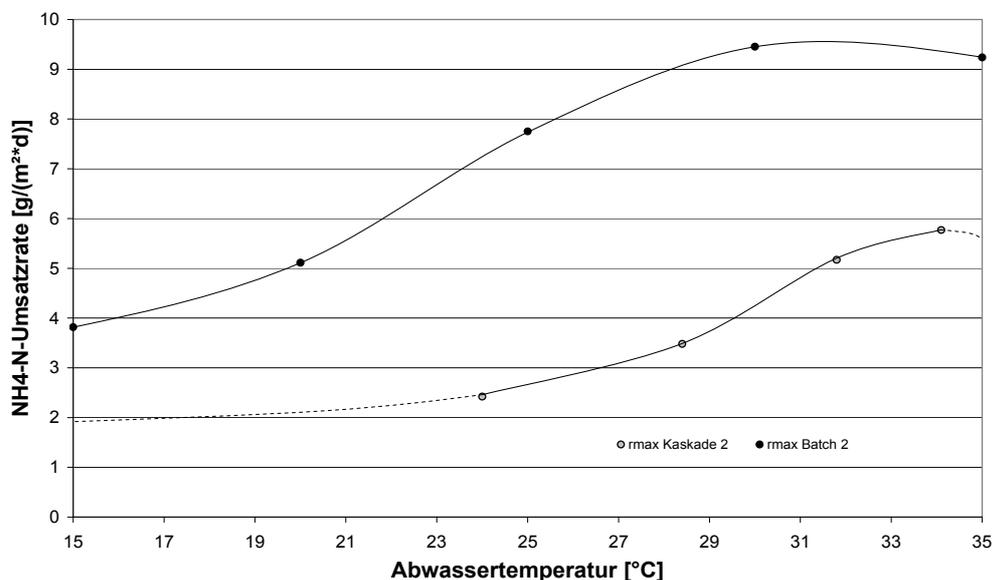


Abbildung 9.58: Vergleich der maximalen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten im kontinuierlichen Betrieb in Kaskade 2 und der Batch 2-Untersuchungen (Bestimmung mittels der Methode nach LINEWEAVER-BURK; synthetisches Abwasser)

Unter Berücksichtigung der in der Literatur (Van Hulle et al., 2007 und Guisasola et al., 2005) angegebenen Werte für die Sättigungskonstante K_{m,O_2} bis 2 mg O_2/l für die Ammonium- und Nitritoxidation und der im kontinuierlichen Betrieb bestimmten mittleren Sauerstoffkonzentration in Kaskade 2 ergibt sich durch Einsetzen in die MICHAELIS-MENTEN-Gleichung eine pro-

zentuale Abweichung gegenüber der maximalen Umsatzrate von ca. 46 % [$1 - (2,37 \text{ mg/l} / (2 \text{ mg/l} + 2,37 \text{ mg/l}))$].

Vergleichbar mit den Ausführungen hinsichtlich der Substratabhängigkeit der BSB₅-Umsatzrate ist die Nitrifikationsleistung ebenfalls abhängig von der NH₄-N-Konzentration in der jeweiligen Kaskade. Bei NH₄-N-Konzentrationen nahe der Sättigungskonzentration K_{m,NH_4-N} ist mit einer Reduzierung der NH₄-N-Geschwindigkeit resp. -Umsatzraten um bis zu 50 % zu rechnen¹⁹.

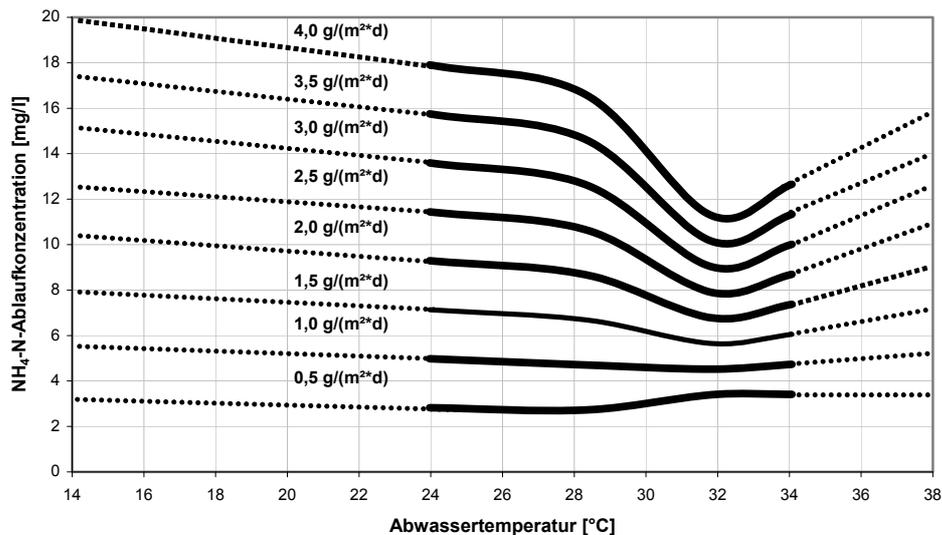


Abbildung 9.59: Zu erwartende NH₄-N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der NH₄-N-Scheibenbelastung (mittleres C:N - Verhältnis = 4,5:1; synthetisches Abwasser)

Eine Zusammenfassung der Ergebnisse der einzelnen Versuchsphasen mit synthetischem Abwasser ermöglicht es die zu erwartenden NH₄-N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von der NH₄-N-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur zu bestimmen (Abbildung 9.59). Dieser Zusammenhang gilt ausschließlich für die Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser.

Je nach geforderter Ablaufkonzentration kann an Hand dieser Abbildung die bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen einstellbare NH₄-N-Scheibenbelastung bestimmt werden. Eine Ablaufkonzentration unter 10 mg NH₄-N/l bei einer Scheibenbelastung von ca. 3,5 g NH₄-N/(m²*d) ist somit bei einer Abwassertemperatur von ca. 32 °C zu erreichen. Die einstellbare NH₄-N-Scheibenbelastung bei einer NH₄-N-Ablaufkonzentration von 10 g NH₄-N/l bei einer Abwassertemperatur von 14 °C lässt sich an Hand der Abbildung 9.59 zu ca. 2 g NH₄-

¹⁹ siehe Gleichung 6.11 (Kapitel 6.5.3); Annahme: $c_S \approx K_m \rightarrow r \approx r_{max} * c_S / 2c_S = 0,5 * r_{max}$

$\text{N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ abschätzen. Dies entspricht etwa der nach ATV-DVWK-A 281 zulässigen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung.

Die maximale Nitrifikationsleistung bezogen auf die Scheibenfläche pro Tag wurde für eine Temperatur von $20\text{ }^\circ\text{C}$ zu $4,0\text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ bestimmt, für eine Abwassertemperatur von $30\text{ }^\circ\text{C}$ zu $8,8\text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$.

Zhu und Chen (2002) geben deutlich geringere maximale Nitrifikationsleistungen von $1,72$ bzw. $1,86\text{ g N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ bei Abwassertemperaturen von $20\text{ }^\circ\text{C}$ bzw. $27\text{ }^\circ\text{C}$ an. Diese Untersuchungen wurden jedoch an einem Biofiltersystem durchgeführt.

Gujer et al. (1983) berichten, dass während des Betriebes von Tropfkörpern eine maximale Nitrifikationsleistung von $3\text{ g N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ oder $0,125\text{ g N}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ bei einer Abwassertemperatur von $20\text{ }^\circ\text{C}$ erzielt werden können. Diese Werte stellen jedoch Momentanwerte für den gesamten Tropfkörper dar und konnten nicht während des gesamten Betriebs festgestellt werden.

Wolf (1987) postuliert, dass die maximale Nitrifikationsleistung von Tropfkörpern bei einer Abwassertemperatur von $20\text{ }^\circ\text{C}$ in einem Bereich von $2 - 4,6\text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ zu suchen ist.

Opatken (1993) bestimmte in seinen Untersuchungen zur Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation in Scheibentauchkörpern maximale Umsatzraten für einen Temperaturbereich von $13\text{ }^\circ\text{C}$ bis $29\text{ }^\circ\text{C}$ von $1,04$ bis $1,58\text{ gNH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$. Diese maximalen Nitrifikationsraten bezieht er allerdings auf das Gesamtsystem.

Die **Sättigungskonstante K_m** - ein Maß für die Substrat-Affinität - ist ebenfalls temperaturabhängig. Die Temperaturabhängigkeit der Sättigungskonstanten K_m wird in der Literatur häufig mit exponentiellen Ansätzen beschrieben. Der Einfluss der Temperatur wird dabei kontrovers diskutiert. Zum Beispiel berichtet Novak (1974) von einer Zunahme des K_m -Wertes mit steigender Temperatur, Goodman et al. (1974) hingegen berichten von einer Abnahme des K_m -Wertes mit steigender Temperatur. Die in der vorliegenden Arbeit bestimmten K_m -Werte nehmen sowohl für den heterotrophen als auch den autotrophen Umsatz mit der Abwassertemperatur zu, im Gegensatz zur maximalen Umsatzrate. Das heißt, dass sich mit steigender Temperatur der „positive“ Einfluss der Temperatur auf die maximale Umsatzrate und damit auf die tatsächliche Umsatzrate durch die sich verringernde Substrat-Affinität (steigenden K_m -Werte) reduziert.

Die Affinität der Bakterien gegen über dem vorhandenen Substrat ist dabei abhängig vom Substrat selbst und ist dadurch auch ein Indikator für die Abbaubarkeit des Substrats.

Bei der Betrachtung der **Stickstoffbilanz** fällt auf, dass bei der Bilanzierung teilweise über $40\text{ }%$ (im Mittel zwischen $32\text{ }%$ - $37\text{ }%$ je nach Versuchsanlage) der Zulauf fracht im Ablauf

(nur gelöste Anteile) nicht wieder gefunden wurden. Dies gilt sowohl für die Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser als auch für die Versuchsanlage mit realem Abwasser.

In der Literatur werden bei Untersuchungen mit synthetischem Abwasser (Chen et al., 2006) bzw. unter realen Bedingungen (Shen et al., 2004) N_{tot} -Eliminationen von 40,2 % bzw. 29,8 % berichtet. Gupta et al. (2001) beobachteten bei ihren Untersuchungen mit synthetischem Abwasser N_{tot} -Eliminationsraten von 44 % - 63 %.

Eine rechnerische Berücksichtigung der je g $BSB_{5,\text{abgebaut}}$ produzierten Biomasse (spezifische Überschussschlammproduktion) und der damit verbundenen Inkorporation von Stickstoff (Annahme 7% der Biomasse) reduziert sich das Defizit in der Stickstoffbilanz auf ca. 15 %.

Aus Abbildung 9.44 (Kapitel 9.3.12) lässt sich zudem ableiten, dass mit steigender BSB_5 -Scheibenbelastung eine Erhöhung der N_{tot} -Eliminationsrate zu erwarten ist, bzw. die NH_4 -N-Reduzierung mehr und mehr auf die Inkorporation in die Biomasse und weniger auf eine autotrophe Nitrifikation zurückzuführen ist. Bei einer Scheibenbelastung von $31,1 g BSB_5/(m^2 \cdot d)$ entfallen mehr als 50% der NH_4 -N-Reduktion auf die Inkorporation in die Biomasse, bzw. mehr als 50 % der NH_4 -N-Reduktion finden in der ersten hoch belasteten Kaskade statt. Radwan et al. (1997) bestätigen dies durch ihre Untersuchungen mit synthetischem Abwasser, auch sie beobachteten, dass der größte Anteil der NH_4 -N-Fracht in der 1. Kaskade eliminiert wird.

Die, auf Grund der Ergebnisse der vorliegenden Arbeit zu erwartende **spezifische Überschussschlammproduktion** in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung liegt zwischen denen von Cheung (1981) und Ouyang (1980) beobachteten Werten. Die großen Unterschiede zwischen von Cheung und Ouyang bestimmten Überschussproduktionen lassen sich durch die Unterschiede in der Bestimmungsmethode erklären.

Die spezifische Überschussschlammproduktion kann entweder unmittelbar durch Bestimmung des Trockensubstanzgehaltes im Auslauf des Scheibentauchkörpers bestimmt werden oder durch die Bildung der Differenz zwischen Scheibentauchkörperauslauf und Ablauf der Nachklärung.

Im ersten Fall ergeben sich zu hohe Werte, da die inerten Partikel im Zulauf zum Scheibentauchkörper berücksichtigt werden. Im zweiten Fall wird davon ausgegangen, dass nur Feststoffe zurückgehalten werden, die organischen Ursprungs sind. Hieraus ergeben sich unter Umständen zu niedrige Werte, da in diesem Fall die Bestimmung von der Effektivität der Nachklärung abhängt.

Die in dieser Arbeit bestimmte spezifische Überschussschlammproduktion wurde über die Menge des abgezogenen Überschussschlammes pro Tag und der täglich abgebauten BSB_5 -Fracht berechnet.

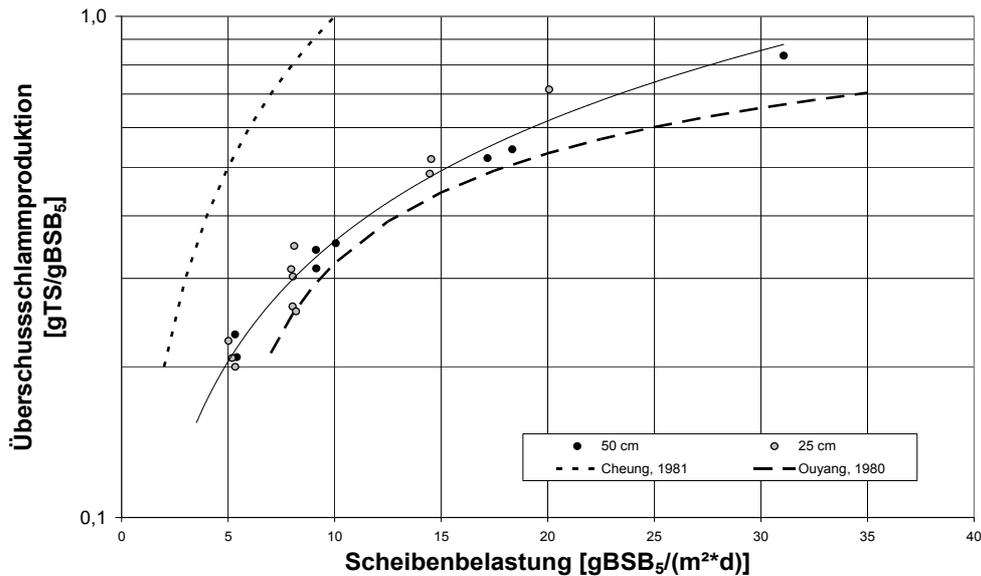


Abbildung 9.60: Vergleich der Ergebnisse der Bestimmung der spezifischen Überschussschlammproduktion mit Literaturdaten

Die Konzentration der **abfiltrierbaren Stoffe** im Ablauf des Scheibentauchkörpers steigt mit zunehmender Scheibenbelastung und erklärt sich durch die steigende spezifische Überschussschlammproduktion. Die Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe liegt bei Scheibenbelastungen bis $20 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ unter 300 mg/l im Ablauf des Scheibentauchkörpers und liegt im Bereich der von Cheung et al. (1980) bestimmten Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen für Scheibentauchkörperabläufe. Die Feststoffkonzentration im Ablauf des Scheibentauchkörpers ist ca. eine log-Stufe unter der Trockensubstanzkonzentration im Zulauf der Nachklärung einer Belebtschlammanlage. Die Produktion der Feststoffe erfolgt dabei fast ausschließlich in der 1. Kaskade. Durch Abtrennung dieser Feststoffe in einer Zwischenklärung nach der ersten Kaskade liegen die Feststoffgehalte nach der letzten Kaskade zwischen 20 bis 30 mg/l (Roth, 1983).

Die Ergebnisse hinsichtlich des **Schlammalters** zeigen, dass bei geringen BSB_5 -Scheibenbelastungen mit einem hohen Schlammalter zu rechnen ist. Bei einer Scheibenbelastung von ca. $5 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ergibt sich ein Schlammalter von ca. 25 Tagen. Dieses Ergebnis weicht deutlich von den Ergebnissen von Cheung (1981) ab, der für eine Scheibenbelastung von $4,5 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ein Schlammalter von 7 Tagen angibt.

Cheung (1981) berechnet das Schlammalter jedoch an Hand einer über die Dichte abgeschätzten Gesamtschlammmenge auf den Aufwuchsflächen, wobei er von einer Dichte des Schlammes von $17,2 \text{ kg/m}^3$ ausgeht. Dadurch sind die von ihm berechneten Schlammalter deutlich geringer, da die in der vorliegenden Arbeit bestimmte Dichte etwa doppelt so groß ist.

9.6 Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi

Die Daten wurden an einer Demonstrationsanlage auf der Kläranlage Yamunah Vihar, Delhi, Indien durch Mitarbeiter der Guru Gobind Singh Indraprastha University, Delhi und des Indian Institut of Technology (IIT), Delhi erhoben und analysiert.

Die Untersuchungen in Delhi wurden begleitet von häufigen Unterbrechungen des Betriebes durch Ausfälle der Stromversorgung. Die erzielten Reinigungsleistungen stellen daher nicht die Reinigungsleistungen unter optimalen Bedingungen dar.

9.6.1 Randbedingungen der Untersuchungen

Die Demonstrationsanlage wurde in Anlehnung an das DWA-Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 281 für vollständige Nitrifikation dimensioniert. Die Ausbaugröße beträgt 150 EW, bei einer Scheibenbelastung von 6,7 g BSB₅/(m²*d) und 1,2 g TKN/(m²*d); Aufenthaltszeit Vorklärung 2 h.

Die Einteilung der unterschiedlichen Untersuchungsphasen wurde in Abhängigkeit von der Abwassertemperaturen und den unterschiedlichen Belastungszuständen gewählt (Tabelle 9.30; Abbildung 9.61).

In Tabelle 9.30 sind die verschiedenen Versuchsphasen mit den zugehörigen parameterspezifischen Scheibenbelastungen der untersuchten Parameter aufgelistet.

Der Untersuchungszeitraum spiegelt in etwa den jahreszeitlichen Verlauf der Abwassertemperaturen in Delhi wider. Die Maximalwerte im Sommer betragen ca. 30 °C und die Minimaltemperaturen im Winter ca. 15 °C.

Abwassertemperaturen von 20 °C werden in Delhi, Indien während der Monate Februar bis November (10 Monate/a) überschritten. Abwassertemperaturen von 30 °C werden im Zeitraum zwischen Mitte April bis ca. Mitte August (ca. 4 Monat/a) erreicht bzw. überschritten.

Tabelle 9.30: Parameterspezifische Scheibenbelastungen während der unterschiedlichen Phasen der Untersuchungen (Demonstrationsanlage)

	HRT	BSB ₅	CSB _{filtriert}	CSB _{hom}	NH ₄ -N	TKN	Mittlere Temp.	Abwasser
	[h]	[g/(m ² *d)]					[°C]	[-]
Phase 1	1,25	26,7	x	58,5	2,5	x	30,0	Rohabwasser
Phase 2	1,25	18,2	x	41,5	2,8	x	29,7	
Phase 3	2,5	8,2	12,9	15	1,2	2,0	28,6	Nach Vorklärung
Phase 4	1,25	18,5	26,3	27,8	1,8	3,4	25,7	
Phase 5	1,25	15,6	28,3	x	1,7	3	19,4	

x keine Datensätze vorhanden

Die Beschickung der Scheibentauchkörperanlage mit Rohabwasser zu Beginn der Untersuchungen führte zu hohen Zulaufkonzentrationen und Frachten, wodurch die Belastungs-

grenze des Systems erreicht werden konnte, ohne die hydraulischen Grenzen des Systems zu überschreiten.

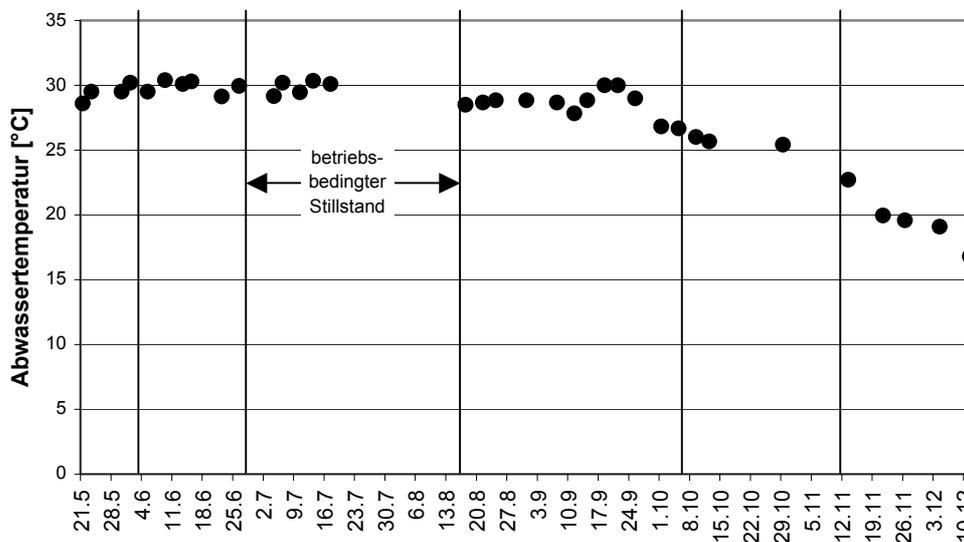


Abbildung 9.61: Abwassertemperaturverlauf während der Untersuchungen in Delhi, Indien

Um eine der Dimensionierung (nach ATV-DVWK-A 281) vergleichbare Scheibenbelastung zu realisieren, wurde im Verlauf der Untersuchungen die maximale hydraulische Belastung des Systems halbiert.

9.6.2 BSB₅-Reinigungsleistung (Demonstrationsanlage)

In Abbildung 9.62 sind die BSB₅-Abbauraten in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung dargestellt. Unabhängig von der Scheibenbelastung und vom verwendeten Abwasser beträgt die Reinigungsleistung nach der Nachklärung über 85%. Die prozentuale Reinigungsleistung der Phasen 3 und 4 ist im Vergleich zu Phase 1, Phase 2 und Phase 5 deutlich höher. Die Unterschiede zu den Phasen 1 und 2 sind auf die unterschiedliche Abwasserzusammensetzung zurückzuführen.

Dies verdeutlicht der Vergleich der Reinigungsleistung nach der 3. Kaskade. Bei Verwendung von Rohabwasser ergeben sich prozentuale Reinigungsleistungen von etwas mehr als 70%. Durch Beschickung der Scheibentauchkörperanlage mit vorgeklärten Abwasser konnte die BSB₅-Reinigungsleistung auf 76% erhöht werden.

Die geringere prozentuale Reinigungsleistung während der Phase 5 gegenüber Phase 3 und 4 ist dagegen vom Einfluss der Temperatur bestimmt.

Die in Abbildung 9.62 mit weiß hinterlegten Symbole zeigen die Ergebnisse der Bestimmung der BSB₅-Abbauraten nach Vorbehandlung des zu reinigenden Abwassers mittels Vorklärung (Phase 3 - 5), die schwarzen Symbole ohne Vorbehandlung (Phase 1 - 2).

Zusätzlich eingezeichnet sind die mittleren Abwassertemperaturen die während der unterschiedlichen Belastungsphasen herrschten.

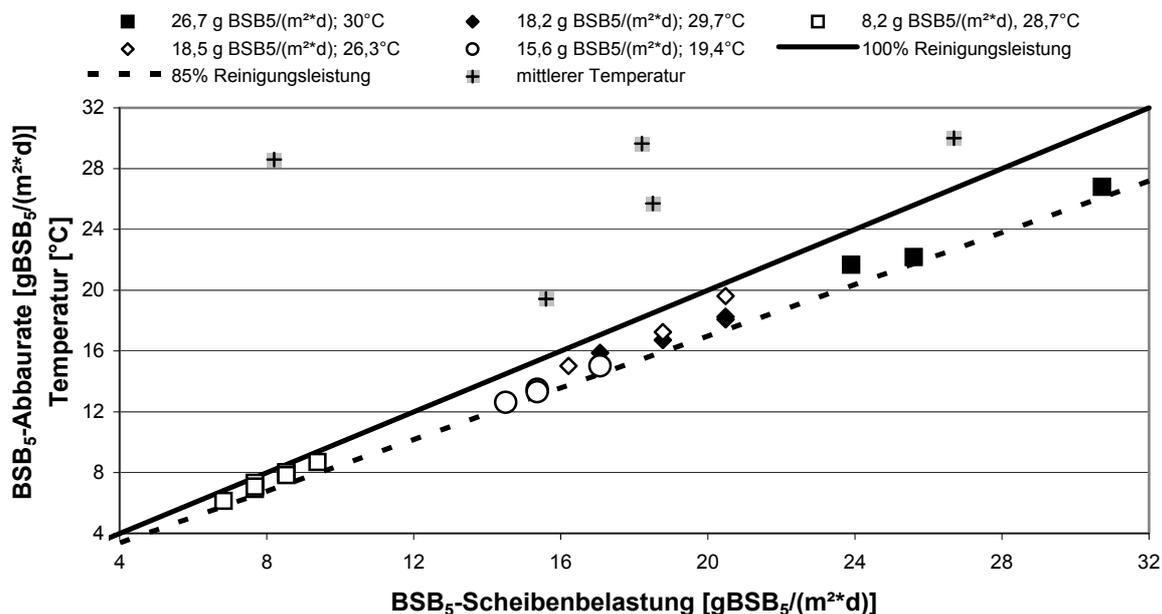


Abbildung 9.62: BSB₅-Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi, Indien (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung)

Die maximale Ablaufkonzentration wurde bei einer Scheibenbelastung von 26,7 g BSB₅/(m²*d) und einer Abwassertemperatur von 30 °C zu 37,3 mg BSB₅/l im Mittel bestimmt (Phase 1).

Bei einer Scheibenbelastung von 18,2 g BSB₅/(m²*d) wurde bei einer vergleichbaren Abwassertemperatur eine Ablaufkonzentration von 22,7 mg BSB₅/l erreicht (Phase 2).

Bei etwa gleicher Scheibenbelastung (18,5 g BSB₅/(m²*d)), jedoch mit Vorklärung konnte eine Ablaufkonzentration von 14,3 mg BSB₅/l erreicht werden; obwohl die mittlerer Abwassertemperatur jahreszeitlich bedingt um 4 °C geringer war (Phase 4).

Tabelle 9.31: Ergebnisse der BSB₅-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi)

	Phase	1	2	3	4	5
Temperatur	[°C]	30,0	29,7	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g BSB ₅ /(m ² *d)]	26,7	18,2	8,2	18,5	15,6
Zulauf	[mg/l BSB ₅]	313,3	213,3	192,0	216,7	182,5
Ablauf Kaskade 3	[mg/l BSB ₅]	93,7	61,7	46,0	52,2	41,3
Ablauf Nachklärung	[mg/l BSB ₅]	37,3	22,7	15,2	14,3	23,0
Reinigungsleistung nach Kaskade 3	[%]	70,1	71,1	76,0	75,9	77,5
Reinigungsleistung nach Nachklärung	[%]	88,1	89,4	92,1	93,4	87,4

Vergleicht man dieses Ergebnis mit den Anforderungen der in Deutschland gültigen Abwasserordnung, Anhang 1 (AbwV, 2007) für die Größenklassen 1 - 5, könnten die Anforderung für die Größenklasse 5 (ohne Berücksichtigung der Nitrifikation) bei Abwassertemperaturen über 25,7 °C eingehalten werden (Phase 4).

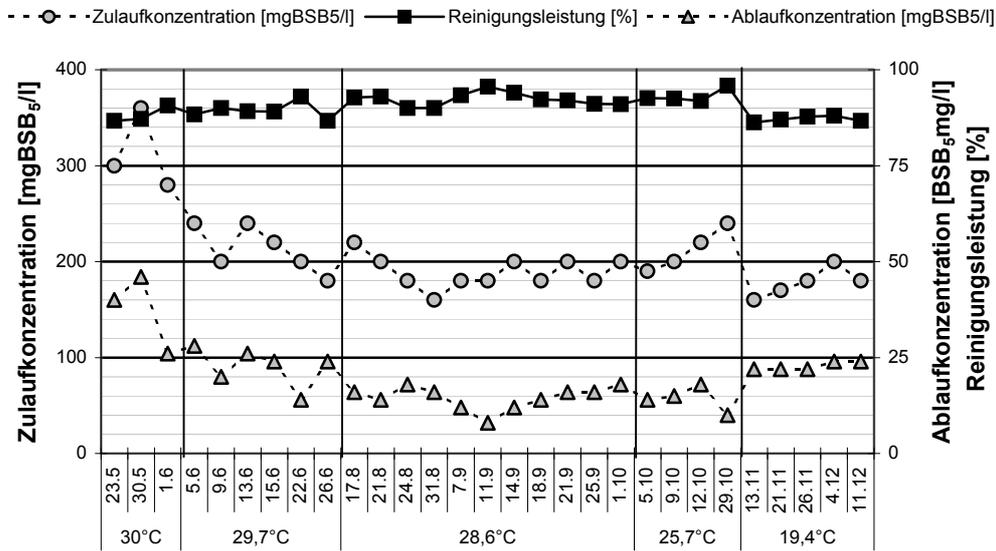


Abbildung 9.63: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi, Indien; Parameter BSB₅

Im Umkehrschluss bedeutet dies, dass die nach deutschen Bemessungsansätzen (150 EW) dimensionierte Anlage unter den in Indien herrschenden klimatischen Verhältnissen bei einer mittleren Abwassertemperatur von 25,7 °C um den Faktor 2,8 kleiner dimensioniert werden könnte bzw. eine um den Faktor 2,8 größere Abwassermenge gereinigt werden könnte.

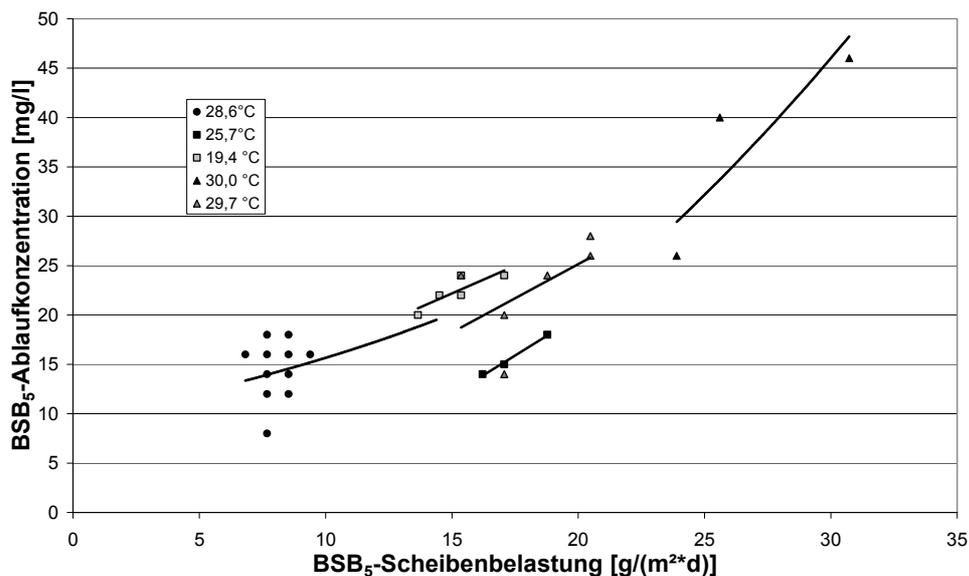


Abbildung 9.64: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage)

In Abbildung 9.64 ist die BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB₅-Scheibenbelastung dargestellt. Anhand der Regressionsgeraden in Abbildung 9.64 wurden für Ablaufkonzentrationen von 20 mg BSB₅/l bzw. 30 mg BSB₅/l die erreichbaren BSB₅-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur bestimmt (Tabelle 9.32).

Tabelle 9.32: BSB₅-Scheibenbelastung [g/(m²*d)] in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage)

Abwassertemperatur [°C]	BSB ₅ -Ablaufkonzentration [mg/l]	
	20,0	30,0
30,0	18,3	24,0
29,7	16,6	23,0
28,6	14,9	23,0
25,7	19,9	23,9
19,4	13,0	21,0

Bei einer Abwassertemperatur von ca. 26 °C ist eine um ca. 53 % höhere Scheibenbelastung möglich als bei einer Abwassertemperatur von ca. 20 °C, bzw. eine Steigerung der BSB₅-Umsatzleistung von 8,4 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. Bei Temperaturen über 26 °C sind die Scheibenbelastungen zum Erreichen einer BSB₅-Ablaufkonzentration von unter 20 mg/l überraschenderweise geringer als für eine Abwassertemperatur von 26 °C.

Dies hat zwei Gründe:

- Betrachtet man die BSB₅-Abbauleistung entkoppelt von der Nachklärung ist ein deutlicher Unterschied zwischen den Phasen 1 und 2 (29,7°C - 30 °C) gegenüber den Phasen 4 - 5 (19,4 °C - 25,7°C) zu erkennen. Dieser Unterschied ist auf die höhere Feststofffracht im Zulauf des Scheibentauchkörpers während der Phasen 1 und 2 zurückzuführen.
- Für Phase 3 liegen nur Daten für Scheibenbelastungen unter 10 g BSB₅/(m²*d) vor. Die Ablaufkonzentrationen liegen im Mittel bei 14,5 mg BSB₅/l bei einer Reinigungsleistung von über 92 %. Eine Abschätzung der möglichen Scheibenbelastung ist somit sehr ungenau.

Die BSB₅-Konzentration in Kaskade 3 ist im Mittel um den Faktor 2,7 höher als im Ablauf der Nachklärung. Dieser Reduzierung der BSB₅-Konzentration ergibt sich durch die weitgehende Abtrennung der partikulären Stoffe in der Nachklärung.

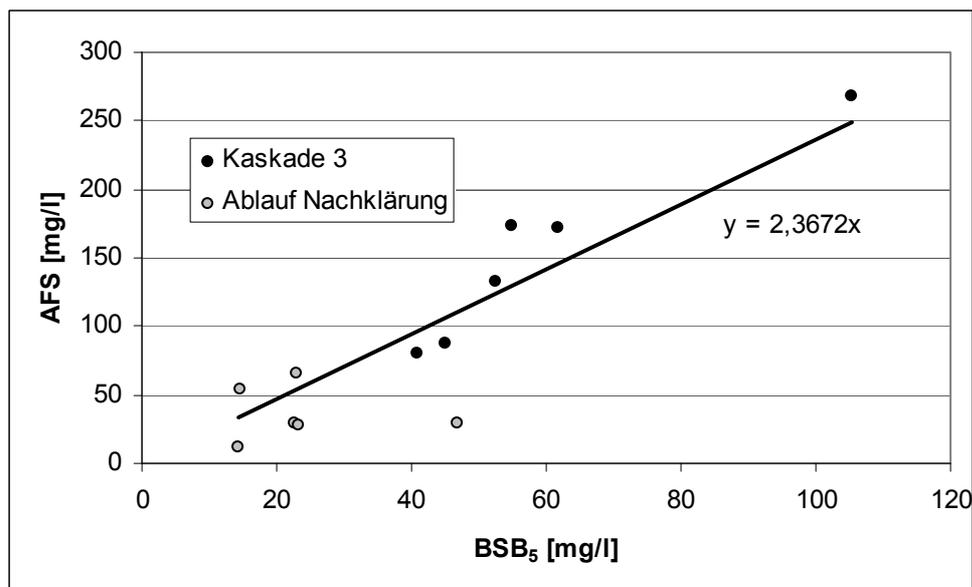


Abbildung 9.65: Korrelation zwischen AFS- und BSB₅-Konzentration in Kaskade 3 und im Ablauf der Nachklärung (Demonstrationsanlage)

In Abbildung 9.65 ist das Verhältnis zwischen der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen und der BSB₅-Konzentration in Kaskade 3 und im Ablauf der Nachklärung dargestellt. Eine Reduzierung der Feststoffkonzentration in der Nachklärung um 1 mg TS/l bewirkt eine Reduzierung der BSB₅-Konzentration im Ablauf der Nachklärung um 0,42 mg BSB₅/l. Dieses Ergebnis stimmt mit Angaben von Bever et al., 2002 überein, dass 1 mg TS/l etwa 0,3 - 1 mg BSB₅/l (0,8 - 1,6 mg CSB/l) entspricht.

9.6.3 CSB_{filtriert}-Abbauleistung

Auf Grund fehlender Datensätze können nur Untersuchungsergebnisse nach dem 17.8.2007 betrachtet werden (Phase 3 - 5).

Tabelle 9.33: Ergebnisse der CSB_{filtriert}-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi)

	Phase	3	4	5
Temperatur	[°C]	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g CSB _{filtriert} /(m ² *d)]	12,9	26,3	28,3
Abbauleistung nach Kaskade 3	[g CSB _{filtriert} /(m ² *d)]	9,60	9,95	10,75
Abbauleistung nach Nachklärung	[g CSB _{filtriert} /(m ² *d)]	11,84	12,06	12,25
Zulauf	[mg CSB _{filtriert} /l]	302,7	308,5	332,0
Ablauf Kaskade 3	[mg CSB _{filtriert} /l]	77,6	75,3	80,1
Ablauf Nachklärung	[mg CSB _{filtriert} /l]	25,2	25,8	44,9
Reinigungsleistung nach Kaskade 3	[%]	74,35	75,60	75,87
Reinigungsleistung nach Nachklärung	[%]	91,7	91,6	86,5

Die Ergebnisse des Parameters $CSB_{\text{filtriert}}$ dienen lediglich der Kontrolle der Ergebnisse des sensibleren Parameters BSB_5 .

Die Ergebnisse hinsichtlich der $CSB_{\text{filtriert}}$ -Abbauleistung sind mit den Ergebnissen der BSB_5 -Abbauleistungen vergleichbar. Das mittlere $BSB_5/CSB_{\text{filtriert}}$ -Verhältnis im Zulauf der Anlage beträgt 0,63, im Ablauf von Kaskade 3 hingegen 0,60 und im Ablauf der Nachklärung 0,56.

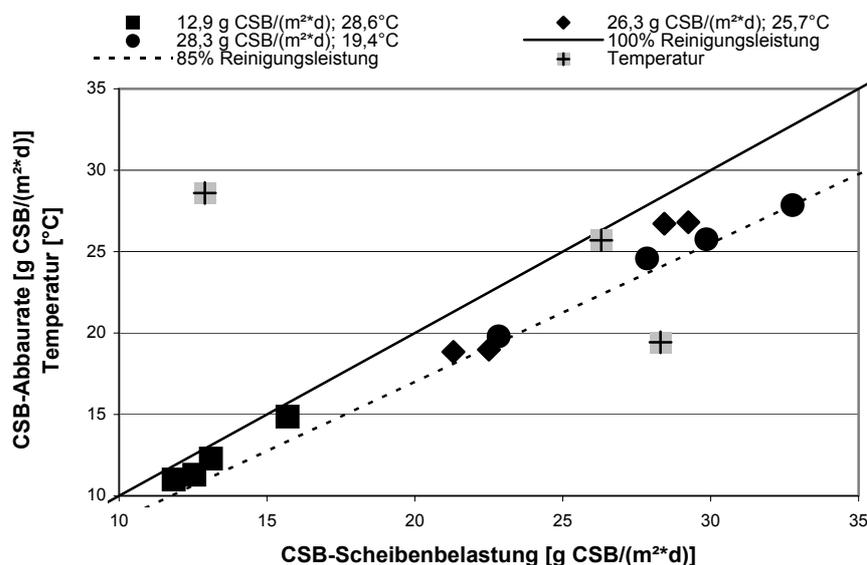


Abbildung 9.66: $CSB_{\text{filtriert}}$ -Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi, Indien

Die prozentuale $CSB_{\text{filtriert}}$ -Reinigungsleistung ist ebenfalls unabhängig von den untersuchten Scheibenbelastungen; für Temperaturen über 25°C höher als bei Temperaturen unter 25°C.

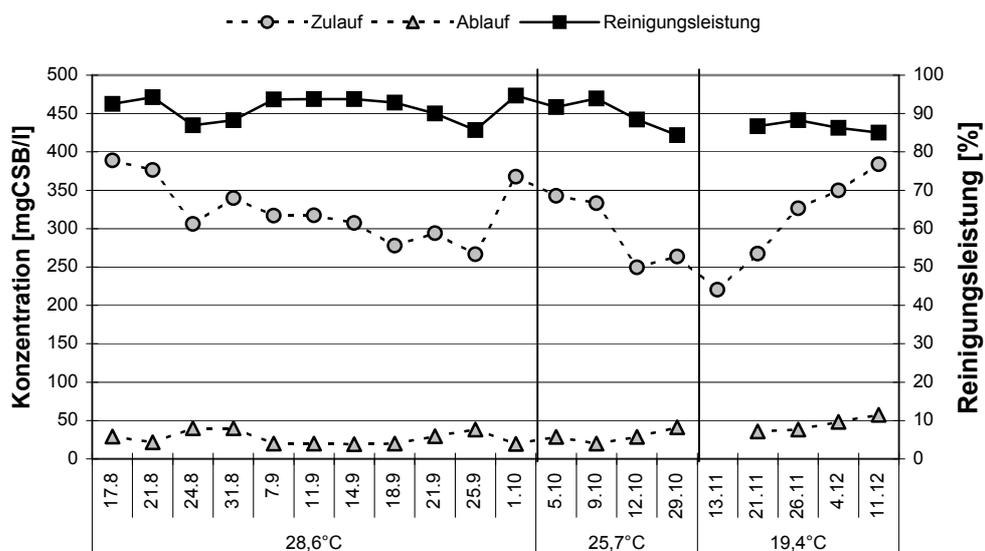


Abbildung 9.67: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi, Indien; Parameter $CSB_{\text{filtriert}}$

Sie liegt im Ablauf der Nachklärung jeweils über 85 % und ist nur unwesentlich geringer als die BSB₅-Reinigungsleistung. Gleiches gilt für die prozentuale Reinigungsleistung nach Kaskade 3, die mit etwa 75% ebenfalls marginal geringer als die BSB₅-Reinigungsleistung.

9.6.4 CSB_{homogenisiert}-Abbauleistung

Auf Grund fehlender Datensätze können nur Ergebnisse der Phasen 1 - 4 berücksichtigt werden.

Die maximale mittlere CSB-Ablaufkonzentration von im Mittel 106,8 mg/l wurde zu Beginn der Untersuchungen bei einer CSB-Scheibenbelastung von 58,3 g CSB/(m²*d) und einer Abwassertemperatur von 30 °C bestimmt. Die hierbei erreichte maximale Abbaurrate ergab sich zu 47,9 g CSB/(m²*d).

Tabelle 9.34: Ergebnisse der CSB_{hom}-Bestimmung der Demonstrationsanlage

	Phase	1	2	3	4
Temperatur	[°C]	30,0	29,7	28,6	25,7
Scheibenbelastung	[g CSB _{hom} /(m ² *d)]	58,3	41,5	15,2	27,8
Abbauleistung nach Kaskade 3	[g CSB _{hom} /(m ² *d)]	37,0	22,0	10,2	19,6
Abbauleistung nach Nachklärung	[g CSB _{hom} /(m ² *d)]	49,4	36,0	13,0	24,8
Zulauf	[mg CSB _{hom} /l]	685,4	484,1	342,5	325,8
Ablauf Kaskade 3	[mg CSB _{hom} /l]	252,2	226,7	103,2	96,1
Ablauf Nachklärung	[mg CSB _{hom} /l]	106,8	62,8	38,8	35,2
Reinigungsleistung nach Kaskade 3	[%]	63,2	53,2	69,9	70,5
Reinigungsleistung nach Nachklärung	[%]	84,4	87,0	88,7	89,2

Eine Reduzierung der Scheibenbelastung um 29 % führte zu einer Verringerung der Ablaufkonzentration um 41 % (Phase 1 → Phase 2).

Die niedrigsten CSB-Ablaufkonzentrationen wurden bei CSB-Scheibenbelastungen von 15,2 und 27,8 g CSB/(m²*d) zu 38,8 bzw. 35,2 mg/l bestimmt (Phase 3 und 4).

Eine Beurteilung der CSB-Ablaufkonzentration nach der Nachklärung an Hand der Anforderungen nach der deutschen Abwassertemperatur, Anhang 1 (AbwV, 2007) zeigt, dass für die eingestellten CSB_{hom}-Scheibenbelastungen bis 41,5 g/(m²*d) bei einer Abwassertemperatur von 29,7°C die, für die Größenklasse 5 geforderte CSB-Ablaufkonzentration von 75 mg CSB/l sicher eingehalten werden kann.

9.6.5 NH₄-N-Abnahme

Im Gegensatz zur BSB₅- bzw. CSB-Reinigungsleistung ist die NH₄-N-Reduktion durch die hohe Konzentration partikulärer Stoffe im Zulauf der Anlage deutlich mehr beeinflusst.

Deutlich zu erkennen ist, dass, bedingt durch die Verwendung von feststoffreichem Rohabwasser, die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Reduktion im Vergleich zu den Phasen 3-5 deutlich geringer und instabiler ist (Abbildung 9.68 und Abbildung 9.69). Die Abbauraten der Phasen 1 und 2 liegen mit 41,4 % und 53,7 % deutlich unter 85 %.

In Analogie zu Abbildung 9.62 wurde in Abbildung 9.68 und Abbildung 9.69 die Ergebnisse der Phasen 1 und 2 mit Rohabwasser mit schwarzen Symbolen gekennzeichnet.

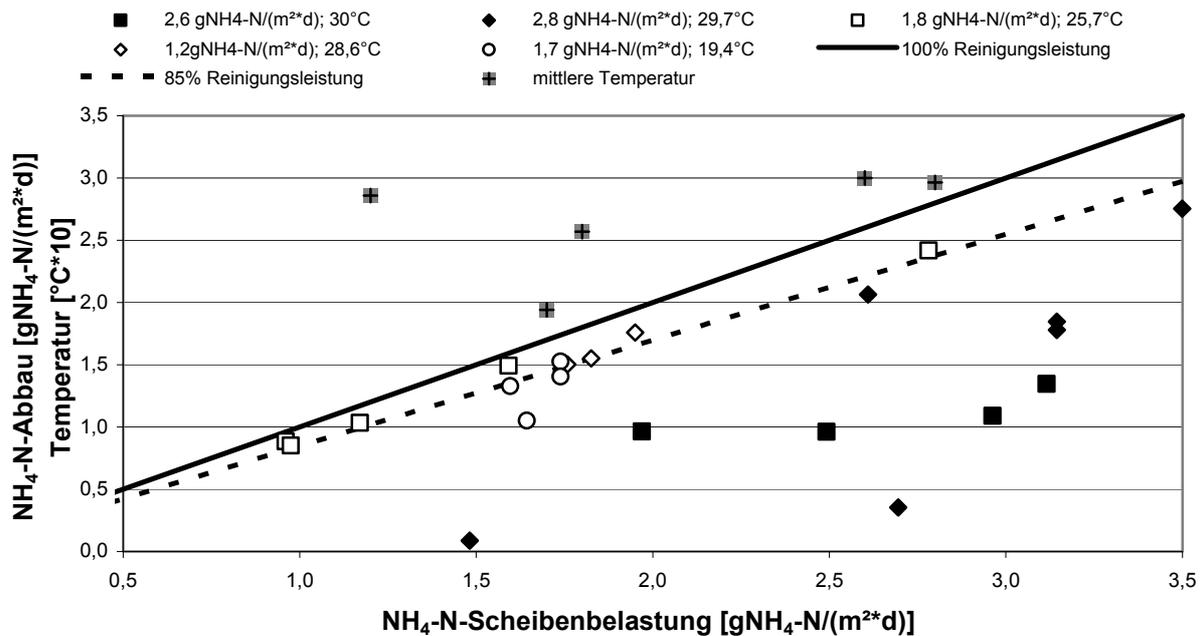


Abbildung 9.68: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Reduktion bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi, Indien; Ergebnisse nach Nachklärung (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung)

Tabelle 9.35: Ergebnisse der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi)

	Phase	1	2	3	4 ²⁰	5
Temperatur	[°C]	30,0	29,7	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g $\text{NH}_4\text{-N/(m}^2\text{d)}$]	2,6	2,8	1,1	1,8	1,7
Zulauf	[mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$]	30,9	32,4	26,3	21,6	19,7
Ablauf Kaskade 3	[mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$]	21,0	17,4	4,5	4,4	6,9
$\text{NH}_4\text{-N}$ -Reduktion nach Nachklärung	[g $\text{NH}_4\text{-N/(m}^2\text{d)}$]	1,09	1,48	1,00	1,60	1,33
Reinigungsleistung nach Nachklärung	[%]	41,4	53,6	89,1	87,0	79,0

²⁰ Siehe Tabelle 9.37

Die durch die deutsche Abwasserverordnung, Anhang 1 (AbwV, 2007) geforderte Ablaufkonzentration von 10 mg NH₄-N/l für die Größenklassen 3 bis 5, kann bei Verwendung von vorgeklärtem Wasser sicher eingehalten werden. Im Falle der Demonstrationsanlage in Delhi ist diese Konzentration bei einer Scheibenbelastung von bis zu 1,8 g NH₄-N/(m²*d) (3,2 g TKN/(m²*d)) einzuhalten, wobei bezüglich der Ablaufkonzentration ein Reservepotential von über 50 % verbleibt.

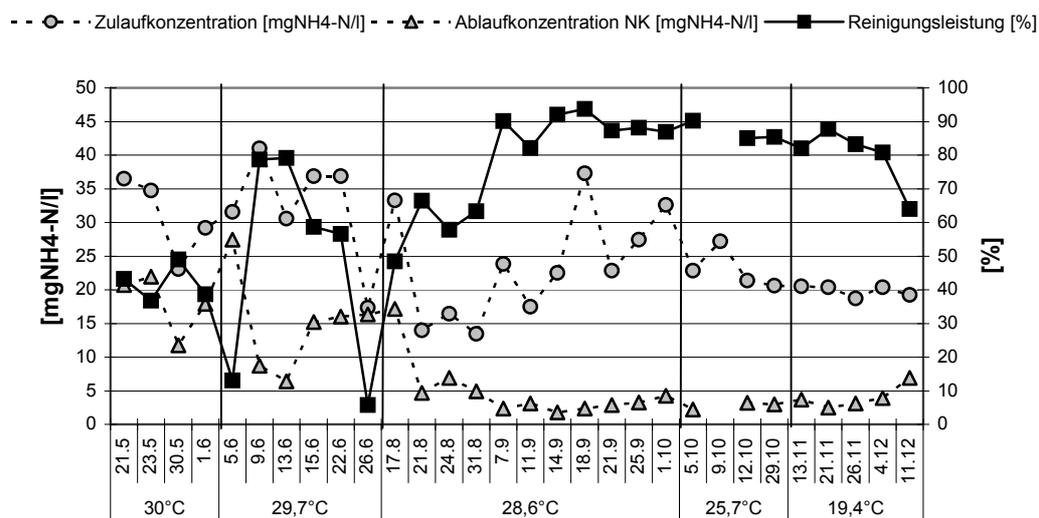


Abbildung 9.69: Betriebsergebnisse des Gesamtsystems (NH₄-N) (Demonstrationsanlage)

Durch die Umstellung auf vorgeklärtes Abwasser steigerte sich - trotz geringerer Abwassertemperatur während der Phase 4 (30 °C/29,7 °C → 25,7 °C), jedoch bei einer um 31 % bzw. 36 % (2,6 bzw. 2,8 → 1,8) geringeren Scheibenbelastung gegenüber Phase 1 bzw. 2 – die NH₄-N-Abbaurrate um 46,7 % bzw. 8,1% (1,09 bzw. 1,48 → 1,60) (Tabelle 9.36).

Bei einer mittleren Abwassertemperatur von 19,4 (Phase 5) wurde für das Gesamtsystem eine mittlere Reduktion von NH₄-N von 79 % bestimmt. Im Vergleich zu Phase 4 (87%, annähernd gleiche Scheibenbelastungen) ist die Reinigungsleistung um 20,4 % geringer; dies ist zurückzuführen auf den Temperaturunterschied von 6,7 °C zwischen Phase 4 und Phase 5. Daraus lässt sich eine Erhöhung der NH₄-N-Abbauleistung um 3,04 % pro 1°C Temperaturerhöhung ableiten.

Tabelle 9.36: NH₄-N-Reduktion für unterschiedliche Temperaturen und Scheibenbelastungen in Abhängigkeit vom verwendeten Abwasser (Demonstrationsanlage)

	Phase	1	2	3	4	5
Abwassertemperatur	[°C]	30	29,7	28,6	25,7	19,4
Abwasserbeschaffenheit	[-]	roh		vorgeklärt		
Scheibenbelastung	[g NH ₄ -N/(m ² *d)]	2,6	2,8	1,1	1,8	1,7
NH ₄ -N-Reduktion Kaskade 1 - 3	[g NH ₄ -N/(m ² *d)]	1,09	1,48	1,00	1,60	1,33

9.6.6 Nitrifikation – N_{ges} -Elimination

Der Betrachtung der Nitrifikationsleistung der Demonstrationsanlage liegen die Parameter NH_4 -N, NO_3 -N und N_{org} zu Grunde.

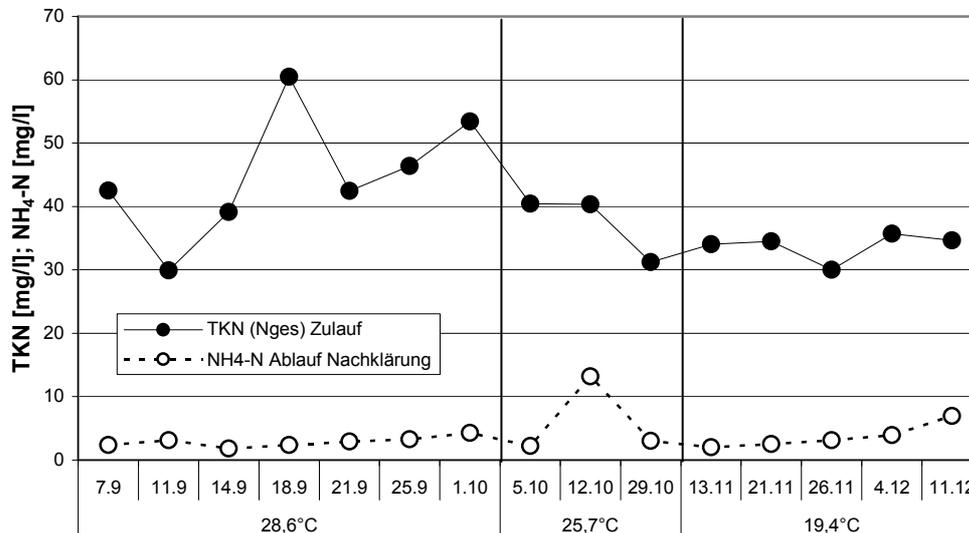


Abbildung 9.70: NH_4 -N-Ablaufkonzentration nach Kaskade 3 und nach der Nachklärung (Demonstrationsanlage)

Untersucht wurden mittlere TKN-Scheibenbelastungen zwischen 2 und 3,4 g TKN/(m²·d) bei Abwassertemperaturen zwischen 19,4°C bis 28,6°C (Phase 3 - 5). Für die Phasen 1 und 2 konnte auf Grund fehlender Datensätze bezüglich N_{org} und NO_3 -N, lediglich eine Betrachtung der Komponente NH_4 -N vorgenommen werden (siehe Kapitel 9.6.5).

Während der Untersuchungsphasen wurden unabhängig von der Abwassertemperatur und der Scheibenbelastung mittlere NH_4 -N- bzw. N_{ges} -Ablaufkonzentrationen von < 3,7 mg NH_4 -N/l bzw. 19,6 mg N_{ges} /l erzielt. Für NH_4 -N konnten somit der in der deutschen Abwasserverordnung (AbwV, 2007) geforderte Einleitergrenzwert von 10 mg NH_4 -N/l für Anlagen bis Größenklasse 5 sicher eingehalten werden.

In Tabelle 9.37 sind die Eliminationsleistungen, Nitrifikationsleistungen sowie Zu- und Ablaufkonzentrationen der Untersuchungsphasen 3-5 aufgelistet. Für die Phase 4 wurde in Klammern ein zusätzlicher, um ein Einzelergebnis bereinigter Mittelwert angegeben. Diese bereinigten Mittelwerte wurden für die weitere Beurteilung der Ergebnisse herangezogen.

Während der Untersuchungen wurde eine N_{ges} -Elimination nach der Nachklärung mitunter bis über 70 %. Diese N_{ges} -Elimination erklärt sich einerseits durch die Inkorporation von Stickstoff in die Biomasse und Denitrifikation in anaeroben Bereichen des Biofilms (siehe Kapitel 9.6.7)

Tabelle 9.37: Ergebnisse der N_{tot} und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Bestimmung (Phase 4: Werte in Klammern ohne Messwerte vom 12.10.07; Demonstrationsanlage)

Phase		3	4	5
Temperatur	[°C]	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	1,2	1,8	1,7
	[g TKN/ $(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	2,0	3,4	3,0
HRT	[h]	2,5	1,25	1,25
Zulauf	[mg TKN/l]	46,6	39,8 (38,4)	35,7
Ablauf Nachklärung	[mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$]	2,9	6,2 (2,6)	3,7
	[mg N_{org}/l]	1,5	2,1 (1,1)	2,1
	[mg N_{ges}/l]	15,8	19,6 (15,6)	10,1
Nitrifikationsleistung nach Nachklärung	[mg $N_{\text{oxidiert}}^{21}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	1,8	2,6 (2,8)	2,5
N_{ges} -Elimination nach Nachklärung	$N_{\text{ges,ab}}/N_{\text{ges,zu}}$ [%]	66,1	50,8 (59,3)	71,7

Ein Vergleich der mittleren Nitrifikationsleistungen [$N_{\text{oxidiert}}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$] während der Versuchsphasen 3 - 5 lässt keine eindeutige Aussage hinsichtlich der Temperaturabhängigkeit zu.

Eine deutliche Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Abwassertemperatur kann beim Vergleich der Einzelergebnisse festgestellt werden (Abbildung 9.71).

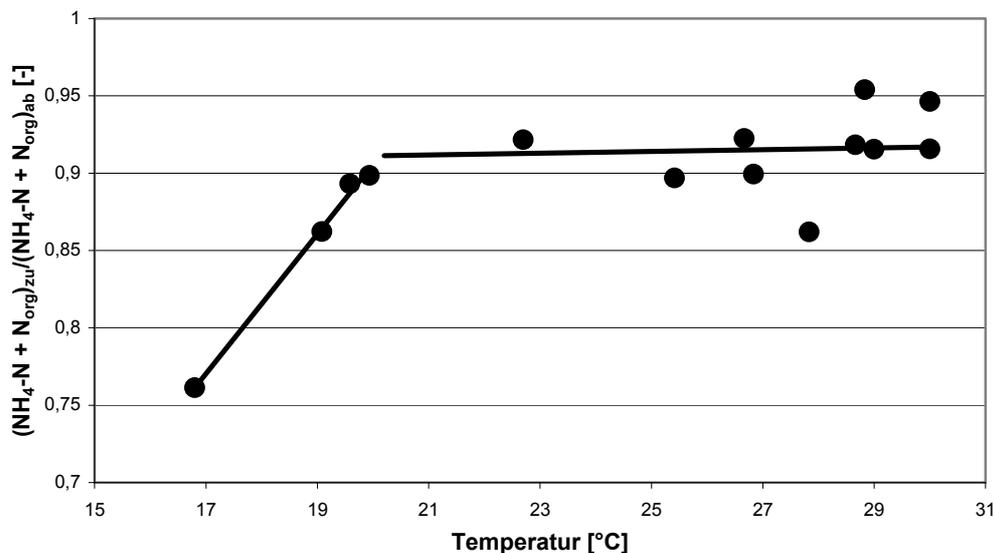


Abbildung 9.71: Reinigungsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Einzelergebnisse; Demonstrationsanlage)

Bei Abwassertemperaturen unter 20 °C reduziert sich die prozentuale Nitrifikationsleistung deutlich. Die prozentuale Nitrifikationsleistung reduziert sich dabei annähernd linear von 92 % auf ca. 75 % (17 °C).

²¹ Annahme: $N_{\text{oxidiert}} = (\text{NH}_4\text{-N} + N_{\text{org}})_{\text{zu}} - (\text{NH}_4\text{-N} + N_{\text{org}})_{\text{ab}} = \text{TKN}_{\text{zu}} - \text{TKN}_{\text{ab}}$; ohne Berücksichtigung der Inkorporation in die Biomasse

Oberhalb einer Abwassertemperaturen von 20 °C erscheint die Nitrifikationsleistung nahezu unabhängig von der Temperatur, trotz unterschiedlicher TKN-Scheibenbelastungen von 2,0 bzw. 3,4 g TKN/(m²*d). Dies bedeutet, dass bei Temperaturen ab ca. 20 °C mindestens eine TKN-Scheibenbelastung von 3,4 g TKN/(m²*d) realisierbar ist, bei gleichzeitiger BSB₅-Scheibenbelastung von ca. 18 g BSB₅/(m²*d).

Zudem bedeutet dies, dass durch eine Erhöhung der Abwassertemperatur um 3 °C eine Leistungssteigerung der Nitrifikation um 22,6 % erzielt wurde, bzw. eine Steigerung der Nitrifikationsleistung um 7,5 % pro 1° C Temperaturerhöhung.

9.6.7 Stickstoffbilanz: Demonstrationsanlage Delhi

Auch im Falle der Demonstrationsanlage in Delhi wurde bei der Bilanzierung des Parameters Stickstoff neben dem Gesamtumsatz des Scheibentauchkörpers auch der Stickstoffumsatz der einzelnen Kaskaden untersucht. Im Gegensatz zu den Versuchsanlagen in Karlsruhe wurde die Demonstrationsanlage in Delhi mit kommunalem Abwasser betrieben. Bestimmt wurden deshalb die Parameter NH₄-N, NO₃-N und N_{org}.

Auf Grund teilweise unvollständiger Datensätze für die Phasen 1 und 2, konnte nur für die Phasen 3 - 5 eine Bilanzierung der Stickstofffrachten durchgeführt werden.

Das sich ergebende prozentuale Verhältnis zwischen der Stickstofffracht im Zulauf zur N_{ges}-Reduzierung in der Demonstrationsanlage ist unabhängig von der BSB₅- bzw N_{ges}-Scheibenbelastung des Scheibentauchkörpers.

Ebenfalls konnte kein Einfluss der Temperatur auf dieses Verhältnis beobachtet werden.

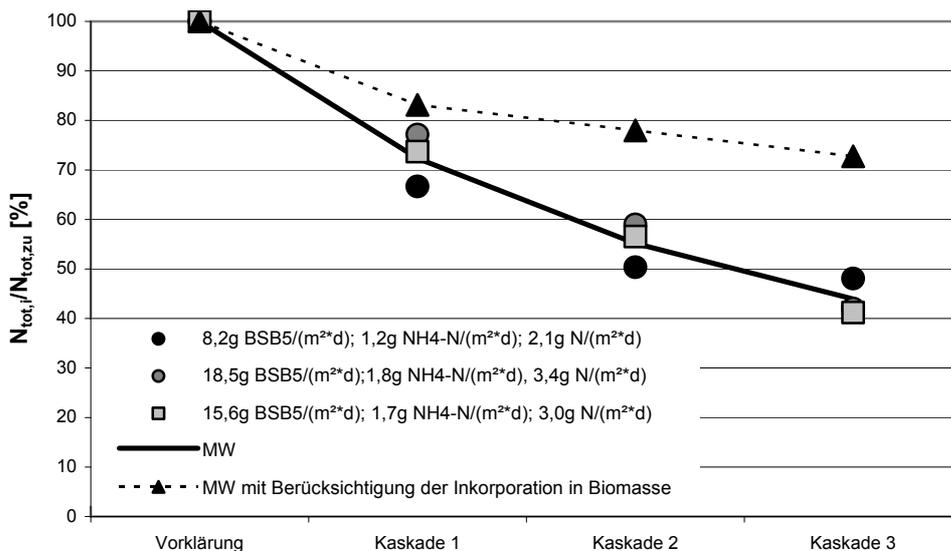


Abbildung 9.72: Verhältnis der Stickstofffrachten in den Kaskaden zur Zulauffracht der Anlage (ohne Berücksichtigung der NO₂-N-Bildung) Demonstrationsanlage Delhi

Schon nach der 1. Kaskade haben sich die Stickstofffrachten um 28,7 % reduziert. Dort reduziert sich die Ammonium-Stickstofffracht im Mittel um 31,6 %, aber es wurden nur 25,4 % des im Ablauf von Kaskade 3 bestimmten Nitrat-Stickstoffs produziert.

Durch Berücksichtigung der Reduzierung der Stickstofffracht durch Inkorporation in Biomasse lässt sich ein Teil der fehlenden Stickstofffracht erklären.

Tabelle 9.38: Berechnung der N_{tot} -Inkorporation in die Biomasse (Demonstrationsanlage)

	BSB _{5,abgebaut} [kg/d]			N_{tot} -Inkorporation [kg/d]		
	Phase 3	Phase 4	Phase 5	Phase 3	Phase 4	Phase 5
Kaskade 1	2,3	11,7	3,2	0,12	0,61	0,17
Kaskade 2	4,4	4,0	8,9	0,23	0,21	0,47
Kaskade 3	1,8	3,2	4,2	0,10	0,17	0,22

In Tabelle 9.38 sind die Berechnungsergebnisse tabellarisch dargestellt. Als Grundlage für die Berechnung dient die Annahme, dass bei der Bildung von 1 g Biomasse ca. 70 mg Stickstoff benötigt werden. Die spezifische Überschussschlammproduktion ergab sich im Mittel zu 0,75 g TS/g BSB_{5,abgebaut} (siehe Kapitel 9.6.9 Abbildung 9.75).

Dennoch fehlen bereits nach der ersten Kaskade ca. 17,5 % der N_{tot} -Zulauffracht und nach der 3. Kaskade ca.29 %.

Folglich wurde ein großer Teil des in der 1. Kaskade gebildeten Nitrat-Stickstoffs auch gleichzeitig denitrifiziert (Abbildung 9.72 und Abbildung 9.73).

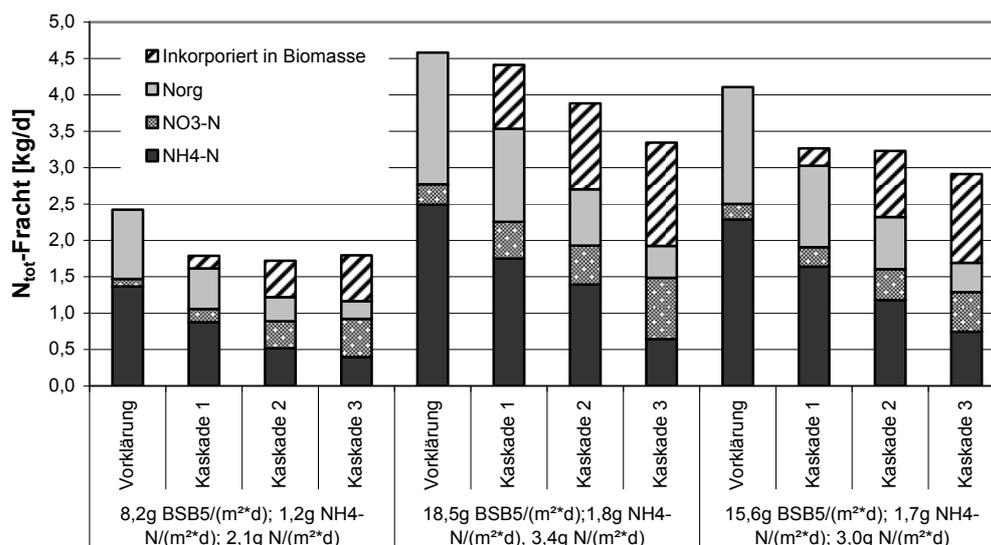


Abbildung 9.73: Stickstoffbilanz der Demonstrationsanlage Delhi, Indien

9.6.8 Sauerstoffkonzentration und pH-Wert

Während der Untersuchungsphasen wurde eine minimale Sauerstoffkonzentration von 2,2 mg/l in der 1. Kaskade bestimmt. Ab Phase 3 sind die mittleren Sauerstoffkonzentrationen deutlich höher, sowohl in der ersten Kaskade als auch in den folgenden beiden Kaskaden.

Tabelle 9.39: Sauerstoffkonzentration und pH-Wert in den Kaskaden (Demonstrationsanlage)

			Phase 1	Phase 2	Phase 3	Phase 4	Phase 5
O ₂	Kaskade 1	[mg O ₂ /l]	2,2	2,3	3,5	3,2	2,9
	Kaskade 2	[mg O ₂ /l]	2,3	2,9	4,4	4,2	4,0
	Kaskade 3	[mg O ₂ /l]	2,7	3,2	5,4	5,0	4,6
pH	Kaskade 1	[-]	-	-	7,4	7,9	7,6
	Kaskade 2	[-]	-	-	7,6	8,0	7,4
	Kaskade 3	[-]	-	-	7,6	8,1	7,5
AFS	nach NK	[mg AFS /l]	29,8	29,7	69,0	56,3	66,0

Eine Erklärung könnte sein, dass die BSB₅- und TKN- Scheibenbelastungen in den Phasen 1 und 2 höher waren.

Eine eindeutige Aussage hierzu ist leider nicht möglich, da die Methode zur Bestimmung der Sauerstoffkonzentration zwischen Phase 2 und Phase 3 geändert wurde. Während der Phasen 1 und 2 wurde der Sauerstoff chemisch bestimmt, ab Phase 3 mit einer Sauerstoffelektrode.

9.6.9 AFS und spezifische Überschussschlammproduktion

Die Konzentration der Abfiltrierbaren Stoffe im Auslauf des Scheibentauchkörpers ist direkt abhängig von der BSB₅-Scheibenbelastung.

Diese Abhängigkeit kann durch Gleichung 9.4 beschrieben werden:

$$\text{AFS} = 14,135 * x^{0,8337} \quad \text{Gleichung 9.4}$$

mit x = BSB₅-Scheibenbelastung [g/m²*d]

Die mittlere AFS-Konzentration im Zulauf des Scheibentauchkörpers ergab sich zu 350 mg/l.

Aus den Ergebnissen der Bestimmung Abfiltrierbaren Stoffe nach Kaskade 3 wurde die zu erwartende spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung durch Multiplikation der Konzentration an Abfiltrierbaren Stoffen mit der Zuflussmenge berechnet.

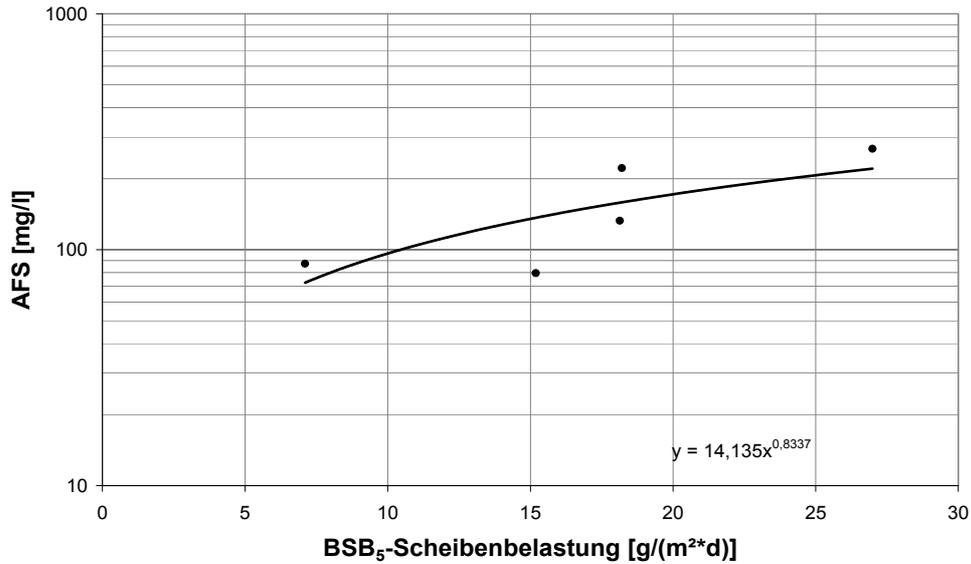


Abbildung 9.74: Konzentration der Abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung (Demonstrationsanlage)

Die zu erwartende spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung kann anhand der Regressionsgerade in Abbildung 9.75 wie folgt abgeschätzt werden:

$$\text{spez. } \ddot{U}_{\text{STK}} = 0,2602 * x^{0,4564} \quad \text{Gleichung 9.5}$$

mit x = BSB₅-Scheibenbelastung [g/m²*d]

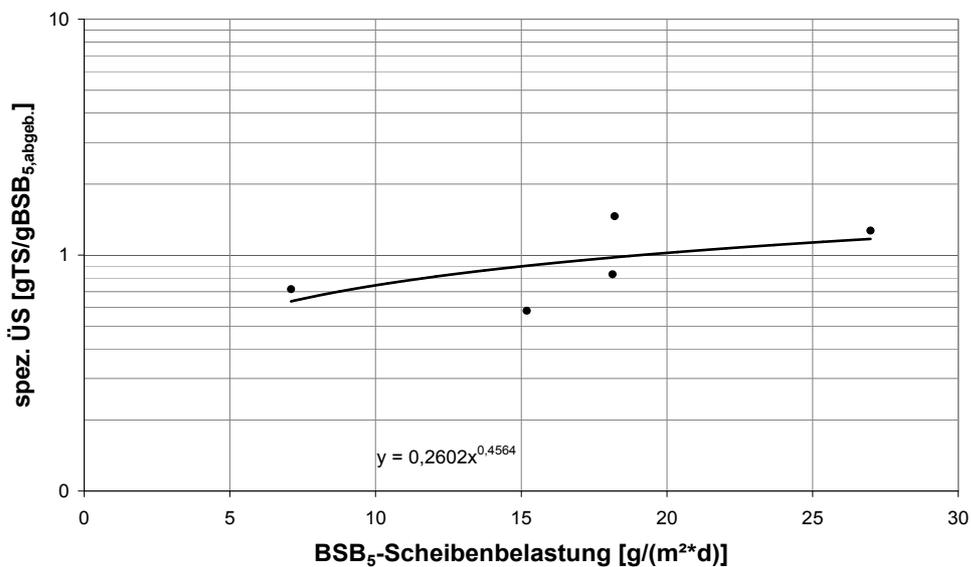


Abbildung 9.75: Spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung (Demonstrationsanlage)

Tabelle 9.40: Spezifische Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage

BSB ₅ -Scheibenbelastung	[g/(m ² *d)]	5	10	15	20	25	30
spez. Überschussschlammproduktion	gTS/gΔBSB ₅	0,54	0,74	0,90	1,02	1,13	1,23

9.6.10 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 9.6

Für den untersuchten Abwassertemperaturbereich zwischen 16 °C und 30 °C konnte kein signifikanter Einfluss der hydraulischen Aufenthaltszeit auf die Reinigungsleistung bezüglich BSB₅, CSB_{hom.} und NH₄-N bzw. TKN festgestellt werden.

Daher kann eine hydraulische Aufenthaltszeit von 1,25 h als ausreichend betrachtet werden.

Bei einer mittleren Temperatur des Abwassers von 30 °C wurde eine BSB₅-Reinigungsleistung nach der Nachklärung von > 88 % bei Scheibenbelastungen von bis zu 26,7 g BSB₅/(m²*d) erzielt. Die maximale Ablaufkonzentration für die untersuchten Scheibenbelastungen bis 26,7 g BSB₅/(m²*d) ergab sich zu durchschnittlich 37,3 mg BSB₅/l.

Bei einer mittleren Temperatur von 25,7 °C wurde eine Reinigungsleistung von 92,1 % bei einer Scheibenbelastung von 18,5 g BSB₅/(m²*d) und eine mittlere Ablaufkonzentration von 14,3 mg BSB₅/l erreicht.

Für eine mittlere Abwassertemperatur von 19,4 °C wurde bei einer Scheibenbelastung von 15,6 g BSB₅/(m²*d) eine BSB₅-Reinigungsleistung von 87,4 % bei einer mittleren Ablaufkonzentration von 23 mg BSB₅/(m²*d) bestimmt.

Die CSB_{hom.}-Ablaufkonzentration betrug bei einer Abwassertemperatur von 30 °C und einer Scheibenbelastung von 41,5 g CSB_{hom.}/(m²*d) im Mittel 62,8 mg CSB_{hom.}/l. Die CSB_{hom.}-Reinigungsleistung wurde zu 84,4 % bestimmt.

Eine Reinigungsleistung von über 89 % wurde bei einer Scheibenbelastung von 27,8 g CSB_{hom.}/(m²*d) bei einer Abwassertemperatur von 25,7 °C erreicht. Hierbei betrug die mittlere Ablaufkonzentration 35,2 mg CSB_{hom.}/l.

Die Nitrifikationsleistung betrug bei einer Abwassertemperatur von 25,7 °C und einer Scheibenbelastung von 1,8 g NH₄-N/(m²*d) 87 % bei einer erreichten Ablaufkonzentration von 2,8 mg NH₄-N/l und reduzierte sich auf eine Nitrifikationsleistung von 79,2 % bei vergleichbarer Scheibenbelastung, jedoch bei einer Abwassertemperatur von 19,4 °C.

Bei Verwendung von Rohabwasser zu Beginn der Untersuchungen konnte lediglich eine Nitrifikationsleistung zwischen ca. 41 % und 53 % erreicht werden. Dies ist auf den Einfluss der partikularen organischen Stoffe auf die Nitrifikation zurückzuführen (Chen et al., 2006).

Eine Vorbehandlung des Abwassers durch eine Vorklärung zeigte auf die BSB₅- und CSB_{nom.}-Reinigungsleistung einen weit geringeren Einfluss als auf die Nitrifikationsleistung des Scheibentauchkörpers.

Die NH₄-N-Ablaufkonzentrationen unter 4 mg/l und TKN-Ablaufkonzentrationen unter 7 mg/l bei mittleren TKN-Scheibenbelastungen von 2,0 - 3,4 g/(m²*d) und mittleren Abwassertemperaturen von ca. 19 °C bis 26,6 °C zeigen, dass bei pH-Werten zwischen 7,4 bis 8,1 und Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden 2 und 3 von 4,0 bis 5,4 mg/l eine vollständige Nitrifikation gewährleistet werden kann.

Die Bilanzierung der einzelnen Stickstofffrachten zeigte, dass unabhängig von der Temperatur eine N_{ges}-Elimination von ca. 60 % ohne Rezirkulation des Ablaufes erreicht wird.

Gupta et al. (2001) beobachteten bei ihren Untersuchungen ebenfalls eine N_{ges}-Elimination von ca. 60% und erklären dies mit einer Denitrifikation unter aeroben Bedingungen. Bei der aeroben Denitrifikation verwendet die Bakterien PHB²², das sie im Zellinneren akkumulieren als organische C-Quelle (Bernat et al., 2007) nutzen.

Eine weitere mögliche Erklärung ergibt sich bei Berücksichtigung der Sauerstoffkonzentration und der Biofilmdicken in den einzelnen Kaskaden. Nach Horn (1994), Nielsen et al. (1990) und Revsbech et al. (1989) herrschen nur in den ersten 200-500 µm eines Biofilmes aus einer Mischpopulation von heterotrophen und autotrophen Bakterien aerobe Verhältnisse. Danach ist der in den Biofilm diffundierte Sauerstoff verbraucht. In den darunter liegenden Schichten herrschen somit anoxische Verhältnisse.

In Scheibentauchkörpern ist der Biofilm der ersten Kaskade in der Regel deutlich dicker als 500 µm (1000-2000 µm), wodurch die Bedingungen für eine Denitrifikation gegeben wären. In den oberen Schichten werden die Stickstoffverbindungen oxidiert, diffundieren zusammen mit der noch ausreichend vorhandenen C-Quelle in die unteren Schichten und werden dort zu N₂O oder N₂ reduziert.

Diese Beobachtung kann durch Untersuchungen von Nielsen et al. (1990) und Revsbech et al. (1989) bestätigt werden, die das Denitrifikationsvermögen von Biofilmen untersucht haben. Beide Untersuchungen wurden nicht an Scheibentauchkörpern durchgeführt, sondern an Tröpfkörpermaterial bzw. bewachsenen Flussteinen, die Ergebnisse können jedoch prinzipiell auf Scheibentauchkörper übertragen werden.

Zhou et al. (2008) untersuchten das Denitrifikationspotential von Biofilmen unter aeroben Bedingungen auf suspendierten Aufwuchskörpern und stellten ebenfalls fest, dass in den

²² PHB = poly-β-hydroxybutyrat

tieferen Schichten anoxische Verhältnisse herrschen und dort eine Denitrifikation stattfindet, solange die organische Kohlenstoffquelle nicht limitierend wirkt.

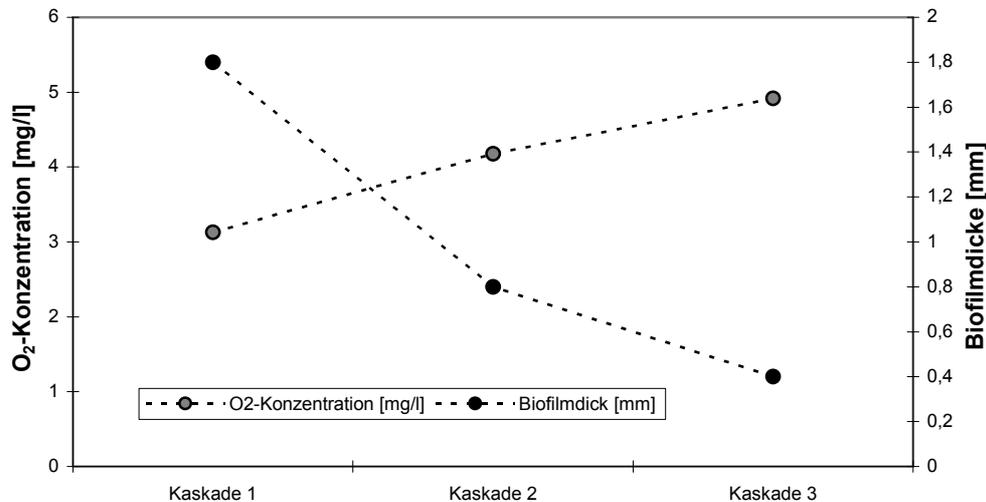


Abbildung 9.76: Biofilmdicke und Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden (Demonstrationsanlage Delhi)

In den Kaskaden 2 und 3 steigt aufgrund der reduzierten BSB₅- und NH₄-N-Scheibenbelastung die Sauerstoffkonzentration an, im Gegenzug ist die Biofilmdicke deutlich geringer. Die Sauerstoffkonzentration lag in den Becken der Kaskaden 2 und 3 im Mittel über 2 mg O₂/l. Die mittlere Biofilmdicke bewegte sich um 550 µm in Kaskade 2 und 180 µm in der 3. Kaskade .

Folglich ist im Biofilm der hinteren beiden Kaskaden ausreichend Sauerstoff auch in tieferen Schichten für die Nitrifikation vorhanden, wodurch keine Denitrifikation stattfand und sich die N-Fracht nicht weiter reduzierte.

Für eine Denitrifikation in den tieferen Schichten des Biofilms sprechen auch die nahezu unveränderten pH-Werte zwischen dem Zulauf und dem Ablauf des Scheibentauchkörpers.

Die Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen ist deutlich geringer als im Vergleich zu den linearisierten Ergebnissen von Cheung et al. (1980). Ein Vergleich der Einzelergebnisse von Cheung et al. (1980) mit der Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe im Ablauf der Demonstrationsanlage in Delhi, zeigt jedoch eine Übereinstimmung. Betrachtet man die Daten von Cheung et al (1980) zusammen mit den Daten dieser Arbeit, erscheint der von Cheung et al. postulierte lineare Zusammenhang zwischen AFS und BSB₅-Scheibenbelastung als nicht zutreffend.

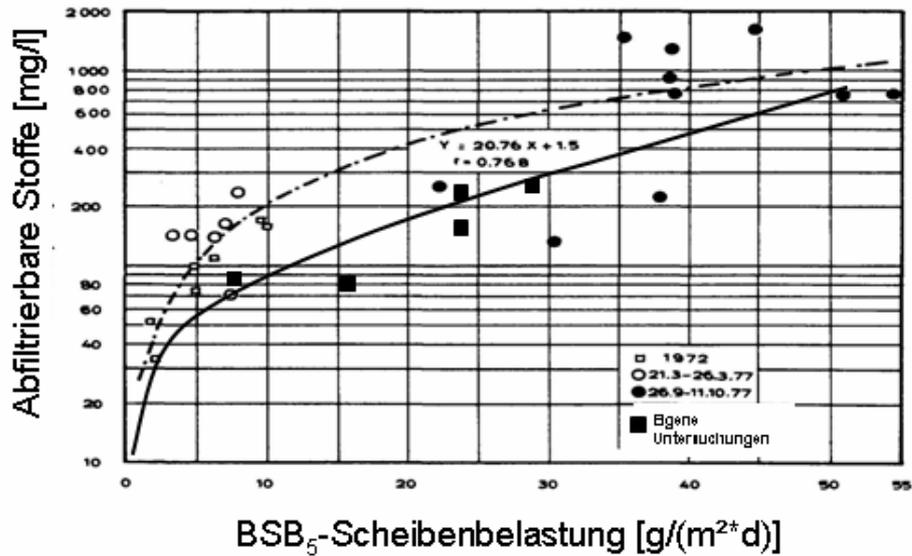


Abbildung 9.77: Vergleich der Ergebnisse der Bestimmung der Konzentration an Abfiltrierbaren Stoffen mit Daten von Cheung et al. (1980)

Die Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung der Demonstrationsanlage ist im Vergleich zu den Angaben von Cheung (1981) deutlich geringer, aber höher als die von Ouyang (1980) ermittelten.

Beurteilt man die Ergebnisse nach den indischen Standards für die Einleitung in Oberflächengewässer, ist es möglich eine Scheibenbelastung von mindestens 15,6 g BSB₅/(m²*d) zu realisieren, um eine maximale BSB₅-Ablaufkonzentration unter 30 mg BSB₅/l zu erreichen, bezogen auf eine Abwassertemperatur von 19,4 °C.

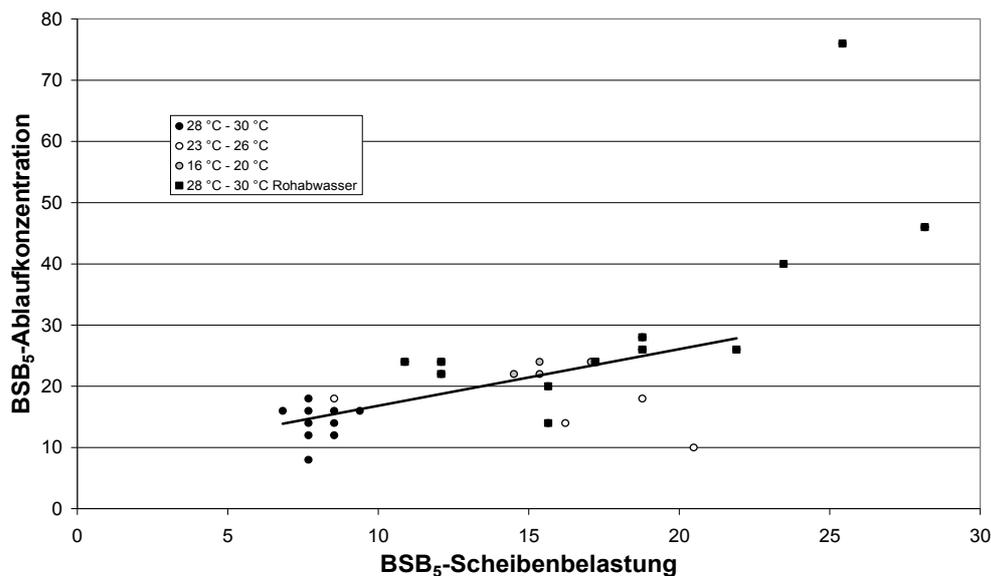


Abbildung 9.78: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwasseremperatur (Demonstrationsanlage)

Durch einen Vergleich der Einzelergebnisse für einen Temperaturbereich von 16 °C - 20 °C mit den Einzelergebnissen für einen Temperaturbereich von 28 °C - 30 °C (Abbildung 9.78) ist es möglich die Aussage zu treffen, dass zur Einhaltung eines Grenzwertes von 30 mg BSB₅/l eine Scheibenbelastung von ca. 23 g BSB₅/(m²*d) möglich ist. Zudem ist zu erkennen, dass in einem Temperaturbereich zwischen 23 °C und 26 °C dieser Grenzwert deutlich unterschritten wird bis zu einer Scheibenbelastung von 21 g BSB₅/(m²*d).

Die bei dieser Scheibenbelastung bestimmte BSB₅-Ablaufkonzentration liegt deutlich unter 20 mg BSB₅/l und zeigt, dass durchaus höhere Scheibenbelastungen möglich sind. Die im Vergleich dazu geringeren Abbauleistungen bei Abwassertemperaturen zwischen 28 °C und 30 °C sind auf die Partikelfracht im Zulauf zurückzuführen.

Wird eine Nutzung des gereinigten Abwassers für Bewässerungszwecke in Betracht gezogen, ist eine deutlich höhere BSB₅-Scheibenbelastung möglich.

Tabelle 9.41: General Standards for Discharge of Environmental Pollutants, India (Auszug) (CPCB, 2008)

Parameter	Inland Oberflächengewässer	Wasser zur Bewässerung
SS [mg/l]	100	200
pH-Wert	5,5 - 9,0	5,5 - 9,0
NH ₄ -N [mg/l]	50	-
TKN [mg/l]	100	-
NO ₃ -N [mg/l]	10	-
BSB ₅ [mg/l]	30	100
CSB [mg/l]	250	-

Hinsichtlich der möglichen TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der NH₄-N-Ablaufkonzentration ist keine eindeutige Aussage zu treffen, da die TKN-Konzentrationen im Zulauf der Demonstrationsanlage bis auf wenige Ausnahme unter den nach indischen Standards (CPCB, 2008) geforderter NH₄-N-Ablaufkonzentration liegen.

Jedoch zeigen die Ergebnisse, dass bei einer Temperatur von > 16 °C eine TKN-Scheibenbelastung von 2,6 g TKN/(m²*d) realisierbar ist um NH₄-N-Ablaufkonzentration unter 7 mg/l zu erreichen. Bei Abwassertemperaturen über 26 °C lassen sich TKN-Scheibenbelastungen von 3,7 g TKN/(m²*d) realisieren. Die entsprechende NH₄-N-Konzentration im Ablauf des Scheibentauchkörpers beträgt lediglich 2,2 bis 3,2 mg/l. Hieraus ist ersichtlich, dass bei einer Abwassertemperatur von 26 °C deutlich höhere TKN-Scheibenbelastungen möglich wären, da trotz Erhöhung der Scheibenbelastung sich die Ablaufkonzentration verringerte (Abbildung 9.79).

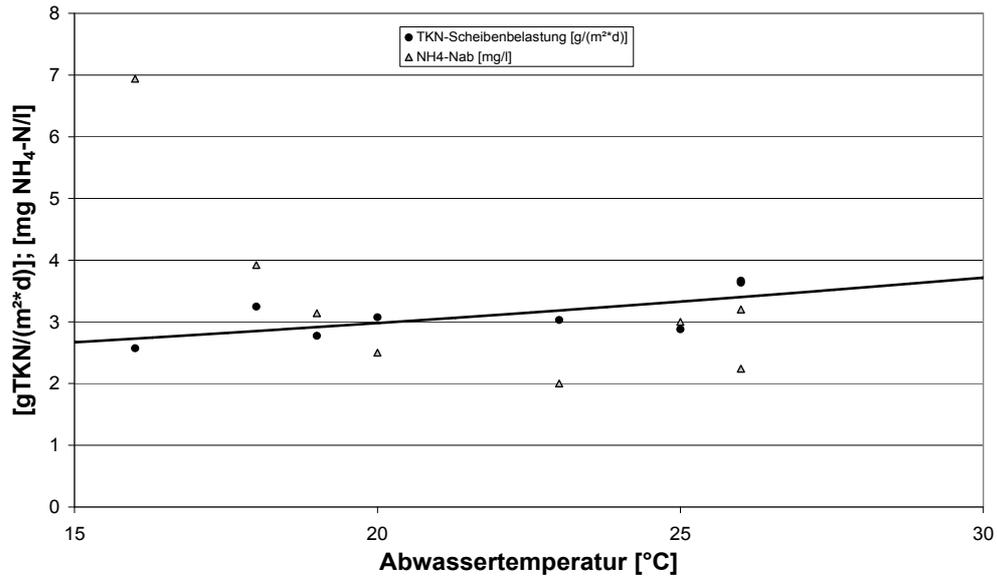


Abbildung 9.79: TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage)

10 Simulation

Das Modell beruht auf dem Prinzip des eindimensionalen Massen- und Stoffaustausches. Sauerstoff ist als wichtiger und oft limitierender Faktor im aeroben Behandlungsprozess anerkannt. Die Modellierung des physikalischen Sauerstoffeintrages in den Wasserfilm einer rotierenden Scheibe zeigt, dass der Sauerstoffübergangskoeffizient mit der Umdrehungsgeschwindigkeit und den Koordinaten des Betrachtungspunktes auf der Scheibe variiert. Ein Anstieg der Umgebungstemperatur hatte eine abfallende Sauerstoffeintragsrate zur Folge. Basierend auf einer kontinuierlich beaufschlagten halbtechnischen Versuchsanlage wurde das Modell für eine dreikaskadige Scheibentauchkörperanlage realisiert.

Die Prozesskinetik wurde dem *Activated Sludge Model No. 3* entnommen, was der Abbildung einer bakteriellen Mischkultur entspricht. Die Entwicklung des Modells wurde in *Matlab* durchgeführt, mit der Finite-Differenzen-Methode zur numerischen Lösung der Differentialgleichungen. Die Komplexität des Lösungsalgorithmus machte die Verwendung von veränderlichen Zeitschritten notwendig, um schnelle und stabile Resultate zu erreichen.

Das Modell wurde mit den Untersuchungsergebnissen bei 25°C Umgebungstemperatur kalibriert.

Simuliert wurden mittlere BSB₅-Scheibenbelastungen bzw. mittlere NH₄-N-Scheibenbelastungen zwischen ca. 5 - 20 g BSB₅/(m²*d) bzw. ca. 1 - 5 g NH₄-N/(m²*d). für einen Temperaturbereich von 25 - 32,5 °C.

Die Simulation zeigte, dass mit ansteigender Substratbelastung oder hydraulischer Belastung auch die Abbauraten steigen. Die Konzentration an gelöstem Sauerstoff im Wasserkörper war ausreichend hoch, um aerobe Verhältnisse aufrecht zu erhalten. Bei hoher Nährstoffbelastung der ersten Kaskade lag die Sauerstoffeindringtiefe bei 250 bis 300 µm. In tieferen Schichten lagen anoxische Verhältnisse mit entsprechender Denitrifikation vor. Bei 25 °C, hoher Substratbelastung und reduzierter Scheibenfläche in der zweiten und dritten Kaskade konnte ein nahezu vollständiger Abbau der gelösten organischen Substanzen und des Ammoniums erreicht werden. Dies deutet auf einen potenziellen Kosteneinsparungsfaktor bei gleichzeitiger Prozessoptimierung hin. Die Simulation zeigte einen allgemeinen Anstieg der Eliminationsleistung mit steigender Temperatur. Die Nitrifikation war weitaus empfindlicher gegenüber der Temperatur und erwies sich als limitierender Faktor bei der Auslegung des Systems. Eine Sensitivitätsanalyse des Modells wurde durchgeführt, um die Bedeutung der Variation der Systemparameter, die bei der eigentlichen Modellierung als konstant angenommen werden, zu untersuchen.

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass das Modell ein effizientes Tool darstellt, um die Flexibilität des Scheibentauchkörperverfahrens darstellen zu können und dementsprechend eine Optimierung der Technologie zu erreichen (Dutta, 2007).

10.1 Vergleich der Simulationsergebnisse mit den experimentellen Ergebnissen

In Abbildung 10.1 sind beispielhaft die Ergebnisse des kontinuierlichen Betriebs der halbtechnischen Versuchsanlage bei Abwassertemperaturen von 25°C und 30°C den Ergebnissen der Simulation gegenübergestellt.

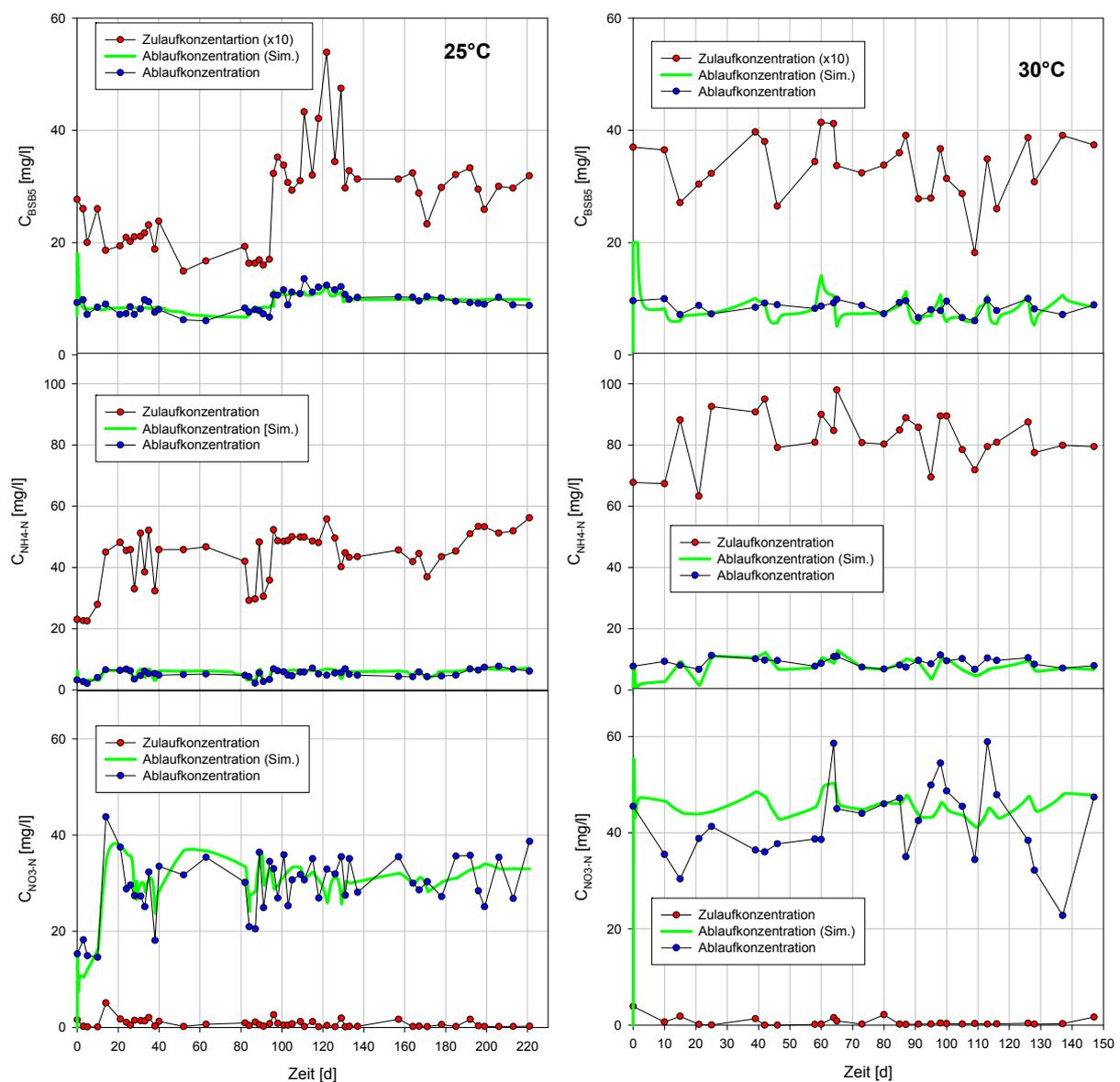


Abbildung 10.1: Vergleich der Simulationsergebnisse mit den Messergebnissen des kontinuierlichen Betriebs (nach Dutta, 2008)

Weitere Informationen zur Modellbildung und Simulation sind unter <http://digbib.ubka.uni-karlsruhe.de/volltexte/1000007209> verfügbar.

11 Langsandsandfiltration

11.1 Langsandsandfiltration; Klimakammeruntersuchungen (I)

Der Langsandsandfilter wurde im Anschluss an das Nachklärbecken des Versuchsscheibentauchkörpers (\varnothing 50 cm; synthetisches Abwasser) überstaut betrieben. Die Abwassertemperatur betrug 30 °C.

In Abbildung 11.1 bis Abbildung 11.5 sind die Ergebnisse der CSB-, $\text{NH}_4\text{-N}$ -, $\text{NO}_3\text{-N}$ - und Trübungsmessung dargestellt. In Abbildung 11.6 sind die Ergebnisse der AFS-Bestimmung dargestellt.

Aus Abbildung 11.1 bis Abbildung 11.3 ist zu erkennen, dass sich die Konzentrationen von CSB, Ammonium-Stickstoff, als auch von Nitrat-Stickstoff reduziert haben.

Abbildung 11.4 zeigt eine Messung dieser Parameter entlang der Filterachse. Die roten Linien markieren den Wasserspiegel (140 cm) bzw. das Ende des Sandkörpers (0 cm).

In den ersten 15 cm des Sandkörpers reduziert sich die Ammonium-Stickstoffkonzentration und bleibt danach annähernd unverändert. Die Nitrat-Stickstoffkonzentration nimmt in den ersten 15 cm zu und danach kontinuierlich ab.

Die gemessenen durchschnittlichen Sauerstoffkonzentrationen von 2,5 mg/l im Zulauf und < 1 mg/l im Ablauf des Langsandsandfilters lassen den Schluss zu, dass in der oberen Filtersäule aerobe Verhältnisse vorherrschen und am Ende des Filters anaerobe, anoxische Bedingungen herrschen. Hierdurch ist es möglich, dass sowohl eine Nitrifikation als auch eine Denitrifikation im Filter stattfinden.

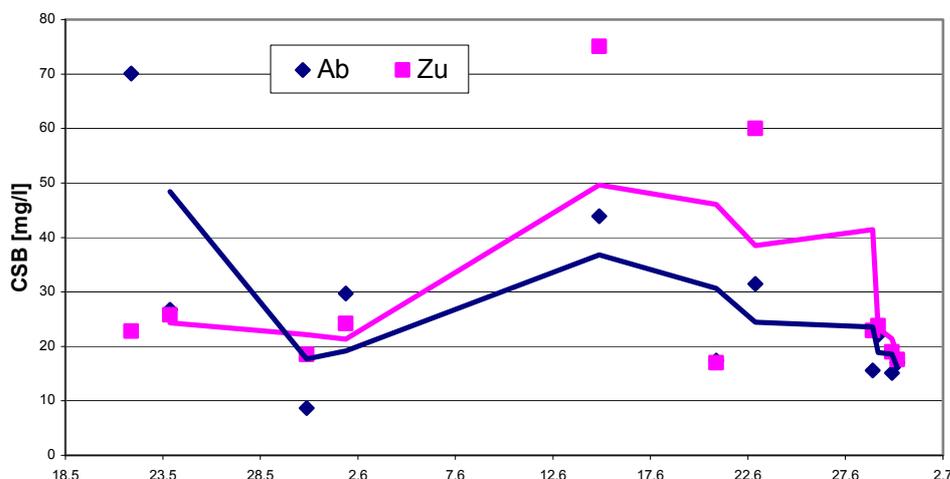


Abbildung 11.1: CSB_{hom} -Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule

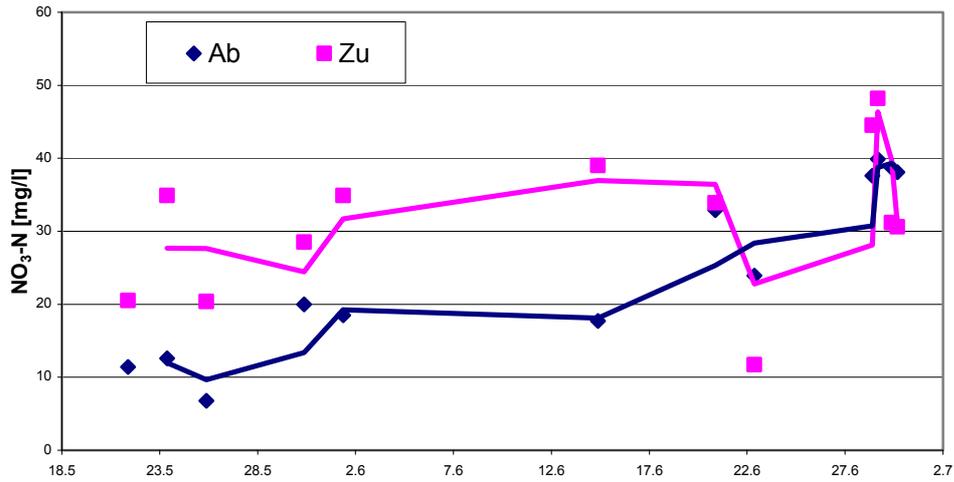


Abbildung 11.2: NO₃-N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule

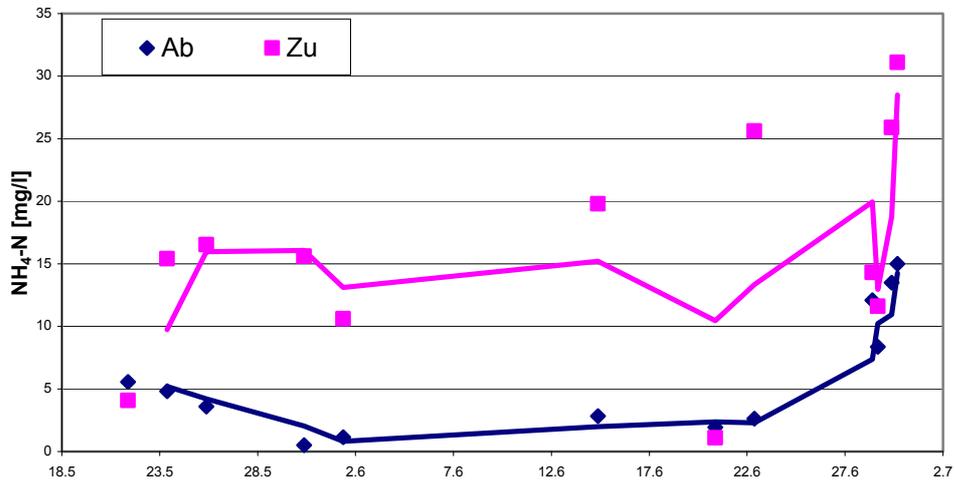


Abbildung 11.3: NH₄-N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule

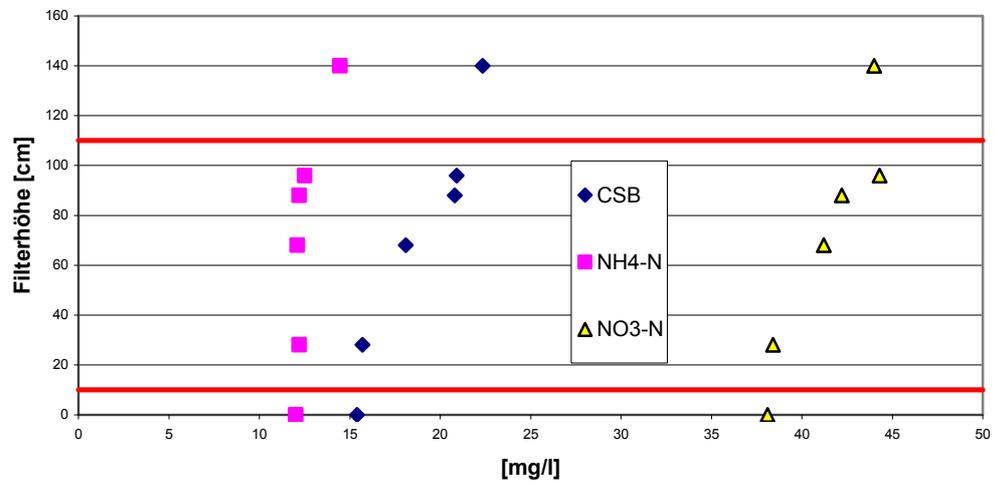


Abbildung 11.4: Konzentrationsprofile entlang der Filterachse

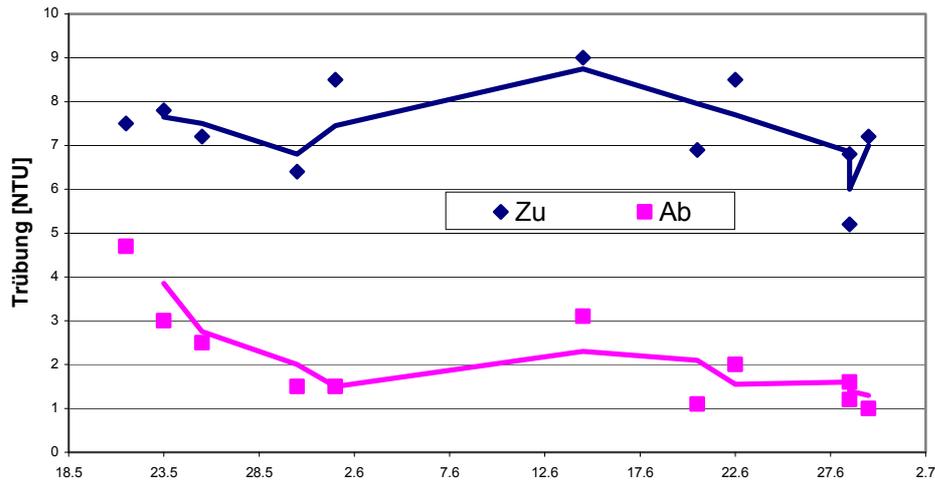


Abbildung 11.5: Reduktion der Trübung

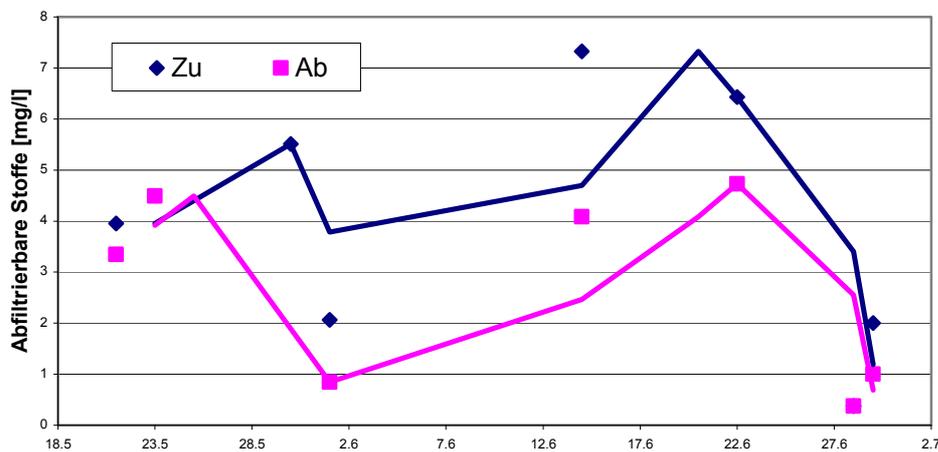


Abbildung 11.6: Reduktion der Abfiltrierbaren Stoffe

Die mittlere CSB- Abbauleistung liegt bei 25 %, die mittlere Ammoniumreduktion bei 62% und die mittlere Denitrifikationsleistung bei 21 %.

Zudem zeigt die Filtersäule ein gutes Reduktionsvermögen hinsichtlich der Trübung (71 % Reduktion) und der Abfiltrierbaren Stoffe (32 % Reduktion).

Die unzureichende Eliminationsleistung des Langsandsandfilters könnte sich aufgrund der noch fehlenden Ausbildung einer Schmutzdecke erklären lassen.

Trotz einer Betriebsdauer von 2 Monaten konnte erstaunlicherweise kein Druckverlust in der Filtersäule festgestellt werden, was auf ein Fehlen der Schmutzdeckenausbildung hinweist (Abbildung 11.7).



Abbildung 11.7: Langsamsandfilteroberfläche nach einer Betriebszeit von 2 Monaten

Bei der Betrachtung der Mikrobiologischen Parameter wurde nicht nur der Langsamsandfilter untersucht, sondern auch die keimzahlreduzierende Wirkung des Gesamtsystems. Aus diesem Grund wurde die Keimbelastung des Rohabwassers, des gereinigten Abwassers nach Scheibentauchkörper (Versuchsanlagen in der Klimakammer) / Nachklärbecken als auch nach dem Langsamsandfilter bestimmt.

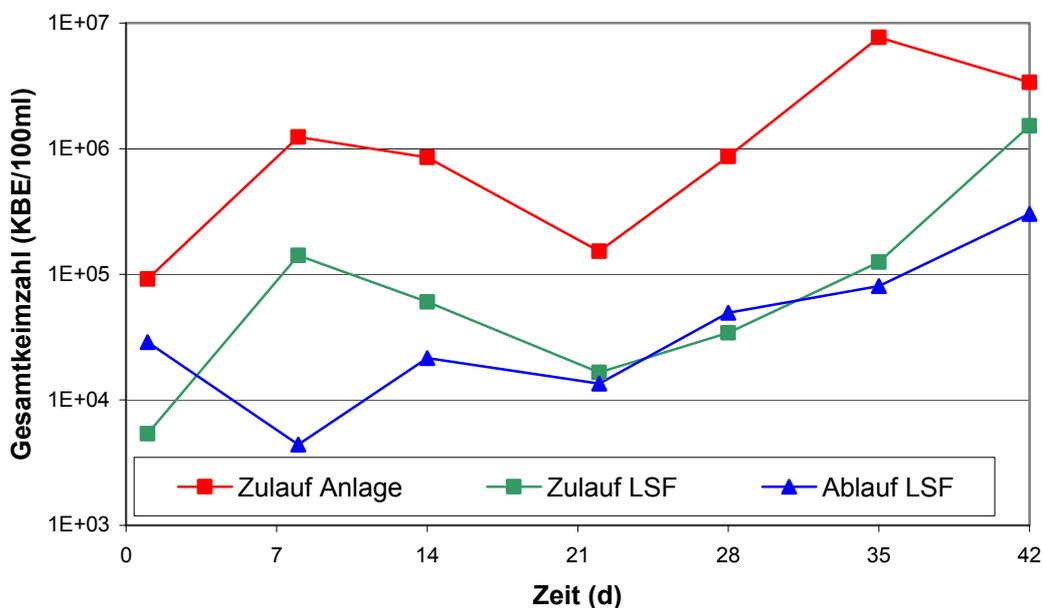


Abbildung 11.8: Gesamtkeimzahl bei 22 °C

In Abbildung 11.8 und Abbildung 11.9 sind die Ergebnisse der Gesamtkeimzahlbestimmungen bei 22 °C und 36 °C dargestellt. Es ist zu erkennen, dass bei der Gesamtkeimzahlbestimmung bei 22 °C eine Keimzahlreduktion von durchschnittlich 0,55 log-Stufen be-

stimmt werden konnte. Bei 36 °C ist eine Erhöhung um 1,21 log-Stufen im Mittel zu beobachten.

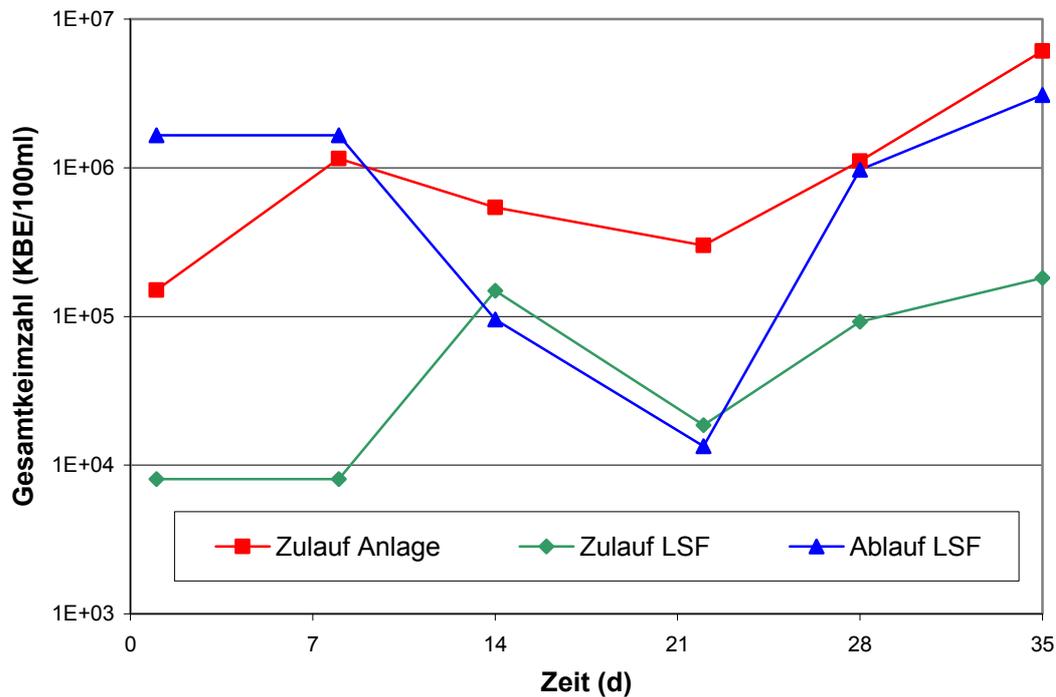


Abbildung 11.9: Gesamtkeimzahl bei 36 °C

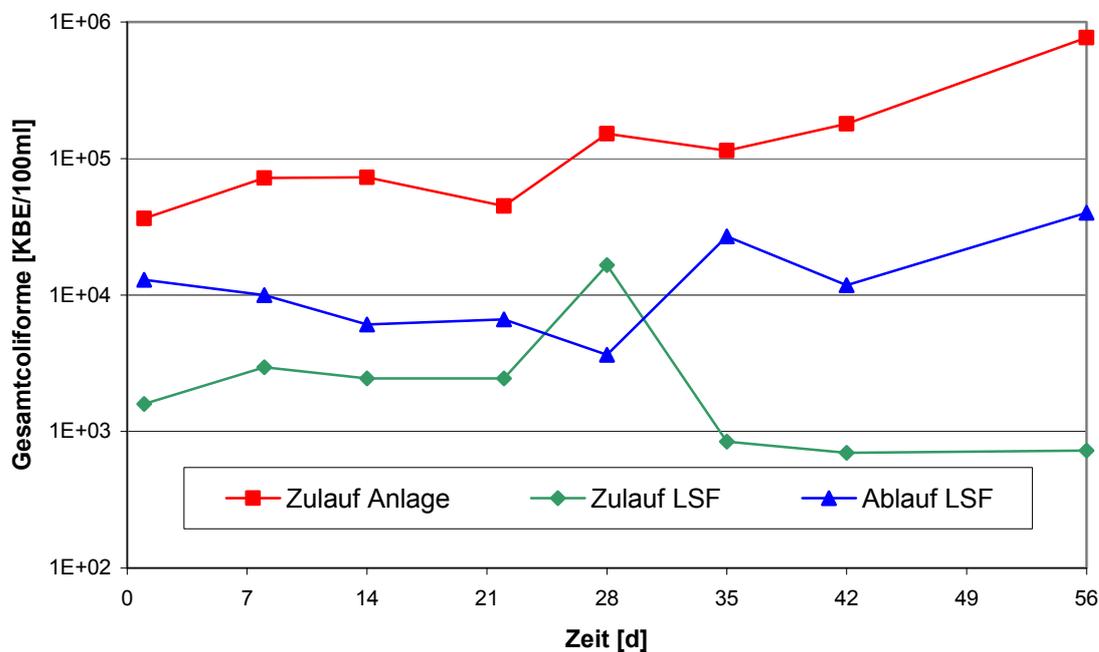


Abbildung 11.10: Gesamtcoliforme bei 36 °C

Die Zahl der Gesamtcoliformen erhöht sich im Mittel um 0,59 log-Stufen. In Tabelle 11.1 sind die maximale Rückhalteleistung des Langsandsfilters und Daten aus der Literatur (Flemming et al.; 2006) vergleichend aufgelistet.

Die Ergebnisse zeigen, dass im Vergleich zu den Ergebnissen aus der Literatur die Rückhaltewirkung gegenüber Coliformen Bakterien als auch hinsichtlich der Gesamtkeimzahl für eine Abwassertemperatur von 30 °C gut ist.

Tabelle 11.1: Vergleichende Betrachtung der maximalen Rückhaltewirkung von Langsamsandfiltern (Flemming et al.; 2006)

Parameter	5-15°C	20°C	30°C	Eigene Untersuchungen 30°C
Coliforme Bakterien	>1	1	-2	- 0,59
Koloniezahl 22°C	1	1	0	0,55
Koloniezahl 36°C	2	-1	0	- 1,2

11.2 Langsamsandfiltration; Klimakammer (II)

Auf Grund der im ersten Untersuchungsabschnitt gewonnen Erkenntnisse wurde im zweiten Untersuchungsabschnitt die Betriebsführung des Langsamsandfilters (LSF) geändert. Im ersten Versuchsabschnitt wurde der LSF kontinuierlich überstaut betrieben. In diesem zweiten Untersuchungsabschnitt wurde der LSF teileingestaut betrieben.

Im ersten Teil der Untersuchungen zeigte sich, dass die Reduktion von CSB-, NH₄-N-, NO₃-N und Trübungsmessung unbefriedigend war und Gesamtkeimzahlreduktion nicht ausreichend war, um den Standard der WHO (Gesamtcoliforme < 1000 MPN) zum Einsatz von Abwässern als Beregnungswasser einzuhalten. Deshalb wurde versucht, die Bildung einer Schmutzdecke zu beschleunigen. Hierfür wurde zu Beginn des modifizierten Filterbetriebes durch Zuführen von feststoffreichem Abwasser aus dem Ablauf der Scheibentauchkörperanlage eine „künstliche“ Schmutzdecke aufgebracht.

In Abbildung 11.11 bis Abbildung 11.14 sind die Ergebnisse der CSB-, NH₄-N-, NO₃-N-, N_{ges} und Trübungsmessungen dargestellt. In Abbildung 11.16 sind die Ergebnisse der AFS-Bestimmungen dargestellt.

An Hand der Abbildung 11.11 bis Abbildung 11.14 ist zu erkennen, dass sich die Konzentrationen von CSB, NO₃-N, NH₄-N und N_{ges} reduziert haben. Ein Vergleich der Abbildung 11.12 bis Abbildung 11.14 zeigt, dass sich die Denitrifikationsleistung des Langsamsandfilters im Vergleich zur ersten Untersuchungsphase erhöht hat und sich gleichzeitig die Nitrifikationsleistung verringert hat. Zusätzlich konnte im Vergleich zur ersten Untersuchungsphase eine erhöhte CSB-Eliminationsleistung beobachtet werden.

Die mittlere CSB- Abbauleistung liegt bei 59 %, (Phase 1: 25 %), die mittlere Nitrifikationserhöhung bei 28 % (Phase 1: 62 %) und die mittlere Denitrifikationsleistung bei 40 % (Phase 1: 21 %).

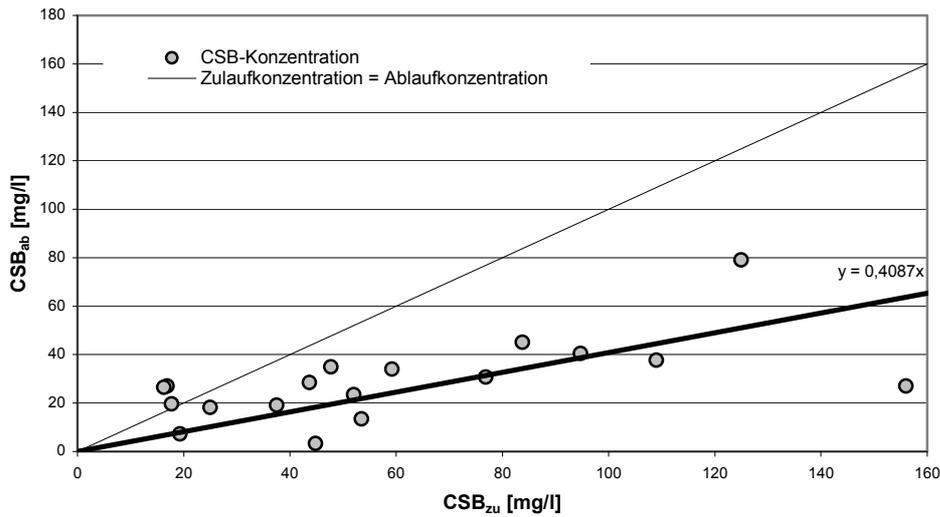


Abbildung 11.11: CSB_{hom}-Konzentration im Zu- und Ablauf der Filtersäule

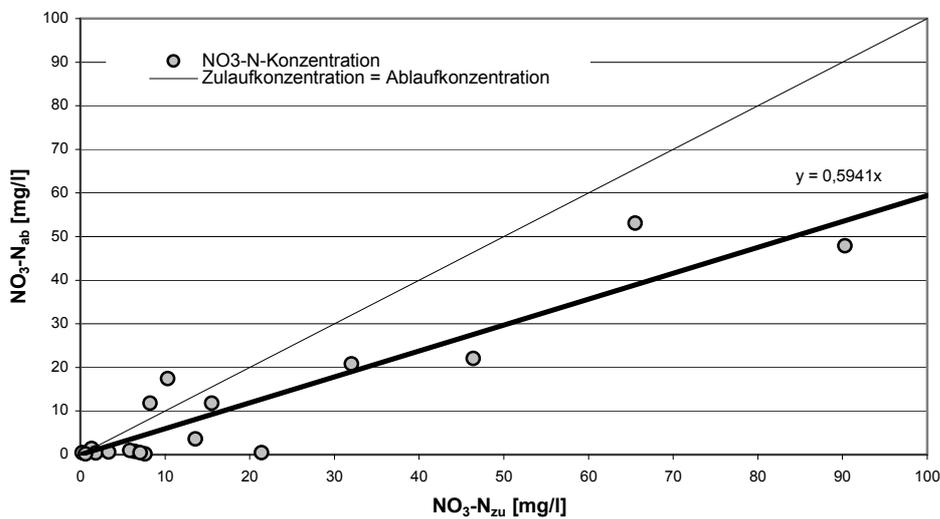


Abbildung 11.12: NO₃-N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule

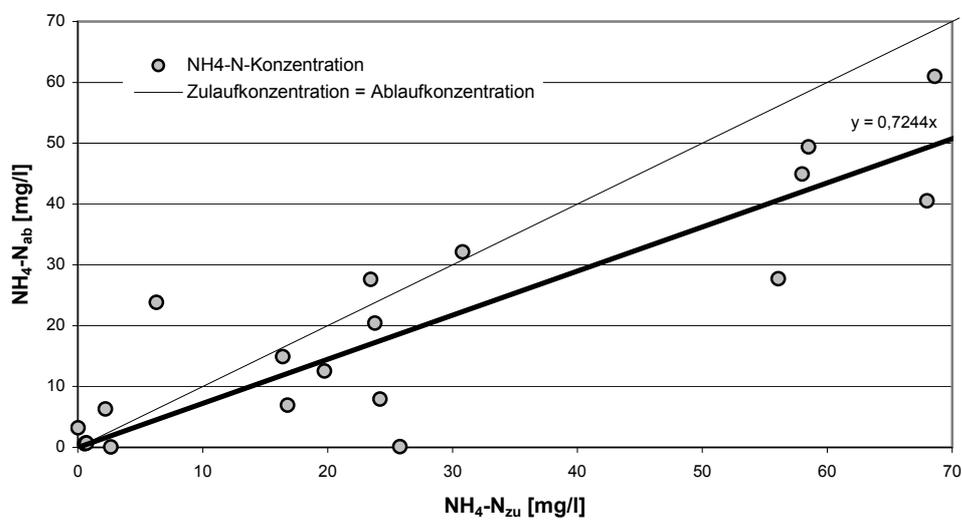


Abbildung 11.13: NH₄-N-Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Filtersäule

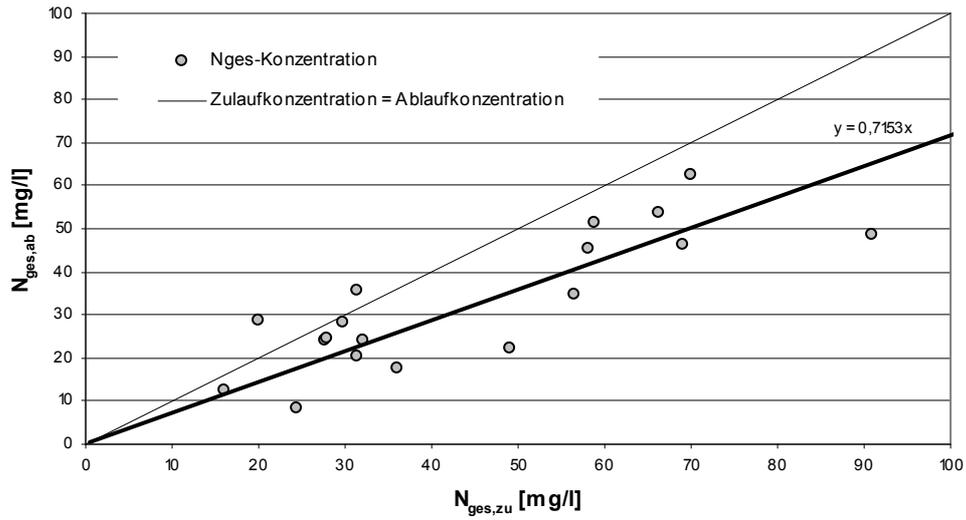


Abbildung 11.14: N_{ges} -Elimination (Berechnet aus NH_4 -N und NO_3 -N)

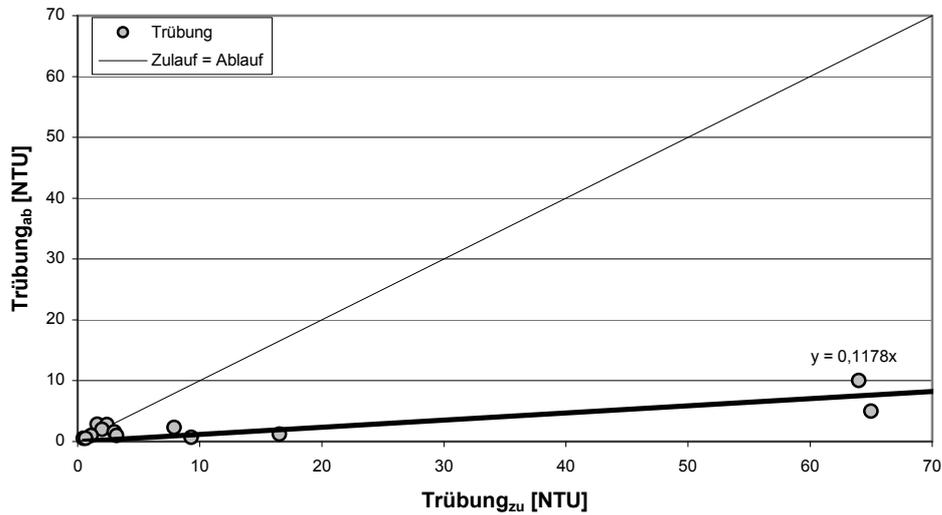


Abbildung 11.15: Reduktion der Trübung

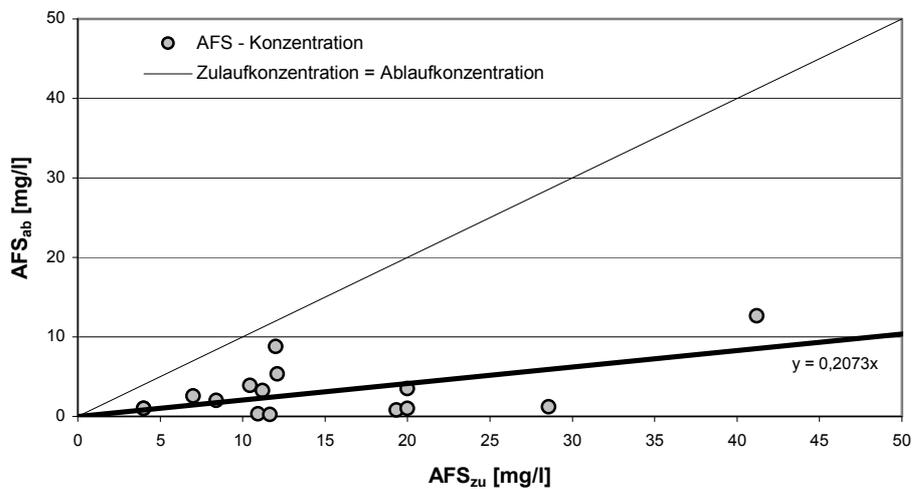


Abbildung 11.16: Reduktion der Abfiltrierbaren Stoffe

Zudem zeigt die Filtersäule ein sehr gutes Reduktionsvermögen hinsichtlich der Trübung (88 % Reduktion) und der Abfiltrierbaren Stoffe (79 % Reduktion). Im Vergleich zu den vorigen Bedingungen: Die Reduktion der Trübung betrug 71 %, die der abfiltrierbaren Stoffe 32 %.

Bei der Betrachtung der mikrobiologischen Parameter wurde während dieser Untersuchungsphase nur der Langsandsandfilter untersucht.

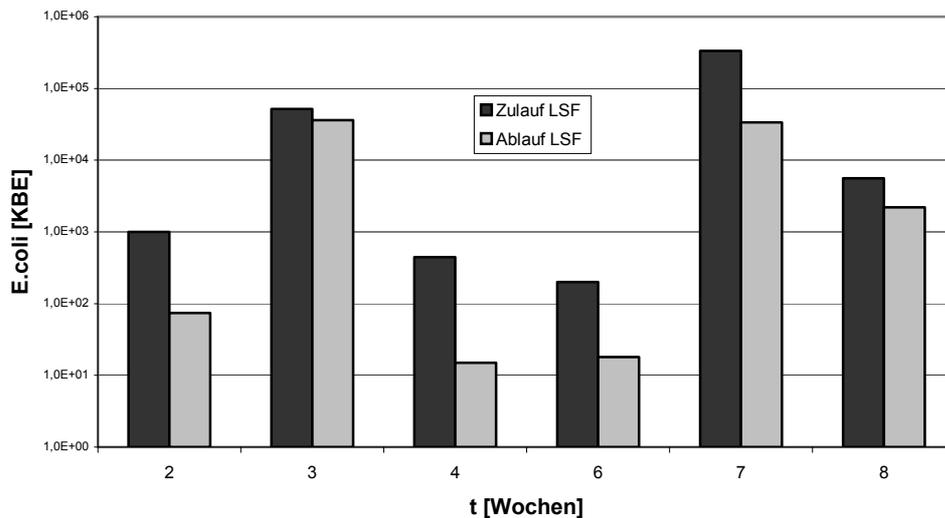


Abbildung 11.17: E. Coli

Die Konzentration an *Escherichia coli* reduzierte sich im Mittel um 1 log-Stufe, die maximale Rückhalteleistung wurde zu 1,5 log-Stufen bestimmt.

Die mittlere Reduktion der Konzentration Gesamcoliformer Bakterien betrug 1,4 log-Stufen, die maximale Reduktionsleistung wurde zu 2 log-Stufen bestimmt.

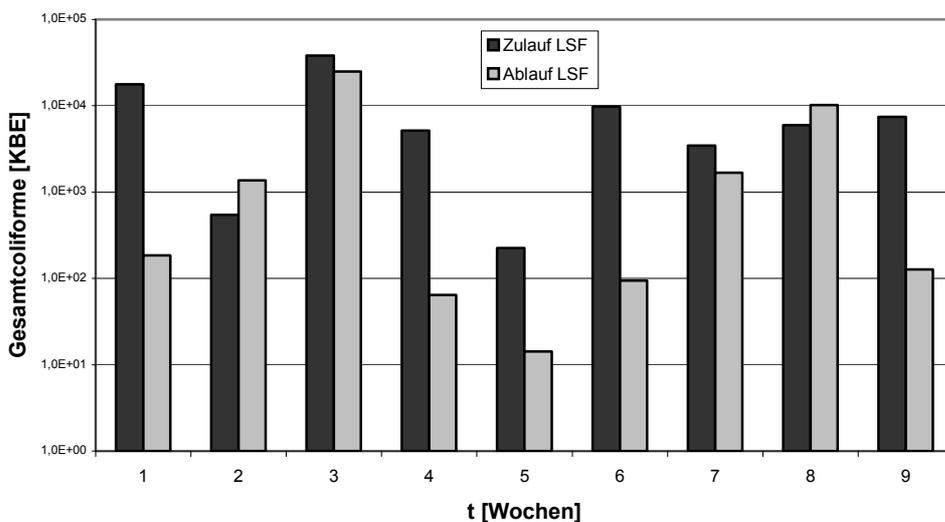


Abbildung 11.18: Gesamcoliformgruppe

In Abbildung 11.19 und Abbildung 11.20 sind die Ergebnisse der Gesamtkeimzahlbestimmungen bei 22 °C und 36 °C dargestellt.

Es ist zu erkennen, dass bei der Gesamtkeimzahlbestimmung bei 22 °C eine Keimzahlreduktion von im Mittel 1,8 log-Stufen erreicht werden konnte. Die maximale Rückhalteleistung betrug 2,5 log-Stufen. Bei 36 °C ist eine Reduktion von im Mittel 1 log-Stufe zu beobachten.

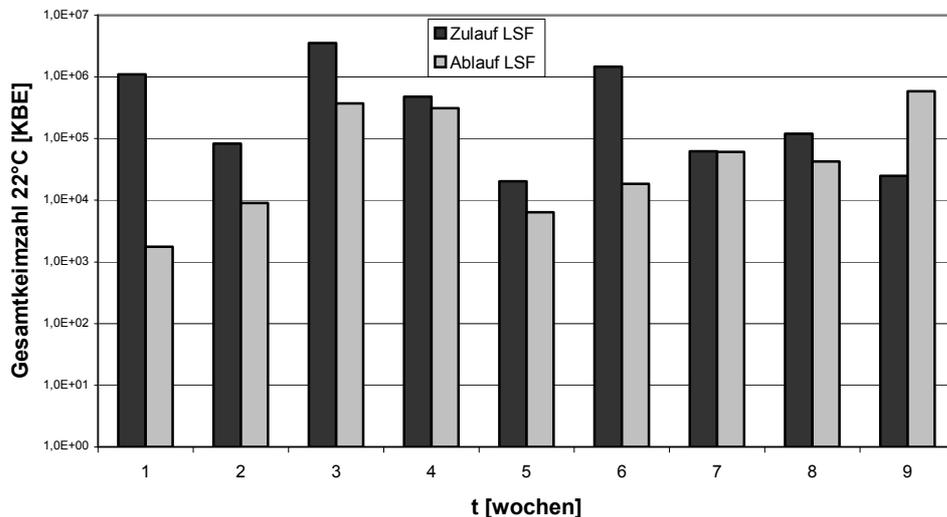


Abbildung 11.19: Gesamtkeimzahl bei 22°C

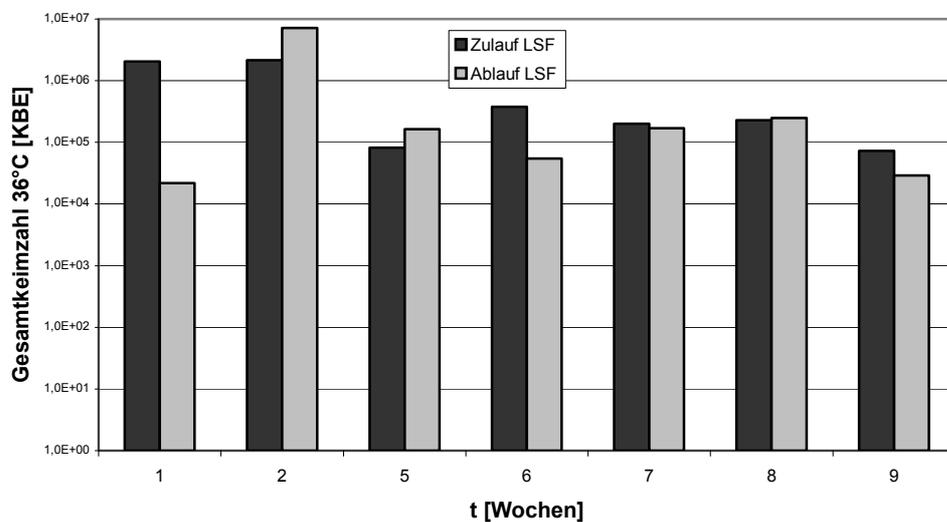


Abbildung 11.20: Gesamtkeimzahl bei 36°C

Die Ergebnisse zeigen, dass die Reduktionsleistung bei *E. coli* und Gesamtcoliformgruppe ähnlich ist. Bei der Gesamtkeimzahl gibt es einen Unterschied von fast 1 log Stufe zwischen der Keimreduktion bei 22 °C und 36 °C zu beobachten.

Die höchste Reduktion wurde bei der Gruppe der Gesamtcoliformen und bei der Gesamtkeimzahl bei 22 °C beobachtet.

11.3 Langsandsandfiltration; Demonstrationsanlage Delhi

Ein Teilstrom des Ablaufes des Lamellenabscheiders diente als Zulauf des Langsandsandfilters (LSF) bei der Demonstrationsanlage in Delhi, Indien. Der Zulaufstrom wurde konstant bei 0,18 m³/h gehalten, bei einer Filteroberfläche von ca. 1,33 m². Hieraus ergab sich eine Filtergeschwindigkeit von 0,14 m/h.

In Abbildung 11.21 bis Abbildung 11.25 sind die Zulaufkonzentrationen in den LSF den Ablaufkonzentration des LSF gegenübergestellt.

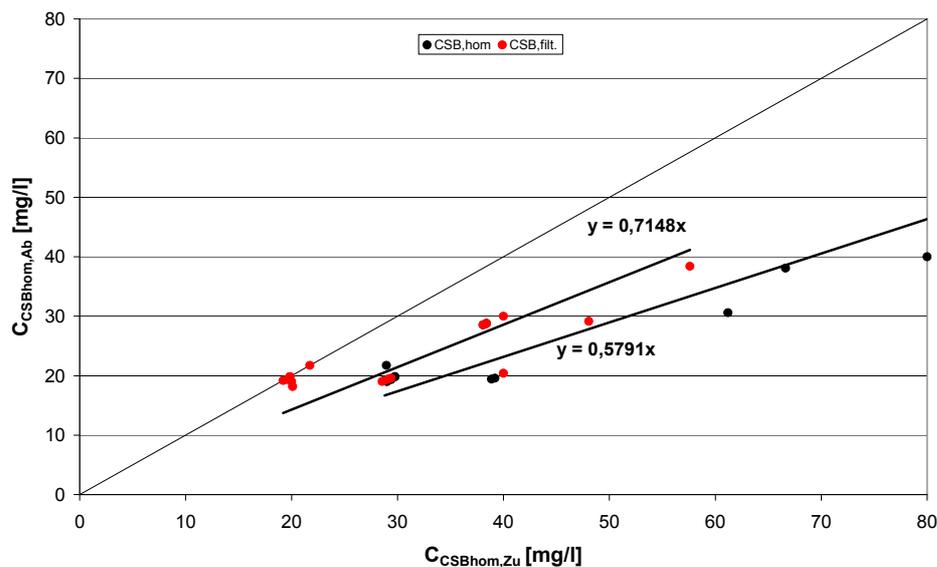


Abbildung 11.21: CSB-Elimination im LSF

Die CSB_{hom} -Konzentration reduzierte sich um ca. 42 %, die $\text{CSB}_{\text{fit.}}$ -Konzentration lediglich um ca. 28 % (Abbildung 11.21).

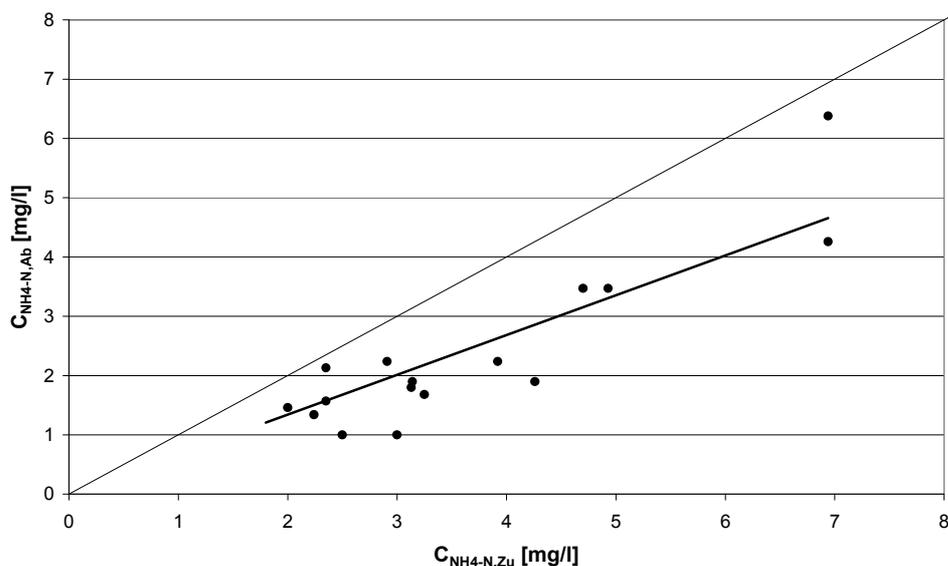


Abbildung 11.22: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Reduktion im LSF

Vergleichbare Ergebnisse ergeben sich hinsichtlich der $\text{NH}_4\text{-N}$ - und N_{org} -Konzentrationen. Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration reduzierte sich um etwa 33 % (von 3,6 mg/l auf 2,4 mg/l) und die N_{org} -Konzentration um ca. 36 % (von 2,8 mg/l auf 1,8 mg/l).

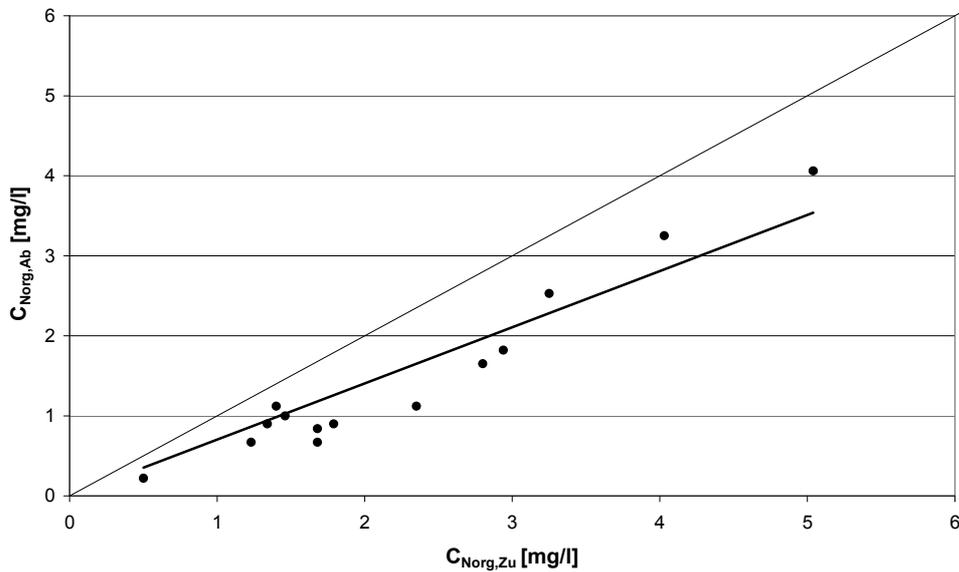


Abbildung 11.23: N_{org} -Reduktion im LSF

Demgegenüber konnte keine signifikante Reduktion (3 %) zwischen $\text{NO}_3\text{-N}$ -Zulaufkonzentration (9,7 mg/l) und -Ablaufkonzentration (9,3 mg/l) festgestellt werden.

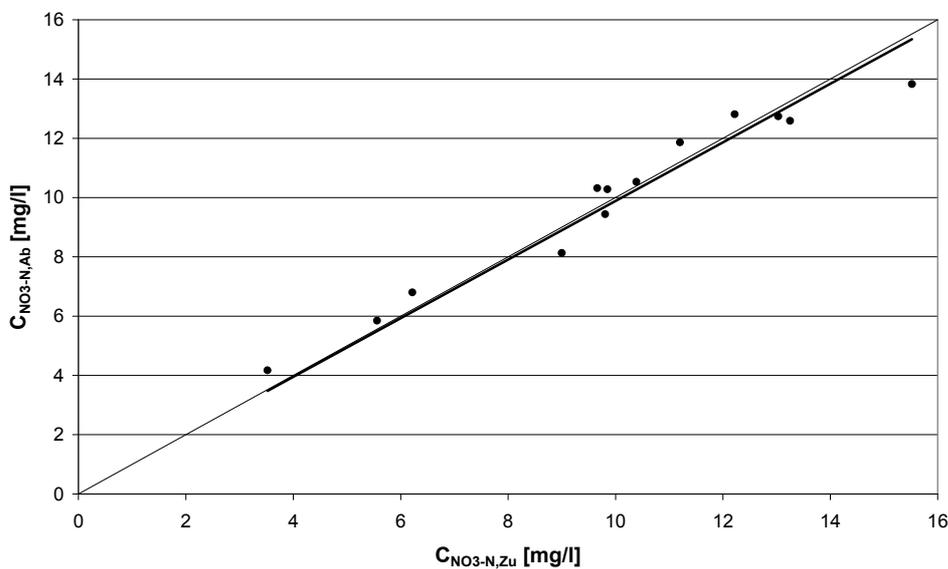


Abbildung 11.24: $\text{NO}_3\text{-N}$ -Reduktion im LSF

Aus der Summe der Parameter $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ und N_{org} . Im Zulauf und Ablauf der Langsamsandfiltration ergab sich eine N_{ges} -Reduktion zu ca. 16 % bzw. von 16 mg N_{ges} /l auf 13,5 mg N_{ges} /l.

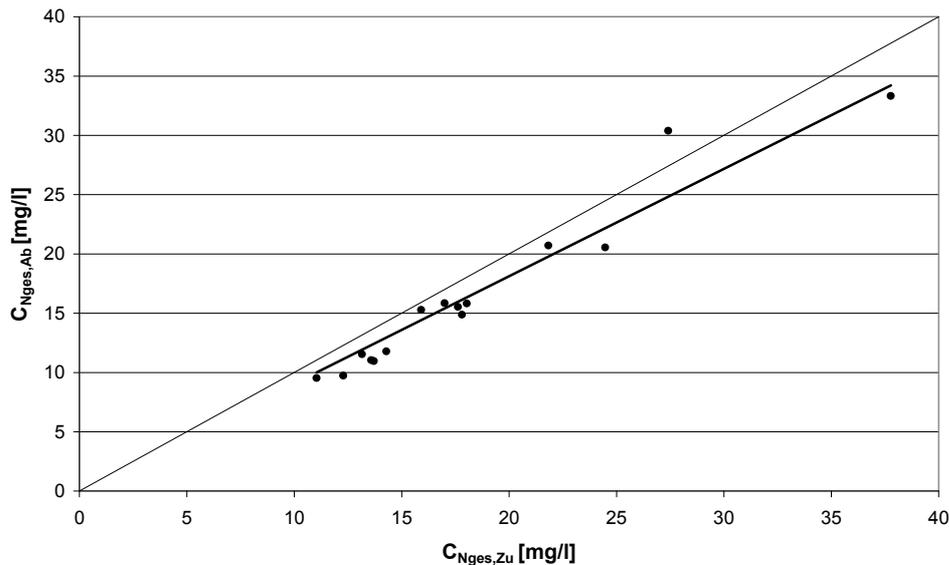


Abbildung 11.25: N_{ges}-Reduktion im LSF

In Abbildung 11.26 ist die Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen im Ablauf des Langsam- sandfilters in Abhängigkeit von der Zulaufkonzentration dargestellt. Dargestellt sind zwei Datenreihen. Eine Datenreihe berücksichtigt AFS-Zulaufkonzentrationen bis 112 mg/l, die zweite Datenreihe berücksichtigt 2 Extremereignisse mit AFS-Zulaufkonzentrationen von 182 mg/l und 253 mg/l. Diese beiden Extremwerte ergaben sich durch den Ausfall der Schlammpumpe des Lamellenseparators. Bei Berücksichtigung dieser beiden Extremwerte im Zulauf des Langsam- sandfilters ergibt sich eine Reinigungsleistung von ca. 84 %; schließt man diese Extremwerte jedoch aus, ergibt sich eine Reduktion der abfiltrierbaren Stoffe im LSF von ca. 72 %.

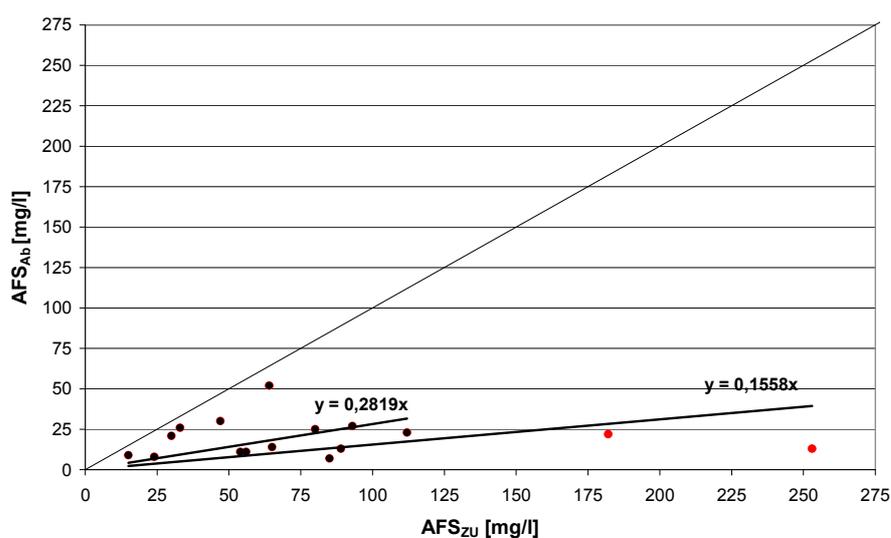


Abbildung 11.26: AFS-Reduktion im LSF

Die Gesamtkeimzahl wurde im Mittel um ca. 1 log-Stufen reduziert. Diese Reduktion der Gesamtkeimzahl ist jedoch temperaturabhängig. Bei geringeren Abwassertemperaturen ist eine weitgehende Reduktion der Gesamtkeimzahl möglich. Dieses Ergebnis stimmt mit Ergebnissen von Gold et al. (1992) und Flemming et al. (2006) überein, die über einen negativen Einfluss steigender Temperaturen auf die Keimzahlreduzierung berichten.

Beträgt die Reduktion der Gesamtkeimzahl bei Abwassertemperaturen unter 23°C 1 bis 2 log-Stufen, so reduziert sich die Rückhalteleistung bei Abwassertemperaturen über 23°C auf ca. 0,2 bis 1 log-Stufe (Abbildung 11.27).

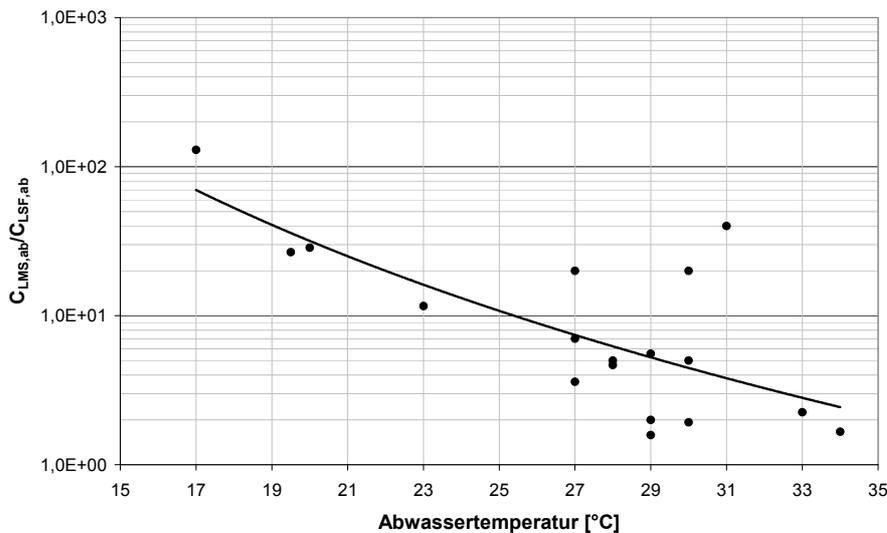


Abbildung 11.27: Reduktion der Gesamtkeimzahl (bei 36 °C) im Langsamsandfilter in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur

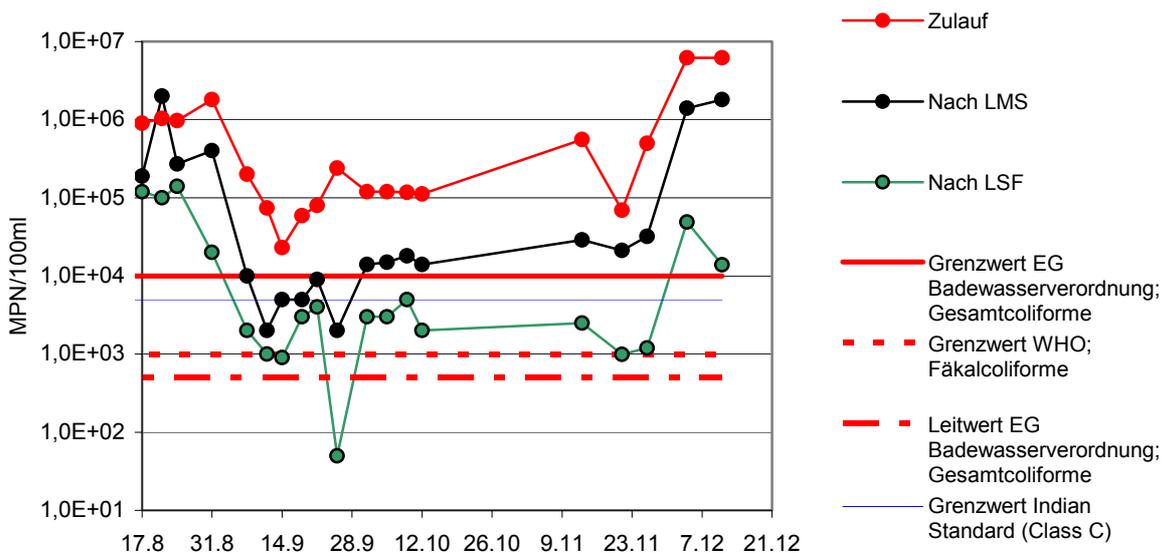


Abbildung 11.28: Gesamtkeimzahl (bei 36 °C)

Eine Beurteilung der Ergebnisse der Gesamtkeimzahlbestimmung an Hand der Grenzwerte der WHO (1989) und der EG-Badewasserverordnung (1976) zeigt, dass die Grenzwerte der EG-Badewasserverordnung mit einer Wahrscheinlichkeit von 68 % der Fälle eingehalten wurden. Wurde der Grenzwert eingehalten, so lag die Gesamtkeimzahl im Zulauf unter 10^5 MPN/100ml. Der Grenzwert der WHO wurde lediglich in 20 % der Fälle eingehalten.

Für die Nutzung von gereinigtem Abwasser in Indien ist durch die Klassifizierung der Wasserqualität in 6 Klassen (Class A-E und unter Class E) geregelt. Class C fordert einen Grenzwert für Gesamtcoliforme von < 5000 MPN/100 ml für den Einsatz als Trinkwasserquelle (bei einer weiteren Behandlung). Für die Nutzung von gereinigtem Abwasser zur landwirtschaftlichen Bewässerung (Class E) existieren in Indien keine Grenzwerte (CPCB, 2008).

11.4 Zusammenfassung der Ergebnisse der Kapitel 11.1 bis 11.3

Klimakammeruntersuchung

Die Untersuchungen der Leistungsfähigkeit der Langsamsandfiltration zur Desinfektion von gereinigtem Abwasser zeigen, dass eine Reduktion der Gesamtkeimzahl möglich ist, jedoch die erwartete Reduktion der coliformen Bakterien zu Beginn der Untersuchungen nicht ausreichte, um die Standards zur Nutzung des gereinigten Abwassers als Beregnungswasser zu erfüllen.

Zudem war die Eliminationsleistung bezüglich der organischen Fracht als auch der Nährstoffe unzureichend. Aus diesem Grund wurde eine Änderung der Verfahrensführung vorgenommen.

Um weiterhin eine für den anaeroben Betrieb typische geringe Erhöhung der Gesamtkeimzahl zu erreichen, aber gleichzeitig die in der Literatur erwähnte Reduktion der coliformen Bakterien im aeroben Milieu zu bewerkstelligen, wurde ein teileingestauter Betrieb realisiert.

Zudem wurde die Bildung einer Schmutzdecke beschleunigt. Hierfür wurde zu Beginn des modifizierten Filterbetriebes durch Zuführen von feststoffreichem Abwasser aus dem Ablauf der Scheibentauchkörperanlage eine „künstliche“ Schmutzdecke aufgebracht.

Die Veränderung der Betriebsführung des Langsamsandfilters von einem eingestauten zu einem teileingestauten bestätigte die Erwartungen hinsichtlich der Steigerung der CSB-Eliminationsleistung und der Reduzierung der $\text{NO}_3\text{-N}$ - Ablaufkonzentration bei nahezu gleich bleibender $\text{NH}_4\text{-N}$ -Zu- und Ablauffracht, wodurch die Düngewirkung des Abwassers nur marginal vermindert wurde.

Im Unterschied zu den Ergebnissen des ersten Untersuchungsabschnittes konnte gezeigt werden, dass durch die Ausbildung der „künstlichen“ Schmutzdecke eine Reduktion der Ge-

samtkeimzahl bei 36 °C möglich ist und die Gesamtkeimzahlreduktion bei 22 °C annähernd den Standard der WHO (1989) bzw. der EG-Badewasserverordnung (1976) zur Nutzung des gereinigten Abwassers als Beregnungswasser erfüllt.

Hinsichtlich der Reduzierung der Gruppe der Gesamtcoliformen und von *E.coli* ist festzustellen, dass eine deutliche Verbesserung der Rückhaltewirkung von im Mittel 1 log-Stufe bzw. 1,4 log-Stufen erreicht wurde, jedoch sind die Standards für den Einsatz als Beregnungswasser weiterhin nicht erreicht worden.

Demonstrationsbetrieb Delhi

Der Demonstrationsbetrieb in Delhi zeigte, dass eine Reduktion der Gesamtkeimzahl um bis zu 2-log-Stufen bei einer Abwassertemperatur unter 23 °C möglich ist. Die Leistungsfähigkeit hinsichtlich der Reduktion der Gesamtkeimzahl des Langsamsandfilters hängt dabei direkt von der Abwassertemperatur ab und reduziert sich bis hin zu Abwassertemperaturen von 34 °C deutlich.

Die CSB_{hom}-Zulaufkonzentration wird um ca. 29 % reduziert, die N_{ges}-Konzentration verringerte sich um 16 %, bzw. von 16 mg/l auf 13,5 mg/l.

Die Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen wird im Mittel um 71 % reduziert und führt zu Ablaufkonzentrationen von durchschnittlich 20 mg AFS/l im Ablauf der Langsamsandfiltration.

12 Abschließende Diskussion

Unter dem Aspekt der Exportattraktivität deutscher Abwassertechnik und im speziellen der Scheibentauchkörpertechnologie wurde in der vorliegenden Arbeit die Abhängigkeit der Abwasserreinigung bzw. der Reinigungsleistung von den klimatischen Randbedingungen insbesondere von der Abwassertemperatur evaluiert.

12.1 Temperaturabhängigkeit der Umsatzleistung

Die in der vorliegenden Arbeit bestimmten Umsatzraten variieren je nach Versuchsanlage und Versuchsrandbedingung. Vergleichbar bleibt jedoch der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Reinigungsleistung.

Sowohl für den BSB₅-Umsatz als auch für die Nitrifikationsleistung werden in der Literatur optimale Temperaturbereiche genannt. Diese Optima liegen in einem Bereich zwischen 30°C und 38°C (Grunditz et al., 2001; Groeneweg et al., 1994; Wiegel, 2002) für autotrophe Bakterien und für heterotrophe Bakterien zwischen 30° und 35°C (Hu et al., 1994).

Der während der Batch-Untersuchungen und im realen Betrieb der Versuchsanlagen bestimmte optimale Temperaturbereich für autotrophe Bakterien lag bei 30 °C und 35 °C. Für heterotrophe Bakterien konnte ein optimaler Temperaturbereich von 30 °C bis 33 °C bestimmt werden. Für den Demonstrationsbetrieb in Delhi, Indien konnte dieses Temperaturoptimum nicht bestimmt werden, da Abwassertemperaturen über 30°C nicht erreicht wurden.

Neben der Bestimmung des Temperaturoptimums ist für eine Dimensionierung eines Scheibentauchkörpersystems die Abhängigkeit der Reinigungsleistung von der Temperatur von Bedeutung. Quantifiziert werden kann dieser Temperatureinfluss durch den so genannten Temperaturkoeffizienten θ_T . Der Temperaturkoeffizient wird je nach Autor auf eine Referenztemperatur zwischen 10 °C und 20 °C bezogen. In der vorliegenden Arbeit wurde der Temperaturkoeffizient als θ_{20} auf eine Referenztemperatur von 20 °C bezogen.

Temperaturkoeffizient $\theta_{20,C}$

Der Temperaturkoeffizient $\theta_{20,C}$, als Mittelwert der $\theta_{20,C}$ -Bestimmung der Laboruntersuchungen, ergibt sich für Abwassertemperaturen unter 20 °C zu 1,0614 und für einen Abwassertemperaturbereich von 20 °C bis 30 °C zu 1,0638. Über 30 °C bis 35 °C bleibt der Temperatureinfluss auf die Umsatzraten annähernd gleich und lässt sich wie folgt abschätzen:

$$r_{30^{\circ}\text{C}-35^{\circ}\text{C},C} = 1,86 * r_{20^{\circ}\text{C},C}$$

Gleichung 12.1

Die Werte für $\theta_{20,C}$ sind dabei unabhängig vom betrachteten Abwassertemperaturbereich größer als in der Literatur für Scheibentauchkörper berichtet. Vergleicht man die $\theta_{20,C}$ -Werte mit Literaturdaten für Systeme mit suspendierter Biomasse liegen diese in einem vergleich-

baren Bereich (siehe Tabelle 5.6; Kapitel 6.7.4). Der für den BSB₅-Abbau bestimmte $\theta_{20,C}$ -Wert für die Demonstrationsanlage ist mit 1,0396 deutlich geringer als im Vergleich zu den in den Laboruntersuchungen bestimmten $\theta_{20,C}$ -Werten. Dies deutet grundsätzlich auf eine geringere Temperaturabhängigkeit im realen Betrieb hin, jedoch ergibt sich die geringe Steigerung der Reinigungsleistung nicht durch einen geringeren Einfluss der Temperatur, sondern durch die betrieblichen Einstellungen.

Einerseits wurde während des Demonstrationsbetriebs die BSB₅-Reinigungsleistung bei hohen Temperaturen (über 26 °C) durch den hohen Anteil der partikularen Fracht im Zulauf beeinflusst (Abbildung 12.1; mit Kreis markiert) und andererseits konnte bei Temperaturen unter 26°C die Scheibenbelastung nicht weiter gesteigert werden. Bei Temperaturen um 20 °C wurde ein annähernd vollständiger BSB₅-Abbau erreicht ($c_{AB} < 20$ mg BSB₅/l), der sich bei steigender Temperatur nur noch unwesentlich verändern konnte, da die Scheibenbelastung betriebsbedingt nur um ca. 20 % gesteigert werden konnte. Bestätigt wird diese Beobachtung durch die Ergebnisse im Demonstrationsbetrieb für eine Scheibenbelastung unter 10 g BSB₅/(m²*d) bei einer Abwassertemperatur von ca. 28 °C (Abbildung 12.1; mit Pfeil markiert). Trotz Erhöhung der Abwassertemperatur geht die BSB₅-Umsatzleistung zurück, obwohl die Reinigungsleistung über 92 % beträgt. Cheung (1981) berichtete in seiner Arbeit von einem sehr geringen Einfluss der Temperatur auf den BSB₅-Abbau. Dieser geringe Einfluss der Temperatur lässt sich ebenfalls durch die sehr geringen Scheibenbelastungen erklären, die Cheung (1981) untersucht hatte.

Tabelle 12.1: Zusammenstellung der $\theta_{20,C}$ -Koeffizienten

$\theta_{20,C}$	15°C bis 20°C	20°C bis 30°C	30°C bis 35°C
Batch 1		1,0627 (1,0520 - 1,0702)	
Batch 2	1,0614	1,0503 (1,0453 - 1,0554)	$\cong 1,86 * r_{20^\circ C,C}$
Gesamtsystem		1,0840 (1,0828 - 1,0847)	
Kaskade 1 (Lineweaver - Burk)		1,0582 (1,0524 - 1,0661)	
Mittelwert Laboruntersuchungen	1,0614	1,0638	$\cong 1,86 * r_{20^\circ C,C}$
Demonstrationsanlage		1,0396 (1,0171 - 1,0621) 1,0621 ²³	

Berücksichtigt man nur die Steigerung der BSB₅-Umsatzleistung zwischen 20 °C und ca. 26 °C ergibt sich der Temperaturkoeffizient $\theta_{20,C}$ zu 1,0621 und stimmt damit mit dem mittleren Temperaturkoeffizienten der Laboruntersuchungen überein.

Die angegebenen BSB₅-Umsatzraten für das Gesamtsystem (Versuchsanlage, sowohl synthetisches und reales Abwasser) und die Demonstrationsanlage in Delhi beziehen sich auf eine BSB₅-Ablaufkonzentration von 20 mg BSB₅/l.

²³ Temperaturbereich 20 °C – 26°C

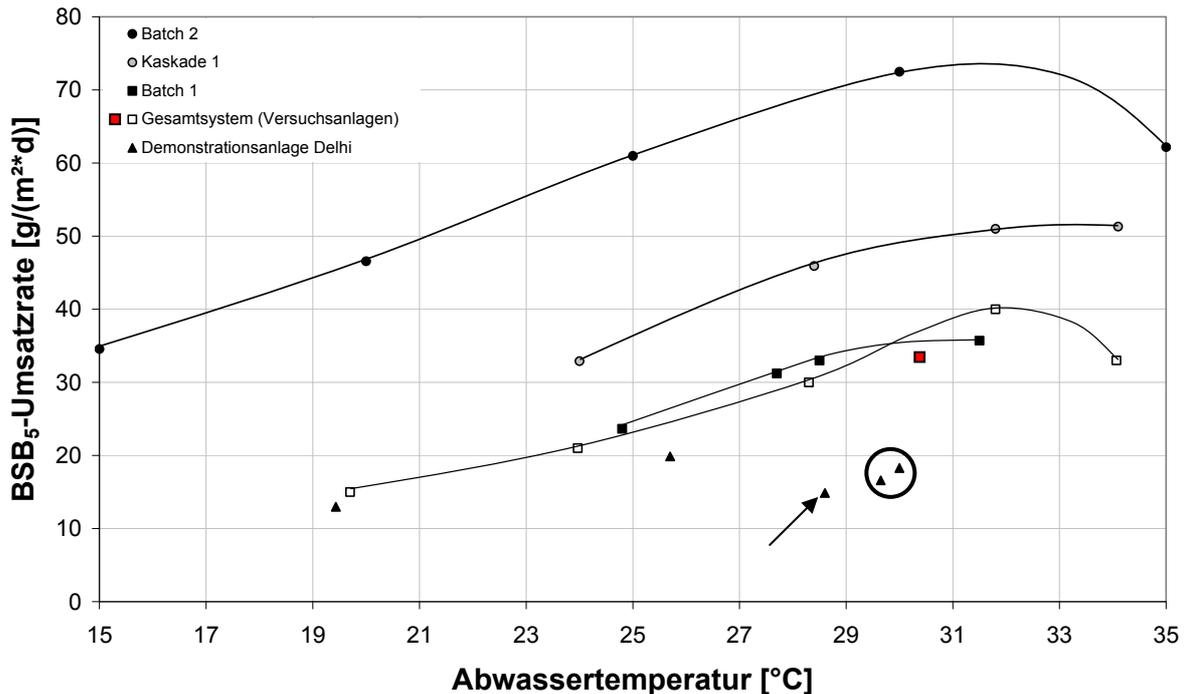


Abbildung 12.1: Vergleich der BSB₅-Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen; weißes Rechteck: synthetisches Abwasser, rotes Rechteck: reales Abwasser)

Die BSB₅-Umsatzraten der Batch 1 - und Batch 2 -Untersuchungen als auch die in Kaskade 1 der Versuchsanlagen bestimmten BSB₅-Umsatzraten stellen maximale BSB₅-Umsatzraten für die entsprechende Versuchseinstellung dar. Die maximalen BSB₅-Umsatzraten der Batch 1 -Untersuchungen sind, bedingt durch die Substratlimitierung während der Untersuchungen, geringer als die der Batch 2-Untersuchungen und der maximalen Umsatzraten in Kaskade 1. Die maximalen BSB₅-Umsatzraten der Batch 2-Untersuchungen zeigen das Reservepotential hinsichtlich der Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpersystems unter nahezu optimalen Bedingungen, d.h. weder substrat- noch sauerstofflimitiert.

Die maximalen BSB₅-Umsatzraten in der hochbelasteten Kaskade 1 im Vergleich zu den BSB₅-Umsatzraten des Gesamtsystems zeigen, dass der Abbau von organischen Kohlenstoffverbindungen hauptsächlich in der 1. Kaskade des Scheibentauchkörpers stattfindet. Je nach BSB₅-Scheibenbelastung findet über 80 % der BSB₅-Reduktion in Kaskade 1 statt.

Je höher die BSB₅-Scheibenbelastung in Kaskade 1 ist, umso größer ist die BSB₅-Umsatzrate. Dieser Zusammenhang lässt sich aus der MICHAELIS-MENTEN-Gleichung ableiten. Das Erreichen der maximalen Umsatzrate hängt in erster Linie von der Sättigungskonstante $K_{m,C}$, die die Substrat-Affinität der Bakterien beschreibt, ab. Je größer die Zulaufkonzentration ist, umso größer ist die Differenz zwischen Sättigungskonzentration und Ablaufkonzentration und umso mehr nähert sich die tatsächliche Umsatzrate der maximalen.

Dieser Effekt kann durch eine geeignete Prozessführung, bspw. durch die Verteilung des Abwasserstromes auf mehrere Kaskaden (Janczukowicz et al., 1992; Saikaly, et. al., 2003; Ayoub et al., 2004) gerade bei Abwässern mit sehr hohen BSB₅-Zulaufkonzentrationen ausgenutzt werden. Durch Verteilung des Abwasserstromes (z.B. 2/3 zu 1/3) auf die ersten beiden Kaskaden („Step-Feed“) ist es möglich, durch geringe bauliche Veränderungen eine Optimierung der BSB₅-Reinigungsleistung zu erreichen (Janczukowicz et al., 1992).

Temperaturkoeffizient $\theta_{20,N}$

Der mittlere Temperaturkoeffizient $\theta_{20,N}$ ergab sich bei den Laboruntersuchungen für Abwassertemperaturen zwischen 20 °C bis 30 °C zu 1,0707. Ein etwas geringerer $\theta_{20,N}$ -Wert von 1,0602 wurde für Abwassertemperaturen unter 20 °C bestimmt. Über 30°C bis 35 °C bleibt der Temperatureinfluss auf die Umsatzraten annähernd gleich und lässt sich wie folgt abschätzen:

$$r_{30^{\circ}\text{C}-35^{\circ}\text{C},N} = 1,98 * r_{20^{\circ}\text{C},N}$$

Gleichung 12.2

Die Werte für $\theta_{20,N}$ sind dabei für den Temperaturbereich unter 20 °C kleiner als in der Literatur für Scheibentauchkörper berichtet (siehe Tabelle 5.6; Kapitel 6.7.4). Nur Cheung (1981) berichtet von geringeren $\theta_{20,N}$ -Werten für Abwassertemperaturen bis 22 °C und leitet daraus ab, dass der Einfluss der Temperatur nur marginal ist. Für Abwassertemperaturen über 20°C gibt es $\theta_{20,N}$ -Werte nur für Scheibentauchkörper die in der Industrieabwasserreinigung eingesetzt werden (Henze et al., 2002). Der für die Nitrifikation bestimmte $\theta_{20,N}$ –Wert für die Demonstrationsanlage ist mit 1,0306 ebenfalls deutlich geringer als im Vergleich zu den in den Laboruntersuchungen bestimmten $\theta_{20,N}$ –Werten. Erklären lässt sich dies wiederum durch die betrieblichen Randbedingungen. Die möglichen einstellbaren TKN-Scheibenbelastungen wurden durch die TKN-Zulaufkonzentrationen begrenzt, wodurch ein Erreichen höherer Umsatzraten nicht möglich war. Besonders gilt dies für eine Abwassertemperatur von 28,7 °C und einer mittleren TKN-Scheibenbelastung von 2 g TKN/(m²*d) (Abbildung 12.2; Pfeil). Hier wurde eine TKN-Ablaufkonzentration von 4,4 mg/l bzw. eine NH₄-N-Ablaufkonzentration von 2,9 mg/l erreicht, bzw. eine Reinigungsleistung von über 90 %. Eine Steigerung der Umsatzleistung wäre nur durch eine Erhöhung der Scheibenbelastung möglich gewesen.

Eine Nitrifikationsleistung von über 5 g NH₄-N/(m²*d) bei einer Abwassertemperatur von 30,5 °C wurde bei der halbtechnischen Versuchsanlage (Gesamtsystem) mit realem Abwasser festgestellt (rotes Rechteck in Abbildung 12.2).

Die Nitrifikationsleistung des Gesamtsystems (Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser; weißes Rechteck in Abbildung 12.2) ist im Vergleich zu den Batch 1- und Batch 2- Untersuchungen deutlich geringer. Auch im Vergleich zu den während des Demonstrationsbe-

triebs bestimmten Nitrifikationsleistungen ergeben sich deutliche Unterschiede, die nur auf die geringeren Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden zurückzuführen sind.

Tabelle 12.2: Zusammenstellung der $\theta_{20,N}$ -Koeffizienten

$\theta_{20,N}$	15°C bis 20°C	20°C bis 30°C	30°C bis 35°C
Batch 1		1,0556 (1,0482 - 1,0626)	
Batch 2	1,0602	1,0751 (1,0634 - 1,0868)	$\cong 1,98 * \Gamma_{20^\circ\text{C},N}$
Gesamtsystem		1,0571 (1,0427 - 1,0678)	
Kaskade 1 (Lineweaver - Burk)		1,0948 (1,0901 - 1,0996)	
Mittelwert Laboruntersuchungen	1,0602	1,0707	$\cong 1,98 * \Gamma_{20^\circ\text{C},N}$
Demonstrationsanlage		1,0306	

Die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden 2 und 3 der Versuchsanlagen ergab sich im Mittel zu 2,37 mg O₂/l bzw. 3,31 mg O₂/l. Dem gegenüber lag die mittlere Sauerstoffkonzentration in Kaskade 2 der Demonstrationsanlage bei 4,1 mg O₂/l, in Kaskade 3 bei 5,0 mg O₂/l. Die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden der Demonstrationsanlage war somit mindestens um den Faktor 1,5 höher als in den Versuchsanlagen. Dieser Faktor ergibt sich ebenfalls beim Vergleich der Nitrifikationsleistungen der Versuchsanlagen und der Demonstrationsanlagen. In der Literatur wird ebenfalls von einer direkten Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Sauerstoffkonzentration berichtet (Nowak ,2000).

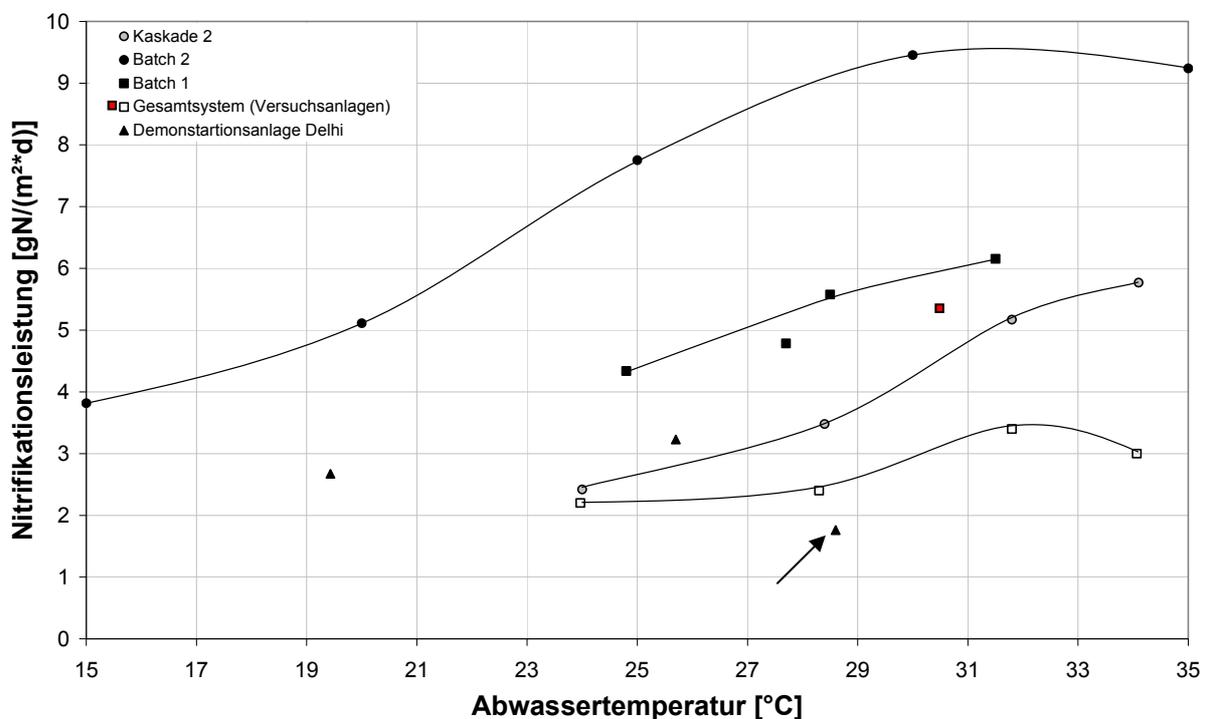


Abbildung 12.2: Vergleich der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen)

Die Ergebnisse der Batch 2-Untersuchungen zeigen wiederum das Reservepotential hinsichtlich der maximal erreichbaren Nitrifikationsleistungen bei nahezu optimalen Betriebsbe-

dingungen. Hier wurde eine Limitierung der Nitrifikationsleistung durch das Substratdargebot bzw. die Sauerstoffkonzentration weitgehend ausgeschlossen.

Die Ergebnisse der Demonstrationsanlage zeigen die starke Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Feststofffracht im Zulauf der Scheibentauchkörperanlage. Durch eine Reduzierung der Feststofffracht wurde die Nitrifikationsleistung nahezu verdoppelt.

Eine weitere Optimierung der Nitrifikationsleistung bietet eine Vorfiltration (Boller et al., 1994) vor der Nitrifikation bzw. eine Zwischenklärung vor der Nitrifikation (nach der 1.Kaskade) (Nowak, 2000). Untersuchungen von Nyhuis (1990) zeigten zudem, dass durch die Kombination einer Vorfiltration und der sequenziellen Änderung der Strömungsrichtung der Kaskaden die Nitrifikationsleistung um mehr als 50% zu steigern ist. Die Änderung der Strömungsrichtung bewirkt eine gleichmäßigere Verteilung der Nitrifikanten in den für die Nitrifikation vorgesehenen Kaskaden und damit eine Erhöhung der Umsatzleistung.

12.2 N_{tot} -Elimination

Mit steigender BSB₅-Scheibenbelastung steigt die prozentuale N_{tot} -Elimination bei konstantem C:N-Verhältnis linear an. Dies bedeutet auch, dass sich bei einer Erhöhung des C:N-Verhältnisses die N_{tot} -Elimination ebenfalls erhöhen würde.

Die zum Teil sehr geringe Wiederfindungsrate der N_{tot} -Zulauffracht von weniger als 50 % ergeben sich durch Denitrifikationsprozesse in den anoxischen Zonen der unteren Biofilmschichten in denen Sauerstoff limitierend wirkt.

Da sich die N_{tot} -Fracht gerade in der 1. Kaskade deutlich reduziert und sich nur ein Teil der Frachtreduktion durch die Inkorporation in die Biomasse erklären lässt, müssen dort auch Bakterien vorhanden sein die eine direkte Denitrifikation ermöglichen (ANAMMOX).

12.3 pH-Wert und Sauerstoffkonzentration

Die Untersuchungen zeigen neben dem Temperatureinfluss auf die Nitrifikation den Einfluss der Sauerstoffkonzentration und des pH-Wertes. Die erzielten temperaturabhängigen Nitrifikationsleistungen der Versuchsanlagen in Karlsruhe mit synthetischem Abwasser sind geringer als die Nitrifikationsleistung der Demonstrationsanlage in Delhi bei vergleichbaren Abwassertemperaturen. Einzig die Sauerstoffkonzentration und der pH-Wert unterschieden sich dabei deutlich.

Wie in Kapitel 12.1 erläutert ergibt sich ein direkter Zusammenhang zwischen der erzielten Nitrifikationsleistung und der Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden. Durch höhere Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden der Demonstrationsanlage im Vergleich zu den Versuchsanlagen wurden höhere Nitrifikationsleistungen beobachtet. Jedoch darf hierbei der ebenfalls höhere pH-Wert in den Kaskaden der Demonstrationsanlage in Indien unbeachtet

bleiben. Der pH-Wert lag mit 7,4 - 8,1 in dem in der Literatur häufig genannten optimalen pH-Wertbereich von 7 - 9. Dem gegenüber bewegten sich die pH-Werte in den Kaskaden der Versuchsanlage mit 6,5 - 7,5 am Rande dieses als optimal bezeichneten Bereichs.

Die Nitrifikationsleistung der mit realem Abwasser betriebenen halbtechnischen Versuchsanlage ist ebenfalls deutlich höher als bei der mit synthetischem Abwasser betriebenen Versuchsanlage.

Die Sauerstoffkonzentrationen der halbtechnischen Versuchsanlagen mit synthetischem Abwasser als auch der mit realem Abwasser waren je nach BSB₅-/ NH₄-N-Scheibenbelastung vergleichbar; der pH-Wertbereich unterschied sich jedoch signifikant.

Der pH-Wertbereich der mit realem Abwasser betriebenen Versuchsanlage bewegte sich bei 7,5 - 8,0 und dadurch ebenfalls in dem in der Literatur häufig genannten optimalen pH-Wertbereich.

12.4 Hydraulische Aufenthaltszeit

Sowohl bei den Laboruntersuchungen als auch beim Demonstrationsbetrieb in Delhi konnte kein Einfluss der hydraulischen Aufenthaltszeit auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers hinsichtlich BSB₅ und TKN (NH₄-N) festgestellt werden.

Wie schon in Kapitel 9.5 erwähnt, wird in der Literatur zwar teilweise von einer Abhängigkeit der Reinigungsleistung von der hydraulischen Aufenthaltszeit berichtet (Chen et al., 2006 und Castillo et al. 2007), jedoch konnte diese Abhängigkeit während der Untersuchungen nicht nachgewiesen werden. Während des Demonstrationsbetriebes in Delhi und dem Betrieb der halbtechnischen Versuchsanlage mit realem Abwasser in Karlsruhe wurde auch bei sehr geringen hydraulischen Aufenthaltszeiten von 1,25 h BSB₅- und TKN (NH₄-N)-Reinigungsleistungen von 90 % erreicht, woraus zu schließen ist, dass für die betrachteten Betriebsbedingungen diese hydraulische Aufenthaltszeit als ausreichend zu betrachten ist.

12.5 Rotationsgeschwindigkeit – Umfangsgeschwindigkeit - Sauerstoffeintrag

Die Ergebnisse der Batch 1- Untersuchungen zeigen die Abhängigkeit der Reinigungsleistung von der Rotationsgeschwindigkeit respektive von dem dadurch beeinflussten Sauerstoffeintrag in den Fluidfilm. Hierbei bestimmt die Rotationsgeschwindigkeit die Kontaktzeit des Biofilms bzw. des darauf befindlichen Fluidfilms mit der Umgebungsluft. Mit einer Erhöhung der Rotationsgeschwindigkeit kann die Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpers sowohl hinsichtlich der BSB₅- als auch der TKN-Belastung intensiviert werden.

Bei einem Vergleich der Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden der Versuchsanlagen und der Demonstrationsanlage in Delhi fällt auf, dass die Sauerstoffkonzentrationen in den

Kaskaden der Demonstrationsanlage um über 50 % höher sind als in den Versuchsanlagen. Da sich dieser Unterschied für alle untersuchten Abwassertemperaturen gleich ergibt, kann diese Beobachtung nur durch die unterschiedlichen Scheibendurchmesser erklärt werden. Die Rotationsgeschwindigkeit ist beim kontinuierlichen Betrieb der Versuchsanlagen als auch beim Demonstrationsbetrieb in Indien gleich, jedoch unterscheiden sich die Scheibendurchmesser und damit auch die Umfangsgeschwindigkeiten der Scheiben erheblich. Mit steigender Umfangsgeschwindigkeit (bei gleicher Rotationsgeschwindigkeit) erhöht sich der Sauerstofftransferkoeffizient und damit der Sauerstofftransfer in das zu behandelnde Abwasser (Chavan et al.; 2008).

Eine Begrenzung der praktisch einstellbaren Rotationsgeschwindigkeit ergibt sich in erster Linie durch den Energieverbrauch, der mit steigender Rotationsgeschwindigkeit exponentiell zunimmt (Antonie et al., 1974). Die Reinigungsleistung nimmt jedoch nur linear zu, wodurch grundsätzlich mit steigender Rotationsgeschwindigkeit, der Energieverbrauch pro abgebautem g BSB₅ bzw. g TKN zunimmt

12.6 Überschussschlammproduktion und Abfiltrierbare Stoffe

Für die Dimensionierung eines Nachklärbeckens ist die Abschätzung der Feststoffkonzentration im Ablauf eines Scheibentauchköpers maßgebend. Die Feststoffkonzentration im Ablauf einer Scheibentauchkörperanlage ist in der Regel um mindestens eine log-Stufe geringer als in Belebtschlammanlagen.

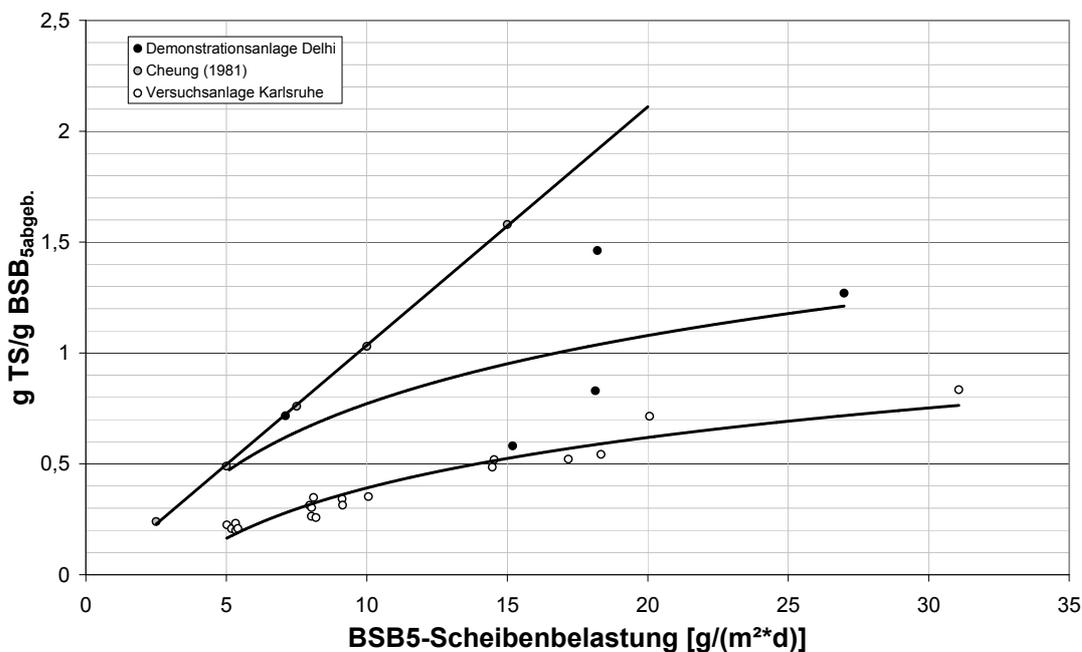


Abbildung 12.3: Überschussschlammproduktion

Die während der Untersuchungen bestimmte Überschussschlammproduktion ist geringer als im Vergleich zu den Angaben des ATV-DVWK-Arbeitsblatts A-281 (2001) wonach bei einer BSB₅-Scheibenbelastung von $< 10 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ mit einer Überschussschlammproduktion gerechnet werden muss. Diese Angaben basieren auf den Untersuchungen von Cheung (1981).

Dabei ist die Überschussschlammproduktion $[\text{g TS/gBSB}_{5\text{abgeb.}}]$ der Versuchsanlagen in Karlsruhe geringer als die Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage in Delhi, Indien. Die Differenz zwischen den Überschussschlammproduktionen der Karlsruher Versuchsanlagen und der Demonstrationsanlage in Delhi ist konstant und dadurch auf den Unterschied der Feststofffracht im Zulauf der Anlagen zurückzuführen.

Bei geringen Scheibenbelastungen ist die Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage mit den Ergebnissen der Untersuchungen von Cheung (1982) bzw. mit den Angaben der ATV (1997) vergleichbar, mit steigender Scheibenbelastung ergibt sich eine immer größer werdende Differenz zwischen der Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage und der nach Cheung (1981) bestimmten Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB₅-Scheibenbelastung. Dies kann auf die Temperaturunterschiede während der Untersuchungen zurückgeführt werden. Die Überschussschlammproduktion nach Cheung (1981) wurde bei Temperaturen unter $20 \text{ }^\circ\text{C}$ bestimmt, die der Demonstrationsanlage in Delhi bei Abwassertemperaturen zwischen ca. $20 \text{ }^\circ\text{C}$ und $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Da die Überschussschlammproduktion (maximal bei 9°C , (ATV; 1997)) mit steigender Temperatur abnimmt, ergibt sich im Vergleich zu den Untersuchungen von Cheung (1981) eine geringere spezifische Überschussschlammproduktion.

12.7 Verdunstung

Die Verdunstung hat auf die Reinigungsleistung insofern einen Einfluss, als die bezogene bzw. prozentuale Frachtreduktion höher ist als die prozentuale Reduktion der Konzentration. Dieser Effekt verstärkt sich bei längeren Aufenthaltszeiten des zu reinigenden Abwasserstroms im System, da die Verdunstungsmenge bezogen auf die Scheibenfläche gleich bleibt, aber das ausgetauschte Wasservolumen geringer ist als im Vergleich zu kürzeren Aufenthaltszeiten.

Die Verdunstungsmenge beträgt für Scheibentauchkörper ohne Abdeckung bei einer Abwassertemperatur von $20 \text{ }^\circ\text{C}$ ca. $0,9 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ bzw. ca. $1,6 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ bei einer Abwassertemperatur von $30 \text{ }^\circ\text{C}$ (Abbildung 9.46). Dies führte zu einer Verdunstungsmenge von ca. 10 % bei den halbtechnischen Untersuchung, bzw. zu einer Aufkonzentrierung des Ablaufes um etwa 10 %. Die während der Klimakammeruntersuchungen bestimmten Verdunstungsmengen wurden bei einer relativen Luftfeuchtigkeit zwischen 60 und 70 % bestimmt. Überträgt

man die Ergebnisse auf den Demonstrationsbetrieb in Indien ergäben sich zum Teil höhere Verdunstungsraten, da die relative Luftfeuchtigkeit in Delhi teilweise unter 60 % liegt. Bei einer Abwassertemperatur von 30°C (Verdunstungsmenge = 0,9 kg/(m²*d)) würde sich bei einer Scheibenfläche von 1350 m² eine tägliche Verdunstungsmenge von ca. 3,9 m³ ergeben. Bezogen auf den Durchsatz der Demonstrationsanlage ergibt sich ein Verlust von bis zu 7 %.

12.8 Langsandsandfiltration

Die Ergebnisse des Demonstrationsbetriebes und des Klimakammerbetriebs zeigen eine vergleichbare Reduktionsleistung hinsichtlich der abfiltrierbaren Stoffe (AFS). Die maximale Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen ergab sich zu 30 mg AFS/l bei Zulaufkonzentrationen von bis zu 118 mg AFS/l (MW = 76,4 mg AFS/l).

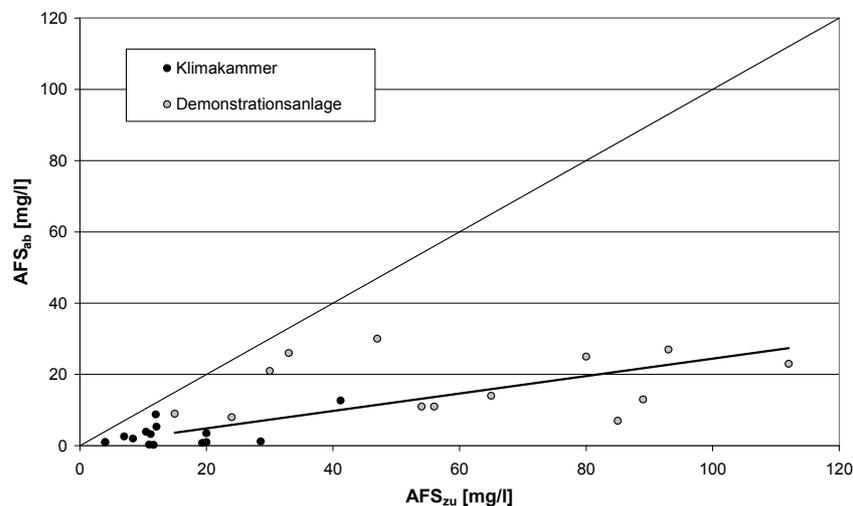


Abbildung 12.4: Vergleich der Reduktionsleistung des LSF in der Klimakammer und des LSF im Demonstrationsbetrieb

Die Eliminationsleistungen des LSF im Klimakammer-Betrieb hinsichtlich der Parameter CSB, NH₄-N, NO₃-N sind höher als die Eliminationsleistungen des LSF im Demonstrationsbetrieb. Dies ist dadurch zu erklären, dass die Zulaufkonzentrationen während des Klimakammerbetriebes deutlich höher waren als während des Demonstrationsbetriebes.

Die mit beiden Langsandsandfiltern erzielte Reduktion der Gesamtkeimzahl von bis zu 2 log-Stufen liegt somit im Bereich der in der Literatur genannten möglichen Eliminationsleistung von 0-3 log-Stufen (WHO, 2006); jedoch lag die Gesamtkeimzahl sowohl im Ablauf des LSF in der Klimakammer als auch im Ablauf des LSF während des Demonstrationsbetriebes in Delhi über den geforderten Grenzwerten der WHO (1989) bzw. der EG-Badewasserverordnung (1976).

Die Gesamtkeimzahlreduktion ist dabei von der Abwassertemperatur abhängig und verringert sich mit der Temperatur. Der Vergleich der Ergebnisse der Versuchsanlage in der Klimakammer und des Demonstrationslangsamsandfilters in Delhi zeigt, dass bei einer Temperatur von 30 °C vergleichbare Reduktionsleistungen hinsichtlich der Gesamtkeimzahl von ca. 1 log-Stufe erreicht wurden.

Eine Steigerung der Gesamtkeimzahlreduktion und der Reduzierung der Konzentration an Gesamtcoliformen und *E. coli* kann durch eine Erhöhung der hydraulischen Aufenthaltszeit erreicht werden. Ausland et al. (2002) erreichten bei einer Abwassertemperatur von 17°C eine Reduktion der Gesamtkeimzahl von 1,6 bis 2,3 log-Stufen und bei der Gruppe der Fäkalcoliformen von 3,4 – 6,3 log-Stufen bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von > 50 h.

13 Zusammenfassung

Die **Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation** ist größer als die **Temperaturabhängigkeit des BSB₅-Abbaus**. Bei einer Erhöhung der Abwassertemperatur um 10 °C von 20 °C auf 30 °C steigert sich die Nitrifikation um 98 %, der BSB₅-Umsatz um 85 %.

Dies bedeutet für die Dimensionierung eines Scheibentauchkörpers, dass bei einer Abwassertemperatur von 20 °C die erforderliche Scheibenfläche für die Nitrifikation gegenüber einer Abwassertemperatur von 10 °C halbiert werden kann, die erforderliche Scheibenfläche für den Kohlenstoffabbau um ca. 45 % reduziert werden kann.

Die Temperaturabhängigkeit der Nitrifikationsleistung als auch der BSB₅-Umsatzleistung ist unter 20°C geringer als bei Temperaturen über 20°C.

Die daraus resultierenden θ_{20} -Werte für Abwassertemperaturen unter 20 °C ergeben sich zu $\theta_{20,C} = 1,0614$ und $\theta_{20,N} = 1,0602$, für Abwassertemperaturen zwischen 20 °C und 30 °C zu $\theta_{20,C} = 1,0638$ (1,0453-1,0847) und $\theta_{20,N} = 1,0707$ (1,0427 - 1,0996).

Die erreichbaren Umsatzraten hängen von der Affinität der Biomasse gegenüber dem Substrat ab. Die Substrat-Affinität der Biomasse - bestimmt anhand der **Sättigungskonstante K_m** - ändert sich invers mit der Abwassertemperatur.

Die **N_{tot} -Elimination** nimmt mit steigender BSB₅-Scheibenbelastung zu, einerseits bedingt durch die höhere Inkorporation von Stickstoff in die Biomasse und durch Denitrifikationsprozesse in den anoxischen Zonen des Biofilms.

Eine weitgehende **Nitrifikation** ist in einem **pH-Bereich** von 6,5 - 7,5 erreichbar. Eine vollständige Nitrifikation wird bei pH-Werten in einem Bereich von 7,5 bis 8 erreicht.

Die Verdunstungsmenge steigt linear mit der Abwasser-/Lufttemperatur bei konstanter relativer Luftfeuchtigkeit. Bei konstanter Abwasser-/Lufttemperatur verändert sich die Verdunstungsmenge invers zur relativen Luftfeuchte.

Durch die **Verdunstung** wird die Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpers hinsichtlich der erreichbaren Konzentrationen im Ablauf beeinflusst, da eine Aufkonzentration des Ablaufes stattfindet. Gerade bei hohen Abwasser-/Lufttemperaturen und gleichzeitig geringer relativer Luftfeuchtigkeit (aridem Klima) ergeben sich hohe Verdunstungsmengen und damit verbunden hohe Verdunstungsraten.

Die Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpers hängt bei identischen Scheibendurchmessern von der **Rotationsgeschwindigkeit** ab. Bei konstanter Rotationsgeschwindigkeit ergibt sich ein direkter Zusammenhang zwischen der Reinigungsleistung und dem Scheibendurchmesser bzw. der daraus resultierenden Umfangsgeschwindigkeit.

Der Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit bzw. der Umfangsgeschwindigkeit auf die Nitrifikationsleistung und den BSB₅-Abbau ergibt sich aus dem mit der Rotationsgeschwindigkeit steigenden **Sauerstoffeintrag**. Dabei ist die Nitrifikationsleistung stärker vom Sauerstoffeintrag beeinflusst als der BSB₅-Abbau. Eine Verdoppelung der Rotationsgeschwindigkeit von 2 U/min auf 4 U/min führt zu einer Verdoppelung der Nitrifikationsleistung, bzw. zu einer Steigerung des BSB₅-Abbaus um 16 %.

Die Abwassertemperatur beeinflusst nicht nur die BSB₅- und TKN (NH₄-N)-Umsatzraten sondern ebenfalls die **spezifische Überschussschlammproduktion**. Die spezifische Überschussschlammproduktion erhöht sich bei gleich bleibender Temperatur annähernd linear mit der BSB₅-Scheibenbelastung. Bei höheren Temperaturen ist die spezifische Überschussschlammproduktion jedoch geringer als bei niedrigeren Temperaturen.

Die Installation einer **Langsamsandfiltration** im Anschluss an einen **Lamellenseparator** führt zu einer Reduktion der Gesamtkeimzahl um bis zu 2-log-Stufen und eine weitere Reduktion der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen um 75 – 80%. Zudem bewirkt die Langsamsandfiltration eine weitergehende Reduktion der organischen Fracht und der TKN-Fracht.

14 Bemessungsempfehlung

14.1 Allgemein

Die Bemessungsempfehlung bezieht sich auf 3-kaskadige Scheibentauchkörper und Rotationsgeschwindigkeiten von > 4 U/min bei einem Scheibendurchmesser von 2 m respektive einer Umfangsgeschwindigkeit von > 25 m/min und der Beschickung mit kommunalem Abwasser ($BSB_5:TKN \cong 4:1$).

Durch die oben genannte Rotationsgeschwindigkeit kann gewährleistet werden, dass die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden 2 und 3 ausreicht, um eine vollständige Nitrifikation zu ermöglichen.

Zum Erreichen einer vollständigen Nitrifikation sollte der pH-Wert zwischen 7,5 und 8,5 liegen.

Bei Über- bzw. Unterschreitung dieses pH-Wertebereichs sollte der pH-Wert durch geeignete Maßnahmen angepasst werden.

14.2 Vorbehandlung

Das dem Scheibentauchkörper zufließende Abwasser muss zur Vermeidung von Verstopfungen möglichst frei von Störstoffen und absetzbaren Stoffen sein. Deshalb ist eine Vorbehandlung und Vorklärung des zufließenden Abwassers vor der biologischen Stufe unerlässlich. Empfehlungen hinsichtlich der Vorbehandlung können dem ATV-DVWK-Arbeitsblatt A 281 (ATV-DVWK, 2001) entnommen werden.

14.3 Kohlenstoffabbau; BSB_5 -Elimination

Aus der Zusammenführung der Ergebnisse des Betriebes der Versuchsanlagen in Karlsruhe und des Demonstrationsbetriebes in Delhi, Indien kann folgende Empfehlung hinsichtlich der einstellbaren BSB_5 -Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und einer **BSB_5 -Ablaufkonzentration von < 20 mg BSB_5/l** gegeben werden:

$$B_{A,BSB,T} \leq 15 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot \theta_{20}^{(T-20)}$$

Gleichung 14.1

mit $B_{A,BSB,T}$ = zulässige BSB_5 -Scheibenbelastung in $[\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$, in Abhängigkeit von der Temperatur

$$\theta_{20} = 1,0614 \text{ bei } T < 20^\circ\text{C}$$

$$\theta_{20} = 1,0638 \text{ bei } 20^\circ\text{C} < T < 30^\circ\text{C}$$

In einem Abwassertemperaturbereich zwischen 30 °C bis 35 °C kann die zulässige Scheibenbelastung über folgenden Zusammenhang abgeschätzt werden:

$$B_{A,BSB,30^{\circ}\text{C}-35^{\circ}\text{C}} \leq 15 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot 1,86 = 27,9 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad \text{Gleichung 14.2}$$

Die erforderliche Scheibenfläche ergibt sich in Anlehnung an das ATV-DVWK- Arbeitsblatt A-281 zu:

$$A_{STK,BSB,T} = (B_{d,BSB,Zu} \cdot 1000) / B_{A,BSB,T} \quad \text{Gleichung 14.3}$$

mit $B_{d,BSB,Zu}$ = tägliche BSB₅-Zulaufkraft in [g/d]

$A_{STK,BSB,T}$ = erforderliche Scheibenfläche für den BSB₅-Abbau in Abhängigkeit von der Temperatur in [m²]

Je nach geforderter BSB₅-Ablaufkonzentration ergeben sich bei gleicher Abwassertemperatur unterschiedliche BSB₅-Scheibenbelastungen.

Um eine Dimensionierung in Abhängigkeit von der BSB₅-Ablaufkonzentration zu ermöglichen, können die temperaturabhängigen BSB₅-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur Abbildung 14.1 entnommen werden.

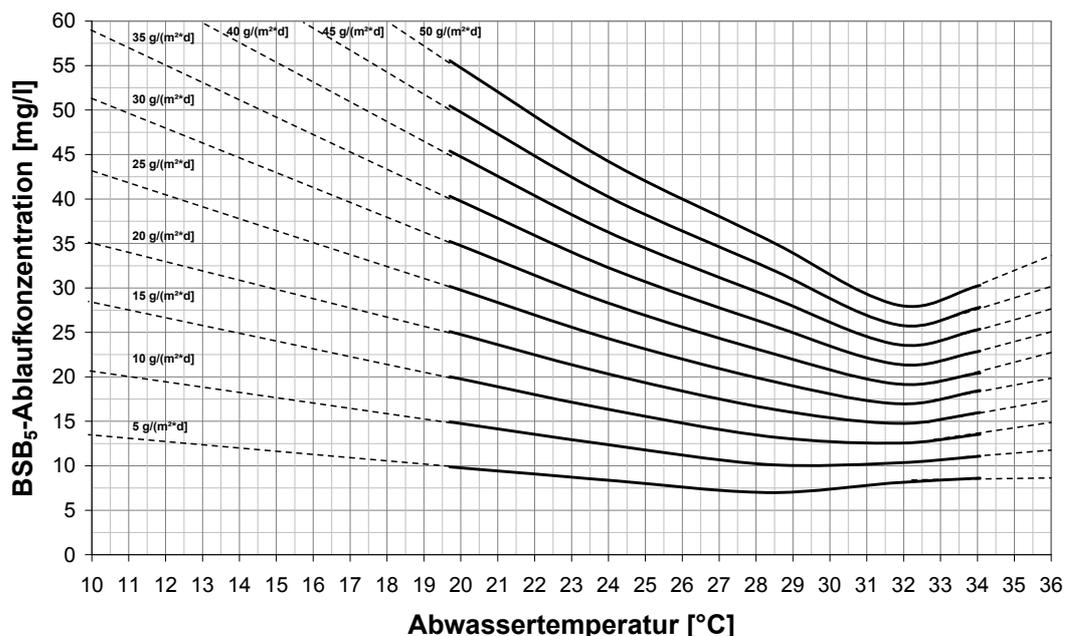


Abbildung 14.1: BSB₅-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB₅-Scheibenbelastung (Reinigungsziel: Kohlenstoffabbau; BSB₅-Elimination)

14.4 Mit vollständiger Nitrifikation

Mit dem Reinigungsziel einer vollständigen Nitrifikation ($\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}} < 5 \text{ mg/l}$) reduziert sich die BSB_5 -Scheibenbelastung um ca. 20 % und lässt sich in Analogie zu Kapitel 14.3 wie folgt berechnen:

$$B_{A,\text{BSB},T} \leq 12 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot \theta_{20}^{(T-20)} \quad \text{Gleichung 14.4}$$

mit $B_{A,\text{BSB},T} = \text{zulässige BSB}_5\text{-Scheibenbelastung in } [\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$

$$\theta_{20} = 1,0614 \text{ bei } T < 20^\circ\text{C}$$

$$\theta_{20} = 1,0638 \text{ bei } 20^\circ\text{C} < T < 30^\circ\text{C}$$

In Analogie zu Kapitel 14.3 kann für einen Abwassertemperaturbereich zwischen 30°C bis 35°C die zulässige Scheibenbelastung über folgenden Zusammenhang abgeschätzt werden:

$$B_{A,\text{BSB},30^\circ\text{C}-35^\circ\text{C}} \leq 12 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot 1,86 = 22,3 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad \text{Gleichung 14.5}$$

Die zulässige TKN-Scheibenbelastung ergibt sich zu:

$$B_{A,\text{TKN},T} \leq 2,75 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot \theta_{20}^{(T-20)} \quad \text{Gleichung 14.6}$$

mit $B_{A,\text{TKN},T} = \text{zulässige BSB}_5\text{-Scheibenbelastung in } [\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$

$$\theta_{20} = 1,0602 \text{ bei } T < 20^\circ\text{C}$$

$$\theta_{20} = 1,0704 \text{ bei } 20^\circ\text{C} < T < 30^\circ\text{C}$$

In einem Abwassertemperaturbereich zwischen 30°C bis 35°C kann die zulässige Scheibenbelastung über folgenden Zusammenhang abgeschätzt werden:

$$B_{A,\text{TKN},30^\circ\text{C}-35^\circ\text{C}} \leq 2,75 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot 1,98 = 5,45 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad \text{Gleichung 14.7}$$

Die erforderliche Scheibenfläche ergibt sich in Anlehnung an das ATV-DVWK- Arbeitsblatt A-281 zu:

$$A_{\text{STK},T} = A_{\text{STK},\text{BSB},T} + A_{\text{STK},\text{TKN},T} \quad \text{Gleichung 14.8}$$

$$A_{STK,BSB,T} = (B_{d,BSB,Zu} \cdot 1000) / B_{A,BSB,T}$$

Gleichung 14.9

$$A_{STK,TKN,T} = (B_{d,TKN,Zu} \cdot 1000) / B_{A,TKN,T}$$

Gleichung 14.10

mit $A_{STK,BSB,T}$ = erforderliche Scheibenfläche für den BSB₅-Abbau in Abhängigkeit von der Temperatur in [m²]

$A_{STK,TKN,T}$ = erforderliche Scheibenfläche für den TKN-Abbau in Abhängigkeit von der Temperatur in [m²]

Je nach gefordertem Reinigungsziel ergeben sich bei gleicher Abwassertemperatur unterschiedliche TKN-Scheibenbelastungen. Eine Abschätzung der zu erwartenden NH₄-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur kann anhand von Abbildung 14.2 vorgenommen werden.

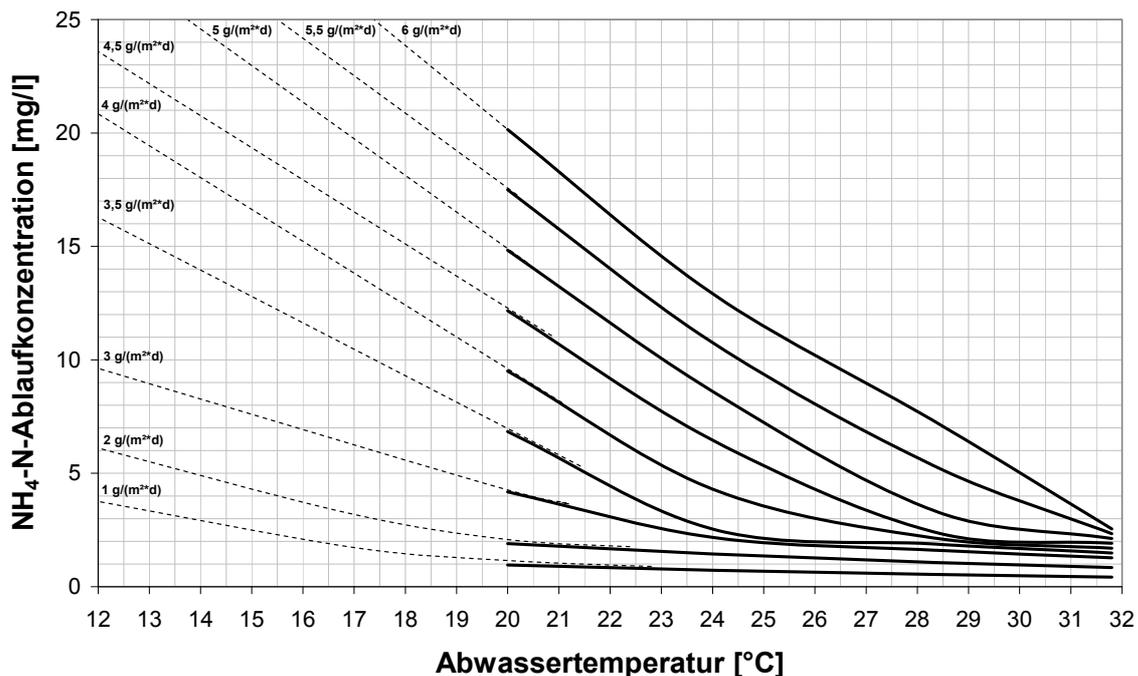


Abbildung 14.2: NH₄-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der TKN-Scheibenbelastung (BSB₅:TKN ≅ 4:1)

14.5 Nachklärung

Die Dimensionierung der Nachklärung von Scheibentauchkörpern sollte in Anlehnung an das Arbeitsblatt ATV-DVWK A 281 (ATV-DVWK, 2001) erfolgen.

Nach ATV-DVWK A 281 (ATV-DVWK, 2001) ist ein Lamellenseparator (LMS) im Anschluss an einen Scheibentauchkörper nur dann zulässig, wenn eine weitere Reinigungsstufe folgt.

Im vorliegenden Fall folgte dem LMS eine weitere Reinigungsstufe in Form einer Langsam-sandfiltration.

In außereuropäischen Ländern existieren keine derartigen Vorbehalte gegenüber dem Einsatz von Lamellenseparatoren als Nachklärung.

15 Literatur

- ABWV (2007): „VERORDNUNG ÜBER ANFORDERUNGEN AN DAS EINLEITEN VON ABWASSER IN GEWÄSSER“ (ABWASSERVERORDNUNG - ABWV) IN DER FASSUNG DER BEKANNTMACHUNG VOM 17. JUNI 2004 (BGBl. I S.1108, 2625), GEÄNDERT DURCH ARTIKEL 1 DER VERORDNUNG VOM 19. OKTOBER 2007 (BGBl. I S.2461)“
- ANDERS, G. (2002): „DER EINSATZ VON SCHEIBENTAUCHKÖRPERN ZUR GÜLLEBEHANDLUNG MIT DEM ZIEL DER WEITERGEHENDEN NÄHRSTOFFREDUKTION“, SCHRIFTENREIHE DES INSTITUTS FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT, BAND 101
- ANDERSSON, K.K. UND HOOPER, A.B. (1983): “O₂ AND H₂O ARE EACH THE SOURCE OF ONE O IN NO₂⁻ PRODUCED FROM NH₄⁺ FROM NITROSOMONAS: ¹⁵-N-NMR EVIDENCE”. FEBS. LETT. 164: 236-240
- ANTHONISEN, A., LOER, R., PRAKASAM, T. SRINATH, E., (1976): “INHIBITION OF NITRIFICATION BY AMMONIA AND NITROUS ACID”. JOURNAL OF WAT. POLLUT. CONT. FED. VOL. 48, 835-852
- ANTONIE, R.L. (1976): “FIXED BIOLOGICAL SURFACES WASTEWATER TREATMENT”, CRC PRESS, CLEVELAND,
- ANTONIOU, P., HAMILTON, J., KOOPMAN, B., JAIN, R., HOLLOWAY, B., LYBERATOS, G. UND SVORONONOS, S.A., (1990): “EFFECT OF TEMPERATURE AND PH ON THE EFFECTIVE MAXIMUM SPECIFIC GROWTH RATE OF NITRIFYING BACTERIA”. WATER RESEARCH, VOL. 24, No. 1, 97-101
- ARGAWAL ET AL.(1981): “REMOVAL OF DIARY WASTE ORGANICS BY ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS”. INDIAN ENVIRONMENTAL HEALTH, VOL. 23, NR. 1
- ARRHENIUS, S. (1889): „ÜBER DIE REAKTIONSGESCHWINDIGKEIT BEI DER INVERSION VON ROHRZUCKER DURCH SÄUREN“. Z. PHYS. CHEM. No.4, 226-248
- ATKINSON, B., FOWLER, H.W. (1974): “SIGNIFICANCE OF MICROBIAL FILMS IN FERMENTER”, ADVANCES IN BIOCHEMICAL ENGINEERING, VOL.3, 221-227, ZITIERT AUS VENKATARAMAN, R. UND RAMANUJAM, T.K. (1998): “A STUDY ON BIOLOGICAL FILM LAYER IN ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS”, BIOPROCESS ENGINEERING, VOL. 18, 181-186
- ATV (1985): „LEHR- UND HANDBUCH DER ABWASSERTECHNIK“, BAND IV: BIOLOGISCH-CHEMISCHE UND WEITERGEHENDE ABWASSERREINIGUNG, 3.AUFLAGE, ERNST & SOHN, BERLIN
- ATV (1997): „ATV-HANDBUCH BIOLOGISCHE UND WEITERGEHENDE ABWASSERREINIGUNG“; ERNST & SOHN VERLAG; AUFLAGE: 4; ISBN-10: 3433014620; ISBN-13: 978-3433014622
- ATV-A 122 (1991): „GRUNDSÄTZE FÜR BEMESSUNG, BAU UND BETRIEB VON KLEINEN KLÄRANLAGEN MIT AEROBER BIOLOGISCHER REINIGUNGSSTUFE FÜR ANSCHLUSSWERTE ZWISCHEN 50 UND 500 EINWOHNERWERTEN“, 1991
- ATV-DVWK-A 281 (2001): „BEMESSUNG VON TROPFKÖRPERN UND ROTATIONSTAUCHKÖRPERN“, 2001
- AYOUB, G., SAIKALY, P., EL-FADEL, M., BAYDOUN, E., (2004): “IMPACT OF STEP-FEED ON COD AND BOD₅ REMOVAL IN ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS”, ENVIRONMENTAL ENGINEERING SCIENCE, VOL. 21, NO. 5, 558-568
- BACH, H. (1926): „DAS EMSCHERFILTER, EINE NEUE FORM DES BIOLOGISCHEN KÖRPERS FÜR DIE ABWASSERREINIGUNG“. GAS UND WASSER 16, S. 373-380,
- BAHRE, G., (1986): „WEITGEHENDE STICKSTOFFELIMINATION DURCH ALTERNIERENDE NITRIFIKATION/DENITRIFIKATION IN EIN- UND ZWEISTUFIGEN BELEBUNGSANLAGEN“, SCHRIFTENREIHE SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT BOCHUM, BAND 8.

- BERNAT, K., WOJNOWSKA-BARYLA, I., (2007): "CARBON SOURCE IN AEROBIC DENITRIFICATION", *BIOCHEMICAL ENGINEERING JOURNAL*, VOL. 36, 116-122
- BEVER, J., STEIN, A., TEICHMANN, H., (2002): „WEITERGEHENDE ABWASSERREINIGUNG“, 4. AUFLAGE, OLDENBOURG INDUSTRIEVERLAG, ISBN : 978-3-8356-6527-9
- BINTANJA, H.H.J., VAN DER ERVE, J.J.V.M., BOELHOUWER, C.(1975): "OXYGEN TRANSFER IN A ROTATING DISC TREATMENT PLANT", *WATER RESEARCH*, VOL.9, 1147-1153
- BLACKBURNE, R., VADIVELU, V.M., YUAN, Z., KELLER, J., (2007): "KINETIC CHARACTERISATION OF AN ENRICHED NITROSPIRA CULTURE WITH COMPARISON TO NITROBACTER", *WATER RESEARCH*, VOL. 41, 3033-3042
- BLANK, A. (2005): ABSCHLUSSBERICHT DES DFG-FORSCHUNGSVORHABENS: „QUANTIFIZIERUNG DES SAUERSTOFFEINTRAGES IN SCHEIBENTAUCHKÖRPER“, FÖRDERKENNZEICHEN HA 679/42-1
- BLÖCHEL, E., RACHEL, R., BURGGRAF, S., HAFENBRANDEL, D. JANNASCH, H.W. UND STETTER, K.O. (1997): "PYROLUS FUMARII, GEN. AND SP. NOV. REPRESENTS A NOVEL GROUP OF ARCHAEA, EXTENDING THE UPPER TEMPERATURE LIMIT OF LIFE FOR 113°C". *EXTREMOPHILS*, No.1, 14-21
- BMBF (2005): „EXPORTORIENTIERTE FORSCHUNG UND ENTWICKLUNG AUF DEM GEBIET DER WASSERVER- UND -ENTSORGUNG, TEIL II: ABWASSERBEHANDLUNG UND WASSERWIEDERVERWENDUNG“, BAND 1, ANFORDERUNGEN AN DIE ABWASSERTECHNIK IN ANDEREN LÄNDERN, ISBN 3-9810255-0-4
- BOLLER, M. (1988): "ALTERNATIVE TREATMENT OF DE-ICING FLUIDS FROM AIRPORTS". IN HAHN, H.H., KLUTE, R. (HRSG.): *PRETREATMENT IN CHEMICAL WATER AND WASTEWATER TREATMENT*. S. 201 - 214, SPRINGER - VERLAG, BERLIN HEIDELBERG
- BOLLER, M., GUJER, W., TSCHUI, M. (1994): "PARAMETER AFFECTING NITRIFYING BIOFILM REACTORS", *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL. 29, NO. 10-11, 1-11
- BORGHEI, S.M. (1981): "TREATMENT OF THE EFFLUENT OF A GLUCOSE PRODUCTION PLANT USING A ROTATING BIOLOGICAL PACKED BED". *PROCESS BIOCHEM*, VOL. 16, NO. 2,
- BRINGMANN, G., KÜHN, R. (1968): „BIOLOGISCHER ABBAU VON MINERALÖLPRODUKTEN IM SCHEIBENTAUCHTROPFKÖRPERVERFAHREN“. *GESUNDHEITSINGENIEUR HEFT 6*, S. 179 - 186
- BRIX, J., IMHOFF, K., WELDERT, R. (1934): „DIE STADTENTWÄSSERUNG IN DEUTSCHLAND“ 2.BAND, GUSTAV FISCHER VERLAG
- BRYANT, C.W., BARKLEY, W.A., GARRETT, M.R., GARDNER, D.F. (1997): "BIOLOGICAL NITRIFICATION OF KRAFT WASTEWATER". *WATER SCIENCE TECHNOLOGY*, VOL. 35, NO. 2-3, 147-153
- BUSWELL, M., PEARSON, E.L. (1929): "THE NIDUS RACK. A MODERN DEVELOPMENT OF THE TRAVIS COLLOIDOR", *SEWAGE WORKS JOURNAL*, VOL.1, S. 187
- CASTILLO , E. VERGARA, M., MORENO, Y.(2007): "LANDFILL LEACHATE TREATMENT USING ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR AND AN UPWARD-FLOW ANAEROBIC SLUDGE BED REACTOR", *WASTE MANAGEMENT*, VOL. 27, No.5. 720-726
- CHAPANOVA, G., JANK, M., SCHLEGEL, S., KÖSER, H.(2007): "EFFECT OF TEMPERATURE AND SALINITY ON THE WASTEWATER TREATMENT PERFORMANCE OF AEROBIC SUBMERGED FIXED BED FILM REACTORS", *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL. 55, NO. 8-9, PP 159-164
- CHARACKLIS, W.G., MARSHALL, K.C. (1990): „BIOFILMS: A BASIS FOR AN INTERDISCIPLINARY APPROACH“. IN CHARACKLIS, W.G., UND MARSHALL, K.C.: *BIOFILMS*, WILEY, NEW YORK.
- CHAVAN, A, MUKHERJI, S. (2008): "DIMENSIONAL ANALYSIS FOR MODELING OXYGEN TRANSFER IN ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR", *BIORESOURCE TECHNOLOGY*, VOL. 99, No. 9, 3721-3728

- CHEN, S., LING, J., BLANCHETON, J.-P. (2006): "NITRIFICATION KINETICS OF BIOFILM AS AFFECTED BY WATER QUALITY FACTORS", AQUACULTURAL ENGINEERING, VOL. 34, 179-197
- CHEN, Z., WEN, Q., WANG, J. LI, F. (2006): "SIMULTANEOUS REMOVAL OF CARBON AND NITROGEN FROM MUNICIPAL-TYPE SYNTHETIC WASTEWATER USING NET-LIKE ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR", PROCESS BIOCHEMISTRY, VOL. 41, 2468-2472
- CHEUNG, P.-S. (1982): „BIOLOGISCHE STICKSTOFFELIMINATION MIT TAUCHKÖRPERN“, STUTTGARTER BERICHTE ZUR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT, BAND 73, OLDENBOURG-VERLAG, MÜNCHEN
- CHEUNG, P.-S., KRAUTH, K., ROTH, M. (1980): "INVESTIGATION TO REPLACE THE CONVENTIONAL SEDIMENTATION TANK BY A MICROSTRAINER IN THE ROTATING DISC SYSTEM", WATER RESEARCH, VOL 14, NO.1, 67-75
- CHRISTIANSEN, M.H., HARREMOËS, P. (1977): "BIOLOGICAL DENITRIFICATION IN WATER TREATMENT", PROGRESS IN WATER TECHNOLOGY, VOL.8, 509-555
- CLOETE, T.E., MUYIMA, N.Y.O. (1997): "MICROBIAL COMMUNITY ANALYSIS: THE KEY TO THE DESIGN OF BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS", IAWQ, SCIENTIFIC AND TECHNICAL REPORT NO. 5, ISBN 1900222027
- CORNEL, P (2000): „MEMBRANBELEBUNG – BIOLOGISCHE ABWASSERREINIGUNG OHNE ANFALL VON ÜBERSCHUSSSCHLAMM?“; 61. DARMSTÄDTER SEMINAR – ABWASSERTECHNIK: KOMMUNALE KLÄRSCHLAMMBEHANDLUNG VOR DEM HINTERGRUND DER NEUEN EUROPÄISCHEN KLÄRSCHLAMMRICHTLINIEN, SCHRIFTENREIHE WAR 128
- CPCB (2008): GENERAL STANDARDS FOR DISCHARGE OF ENVIRONMENTAL POLLUTANTS, CENTRAL POLLUTION CONTROL BOARD, DELHI, INDIA
[HTTP://ENVFOR.NIC.IN/CPCB/CPCB.HTML](http://envfor.nic.in/cpcb/cpcb.html)
- CUPS (2004): "STATUS OF SEWERAGE AND SEWAGE TREATMENT PLANTS IN DELHI", CPCB (CENTRAL POLLUTION CONTROL BOARD), CUPS (CONTROL OF URBAN POLLUTION SERIES), VOL.57/2004-05
- DAVIS, T.R UND PRETORIUS, W.A. (1975): "DENITRIFIKATION WITH A BACTERIAL DISC UNIT", WATER RESEARCH, VOL.9, NO. 4, 459-463
- DBU (2007): ABSCHLUSSBERICHT: „KLÄRSCHLAMMPROBLEMATIK IM HOCHGEBIRGE“, 18662 / 02
- DOMAN, J. (1929): „RESULTS OF OPERATING OF EXPERIMENTAL CONTACT FILTER WITH PARTIALLY SUBMERGED ROTATING PLATES“, SEWAGE WORKS JOURNAL, VOL.1, P 560,
- DOSTA, J. FERNÁNDEZ I., VÁZQUEZ-PADÍN, J.R., MOSQUERA-CORRAL A., CAMPOS J.L., MATA-ÁLVAREZ J., MÉNDEZ R. (2007): "SHORT- AND LONG-TERM EFFECTS OF TEMPERATURE ON THE ANAMMOX PROCESS", J. HAZARD. MATER, ARTICLE IN PRESS, DOI:10.1016/J.JHAZMAT.2007.10.082
- DRIOUACHE, A.H. (1999): „OPTIMIERUNG DER ABWASSERREINIGUNG DURCH BIOGASVERWERTUNG AUF DER KLÄRANLAGE BEN SERGAO/AGADIR, MAROKKO“, DISSERTATION AN DER FAKULTÄT FÜR BAUINGENIEUR- UND VERMESSUNGSWESEN DER UNIVERSITÄT KARLSRUHE (TH), INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT (ISWW)
- DUNBAR, W.PH. (1954):"LEITFADEN FÜR DIE ABWASSERREINIGUNGSFRAGE“, OLDENBOURG VERLAG, MÜNCHEN
- DUTTA, S., HOFFMANN, E., HAHN, H.H. (2007): "STUDY OF ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR PERFORMANCE IN WASTEWATER TREATMENT USING MULTI-CULTURE BIOFILM MODEL", WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY, VOL. 55, NO. 8-9, 345-353
- EG-BADEWASSERVERORDNUNG (1976): „RICHTLINIE DES RATES DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFTEN VOM 8. DEZEMBER 1975 ÜBER DIE QUALITÄT DER BADEGEWÄSSER (76/160/EWG)“

- EGLI, K., FANGER, U., ALVAREZ, P.J.J. (2001): "ENRICHMENT AND CHARACTERIZATION OF AN ANAMMOX BACTERIUM FROM A ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR TREATING AMMONIUM-RICH LEACHATE", ARCH. MICROBIOL. VOL. 175 198–207
- EHRIG, H.-J. A. (1985): „UNTERSUCHUNGEN ZUR BEHANDLUNG VON SICKERWÄSSERN IN FEST-BETTANLAGEN“. IN EHRIG, H.-J., MENNERICH, A. (HRSG.): SICKERWASSER AUS MÜLLDEPONIE-EN - EINFLÜSSE UND BEHANDLUNG. VERÖFFENTLICHUNGEN DES INSTITUTS FÜR STADTBAUWESEN, TECHNISCHE UNIVERSITÄT BRAUNSCHWEIG, HEFT 39, S. 287 – 303
- EPA (1975): "PROCESS DESIGN MANUAL FOR NITROGEN CONTROL". UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, OCTOBER 1975
- EUROPÄISCHE KOMMISSION (2001): „LEITFADEN FÜR EXTENSIVE KLÄRVERFAHREN FÜR ABWÄSSER KLEINER UND MITTLERER GEMEINDEN“, BÜRO FÜR OFFIZIELLE VERÖFFENTLICHUNGEN DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFT, LUXEMBURG, ISBN 92-894-1690-4
- FAMULARO, J., MUELLER, J.A., MULLIGAN, TH. (1978): "APPLICATION OF MASS TRANSFER TO ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS", JOURNAL WPCF, VOL. 50, NO.4, 653-671
- FLEMMING, H.C. (1995): "SORPTION SITES IN BIOFILMS". WATER SCIENCE TECHNOLOGY, 32, S. 27-33
- FLEMMING, H.-C., PETRY-HANSEN, H. (2006): „EXPORTORIENTIERTE FORSCHUNG UND ENTWICKLUNG AUF DEM GEBIET DER WASSERVER- UND -ENTSORGUNG TEIL I: TRINKWASSER, PROJEKTVERBUND UNTER FÖRDERUNG DES BUNDESMINISTERIUMS FÜR BILDUNG UND FORSCHUNG: "CHARAKTERISIERUNG DER MIKROBIELLEN BESIEDLUNG IN LANGSAMSANDFILTERN IM HINBLICK AUF EINE OPTIMIERUNG DES BETRIEBSVERHALTENS“, SCHLUSSBERICHT TEILPROJEKT A3, ISBN 3-00-015478-7
- FOCHT, D.D.; VERSTRAETE, W. (1977): "BIOCHEMICAL ECOLOGY OF NITRIFICATION. ADV. MICROB. ECOL. 1, S. 135-214
- FORGIE, D.J.L. (1983): "EFFECTS OF LOW TEMPERATURE ON ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR TREATMENT EFFICIENCY". EWPCA-IAWPRC-SEMINAR "ROTATING BIOLOGICAL DISCS", FELLBACH, 6.-8. OKTOBER 1983, S. 109 - 123
- FRIEDMAN, A.A., ROBBINS, L.E., WOODS, R.C. (1979): "EFFECT OF DISK ROTATIONAL SPEED ON BIOLOGICAL CONTACTOR EFFICIENCY", JOURNALS WPCF, VOL. 51, NO. 11, 2678-2690
- FUX, C., BOEHLER, M., HUBER, P., BRUNNER, I., SIEGRIST, H., (2002): "BIOLOGICAL TREATMENT OF AMMONIUM-RICH WASTEWATER BY PARTIAL NITRIFICATION AND SUBSEQUENT ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION (ANAMMOX) IN A PILOT PLANT", J. BIOTECHNOL. VOL. 99, 295-306
- GLASENAPP, J. (1992): „LEISTUNGSFÄHIGKEIT UND WIRTSCHAFTLICHKEIT VON VERFAHRENSVARIANTEN ZUR STICKSTOFFELIMINATION BEIM BELEBT-SCHLAMMVERFAHREN“. SCHRIFTENREIHE WAR, Bd. 57, DARMSTADT
- GOLD, A.J., LAMB, B.E., LOOMIS, G.W., BOYD, J.R. CABELLI, V.J., MCKIEL, C.G.: "WASTEWATER RENOVATION IN BURIED FILTERS AND RECIRCULATION SAND FILTERS", JOURNAL OF ENVIRONMENTAL QUALITY, VOL. 21, No.: 4, 720-725
- GRADY, C.P.L., DAIGGER, G.T., LIM, H.C. (1999): "BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT", SECOND EDITION, CRC PRESS, ISBN 0824789199
- GROENENWEG, J., SELLNER, B., TAPPE, W. (1994): "AMMONIA OXIDATION IN NITROSOMONAS AT NH₃ CONCENTRATIONS NEAR K_M: EFFECT OF PH AND TEMPERATURE", WATER RESEARCH, VOL.28, No.12, 2561-2566
- GRUNDITZ, C. UND DALHAMMER, G. (2001): "DEVELOPMENT OF NITRIFICATION INHIBITION ASSAYS USING PURE CULTURES OF NITROSOMONA AND NITROBACTER", WATER RESEARCH, VOL.35, NO.2, 433-220

- GUISASOLA, A. JUBANY, I. BAEZA, J.A., CARRERA, J., LAFUENTE, J. (2005): "RESPIROMETRIC ESTIMATION OF THE OXYGEN AFFINITY CONSTANT FOR BIOLOGICAL AMMONIUM AND NITRITE OXIDATION", JOURNAL OF CHEMICAL TECHNOLOGY AND BIOTECHNOLOGY, VOL.80, 388-396
- GUJER, W. (1976): „VERFAHRENSTECHNISCHE GRUNDLAGEN DER NITRIFIKATION IN BELEBUNGSANLAGEN“, GAS-WASSER-ABWASSER, 56, HEFT 11, 609-614
- GUPTA, A.B., GUPTA, S.K. (2001): "SIMULTANEOUS CARBON AND NITROGEN REMOVAL FROM HIGH STRENGTH DOMESTIC WASTEWATER IN AN AEROBIC RBC BIOFILM", WATER RESEARCH, VOL. 35, No.7, 1714-1722
- HARTMANN, H. (1960): „UNTERSUCHUNG ÜBER DIE BIOLOGISCHE REINIGUNG VON ABWASSER MIT HILFE VON TAUCHTROPFKÖRPERN“ STUTTGARTER BERICHTE ZUR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT, BAND 9, FORSCHUNGS- UND ENTWICKLUNGSINSTITUT FÜR INDUSTRIE- UND SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT SOWIE ABFALLWIRTSCHAFT E.V. IN STUTTGART
- HEM, L.J., RUSTEN, B., ODEGAARD, H. (1994): "NITRIFICATION IN A MOVING BED BIOFILM REACTOR". WATER RESEARCH, VOL.28, No. 6, 1425-1433
- HENZE, M. UND BUNDGAARD, E. (1982): „BEMESSUNG VON KOMBINIERTEN NITRIFIKATIONS- UND DENITRIFIKATIONSANLAGEN“, GWF – WASSER/ABWASSER, 123, H.5, 240-246.
- HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., MATSUO, T. WENZEL, M.C., MARAIS, G.V. R. (1985): "ACTIVATED SLUDGE MODEL NO. 2", IAWQ SCIENTIFIC AND TECHNICAL REPORT NO.3, LONDON
- HENZE, M., HARREMOËS, P., JANSEN, J.-C., ARVIN, E. (2002): "WASTEWATER TREATMENT – BIOLOGICAL AND CHEMICAL PROCESSES", 3.AUFLAGE, SPRINGER-VERLAG
- HIPPEN, A. (2001) „EINSATZ DER DEAMMONIFIKATION ZUR BEHANDLUNG HOCH STICKSTOFFHALTIGER ABWÄSSER“, VERÖFFENTLICHUNGEN DES INSTITUTES FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT UND ABFALLTECHNIK DER UNIVERSITÄT HANNOVER, HEFT 116.
- HOEHN, R.C. ARLISS, D.R. (1973): "EFFECT OF THICKNESS ON BACTERIAL FILM", JOURNAL WPCF, VOL. 45, No. 11, 2302-2320
- HOFMANN, H. (1986): „BEMESSUNGSVORSCHLAG FÜR DIE VORGESCHALTETE DENITRIFIKATION“, BERICHTE AUS DER WASSERGÜTEWIRTSCHAFT UND GESUNDHEITSINGENIEURWESEN DER TECHNISCHEN UNIVERSITÄT MÜNCHEN, NR.69
- HORN, H., (1994): "DYNAMICS OF A NITRIFYING BACTERIA POPULATION IN A BIOFILM CONTROLLED BY AN OXYGEN MICROELECTRODE", WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY, VOL. 29, NO. 10-11, 69-76
- HORN, H., HEMPEL, C.D. (1997): "GROWTH AND DECAY IN AN AUTO-/HETEROTROPHIC BIOFILM", WATER RESEARCH, VOL. 31, No. 9, 2243-2252
- HORN, H., STAUDT, C. NEU, TH., LEON-OHL, A., BÖRMANN, M. UND HEMPEL, D.C. (2004): „UNTERSUCHUNGSMETHODEN FÜR BIOFILMSYSTEME“. CHEMIE INGENIEUR TECHNIK, 76, No. 3, 333-337
- HU, H.-Y., FUJIE, K., URANO, K. (1994): "EFFECT OF TEMPERATURE ON THE REACTION RATE OF BACTERIA INHABITING THE AEROBIC MICROBIAL FILM FOR WASTEWATER TREATMENT", JOURNAL OF FERMENTATION AND BIOENGINEERING, VOL. 78, No.1 100-104
- HWANG, B.-H., HWANG, K.-Y., CHOI, E.-S., CHOI, D.-K, JUNG, J.-Y. (2000): "ENHANCED NITRITE BUILD-UP IN PROPORTION TO INCREASING ALKALINITY/ NH_4^+ RATIO OF INFLUENT IN BIOFILM REACTOR", BIOTECHNOLOGY LETTERS 22: 1287–1290
- IMHOFF, K. (1961): „DER VORLÄUFER DES STUTTGARTER TAUCHTROPFKÖRPER“. STUTTGARTER BERICHTE ZUR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT, BAND 3
- INGRAHAM, J. UND MARR, A.G. (1996): "EFFECT OF TEMPERATURE, PRESSURE, pH, AND OSMOTIC STRESS ON GROWTH". IN: NEIDHARDT ET AL.: "ESCHERICHIA COLI AND SALMONELLA: CELLULAR AND MOLECULAR BIOLOGY", VOL.2, 2. EDITION, ASM PRESS, WASHINGTON

- JANCZUKOWSKI, W., KLIMIUK, E. (1992): "THE INFLUENCE OF RAW WASTES DOSING SYSTEM ON TECHNOLOGICAL PARAMETERS OF ROTATING BIOLOGICAL DISC (RBD) PROCESS", *BIORESOURCE TECHNOLOGY*, VOL. 42, 241-245
- JANETZKY, J. (1990): „DIMENSIONIERUNG EINES SCHEIBENTAUCHKÖRPERS ZUR VORBEHANDLUNG DER ABWÄSSER AUS EINER GUMMIFABRIK“. DIPLOMARBEIT AM INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT DER UNIVERSITÄT KARLSRUHE (TH), UNVERÖFFENTLICHT
- JETTEN, M.S, WAGNER, M., FUERST, J., VAN LOOSDRECHT, M., KUENEN, G., STROUS, M. (2001): "MICROBIOLOGY AND APPLICATION OF THE ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION ('ANAMMOX') PROCESS", *CURRENT OPINION IN BIOTECHNOLOGY*, VOLUME 12, ISSUE 3, PAGES 283-288
- JETTEN, M.S., SLIEKERS, O., KUYPERS, M., DALSGAARD, T., VAN NIFTRIK, L., CIRPUS, I., VAN DE PAS-SCHOONEN, K., LAVIK, G., THAMDRUP, B., LE PASLIER, D., OP DEN CAMP, H.J., HULTH, S., NIELSEN, L.P., ABMA, W., THIRD, K., ENGSTRÖM, P., KUENEN, J.G., JØRGENSEN, B.B., CANFIELD, D.E., SINNINGHE DAMSTÉ, J.S., REVSBECH, N.P., FUERST, J., WEISENBACH, J., WAGNER, M., SCHMIDT, I., SCHMID, M., STROUS, M. (2003): "ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION BY MARINE AND FRESHWATER PLANCTOMYCETE-LIKE BACTERIA". IN: *APPL. MICROBIOL. BIOTECHNOL.* Bd. 63, S. 107-14
- KAYSER, R. (1971): „BEITRAG ZUR BERECHNUNG DES ÜBERSCHUSSSCHLAMMANFALLS BEIM BELEBUNGSVERFAHREN“. ÖSTERREICHISCHE ABWASSERRUNDSCHAU, FOLGE 5, S 74FF
- KILHAM, K. (1986): „HETEROTROPHIC NITRIFICATION“. IN: PROSSER, J.I.: NITRIFICATION. IRL PRESS, OXFORD, WASHINGTON, S. 117-126
- KNOWLES, G.; DOWNING, A.L.; BARRET, M.J. (1965): "DETERMINATION OF KINETIC CONSTANTS OF NITRIFYING BACTERIA IN MIXED CULTURE WITH THE AID OF AN ELECTRONIC COMPUTER". *JOURNAL GEN. MICROBIOL.* 38, S. 263-278
- KORNEGAY, B.H., ANDREWS, J.F. (1968): "KINETICS OF FIXED-FILM BIOLOGICAL REACTORS", *JOURNAL WPCF*, VOL. 40, No. 11, R460-R465
- KRAUTH, KH.(1991): „BEMESSUNG VON EIN- UND ZWEISTUFIGEN ANLAGEN ZUR STICKSTOFFELIMINATION“, SCHRIFTENREIHE DES INSTITUTS FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT DER RWTH AACHEN, BAND 126
- KUBSAD, V., CHAUDHARI, S., GUPTA, S.K. (2004): "MODEL FOR OXYGEN TRANSFER IN ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR", *WATER RESEARCH*, VOL. 38, 4297-4304
- LINDQUIST, S. (1986): "THE HEAT-SHOCK RESPONSE". *ANNU. REV. BIOCHEM.* NO.55, 1151-1191
- MATHURE P., PATWARDHAN A., (2005): "COMPARISON OF MASS TRANSFER EFFICIENCY IN HORIZONTAL ROTATING PACKED BEDS AND ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS", VOL. 80, No. 4, 413-419
- MENG, Q.E., GANCZARZYK, J. (2004): "FULL-SCALE COMPARISON OF HETEROTROPHIC AND NITRIFYING RBC BIOFILMS", *ENVIRONMENTAL TECHNOLOGY*, VOL. 25, 165-171
- MOHSENI-BANDPI, A., ELLIOTT, D.J. (1996): "NITRATE REMOVAL FROM GROUNDWATER USING AN ANOXIC-AEROBIC ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR". *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL. 34, No.1-2, PP 323-330
- MOKHAYERI, Y., NICHOLS, A., MURTHY, S., RIFFAT, R., DOLD, P. AND TAKACS, I. (2006): "EXAMINING THE INFLUENCE OF SUBSTRATES AND TEMPERATURE ON MAXIMUM SPECIFIC GROWTH RATE OF DENITRIFIERS", *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL.54, NO. 8, 155-162
- MURPHY, K.L., WILSON, R.W., (1980): "PILOT PLANT STUDIES OF ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS TREATING MUNICIPAL WASTEWATER", REPORT SCAT-2, GERICHTET AN DIE CANADA MORTGAGE AND HOUSING CORPORATION, XIV+117P., BEZIEHBAR ÜBER ENVIRONMENT CANADA

-
- NAJAFPOUR, G.D., ZINATIZADEH, A.A.L., LEE, L.K. (2006): "PERFORMANCE OF A THREE-STAGE AEROBIC RBC REACTOR IN FOOD CANNING WASTEWATER TREATMENT", *BIOCHEMICAL ENGINEERING JOURNAL*, VOL. 30, 297-302
- NARKIS, N., REBHUN, M., SHEINDORF, CH. (1979): "DENITRIFICATION AT VARIOUS CARBON TO NITROGEN RATIOS", *WATER RESEARCH*, VOL. 13, No. 1, 93-98
- NIELSEN, L.P., CHRISTENSEN, P.B., REVSBECH, N.P., SØRENSEN, J. (1990): "DENITRIFICATION AND OXYGEN RESPIRATION IN BIOFILMS STUDIED WITH A MICROSENSOR FOR NITROUS OXIDE AND OXYGEN", *MICROBIAL ECOLOGY*, VOL. 19, 63-72
- NOVAK, O. (2000): "UPGRADING OF WASTEWATER TREATMENT PLANTS EQUIPPED WITH ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS TO NITRIFICATION AND P REMOVAL", *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL. 41, No. 1, 145-153
- NYHUIS, G. (1990): "ENLARGEMENT OF SEWAGE TREATMENT PLANTS FOR NITRIFICATION BY USE OF SUBSEQUENT ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR", *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL. 22, No. 3-4, 161-168
- OKABE, S., ITO, T., SATOH, H., WANATABE, Y. (2003): "EFFECT OF NITRITE AND NITRATE ON BIOGENIC SULPHIDE PRODUCTION IN SEWER BIOFILMS DETERMINED BY USE OF MICROELECTRODES", *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, VOL. 47, No. 11, 281-288
- OKABE, S., HIRATIA, K., OZAWA, Y., WANATABE, Y. (1995): "SPATIAL MICROBIAL DISTRIBUTIONS OF NITRIFIERS AND HETEROTROPHS IN MIXED-POPULATION BIOFILMS", *BIOTECHNOLOGY AND BIOENGINEERING*, VOL. 50, 24-35
- OLDENKAMP, S.A.; WOELDERS, J.A.; PEETOM, P.M. (1983): "PILOT PLANT EXPERIMENTS WITH ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS AT AMSTERDAM AIRPORT AND THE CENTRAL SLAUGHTERHOUSE OF THE HAGUE". EWPCA-IAWPRC-SEMINAR "ROTATING BIOLOGICAL DISCS", FELLBACH, 6.-8. OKTOBER 1983, S. 275 - 289
- OUYANG, C.F. (1980): "THE CHARACTERISTICS OF ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR (RBC) SLUDGE". PROCEED. 1. INTERN. SYMPOSIUM/WORKSHOP ON ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR TECHNOLOGY, CHAMPION, PA, 4.-6.3.1980, 189-204 ZITIERT IN ROTH (1983)
- OWEN, W.F. (1982): "ENERGY IN WASTEWATER TREATMENT", PRENTICE-HALL INTERNATIONAL, LONDON, ISBN 0-13-277665-0
- PADWARHAN, A.W. (2003): "ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR: A REVIEW" *IND. ENG. CHEM. RES.* VOL. 42, PP. 2035-2051,
- PAJAK, A. P. (1976): "TREATMENT OF POULTRY MANURE WASTEWATER USING A ROTATING CONTACTOR". *WATER RESEARCH*, VOL. 10
- PAOLINI, A.E. (1986): "EFFECT OF BIOMASS ON OXYGEN TRANSFER IN RBC SYSTEMS", *JOURNAL WPCF*, VOL. 58, No. 4, 306-311
- PASTORELLI, G., ANDREOTTOLA, G., CANZIANI, R., DE FRAJA FRANGIPANE, E., DE PASCALIS, F., GUERRIERE, G., ROZZI, A. (1997): "PILOT-PLANT EXPERIMENTATION WITH MOVING-BED-BIOFILM REACTORS". *WATER SCIENCE TECHNOLOGY*, VOL. 36, No. 1, 43-50
- PÉREZ, J., PICIOREANU, M., VAN LOOSDRECHT, M. 2005: "MODELING BIOFILM AND FLOC DIFFUSION PROCESSES BASED ON ANALYTICAL SOLUTION OF REACTION-DIFFUSION EQUATIONS", *WATER RESEARCH*, VOL. 39, 1311-1323
- PESCOD, M.B. (1972): "BIOLOGICAL DISC FILTRATION FOR TROPICAL WASTE TREATMENT". *WATER RESEARCH*, VOL. 6
- POON, C.P.C., CHAO, Y-L., MIKUCKI, W.J. (1979): "FACTORS CONTROLLING ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR PERFORMANCE", *JOURNAL WPCF*, VOL. 51, No. 3, 601-611
- PÖPEL, H.J., FISCHER, A. (1998): "COMBINED INFLUENCE OF TEMPERATURE AND PROCESS LOADING ON THE EFFLUENT CONCENTRATION OF BIOLOGICAL TREATMENT". *WATER SCIENCE TECHNOLOGY*, VOL. 38. No. 8-9, 129-136
-

- PÖPEL, F.: „LEISTUNG, BERECHNUNG UND GESTALTUNG VON TAUCHTROPFKÖRPERANLAGEN“, STUTTGARTER BERICHTE ZUR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT, BAND 11, 1964
- POUJOLAT, G., "APPARATUS FOR THE PURIFICATION OF SEWAGE". FRANZÖSISCHES PATENT NO. 478,669; 11. MAI 1915, JOUR. SOC. CHEMICAL INDUSTRY, 35, 1129 (1916).
- REVSBECH, N.P., CHRISTENSEN, P.B., NIELSEN, L.P., SØRENSEN, J. (1989): "DENITRIFICATION IN A TRICKLING FILTER BIOFILM STUDIED BY A MICROSENSOR FOR OXYGEN AND NITROUS OXIDE", WATER RESEARCH, VOL. 23, NO. 7, 867-871
- RHEINHEIMER, G., HEGEMANN, W., RAFF, J., SEKULOV, I. (1988): „STICKSTOFFKREISLAUF IM WASSER“. OLDENBOURG, MÜNCHEN, WIEN
- RITTMAN, B.E., SUOZZO, R., ROMERO, B.R. (1983): "TEMPERATURE EFFECTS ON OXYGEN TRANSFER TO ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS", JOURNAL WPCF, VOL. 55, NO. 3, 270-277
- ROLF, F. (2002): „WEITERGEHENDE ABWASSERREINIGUNG IN KLEINEN KLÄRANLAGEN“, DISSERTATION SCHRIFTENREIHE SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT UND UMWELT, HEFT 7, BTU COTTBUS
- ROTH, M., 1983: „MENGE UND BESCHAFFENHEIT DES ÜBERSCHUSSSCHLAMMS ALS KRITERIUM FÜR DEN EINSATZ TECHNISCHER VERFAHREN ZUR FESTSTOFFABTRENNUNG“, DOCUMENTATION OF THE INTERNATIONAL EWPCA-IAWPRC-SEMINAR: ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR, 6-8.10.1983 IN FELLBACH
- RUDOLPH, K.-U., BÜSCHER, E. (1996): „EINSATZ VON SCHWIMMENDEN SCHEIBENTAUCHKÖRPERN ZUR GÜLLEBEHANDLUNG IN STANDARDSILOES“. KORRESPONDENZ ABWASSER, 43. JHRG., HEFT 6, S. 1046 – 1052
- SAIKALY, P., AYOUB, G.M. (2003): "AMMONIA NITROGEN REMOVAL IN STEP-FEED ROTATING BIOLOGICAL CONTACTORS", WATER, AIR AND SOIL POLLUTION, VOL. 150, 177-191
- SALVETTI, R., AZZELLINO, A., CANZIANI, R., BONOMO, L. (2006): "EFFECTS OF TEMPERATURE ON TERTIARY NITRIFICATION IN MOVING-BED BIOFILM REACTORS", WATER RESEARCH, VOL. 40, NO. 15, PP. 2981-2993
- SHECHTER, R., STAMPER, G. (2006): "DESIGN CONFIGURATIONS FOR COMMERCIAL APPLICATION OF BIOMASS CARRIERS IN SMALL WASTEWATER TREATMENT PLANTS", 7TH SPECIALISED CONFERENCE ON SMALL WATER AND WASTEWATER SYSTEMS, 07.-10. MÄRZ 2006, MÉRIDA, YUCATAN
- SHEN, L., GANCZARCZYK, J. (2005): "SEASONAL CHANGES IN THE STRUCTURE OF RBC HETEROTROPHIC BIOFILMS", ENVIRONMENTAL TECHNOLOGY, VOL. 26. 55-63
- SOSATH, F.; LIBRA, J.A. (1997B): „BIOLOGISCHE BEHANDLUNG VON SYNTHETISCHEN ABWÄSSERN MIT AZOFARBSTOFFEN“, ACTA HYDROCHIMICA ET HYDROBIOLOGICA.25 (5), 259-264
- SOSATH, F.; LIBRA, J.A.; WIESMANN, U. (1997A): "COMBINED BIOLOGICAL AND CHEMICAL TREATMENT OF TEXTILE DYE-HOUSE WASTEWATER USING ROTATING DISC REACTORS", SONDERFORSCHUNGSBEREICH 193 "BIOLOGISCHE BEHANDLUNG INDUSTRIELLER UND GEWERBLICHER ABWÄSSER", SCHRIFTENREIHE "BIOLOGISCHE ABWASSERREINIGUNG", BAND 9, TECHNISCHE UNIVERSITÄT BERLIN, S.229-243
- STEEL, F.W. (1938): "BIOFLOCCULATION AND CONTACT AERATION. A REPORT OF EXPERIMENTAL DEVELOPMENT AT TWO TEXAS PLANTS.", WATER WORKS AND SEWERAGE, VOL. 85, S.158
- STROUS, M., KUENEN, J.G., JETTEN, M.S. (1999): "KEY PHYSIOLOGY OF ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION", APPL. ENVIRON. MICROBIOL., VOL. 65, NO.7, 3248-3250
- SUTTON, P.M.; MURPHY, K.L.; JANK, B.E. (1978): "DESIGN CONSIDERATIONS FOR INTEGRATED NUTRIENT REMOVAL SYSTEMS". PROGRESS WATER TECHNOLOGY VOL.10, S. 469-478

-
- TOH, S.K., WEBB, R.I., ASHBOLT, N.J., (2002): "ENRICHMENT OF AUTOTROPHIC ANAEROBIC AMMONIUM-OXIDIZING CONSORTIA FROM VARIOUS WASTEWATERS", MICROB. ECOL. VOL. 43 154-167
- VAIDYA, R.N., PANGARKAR, V.G. (1985): "HYDRODYNAMICS AND MASS TRANSFER IN A ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR", CHEM. ENG. COMMUN.; VOL. 39, 337-354
- VAN DE GRAAF, A.A., DE BRUIJN, P., ROBERTSON, L.A., KUENEN, J.G., JETTEN, M., (1996): "AUTOTROPHIC GROWTH OF ANAEROBIC AMMONIUM-OXIDIZING MICRO-ORGANISMS IN A FLUIDIZED BED REACTOR", MICROBIOLOGY, VOL. 142, 2187-2196
- VAN HULLE, S.W.H., VOLCKE, E.I.P., LOPÉZ TERUEL, J., DONCKELS, B., M.C.M. VAN LOOSDRECHT, VANROLLEGHEM, P.A., (2007): "INFLUENCE OF TEMPERATURE AND PH ON THE KINETICS OF THE SHARON NITRITATIONS PROCESS", JOURNAL OF CHEMICAL TECHNOLOGY AND BIOTECHNOLOGY, VOL. 82, 471-480
- VAN UHLEN, N. (1984): "TEMPERATURE PROFILES OF YEAST". ADV. MICROBIAL PHYSIOL. No.25, 195-251
- VDI (2005): RICHTLINIE VDI 2089 BLATT 1 (2. ENTWURF): „TECHNISCHE GEBÄUDEAUSRÜSTUNG VON SCHWIMMBÄDERN – HALLENBÄDER“, 2005
- WAIZENEGGER, K; BAUM, G (1997): „BEMESSUNG UND BETRIEB VON SCHEIBENTAUCHKÖRPERANLAGEN FÜR NITRIFIKATION UND DENITRIFIKATION“, ATV-SEMINAR FÜR DIE ABWASSER- UND ABFALLPRAXIS "EINSATZ VON BIOFILMREAKTOREN" AM 27. UND 28. OKTOBER 1997 IM ZENTRUM FÜR WEITERBILDUNG DER FACHHOCHSCHULE OLDENBURG
- WANATABE, Y., KANEMOTO, Y., TAKEDA, K., OHNO, H., (1993): "REMOVAL OF SOLUBLE AND PARTICULATE ORGANIC MATERIAL IN MUNICIPAL WASTEWATER BY A CHEMICAL FLOCCULATION AND BIOFILM PROCESSES", WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY, VOL.27, No.11, 201-209
- WANNER O., (2005): EAWAG NEWS 60D, DEZEMBER 2005 WWW.EAWAG.CH/SERVICES/PUBLIKATIONEN/EANEWS/NEWS_60/EN60D_DOERING.PDF
- WANNER, O., GUJER, W., (1985): "A MULTISPECIES BIOFILM MODEL", BIOTECHNOLOGY AND BIOENGINEERING, VOL. 28, 317-328
- WÄSCHE, S., HORN, H., HEMPEL, D.C. (2002): "INFLUENCE OF GROWTH CONDITIONS ON BIOFILM DEVELOPMENT AND MASS TRANSFER AT THE BULK/BIOFILM INTERFACE", WATER RESEARCH, VOL. 36, No. 19, 4775-4784
- WEF UND ASCE, (1998): "DESIGN OF MUNICIPAL WASTEWATER TREATMENT PLANTS", WATER ENVIRONMENT FEDERATION AND AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERING, ALEXANDRIA AND RESTON, USA
- WEIGAND, PH. (1900): „VERFAHREN ZUR BIOLOGISCHEN REINIGUNG VON ABWASSER“, DEUTSCHES PATENT NR. 135755, 1900
- WIEGEL, S. (2002): „EINFLUSS DER TEMPERATUR AUF DIE AMMONIAKOXIDANTENPOPULATION EINES BIOFILMREAKTORS UND AUF REINKULTUREN VON NITROSOMONAS EUTROPHA“, DISSERTATION, FACHBEREICH BIOLOGIE DER UNIVERSITÄT HAMBURG
- WILDERER, P., HARTMANN, L. (1982): „ERFAHRUNGEN BEIM BETRIEB DER KLÄRANLAGE LAHR“. STUTTGARTER BERICHTE ZUR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT, HEFT 77, OLDENBOURG-VERLAG, MÜNCHEN, 95-115.
- WHO (2006): "WHO GUIDELINES FOR THE SAFE USE OF WASTEWATER, EXCRETA AND GREYWATER" WORLD HEALTH ORGANIZATION; VOLUME 2 WASTEWATER USE IN AGRICULTURE 2006
- WHO (1989): "HEALTH GUIDELINE FOR THE USE OF WASTEWATER IN AGRICULTURE AND AQUACULTURE", TECHNICAL REPORT SERIES; NO. 778
-

- WOOD, P.M. (1988): "MONOOXYGENASE AND FREE RADICAL MECHANISM FOR BIOLOGICAL AMMONIA OXIDATION". IN: J.A. COLE UND S. FERGUSON: THE NITROGEN AND SULPHUR CYCLES. CAMBRIDGE UNIVERSITY PRESS, CAMBRIDGE
- ZHOU, X.-H., SHI, H.-C., QIU, Y.-Q. (2008): "INNER-PROFILES OF SPHERICAL BIO-CARRIER DETERMINED BY MICROELECTRODES", BIOCHEMICAL ENGINEERING JOURNAL, VOL. 39, 28-36
- ZHU, S., CHEN, S. (2002): "THE IMPACT OF TEMPERATURE ON NITRIFICATION RATE IN FIXED FILM BIOFILTERS", AQUACULTURAL ENGINEERING, NO. 26, PP. 221-237