

# **Einfluss der Abwassertemperatur auf Bemessung, Auslegung und Reinigungsleistung von Scheibentauchkörpern**

Zur Erlangung des akademischen Grades eines

**DOKTOR-INGENIEURS**

von der Fakultät für

Bauingenieur-, Geo- und Umweltwissenschaften

der Universität Fridericiana zu Karlsruhe (TH)

genehmigte

**DISSERTATION**

von

Dipl.-Ing. Andreas Blank

aus

Landau in der Pfalz

Tag der mündlichen  
Prüfung:

15.05.2009

Hauptreferent:

em. Prof. Dr. Ing. E.h. Hermann H. Hahn, Ph.D., Karlsruhe

Korreferent:

Prof. Dr. rer. nat. habil. Josef Winter, Karlsruhe

Karlsruhe 2009

Dissertation genehmigt von der Fakultät für  
Bauingenieur-, Geo- und Umweltwissenschaften  
der Universität Fridericiana zu Karlsruhe (TH) 2009

Hauptreferent: em. Prof. Dr.-Ing. E.h. Hermann H. Hahn, Ph.D., Karlsruhe

Korreferent: Prof. Dr. rer. nat. habil. Josef Winter, Karlsruhe

### **Andreas Blank**

Einfluss der Abwassertemperatur auf Bemessung, Auslegung und Reinigungsleistung von Scheibentauchkörpern

Karlsruhe: Universität Karlsruhe (TH), Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft, 2009

Schriftenreihe SWW Karlsruhe – Band 135

Zugl.: Karlsruhe, Univ., Diss., 2009

ISBN 978-3-9811461-8-9

**ISBN 978-3-9811461-8-9**

Alle Rechte vorbehalten

Satz: Institut für Wasser und Gewässerentwicklung  
Bereich Siedlungswasserwirtschaft und Wassergütewirtschaft  
Universität Karlsruhe (TH)

Druck: E&B printware, Digital- und Schnelldruck GmbH, 76131 Karlsruhe

Printed in Germany

## Vorwort des Herausgebers

In den Bemühungen um eine Verbesserung der Abwassersituation („Sanitation“) in vielen sich entwickelnden Ländern werden Verfahrenselemente, die in Deutschland erprobt sind, im weitesten Sinne des Wortes exportiert, sei es in Form von Technologietransfer oder als Regelwerk oder sogar als gesamte Anlage. Meist liegen der Beschreibung oder Bemessung solcher exportierter Regelwerke oder Anlagen die bei uns gültigen Randbedingungen im Hinblick auf Klima, Umgebungstemperatur und auch Abwassercharakteristika zugrunde. – Dies mag in vielen Fällen eine ungünstige, um nicht zu sagen unzulässige Annahme darstellen.

Hier setzt der Autor dieser Schrift an. Die Arbeit, über die er berichtet, wurde in einem Forschungs- und Entwicklungsverbund mit dem Leitmotiv „Exportorientierte Wasserwirtschaft“ durchgeführt. Sie konzentrierte sich auf die Untersuchung der Ab- und Umbauvorgänge von Scheibentauchkörpern bei erhöhten Temperaturen, wie z.B. im Falle des Einsatzes in Indien. Sinngemäß hat Herr Blank denn auch Versuchsanlagen in einer Klimakammer betrieben, beobachtet und ähnliche Untersuchungen an einer größeren und damit als großtechnisch zu bezeichnenden Anlage in Indien durchgeführt. Das Ziel war eine Überprüfung resp. Anpassung der regelwerksartigen Empfehlungen für die Bemessung und den Betrieb solcher Anlagentypen für Einsatzorte mit höheren Luft- und Abwassertemperaturen.

Eindrucksvoll und sicherlich für viele Leser eine Fundgrube interessanter versuchstechnischer Daten ist das Kapitel in dem die Ergebnisse der Untersuchungen wiedergegeben werden. So z.B. zur Filmdicke als Funktion der Rotationsgeschwindigkeit und vor allem zum Einfluss der Temperatur auf den Abbau organischen Kohlenstoffs und die Oxidation von Stickstoff als Funktion. Für den mehr Anwendungsorientierten finden sich Hinweise z.B. zu den Ablaufkonzentrationen der relevanten Abwasserinhaltsstoffe (C, N) als Funktion der Temperatur oder auch zur Überschussschlammproduktion und zu den betriebsrelevanten „Begleitparametern“ wie pH, O<sub>2</sub>, Verdunstungsraten. Und schließlich sind die Erkenntnisse aus den quasi „parallelen“ Untersuchungen vor Ort in Indien, wo mit einer großtechnischen Anlage für reales indisches Abwasser analoge Betriebsreihen durchgeführt und ausgewertet wurden von größter praktischer Bedeutung. Die Quintessenz dieser Arbeit findet sich in zahlenmäßigen Angaben zum beschleunigenden Einfluss der Temperatur auf die biochemischen Oxidations- und Reduktionsprozesse und damit einer Quantifizierung der höheren Belastbarkeit und Beaufschlagung von Scheibentauchkörpern, wenn diese nach deutschen Regelwerken gefertigt werden und z.B. in Indien zum Einsatz kommen.

Sehr positiv an der Arbeit ist, dass der Autor nicht nur Grundlagenuntersuchungen durchführt, sondern sich auch mit Aspekten der Verfahrensanwendung ausführlich auseinandersetzt. Ebenfalls sehr positiv ist die zweifelsohne sehr aufwendige „Doppel“bearbeitung unter kontrollierten Laborbedingungen in Deutschland einerseits und Alltagsbedingungen in einem sich entwickelnden Land andererseits. – Man kann dem Autoren –und schlussendlich dem potenziellen Leser - zu diesem Buch nur gratulieren.

Karlsruhe im Juni 2009

H.H.Hahn

## Zusammenfassung

In Schwellen- und Entwicklungsländern ist der Bedarf an „Nachhaltiger Entwicklung“ hinsichtlich der Abwasserreinigung zum Schutze des Gutes Wasser besonders groß. Hier ist der Anschlussgrad an die Kanalisation sehr gering und ein Ausbau der Infrastruktur im urbanen Raum kaum finanzierbar.

Bestehende Kanalisationen sind häufig in einem schlechten Zustand und leiten das Abwasser überwiegend unbehandelt in die Vorfluter.

Um diesem Problem entgegen zu treten, sind dezentrale, robuste, energetisch günstige und betriebssichere Technologien - wie die Scheibentauchkörpertechnologie - nötig, um eine Wiederverwendung von gereinigtem Abwasser zu ermöglichen.

Die Dimensionierung solcher Scheibentauchkörper erfolgt in Deutschland anhand des ATV-DVWK-Arbeitsblattes A-281 und basiert daher auf einer Bemessungstemperatur von 12°C. Diese Bemessungstemperatur ist jedoch nur für den mitteleuropäischen Raum sinnvoll und führt in wärmeren Regionen zu unnötig großen Anlagen.

In der vorliegenden Arbeit wurde daher im Wesentlichen der Einfluss von Abwasser- und Lufttemperatur auf die Reinigungsleistung respektive auf die Umsatzraten des auf den Scheiben haftenden Biofilms quantifiziert.

Hierzu wurden einerseits anhand von labormaßstäblichen Batch-Untersuchungen maximale Umsatzraten für einen Abwassertemperaturbereich zwischen 15 °C und 40 °C bestimmt. Andererseits wurden im Dauerstrombetrieb die maximal zulässige BSB<sub>5</sub>- und TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und von der Abwassertemperatur (19,5 °C - 35 °C) bestimmt. Die Dauerstromuntersuchungen wurden dabei an labormaßstäblichen Versuchsanlagen in einer Klimakammer durchgeführt.

Um diese Ergebnisse mit realen Bedingungen vergleichen zu können, wurde eine Demonstrationsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 2 m im technischen Maßstab in Delhi, Indien betrieben.

Auf Basis der gewonnenen Erkenntnisse aus den Untersuchungen im Labormaßstab und dem Demonstrationsbetrieb wurde der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpers zu einer Bemessungsempfehlung - in Anlehnung an das ATV-DVWK-Arbeitsblattes A-281 und in Abhängigkeit vom angestrebten Reinigungsziel - zusammengefasst.

## Abstract

There is a massive need for sustainable development in the field of wastewater treatment to protect water sources especially in emerging and developing countries. There is only limited access to sewage systems and the amelioration of the infrastructure is hardly to finance especially in urban areas.

In many cases existing sewage systems are in a poor condition and mostly discharge untreated wastewater in to the receiving water bodies.

To counter that problem decentralized, robust, energy efficient and foolproof technologies such as rotating biological contactors are necessary, enabling the reuse of cleaned wastewater to be reused.

Dimensioning of rotating biological contactors in Germany is done according to the ATV-DVWK-Worksheet A - 281 and therefore based on a design temperature of 12 °C.

However, that temperature only makes sense for Central Europe since it leads to unnecessary oversized installations if applied in warmer regions.

Therefore, this present thesis puts emphasis on the influence of temperature (wastewater and air) on the RBC loading capacity and conversion rate of the biofilm attached to the contactor disks, respectively.

On the one hand maximum conversion rates for temperatures between 15 °C and 40 °C have been determined by bench-scale batch analyses. On the other hand continuous flow analyses have been conducted quantifying the maximum allowable BOD<sub>5</sub> and TKN surface load in relation to the treatment goal and wastewater temperature (19.5 °C - 35 °C). The continuous flow analyses have been carried out on bench-scale rotating biological contactor-plants in a climate chamber.

To compare these results with a full-scale demonstration plant, a RBC with a disc diameter of 2 m has been operated under real conditions in Delhi, India.

As an important result of the bench-scale and the demonstration investigations the influence of wastewater temperature for different treatment goals on the loading capacity of a rotating biological contactor has been summarized to design recommendation following the ATV-DVWK-Worksheet A - 281.

# Danksagung

Die vorliegende Dissertation entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Wasser und Gewässerentwicklung – Bereich Siedlungswasserwirtschaft und Gewässergütewirtschaft der Universität Karlsruhe (TH).

Weite Teile dieser Dissertation entstanden im Zusammenhang mit der Bearbeitung des Projekts: "Untersuchung, Modellierung und Demonstration der Leistungsfähigkeit und Flexibilität von Scheibentauchkörperanlagen" als Teil des vom Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF) geförderten Verbundprojektes: "Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung, Teil II Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Kernprojekt A: Abwasserbehandlung".

Die Anfertigung dieser Dissertation wäre ohne die Mithilfe und Unterstützung vieler Personen nicht möglich gewesen. Mein Dank gilt allen, die dazu beigetragen haben. Hierbei gilt mein besonderer Dank

Herrn em. Prof. Dr.-Ing. E.h. Hermann H. Hahn (Ph.D) für die Übernahme des Hauptreferates und dem damit entgegengebrachten Vertrauen sowie den großen Freiheiten, die er mir während meiner Arbeit gewährte.

Herrn Prof. Dr. rer. nat. habil. Josef Winter für die bereitwillige Übernahme des Korreferats.

Frau PD Dr. rer. nat. Claudia Gallert und Herrn Prof. Dr.-Ing. Clemens Posten als Mitglieder der Prüfungskommission.

Herrn Prof. h.c. Dipl.-Ing. Erhard Hoffmann für die kritisch geführten Diskussionen und Denkanstöße die zum Gelingen der Arbeit beigetragen haben.

Der Firma Dr. Scholz und Partner GmbH in Kirchberg/Jagst – insbesondere Herrn Dipl.-Ing. Roland Pfeiffer und Herrn Dipl.-Ing. Dirk Schweitzer - die erheblich zum Gelingen der Projektbearbeitung beigetragen haben.

Meinen Kolleginnen und Kollegen am Institut für Wasser und Gewässerentwicklung – Bereich Siedlungswasserwirtschaft und Wassergütewirtschaft möchte ich für die sehr angenehme Arbeitsatmosphäre sowie für die fachliche und persönliche Unterstützung danken. Hierbei möchte ich mich besonders bei Susanne Fach und Brigitte Pfeifer bedanken, die das Korrekturlesen übernommen haben.

Bedanken möchte ich mich auch bei Nicole Hewer, Ellen Reder und Reinhold Kessler die ihre Diplom- bzw. Studienarbeiten in Neu Delhi, Indien angefertigt haben und deren Daten

und Ergebnisse wesentlich zur erfolgreichen Durchführung des Forschungsprojektes und damit verbunden, der Anfertigung meiner Dissertation beigetragen haben.

Meinen studentischen Hilfskräften Sara Lagvardi und Marius Evers möchte ich für ihre langjährige, zuverlässige Unterstützung bei meiner Forschungstätigkeit danken.

Einen großen Dank gilt meiner Mutter Elisabeth Blank und meinem verstorbenen Vater Heinz Blank für die fortwährende Unterstützung auf meinem Lebensweg.

Ganz besonders möchte ich mich bei meiner Frau Daniela Blank bedanken - eine meiner größten Kritikerinnen - aber gleichzeitig auch die größte moralische Stütze, ohne deren Hilfe die Fertigstellung dieser Dissertation nicht möglich gewesen wäre.

Zu guter Letzt auch meinen beiden Söhnen Hagen und Lorenz, die mir immer wieder gezeigt haben, dass es neben der Anfertigung dieser Dissertation noch andere, wichtigere Dinge im Leben gibt.



---

# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung</b> .....	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Ausgangssituation in Schwellen- und Entwicklungsländern</b> .....	<b>3</b>
<b>3</b>	<b>Motivation und Zielsetzung</b> .....	<b>5</b>
<b>4</b>	<b>Biofilmverfahren in der Abwasserreinigung</b> .....	<b>7</b>
<b>5</b>	<b>Historische Entwicklung der Scheibentauchkörpertechnologie</b> .....	<b>9</b>
5.1	Tauchkörper .....	9
5.2	Bewegliche Tauchkörper .....	9
5.3	Scheibentauchkörper.....	10
<b>6</b>	<b>Grundlagen</b> .....	<b>13</b>
6.1	Das Scheibentauchkörperverfahren .....	13
6.2	Biofilm.....	16
6.2.1	Wachstums- und Reaktionskinetik von Biofilmen .....	16
6.2.2	Temperatureinfluss auf das Biofilmwachstum .....	18
6.3	Nitrifikation .....	20
6.3.1	Chemolithotrophe Nitrifikation.....	20
6.3.2	Heterotrophe Nitrifikation .....	21
6.4	Einflussfaktoren auf die Nitrifikation.....	22
6.4.1	Einfluss des pH-Wertes bzw. der Alkalinität auf die Nitrifikation.....	22
6.4.2	Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Nitrifikation .....	23
6.4.3	Einfluss des Substrates auf die Nitrifikation.....	25
6.4.4	Einfluss der organischen Belastung auf die Nitrifikation .....	25
6.4.5	Temperatureinfluss auf die Nitrifikation .....	27
6.4.6	Maximale spezifische Nitrifikationsleistung.....	28
6.4.7	Einfluss der Betriebsbedingungen auf die Nitrifikation .....	30
6.4.8	Schlammalter .....	31
6.5	Heterotropher Abbau organischer Substanzen - Denitrifikation .....	33
6.6	Einflussfaktoren auf den heterotrophen Abbau .....	34
6.6.1	Einfluss des pH-Wertes .....	35
6.6.2	Einfluss der Sauerstoffkonzentration .....	35
6.6.3	Einfluss der Abwasserzusammensetzung .....	36
6.6.4	Einfluss der Temperatur .....	37
6.7	Aerobe Denitrifikation .....	39

---

6.8	Anaerobe Ammoniumoxidation (Anammox®) .....	39
6.9	Bemessungsansätze für Scheibentauchkörperanlagen .....	40
6.9.1	Bemessung nach Gujer, Krejci und Fleckseder.....	41
6.9.2	Bemessung nach Wolf.....	41
<b>7</b>	<b>Material und Methoden</b> .....	<b>45</b>
7.1	Versuchsanlagen in Karlsruhe, Klimakammeruntersuchungen .....	45
7.1.1	Labormaßstäbliche Versuchsanlagen - Dauerstrombetrieb und Batch- Untersuchungen (Batch 1) .....	45
7.1.2	Versuchsphasen der Labor-Untersuchungen .....	48
7.1.3	Batch-Versuche in den Kaskaden der Versuchsanlagen (Batch 1).....	49
7.1.4	Batch-Versuche parallel zum Dauerstrombetrieb (Batch 2) .....	49
7.1.5	Substrat .....	50
7.1.6	Analytik .....	52
7.2	Demonstrationsanlage in Delhi, Indien .....	52
7.2.1	Randbedingungen des Demonstrationsbetriebes.....	53
7.2.2	Phaseneinteilung des Demonstrationsbetriebes .....	54
7.3	Struktur der Untersuchungen .....	57
<b>8</b>	<b>Ergebnisse</b> .....	<b>59</b>
8.1	Batch-Untersuchungen .....	59
8.1.1	Batch-Versuche in den Kaskaden der Versuchsanlage (Batch 1).....	59
8.1.2	Biofilmdicke, -dichte und Trockensubstanzgehalt (Batch 1) .....	64
8.1.3	Batch-Versuche parallel zum Dauerstrombetrieb (Batch 2) .....	68
8.1.4	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse Kapitel 8.1.....	70
8.2	Betriebsergebnisse des Dauerstrombetriebs (labormaßstäblichen Versuchsanlagen) .....	78
8.2.1	BSB <sub>5</sub> -Abbauleistung (Ø 25 cm) .....	78
8.2.2	Nitrifikationsleistung (Ø 25 cm).....	82
8.2.3	BSB <sub>5</sub> -Abbauleistung (Ø 50 cm) .....	86
8.2.4	Nitrifikationsleistung (Ø 50 cm).....	89
8.2.5	Einfluss des Maßstabes auf die Untersuchungsergebnisse der Versuchsanlagen .....	92
8.2.6	Bestimmung der maximalen Umsatzraten durch Linearisierung nach Lineweaver und Burk .....	93
8.2.7	Einfluss der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung .....	99
8.2.8	Hydraulische Aufenthaltszeit (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm).....	100

8.2.9	pH-Wert ( $\varnothing = 25$ cm und $\varnothing = 50$ cm).....	101
8.2.10	Sauerstoffkonzentrationen ( $\varnothing = 25$ cm und $\varnothing = 50$ cm).....	102
8.2.11	Spezifische Überschussschlammproduktion, abfiltrierbare Stoffe und Schlammalter ( $\varnothing = 25$ cm und $\varnothing = 50$ cm) .....	103
8.2.12	Stickstoffbilanz: Labormaßstäbliche Versuchsanlagen .....	106
8.2.13	Verdunstung .....	110
8.2.14	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 8.2 ....	113
8.3	Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi.....	124
8.3.1	Randbedingungen der Untersuchungen.....	124
8.3.2	BSB <sub>5</sub> -Reinigungsleistung (Demonstrationsanlage) .....	125
8.3.3	CSB <sub>filtriert</sub> -Abbauleistung .....	129
8.3.4	CSB <sub>homogenisiert</sub> -Abbauleistung .....	131
8.3.5	NH <sub>4</sub> -N-Abnahme .....	132
8.3.6	Nitrifikation – N <sub>ges</sub> -Elimination .....	134
8.3.7	Stickstoffbilanz.....	136
8.3.8	Sauerstoffkonzentration und pH-Wert .....	138
8.3.9	AFS und Überschussschlammproduktion.....	139
8.3.10	Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 8.3 ....	140
<b>9</b>	<b>Abschließende Diskussion .....</b>	<b>147</b>
9.1	Temperaturabhängigkeit der Umsatzleistung.....	147
9.2	N <sub>ges</sub> -Elimination.....	152
9.3	pH-Wert und Sauerstoffkonzentration .....	152
9.4	Hydraulische Aufenthaltszeit .....	153
9.5	Rotationsgeschwindigkeit – Umfangsgeschwindigkeit – Sauerstoffeintrag.....	153
9.6	Überschussschlammproduktion und abfiltrierbare Stoffe .....	154
9.7	Verdunstung .....	155
<b>10</b>	<b>Zusammenfassung .....</b>	<b>157</b>
<b>11</b>	<b>Bemessungsempfehlung .....</b>	<b>159</b>
11.1	Allgemein.....	159
11.2	Vorbehandlung .....	159
11.3	Kohlenstoffabbau; BSB <sub>5</sub> -Elimination .....	159
11.4	Vollständige Nitrifikation .....	160
<b>12</b>	<b>Literaturverzeichnis.....</b>	<b>165</b>

---

---

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 4.1:	Biofilmverfahren im Überblick.....	7
Abbildung 6.1:	Lebenszyklen eines Biofilms .....	16
Abbildung 6.2:	Maximale Wachstumsraten von <i>Nitrosomonas</i> und <i>Nitrobacter</i> in Abhängigkeit von der Temperatur (Rolf, 2002) .....	19
Abbildung 6.3:	Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von der Alkalinität bzw. vom pH-Wert (Boller et al., 1994).....	23
Abbildung 6.4:	Hemmwirkung von $\text{NH}_3$ und $\text{HNO}_2$ auf die Nitrifikation in Abhängigkeit vom pH-Wert nach Anthonisen et al. (1976) und Hwang et al. (2000); $\text{FA} = C_{\text{NH}_3}$ ; $\text{FNA} = C_{\text{HNO}_2}$ .....	23
Abbildung 6.5:	Nitrifikation in Scheibentauchkörpern - Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration und der Rotationsgeschwindigkeit (Nowak, 2000).....	24
Abbildung 6.6:	Abhängigkeit der Stickstoffoxidation von der organischen Belastung (nach Cheung, 1982).....	26
Abbildung 6.7:	Zu erwartende Ablaufwerte bezüglich der $\text{NH}_4^+$ -N- und $\text{BSB}_5$ -Konzentration bei kommunalem Abwasser in Abhängigkeit von der $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastung bei Scheibentauchkörpern (nach Cheung, 1982).....	26
Abbildung 6.8:	Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von den Betriebsbedingungen (Boller et al., 1994).....	31
Abbildung 6.9:	Einfluss des pH-Wertes auf aerobe Abbauprozesse (nach Henze et al., 2002, linke Abbildung) und Denitrifikation (nach EPA, 1975, rechte Abbildung) .....	35
Abbildung 6.10:	Relative Denitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration (nach Oh und Silverstein, 1999) .....	35
Abbildung 6.11:	Relative $\text{NO}_x$ -N-Reduktion in Abhängigkeit des $\text{BSB}_5/\text{NO}_x$ -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).....	37
Abbildung 6.13:	Abhängigkeit der Denitrifikation von der Temperatur in Scheibentauchkörperanlagen (Davis und Pretorius, 1975).....	37
Abbildung 6.14:	$\text{BSB}_5$ - und $\text{NH}_4$ -Umsatz in Tropfkörpern resp. in Scheibentauchkörpern (nach Wolf; 1987).....	42
Abbildung 7.1:	Labormaßstäbliche Versuchsanlagen: Scheibendurchmesser 25 cm... 45	
Abbildung 7.2:	Labormaßstäbliche Versuchsanlagen: Scheibendurchmesser 50 cm... 46	
Abbildung 7.3:	Schematische Darstellung der Versuchsanlagen.....	46

---

Abbildung 7.4:	Versuchsaufbau zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten/-geschwindigkeiten .....	49
Abbildung 7.5:	Kultivierung des Biofilms .....	50
Abbildung 7.6:	Demonstrationsanlage auf der STP Yamunah Vihar in Delhi, Indien ....	53
Abbildung 7.7:	Schematische Darstellung der Demonstrationsanlage.....	56
Abbildung 7.8:	Struktur der Untersuchungen .....	58
Abbildung 8.1:	Maximale BSB <sub>5</sub> -Umsatzleistung pro Stunde in Kaskade 1.....	60
Abbildung 8.2:	Maximale BSB <sub>5</sub> -Umsatzrate in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Kaskade 1).....	62
Abbildung 8.3:	Maximale NH <sub>4</sub> -N-Umsatzleistung als Mittelwert der Kaskaden 2 + 3 ....	63
Abbildung 8.4:	Maximale NH <sub>4</sub> -N-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Kaskade 2).....	64
Abbildung 8.5:	Biofilmdicke auf den Scheiben der unterschiedlichen Kaskaden .....	65
Abbildung 8.6:	Biofilmverteilung in den Kaskaden (Ø = 25 cm; 8,3 gBSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d); T = 31,5 °C).....	65
Abbildung 8.7:	Mittlerer Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben der Kaskaden .....	66
Abbildung 8.8:	Mittlere Dichte des Biofilms in den Kaskaden .....	66
Abbildung 8.9:	Zusammenhang zwischen Biofilmdicke und Trockensubstanzgehalt bzw. Biofilmdichte.....	67
Abbildung 8.10:	Maximale BSB <sub>5</sub> -Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min).....	68
Abbildung 8.11:	Maximale Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (synthetisches und reales Abwasser) .....	69
Abbildung 8.12:	Vergleich der maximalen BSB <sub>5</sub> -Umsatzrate und der maximalen Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur .....	70
Abbildung 8.13:	Zusammenhang zwischen Scheibenbelastung (BSB <sub>5</sub> und NH <sub>4</sub> -N) und Biofilmdicke in den Kaskaden.....	74
Abbildung 8.14:	BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration (BSB <sub>5,ab</sub> ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 19,5 und 28,5 °C (Ø 25 cm); Versuchsphasen K1 - K6 (siehe Tabelle 8.7).....	80
Abbildung 8.15:	BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration (BSB <sub>5,ab</sub> ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,5 und 33,6 °C(Ø 25 cm); Versuchsphasen K7-K11 (siehe Tabelle 8.7).....	81
Abbildung 8.16:	BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur (Ø 25 cm).....	81
Abbildung 8.17:	Temperaturabhängigkeit der NH <sub>4</sub> -N-Abbauleistung (Abbauleistung und Reinigungsleistung = 100 % bei einer Abwassertemperatur von T = 23,9 °C ; BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung = 8 g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d), Ø 25 cm)...	83

Abbildung 8.18: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration ( $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}}$ ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 23,9 und 31,6 °C; Versuchsphasen (K2, K3 und K5 - K7 und K9)(Ø 25 cm) .....	84
Abbildung 8.19: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration ( $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}}$ ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,5 und 33,6 °C; Versuchsphasen (K7 bis K11) (Ø 25 cm) .....	84
Abbildung 8.20: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von den Scheibenbelastungen und der Abwassertemperatur .....	85
Abbildung 8.21: $\text{BSB}_5$ -Ablaufkonzentration ( $\text{BSB}_{5,\text{ab}}$ ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 23,3 und 28,7 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G1 - G3 (siehe Tabelle 8.11) .....	87
Abbildung 8.22: $\text{BSB}_5$ -Ablaufkonzentration ( $\text{BSB}_{5,\text{ab}}$ ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,8 und 35,2 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G4 - G8 (siehe Tabelle 8.11) .....	88
Abbildung 8.23: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 23,2 und 32,4 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G1 - G4 und G6 (siehe Tabelle 8.13) .....	90
Abbildung 8.24: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,7 und 35,2 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G4 - G8 (siehe Tabelle 8.13) .....	91
Abbildung 8.25: Vergleich der $\text{BSB}_5$ -Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen (Ø 25 cm und Ø 50 cm; synthetisches Abwasser) .....	92
Abbildung 8.26: Vergleich der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen (Ø 25 cm und Ø 50 cm, synthetisches Abwasser) .....	92
Abbildung 8.27: Prozentualer $\text{BSB}_5$ -Abbau in Kaskade 1 bei unterschiedlichen $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastung .....	94
Abbildung 8.28: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{C}}$ und $K_{\text{m},\text{C}}$ ; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C - 24,8 °C (MW = 24 °C) .....	95
Abbildung 8.29: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{C}}$ und $K_{\text{m},\text{C}}$ ; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C - 28,7 °C (MW = 28,4 °C) .....	95
Abbildung 8.30: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{C}}$ und $K_{\text{m},\text{C}}$ ; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C - 32,4 °C (MW = 31,8 °C) .....	95
Abbildung 8.31: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{C}}$ und $K_{\text{m},\text{C}}$ ; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C - 35,2 °C (MW = 34,1 °C) .....	96
Abbildung 8.32: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m},\text{NH}_4\text{-N}}$ ; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C - 24,8 °C (MW = 24 °C) .....	98
Abbildung 8.33: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m},\text{NH}_4\text{-N}}$ ; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C - 28,7 °C (MW = 28,4 °C) .....	98
Abbildung 8.34: Bestimmung von $r_{s,\text{max},\text{NH}_4\text{-N}}$ und $K_{\text{m},\text{NH}_4\text{-N}}$ ; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C - 32,4 °C (MW = 31,8 °C) .....	98

---

Abbildung 8.35: Bestimmung von $r_{s,max,NH_4-N}$ und $K_{m,NH_4-N}$ ; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C - 35,2 °C (MW = 34,1 °C).....	99
Abbildung 8.36: Einfluss der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung auf die NH <sub>4</sub> -N-Abnahme bei unterschiedlichen Temperaturen (Ø 25 cm und Ø 50 cm) .....	100
Abbildung 8.37: Scheibenbelastungen und Sauerstoffkonzentration im Ablauf der Versuchsanlagen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur .....	103
Abbildung 8.38: Spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen .....	104
Abbildung 8.39: Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen .....	105
Abbildung 8.40: Schlammalter in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung.....	106
Abbildung 8.41: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Zulauffracht (NH <sub>4</sub> -N + NO <sub>3</sub> -N; ohne Berücksichtigung der NO <sub>2</sub> -N-Bildung und ohne Inkorporation in die Biomasse; Ø = 25 cm .....	106
Abbildung 8.42: N <sub>ges</sub> -Frachten (Zulauf und Kaskaden des Scheibentauchkörpers: NH <sub>4</sub> -N+NO <sub>3</sub> -N; Ablauf des Scheibentauchkörpers: NH <sub>4</sub> -N+ NO <sub>3</sub> -N+ NO <sub>2</sub> -N+ Inkorporation) Ø = 25 cm .....	108
Abbildung 8.43: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Zulauffracht (NH <sub>4</sub> -N + NO <sub>3</sub> -N); ohne Berücksichtigung der NO <sub>2</sub> -N-Bildung und ohne Inkorporation; Ø = 50 cm .....	108
Abbildung 8.44: N <sub>ges</sub> -Frachten (Zulauf und Kaskaden des Scheibentauchkörpers: NH <sub>4</sub> -N + NO <sub>3</sub> -N; Ablauf des Scheibentauchkörpers: NH <sub>4</sub> -N + NO <sub>3</sub> -N + NO <sub>2</sub> -N + Inkorporation) Ø = 50 cm .....	109
Abbildung 8.45: Abhängigkeit der N <sub>ges</sub> -Ablauffracht von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung.....	110
Abbildung 8.46: Korrelation zwischen gemessenen und berechneten Verdunstungsmengen für einen Verdunstungsbeiwert von 10 g/(mbar*m <sup>2</sup> *h) .....	111
Abbildung 8.47: Gemessene Verdunstungsmenge bezogen auf die Scheibenfläche in Abhängigkeit von der Temperatur bei einer relativen Luftfeuchtigkeit von 60 - 70 % (Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min).....	112
Abbildung 8.48: Verdunstungsmenge in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der relativen Luftfeuchte (berechnet; Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min) .....	112
Abbildung 8.49: Zulässige BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentrationen von 20 mg/l .....	115
Abbildung 8.50: Vergleich der maximalen BSB <sub>5</sub> -Umsatzraten im Dauerstrombetrieb in Kaskade 1 und der Batch 2-Untersuchungen.....	115



---

Abbildung 8.51: Zu erwartende BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung (durchgehende Linie: Untersuchter Temperaturbereich).....	117
Abbildung 8.52: Zulässige NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei NH <sub>4</sub> -N-Ablaufkonzentrationen von 10 mg/l bei einem mittleren C:N-Verhältnis von 4,5:1.....	118
Abbildung 8.53: Vergleich der maximalen NH <sub>4</sub> -N-Umsatzraten im Dauerstrombetrieb in Kaskade 2 und der Batch 2-Untersuchungen.....	118
Abbildung 8.54: Zu erwartende NH <sub>4</sub> -N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung (mittleres C:N – Verhältnis = 4,5:1) .....	120
Abbildung 8.55: Vergleich der Ergebnisse der Bestimmung der spezifischen Überschussschlammproduktion mit Literaturdaten .....	122
Abbildung 8.56: Abwassertemperaturverlauf während der Untersuchungen in Delhi, Indien (21.5.2007 – 10.12.2007) .....	125
Abbildung 8.57: BSB <sub>5</sub> -Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung).....	126
Abbildung 8.58: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi (23.5.2007-11.12.2007), Parameter BSB <sub>5</sub> .....	127
Abbildung 8.59: BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage).....	128
Abbildung 8.60: Korrelation zwischen AFS- und BSB <sub>5</sub> -Konzentration in Kaskade 3 und im Ablauf der Nachklärung (Demonstrationsanlage).....	129
Abbildung 8.61: CSB <sub>filtriert</sub> -Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi .....	130
Abbildung 8.62: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi (17.08.2007-11.12.2007), Parameter CSB <sub>filtriert</sub> .....	131
Abbildung 8.63: NH <sub>4</sub> -N-Reduktion bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen der Demonstrationsanlage in Delhi, Ergebnisse nach Nachklärung (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung).....	132
Abbildung 8.64: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi (21.5.2007-11.12.2007), Parameter NH <sub>4</sub> -N .....	133
Abbildung 8.65: NH <sub>4</sub> -N-Ablaufkonzentration nach der Nachklärung der Demonstrationsanlage, Delhi .....	134
Abbildung 8.66: TKN-Reinigungsleistung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen (Einzelergebnisse der Demonstrationsanlage, Delhi) .....	136

---

Abbildung 8.67: Prozentuale Fracht in den Kaskaden zur Zulauffracht der Anlage (ohne Berücksichtigung der NO <sub>2</sub> -N-Bildung) Demonstrationsanlage Delhi .....	137
Abbildung 8.68: Stickstoffbilanz der Demonstrationsanlage Delhi, Indien .....	138
Abbildung 8.69: Mittlere Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung der Demonstrationsanlage, Delhi.....	139
Abbildung 8.70: Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung der Demonstrationsanlage, Delhi.....	140
Abbildung 8.71: Biofilmdicke und Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden der Demonstrationsanlage, Delhi .....	142
Abbildung 8.72: Vergleich der Ergebnisse der Konzentrationsbestimmung an abfiltrierbaren Stoffen im Ablauf der Demonstrationsanlage mit Daten von Cheung et al. (1980).....	143
Abbildung 8.73: BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und für verschiedene Abwassertemperaturen der Demonstrationsanlage in Delhi .....	144
Abbildung 8.74: TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage).....	145
Abbildung 9.1: Vergleich der BSB <sub>5</sub> -Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen).....	149
Abbildung 9.2: Vergleich der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen).....	151
Abbildung 9.3: Überschussschlammproduktion .....	154
Abbildung 11.1: BSB <sub>5</sub> -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung (Reinigungsziel: BSB <sub>5</sub> -Elimination).....	162
Abbildung 11.2: NH <sub>4</sub> -N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der TKN-Scheibenbelastung (BSB <sub>5</sub> :TKN $\cong$ 4:1).....	163

---

## 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:	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) .....	29
Tabelle 6.5:	Literaturzusammenstellung für $\theta$ -Werte für die Nitrifikation .....	30
Tabelle 6.6:	Literaturzusammenstellung der $\theta$ -Werte für die Denitrifikation .....	38
Tabelle 6.7:	Literaturzusammenstellung der $\theta$ -Werte für den Abbau organischer Inhaltsstoffe.....	38
Tabelle 6.8:	$k_B$ -Werte und zul. $B_A$ nach Wolf (1987) .....	43
Tabelle 6.9:	$v_N$ -Werte nach Wolf (1987) (bei Ablaufkonzentrationen unter $2 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$ ).....	43
Tabelle 7.1:	Versuchsbedingungen ( $\varnothing 25 \text{ cm}$ und $50 \text{ cm}$ ).....	47
Tabelle 7.2:	Spezifikation der Versuchsanlage ( $\varnothing 25 \text{ cm}$ ).....	47
Tabelle 7.3:	Spezifikation der Versuchsanlage ( $\varnothing 50 \text{ cm}$ ).....	47
Tabelle 7.4:	Scheibendurchmesser $25 \text{ cm}$ ; Scheibenfläche $3,14 \text{ m}^2$ .....	48
Tabelle 7.5:	Scheibendurchmesser $50 \text{ cm}$ ; Scheibenfläche $11,8 \text{ m}^2$ .....	48
Tabelle 7.6:	Versuchsbedingungen der Batch 1-Versuche.....	49
Tabelle 7.7:	Hauptbestandteile von Melasse (Durchschnittswerte nach van der Poel et al., 2000) .....	51
Tabelle 7.8:	Analyse der Hauptkomponenten C, N und P der verwendeten Melasse ...	51
Tabelle 7.9:	Versuchsbedingungen Demonstrationsanlage ( $\varnothing 200 \text{ cm}$ ) .....	54
Tabelle 7.10:	Spezifikation der Demonstrationsanlage.....	54
Tabelle 7.11:	Untersuchungsphasen des Demonstrationsbetriebs .....	55
Tabelle 8.1:	Maximale $\text{BSB}_5$ -Umsatzleistung pro Tag in Kaskade 1 .....	60
Tabelle 8.2:	Sauerstoffkonzentration zu Beginn und am Ende der Batch 1-Versuche (Versuchsdauer $1 \text{ h}$ ); Kaskade 1.....	61

---

Tabelle 8.3:	Maximale $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung in Kaskade 2 und 3 .....	63
Tabelle 8.4:	Maximale Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (Mittelwerte aus Einzelmessungen; $c_{\text{O}_2} > 4 \text{ mg/l}$ ) .....	70
Tabelle 8.5:	$\theta$ -Werte für unterschiedliche Temperaturbereiche (Batch 2) .....	76
Tabelle 8.6:	Untersuchungsbedingungen $\text{BSB}_5$ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen (K1-K11) in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) ( $\varnothing$ 25 cm) .....	78
Tabelle 8.7:	Ergebnisse der $\text{BSB}_5$ -Bestimmungen im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien ( $\varnothing$ 25 cm).....	79
Tabelle 8.8:	Untersuchungsbedingungen $\text{NH}_4\text{-N}$ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächlichen Scheibenbelastungen).....	82
Tabelle 8.9:	Ergebnisse der Bestimmung der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur .....	82
Tabelle 8.10:	Untersuchungsbedingungen $\text{BSB}_5$ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) ( $\varnothing$ 50 cm) .....	86
Tabelle 8.11:	Ergebnisse der $\text{BSB}_5$ -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen ( $\varnothing$ 50 cm).....	87
Tabelle 8.12:	Untersuchungsbedingungen $\text{NH}_4\text{-N}$ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) ( $\varnothing$ 50 cm) .....	89
Tabelle 8.13:	Ergebnisse der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen ( $\varnothing$ 50 cm).....	90
Tabelle 8.14:	$\text{BSB}_5$ -Konzentrationen in den Kaskaden bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen und $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastungen .....	94
Tabelle 8.15:	$r_{s,\text{max,C}}$ und $K_{m,C}$ .....	96
Tabelle 8.16:	$\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen in den Kaskaden bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen .....	97
Tabelle 8.17:	$r_{s,\text{max,NH}_4\text{-N}}$ und $K_{m,\text{NH}_4\text{-N}}$ .....	99
Tabelle 8.18:	Maximalen Umsatzraten und mittlere Scheibenbelastungen bei verschiedenen Abwassertemperaturen.....	101
Tabelle 8.19:	pH-Werte in den Kaskade ( $\varnothing = 25 \text{ cm}$ ).....	101
Tabelle 8.20:	pH-Werte in den Kaskade ( $\varnothing = 50 \text{ cm}$ ).....	101
Tabelle 8.21:	Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ( $\varnothing = 25 \text{ cm}$ ) .....	102
Tabelle 8.22:	Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden ( $\varnothing = 50 \text{ cm}$ ) .....	102

---

Tabelle 8.23: Spezifische Überschussschlammproduktion der Versuchsanlagen (mittlere Abwassertemperatur 24 °C bzw. 34,1 °C; berechnet anhand Gleichung 8.2).....	104
Tabelle 8.24: Stickstoffbilanz Versuchsanlage Ø = 25 cm (Angaben in [g/d]) .....	107
Tabelle 8.25: Stickstoffbilanz Versuchsanlage Ø = 50 cm (Angaben in [g/d]) .....	109
Tabelle 8.26: Berechnete und gemessenen tägliche Verdunstungsmengen während der Untersuchungsphasen .....	111
Tabelle 8.27: Parameterspezifische Scheibenbelastungen während der unterschiedlichen Phasen der Untersuchungen (Demonstrationsanlage) .....	124
Tabelle 8.28: Ergebnisse der BSB <sub>5</sub> -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Szenarien (Demonstrationsanlage Delhi) .....	126
Tabelle 8.29: BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)] in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage) ...	128
Tabelle 8.30: Ergebnisse der CSB <sub>filtriert</sub> -Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Demonstrationsanlage Delhi) .....	130
Tabelle 8.31: Ergebnisse der CSB <sub>hom</sub> -Bestimmung der Demonstrationsanlage.....	131
Tabelle 8.32: Ergebnisse der NH <sub>4</sub> -N-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Demonstrationsanlage Delhi) .....	133
Tabelle 8.33: NH <sub>4</sub> -N-Reduktion für unterschiedliche Temperaturen und Scheibenbelastungen in Abhängigkeit vom verwendeten Abwasser (Demonstrationsanlage).....	134
Tabelle 8.34: Ergebnisse der N <sub>ges</sub> und NH <sub>4</sub> -N-Bestimmung (Phase 4: Werte in Klammern ohne Messwerte vom 12.10.07; Demonstrationsanlage) .....	135
Tabelle 8.35: Berechnung der N-Inkorporation in die Biomasse (Demonstrationsanlage) .....	137
Tabelle 8.36: Sauerstoffkonzentration und pH-Wert in den Kaskaden der Demonstrationsanlage in Delhi.....	138
Tabelle 8.37: Spezifische Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage (Abwassertemperaturbereich 19,4 °C – 30 °C).....	140
Tabelle 8.38: Indische Standards zur Einleitung in Oberflächengewässer bzw. zur Nutzung als Bewässerungswasser (Auszug) (CPCB, 2008) .....	144
Tabelle 9.1: Zusammenstellung der $\theta_{20,C}$ -Koeffizienten.....	148
Tabelle 9.2: Zusammenstellung der $\theta_{20,N}$ -Koeffizienten.....	151



---

# 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 in Schwellen- und Entwicklungsländern versucht, 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 zu schaffen 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, wie diese absorbieren kann.

Demzufolge ist eine Kreislaufführung bzw. 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 (Hahn, 2006) 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 bei der Erstellung eines Konzeptes für die Abwasserbehandlung in bestehenden urbanen Siedlungsräumen als auch ländlichen Siedlungen ohne bestehende Kanalisation sein.

Dezentrale Systeme oder semi-zentrale Systeme bieten dem gegenüber die nötige Flexibilität, da einerseits durch kleinere Einheiten der punktuelle Platzbedarf gering ist und andererseits kein Transport des Abwasserstroms 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 Freizeit- 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 anhand mitteleuropäischer oder nordamerikanischer Bemessungsansätze führt meist 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 l/(E*d)	Temperatur °C	BSB <sub>5</sub> mg/l	BSB <sub>5</sub> g/(E*d)	N mg/l	N g/(E*d)
Brasilien	100-350	10-28	108-299	29	27-64	-
China	-	5-25	44-386	-	35	-
Indien	32-341 <sup>1</sup>	17-30 <sup>2</sup>	300 <sup>3</sup>	60 <sup>1</sup>	45 <sup>1,4</sup>	-
Indonesien	20-300	-	-	27-70	-	-
Iran	176-250	-	203	-	-	-
Marokko	-	-	-	32-40	-	g <sup>4</sup>
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).

---

<sup>1</sup> The Hindu, 7. Oktober 2005

<sup>2</sup> Eigenen Untersuchungen in Delhi: Mai 2007 bis Dez. 2007

<sup>3</sup> CUPS, 2004

<sup>4</sup> TKN

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

Parameter	Einheit	Ägypten	China	Indien <sup>5</sup>	Indonesien	Iran	Jordanien	Thailand	Vietnam
BSB <sub>5</sub>	[mg/l]	60	10-60	30	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 <sub>4</sub> -N	[mg/l]	-	5-25	50	-	2,5	-	-	-
NO <sub>2</sub> -N	[mg/l]	-	-	-	-	10	-	-	-
NO <sub>3</sub> -N	[mg/l]	50	-	10	-	50	45	-	30-50
P <sub>ges</sub>	[mg/l]	-	0,5-5	-	-	6	-	-	-
PO <sub>4</sub> -P	[mg/l]	-	-	5	-	-	-	-	6-10 <sup>6</sup>
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 <sup>7</sup>	Indonesien	Iran	Jordanien	Marokko	Thailand	Vietnam
BSB <sub>5</sub>	[mg/l]	20-300	80-150	100	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 <sub>4</sub> -N	[mg/l]	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO <sub>3</sub> -N	[mg/l]	-	-	-	20	-	30-45	50	-	-
P <sub>ges</sub>	[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/Gegebenheiten basierenden Bemessungsansätze der Abwasserreinigung an die klimatischen Gegebenheiten (z.B. den Temperatureinfluss) sowie an die Abwasserzusammensetzung und die geforderten Reinigungsziele anzupassen.

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

<sup>6</sup> PO<sub>4</sub>

<sup>7</sup> siehe <sup>5</sup>

---

### 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 Bemessungsabwassertemperatur 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 Scheibentauchkörpertechnologie, vornehmlich auf die der Scheibentauchkörpertechnologie 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 Mess- und Regeltechnik (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 zu 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 ist die Möglichkeit einer energetischen Versorgung durch Solarstrom bzw. dezentraler Stromversorgung gegeben.

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

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 mittelständischen Anbietern größere Chancen auf den Internationalen Abwassermärkten zu eröffnen.

---

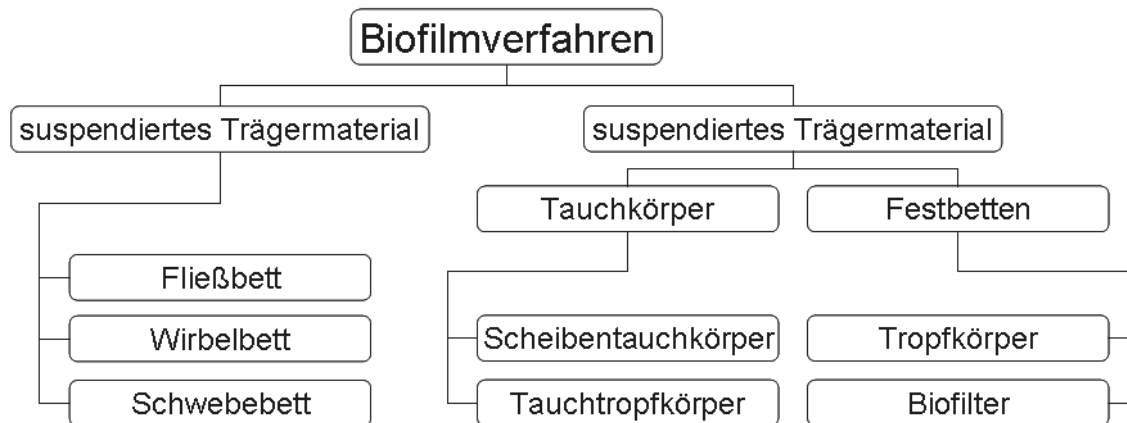
## 4 Biofilmverfahren in der Abwasserreinigung

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 aeroben 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 aeroben 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 aufgrund der nicht erforderlichen Schlammrückführung kann die Nachklärung bei Biofilmverfahren getrennt betrachtet 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 (z.B. hohe Salzgehalte) 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.

Ein Nachteil der Biofilmverfahren ist das geringe Puffervermögen. Mengen- und Konzentrationsstößen können aufgrund der geringen hydraulischen Aufenthaltszeit nicht abgefangen werden.

Um Verstopfungen der Zwischenräume des Trägermaterials zu verhindern, ist eine weitreichende Vorbehandlung (Vorklärung, Vorfällung, Vorfiltration o.ä.) des Abwasser nötig.

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

---

## 5 Historische Entwicklung der Scheibentauchkörper-technologie

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 Weiterentwicklung des von Travis entwickelten Verfahrens durch Buswell und Pearson (Buswell und Pearson, 1929), bei dem die Kolloidoren mechanisch bewegt und das (Roh-)Abwasser belüftet wurde, entstand der „Hays Process“. Hierbei wurde erstmals eine Steinschüttung als Kontaktmaterial verwendet. Der Prozess wurde 2-stufig, mit einer Vorklärung und einer Zwischenklärung geführt (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 durch Trennwände unterteilten 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 (Imhoff, 1926) dem Tauchkörperverfahren aufgrund seiner außergewöhnlichen Wirtschaftlichkeit eine schnelle Verbreitung vorhersagte, geriet das Tauchkörperverfahren fast in Vergessenheit. Ein Grund hierfür war wohl der immense Sau-

erstoffverbrauch, 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 aus Holzlatten mit einem Durchmesser von 5 m. Der Zylinder war mit Reisig gefüllt und bis zur Hälfte in Abwasser getaucht (Hartmann, 1960). Eine Weiterentwicklung dieses Patenten 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.

Erst durch den Einsatz von Scheiben anstelle von Walzen als Trägermaterial konnte die Verschlammung rotierender Tauchkörper verhindert werden (Hartmann, 1960).

### **5.3 Scheibentauchkörper**

Im Jahre 1929 berichtete Doman (Doman, 1929) von der Entwicklung eines den heutigen Scheibentauchkörpern sehr ähnlichen rotierenden Tauchkörpers. Hierbei wurde ein rotierender Tauchkörper aus verzinkten Stahlplatten mit einem Durchmesser von 35 cm verwendet, die mit einer Rotationsgeschwindigkeit von unter 1 U/min durch das Abwasser bewegt wurden. Der Tauchkörper war dabei zu ca. 40 % ins Abwasser eingetaucht. Im Gegensatz zum heutigen Scheibentauchkörperverfahren wurde das Becken jedoch vertikal durchströmt, woraus sich die schlechten Betriebsergebnisse dieses rotierenden Tauchkörpers erklären.

In den frühen 50iger 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 - anhand der in Abhängigkeit des Reinigungszieles formulierten Bemessungsempfehlungen - indirekt ablesen.

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)]
- 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 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 2 - 6 U/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 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 Abwassers 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 <sup>8</sup>	$\frac{C_{BSB_5}}{C_{O_2}} > 5$	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 Überschussschlammproduktion einer Scheibentauchkörperanlage ist im Gegensatz zum Belebtschlammverfahren deutlich geringer und ist direkt von der Scheibenbelastung abhängig (Cheung et al., 1980).

Die Überschussschlammproduktion kann überschlägig nach folgender Formel (in Anlehnung an Cheung et al., 1980) berechnet werden:

$$\dot{S}_{STK} \left[ \frac{\text{kg}}{\text{kgBSB}_5 - \text{Abnahme}} \right] \cong \frac{1}{10} BSB_5 - \text{Flächenbelastung} \left[ \frac{\text{g}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] \quad \text{Gleichung 6.1}$$

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

<sup>8</sup> Kaskade 1 folgt dem Zulauf

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

Scheibenbelastung [g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5	10	15	20
ÜS-Produktion [g TS/gBSB <sub>5,abgeb.</sub> ]	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).

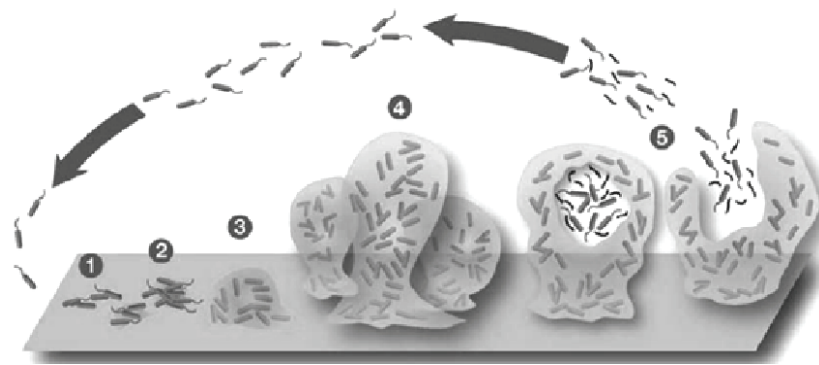
Gegen Stoßbelastungen sind Scheibentauchkörper relativ unempfindlich; längere Phasen ohne Zulauf können bei gefüllten Becken problemlos überbrückt werden und nach Wiederinbetriebnahme zeigt ein Scheibentauchkörper schon nach kurzer Zeit volle Leistung (Anders, 2002). Dadurch eignen sich Scheibentauchkörper 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 Biofilm

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



**Abbildung 6.1: Lebenszyklen eines Biofilms<sup>9</sup>**

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 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).

### 6.2.1 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.

---

<sup>9</sup> Quelle: prometheus.mse.uiuc.edu

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

mit

$dx_A/dt$	Wachstumsrate [kg TS/(m <sup>2</sup> *d)]
$\mu_A$	spezifische Wachstumsrate [kg TS/(kg TS*d)]
$X_A$	Bakterienkonzentration [kg TS/ m <sup>2</sup> ]
$\mu_{A,max}$	maximale spezifische Wachstumsrate [d <sup>-1</sup> ]
$c_S$	Substratkonzentration im Reaktor [g/m <sup>3</sup> ]
$K_m$	Monod Konstante (Halbwertskonstante) [g/m <sup>3</sup> ]

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.

$$Y_A = \frac{dx_A/dt}{-dc_S/dt} = \frac{\mu_A * X_A}{v_{c_S} * X_A} = \frac{\text{Wachstumsrate}}{\text{Substratabbau}} = \text{Konst.} \quad \text{Gleichung 6.3}$$

Im Gegensatz zur schwer bestimmbaren Wachstumsrate ( $dx_A/dt$ ) ist die Substratumsatzrate ( $v_S = v_{c_S} * X_A$ ) 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 (Lineweaver und Burk, 1934) 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  $y = ax + b$ .

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.

### 6.2.2 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 schädigen, fällt die Wachstumsrate schnell ab und kommt nach dem 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).



### 6.2.2.1 Maximale Wachstumsrate

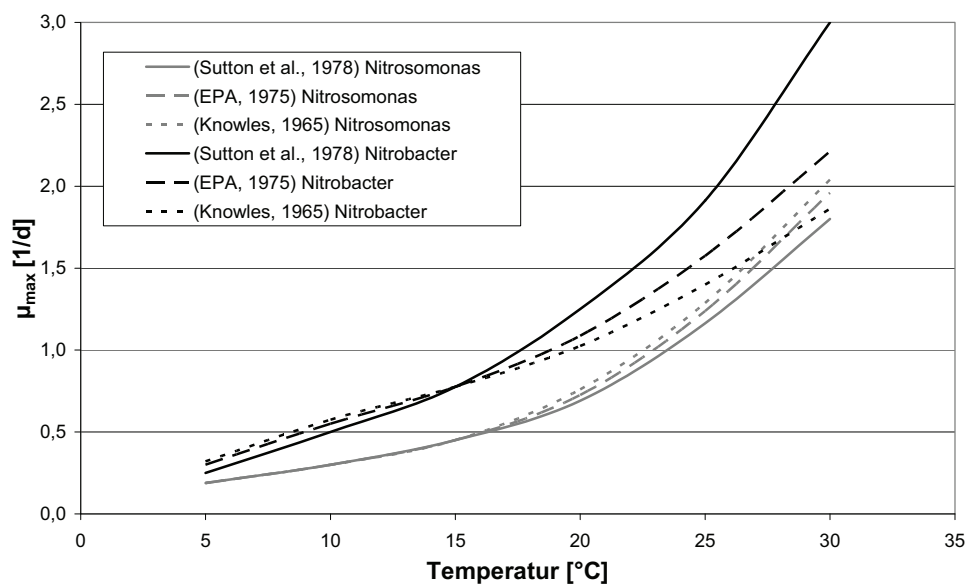
Die Temperaturabhängigkeit des maximalen Zellwachstums kann in einem Bereich von ca. 5 - 30 °C mit dem exponentiellen Ansatz von ARRHENIUS beschrieben werden (Gujer, 1976; Antoniou et al., 1990):

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

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

Je nach Autor variieren die in der Literatur angegebenen Werte für den Temperaturkoeffizienten  $\theta$ , wodurch sich auch die Werte für  $\mu_{A,max,T}$  bei gleicher Temperatur zum Teil erheblich unterscheiden können (Abbildung 6.2).

Abbildung 6.2 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. Ciliaten) 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:

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

### 6.3 Nitrifikation

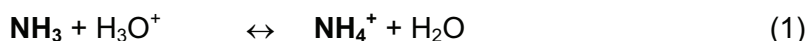
Die Nitrifikation ist, neben dem Abbau organischer Verbindungen, einer der wichtigsten Umsetzungsprozesse in der Abwasserreinigung. Die nitrifizierenden Bakterien müssen sich dabei ihren Lebensraum mit den heterotrophen Bakterien teilen, die für den Abbau des organischen Kohlenstoffs verantwortlich sind. 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 Kaskade mit einer vollständigen Nitrifikation zu rechnen, da hier die organische Belastung in der Regel unter die Grenzbeladung von  $5 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  gesunken ist (WEF und ASCE, 1998).

#### 6.3.1 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 ( $\text{NH}_3$ ) oder Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) ein.

Bei dieser Reaktion wird Harnstoff ( $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ ) durch das Enzym Urease zu Ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) und Kohlenstoffdioxid ( $\text{CO}_2$ ) umgesetzt.

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



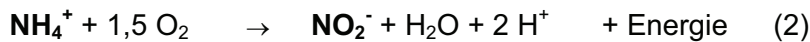
Die Nitrifikation verläuft in zwei Stufen, katalysiert durch zwei voneinander unabhängige lithoautotrophe Bakteriengruppen, die anorganische Stickstoffverbindungen als einzige Energiequelle und Kohlendioxid als Kohlenstoffquelle für das Zellwachstum verwenden.

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.

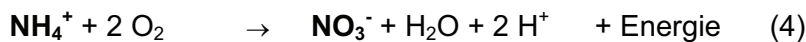
Ammoniumoxidation:



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<sub>2</sub>) und anorganischen Stickstoffverbindungen als Energiequellen (Chemotrophie). Die anorganischen Stickstoffverbindungen dienen gleichzeitig auch als Elektronendonatoren (Lithotrophie).

Die Nitrifikanten können ihren Kohlenstoffbedarf für den Zellaufbau allein aus der Umsetzung von Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) 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.

### 6.3.2 Heterotrophe Nitrifikation

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

## 6.4 Einflussfaktoren auf die Nitrifikation

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

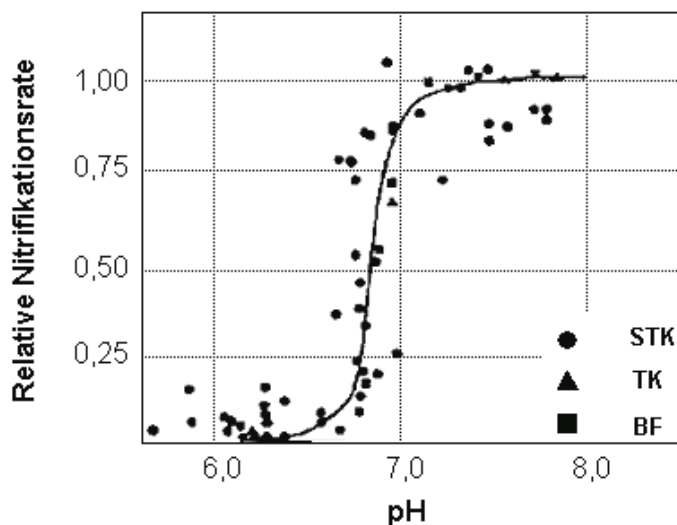
- Alkalinität bzw. pH-Wert
- Sauerstoffkonzentration
- Substratkonzentration
- Organische Belastung
- Temperatur
- Betriebsbedingungen
- Schlammalter

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

Aus der Reaktionsgleichung (4) (siehe Kapitel 6.3.1) ist ersichtlich, dass bei der Nitrifikation Protonen  $[H^+]$  freierwerden, die durch Hydrogencarbonat  $[HCO_3^-]$  neutralisiert werden. Ist während der Nitrifikation nicht genügend Hydrogencarbonat vorhanden, sinkt der pH-Wert so weit ab, dass das Wachstum, respektive der Umsatz der Nitrifikanten gehemmt wird oder zum Erliegen kommt.

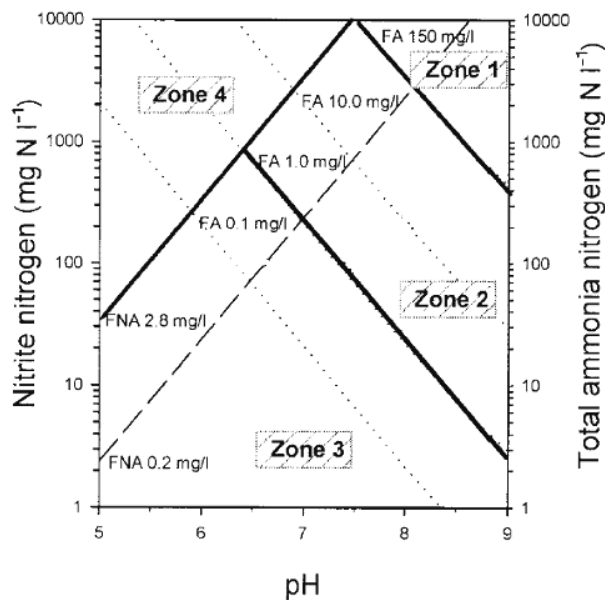
Der optimale pH-Bereich für die Nitrifikation wird häufig mit pH 7 - 8 angegeben. Untersuchungen mit Reinkulturen geben für *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* einen optimalen pH-Wert von 8,1 bzw. von 7,9 an (Grunditz und Dalhammar, 2001).

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 rapide abnimmt und bei pH-Werten unter 6,5 praktisch zum Erliegen kommt.



**Abbildung 6.4: Hemmwirkung von NH<sub>3</sub> und HNO<sub>2</sub> auf die Nitrifikation in Abhängigkeit vom pH-Wert nach Anthonisen et al. (1976) und Hwang et al. (2000); FA = c<sub>NH<sub>3</sub></sub>; FNA = c<sub>HNO<sub>2</sub></sub>**

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

### 6.4.2 Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Nitrifikation

Die stöchiometrischen Betrachtung der Nitrifikation zeigt, dass bei der vollständigen Nitrifikation von einem mol NH<sub>4</sub><sup>+</sup> 2 mol O<sub>2</sub> verbraucht werden, d.h. pro g NH<sub>4</sub><sup>+</sup> werden 4,57 g O<sub>2</sub> „veratmet“.

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

$$V_N = V_{N,max} * \frac{c_{O_2}}{K_{m,O_2} + c_{O_2}} \quad \text{Gleichung 6.10}$$

mit

$$v_N = \text{Nitrifikationsrate [gN/(m}^2\cdot\text{d)]}$$

$$v_{N,\text{max}} = \text{maximale Nitrifikationsrate [gN/(m}^2\cdot\text{d)]}$$

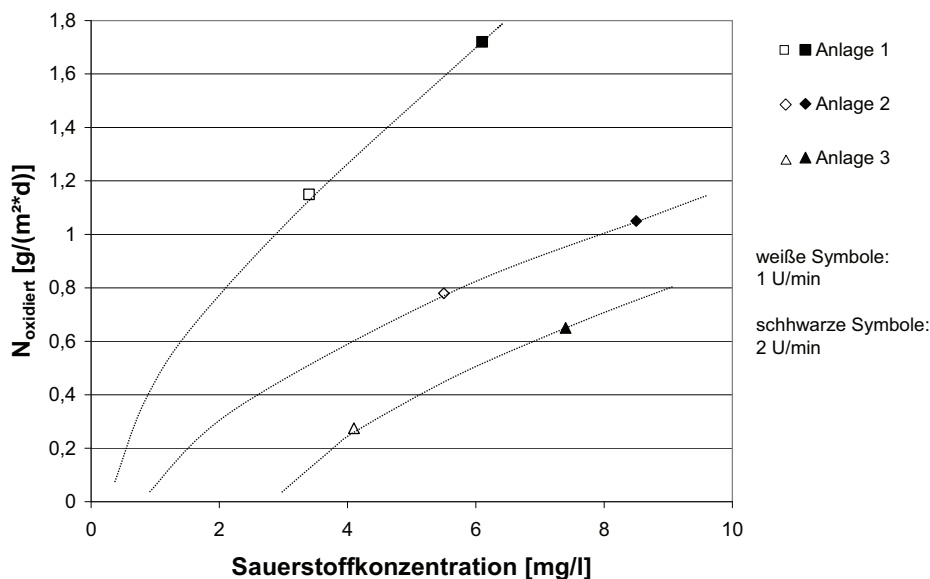
$$c_{\text{O}_2} = \text{Sauerstoffkonzentration [mgO}_2\text{/l]}$$

$$K_{m,\text{O}_2} = \text{Halbwertskonzentration [mgO}_2\text{/l]}$$

Die Konstante  $K_{m,\text{O}_2}$  beschreibt hierbei die Konzentration an Sauerstoff, für die die Umsatzgeschwindigkeit die Hälfte der maximalen Umsatzgeschwindigkeit beträgt.

Eine Literaturzusammenstellung von Reinheimer et al. (1988) liefert messtechnisch erfasste  $K_{m,\text{O}_2}$ -Werte für verschiedene Reinkulturen als auch für Mischkulturen der Abwasserreinigung. Die Werte liegen bei ca. 0,3 - 2 mg O<sub>2</sub>/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  $K_{m,\text{O}_2}$  für Belebtschlammssysteme von 0,5 mg O<sub>2</sub>/l an.



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

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., 1975) 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.

### 6.4.3 Einfluss des Substrates auf die Nitrifikation

Der Einfluss der Substratkonzentration lässt sich analog zu Kapitel 6.4.2 wie folgt beschreiben (Henze et al., 2002):

$$v_N = v_{N,max} * \frac{c_N}{K_{m,N} + c_N} \quad \text{Gleichung 6.11}$$

mit

$v_N$  = Nitrifikationsrate [gN/(m<sup>2</sup>\*d)]

$v_{N,max}$  = maximale Nitrifikationsrate [gN/(m<sup>2</sup>\*d)]

$c_N$  = Substratkonzentration [mgN/l]

$K_{m,N}$  = Halbwertskonzentration [mgN/l]

Die Konstante  $K_{m,N}$  beschreibt hierbei die Konzentration an Stickstoff, für die die Umsatzgeschwindigkeit die Hälfte der maximalen Umsatzgeschwindigkeit beträgt.

In Kapitel 6.4.1 wurde bereits die Hemmwirkung in Abhängigkeit von der Ammoniak- bzw. der Nitrit-Konzentration erläutert.

Der Einfluss der Substratzusammensetzung auf die Nitrifikation – neben der Ammoniak- bzw. Nitrit-Konzentration - bezieht sich im Wesentlichen auf die Konzentration an Hemmstoffen (Inhibitoren). Ein bekannter Vertreter der Nitrifikations-Hemmstoffe ist Thioharnstoff (als Nitrifikationshemmstoff bei der BSB<sub>5</sub>-Bestimmung), der schon in geringer Konzentration (< 1 mg/l) eine 100 %ige 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).

### 6.4.4 Einfluss der organischen Belastung auf die Nitrifikation

Laut Wilderer und Hartmann (1982) bringt eine hohe organische Belastung eine Hemmung der Nitrifikationsleistung in Biofilmsystemen mit sich. Begründet werden kann dies durch die höhere Wachstumsrate der heterotrophen Bakterien gegenüber den autotrophen Bakterien (etwa 6 - 10-fach höher (Henze et al., 2002)).

Cheung (1982) zeigte eine direkte Abhängigkeit des prozentualen Anteils an oxidiertem Stickstoff gegenüber der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung. Nach Cheung (1982) liegt der Anteil an oxidiertem Stickstoff im Ablauf eines Scheibentauchkörpers bei 95 %, so lange die Scheibenbelastung unter 4,5 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) liegt.

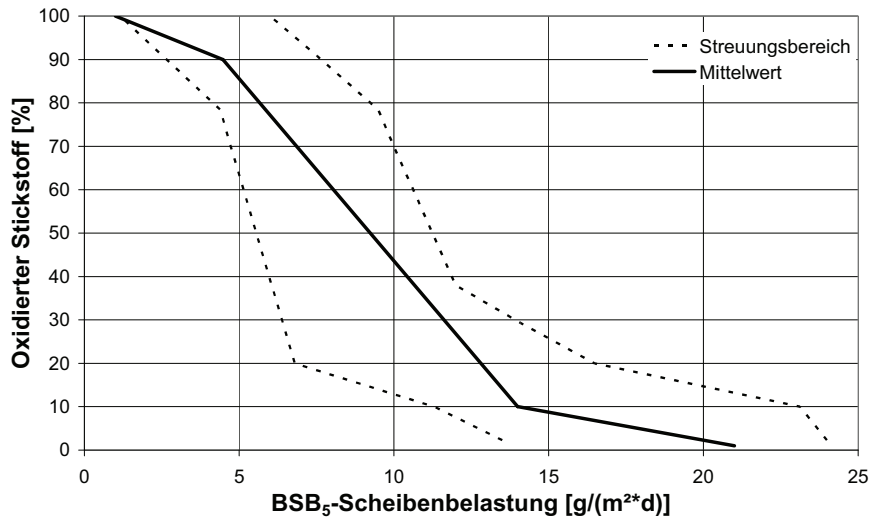


Abbildung 6.6: Abhängigkeit der Stickstoffoxidation von der organischen Belastung (nach Cheung, 1982)

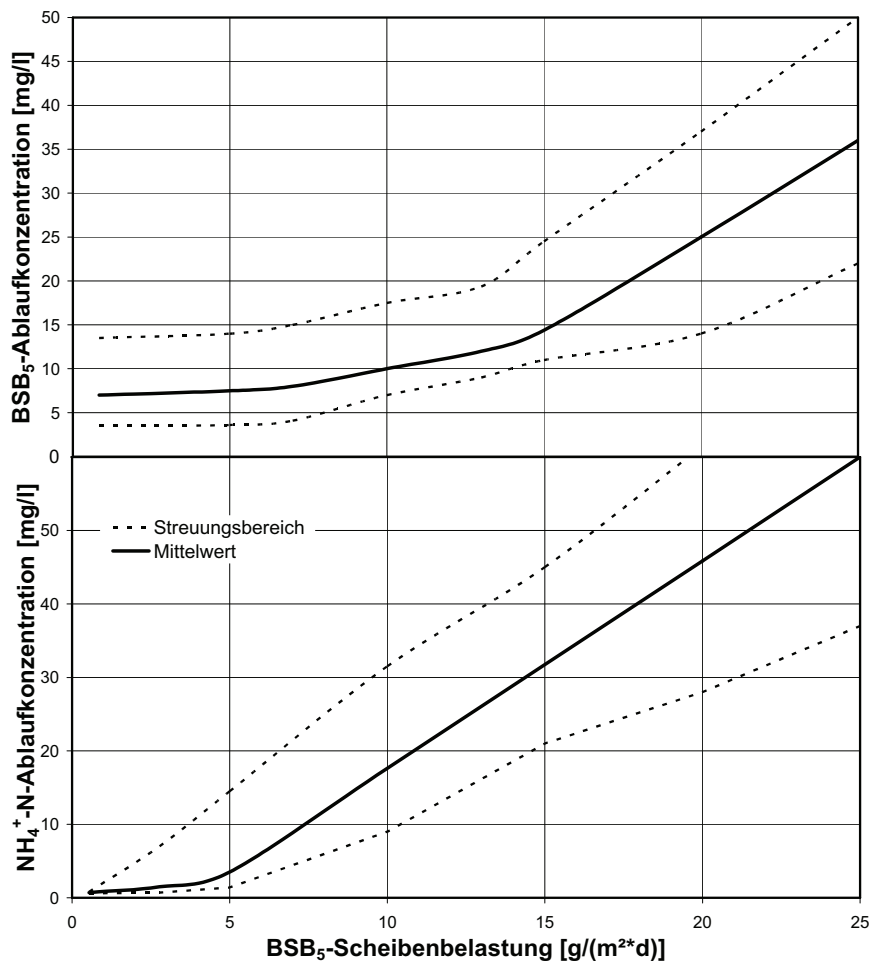


Abbildung 6.7: Zu erwartende Ablaufwerte bezüglich der NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N- und BSB<sub>5</sub>-Konzentration bei kommunalem Abwasser in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bei Scheibentauchkörpern (nach Cheung, 1982)



Cheung (1982) definierte für kommunales Abwasser diese direkte Abhängigkeit der  $\text{NH}_4^+$ -N- und  $\text{BSB}_5$ -Ablaufkonzentrationen von der  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastung (Abbildung 6.7)

### 6.4.5 Temperatureinfluss auf die Nitrifikation

In Kapitel 6.2.2 wurde der direkte Zusammenhang zwischen dem Bakterienwachstum und der Temperatur erläutert.

In Abhängigkeit vom Temperaturoptimum lassen sich die Bakteriengruppen unterscheiden. Liegt  $T_{\text{opt}}$  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).

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

Für die Zellvermehrung wird das Temperaturoptimum mit 30 °C bis 35 °C angegeben. Der größte Stickstoffumsatz wird dagegen schon bei 15 °C 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 *Nitrosomonas* und 38 °C für *Nitrobacter* erzielt werden konnten. Als Substrat wurde kommunales Abwasser verwendet (Grunditz und Dalhammar, 2001).

Die Geschwindigkeit einer enzymatischen 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 ab. Der Koeffizient  $a$  hängt dabei hauptsächlich von der Dicke des Fluidfilms 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, je dicker der Fluidfilm ist.

Unter stationären Bedingungen kann angenommen werden, dass die Substratkonzentration im Reaktor und die Biofilmdicke konstant 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.

Dadurch kann der Einfluss der Temperatur auf die Nitrifikation allgemein durch Gleichung 6.13 beschrieben werden:

$$v_{N,T} = v_{N,R} \theta^{T-R} \qquad \text{Gleichung 6.13}$$

mit

$v_{N,T}$	Nitrifikationsrate bei der Temperatur $T$ [mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]
$v_{N,R}$	Nitrifikationsrate bei der Referenztemperatur $R$ [mg $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]
$T$	Temperatur [ $^{\circ}\text{C}$ ]
$R$	Referenztemperatur [ $^{\circ}\text{C}$ ]
$\theta$	Temperaturkoeffizient [-]

#### 6.4.6 Maximale spezifische Nitrifikationsleistung

Die maximale Nitrifikationsleistung  $v_{N,\max}$  kann durch Kombination der Gleichung 6.5 (Kapitel 6.2.1) 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 MICHAELIS-MENTEN-Differenzialgleichung (Gleichung 6.5) für *Nitrosomonas* reduziert werden.

**Tabelle 6.4: Konstanten zur Berechnung der NH<sub>4</sub>-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 <sup>-1</sup>	0,6-0,8	0,6-1,0	0,6-0,8
Sättigungskonstante	$K_{S,NH_4,A}$	g NH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup>	0,3-0,7	0,8-1,2	0,3-0,7
Sättigungskonstante	$K_{S,O_2,A}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,5-1,0	0,5-1,5	0,5-1,0
Maximale Ertragsrate	$Y_{\max,A}$	g TS/g N <sup>1)</sup>	0,10-0,12	0,05-0,07	0,15-0,20
Absterberate	$b_A$	d <sup>-1</sup>	0,03-0,06	0,03-0,06	0,03-0,06

1) pro gebildetem g NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N

Unter der Annahme, dass sich unter definierten Zulaufbedingungen der pH-Wert und die Substratkonzentration (NH<sub>4</sub>-N) nicht limitierend auswirken und die Sterberate vernachlässigbar ist, kann die maximale spezifische Nitrifikationsrate wie folgt dargestellt werden:

$$v_{N,\max,T} = \frac{\mu_{N,\max,R}}{Y_N} * \frac{C_{O_2}}{K_{m,O_2} + C_{O_2}} * \theta^{(T-R)} \quad \text{Gleichung 6.14}$$

Die in der Literatur erwähnten  $\theta$ -Werte weisen einen großen Streubereich 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  $\theta$ -Werte liegt bei 1,076. Ein  $\theta$ -Wert von 1,076 entspricht in etwa einer Verdopplung der Umsatzleistung bei einer Temperatursteigerung um 10 °C (RGT-Regel<sup>10</sup>).

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

<sup>10</sup> RGT-Regel: Reaktions-Geschwindigkeit-Temperaturregel

**Tabelle 6.5: Literaturzusammenstellung für  $\theta$ -Werte für die Nitrifikation**

Nitrifikation	Temperaturbereich [°C]	$\theta$	Quelle
suspensierte Biomasse	0-20	1,0885 <sup>a</sup>	Knox, 1984
	5-20	1,05 <sup>a</sup>	Choi et al., 1998
	10-15	1,103	EPA, 1975
	10-20	1,103	Pöpel et al, 1998
	10-20	1,141 <sup>a</sup>	Grunditz et al., 2001
	20-25	1,029 <sup>a</sup>	Choi et al., 1998
	20-30	1,048 <sup>a</sup>	Grunditz et al., 2001
	30-40	1,03 <sup>a</sup>	Grunditz et al., 2001
fixierte Biomasse	0-20	1,094 <sup>a</sup>	Knox, 1984
	5-25	1,056 <sup>a</sup>	Chapanova et al., 2007
	8-27	1,0108 <sup>b</sup>	Zhu et al. 2002
	8-27	1,04275 <sup>c</sup>	Zhu et al. 2002
	10	1,039	Takai et al., 1997
	10-29	1,02	Fdz-Polanco et al., 1994
	18-26	1,058 <sup>b</sup>	Salvetti et al., 2006
	18-26	1,098 <sup>c</sup>	Salvetti et al., 2006
	25-35	1	Chapanova et al., 2007
Scheibentauchkörper	5-20	1,082 <sup>a</sup>	Gujer et al., 1983
	5-20	1,097	Wolf, 1987
	7-17	1,045	Nowak, 2000
	10-20	1,06 <sup>a</sup>	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 <sup>d</sup>	Henze et al., 2002

a berechnet

b sauerstofflimitiert

c  $\text{NH}_4^+$ -limitiert

d Industrieabwasser

### 6.4.7 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 (Vorklärung, Vorfiltration usw.), die Rotationsgeschwindigkeit oder bspw. die Umkehrung der Fließrichtung während des Betriebs eine große Rolle.

In Kapitel 6.4.2 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.

Durch eine Vorfiltration vor der Nitrifikation ist eine Steigerung der Nitrifikationsleistung erreichbar (Boller et al., 1994) bzw. durch 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.

Die positiven Effekte der betrieblichen Einstellungen werden jedoch durch den maschinellen bzw. energetischen Mehraufwand (z.B. höhere Rotationsgeschwindigkeit → höherer Energieverbrauch) limitiert.

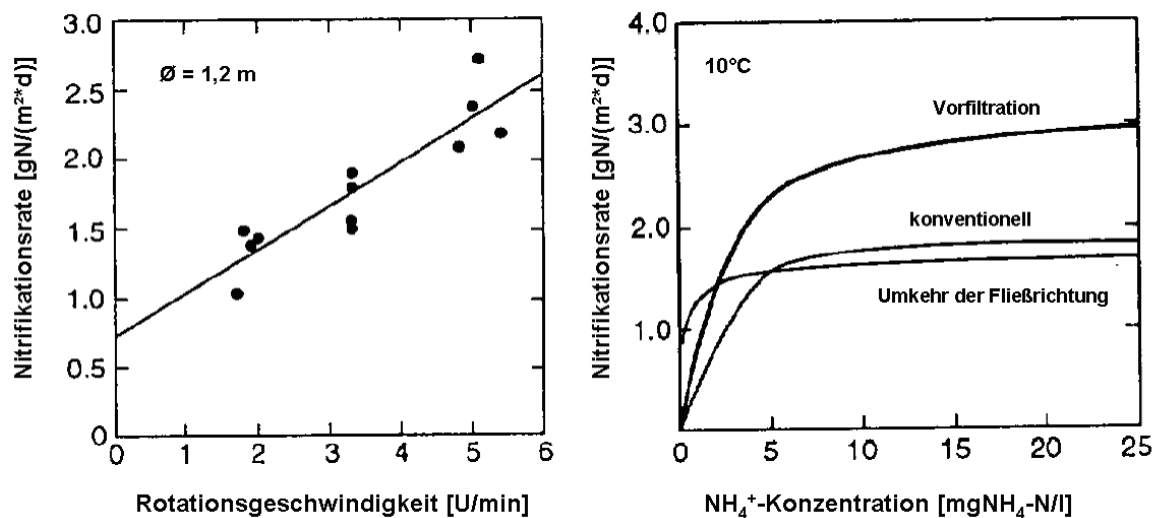


Abbildung 6.8: Abhängigkeit der Nitrifikationsrate von den Betriebsbedingungen (Boller et al., 1994)

### 6.4.8 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)):

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

Gleichung 6.15

mit  $\sigma = \text{Sicherheitsbeiwert} = f^* f_n$

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

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

**Vorhandenes Schlammalter vorh.  $t_{TS}$**

Gujer et al. (1983) definierten folgende Gleichung zur Abschätzung des vorhandenen Schlammalters:

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

mit  $d_f$  = Dicke des Bewuchses [cm]

$\gamma_{TS}$  = Dichte des Bewuchses [g/cm<sup>3</sup>]

$Y$  = spezifische Schlammproduktion pro Substratelimination [gTS/gBSB<sub>5</sub>, abgeb.]

$B_A$  = abgebaute BSB<sub>5</sub>-Fracht [g/d]

$TS_A$  = Biomasse auf den Aufwuchsflächen [g/m<sup>2</sup>]

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

$A_{STK}$  = Aufwuchsfläche [m<sup>2</sup>]

Einen weiteren Ansatz für die Berechnung des Schlammalters liefert die empirisch ermittelte 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 (Cornel, 2000):

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

*Schlammproduktion Schlammreduktion (Autolyse)*

mit  $\eta = 1$  (Eliminationsgrad BSB<sub>5</sub>)

$Y_H = 0,75$  (Ertragskoeffizient der heterotrophen Bakterien) [kgTS/kg BSB<sub>5</sub>,Abbau]

$a = 0,6$  (Anteil der nicht hydrolyisierbaren, inerten Partikel an  $TS_0$ ) [kgTS/kgTS]

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

$BSB_5$  = BSB<sub>5</sub>-Konzentration im Zulauf des Systems [mg/l]

spez.  $\dot{U}S$  = spezifische Überschussschlammproduktion [gTS/gBSB<sub>5,abgebaut</sub>]

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

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

$F = 1,072^{(T-15)}$  Korrekturfaktor Temperatur

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  $t_{TS}$ :

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

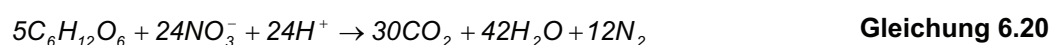
Das Schlammalter ist folglich nur von der spezifischen Überschussschlammproduktion, dem  $TS_0/BSB_5$ -Verhältnis und der Temperatur abhängig.

## 6.5 Heterotropher Abbau organischer Substanzen - Denitrifikation

Für den Abbau der organischen Kohlenstoffverbindungen (BSB<sub>5</sub>-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.

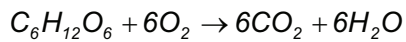
Die Denitrifikation ist die Reduzierung von Nitrat zu elementarem Stickstoff durch fakultativ anaerobe heterotrophe Mikroorganismen. Die heterotrophen Bakterien können sowohl im aeroben als auch im anoxischen Milieu Redoxreaktionen zur Energiegewinnung durchführen. In Biofilmen sind beide Milieus vorhanden. Die oberen Schichten eines Biofilms sind aerob. In den unteren Schichten, ab etwa 300µm 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 heterotrophen Bakterien für die Nitratatmung kann nach EPA (1975) und Rheinheimer et al. (1988) modellhaft für Glucose folgendermaßen beschrieben werden:

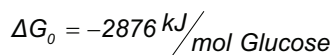


$$\Delta G_0 = -2712 \text{ kJ/mol Glucose}$$

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



**Gleichung 6.21**



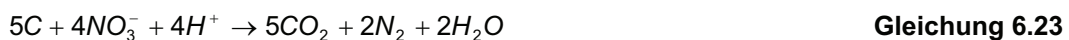
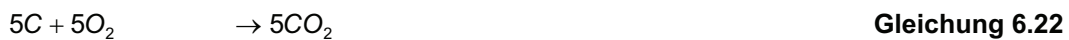
Aus den beiden Reaktionsgleichungen ist ersichtlich, dass die heterotrophen Bakterien grundsätzlich die aerobe Atmung bevorzugen, da der Energiegewinn dabei größer ist.

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

Die einzelnen Schritte der mehrstufigen Reaktion können stark vereinfacht wie folgt beschrieben werden:



Ein Vergleich der Sauerstoffatmung und der Nitratatmung (Gleichung 6.22 und 6.23) anhand folgender, stark vereinfachter Reaktionsgleichungen, zeigt, dass 5 mol Sauerstoff durch 4 mol Nitrat ersetzt werden können, oder dass 2,89 g  $O_2$  äquivalent zu 1 g  $NO_3\text{-N}$  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  $NO_3\text{-N}$  ein mol  $H^+$  verbraucht, wodurch 50% der durch die Nitrifikation verbrauchten Säurekapazität zurück gewonnen werden.

## 6.6 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



### 6.6.1 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).

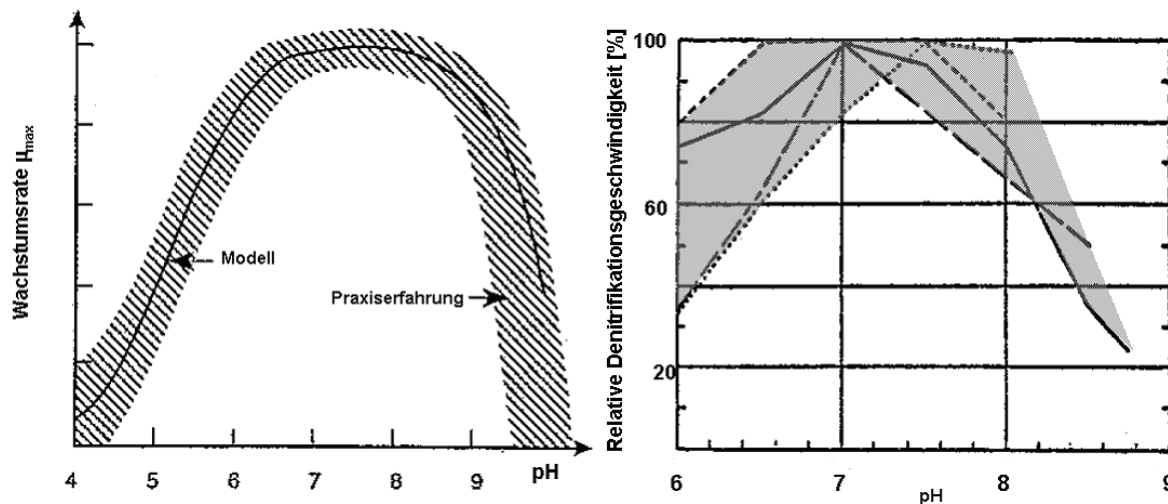


Abbildung 6.9: Einfluss des pH-Wertes auf aerobe Abbauprozesse (nach Henze et al., 2002, linke Abbildung) und Denitrifikation (nach EPA, 1975, rechte Abbildung)

### 6.6.2 Einfluss der Sauerstoffkonzentration

Je nach Sauerstoffkonzentration bewerkstelligen heterotrophe Bakterien ihren Energiegewinn durch eine Sauerstoff- oder Nitrat/Nitrit-Atmung. Grundsätzlich bevorzugen heterotrophe Bakterien die Sauerstoffatmung, da hier der Energiegewinn für die Bakterien größer ist (Kapitel 6.5).

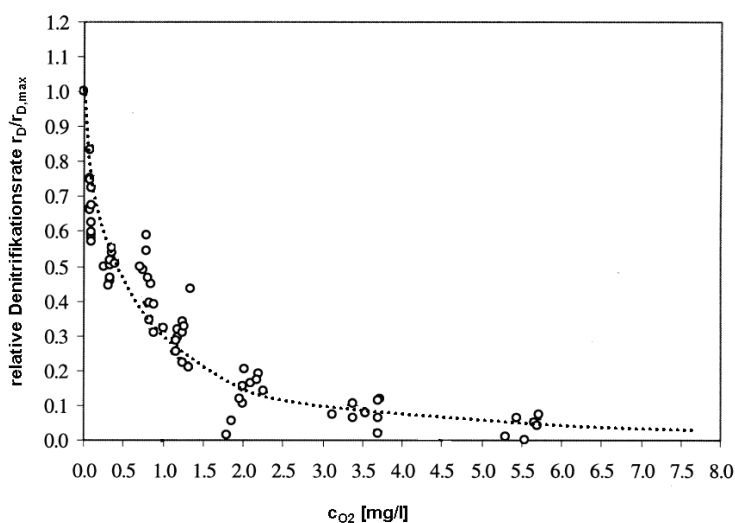
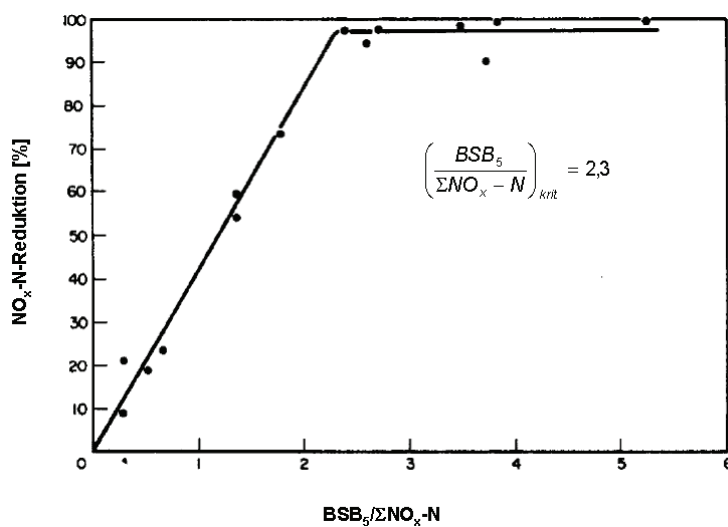


Abbildung 6.10: Relative Denitrifikationsrate in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration (nach Oh und Silverstein, 1999)

Nach Oh und Silverstein (1999) ergibt sich bei einer Sauerstoffkonzentration von 0,5 mg O<sub>2</sub>/l eine relative Denitrifikationsleistung von 50 % gegenüber einer Sauerstoffkonzentration nahe Null. Christiansen und Harremoës (1977) rechnen erst ab einer Konzentration von >0,5 mg O<sub>2</sub>/l mit einer Hemmung.

### 6.6.3 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<sub>x</sub>-N-Konzentration des Abwassers.

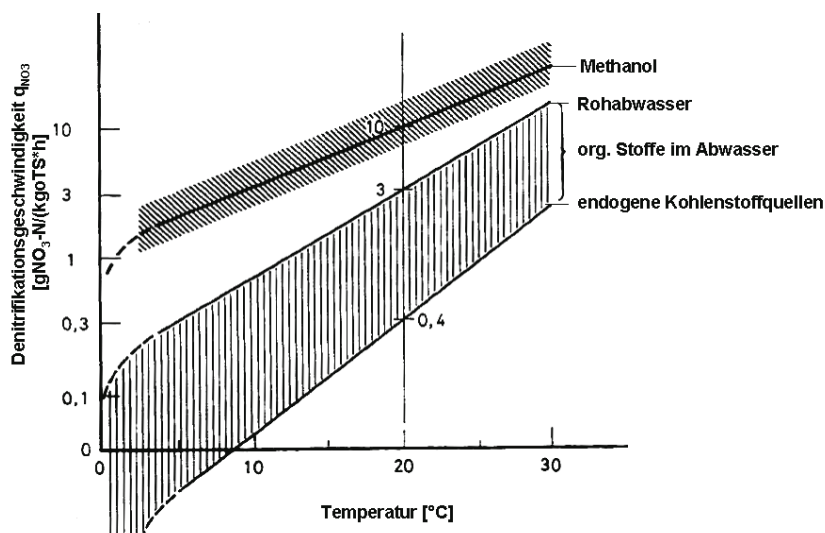


**Abbildung 6.11: Relative NO<sub>x</sub>-N-Reduktion in Abhängigkeit des BSB<sub>5</sub>/NO<sub>x</sub>-N-Verhältnisses für kommunales Abwasser nach Vorklä rung (Narkis et al., 1979)**

Unterhalb eines BSB<sub>5</sub>/Σ(NO<sub>x</sub>-N)-Verhältnisses von 2,3 ist mit einem Rückgang der Denitrifikationsleistung zu rechnen (Narkis et al., 1979). Dies deckt sich mit Angaben von Henze und Bundgaard (1982), die ein BSB<sub>5</sub>/Σ(NO<sub>x</sub>-N)-Verhältnis 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(NO<sub>2</sub>-N)-Verhältnis von 4,7 für Methanol, 3,5 für Essigsäure und 4,5 für Maissirup an.

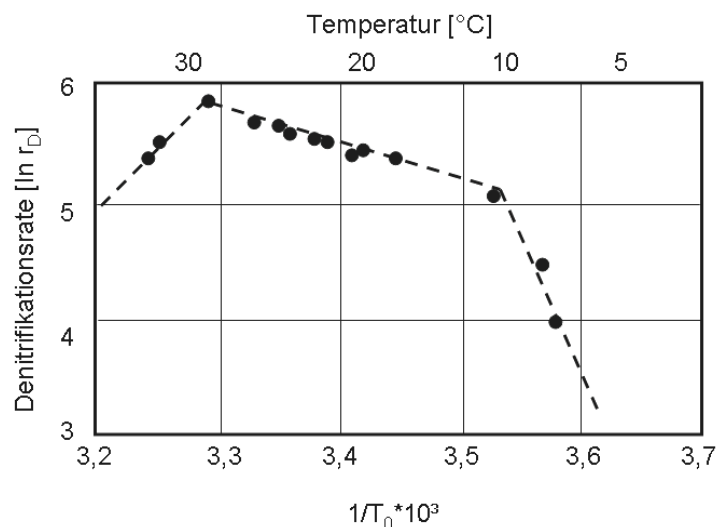
Die Denitrifikationsleistung hängt entscheidend von der Abbaubarkeit der organischen Kohlenstoffquelle ab. Dieser Zusammenhang wurde durch Henze und Bundgaard (1982) quantitativ erfasst.



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

### 6.6.4 Einfluss der Temperatur

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



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

Untersuchungen von Cheung (1982) hinsichtlich der BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung in Scheibentauchkörpern wurden, orientierend an den für Deutschland relevanten Bedingungen, bei Temperaturen im Bereich von etwa 5 bis 20°C durchgeführt. Die  $\theta$ -Werte liegen zwischen 1,002 und 1,012 das heißt, dass der Temperatureinfluss nur wenig ausgeprägt ist, die Zunahme der prozentualen BSB<sub>5</sub> - Elimination bei einer Temperaturerhöhung von 1 °C zwischen etwa 0,2 und 1,2 % liegt.

**Tabelle 6.6: Literaturzusammenstellung der  $\theta$ -Werte für die Denitrifikation**

Denitrifikation	Temperaturbereich [°C]	$\theta$	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

**Tabelle 6.7: Literaturzusammenstellung der  $\theta$ -Werte für den Abbau organischer Inhaltsstoffe**

Abbau organische Belastung	Temperaturbereich [°C]	$\theta$	Quelle
suspendierte Biomasse	4-20	1,135	Streeter et al. 1925
	5-20	1,0077 <sup>a</sup>	Choi et al., 1998
	10-15	1,072	EPA, 1975
	10-20	1,072	Pöpel et al, 1998
	10-30	1	Mayo et al., 1996
	20-25	1,0055 <sup>a</sup>	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 <sup>a</sup>	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 <sup>b</sup>	Banerjee, 1996

a berechnet

b Industrieabwasser

Forgie (1983) untersuchte die Temperaturabhängigkeiten im Bereich von 5 bis 15 °C. Auch Forgie (1983) verweist darauf, dass die Temperaturkoeffizienten nicht temperaturunabhängig sind. Für den Bereich von 10 bis 15 °C gibt Forgie (1983)  $\theta$ -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  $\theta$  von 1,006 bis 1,025 angegeben. Noch wesentlich ausgeprägter ist der Temperatureinfluss im Bereich < 5 °C mit  $\theta$ -Werten von 1,05 bis 1,18.

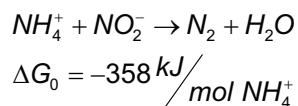
## 6.7 Aerobe Denitrifikation

Nach Gallert und Winter (1999) ist *Thiosphaera pantotropha*, den Robertson und Kuenen (1984) erstmals aus der Kläranlage Gist Brocades, Niederlande isolierten, ein Bakterium, das zu einer aeroben Denitrifikation befähigt ist.

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

## 6.8 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 zu Nitrit nötig (Hippen, 2001).

Als wichtigste Prozessparameter werden aufgrund des geringen Wachstums der Anammox-Bakterien von 0,072 d<sup>-1</sup> (Jetten et al., 2001) ein guter Biomasserückhalt und hohe Temperaturen gefordert. Zusätzlich ist auf das strenge Einhalten anoxischer Verhältnisse zu achten.

Der Energiebedarf 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 mol NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ein mol CO<sub>2</sub> in die Biomasse eingebaut (Van de Graaf et al., 1996).

Der optimale Temperaturbereich wird durch mehrere Autoren mit 30 - 40 °C angegeben (Strous, et al. (1999); Egli et al. (2001); Toh et al. (2002)). Dosta et al. (2007) geben ein Temperaturoptimum zwischen 35 - 40 °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.

## 6.9 Bemessungsansätze für Scheibentauchkörperanlagen

Die Bemessung von Scheibentauchkörperanlagen erfolgt im Allgemeinen nach dem Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 281(2001), für Anschlusswerte zwischen 50 und 500 Einwohnerwerten gilt zusätzlich das Arbeitsblatt ATV-A 122 (1991).

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 der 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 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:

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

oder

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

mit

$A_{STK,C}$  = benötigte Scheibenfläche für den  $BSB_5$ -Abbau

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

Für kommunale Abwässer werden für Anlagen, die ausschließlich für den  $BSB_5$ -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.

### 6.9.1 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 abzubauenender Fracht und der Abbauleistung pro Scheibenfläche. Gujer et al. (1983) verwenden hierbei empfohlene Flächenbelastungen nach Murphy et al. (1980) für den Abbau von BSB<sub>5</sub>, für die Nitrifikation verwenden sie Werte 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

$F_{\text{BSB}_5}$  und  $F_{\text{NH}_4}$  = BSB<sub>5</sub> bzw. NH<sub>4</sub>-Frachten, die abgebaut werden sollen [g/d]

$r_{\text{BSB}_5}$  = BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung für < 30 mg BSB<sub>5</sub>/ l im Ablauf in Abhängigkeit der Temperatur nach Murphy et al. (1980) [g/(m<sup>2</sup>\*d)]

$r_{\text{NH}_4}$  = NH<sub>4</sub>-Abbauleistung in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und der Temperatur [g/(m<sup>2</sup>\*d)]

### 6.9.2 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<sub>5</sub>-Abbauleistung mit der mittleren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung, da die spezifische BSB<sub>5</sub>-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<sub>5</sub>-Scheibenbelastung (zul.  $B_A$ ) und nicht die von Gujer et al. (1983) verwendete Abbauleistung für BSB<sub>5</sub>-Abblaufkonzentration < 30 mg/l.

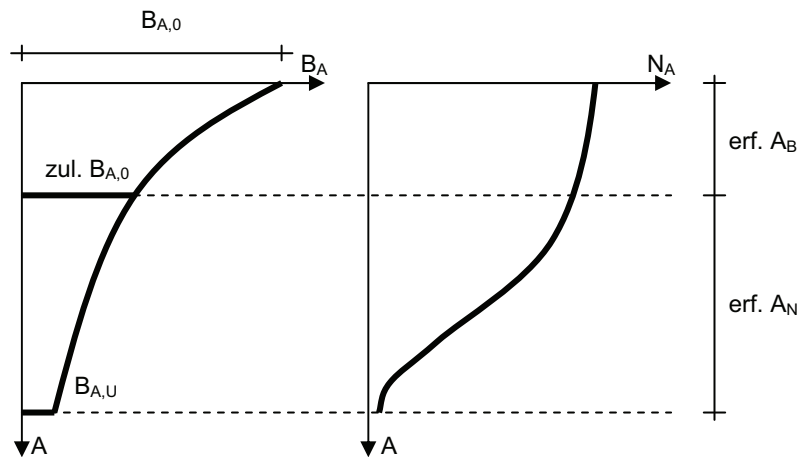
Wolf (1987) modifizierte deshalb das Bemessungsverfahren nach Gujer et al. (1983) in der Weise, dass er nicht mit einer konstanten spezifischen BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung rechnete, sondern mit einem konzentrationsveränderlichen BSB<sub>5</sub>-Abbau gemäß folgender Gleichung:

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

mit

$B_{A,STK,0}$  = BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung am Reaktorzulauf

Demnach nimmt die BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung (B<sub>A</sub>) mit zunehmender Scheibenfläche A ab.



**Abbildung 6.14: BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-Umsatz in Tropfkörpern resp. in Scheibentauchkörpern (nach Wolf; 1987)**

Die nun für die Nitrifikation zulässige Scheibenbelastung zul. B<sub>A</sub> berechnet sich wie folgt:

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

mit

TS<sub>A</sub> = spezifische Biomasse auf der Aufwuchsfläche [g/m<sup>2</sup>]

y<sub>B</sub> = heterotropher Biomasseertrag bezogen auf das abgebaute organische Nährstoffsubstrat [g/g]

Das erforderliche Schlammalter kann, wie in Kapitel 6.4.8 beschrieben, bestimmt werden.

Die erforderliche Scheibenfläche A<sub>B</sub> zum Erreichen der zulässigen BSB<sub>5</sub>-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<sub>B</sub> = 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<sub>N</sub> = Nitrifikationsgeschwindigkeit [g N/(m<sup>2</sup>\*d)]



Wolf gibt für die Abbaukonstante  $k_B$ , die Nitrifikationsgeschwindigkeit  $v_N$ , und die zulässige BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung  $zul.B_A$  Werte in Abhängigkeit von der Temperatur an, jedoch nur für einen Temperaturbereich von 5 - 20°C.

**Tabelle 6.8:  $k_B$ -Werte und  $zul.B_A$  nach Wolf (1987)**

T [°C]	5	10	15	20
$k_B$ [m/d]	0,1	0,2	0,3	0,4
$zul.B_A$	2,5-4	4-7	7-12	10-16

**Tabelle 6.9:  $v_N$ -Werte nach Wolf (1987) (bei Ablaufkonzentrationen unter 2 mg NH<sub>4</sub>-N/l)**

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

Die benötigte Gesamtfläche eines Scheibentauchkörpers berechnet sich demnach zu:

$$A_{ges} = erf. A_B + erf. A_N$$

**Gleichung 6.32**



---

## 7 Material und Methoden

### 7.1 Versuchsanlagen in Karlsruhe, Klimakammeruntersuchungen

#### 7.1.1 Labormaßstäbliche Versuchsanlagen - Dauerstrombetrieb und Batch-Untersuchungen (Batch 1)

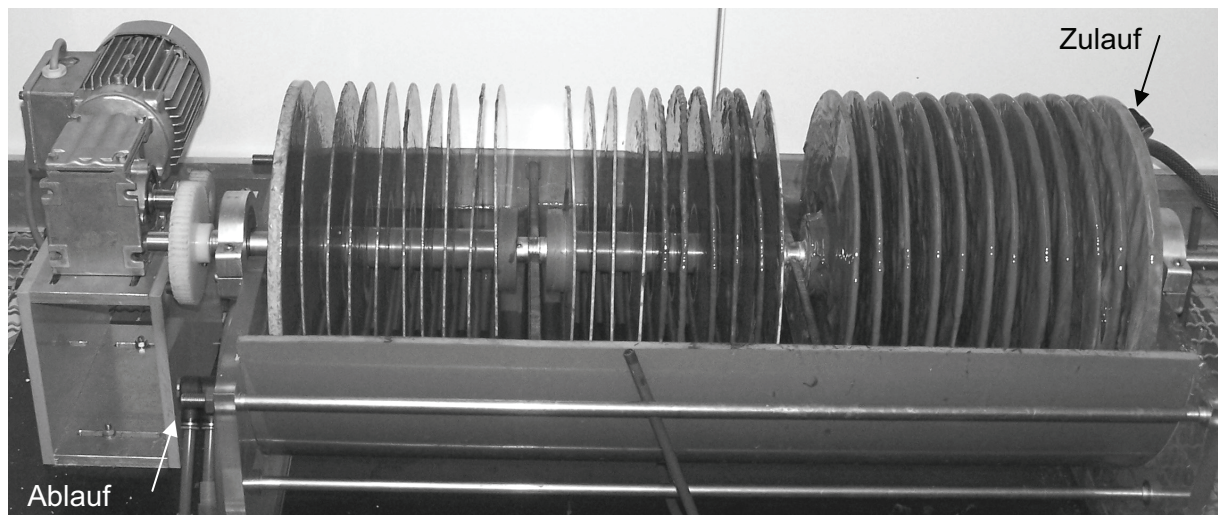
##### Dauerstrombetrieb

Betrieben wurden zwei Versuchsscheibentauchkörper mit unterschiedlichen Scheibendurchmessern. Dadurch konnten mögliche Maßstabseinflüsse auf die Reinigungsleistung bestimmt werden, insbesondere der Einfluss des Scheibendurchmessers bzw. der Umfangsgeschwindigkeit auf die Umsatzraten.

Für die Herstellung der Scheiben wurden HDPE-Platten mit einer Plattendicke 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.

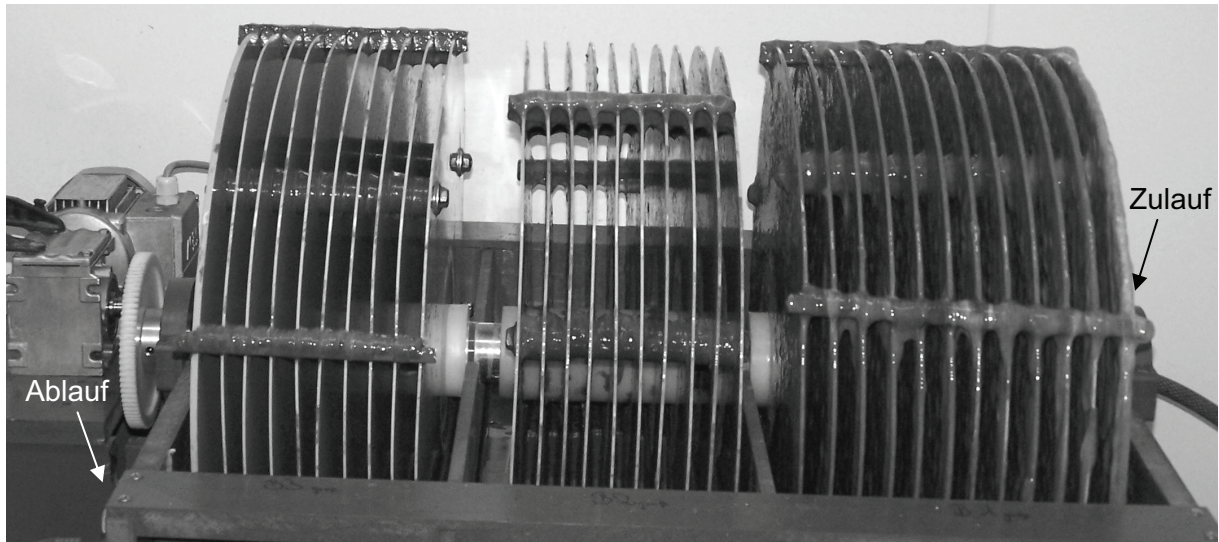
Der Scheibenabstand in der 1. Kaskade betrug aufgrund des zu erwartenden stärkeren Biofilmbewuchses - bedingt durch die höhere BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung - 18 mm, in den beiden folgenden Kaskaden betrug der Scheibenabstand jeweils nur 15 mm.



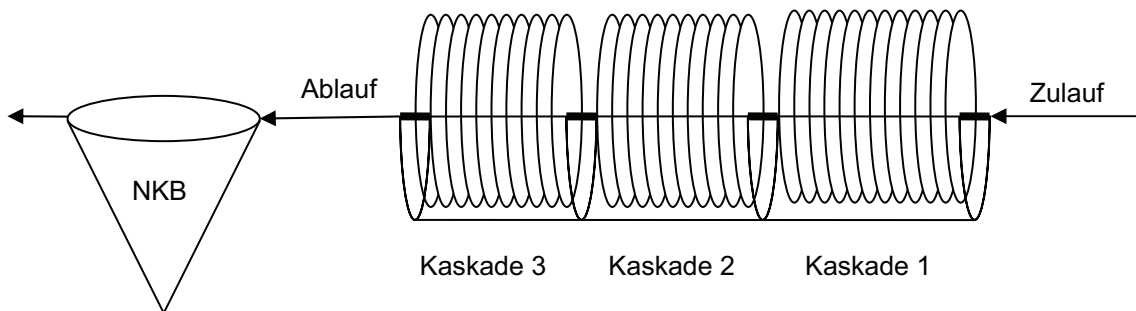
**Abbildung 7.1: Labormaßstäbliche Versuchsanlagen: Scheibendurchmesser 25 cm**

In den Tabellen 7.1 bis 7.3 sind die Kenndaten der Versuchsanlagen aufgelistet. Bei der Dimensionierung der Versuchsanlage wurden die Dimensionierungsvorgaben des ATV-Arbeitsblatts A 281 (2001) 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: Labormaßstäbliche Versuchsanlagen: Scheibendurchmesser 50 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 der Melasse als Basis des synthetischen Abwassers wird in Kapitel 7.1.5 eingehend behandelt.

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

Die Abwassertemperaturen wurden nicht direkt eingestellt, sondern ergaben sich aufgrund 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 (Ø 25 cm und 50 cm)**

<b>Scheibendurchmesser</b>	<b>[m]</b>	<b>0,25</b>	<b>0,50</b>
Rotationsgeschwindigkeit	[U/min]	4,0	4,0
Umfangsgeschwindigkeit	[m/min]	$\pi$	$2\pi$
BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5,0 - 20,1	5,3 - 31,1
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[g NH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1,0 - 4,5	1,1 - 5,0
HRT:	[h]	2,5 - 5	2,5 - 5
Q:	[l/d]	68 - 136	274 - 548
Q <sub>R</sub> :	[%]	0	0
Temperatur <sub>Luft</sub>	[°C]	20 - 40	25 - 40
Temperatur <sub>Abwasser</sub> :	[°C]	19,5 - 33,6	23,3 - 35,2

**Tabelle 7.2: Spezifikation der Versuchsanlage (Ø 25 cm)**

<b>3-kaskadiger Versuchsscheibentauchkörper Ø 25 cm</b>			
<b>Kaskadenvolumina:</b>		<b>Scheibendurchmesser: 25 cm</b>	
Kaskade 1:	6,10 l	<b>Scheibenabstand:</b>	
Kaskade 2:	4,50 l	Kaskade 1	18 mm
Kaskade 3:	4,50 l	Kaskade 2 und 3	15 mm
Gesamtvolumen:	15,1 l		
<b>Aufwuchsfläche:</b>		<b>Betriebskennzahlen:</b>	
Kaskade 1:	1,18 m <sup>2</sup>	Wasserspiegel <sub>Tank</sub> :	10,8 cm
Kaskade 2:	0,98 m <sup>2</sup>	Eintauchtiefe:	33 %
Kaskade 3:	0,98 m <sup>2</sup>	<b>Gesamtvolumen zu Gesamtfläche</b>	
Gesamtfläche:	3,14 m <sup>2</sup>	V <sub>ges</sub> /A <sub>ges</sub> :	4,82 l/m <sup>2</sup>

**Tabelle 7.3: Spezifikation der Versuchsanlage (Ø 50 cm)**

<b>3-kaskadiger Versuchsscheibentauchkörper Ø 50 cm</b>			
<b>Kaskadenvolumina:</b>		<b>Scheibendurchmesser: 50 cm</b>	
Kaskade 1:	22,10 l	<b>Scheibenabstand:</b>	
Kaskade 2:	16,3 l	Kaskade 1	18 mm
Kaskade 3:	16,3 l	Kaskade 2 und 3	15 mm
Gesamtvolumen:	54,7 l		
<b>Aufwuchsfläche:</b>		<b>Betriebskennzahlen:</b>	
Kaskade 1:	4,40 m <sup>2</sup>	Wasserspiegel <sub>Tank</sub> :	20,8 cm
Kaskade 2:	3,70 m <sup>2</sup>	Eintauchtiefe:	33 %
Kaskade 3:	3,70 m <sup>2</sup>	<b>Gesamtvolumen zu Gesamtfläche</b>	
Gesamtfläche:	11,8 m <sup>2</sup>	V <sub>ges</sub> /A <sub>ges</sub> :	4,63 l/m <sup>2</sup>

## 7.1.2 Versuchsphasen der Labor-Untersuchungen

In Tabelle 7.4 und Tabelle 7.5 sind die an den kontinuierlich betriebenen Versuchsanlagen eingestellten Abwassertemperaturen, BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastungen, die hydraulische Aufenthaltszeit und die daraus abgeleiteten Bezeichnungen der Untersuchungsphasen wiedergegeben.

Das BSB<sub>5</sub>/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 BSB<sub>5</sub>/(E\*d); 10 g TKN/(E\*d)) eingestellt.

Da die TKN-Scheibenbelastung im vorliegenden Fall nahezu ausschließlich aus dem NH<sub>4</sub>-N-Anteil besteht, ist die Bezeichnung NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung der TKN-Scheibenbelastung gleichzusetzen.

**Tabelle 7.4: Scheibendurchmesser 25 cm; Scheibenfläche 3,14 m<sup>2</sup>**

Phase	Temperatur [°C]	BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)]	NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)]	HRT [h]
K1	19,5	5,3	1,0	5,0
K2	24,8	5,0	1,0	5,0
K3	27,7	5,3	1,1	5,0
K4	19,8	8,0	1,0	5,0
K5	23,9	8,1	1,2	5,0
K6	28,5	8,0	2,0	5,0
K7	31,5	8,2	2,1	5,0
K8	33,4	8,1	2,3	5,0
K9	31,6	14,5	4,4	2,5
K10	33,3	14,5	4,4	2,5
K11	33,6	20,1	4,5	2,5

**Tabelle 7.5: Scheibendurchmesser 50 cm; Scheibenfläche 11,8 m<sup>2</sup>**

Phase	Temperatur [°C]	BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)]	NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)]	HRT [h]
G1	23,2	5,3	1,2	5,0
G2	28,7	5,4	1,2	5,0
G3	28,5	10,1	1,9	5,0
G4	32,4	9,1	2,0	5,0
G5	35,0	9,1	2,4	5,0
G6	31,7	18,3	5,0	2,5
G7	35,2	17,2	4,1	2,5
G8	33,9	31,1	4,8	2,5

### 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). Untersucht wurden Rotationsgeschwindigkeiten von 1, 2 und 4 U/min.

**Tabelle 7.6: Versuchsbedingungen der Batch 1-Versuche**

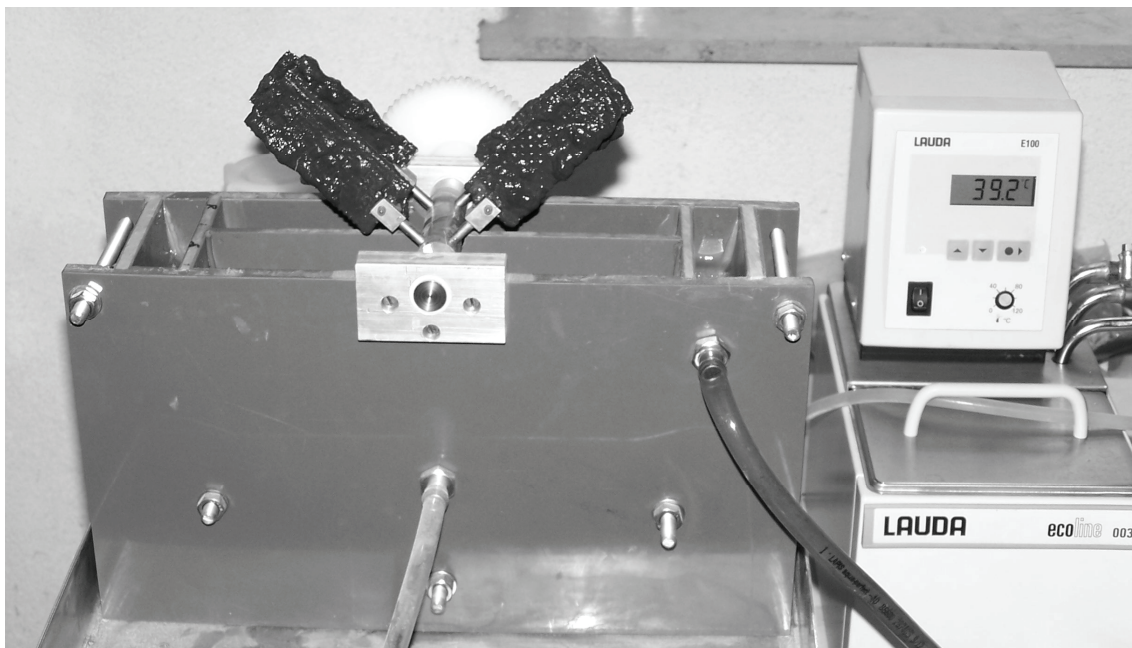
Abwassertemperatur	[°C]	24,8 - 31,5
BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[gBSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5 - 8,2
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[gNH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1 – 2,1
Rotationsgeschwindigkeit	[U/min]	1 - 4
Scheibendurchmesser	[cm]	25

Hierfür wurden die Kaskaden der Versuchsanlage 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.

Verwendet wurde ebenfalls synthetisches Abwasser, um gegenüber dem Dauerstrombetrieb vergleichbare Daten zu erhalten.

### 7.1.4 Batch-Versuche parallel zum Dauerstrombetrieb (Batch 2)

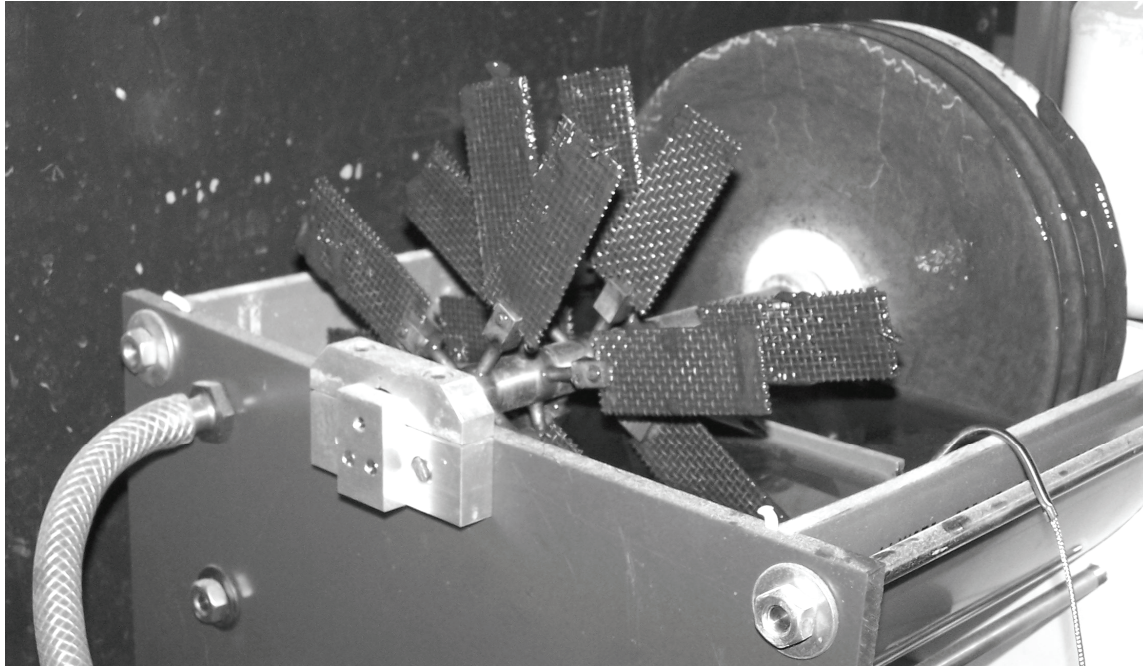
Die Batch-Versuche zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten / Umsatzgeschwindigkeiten wurde in einem gesonderten Versuchsreaktor durchgeführt (Abbildung 7.4).



**Abbildung 7.4: Versuchsaufbau zur Bestimmung der maximalen Umsatzraten/-geschwindigkeiten**

Dieser Versuchsaufbau bestand aus zwei doppelwandigen, beheizbaren Reaktionskammern mit je vier Halterungen für Biofilmträger. Dadurch konnten die Umsatzraten als Ergebnis eines Doppelversuchs bestimmt werden.

Bestimmt wurden die maximalen Umsatzraten bei Abwassertemperaturen zwischen 14,5 und 45 °C und einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min.



**Abbildung 7.5: Kultivierung des Biofilms**

Angezüchtet und kultiviert wurden die Biofilme im Dauerstrombetrieb. Hierfür wurde eine weitere Anlage unter definierten klimatischen Bedingungen betrieben (Abbildung 7.5). Die Abwassertemperatur während der Kultivierung des Biofilms entsprach dabei der Abwassertemperatur der anschließenden Batch-Untersuchung.

Für die Bestimmung der Umsatzraten wurden die Biofilmträger demontiert und in die Versuchsanlage (Abbildung 7.4) eingesetzt. Entgegen der Versuche im Dauerstrombetrieb 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 Aufwuchsfläche größer war und dadurch besser gegen die mechanische Belastung durch die Demontage bzw. Montage der Objektträger geschützt war.

### **7.1.5 Substrat**

Sämtliche Versuchsanlagen wurden mit einem synthetischen Nährmedium beschickt, welches mindestens 3mal wöchentlich frisch angesetzt wurde.

Der Vorteil eines synthetischen Nährmediums ist die definierte Zusammensetzung der Inhaltsstoffe und somit eine bessere Reproduzierbarkeit der Untersuchungen und Ergebnisse.



Schwankungen der Zulaufkonzentrationen können minimiert werden und tagesabhängige Schwankungen der Substratzusammensetzung ausgeschlossen werden. Dadurch 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 van der Poel et al., 2000)**

Inhaltsstoff	[%]
Zucker / Saccharose	47-48
Nichtzuckerstoffe	
• lösliche organisch	
- stickstoffhaltige Verbindungen	8-12
- sonstige org. Verbindungen	<11
• Asche (K <sub>2</sub> O, CaO, Na <sub>2</sub> O, MgO ...)	8-15
Wasser	<26

Die Ergebnisse einer Analyse hinsichtlich der für die Untersuchung wichtigen Inhaltsstoffe der verwendeten Melasse sind in Tabelle 7.8 wiedergegeben.

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

Parameter	Einheit	
CSB	862	mg/g
BSB <sub>5</sub>	732	mg/g
TKN	16	mg/g
NO <sub>3</sub> -N	n.n	mg/g
PO <sub>4</sub> -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<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> und NH<sub>4</sub>Cl zugegeben.

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

### **7.1.6 Analytik**

Zur Quantifizierung der Inhaltsstoffe des Zulaufes und 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 589<sup>1</sup>, black ribbon).

Die Bestimmung der chemischen Parameter (CSB, NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N) erfolgte mit Küvettentests der Firma Hach-Lange, der BSB<sub>5</sub> wurde respirometrisch bestimmt mit einem BODtrak-Analysator der Firma Hach-Lange.

Die Sauerstoffkonzentration, der pH-Wert und die Temperatur wurden mittels eines 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 angegebenen Trockensubstanzgehalte ergeben sich aus 3-fach Bestimmungen.

Für die Bestimmung der organischen Trockensubstanz wurden die getrockneten Proben der Trockensubstanzbestimmung bei 580°C bis zur Gewichtskonstanz geglüht. Die angegebenen Werte für die organische Trockensubstanz ergeben sich ebenfalls aus einer 3-fach Bestimmung.

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

## **7.2 Demonstrationsanlage in Delhi, Indien**

Die Demonstrationsanlage wurde von der Firma Dr. Scholz und Partner GmbH, Kirchberg/Jagst gebaut und in Delhi, Indien auf der Abwasserbehandlungsanlage 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 m<sup>2</sup> für 150 EW, bzw. eine BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 6,7 g/(m<sup>2</sup>\*d) und eine TKN-Scheibenbelastung von 1,22 g/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 2,5 h ausgelegt.

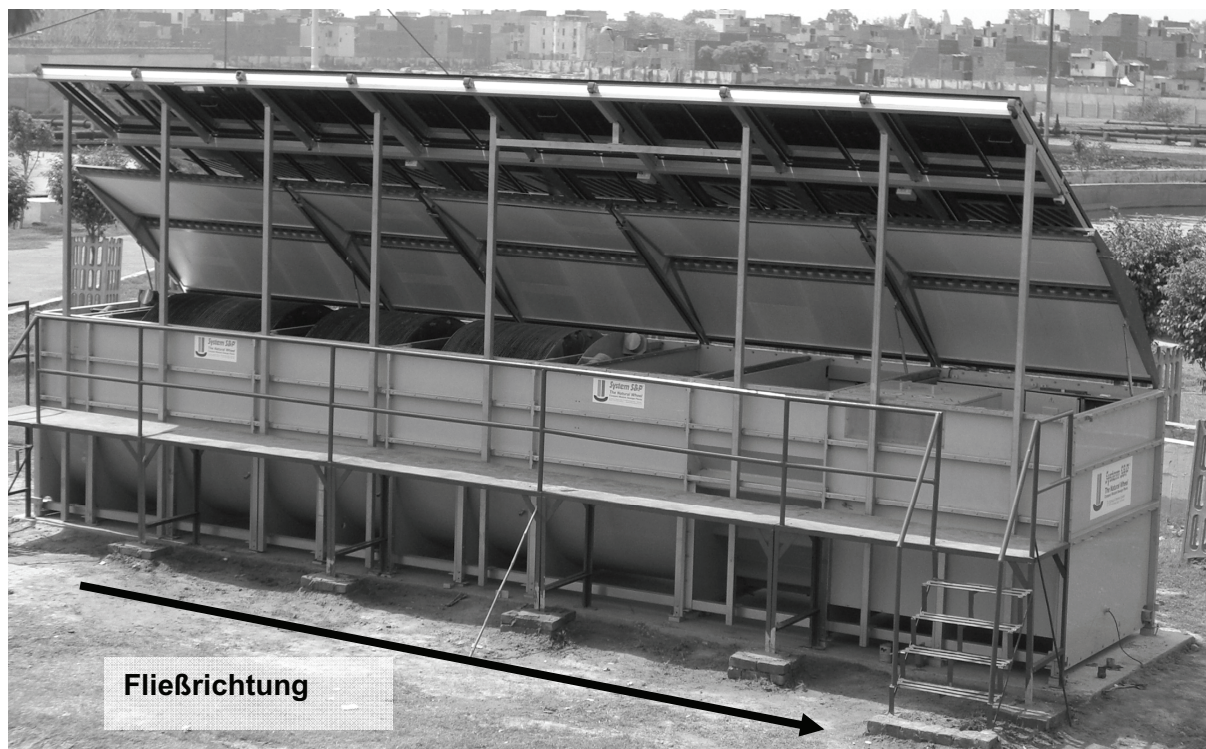
Die Beschickung der Demonstrationsanlage erfolgte über einen Bypass – je nach Versuchsphase - mit kommunalem Rohabwasser bzw. kommunalem Abwasser nach der Vorklärung der Abwasserbehandlungsanlage Yamunah Vihar, Delhi.

### 7.2.1 Randbedingungen des Demonstrationsbetriebes

In Tabelle 7.10 und Abbildung 7.7 sind die Anlagendaten und Randbedingungen während der Untersuchungen aufgelistet.

Die Rotationsgeschwindigkeit der Scheibenpakete betrug 4 U/min, dies entspricht einer Umfangsgeschwindigkeit von 25,13 m/min.

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



**Abbildung 7.6: Demonstrationsanlage auf der STP Yamunah Vihar in Delhi, Indien**

Untersucht wurden die Parameter  $BSB_5$ ,  $CSB_{\text{filtriert}}$  und  $CSB_{\text{homogenisiert}}$ , org.N,  $NH_4\text{-N}$ ,  $NO_3\text{-N}$ , TS, oTS, AFS, pH, Alkalinität sowie Temperatur und Sauerstoffkonzentration. Die Abwasserproben wurden homogenisiert und nach den Standards der APHA (2005) analysiert. Zur Bestimmung der  $CSB_{\text{filtriert}}$ -Konzentration wurden die Proben vor der Analyse filtriert.

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

Dadurch konnten  $BSB_5$ -Scheibenbelastungen von über  $20 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  erreicht werden, ohne die zulässige hydraulische Belastung der Einzelkomponenten der Anlage (Lamellenseparator) zu überschreiten.

Die maximal mögliche hydraulische Beschickung des Gesamtsystems inklusive des Lamellenseparators von  $4,8 \text{ m}^3/\text{h}$ , in Verbindung mit geringen  $BSB_5$ -Zulaufkonzentration bei Ver-

wendung von vorgeklärtem Abwasser der Abwasserreinigungsanlage Yamunah Vihar, hätte nur maximale BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen von ca. 18 g/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 1,25 h zugelassen.

**Tabelle 7.9: Versuchsbedingungen Demonstrationsanlage (Ø 200 cm)**

<b>Scheibendurchmesser</b>	<b>[m]</b>	<b>2</b>
Rotationsgeschwindigkeit	[U/min]	4,0
Umfangsgeschwindigkeit	[m/min]	8π
BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	8,2 - 26,7
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[g NH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1,2 - 2,8
HRT:	[h]	1,25 - 2,5
Q:	[m <sup>3</sup> /d]	57,6 - 115,2
Q <sub>R</sub> :	[%]	0
Temperatur <sub>Luft</sub>	[°C]	25 - 40
Temperatur <sub>Abwasser</sub> :	[°C]	19,4 - 30

**Tabelle 7.10: Spezifikation der Demonstrationsanlage**

<b>3-kaskadige Demonstrationsanlage in Delhi, Indien</b>			
<b>Ø 200 cm</b>			
<b>Kaskadenvolumina:</b>		<b>Scheibendurchmesser: 200 cm</b>	
Kaskade 1:	2,5 m <sup>3</sup>	<b>Scheibenabstand:</b>	
Kaskade 2:	1,875 m <sup>3</sup>	Kaskade 1	18 mm
Kaskade 3:	1,875 m <sup>3</sup>	Kaskade 2 und 3	15 mm
Gesamtvolumen:	6,25 m <sup>3</sup>		
<b>Aufwuchsfläche:</b>		<b>Betriebskennzahlen:</b>	
Kaskade 1:	500 m <sup>2</sup>	WSP <sub>Tank</sub> :	79 cm
Kaskade 2:	425 m <sup>2</sup>	Eintauchtiefe:	33 %
Kaskade 3:	425 m <sup>2</sup>	<b>Gesamtvolumen zu Gesamtfläche</b>	
Gesamtfläche:	1350 m <sup>2</sup>	V <sub>ges</sub> /A <sub>ges</sub> :	4,63 l/m <sup>2</sup>

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 (Rohabwasser oder Ablauf Vorklärung) und den klimatischen Randbedingungen (Abwassertemperatur) während des Demonstrationsbetriebes. Die Untersuchungen wurden bei Abwassertemperaturen zwischen 19,4 und 30 °C durchgeführt.

**Tabelle 7.11: Untersuchungsphasen des Demonstrationsbetriebs**

	HRT	BSB <sub>5</sub>	CSB <sub>filtriert</sub>	CSB <sub>hom</sub>	NH <sub>4</sub> -N	N <sub>ges</sub>	Mittlere Abwassertemperatur	Abwasser
	[h]	[g/(m <sup>2</sup> *d)]					[°C]	[-]
Phase 1	1,25	26,7	x	58,5	2,6	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	

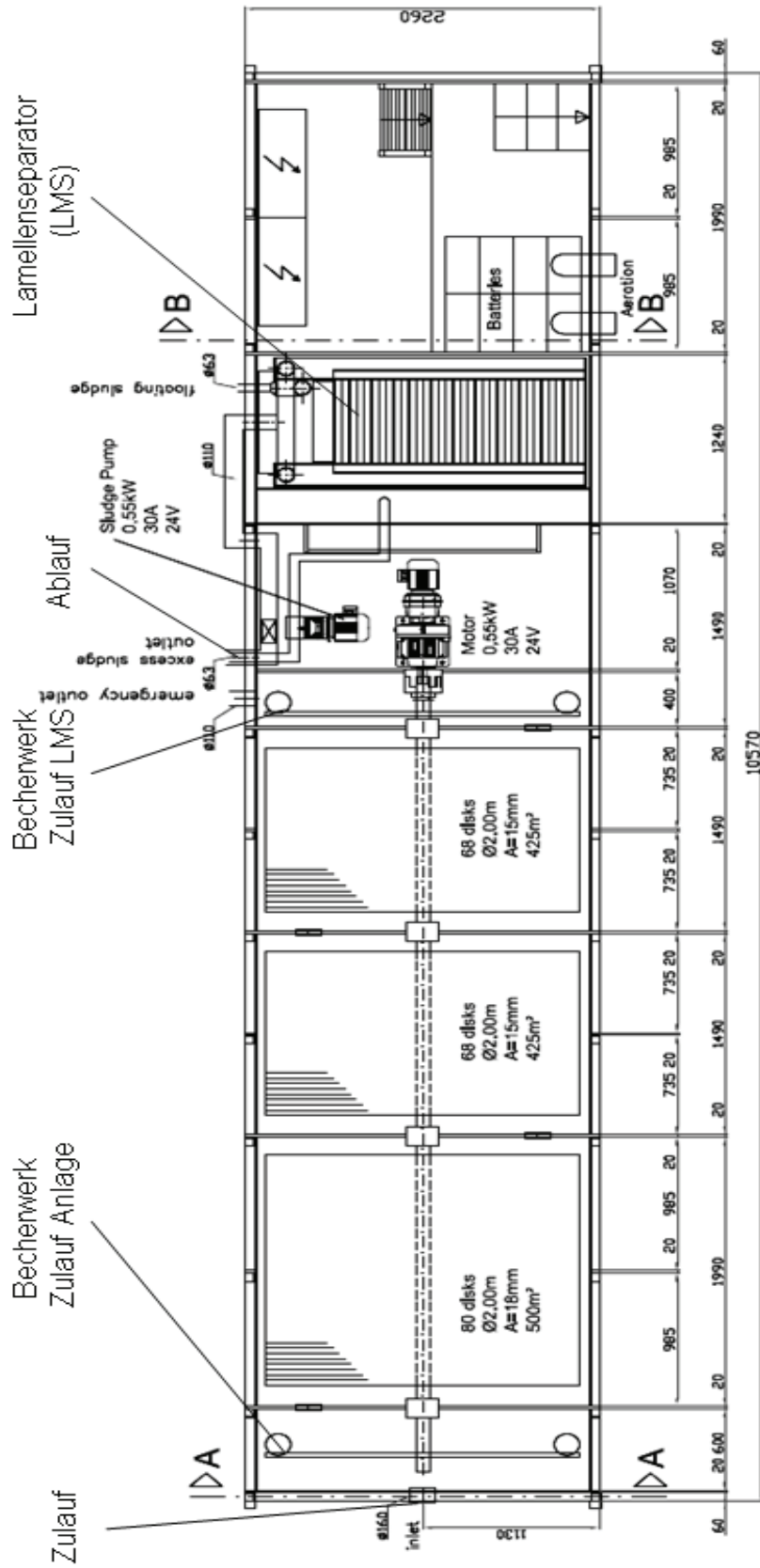


Abbildung 7.7: Schematische Darstellung der Demonstrationsanlage

### 7.3 Struktur der Untersuchungen

Die Untersuchungen waren im Wesentlichen in 2 Untersuchungsphasen unterteilt. In einer ersten Phase wurden **Klimakammeruntersuchungen** im Labormaßstab und in einer zweiten Phase Untersuchungen an einem Scheibentauchkörper im technischen Maßstab unter realen Bedingungen in Indien durchgeführt (**Demonstrationsbetrieb**).

#### Klimakammeruntersuchungen

Die Klimakammeruntersuchungen waren in 2 Abschnitte unterteilt.

##### Batch-Untersuchungen

Es wurden Batch-Untersuchungen in den einzelnen Kaskaden des im Dauerstrom betriebenen Versuchsscheibentauchkörpers mit synthetischem Abwasser durchgeführt, um die Abhängigkeit der BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten von der Rotationsgeschwindigkeit bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen zu bestimmen (**Batch 1**). Während dieser Batch 1-Untersuchungen wurden zudem die Biofilmdicke, die Biofilmdichte und der Trockensubstanzgehalt der Biofilme auf den Scheiben der einzelnen Kaskaden bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen und Scheibenbelastungen bestimmt.

Ferner wurden Batch-Untersuchungen in einem speziellen Versuchsaufbau durchgeführt, um maximale BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten bei konstanter Rotationsgeschwindigkeit (4 U/min), jedoch für unterschiedliche Abwassertemperaturen (14,5 - 45 °C) zu bestimmen (**Batch 2**). Diese Batch 2-Untersuchungen wurden mit synthetischem und mit realem Abwasser durchgeführt.

##### Dauerstrombetrieb

Es wurden zwei labormaßstäbliche Versuchsscheibentauchkörper mit synthetischem Abwasser betrieben, um die BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen, sowie unterschiedliche BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastungen zu untersuchen. Die Scheibendurchmesser der Versuchsscheibentauchkörper waren, um mögliche Maßstabsunterschiede zu verifizieren, unterschiedlich (25 cm und 50 cm). Untersucht wurden Abwassertemperaturen zwischen ca. 20 - 35 °C.

##### Demonstrationsbetrieb

Der Demonstrationsbetrieb in Delhi, Indien diente der Übertragung der Ergebnisse der Klimakammeruntersuchungen auf reale Bedingungen. Während des Demonstrationsbetriebs wurden die BSB<sub>5</sub>-, CSB<sub>homogenisiert</sub>-, CSB<sub>filtriert</sub>-, NH<sub>4</sub>-N- und TKN-Umsatzraten unter realen Betriebsbedingungen bei Abwassertemperaturen zwischen ca. 19 – 30 °C und unterschiedlichen Scheibenbelastungen und hydraulischen Aufenthaltszeiten untersucht.

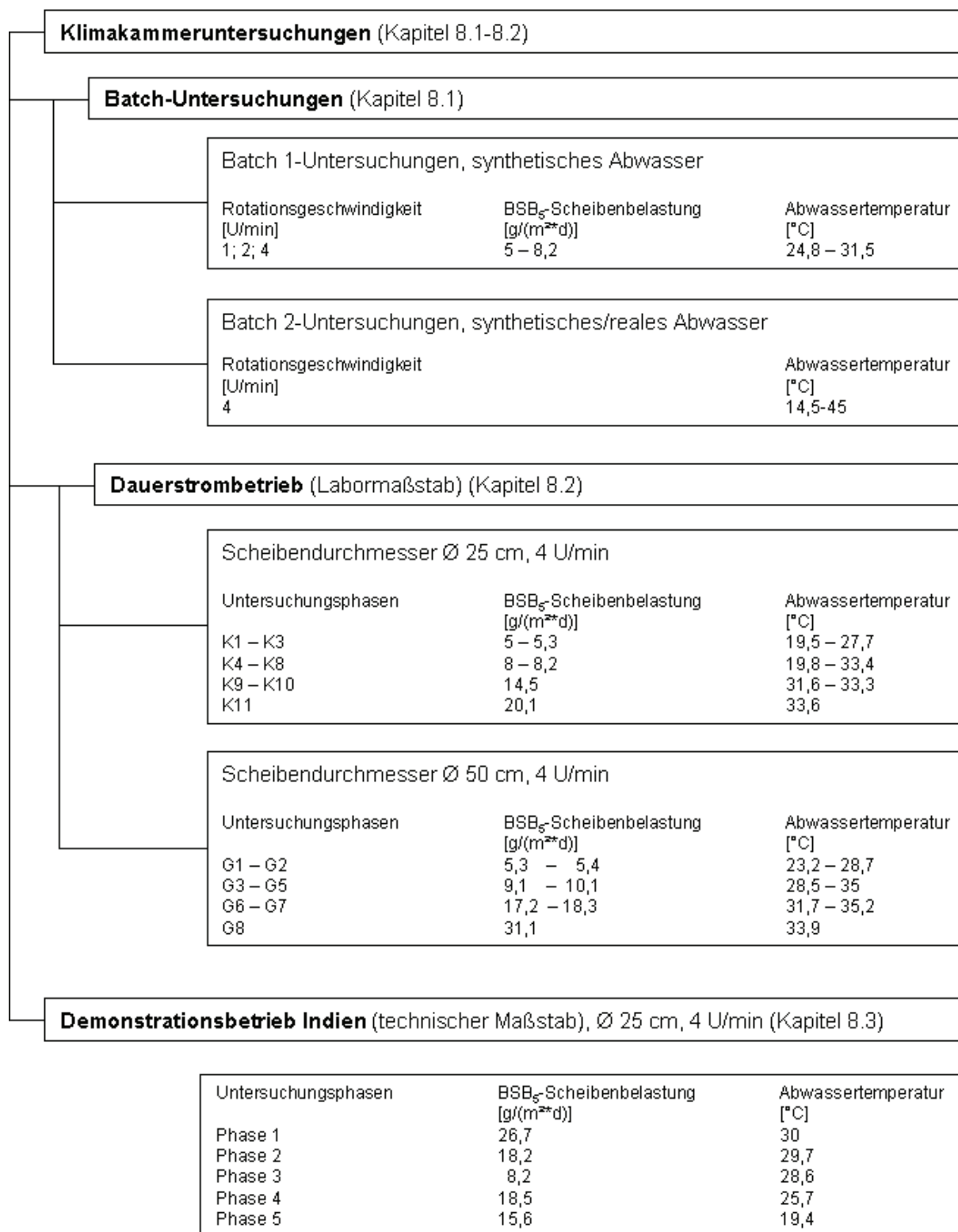


Abbildung 7.8: Struktur der Untersuchungen



---

## 8 Ergebnisse

Zur Quantifizierung des Temperatureinflusses auf die Reinigungsleistung von Scheibentauchkörpern wurden unterschiedliche Untersuchungen durchgeführt (siehe Kapitel 7.3).

Die BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung und die Nitrifikationsleistung wurden in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur an labormaßstäblichen Scheibentauchkörpern unter definierten Temperaturbedingungen im Dauerstrombetrieb bestimmt.

Parallel dazu wurden anhand von Batch-Untersuchungen die Abhängigkeit der Umsatzraten von der Rotationsgeschwindigkeit und die maximalen Umsatzraten in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur bestimmt.

Des Weiteren wurde die Übertragbarkeit der im Labormaßstab gewonnenen Ergebnisse auf reale Bedingungen anhand einer Demonstrationsanlage in Delhi, Indien überprüft.

### 8.1 Batch-Untersuchungen

#### 8.1.1 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 dar. Die Sauerstoffkonzentration ist direkt abhängig von der Rotationsgeschwindigkeit. Die Batch 1-Untersuchungen wurden parallel zum Dauerstrombetrieb durchgeführt.

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

Bei einer Versuchsdauer von 1 h wurde die Abhängigkeit der Umsatzleistung von der Rotationsgeschwindigkeit bestimmt. Hierfür wurden die Kaskaden der labormaßstäblichen Scheibentauchkörper gegeneinander abgeschottet und mit synthetischem Abwasser befüllt.

Die BSB<sub>5</sub>- bzw. NH<sub>4</sub>-N-Konzentration des Abwassers war, in Anlehnung an die jeweiligen Scheibenbelastungen des Dauerstrombetriebes, in allen Kaskaden gleich und entsprach der Zulaufkonzentration der Versuchsanlagen.

##### 8.1.1.1 Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf den BSB<sub>5</sub>-Abbau

Die systemspezifischen maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten wurden in der von heterotrophen Bakterien dominierten Kaskade 1 bestimmt.

Mit der Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit nimmt die BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate in Kaskade 1 ab. Im Mittel reduzierten sich die BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten bei einer Halbierung der Rotationsge-

schwindigkeit 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 wurde eine um 30,9 % (Min: 16,6 %; Max: 40,7 %) verminderte Umsatzleistung beobachtet.

Die prozentuale Abnahme der BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung ist, bei einer Reduzierung der Umdrehungsgeschwindigkeit von 4 auf 2 U/min von der Rotationsgeschwindigkeit und der Abwassertemperatur abhängig. Einen direkten Einfluss der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung konnte nicht festgestellt werden (Annähernd gleiche BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung bei 27,7 °C und 28,5 °C trotz höherer BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung).

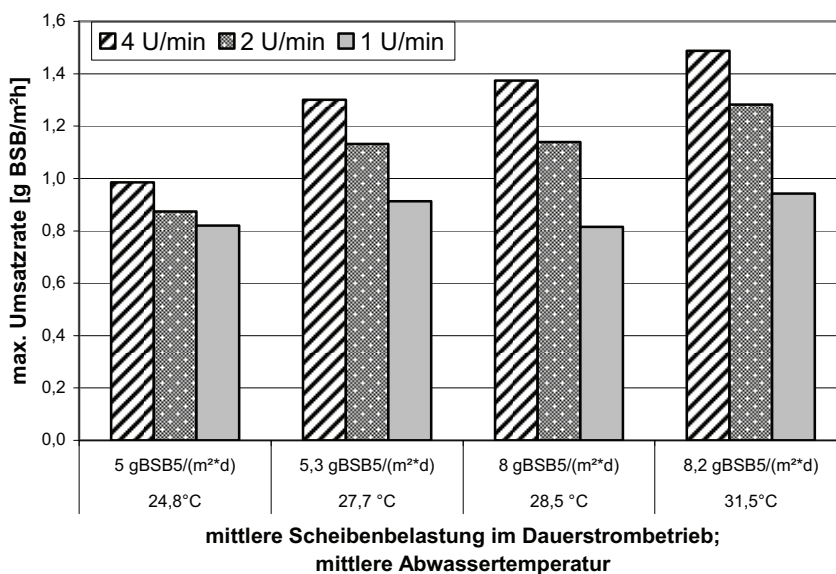


Abbildung 8.1: Maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung pro Stunde in Kaskade 1

Tabelle 8.1: Maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung pro Tag in Kaskade 1

Temperatur	[°C]	24,8	27,7	28,5	31,5
Scheibenbelastung während des Betriebs	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5	5,3	8	8,2
	[g NH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1	1,1	2	2,1
Scheibenbelastung Kaskade 1	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	13,3	14,1	21,3	22,1
Umsatzrate; 4 U/min	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	23,6	31,2	33,0	35,7
Umsatzrate; 2 U/min	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	21,0	27,2	27,3	30,8
Umsatzrate; 1 U/min	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	19,7	21,9	19,6	22,7

Im Vergleich dazu ist die BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 1 U/min, trotz einer Erhöhung der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur nahezu unverändert. Dies lässt den Schluss zu, dass bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 1 U/min der temperaturabhängige Sauerstoffeintrag in das System limitierend wirkt.

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. Dies hatte zur Folge, dass sich zu Beginn der Batch-Versuche ein mittlerer Sauerstoffgehalt von ca. 1,8 - 2,5 mg/l einstellte.

**Tabelle 8.2: Sauerstoffkonzentration zu Beginn und am Ende der Batch 1-Versuche (Versuchsdauer 1h); Kaskade 1**

Abwassertemperatur	[°C]	24,8	27,7	28,5	31,5
Scheibenbelastung während des Dauerstrombetriebs	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5	5,3	8	8,2
	[g NH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1	1,1	2	2,1
O <sub>2</sub> -Konzentration in Kaskade 1		[mg O <sub>2</sub> /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

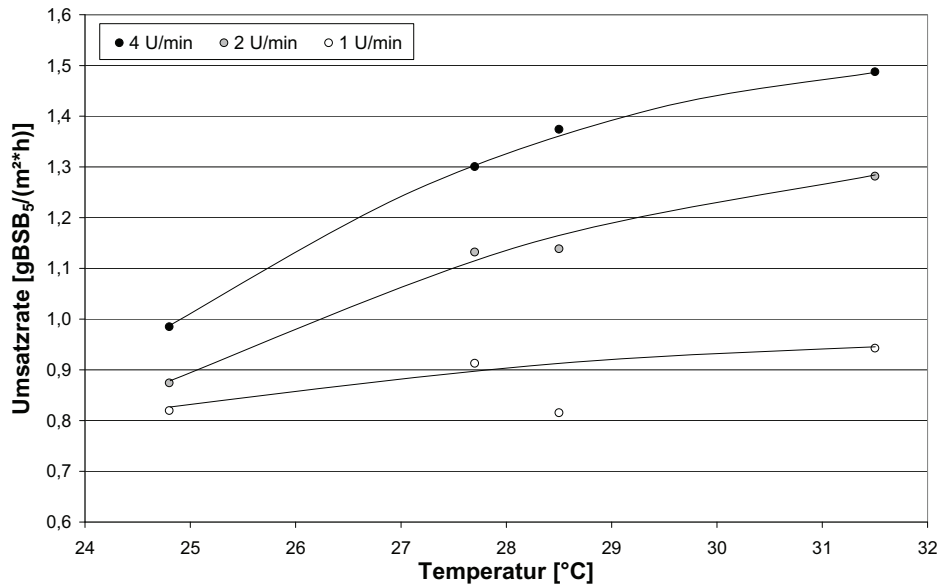
Die Sauerstoffkonzentration erhöhte sich in Kaskade 1 nach einer Versuchsdauer von 1h bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min und stagnierte bei 2 U/min annähernd auf dem Anfangsniveau. Bei einer Umdrehungsgeschwindigkeit von 1 U/min reduzierte sich die Sauerstoffkonzentration in Kaskade 1. Anhand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

#### 8.1.1.2 Einfluss der Abwassertemperatur auf den BSB<sub>5</sub>-Abbau

Der Einfluss der Abwassertemperatur auf die BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung wurde für unterschiedliche Rotationsgeschwindigkeiten (1, 2 und 4 U/min) untersucht. Hierbei wurde für alle Untersuchungen eine vergleichbare BSB<sub>5</sub>-Anfangskonzentration gewählt, wodurch der Einfluss unterschiedlicher Substartkonzentrationen auf die Umsatzleistung ausgeschlossen werden konnten.

Die Untersuchungen zeigten, dass es einen direkten Zusammenhang zwischen der Rotationsgeschwindigkeit und der Abwassertemperatur gibt.

Mit zunehmender Abwassertemperatur steigt der Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf die BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung. Dies ist durch den direkten Zusammenhang zwischen Sauerstoffeintrag und der Rotationsgeschwindigkeit zu erklären. Mit der Erhöhung der Rotationsgeschwindigkeit steigt der Sauerstoffeintrag und damit auch die BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung.



**Abbildung 8.2: Maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Kaskade 1)**

Der Einfluss der Abwassertemperatur auf den BSB<sub>5</sub>-Abbau verringert sich bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min und Temperaturen über ca. 28,5 °C ab (Abbildung 8.2). 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 untersuchten Abwassertemperaturbereich von 24,8 °C bis 31,5 °C ergibt sich dadurch zu 7,72 % pro 1 °C.

Bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 2 U/min beträgt die mittlere Steigerung der BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate 6,95 % pro 1 °C bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 1 U/min lediglich noch 2,24 % pro 1 °C.

### 8.1.1.3 Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf die Nitrifikation

Die systemspezifische maximale NH<sub>4</sub>-N-Umsatzrate nimmt ebenfalls mit der Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit ab. Im Mittel verringerte sich die NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten bei einer Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 auf 2 U/min um 52,2 % (Min: 45,2 %; Max: 60,9 %). Bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 1 U/min wurde im Mittel eine um 68,3 % (Min: 64,2 % Max: 73,4 %) verminderte NH<sub>4</sub>-N-Umsatzleistung gegenüber einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min bestimmt.

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, bedingt durch die geringere Scheibenbelastung im normalen Versuchsbetrieb gegenüber Kaskade 2, zurückzuführen.

Der Biofilm in Kaskade 2 ist etwa um einen Faktor 4 dicker als in Kaskade 3 (siehe Kapitel 8.1.2). Die flächenbezogene  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung in Kaskade 3 ist allerdings maximal 40 % geringer als in Kaskade 2. Dies zeigt, dass die Umsatzleistung nicht direkt von der Dicke des Biofilms auf den Aufwuchsf lächen abhängt, sondern vom Anteil autotropher Biomasse und dem Anteil der aktiver Biomasse an der gesamten Biomasse.

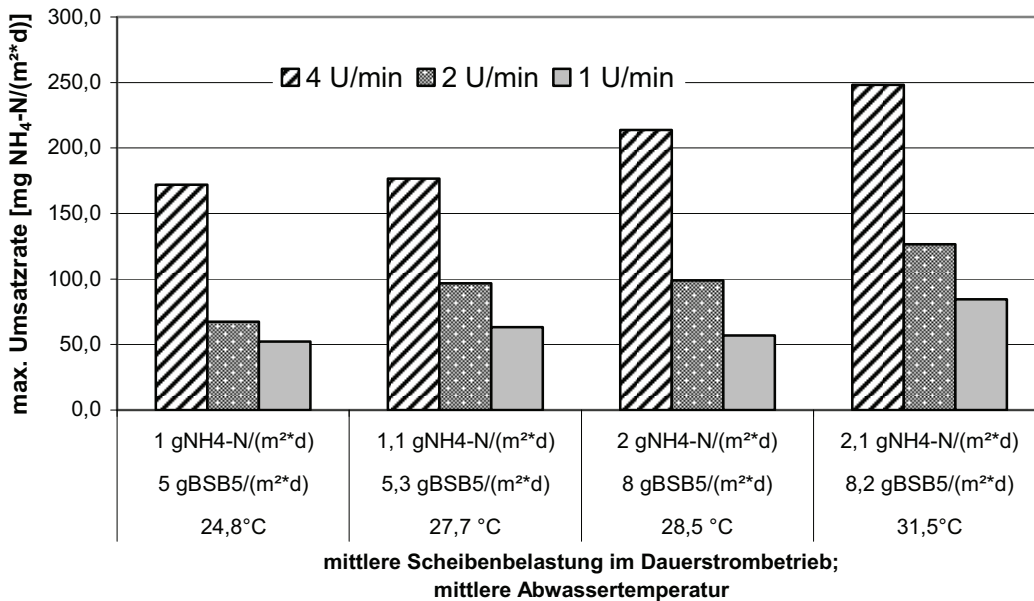


Abbildung 8.3: Maximale  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung als Mittelwert der Kaskaden 2 + 3

Tabelle 8.3: Maximale  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung in Kaskade 2 und 3

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

Da die Untersuchungen an den Biofilmen des Dauerstrombetrieb 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.

#### 8.1.1.4 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 NH<sub>4</sub>-N-Umsatzleistung von 8,2 % pro 1 °C bzw. 5,5 % pro 1 °C bestimmt.

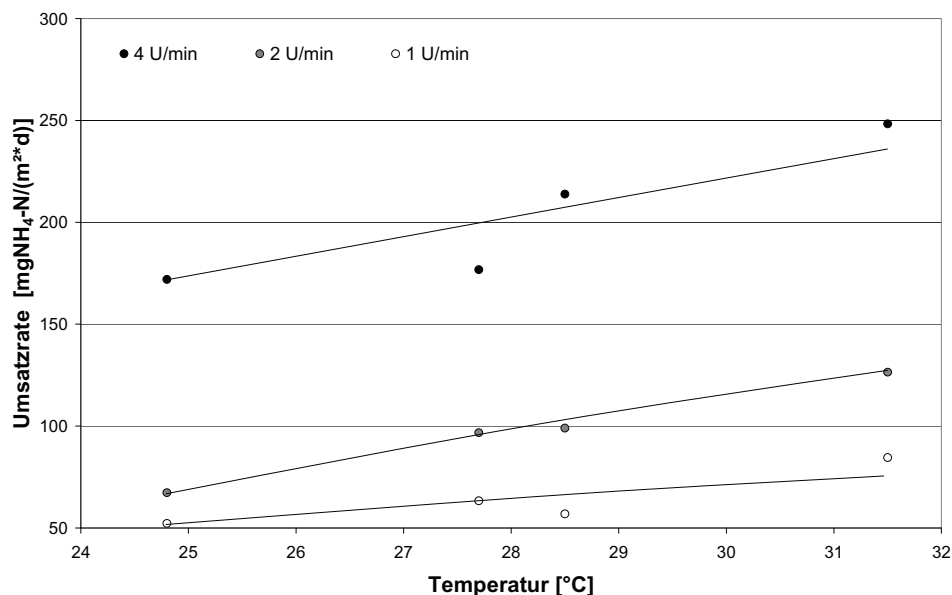


Abbildung 8.4: Maximale NH<sub>4</sub>-N-Umsatzrate in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Kaskade 2)

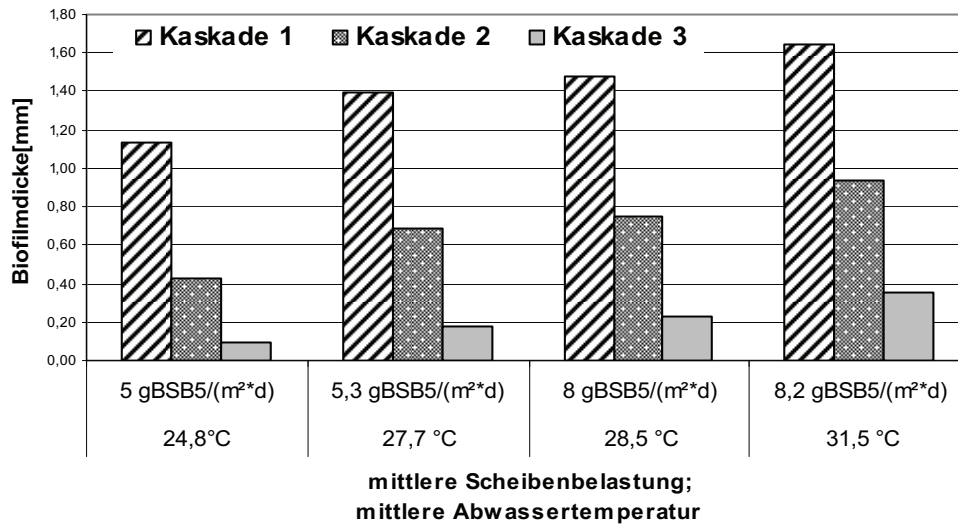
#### 8.1.2 Biofilmdicke, -dichte und Trockensubstanzgehalt (Batch 1)

Während der Batch 1-Untersuchungen wurden zusätzlich die Biofilmdicke, die Biofilmdichte und der Trockensubstanzgehalt des Biofilms bestimmt.

In Abbildung 8.5 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.

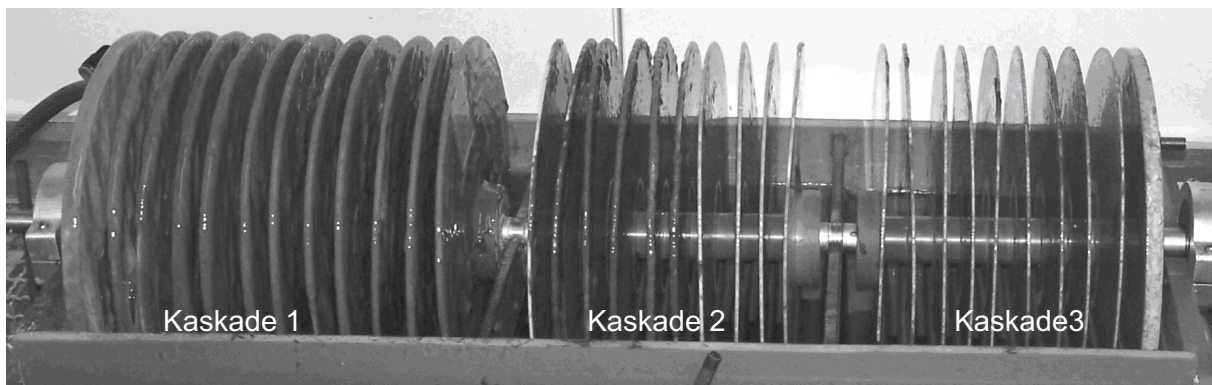
Die Biofilmdicke nimmt mit der Scheibenbelastung des Gesamtsystems und der Temperatur zu.

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.



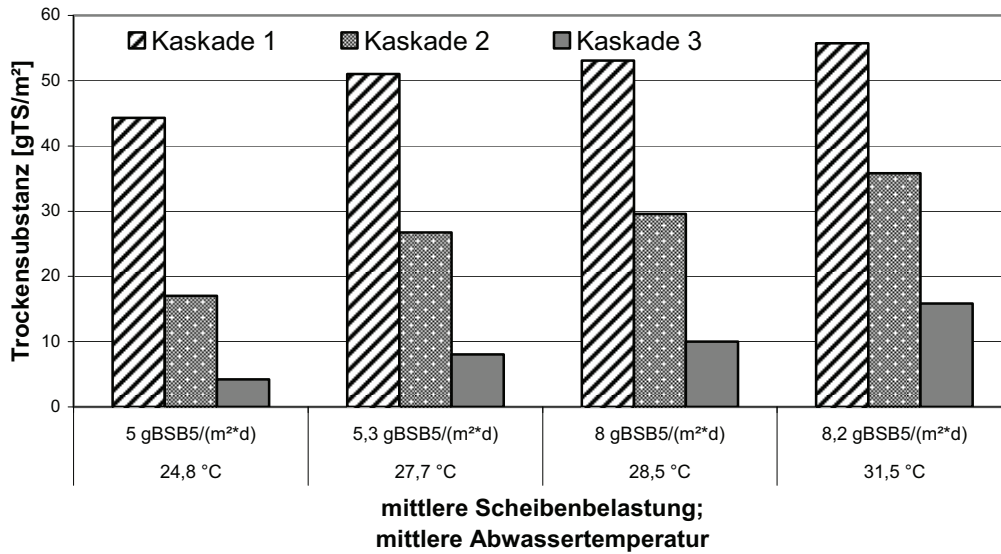
**Abbildung 8.5: Biofilmdicke auf den Scheiben der unterschiedlichen Kaskaden**

Dieser Gradient entlang der Kaskadierung ist auch optisch zu erkennen. Die Biofilme der einzelnen Kaskaden unterscheiden sich deutlich in Farbe und Oberflächenbeschaffenheit. Der hoch belastete Biofilm in der ersten Kaskade ist heller als der niedriger belastete Biofilm in Kaskade 3, welcher dunkler und kompakter ist.



**Abbildung 8.6: Biofilmverteilung in den Kaskaden ( $\varnothing = 25 \text{ cm}$ ;  $8,3 \text{ gBSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ;  $T = 31,5 \text{ °C}$ )**

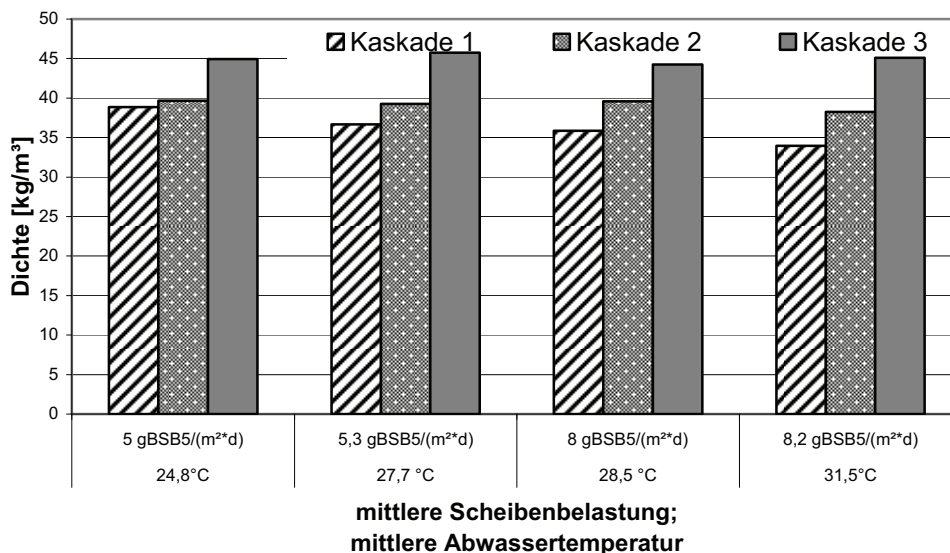
Ein ähnliches Ergebnis ergab sich bei der Bestimmung der Trockensubstanz auf den Scheiben. In Kaskade 1 wurde bei den angegebenen Scheibenbelastungen eine mittlere Trockensubstanzkonzentration auf den Scheiben von  $51,0 \text{ g/m}^2$  bestimmt. In Kaskade 2 wurde auf den Scheiben eine mittlere Trockensubstanzkonzentration von  $27,8 \text{ g/m}^2$ , in Kaskade 3 lediglich eine Konzentration von  $12,5 \text{ g/m}^2$  bestimmt.



**Abbildung 8.7: Mittlerer Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben der Kaskaden**

Die Biomassenkonzentration steigt sowohl mit der Scheibenbelastung als auch mit der Temperatur an. Unabhängig von der untersuchten Kaskade ergab sich das oTS/TS-Verhältnis zu 81,5 % - 88,1 %.

Von Kaskade 1 nach Kaskade 3 erhöhte sich die Dichte des Biofilms. 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. Die mittlere Dichte in Kaskade 3 betrug 45 kg/m³.

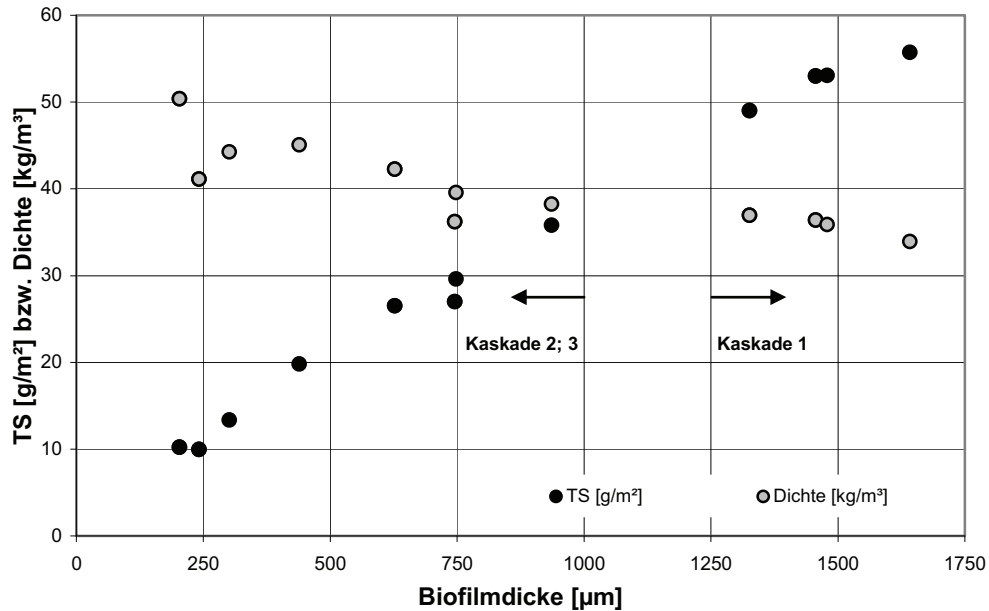


**Abbildung 8.8: Mittlere Dichte des Biofilms in den Kaskaden**

In Abbildung 8.9 ist Biofilmdichte und die Biomassenkonzentration auf den Scheiben in Abhängigkeit von der Biofilmdicke dargestellt. Zu erkennen ist, dass die Dichte in Kaskade 1 mit zunehmender Scheibenbelastung und zunehmender Abwassertemperatur abnimmt. In Kas-



kade 2 ist eine leichte Reduzierung der Biofilmdichte zu verzeichnen. Dieser Effekt ist ausschließlich von der Erhöhung der Scheibenbelastung abhängig. In Kaskade 3 zeigt sich die Dichte von der Scheibenbelastung und der Temperatur nahezu unabhängig.



**Abbildung 8.9: Zusammenhang zwischen Biofilmdicke und Trockensubstanzgehalt bzw. Biofilmdichte**

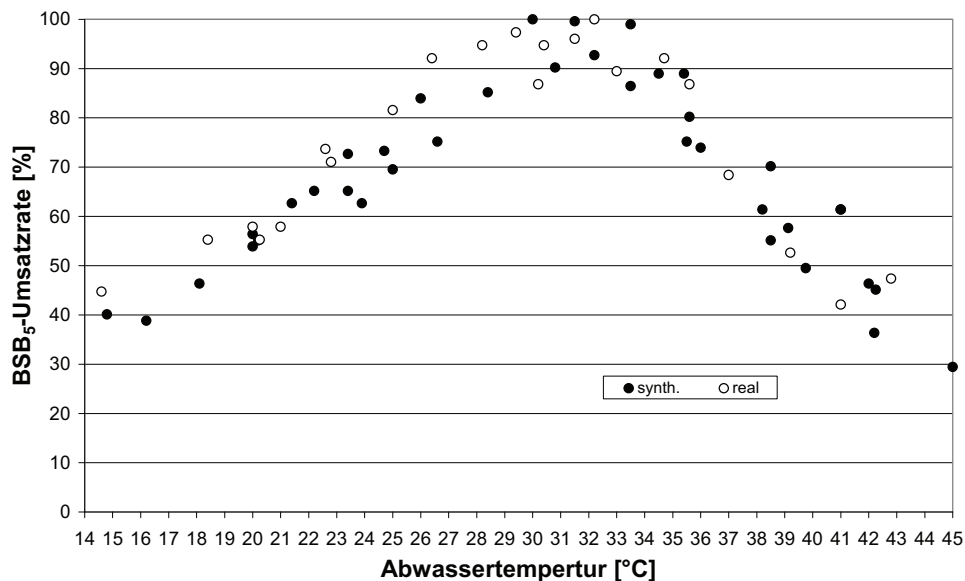
Sowohl der Trockensubstanzgehalt als auch die Biofilmdichte sind linear abhängig von der Biofilmdicke. Die Abnahme der Dichte ist bei zunehmender Biofilmdicke geringer, als die Zunahme der Biomassenkonzentration auf den Scheiben.

### 8.1.3 Batch-Versuche parallel zum Dauerstrombetrieb (Batch 2)

#### 8.1.3.1 Temperatureinfluss auf die maximalen Umsatzraten

Die Batch-Untersuchungen parallel zum Dauerstrombetrieb wurden bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min durchgeführt. Diese Umdrehungsgeschwindigkeit wurde aufgrund der in Kapitel 8.1.1.1 erläuterten Ergebnisse gewählt.

Die in den Abbildung 8.10 und Abbildung 8.11 dargestellten Ergebnisse zeigen den Einfluss der Abwassertemperatur auf die maximalen BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten auf.



**Abbildung 8.10: Maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (4 U/min)**

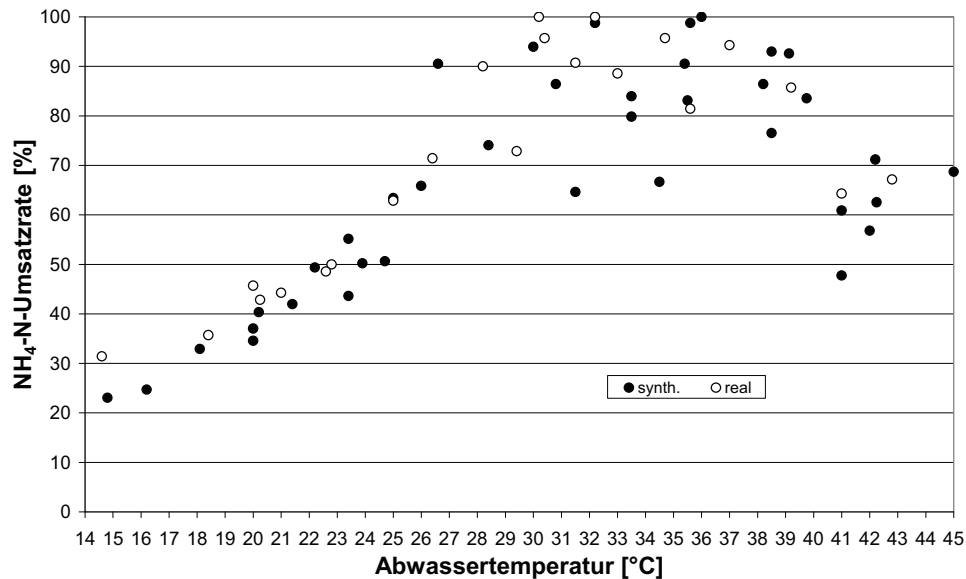
Während der Untersuchungen wurde darauf geachtet, dass die Sauerstoffkonzentration in den Reaktoren einen Wert von 4 mg O<sub>2</sub>/l nicht unterschreitet. Dadurch konnte gewährleistet werden, dass sich die Sauerstoffkonzentration nicht maßgebend auf die Umsatzraten auswirken konnte.

Als Substrat wurde synthetisches Abwasser verwendet, welches in gleicher Zusammensetzung im Dauerstrombetrieb 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 BSB<sub>5</sub>- bzw. NH<sub>4</sub>-N-Konzentration im Reaktorraum der Konzentration im Zulauf Dauerstrombetrieb entsprach. Jedoch bei 5fach geringerer Scheibenfläche bezogen auf das Reaktorvolumen.

Untersucht wurde ein Temperaturbereich von 14,5 - 45 °C. Die maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung wurde in einem Abwassertemperaturbereich von 29 - 33,5 °C zu 3,02 g/(m<sup>2</sup>\*h) (72,5 g/(m<sup>2</sup>\*d)) bestimmt.

Die maximale  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistung wurde bei Abwassertemperaturen zwischen  $30\text{ °C}$  -  $36\text{ °C}$  zu  $0,394\text{ g}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$  ( $9,46\text{ g}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ) bestimmt.



**Abbildung 8.11: Maximale Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (synthetisches und reales Abwasser)**

Bei einer Abwassertemperatur von ca.  $18\text{ °C}$  wurde die halbmaximale  $\text{BSB}_5$ -Umsatzrate erreicht. Die halbmaximale Nitrifikationsleistung wurde bei einer Abwassertemperatur von ca.  $23\text{ °C}$  bestimmt.

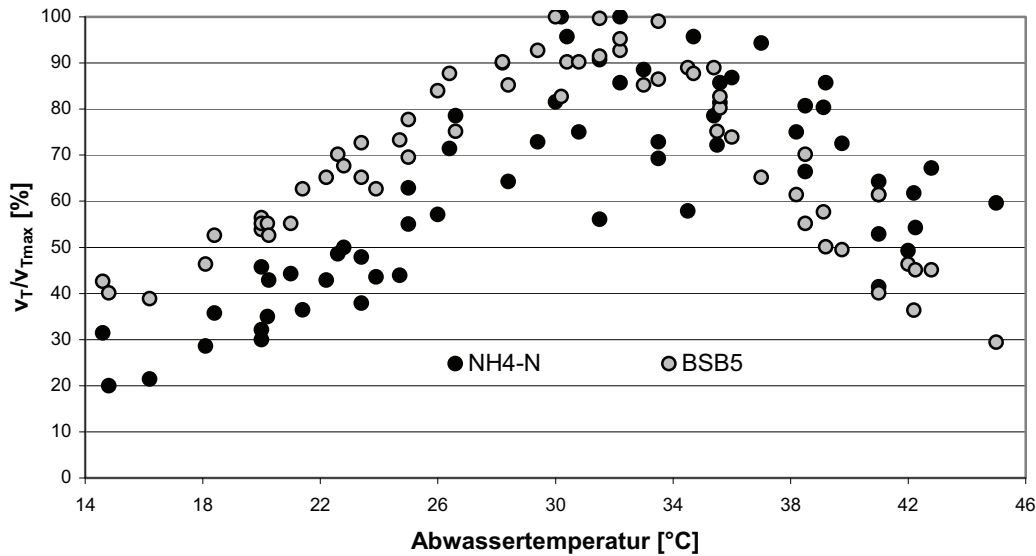
Für den Abwassertemperaturbereich von  $15\text{ °C}$  bis  $20\text{ °C}$  beträgt die temperaturbedingte Steigerung der  $\text{BSB}_5$ -Umsatzrate im Mittel  $6,1\%$  pro  $1\text{ °C}$  Temperaturerhöhung, im Bereich von  $20\text{ °C}$  bis  $30\text{ °C}$  beträgt die Umsatzsteigerung  $6,8\%$  pro  $1\text{ °C}$  Temperaturerhöhung.

Die Nitrifikationsleistung erhöht sich in einem Abwassertemperaturbereich von  $15\text{ °C}$  -  $20\text{ °C}$  um  $8,4\%$  pro  $1\text{ °C}$  Temperaturerhöhung. Im Bereich zwischen  $20\text{ °C}$  -  $30\text{ °C}$  beträgt die Steigerung der Nitrifikationsleistung  $12,8\%$  pro  $1\text{ °C}$  Temperaturerhöhung.

Der Temperatureinfluss auf die  $\text{BSB}_5$ - und  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten ist im Abwassertemperaturbereich unter  $20\text{ °C}$  kleiner als im Abwassertemperaturbereich über  $20\text{ °C}$  bis  $30\text{ °C}$ . Der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Nitrifikationsleistung ist größer als auf die  $\text{BSB}_5$ -Umsatzleistung.

Bei Abwassertemperaturen zwischen  $29\text{ °C}$  und  $33,5\text{ °C}$  bzw.  $30\text{ °C}$  und  $36\text{ °C}$  stagnieren die  $\text{BSB}_5$ - bzw.  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistungen. Über  $33,5\text{ °C}$  bzw.  $36\text{ °C}$  reduzieren sich die  $\text{BSB}_5$ - bzw.  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzleistungen wieder.

Bei einer Abwassertemperatur von ca.  $42\text{ °C}$  wird wiederum die halbmaximale  $\text{BSB}_5$ -Abbaurrate erreicht. Die Abnahme der  $\text{BSB}_5$ -Umsatzrate für Abwassertemperaturen über  $33,5\text{ °C}$  beträgt  $6,6\%$  pro  $1\text{ °C}$  Temperaturerhöhung.



**Abbildung 8.12: Vergleich der maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate und der maximalen Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur**

Die halbmaximale Nitrifikationsleistung wird bei einer Temperatur von ca. 42,5 °C erreicht. Die Abnahme der Nitrifikationsleistung bei Abwassertemperaturen über 36 °C beträgt 3,05 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

**Tabelle 8.4: Maximale Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (Mittelwerte aus Einzelmessungen; c<sub>O2</sub> > 4 mg/l)**

Abwassertemperatur [°C]	15	20	25	30	35
v <sub>BSB5</sub> [g/(m <sup>2</sup> *h)]	1,44	1,94	2,54	3,02	2,59
v <sub>NH4-N</sub> [g/(m <sup>2</sup> *h)]	0,159	0,213	0,323	0,394	0,385
v <sub>BSB5(T)}/v<sub>BSB5(T<sub>max</sub>)</sub> [%]</sub>	47,7	64,2	84,1	100,0	85,8
v <sub>NH4-N(T)}/v<sub>NH4-N(T<sub>max</sub>)</sub> [%]</sub>	40,4	54,1	82,0	100,0	97,7

Die Abweichungen zwischen den prozentualen NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten in Tabelle 8.4 (Mittelwert aus Einzelergebnissen) und Abbildung 8.10 sowie Abbildung 8.11 (Einzelergebnisse) ergeben sich aus der größeren Streuung der Einzelergebnisse ab einer Abwassertemperatur von 30 °C.

## 8.1.4 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse Kapitel 8.1

### 8.1.4.1 Batch 1

#### Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit auf die Abbauleistung

Anhand der Ergebnisse der Batch 1-Untersuchungen bezüglich des Einflusses der Rotationsgeschwindigkeit auf die zu erreichenden BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten, können folgende grundlegende Aussagen getroffen werden.

Eine Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min auf 2 U/min bewirkt eine Verringerung der mittleren BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate um 13,8 % und eine Reduzierung der Nitrifikationsleistung um 52,5 %.

Eine Verminderung der Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min auf 1 U/min bedingt eine Verringerung der BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate um 30,9 %, sowie eine Reduktion der Nitrifikationsleistung um 68,3 %.

Zu Beginn der Untersuchungen lag die Sauerstoffkonzentration des Substrates über 2 mg/l, wodurch nur eine qualitative Aussage zum Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Umsatzraten getroffen werden kann.

Jedoch konnte beobachtet werden, dass die Sauerstoffkonzentration bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min leicht anstieg, bei 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 Verdoppelung der Rotationsgeschwindigkeit erhöhen sich die BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten um ca. 30 %. Dieser Effekt wurde 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 Erhöhung der Rotationsgeschwindigkeit beeinflusst nur marginal die Reinigungsleistung.

Eine Unterschreitung einer Rotationsgeschwindigkeit von 6 U/min verursacht nach Poon et al. (1979) zu geringe Sauerstoffkonzentrationen im Scheibentauchkörper, wodurch sich die Reinigungsleistung deutlich reduziert.

Paolini (1986) berichtet ebenfalls von einem Rückgang der Sauerstoffkonzentration mit der Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit (von 25 auf 3 U/min), jedoch zeigten die geringeren 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 nicht die Sauerstoffkonzentration im Fluidfilm auf dem Biofilm wieder. Bei 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 (Blank, 2005) sowie Untersuchungen von Bintanja et al. (1975) und Vaidya et al. (1985) zeigen, dass sich bei geringeren Rotationsgeschwindigkeiten dünnere Fluidfilme ausbilden. Dünne Fluidfilme können im Zusammenspiel mit den langen Kontaktzeiten zu einer Limitierung des Substratdargebots während der Auftauchphase führen (Famularo et al., 1978) und dadurch zu geringeren Umsatzraten führen.

Eine Reduzierung der Rotationsgeschwindigkeit hat gleichzeitig auch eine Verringerung der Nitrifikationsleistung zur Folge. Beispielsweise bewirkt eine Halbierung der Rotationsgeschwindigkeit eine Halbierung der Nitrifikationsleistung (Boller et al., 1994 und Nowak, 2000). Hierbei wirkt sich die Sauerstoffkonzentration direkt auf die Nitrifikationsleistung aus (Nowak, 2000).

In der Regel erfolgt in der Praxis eine Begrenzung der Rotationsgeschwindigkeit auf  $< 6$  U/min, da mit höheren Rotationsgeschwindigkeiten die mechanische Beanspruchung der Lager eines Scheibentauchkörpers (Cloete et al., 1997) und der Energieverbrauch steigt (Boller et al., 1994).

### **Umsatzraten in Abhängigkeit von der Rotationsgeschwindigkeit**

Die systemspezifischen maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate ergaben sich in Kaskade 1 zu 1,49 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*h) 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 NH<sub>4</sub>-N<sub>oxidiert</sub>/(m<sup>2</sup>\*h) ebenfalls bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min und einer Abwassertemperatur von 31,5 °C bestimmt.

Die in Kaskade 3 bestimmten NH<sub>4</sub>-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 teilnimmt. 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 Versuchsbedingung ist die Sauerstoffkonzentra-

tion im Biofilm nach einer Tiefe von 250  $\mu\text{m}$  (Horn et al., 1997) bzw. 500  $\mu\text{m}$  (Okabe et al., 2003) nahe Null, wodurch eine Oxidation von Ammonium nicht mehr stattfinden kann.

In einem Abwassertemperaturbereich von 24,8 °C bis 28,5 °C erhöht sich bei einer Rotationsgeschwindigkeit von 4 U/min die BSB<sub>5</sub>-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 BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten von 7,72 % pro 1 °C Temperaturerhöhung.

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

### **Biofilmdicke, -dichte und Trockensubstanzgehalt**

Die Biofilmdicke, die Biofilmdichte und die Biomassenkonzentration auf den Aufwuchsflächen sind von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur abhängig. Die Biofilmdichte und der Trockensubstanzgehalt auf den Scheiben zeigen einen linearen Zusammenhang zur Biofilmdicken.

Durch die hohen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen in Kaskade 1 entstand im Vergleich den Kaskaden 2 und 3 ein voluminöser Biofilm mit einer geringeren Dichte. Dies ist dadurch zu erklären, dass sich in Kaskaden mit hohen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen Biofilme ausbilden, welche von heterotrophen Bakterien dominiert sind. Im Vergleich dazu sind Biofilmen, die von autotrophen Bakterien dominiert sind, weniger voluminöser, dünner und besitzen eine größere Dichte (Meng et al., 2004).

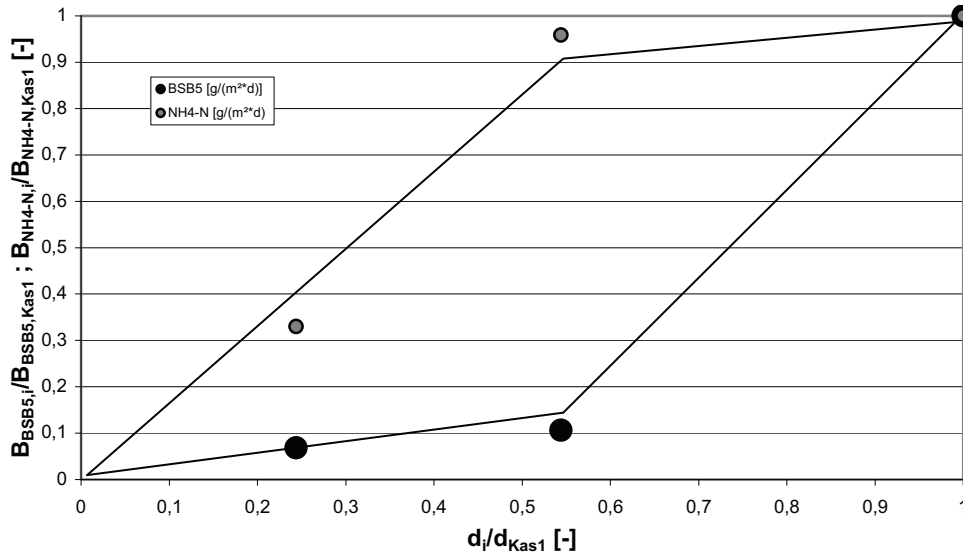
Die deutlichen Unterschiede zwischen den Biofilmdicken in Kaskade 1 bis 3 ergeben sich aufgrund des sich verändernden C:N-Verhältnis im Verlauf der Kaskadierung.

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  $\mu\text{m}$ , bei einem höheren C:N-Verhältnis von 1,5 erhöhte sich die Biofilmdicke auf 1100  $\mu\text{m}$ .

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

Ein linearer Zusammenhang zwischen der Scheibenbelastung und der Biofilmdicke ist dabei nicht festzustellen, da die Dicke des Biofilms von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung als auch von der NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung abhängt (Abbildung 8.13).

Eine ähnliche Beobachtung machten Shen et al. (2005), die bei Scheibenbelastungen zwischen 15 und 28 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*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.



**Abbildung 8.13: Zusammenhang zwischen Scheibenbelastung (BSB<sub>5</sub> und NH<sub>4</sub>-N) und Biofilmdicke in den Kaskaden**

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

Shen et al. (2005) geben Werte für die Dichte der Biomasse auf den Scheiben an, die in einem vergleichbaren Bereich (22,3 - 70,9 kg/m<sup>3</sup>) liegen, wie die in dieser Arbeit bestimmten mittleren Dichten (38,9 – 45 kg/m<sup>3</sup>). Horn et al. (1997 und 2004) geben Dichten von 20 - 60 kg/m<sup>3</sup> an.

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 g TS/m<sup>2</sup> und 51,0 g TS/m<sup>2</sup>. Diese Ergebnisse sind vergleichbar mit Ergebnissen von Pan (1991). Pan (1991) berichtet in seiner Arbeit von Trockensubstanzgehalten von 39 - 52,6 g /m<sup>2</sup> bei einem oTS/TS-Verhältnis von 81,8 % bis 82,5 %. Bei einer Scheibenbelastung von 12 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) beobachteten Wanatabe et al. (1993) Trockensubstanzgehalte von 9 g TS/m<sup>2</sup> bis 21 g TS/m<sup>2</sup>, ebenfalls bei einem dreikaskadigen Scheibentauchkörper. Das Verhältnis von oTS und TS variierte zwischen 77 % - 90 %.



#### 8.1.4.2 Batch 2

Die während der Batch 2-Untersuchungen (synthetisches Abwasser) bestimmten maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten und maximalen Nitrifikationsleistungen liegen in einem Abwassertemperaturbereich von 30 °C - 36 °C. Damit befindet sich das in der vorliegenden Arbeit bestimmte Temperaturoptimum für die Nitrifikation im Bereich der in der Literatur (Grunditz et al., 2001; Groeneweg et al., 1994) angegebenen Temperaturoptima für die Zellaktivität von Reinkulturen von *Nitrosomonas* (35 °C) und *Nitrobacter* (38 °C). Wiegel (2002) bestimmte bei ihren Untersuchungen in einem Abstromfließbettreaktor ein Aktivitätsoptimum bei Temperaturen zwischen 28 °C und 33 °C. Sowohl Grunditz et al. (2001) als auch Wiegel (2002) geben an, dass sich die Aktivität der Bakterien respektive die Nitrifikationsleistung ab einer Temperatur von ca. 42 °C dramatisch reduziert.

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

Die maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate wurde zu 3,02 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*h) in einem Abwassertemperaturbereich von ca. 29 °C bis 33,5 °C ermittelt. Die maximale Nitrifikationsleistung beträgt 0,394 mg NH<sub>4</sub>-N<sub>oxidiert</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) in einem Abwassertemperaturbereich von ca. 30 °C bis 36 °C.

Die halbmaximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate bzw. Nitrifikationsleistung wurde bei einer Temperatur von 18 °C bzw. 23 °C erreicht. Die gleichen Umsatzraten wurden nach Überschreiten des Temperaturoptimums bei 42 °C bzw. 42,5 °C erneut erreicht.

Bei Abwassertemperaturen unter 30 °C ist der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Nitrifikation größer als auf den BSB<sub>5</sub>-Abbau. Über 33,5 °C (BSB<sub>5</sub>) bzw. 36 °C (NH<sub>4</sub>-N) ist es umgekehrt.

Bei Abwassertemperaturen unter 20 °C erhöht sich die Nitrifikationsleistung um 8,4 % pro 1 °C Temperaturerhöhung, in einem Abwassertemperaturbereich von 20 °C - 30 °C nimmt die Nitrifikationsleistung um 12,8 % pro 1 °C Temperaturerhöhung zu. Die BSB<sub>5</sub>-Abbauraten steigen bei Abwassertemperaturen unter 20 °C um 6,1 % pro 1 °C Temperaturerhöhung und um 6,8 % in einem Temperaturbereich von 20 - 30 °C.

#### 8.1.4.3 Vergleich der erreichten BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten der Batch 1- und Batch 2-Untersuchungen

Die während der Batch 1-Untersuchungen bestimmten BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten sind im Vergleich zu denen der Batch 2-Untersuchungen geringer. Dies ist dadurch zu erklären, dass die BSB<sub>5</sub>- bzw. NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastungen der Batch 1-Untersuchungen deutlich geringer waren 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 denen der Batch 2-Untersuchungen.

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 6.4.5) berechneten Temperaturkoeffizienten  $\theta$  für die BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten und die Nitrifikationsleistung sind in Tabelle 8.5 zusammengestellt. Bis zu einer Temperatur von ca. 30 °C nimmt sowohl die flächenbezogene Nitrifikationsleistung als auch die flächenbezogene BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung zu. Im Temperaturbereich zwischen 30 °C und 35 °C ist der Temperatureinfluss auf die Umsatzraten annähernd konstant.

**Tabelle 8.5:  $\theta$ -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  $\theta_{20,N}$ -Werte stimmen mit Untersuchungen bzw. Angaben von Gujer et al. (1983), Wolf (1987) und Henze et al. (2002) für einen Abwassertemperaturbereich zwischen 20 und 25 °C überein. Gujer et al. (1983), Wolf (1987) und Henze et al. (2002) geben  $\theta_{20,N}$ -Werte von 1,08 - 1,099 für einen Abwassertemperaturbereich von 5 - 20 °C bzw. 10 - 25 °C an. Für Abwassertemperaturen unter 20 °C unterscheiden sich die  $\theta_{20,N}$ -Werte jedoch.

Für Abwassertemperaturen über 25 °C liegen für Scheibentauchkörper hinsichtlich  $\theta_{20,N}$  nur wenige Daten vor. Die in dieser Arbeit bestimmten Temperaturkoeffizienten ( $\theta_{20,N}$ ) 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. Charpanova et al. (2007) konnten keine Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation für einen Abwassertemperaturbereich von 25 °C bis 35 °C feststellen.

Die in dieser Arbeit bestimmten  $\theta_{20,C}$ -Werte sind im Vergleich zu den in der Literatur dokumentierten Temperaturkoeffizienten für den Kohlenstoffabbau deutlich höher.

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 BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate von 0,83 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. Banerjee (1996) bestimmte einen deutlich höheren  $\theta_{20,C}$ -Wert für den Temperatureinfluss auf den BSB<sub>5</sub>-Abbau in Scheibentauchkörpern von 1,04. Charpanova et al. (2007) und Lim et al. (2001) berichten von  $\theta_{20,C}$ -Werten für fixierte Biomasse innerhalb eines Abwassertemperaturbereichs 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 BSB<sub>5</sub>-Zulaufkonzentration konstant gehalten wurde und schon bei niedrigen Temperaturen ein vollständiger BSB<sub>5</sub>-Abbau erreicht wurde.

Abschließend ist festzustellen, dass der Temperatureinfluss auf die maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten deutlich geringer ist als auf die maximale Nitrifikationsleistung. Die in der Literatur angegebenen Temperaturkoeffizienten streuen stark. Ein Vergleich der vorliegenden Daten mit Literaturdaten ist schwierig, da ab einem Abwassertemperaturbereich von 25 °C nur sehr wenige bis gar keine Daten bezüglich  $\theta_{20,N}$  und  $\theta_{20,C}$  vorliegen.

## 8.2 Betriebsergebnisse des Dauerstrombetriebs (labormaßstäblichen Versuchsanlagen)

Die Untersuchungsergebnisse basieren auf den Daten von 2 labormaßstäblichen Scheibentauchkörpern ( $\varnothing$  25 cm und  $\varnothing$  50 cm) im Klimakammerbetrieb in Karlsruhe (siehe Kapitel 7).

### 8.2.1 BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung ( $\varnothing$ 25 cm)

Während des Untersuchungszeitraums wurden mittlere BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen von 5 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bis 20,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bei Abwassertemperaturen zwischen 19,5 °C und 33,6 °C untersucht.

In Tabelle 8.6 sind die untersuchten Szenarien aufgelistet. In Klammer sind die tatsächlichen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen während der Untersuchungsphasen notiert sowie die entsprechende Bezeichnung der Untersuchungsphasen (K1-K11) angeführt.

**Tabelle 8.6: Untersuchungsbedingungen BSB<sub>5</sub>: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen (K1-K11) in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) ( $\varnothing$  25 cm)**

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

Bei allen untersuchten BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen (Phase K1-K11) liegt die mittlere Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers unabhängig von der Temperatur über 95 %.

Bei einer mittleren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung zwischen 5,0 und 5,3 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (K1-K3) erhöht sich die Reinigungsleistung bei einer Steigerung der Abwassertemperatur von 19,5 °C auf 27,7 °C lediglich von 95,5 % auf 97,1 %. Dies entspricht einer Leistungssteigerung von 0,20 % pro 1 °C bei nahezu gleich bleibender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung.

Ein vergleichbares Ergebnis wurde für BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen zwischen 8,0 und 8,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (K4-K6) erzielt. Hierbei wurde bei einer Temperaturerhöhung des Abwassers von 19,8 °C auf 28,5 °C eine Intensivierung der Reinigungsleistung von 96,2 % auf

97,7 % beobachtet, welches einer Steigerung der BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung 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 mg BSB<sub>5</sub>/l auf 6,9 mg BSB<sub>5</sub>/l (K1-K3) bzw. bei einer Temperaturerhöhung um 8,7 °C um 39 % von 13 mg BSB<sub>5</sub>/l auf 7,9 mg BSB<sub>5</sub>/l (K4-K6) (Abbildung 8.14).

**Tabelle 8.7: Ergebnisse der BSB<sub>5</sub>-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 <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5,3	5,0	5,3	8,0	8,1	8,0	8,2	8,1	14,5	14,5	20,1
Abbauleistung	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *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

Bei einem Vergleich der BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung bei mittleren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 5,2 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (K1 - K3) und 8,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (K4 - K6) und einer Abwassertemperatur bis ca. 28 °C ist festzustellen, dass hinsichtlich der prozentualen Abbauleistung kein signifikanter Unterschied existiert. Bezogen auf die BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung entspricht dies jedoch einer Steigerung der BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung um 53 %.

Eine weitere Temperaturerhöhung des Abwassers zeigt einen geringfügigen Effekt auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers (K6 - K8). Die Reinigungsleistung ergab sich in einem Abwassertemperaturbereich von 28,5 °C - 33,4 °C zu ca. 97,5 %.

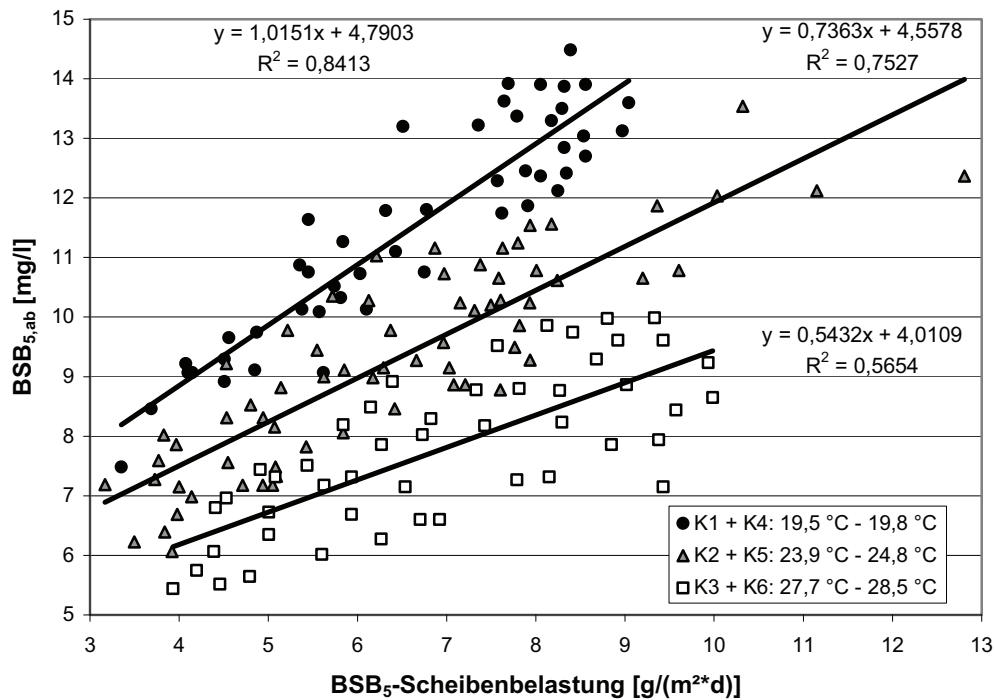
Auch bei einer Erhöhung der mittleren Scheibenbelastung auf 20,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bleibt die prozentuale Reinigungsleistung nahezu unverändert. Durch eine Zunahme der Scheibenbelastung auf das 2,5 fache (K8 → K11) verschlechterte sich die mittlere BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration lediglich von 9,8 mg BSB<sub>5</sub>/l auf 14,7 mg BSB<sub>5</sub>/l (50 %) bei vergleichbaren Abwassertemperaturen von 33,4 °C bzw. 33,6 °C.

In Abbildung 8.14 und Abbildung 8.15 sind die BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentrationen der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen für die untersuchten Abwassertemperaturen gegenübergestellt. Der Zusammenhang zwischen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung und der BSB<sub>5</sub>-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 BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration bis zu einer Temperatur von ca. 31,5°C zu beobachten. Dies ist anhand der Steigungen der Regressionsgeraden in Abbildung 8.14 und Abbildung 8.15 erkennbar. Diese nimmt mit steigender Abwassertemperatur ab. Ab einer Abwassertemperatur von ca.

33,5 °C dreht sich dieser Effekt um: Die Steigung der Regressionsgerade wird bei 33,5 °C im Vergleich zu jener bei einer Abwassertemperatur von ca. 31,5 °C wieder steiler.

Durch einen Vergleich dieser Ergebnisse mit den Ergebnissen in Kapitel 8.1.3 kann davon ausgegangen werden, dass im Temperaturbereich zwischen 30 °C und 35 °C das Temperaturmaximum erreicht wird.

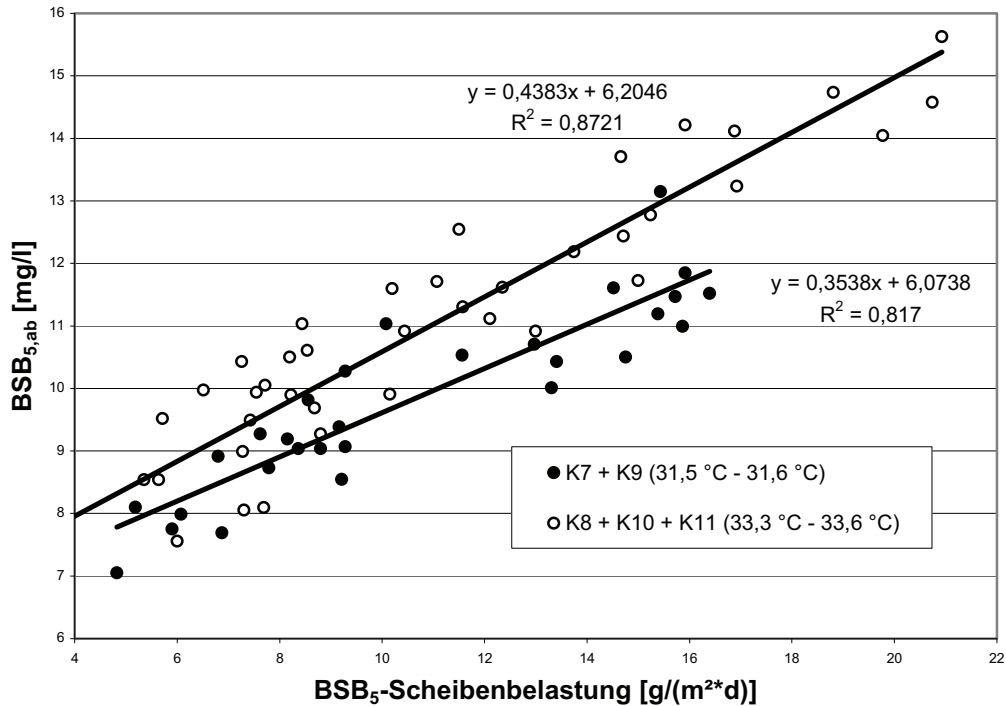


**Abbildung 8.14: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration (BSB<sub>5,ab</sub>) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 19,5 und 28,5 °C (Ø 25 cm); Versuchsphasen K1 - K6 (siehe Tabelle 8.7)**

Die maximale Abbauleistung bezogen auf die Scheibenfläche wurde bei einer mittleren Scheibenbelastung von 20,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) mit 19,4 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) erreicht.

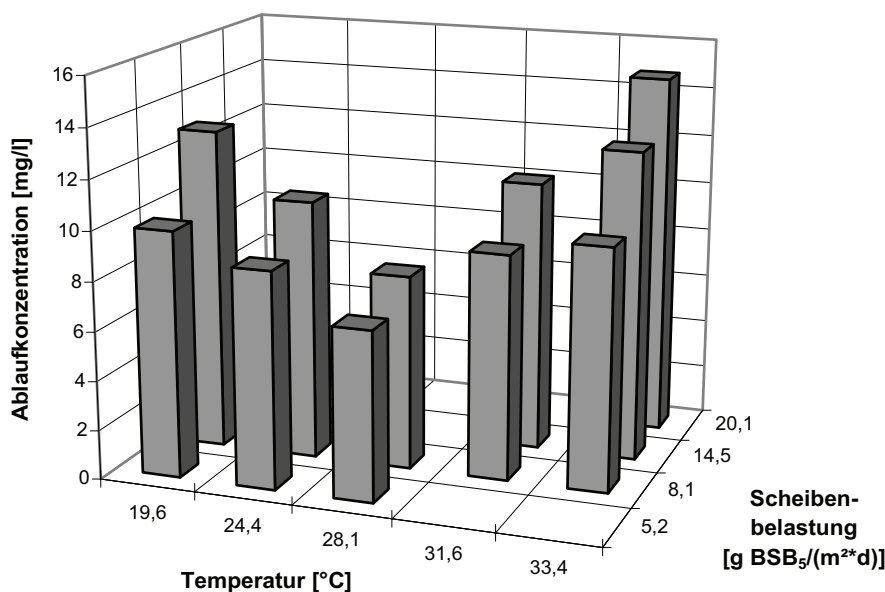
Anhand des vorliegenden Datensatzes kann davon ausgegangen werden, dass bei einer Temperatur von ca. 33,4 °C und einer Scheibenbelastung von 21 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (Abbildung 8.15) die maximale BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung noch nicht erreicht wurden, da bis zu dieser Scheibenbelastung eine lineare Beziehung zwischen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung und BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration herrscht.

Eine Berechnung der zu erwartenden Ablaufkonzentration bzw. der BSB<sub>5</sub>-Abbaurrate für eine Abwassertemperatur von ca. 31,5 °C anhand der Regressionsgleichung in Abbildung 8.15, würde bei einer Scheibenbelastung von 21 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) eine Ablaufkonzentration von 13,5 mg/l und eine BSB<sub>5</sub>-Abbaurrate von 20,4 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) ergeben.



**Abbildung 8.15: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration (BSB<sub>5,ab</sub>) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,5 und 33,6 °C (Ø 25 cm); Versuchsphasen K7-K11 (siehe Tabelle 8.7)**

Bei einer Temperatur von ca. 28 °C und einer mittleren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 5,3 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (K3) wurde eine mittlere BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration von 6,9 mg BSB<sub>5</sub>/l gemessen. Dies stellt die niedrigste Ablaufkonzentration der gesamten Untersuchungsphasen dar.



**Abbildung 8.16: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur (Ø 25 cm)**

### 8.2.2 Nitrifikationsleistung ( $\varnothing$ 25 cm)

Untersucht wurden  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen im Bereich von 1,0 - 4,5 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ , bei  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastungen zwischen 5,0 und 20,1 g  $\text{BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ .

In Tabelle 8.8 sind die untersuchten  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen und die entsprechenden Versuchsbedingungen dargestellt.

**Tabelle 8.8: Untersuchungsbedingungen  $\text{NH}_4\text{-N}$ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächlichen Scheibenbelastungen)**

	Mittlere Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> ·d)]				
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>	1,1	1,2	2,1	4,4	4,5
<b>BSB<sub>5</sub></b>	5,2	8,1	8,1	14,50	20,10
<b>T<sub>Luft</sub> [°C]</b>	<b>Abwassertemperatur [°C] (<math>\text{NH}_4\text{-N}</math>-; <math>\text{BSB}_5</math>-Scheibenbelastung [g/m<sup>2</sup>·d])</b>				
<b>25</b>	24,8 (1,0; 5,0)	23,9 (1,2; 8,1)			
<b>30</b>	27,7 (1,1; 5,3)		28,5 (2,0; 8,0)		
<b>35</b>			31,5 (2,1; 8,2)	31,6 (4,4; 14,5)	
<b>40</b>			33,4 (2,3; 8,1)	33,3 (4,4; 14,5)	33,6 (4,5; 20,1)
<b>T<sub>Luft</sub> [°C]</b>	<b>Phasen</b>				
<b>25</b>	K2	K5			
<b>30</b>	K3		K6		
<b>35</b>			K7	K9	
<b>40</b>			K8	K10	K11

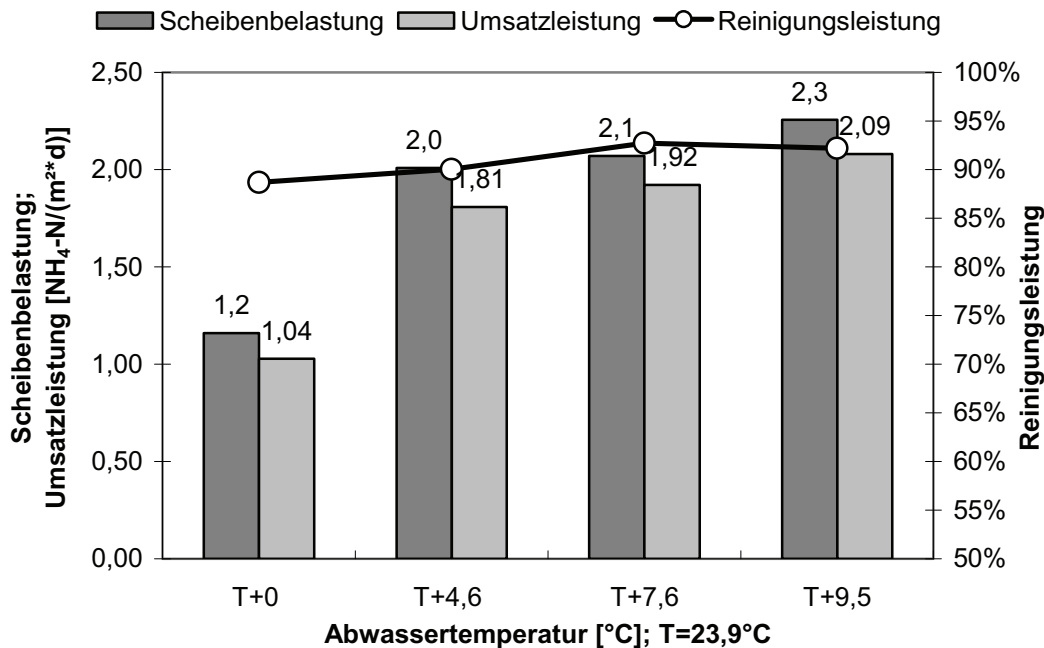
Der Abwassertemperaturbereich lag bei 23,9 °C - 33,6 °C. Das C/N-Verhältnis während der Untersuchungen variierte zwischen 3,3 und 6,75.

**Tabelle 8.9: Ergebnisse der Bestimmung der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur**

Phase		K2	K3	K5	K6	K7	K8	K9	K10	K11
<b>Abwassertemperatur</b>	[°C]	24,8	27,7	23,9	28,5	31,5	33,4	31,6	33,3	33,6
<b>mittlere Scheibenbelastung</b>	[g $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]	1,0	1,1	1,2	2,0	2,1	2,3	4,4	4,4	4,5
	[g $\text{BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]	5,0	5,3	8,1	8,0	8,2	8,1	14,5	14,5	20,1
mittlere Nitrifikationsleistung	[g $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{oxidiert}}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ]	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

Für Abwassertemperaturen bis 33,4 °C und Scheibenbelastungen von 2,3 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  bzw. bis 31,6 °C und 4,4 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  wurden Reinigungsleistungen 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  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  (K9, K10).





**Abbildung 8.17: Temperaturabhängigkeit der NH<sub>4</sub>-N-Abbauleistung (Abbauleistung und Reinigungsleistung = 100 % bei einer Abwassertemperatur von T = 23,9 °C ; BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung = 8 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) (Ø 25 cm)**

Bei Abwassertemperaturen zwischen 23,9 °C und 27,7 °C zeigte sich die Nitrifikationsleistung unabhängig von der Temperatur. Dies ist darin begründet, dass eine Scheibenbelastung von 1,0 bis 1,2 unter der möglichen einstellbaren Scheibenbelastung für den untersuchten Temperaturbereich liegt (K2, K3 und K5). Bestätigt wird diese Beobachtung durch die Ergebnisse nach einer Erhöhung der Scheibenbelastung auf 2 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer Temperatur von 28,5 °C. Gegenüber einer Scheibenbelastung von 1,2 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) und einer Temperatur von 23,9 °C erhöhte sich die Scheibenbelastung um 67 %, wobei die prozentuale Reinigungsleistung annähernd gleich blieb (K5 und K6) (Abbildung 8.17). Lediglich die NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration erhöhte sich von 5,7 mg NH<sub>4</sub>-N/l auf 9,2 mg NH<sub>4</sub>-N/l (Tabelle 8.9). Eine weitere Erhöhung der Temperatur auf 31,5 °C steigerte die Reinigungsleistung nochmals um 0,93 % pro 1 °C (von 90 % auf 92,7 %).

Bei mittleren Scheibenbelastungen zwischen 4,4 und 4,5 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) war eine Reduzierung der Nitrifikationsleistung durch eine Erhöhung der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 14,5 auf 20,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) zu beobachten (K9 - K11) (siehe Kapitel 8.2.7).

Das Temperaturoptimum liegt bei einer Abwassertemperatur von ca. 31,5 °C. Dort wird auch die maximale Nitrifikationsleistung von 3,81 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer Scheibenbelastung von 4,4 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) und einer mittleren NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration von 12,1 mg/l erreicht (K9). Nach Überschreiten des Temperaturoptimums erhöht sich die NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration bei gleich bleibender NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung.

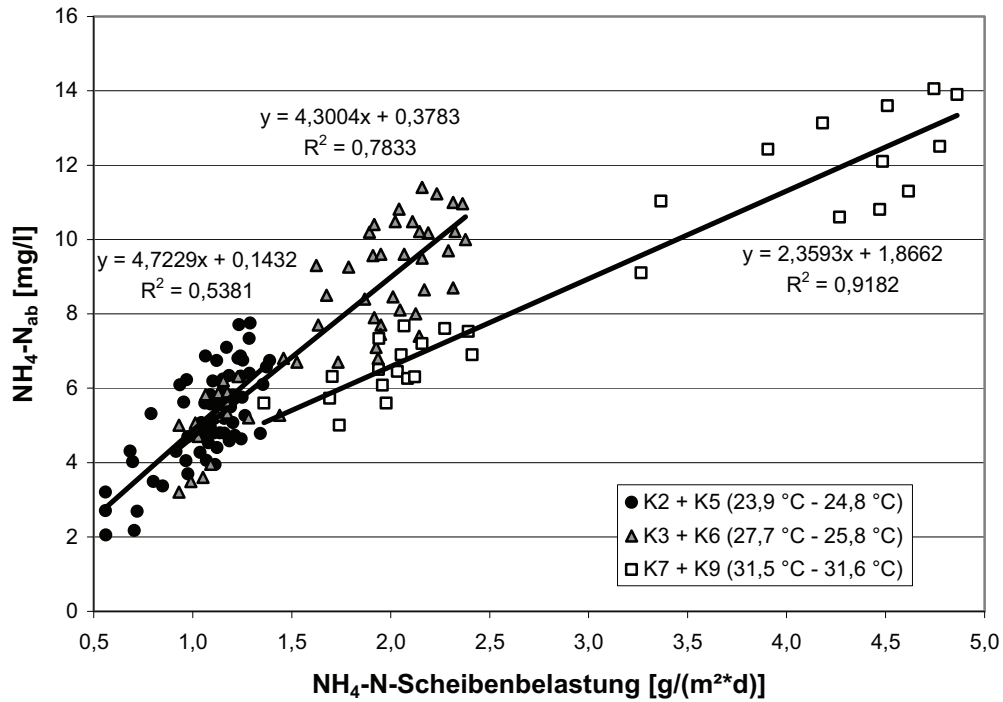


Abbildung 8.18:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration ( $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}}$ ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 23,9 und 31,6 °C; Versuchsphasen (K2, K3 und K5 - K7 und K9) ( $\varnothing$  25 cm)

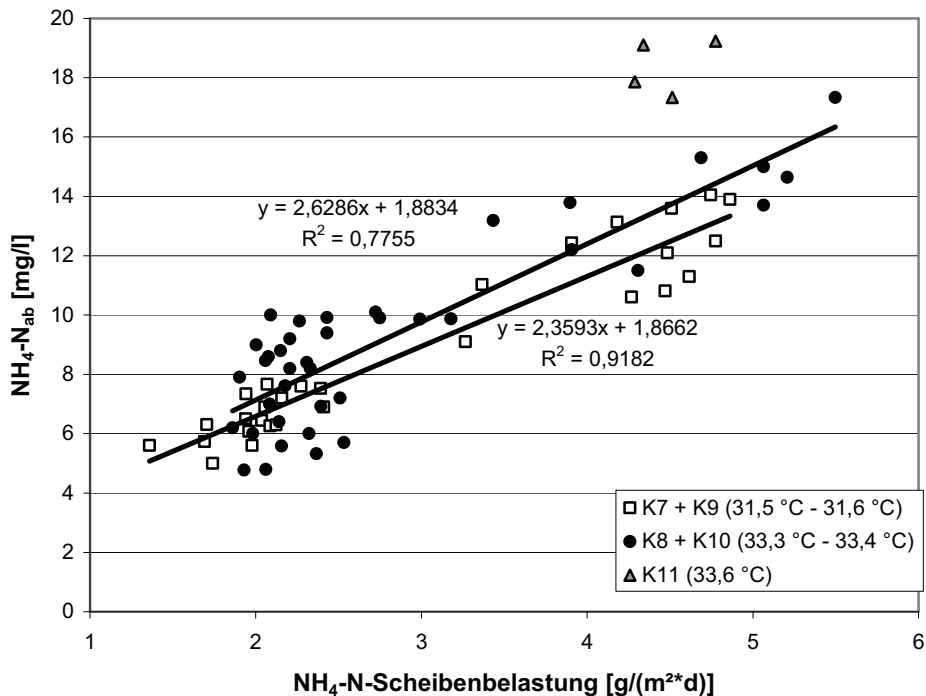
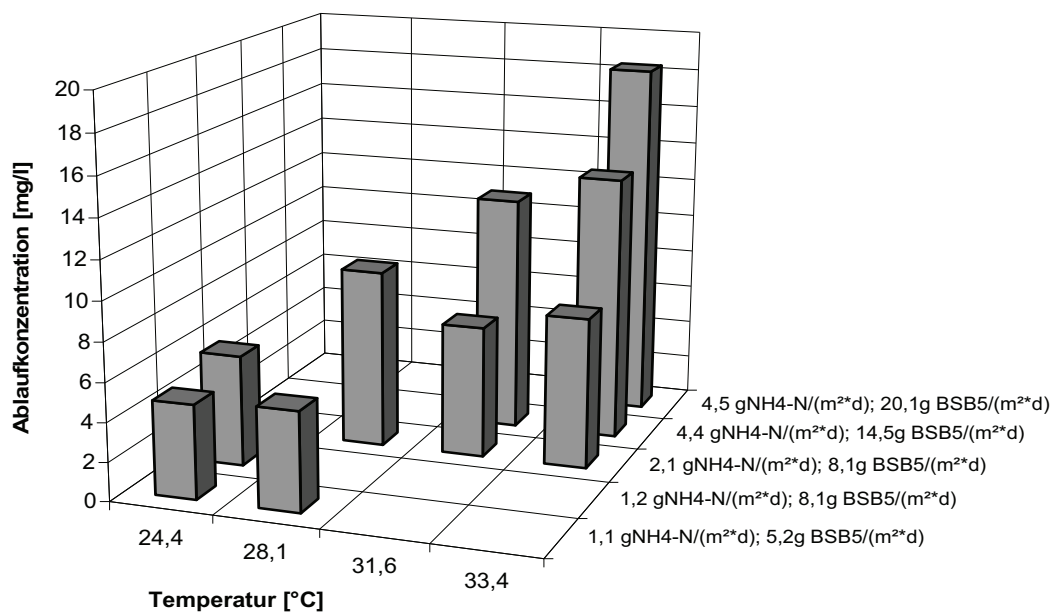


Abbildung 8.19:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration ( $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ab}}$ ) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,5 und 33,6 °C; Versuchsphasen (K7 bis K11) ( $\varnothing$  25 cm)

In den Abbildung 8.18 und Abbildung 8.19 sind die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von den  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen für die untersuchten Abwassertemperaturen dargestellt. Die Abbildungen zeigen, dass die Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation bzw. der Einfluss der Abwassertemperatur auf die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in einem Temperaturbereich zwischen  $23,9\text{ °C}$  und  $28,5\text{ °C}$  größer ist als im Bereich von  $31,5\text{ °C}$  bis  $33,6\text{ °C}$ . Dies verdeutlichen die Steigungen der Regressionsgeraden. Zudem ist Abwassertemperatureinfluss bei höheren Scheibenbelastungen ausgeprägter als bei niedrigen Scheibenbelastungen. Insgesamt ergibt sich für die untersuchten Abwassertemperaturen und Scheibenbelastungen ein linear Zusammenhang.



**Abbildung 8.20:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von den Scheibenbelastungen und der Abwassertemperatur**

### 8.2.3 BSB<sub>5</sub>-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 mittlere BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen von 5,3 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bis 31,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) untersucht. Der Temperaturbereich des Abwassers lag zwischen 23,2 °C und 35,2 °C. In Tabelle 8.10 sind die untersuchten Szenarien aufgelistet. In Klammer sind die tatsächlichen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen während der Untersuchungsphasen vermerkt.

**Tabelle 8.10: Untersuchungsbedingungen BSB<sub>5</sub>: Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) (Ø 50 cm)**

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

In Abbildung 8.21, Abbildung 8.22 und in Tabelle 8.11 sind die Ergebnisse der Untersuchungen dargestellt.

Bei einer mittleren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 5,3 bis 5,4 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) erhöhte sich die BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung durch eine 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 BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration um 21,5 % von 7,9 mg BSB<sub>5</sub>/l auf 6,2 mg BSB<sub>5</sub>/l.

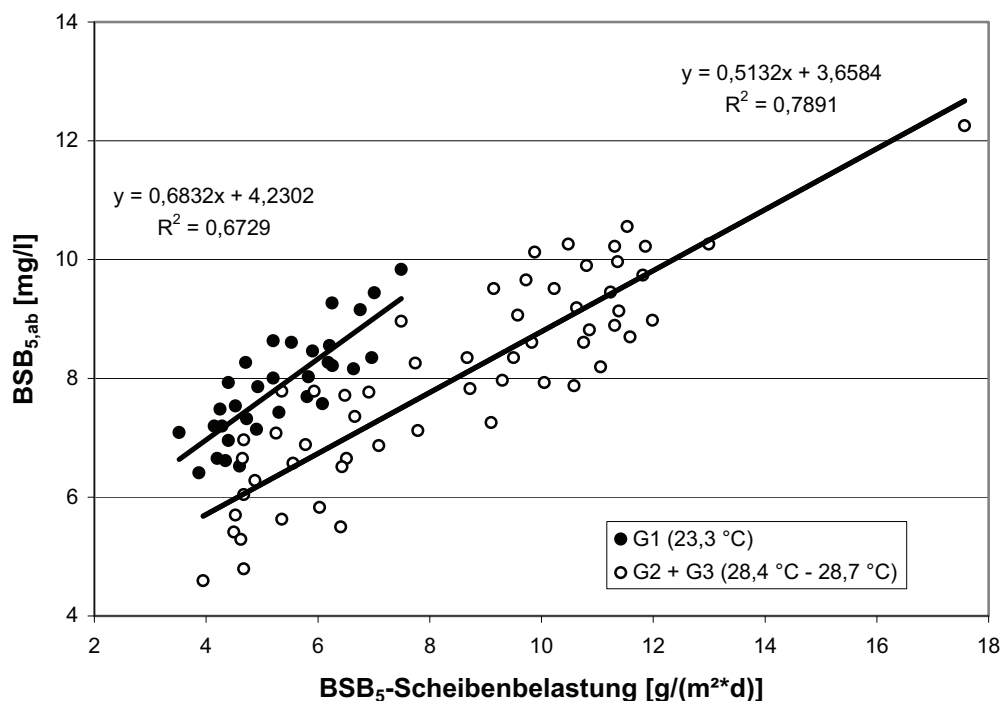
Bei Abwassertemperaturen von 28,4 °C - 35 °C ist der Einfluss auf die prozentuale Reinigungsleistung bei den untersuchten Scheibenbelastungen gering. Die Reinigungsleistung reduziert sich bei Scheibenbelastungen von 9,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bis 10,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) marginal 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 BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d)) eine Erhöhung der BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration von 44 % (6,2 auf 8,9 mg BSB<sub>5</sub>/l).

**Tabelle 8.11: Ergebnisse der BSB<sub>5</sub>-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Ø 50 cm)**

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

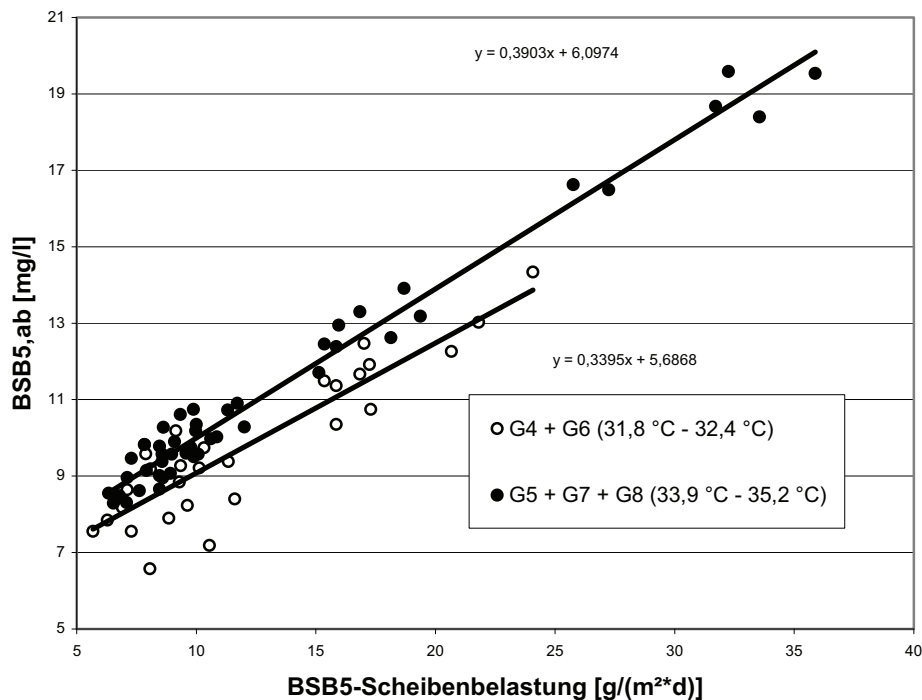
Bei allen Untersuchungsphasen wurde eine prozentuale Reinigungsleistung von über 96 % erreicht. Die maximale prozentuale Reinigungsleistung wurde mit 98 % bei einer Abwassertemperatur von 28,4 °C und einer Scheibenbelastung von 10,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) erreicht (G3).



**Abbildung 8.21: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration (BSB<sub>5,ab</sub>) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 23,3 und 28,7°C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G1 - G3 (siehe Tabelle 8.11)**

Ein vergleichbares Ergebnis zu den Untersuchungen mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm ergab sich hinsichtlich der Steigerung der Abbauleistung respektive der Verringerung der BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentrationen bis zu einer Temperaturerhöhung auf ca. 32,2 °C. Dies ist

anhand der Steigungen der Regressionsgeraden in Abbildung 8.21 und Abbildung 8.22 erkennbar.



**Abbildung 8.22: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration (BSB<sub>5,ab</sub>) in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,8 und 35,2 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G4 - G8 (siehe Tabelle 8.11)**

Bei mittleren Abwassertemperaturen von ca. 34 °C dreht sich dieser Effekt um. Die Steigung der Regressionsgerade wird im Vergleich zu jener bei einer mittleren Abwassertemperatur von ca. 32,2 °C größer bei vergleichbarem Schnittpunkt mit der Ordinate.

Trotz einer Steigerung der mittleren Scheibenbelastung um den Faktor 3,4 von 9,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) auf 31,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) konnte keine signifikante Veränderung der prozentualen Reinigungsleistung festgestellt werden. Sehrwohl jedoch bezüglich der BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration, die sich nur um den Faktor 1,9 erhöhte (G5 und G8).

Die maximale Abbaurate wurde zu 34,9 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer Scheibenbelastung von 35,9 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) und einer Abwassertemperatur von 33,9 °C bestimmt (Einzelergebnis).

In Analogie zur Berechnung der zu erwartenden Ablaufkonzentration bzw. der BSB<sub>5</sub>-Abbaurrate für einen Scheibendurchmesser von 25 cm wurde für einen Scheibendurchmesser von 50 cm und einer Abwassertemperatur von ca. 32,2 °C anhand der Gleichung der Regressionsgerade aus Abbildung 8.22 die Ablaufkonzentration und die BSB<sub>5</sub>-Abbaurrate bestimmt. Bei einer Scheibenbelastung von 35,9 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) ergibt sich rechnerisch eine Ablaufkonzentration von 17,9 mg/l und eine BSB<sub>5</sub>-Abbaurrate von 35,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d).

### 8.2.4 Nitrifikationsleistung ( $\varnothing$ 50 cm)

Untersucht wurden  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen in einem Bereich von 1,2 - 5 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ , bei  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastungen zwischen 5,3 und 31,1 g  $\text{BSB}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  bei Abwassertemperaturen zwischen 23,2 °C und 35,2 °C.

In Tabelle 8.12 sind die untersuchten mittleren  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen und die dazugehörigen Versuchsbedingungen sowie die entsprechende Phasenbezeichnung dargestellt. Das C/N-Verhältnis lag während der Untersuchungen zwischen 3,9 und 6,5.

In Klammern sind die für die einzelnen Untersuchungsphasen geltenden mittleren  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen und Abwassertemperaturen aufgeführt.

**Tabelle 8.12: Untersuchungsbedingungen  $\text{NH}_4\text{-N}$ : Abwassertemperatur während der unterschiedlichen Versuchsphasen in Abhängigkeit von der Lufttemperatur (in Klammern die tatsächliche Scheibenbelastung) ( $\varnothing$  50 cm)**

		Mittlere Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> ·d)]			
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>		<b>1,2</b>	<b>2,1</b>	<b>4,6</b>	<b>4,8</b>
<b>BSB<sub>5</sub></b>		<b>5,4</b>	<b>9,5</b>	<b>17,7</b>	<b>31,1</b>
<b>T<sub>Luft</sub> [°C]</b>	<b>Abwassertemperatur [°C] (NH<sub>4</sub>-N-; BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung [g/(m<sup>2</sup>·d)])</b>				
<b>25</b>	23,2 (1,2; 5,3)				
<b>30</b>	28,7 (1,2; 5,4)		28,4 (1,9; 10,1)		
<b>35</b>			32,4 (2,0; 9,4)	31,8(5,0; 18,3)	33,9 (4,8; 31,1)
<b>40</b>			35 (2,4; 9,1)	35,2 (4,1;17,2)	
<b>T<sub>Luft</sub> [°C]</b>	<b>Phase</b>				
<b>25</b>	G1				
<b>30</b>	G2		G3		
<b>35</b>			G4	G6	
<b>40</b>			G5	G7	G8

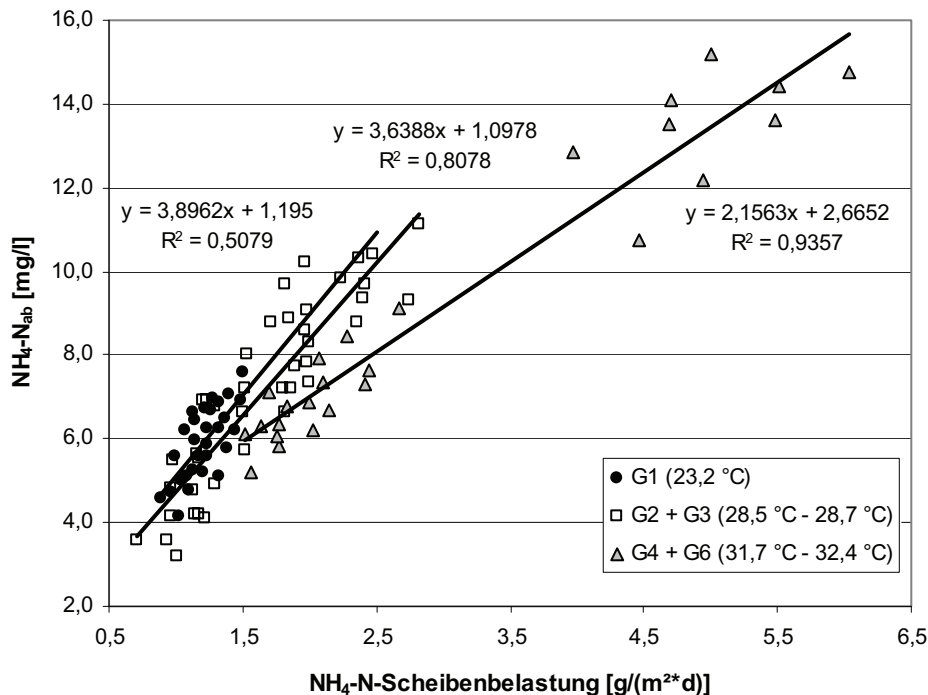
Mit steigender Abwassertemperatur nimmt die prozentuale Nitrifikationsleistung (G1 - G2 bzw. G3 - G4) nur marginal um 0,20 % bzw. 0,23 % pro 1 °C Temperaturerhöhung zu. Im Temperaturbereich von 31,7 °C und 32,4 °C kehrt sich der Einfluss der Abwassertemperatur um. Die prozentualen Reinigungsleistungen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

Vergleichbar mit den Ergebnissen bei einem Scheibendurchmesser von 25 cm liegt die während der Versuchsphase G2 eingestellte mittlere Scheibenbelastung von 1,16 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  deutlich unter der möglich einstellbaren Scheibenbelastung bei einer Abwassertemperatur von 28,7 °C. Bei einer vergleichbaren Abwassertemperatur, jedoch bei einer um 65 % höheren mittleren  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung wurde eine annähernd gleiche prozentuale Reinigungsleistung erzielt (G3).

**Tabelle 8.13: Ergebnisse der NH<sub>4</sub>-N-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Ø 50 cm)**

Phase		G1	G2	G3	G4	G5	G6	G7	G8
Abwassertemperatur	[°C]	23,2	28,7	28,5	32,4	35,0	31,7	35,2	33,9
mittlere Scheibenbelastung	[g NH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1,2	1,2	1,9	2,0	2,4	5,0	4,1	4,8
	[g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	5,3	5,4	10,1	9,1	9,1	18,3	17,2	31,1
mittlere Nitrifikationleistung	[g NH <sub>4</sub> -N <sub>oxidiert</sub> /(m <sup>2</sup> *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 Nitrifikationleistung	[%]	88,2	89,3	90,3	92,2	91,8	87,2	84,6	79,7

Die in Abbildung 8.23 und Abbildung 8.24 dargestellte Abhängigkeit der NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration von der NH<sub>4</sub>-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 anscheinenden Temperaturoptimum von ca. 32 °C. Bis zu dieser Temperatur verringert sich die Steigung der Regressionsgerade. Danach nimmt die Steigung der Regressionsgerade wieder zu, bei vergleichbarem Schnittpunkt mit der Ordinate bei ca. 2,4 mg/l.



**Abbildung 8.23: NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 23,2 und 32,4 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G1 - G4 und G6 (siehe Tabelle 8.13)**



Die maximale Nitrifikationsleistung von 4,34 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) wurde bei einer Scheibenbelastung von 5 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) und einer Abwassertemperatur von 31,7 °C erzielt (bestimmt als Einzelergebnis).

Nach Erhöhung der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung auf 31,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) verringerte sich die Nitrifikationsleistung deutlich auf unter 80 % (siehe Kapitel 8.2.7).

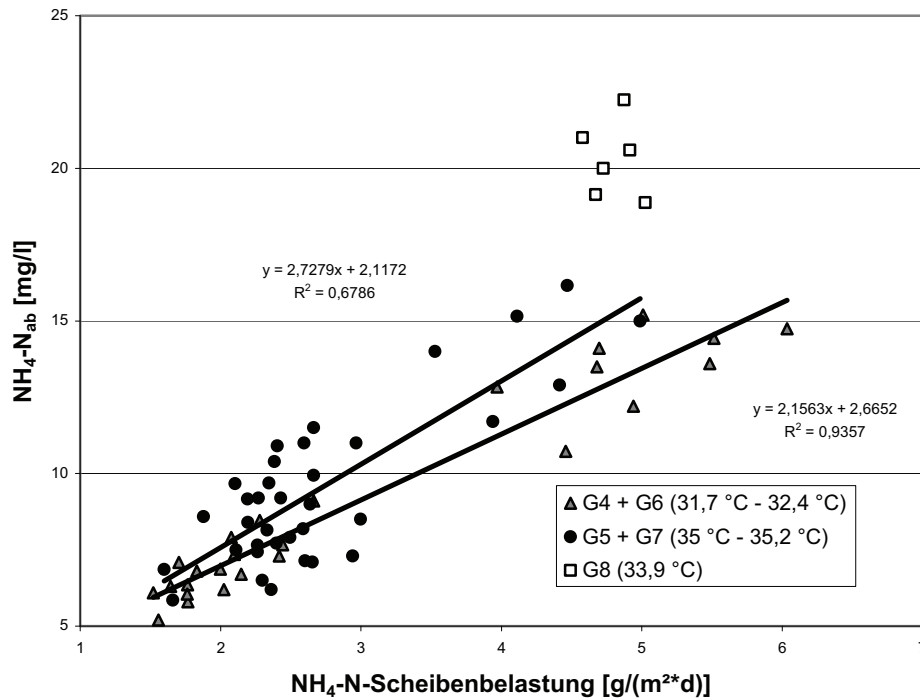


Abbildung 8.24: NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung bei Abwassertemperaturen zwischen 31,7 und 35,2 °C (Ø 50 cm); Versuchsphasen G4 - G8 (siehe Tabelle 8.13)

### 8.2.5 Einfluss des Maßstabes auf die Untersuchungsergebnisse der Versuchsanlagen

In Abbildung 8.25 und Abbildung 8.26 wurden, jeweils vergleichend, die BSB<sub>5</sub>-Abbauraten und die Nitrifikationsleistungen der beiden Versuchsanlagen gegenüber gestellt.

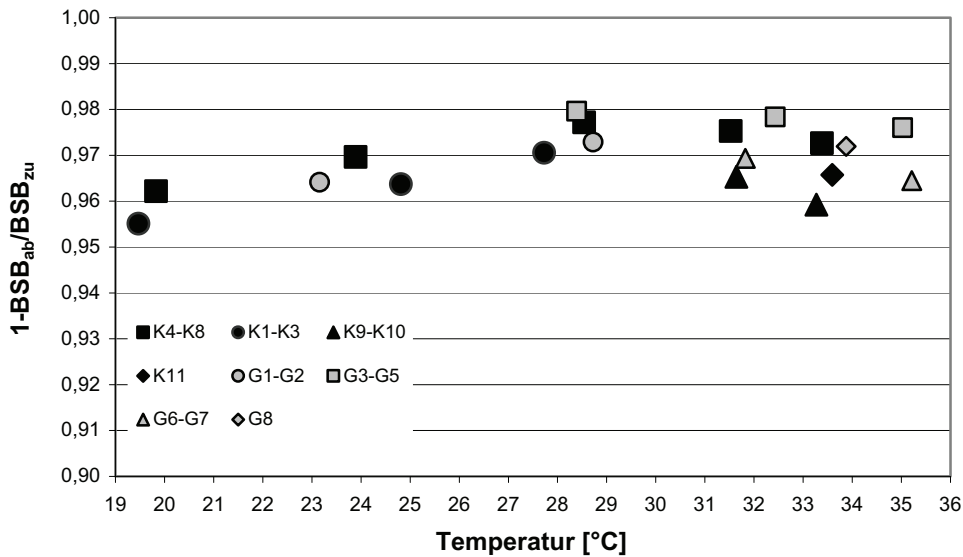


Abbildung 8.25: Vergleich der BSB<sub>5</sub>-Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen (Ø 25 cm und Ø 50 cm; synthetisches Abwasser)

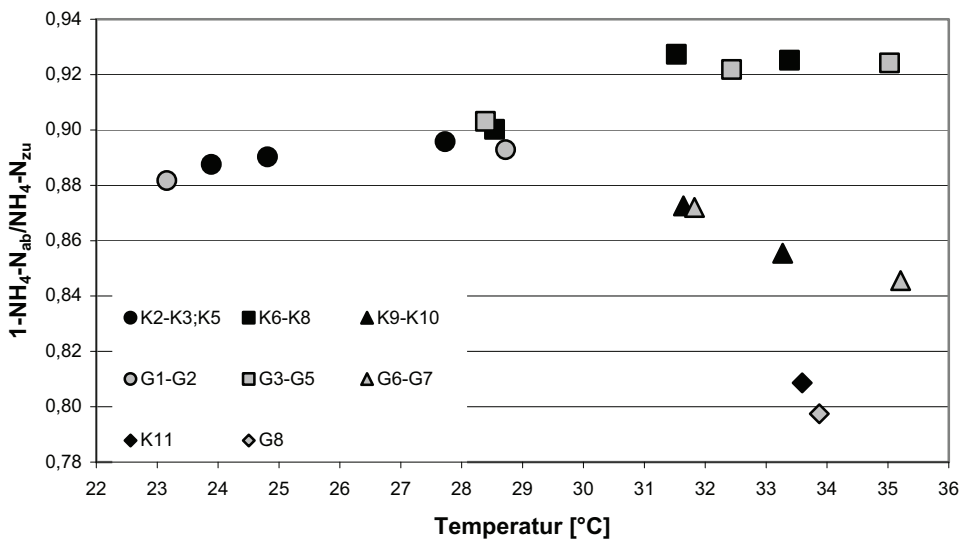


Abbildung 8.26: Vergleich der NH<sub>4</sub>-N-Untersuchungsergebnisse der beiden Versuchsanlagen (Ø 25 cm und Ø 50 cm, synthetisches Abwasser)

Anhand der Datensätze für beide Versuchsanlagen ist kein Einfluss des Scheibendurchmessers auf die BSB<sub>5</sub>-Abbauleistung und die NH<sub>4</sub>-N-Abnahme für die untersuchten Abwassertemperaturen und Scheibenbelastungen festzustellen.

Die in Abbildung 8.26 erkennbaren Unterschiede bei Abwassertemperaturen über 31 °C sind auf den Einfluss hoher BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen auf die NH<sub>4</sub>-N-Abnahme zurückzuführen. Dieser Effekt ist ebenfalls für beide Versuchsanlagen vergleichbar.

### 8.2.6 Bestimmung der maximalen Umsatzraten durch Linearisierung nach Lineweaver und Burk

Durch die Bestimmung der BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Konzentrationen in den Kaskaden der beiden labormaßstäblichen Scheibentauchkörper konnten die maximalen BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur im Dauerstrombetrieb ermittelt werden.

Die Bestimmung der maximale Umsatzrate  $r_{s,max}$  und der zugehörigen Halbwertskonstante  $K_m$  erfolgte hierbei durch die Linearisierung der Messergebnisse der BSB<sub>5</sub>-Konzentrationen in Kaskade 1 und der gemessenen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten in Kaskade 1 sowie der Messergebnisse der NH<sub>4</sub>-N-Konzentrationen in Kaskade 2 und der gemessenen NH<sub>4</sub>-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 6.2.1, Gleichung 6.7):

$$\frac{1}{r_s} = \frac{K_m + c_s}{r_{s,max} * c_s} = \frac{K_m}{r_{s,max}} * \frac{1}{c_s} + \frac{1}{r_{s,max}} \quad \text{Gleichung 8.1}$$

mit  $r_s = (c_0 - c_s) * Q / A_{Kaskade\ i}$  [g/(m<sup>2</sup>\*d)]

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

$K_m$  = Sättigungskonstante [mg/l]

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

#### BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten

Nach der ersten Kaskade ist der BSB<sub>5</sub>-Abbau bei mittleren Scheibenbelastungen unter 10,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) und Abwassertemperaturen zwischen 23,9 °C und 35°C zu mehr als 92 % (92,1 % - 95,5 %) beendet. Bei einer Erhöhung der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bis auf 31,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) reduziert sich die Abbauleistung der Kaskade 1, bezogen auf die Gesamtabbauleistung des Scheibentauchkörpersystems linear auf ca. 54,5 % bei einer Abwassertemperatur von 33,9 °C.

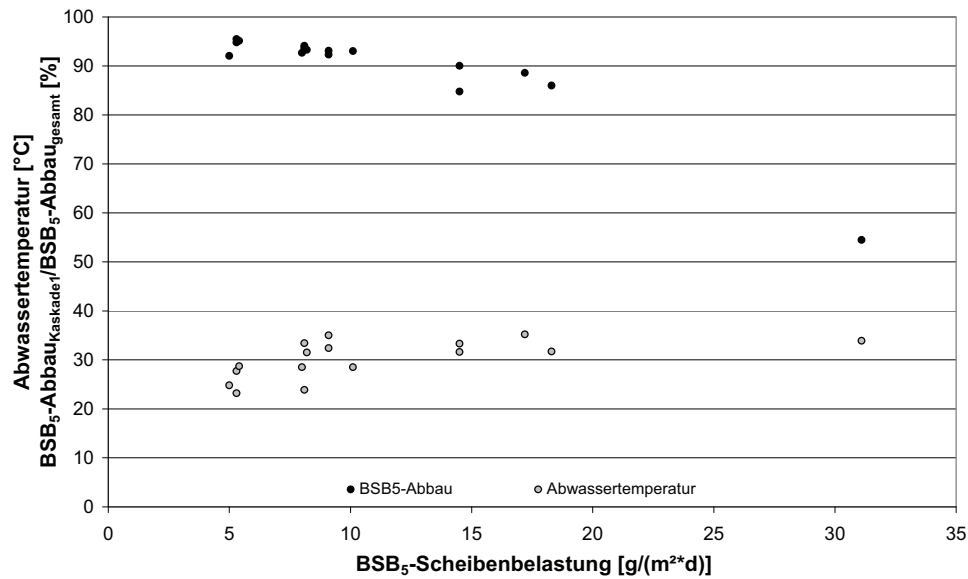


Abbildung 8.27: Prozentualer BSB<sub>5</sub>-Abbau in Kaskade 1 bei unterschiedlichen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung

Tabelle 8.14: BSB<sub>5</sub>-Konzentrationen in den Kaskaden bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen und BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen

	T <sub>Abwasser</sub> [°C]	BSB <sub>5</sub> -Scheiben- belastung [g BSB <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	HRT [h]	Zulauf	Ablauf			$\frac{\Delta C_{BSB_5;K1}}{\Delta C_{BSB_5;gesamt}}$ <sup>11</sup> [%]
					Kaskade 1 [mg BSB <sub>5</sub> /l]	Kaskade 2 [mg BSB <sub>5</sub> /l]	Kaskade 3 [mg BSB <sub>5</sub> /l]	
K2	24,8	5,0	5,0	242,3	26,9	17,8	8,3	92,1
K3	27,7	5,3	5,0	230,0	19,1	12,7	7,5	94,8
K5	23,9	8,1	5,0	317,2	29,9	19,4	10,3	93,6
K6	28,5	8,0	5,0	324,1	32,0	19,1	8,9	92,7
K7	31,5	8,2	5,0	318,3	30,2	21,0	9,5	93,3
K8	33,4	8,1	5,0	331,2	30,0	21,9	11,1	94,1
K9	31,6	14,5	2,5	299,0	40,2	19,1	11,5	90,0
K10	33,3	14,5	2,5	306,0	59,0	36,8	14,7	84,8
G1	23,2	5,3	5,0	235,6	18,4	11,4	8,1	95,5
G2	28,7	5,4	5,0	220,6	17,9	12,0	7,5	95,1
G3	28,5	10,1	5,0	390,1	36,6	19,4	10,1	93,0
G4	32,4	9,1	5,0	362,8	37,4	20,4	10,3	92,3
G5	35,0	9,1	5,0	347,4	33,3	22,0	10,0	93,1
G6	31,7	18,3	2,5	379,0	64,4	25,3	13,1	86,0
G7	35,2	17,2	2,5	341,3	54,7	31,9	17,7	88,6
G8	33,9	31,1	2,5	622,0	294,2	97,9	20,2	54,5

<sup>11</sup>  $\Delta C_{BSB_5;K1} / \Delta C_{BSB_5;gesamt} = (C_{BSB_5;zu} - C_{BSB_5;Kaskade1}) / (C_{BSB_5;zu} - C_{BSB_5;Kaskade3}) * 100\%$

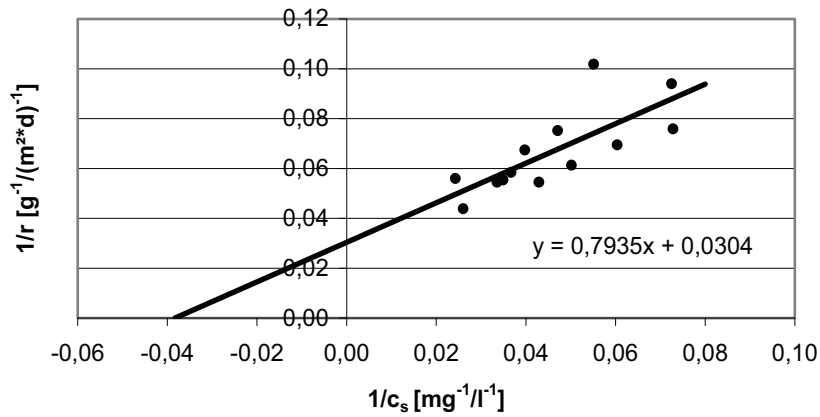


Abbildung 8.28: Bestimmung von  $r_{s,max,C}$  und  $K_{m,C}$ ; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C - 24,8 °C (MW = 24 °C)

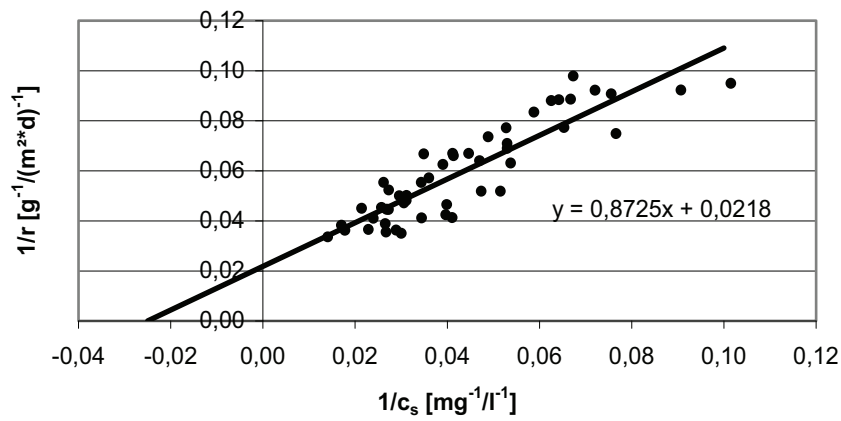


Abbildung 8.29: Bestimmung von  $r_{s,max,C}$  und  $K_{m,C}$ ; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C - 28,7 °C (MW = 28,4 °C)

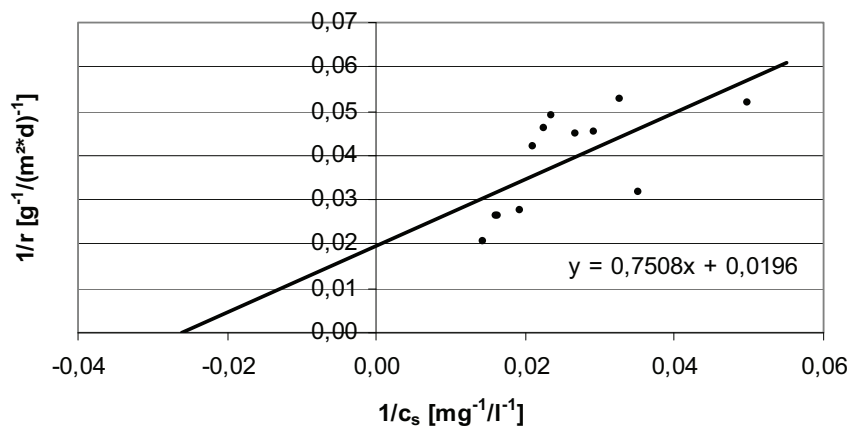
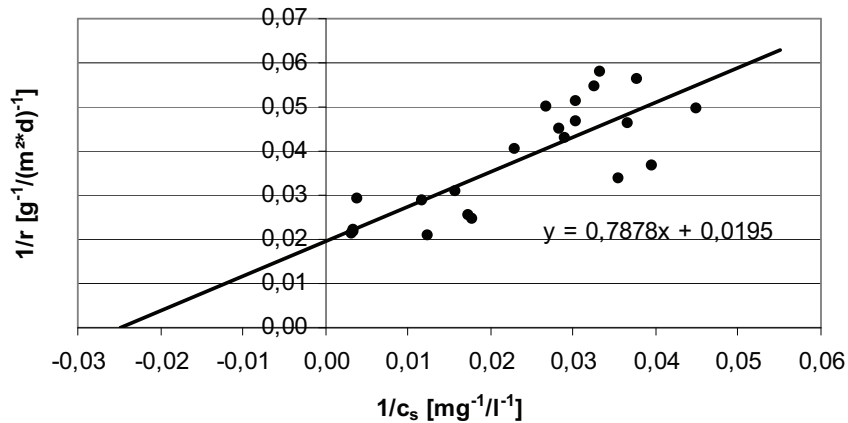


Abbildung 8.30: Bestimmung von  $r_{s,max,C}$  und  $K_{m,C}$ ; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C - 32,4 °C (MW = 31,8 °C)



**Abbildung 8.31: Bestimmung von  $r_{s,max,C}$  und  $K_{m,C}$ ; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C - 35,2 °C (MW = 34,1 °C)**

Die nach der Methode von LINEWEAVER und BURK bestimmten maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten  $r_{s,max,C}$  ergeben sich für den Dauerstrombetrieb in Kaskade 1 je nach Scheibenbelastung von 5 bis 31,1 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) und Abwassertemperaturen zwischen 23,2 °C und 35,2 °C zu 32,9 bis 51,3 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d).

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

**Tabelle 8.15:  $r_{s,max,C}$  und  $K_{m,C}$**

Abwassertemperaturbereich	$r_{s,max,C}$ [g/(m <sup>2</sup> *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

### NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten

Die maximalen NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten im Dauerstrombetrieb ergeben sich in Kaskade 2. Dort findet zwischen 50,2 % und 62,2 % des gesamten NH<sub>4</sub>-N-Umsatzes statt.

Eine Ausnahme ergibt sich bei Versuchsphase G8 bei einer  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung von  $4,1 \text{ g}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  und einer  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastung von  $31,1 \text{ g}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ . In diesem Fall liegt die  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastung der Kaskade 2 bei über  $15 \text{ g}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ , wodurch eine Nitrifikation nicht stattfinden kann. Die maximale  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Reduktion erfolgt während Versuchsphase G8 durch Inkorporation in die Biomasse in Kaskade 1<sup>12</sup>.

**Tabelle 8.16:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen in den Kaskaden bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen und  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen**

	$T_{\text{Abwasser}}$ [°C]	Scheibenbelastung		HRT [h]	Zulauf	Ablauf			$\Delta C_{\text{NH}_4\text{-NK}_2} / \Delta C_{\text{NH}_4\text{-N}_{\text{gesamt}}}$ <sup>13</sup> [%]
		$\text{NH}_4\text{-N}$	$\text{BSB}_5$			Kaskade 1	Kaskade 2	Kaskade 3	
		[g/(m <sup>2</sup> ·d)]	[g/(m <sup>2</sup> ·d)]			[mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ ]			
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

Die nach der Methode von LINEWEAVER und BURK bestimmten maximalen  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten im Dauerstrombetrieb der Versuchsanlagen liegen in einem Abwassertemperaturbereich von  $23,9 \text{ °C}$  bis  $35,2 \text{ °C}$  und  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung zwischen  $1,0$  und  $5,0 \text{ g } \text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  bei  $2,42$  bis  $5,77 \text{ g } \text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ .

<sup>12</sup> Siehe Kapitel 8.2.12

<sup>13</sup>  $\Delta C_{\text{NH}_4\text{-N};\text{K}_2} / \Delta C_{\text{NH}_4\text{-N};\text{gesamt}} = (C_{\text{NH}_4\text{-N},\text{zu}} - C_{\text{NH}_4\text{-N},\text{Kaskade2}}) / (C_{\text{NH}_4\text{-N},\text{zu}} - C_{\text{NH}_4\text{-N},\text{Kaskade3}}) * 100\%$

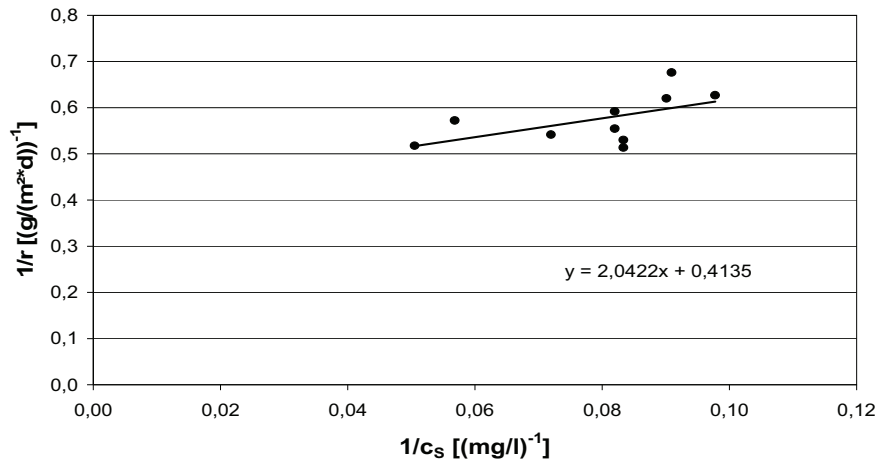


Abbildung 8.32: Bestimmung von  $r_{s,max,NH4-N}$  und  $K_{m,NH4-N}$ ; Abwassertemperaturbereich 23,2 °C - 24,8 °C (MW = 24 °C)

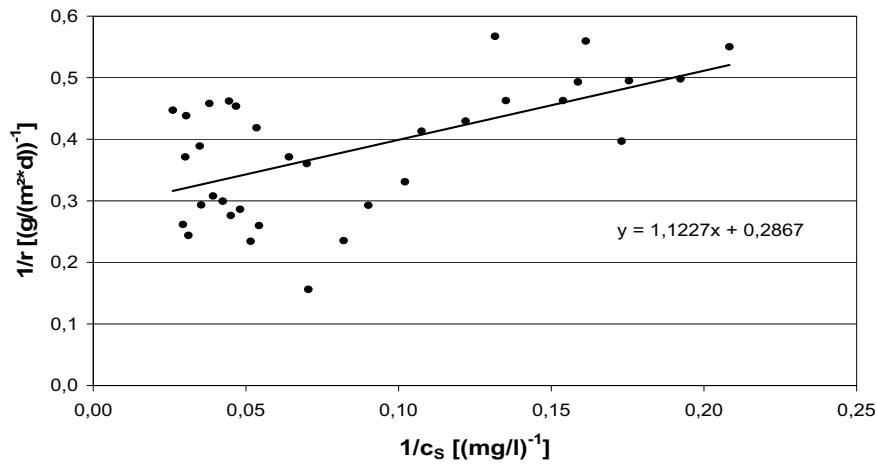


Abbildung 8.33: Bestimmung von  $r_{s,max,NH4-N}$  und  $K_{m,NH4-N}$ ; Abwassertemperaturbereich 27,7 °C - 28,7 °C (MW = 28,4 °C)

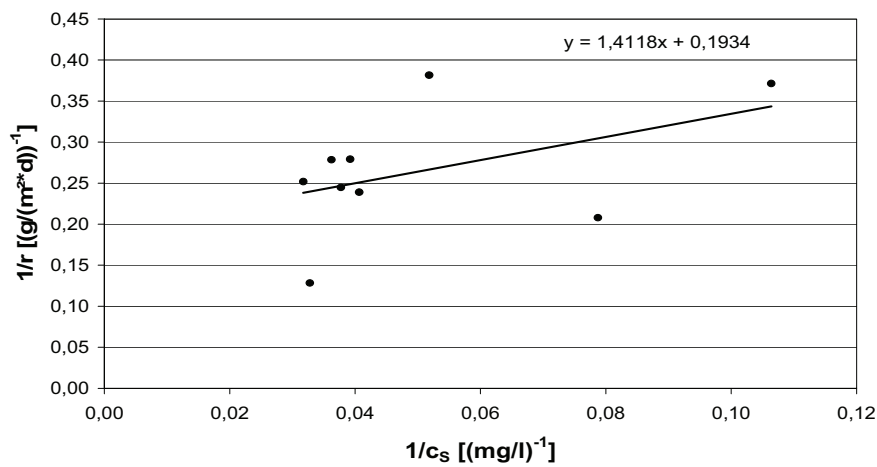
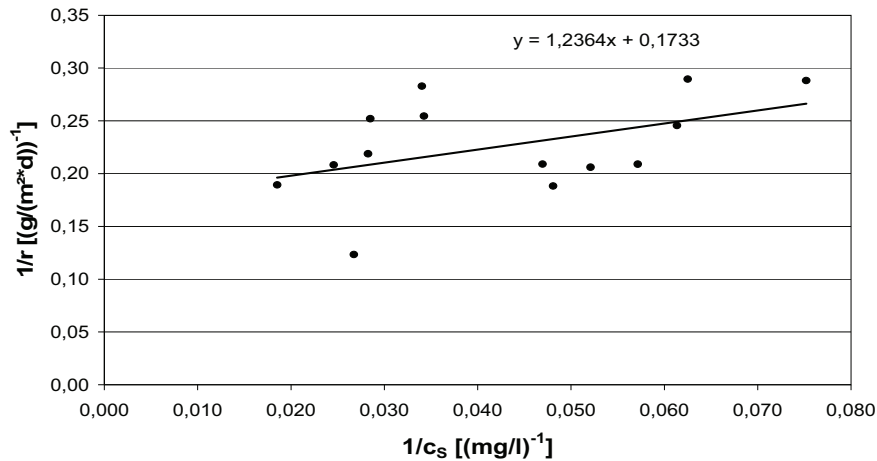


Abbildung 8.34: Bestimmung von  $r_{s,max,NH4-N}$  und  $K_{m,NH4-N}$ ; Abwassertemperaturbereich 31,5 °C - 32,4 °C (MW = 31,8 °C)





**Abbildung 8.35: Bestimmung von  $r_{s,max,NH_4-N}$  und  $K_{m,NH_4-N}$ ; Abwassertemperaturbereich 33,3 °C - 35,2 °C (MW = 34,1 °C)**

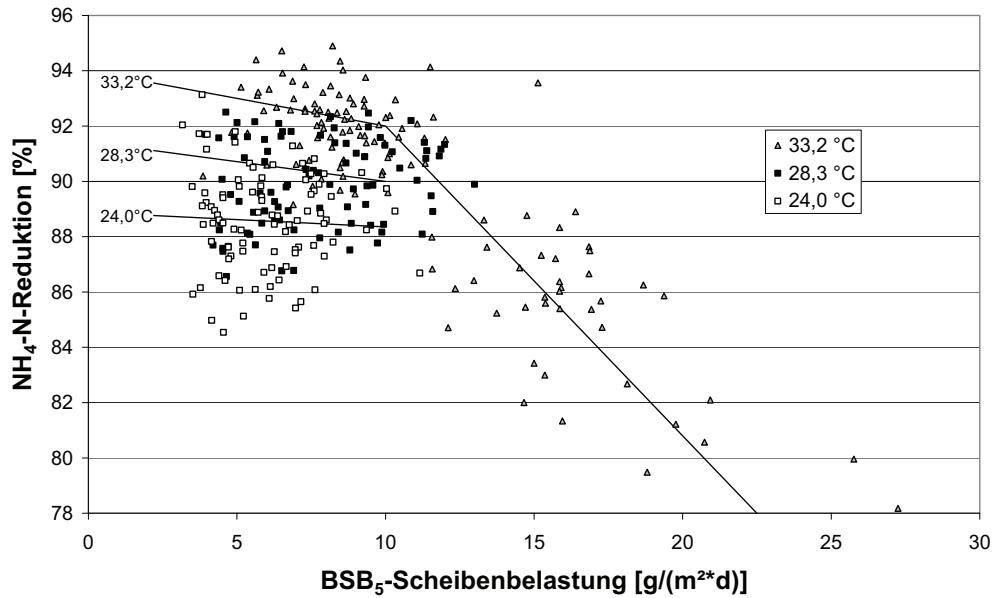
Bei einer Erhöhung der mittleren Abwassertemperatur um 4,4 °C (24 °C auf 28,4 °C) ergibt sich eine Steigerung der Nitrifikationsleistung um 43,8% bzw. um 10 % je 1 °C Temperaturerhöhung. Die prozentuale Steigerung nimmt bei einer weiteren Erhöhung der Abwassertemperatur auf 31,8 °C weiter zu und beläuft 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. Bei einer Temperaturerhöhung von 24 °C auf 34,1 °C ergibt sich somit die mittlere Steigerung der Nitrifikationsleistung zu 13,7 % je 1 °C Temperaturerhöhung.

**Tabelle 8.17:  $r_{s,max,NH_4-N}$  und  $K_{m,NH_4-N}$**

Abwassertemperaturbereich	$r_{s,max,NH_4-N}$ [g/(m²*d)]	$K_{m,NH_4-N}$ [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

### 8.2.7 Einfluss der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung auf die Nitrifikationsleistung

In Abbildung 8.36 ist - für beide Scheibendurchmesser gemeinsam - die Abhängigkeit der NH<sub>4</sub>-N-Abnahme von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung dargestellt. Sowohl bei einem Scheibendurchmesser von 25 cm als auch von 50 cm reduzierte sich die Nitrifikationsleistung der Versuchsanlagen erwartungsgemäß mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung.



**Abbildung 8.36: Einfluss der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung auf die NH<sub>4</sub>-N-Abnahme bei unterschiedlichen Temperaturen (Ø 25 cm und Ø 50 cm)**

Der Einfluss der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung ist dabei bis zu einer Scheibenbelastung von ca. 10 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) gering, bei höheren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung jedoch signifikant.

Bis zu einer Scheibenbelastung von 10 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) verringert sich die Nitrifikationsrate lediglich um wenige Prozentpunkte, danach reduziert sich die Nitrifikationsleistung deutlich stärker mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung.

### 8.2.8 Hydraulische Aufenthaltszeit (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm)

Die Versuchsanlagen wurden auf eine hydraulische Aufenthaltszeit von 5 h dimensioniert. Um Scheibenbelastungen größer 10 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bzw. 2 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) realisieren zu können, wurde die hydraulische Aufenthaltszeit während der Phasen K9 – K11 (Ø 25 cm) bzw. der Phasen G6 - G8 (Ø 50 cm) halbiert.

Zur Erhöhung der Scheibenbelastung wäre auch die Erhöhung der Zulaufkonzentrationen möglich gewesen. Jedoch wären die Zulaufkonzentrationen dann in einem Bereich (800 - 1200 mg BSB<sub>5</sub>/l) anzusiedeln gewesen, welche jedoch nicht länger realen Betriebsbedingungen (kommunales Abwasser) entsprochen hätte.

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

Zu erklären ist dies anhand der in Kapitel 8.1.3 bestimmten maximalen Umsatzraten. In Tabelle 8.18 sind die maximalen Umsatzraten für die untersuchten Abwassertemperaturbereiche gemittelt aufgelistet. Im Vergleich zu den untersuchten mittleren Scheibenbelastungen im Dauerstrombetrieb sind die maximalen Umsatzraten um einen Faktor von min-

destens 1,46 (Abwassertemperaturbereich 30 - 35 °C) größer. Dadurch wirkt sich die Reduzierung der hydraulischen Aufenthaltszeit von 5 auf 2,5 h nicht auf die prozentuale Reinigungsleistung aus.

**Tabelle 8.18: Maximalen Umsatzraten und mittlere Scheibenbelastungen bei verschiedenen Abwassertemperaturen**

Abwasser- temperaturbereich	Mittlere Scheibenbelastung		Maximale Umsatzraten	
	NH <sub>4</sub> -N g/(m <sup>2</sup> *d)	BSB <sub>5</sub> g/(m <sup>2</sup> *d)	NH <sub>4</sub> -N g/(m <sup>2</sup> *d)	BSB <sub>5</sub> g/(m <sup>2</sup> *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

### 8.2.9 pH-Wert (Ø = 25 cm und Ø = 50 cm)

Der minimale pH-Wert in Kaskade 1 lag bei 6,9 und der maximale bei 7,7. Es wurde eine leichte Reduzierung des pH-Wertes von Kaskade zu Kaskade festgestellt. 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 mögliche Hemmung der Nitrifikation bewirken kann (siehe Kapitel 6.4.1)

**Tabelle 8.19: pH-Werte in den Kaskade (Ø = 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 <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	5,0	5,3	8,1	8,0	8,2	8,1	14,5	14,5	20,1
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *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
Kaskade 1	[-]	7,3	7,2	7,1	7,3	7,1	7,5	7,2	7,5	7,5
Kaskade 2	[-]	7,2	7,2	7,0	7,1	7,0	7,4	7,1	7,5	7,6
Kaskade 3	[-]	7,2	7,0	6,8	6,9	6,8	7,2	6,8	7,4	7,5

**Tabelle 8.20: pH-Werte in den Kaskade (Ø = 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 <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	5,3	5,4	10,1	9,1	9,1	18,3	17,2	31,1
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	1,2	1,2	1,9	2	2,4	5,0	4,1	4,80
Zulauf	[-]	6,9	6,9	7,2	7,0	7,3	7,5	7,6	7,7
Kaskade 1	[-]	6,9	6,8	7,3	6,8	6,9	7,1	7,3	7,4
Kaskade 2	[-]	6,9	6,8	7,2	6,6	6,7	7,0	7,2	7,3
Kaskade 3	[-]	6,8	6,8	7,1	6,4	6,1	6,5	6,7	7,3

### 8.2.10 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 Gehalt an Sauerstoff in den Reaktoren, nicht auf jenen im Fluidfilm des Biofilms.

**Tabelle 8.21: 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 <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	5,0	5,3	8,1	8	8,4	8,1	14,5	14,5	20,1
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	1,0	1,1	1,2	2,0	2,1	2,3	4,4	4,4	4,5
Zulauf	[mgO <sub>2</sub> /l]	0,9	0,9	0,7	0,6	0,9	0,5	0,6	0,6	0,8
Kaskade 1	[mgO <sub>2</sub> /l]	2,8	1,4	1,7	1,4	1,8	1,7	1,9	1,9	1,8
Kaskade 2	[mgO <sub>2</sub> /l]	4,3	2	1,9	2	2,4	1,8	2,5	2,3	2,2
Kaskade 3	[mgO <sub>2</sub> /l]	6,1	2,7	3,6	3,7	3,7	2,4	3,2	2,8	3,2

Die Ergebnisse der Untersuchungen deuten daraufhin, dass sich die geringen Sauerstoffkonzentrationen gerade in den Kaskaden 2 und 3 limitierend auf die Nitrifikationsleistung der Versuchsanlagen ausgewirkt haben könnten.

**Tabelle 8.22: 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 <sub>5</sub> -Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	5,3	5,4	10,1	9,1	9,1	18,3	17,2	31,1
NH <sub>4</sub> -N-Scheibenbelastung	[g/(m <sup>2</sup> *d)]	1,2	1,2	1,9	2,0	2,4	5,0	4,1	4,8
Zulauf	[mgO <sub>2</sub> /l]	0,6	0,6	0,8	1,0	1,0	0,6	0,7	0,7
Kaskade 1	[mgO <sub>2</sub> /l]	1,9	1,4	2,1	2,3	1,8	1,8	1,8	1,8
Kaskade 2	[mgO <sub>2</sub> /l]	3,3	2,2	2,4	2,4	2,1	2,2	2,1	2,2
Kaskade 3	[mgO <sub>2</sub> /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 und wird vom Belastungsgradienten beeinflusst. Im Ablauf reduziert sich die Sauerstoffkonzentration mit steigender BSB<sub>5</sub>- bzw. NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung.

In Abbildung 8.37 ist die Sauerstoffkonzentration sowie die NH<sub>4</sub>-N- und BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur dargestellt. Die maximale Konzentration wurde bei einer NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung von 1 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) und einer BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von ca. 5 g/(m<sup>2</sup>\*d) zu 6,1 mg O<sub>2</sub>/l im Ablauf der Versuchsanlagen bestimmt. Abbildung 8.37 zeigt, dass mit steigender Abwassertemperatur die Sauerstoffkonzentration steigt.

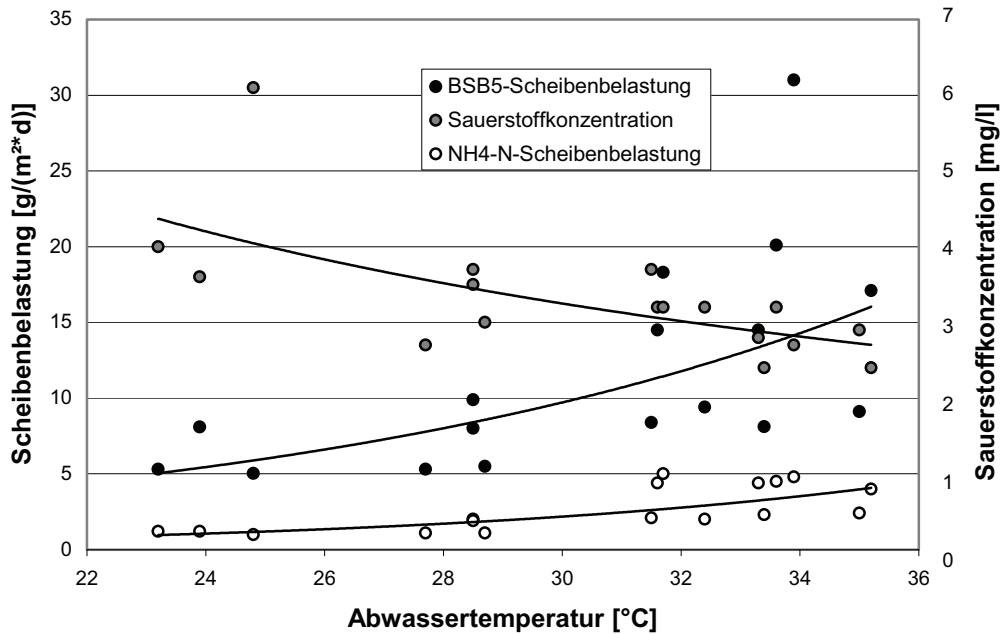


Abbildung 8.37: Scheibenbelastungen und Sauerstoffkonzentration im Ablauf der Versuchsanlagen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur

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

Anhand der täglich produzierten Überschussschlammmenge ( $\dot{U}_{STK}$ ) und der abgebauten BSB<sub>5</sub>-Fracht wurde die spezifische Überschussschlammproduktion (spez.  $\dot{U}_{STK}$ ) bestimmt. Die für die beiden Versuchsanlagen ( $\varnothing = 25$  cm und  $\varnothing = 50$  cm) ermittelte Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur zeigt dabei keinen signifikanten Unterschied.

Aus Abbildung 8.38 ist ersichtlich, dass eine direkte Abhängigkeit der spezifischen Überschussschlammproduktion von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung und der Temperatur besteht. Mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung nimmt die spez. Überschussschlammproduktion zu, reduziert sich aber mit zunehmender Temperatur.

Die Abhängigkeit der spezifischen Überschussschlammproduktion von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung, für eine mittlere Abwassertemperatur von 24 °C, kann durch folgende Gleichung beschrieben werden:

$$\text{spez. } \dot{U}_{STK,24^{\circ}\text{C}} = 0,0432 \cdot x^{1,0272}$$

Gleichung 8.2

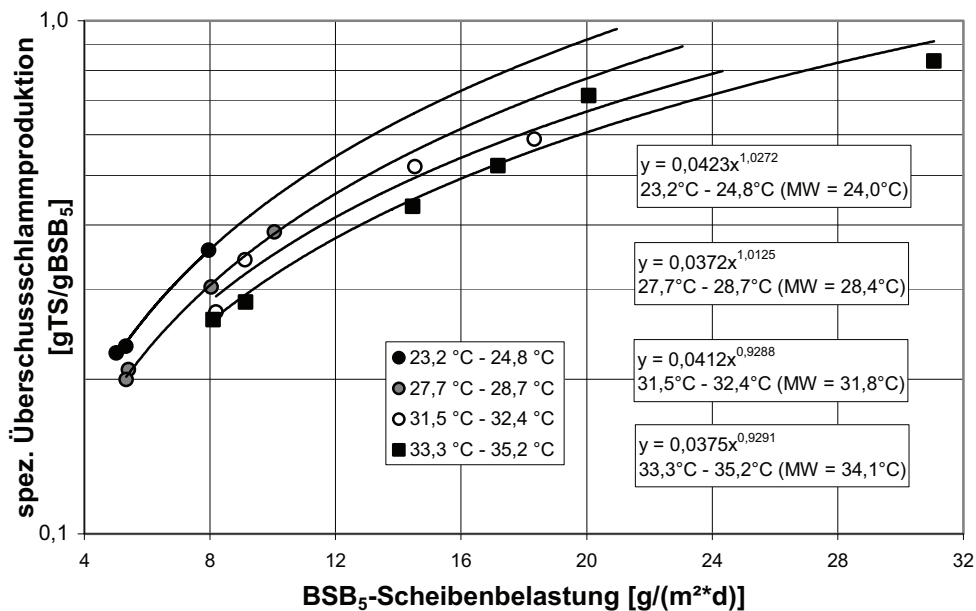
mit  $x = \text{BSB}_5\text{-Scheibenbelastung [g/m}^2\text{*d)]}$

Aus dem Verlauf der Regressionskurven in Abbildung 8.38 kann der Temperatureinfluss auf die spezifische Überschussschlammproduktion wie folgt abgeschätzt werden:

$$\text{spez. } \ddot{U}S_{STK,T} = \text{spez. } \ddot{U}S_{STK,24^{\circ}\text{C}} \cdot (1 - \theta^{(T-24)}) \quad \text{Gleichung 8.3}$$

mit  $\theta = 1,0285$

Ein  $\theta$ -Wert von 1,0285 entspricht einer Reduktion der spezifischen Überschussschlammproduktion von ca. 3,25 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. 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.



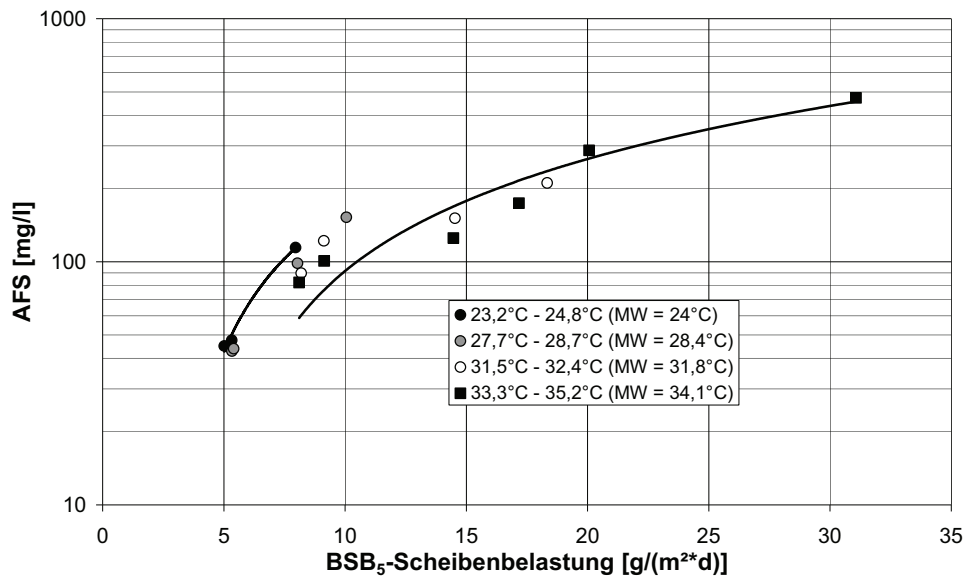
**Abbildung 8.38: Spezifische Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen**

**Tabelle 8.23: Spezifische Überschussschlammproduktion der Versuchsanlagen (mittlere Abwassertemperatur 24 °C bzw. 34,1 °C; berechnet anhand Gleichung 8.2)**

spez. Überschussschlammproduktion gTS/gΔBSB <sub>5</sub>	BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)]					
	5	10	15	20	25	30
Mittlere Abwassertemperatur [°C]						
24	0,22	0,45	0,68	0,92	1,15	1,39
34,1	0,15	0,30	0,46	0,61	0,76	0,92

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

Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen ist ebenfalls von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung sowie von der Abwassertemperatur beeinflusst und ist bei vergleichbaren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen und einem Abwassertemperaturunterschied von 10 °C um ca. 30 % - 35 % geringer.



**Abbildung 8.39: Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen**

Unter Berücksichtigung der in Kapitel 8.1.2 bestimmten Menge an Trockensubstanz auf den Aufwuchsflächen für BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen bis 10 g/(m<sup>2</sup>\*d) und der spezifischen Überschussschlammproduktion wurde das Schlammalter abgeschätzt (Abbildung 8.40).

Für BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen von 5 bzw. 10 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) ergibt sich bei einer Abwassertemperatur von ca. 28 °C ein Schlammalter von 30 bzw. 9 Tagen. Mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung reduziert sich das Schlammalter.

Das ermittelte Schlammalter ist somit deutlich höher als das, nach dem Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131 (ATV-DVWK, 2000), für eine vollständige Nitrifikation erforderliche Schlammalter:

$$t_{TS,aerob,Bem.} = SF \cdot 3,4 \cdot 1,103^{(15-T)} [d] \quad \text{Gleichung 8.4}$$

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

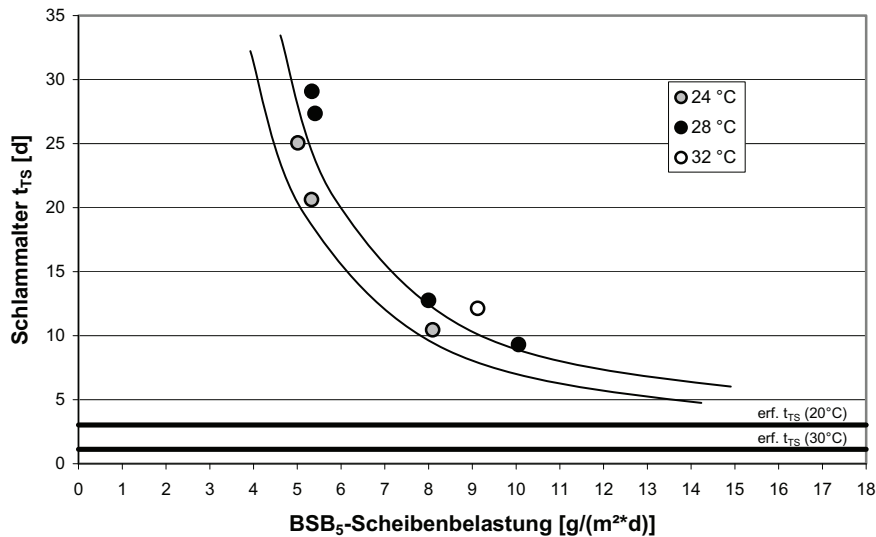


Abbildung 8.40: Schlammalter in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung

### 8.2.12 Stickstoffbilanz: Labormaßstäbliche Versuchsanlagen

Bei der Bilanzierung des Stickstoffabbaus wurden neben dem Gesamtumsatz des Scheibentauchkörpers auch die Stickstoffumsätze ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$  und  $\text{NO}_2\text{-N}$ ) der einzelnen Kaskaden berücksichtigt. Aufgrund der Verwendung von synthetischem Abwasser besteht die  $N_{\text{ges}}$ -Zulauf fracht nur aus den Komponenten  $\text{NH}_4\text{-N}$  und  $\text{NO}_3\text{-N}$  ( $N_{\text{org}}$ - und  $\text{NO}_2\text{-N}$ -Anteil vernachlässigbar).

#### Stickstoffbilanz: Versuchsanlage $\varnothing = 25 \text{ cm}$

Berücksichtigt man bei der Stickstoffbilanzierung nur die  $\text{NH}_4\text{-N}$ - und  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Frachten, ergibt sich ein mittleres Verhältnis zwischen Zulauf fracht und Ablauf fracht von 0,68 (Abbildung 8.41).

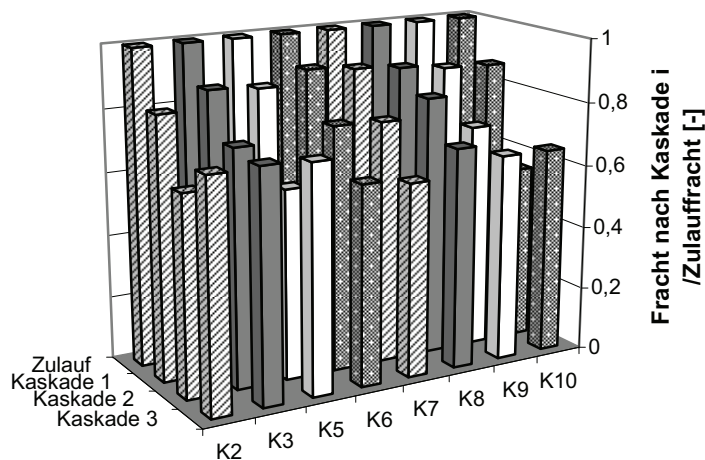


Abbildung 8.41: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Stickstofffracht im Zulauf ( $\text{NH}_4\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$ ; ohne Berücksichtigung der  $\text{NO}_2\text{-N}$ -Bildung und ohne Inkorporation in die Biomasse;  $\varnothing = 25 \text{ cm}$ )



Folglich werden ca. 32 % der zulaufenden  $N_{\text{ges}}$ -Fracht nicht vollständig nitrifiziert bzw. durch Inkorporation in der Biomasse fixiert.

Unter Berücksichtigung der  $\text{NO}_2$ -N-Bildung und der N-Inkorporation in die Biomasse erhöht sich das mittlere Verhältnis zwischen Zulauffracht und Abauffracht auf 0,86 (Abbildung 8.42).

Die Inkorporation in die Biomasse wurde dabei unter der Annahme berechnet, dass 7 % des produzierten Überschussschlamm (siehe Kapitel 8.2.11) aus Stickstoff besteht.

**Tabelle 8.24: Stickstoffbilanz Versuchsanlage  $\varnothing = 25$  cm (Angaben in [g/d])**

Zeile	Versuchsphase $T_{\text{Abwasser}} [^{\circ}\text{C}]$	K2	K3	K5	K6	K7	K8	K9	K10
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
$\Sigma$ (Zeile 1-2)	$N_{\text{ges.,zu}}$	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 <sup>14</sup>	0,23	0,32	0,32	0,45	0,45	0,83	1,46	1,33
$\Sigma$ (Zeile 3-6)	$N_{\text{ges.,ab}}$	2,73	3,03	3,12	4,45	4,67	5,68	11,11	10,49

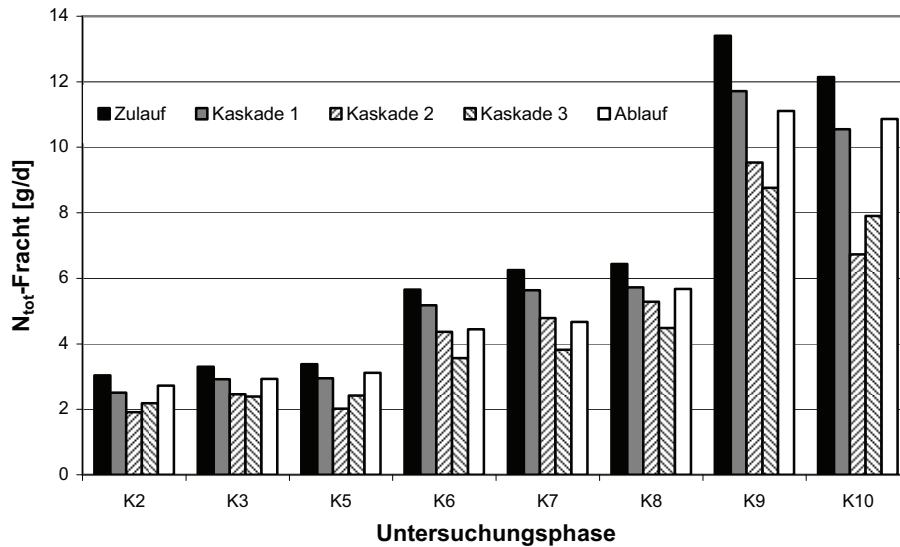
Während der Phasen K2 - K8 (BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung zwischen 5,0 und 8,4 g/(m<sup>2</sup>\*d) und  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastungen zwischen 1,0 und 2,3 g/m<sup>2</sup>\*d) werden 57,7 % der  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Zulauffracht rechnerisch nitrifiziert. Der Anteil der  $\text{NO}_2\text{-N}$ -Fracht und des inkorporierten Stickstoffs beträgt für die Phase K2 - K8 im Mittel 8,1 % bzw. 9,2 % der  $N_{\text{ges}}$ -Ablauffracht.

Während der Phasen K9 und K10 (BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung 14,5 g/(m<sup>2</sup>\*d);  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung zwischen 4,3 und 4,4 g/(m<sup>2</sup>\*d)) erhöht sich der Anteil der  $\text{NO}_2\text{-N}$ -Fracht an der  $N_{\text{ges}}$ -Ablauffracht auf 10,4 % und der Anteil des inkorporierten Stickstoffs auf 11,3 % (Tabelle 8.24). Nur etwa 50 % der zulaufenden  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Fracht werden rechnerisch nitrifiziert.

Die  $N_{\text{ges}}$ -Elimination beschränkt sich nahezu komplett auf Kaskade 1 (Abbildung 8.42), da dort die Inkorporation in die Biomasse bedingt durch den BSB<sub>5</sub>-Abbau stattfindet. In den nachfolgenden Kaskaden 2 und 3 ist die  $N_{\text{ges}}$ -Elimination sehr gering.

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

<sup>14</sup> Annahme: 7 % der produzierten Biomasse besteht aus Stickstoff

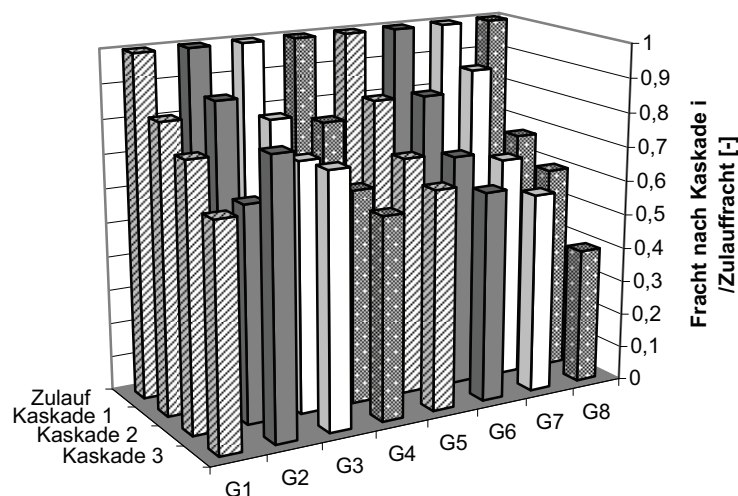


**Abbildung 8.42: N<sub>ges</sub>-Frachten (Zulauf und Kaskaden des Scheibentauchkörpers: NH<sub>4</sub>-N+NO<sub>3</sub>-N; Ablauf des Scheibentauchkörpers: NH<sub>4</sub>-N+ NO<sub>3</sub>-N+ NO<sub>2</sub>-N+ Inkorporation) Ø = 25 cm**

**Stickstoffbilanz: Versuchsanlage Ø = 50 cm**

Das für die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 50 cm durchschnittliche Verhältnis zwischen der N<sub>ges</sub>-Zulaufkraft und der Ablaufracht (als Summe aus NH<sub>4</sub>-N und NO<sub>3</sub>-N) liegt mit 0,63 nur unwesentlich unter dem für die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm (Abbildung 8.43).

Berücksichtigt man wiederum die NO<sub>2</sub>-N-Bildung und die Inkorporation von Stickstoff in die Biomasse, erhöht sich das mittlere Verhältnis zwischen der N<sub>ges</sub>-Zulaufkraft und der N<sub>ges</sub>-Ablaufracht auf 0,85 (Abbildung 8.44).



**Abbildung 8.43: Verhältnis der Stickstofffracht in den Kaskaden zur Stickstofffracht im Zulauf (NH<sub>4</sub>-N + NO<sub>3</sub>-N); ohne Berücksichtigung der NO<sub>2</sub>-N-Bildung und ohne Inkorporation; Ø = 50 cm**

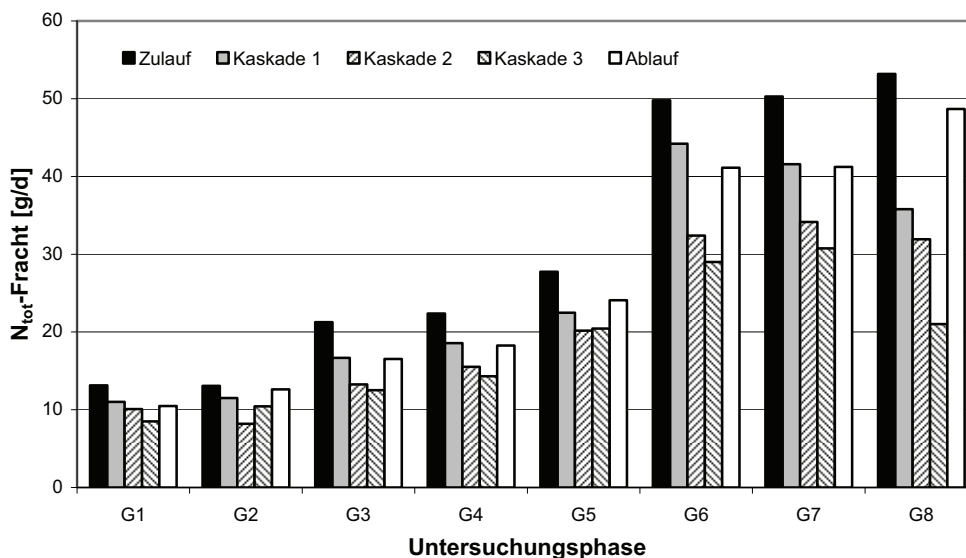
Hierbei wurde wiederum die N-Inkorporation anhand der Überschussschlammproduktion (siehe Kapitel 8.2.11) mit einem Anteil von 7 % berechnet.

Der Anteil der NO<sub>2</sub>-N-Fracht und der Inkorporation in die Biomasse beträgt für die Phasen G1 - G5 (BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen zwischen 5,3 und 10,1 g/(m<sup>2</sup>\*d); NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastungen zwischen 1,2 und 2,4 g/(m<sup>2</sup>\*d)) im Mittel 7,4 % bzw. 9,1 % der N<sub>ges</sub>-Ablauffracht. Dabei werden ca. 57,6 % der NH<sub>4</sub>-N-Zulauf fracht rechnerisch nitrifiziert.

**Tabelle 8.25: Stickstoffbilanz Versuchsanlage Ø = 50 cm (Angaben in [g/d])**

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

Während der Versuchsphasen G6 - G7 (BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen 17,2 - 18,3 g/(m<sup>2</sup>\*d); NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastungen zwischen 4,1 und 5,0 g/(m<sup>2</sup>\*d)) wurden 44,5 % der NH<sub>4</sub>-N-Zulauf fracht rechnerisch nitrifiziert. Der Anteil der NO<sub>2</sub>-N-Fracht an der N<sub>ges</sub>-Ablauf fracht ergab sich zu 7,7 % und der des inkorporierten Stickstoffs zu 15 % (Tabelle 8.25).

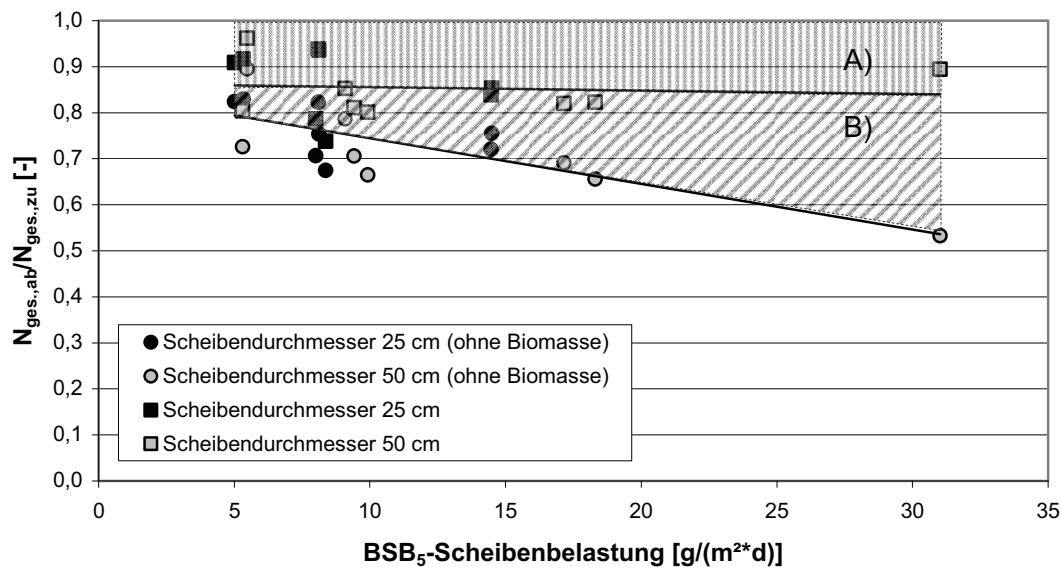


**Abbildung 8.44: N<sub>ges</sub>-Frachten (Zulauf und Kaskaden des STK: NH<sub>4</sub>-N + NO<sub>3</sub>-N; Ablauf des STK: NH<sub>4</sub>-N + NO<sub>3</sub>-N + NO<sub>2</sub>-N + Inkorporation) Ø = 50 cm**

<sup>15</sup> Annahme: 7 % der produzierten Biomasse besteht aus Stickstoff

Bei einer BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 31,1 g/(m<sup>2</sup>\*d) werden nur noch ca. 18,4 % der NH<sub>4</sub>-N-Zulauf fracht vollständig nitrifiziert, etwa 13,8 % werden zu NO<sub>2</sub>-N oxidiert, der größte Anteil von etwa 38,4 % wird allerdings für den Biomasseaufbau verwendet.

Einen deutlich höheren Anteil der NO<sub>2</sub>-N-Fracht bzw. des inkorporierten Stickstoffs an der N<sub>ges</sub>-Ablauf fracht konnte während Phase G8 (BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung 31,1 g/(m<sup>2</sup>\*d); NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung 4,8 g/(m<sup>2</sup>\*d)) beobachtet werden. Der Anteil der NO<sub>2</sub>-N-Fracht erhöhte sich auf 13,8 % und der Anteil des inkorporierten Stickstoffs auf 33,4 %.



**Abbildung 8.45: Abhängigkeit der N<sub>ges</sub>-Ablauf fracht von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung**

Der Anteil des inkorporierten Stickstoffs steigt mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung (Abbildung 8.45; schräg schraffierter Bereich B) Anteil Stickstoff in Biomasse). Der Stickstoffverlust von 14,5 % (Ø = 25 cm) bzw. 14 % (Ø = 50 cm) kann auf Denitrifikationsprozesse in den anaeroben Zonen des Biofilms zurückgeführt werden (Abbildung 8.45; vertikal schraffierter Bereich A) N-Elimination durch Denitrifikationsprozesse).

### 8.2.13 Verdunstung

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

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:

$$W = \sigma * A * (p_s * p_d) \left[ \frac{g}{h} \right] \quad \text{Gleichung 8.5}$$

mit

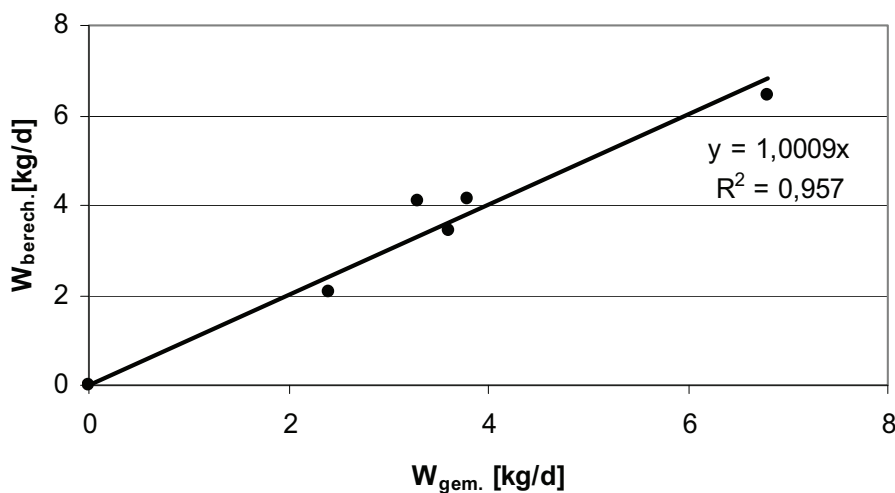
- A = freie Wasseroberfläche (Wasserspiegel + benetzte Scheibenfläche) [m<sup>2</sup>]
- p<sub>s</sub> = Sättigungsdampfdruck bei Wassertemperatur [mbar]
- p<sub>d</sub> = Partialdampfdruck von Wasser bei Lufttemperatur \* rF [%]/100 [mbar]
- σ = Verdunstungsbeiwert [g/(mbar\*m<sup>2</sup>\*h)]

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

**Tabelle 8.26: Berechnete und gemessenen tägliche Verdunstungsmengen während der Untersuchungsphasen**

Phasen		K1	K2	K3	K4 G1	K5 G2	K6 G3	K7 G4	K8 G5	K9 G6	K10 G7	K11 G8
W <sub>gem.,klein</sub>	[kg/d]	2,40		3,80		3,60		6,80		3,90		
W <sub>berech.,klein</sub>	[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 <sub>berech.,groß</sub>	[kg/d]				9,75	17,57	24,26	29,56	25,50	26,57	27,86	18,79

Der in der Berechnungsformel enthaltene Verdunstungsbeiwert wurde messtechnisch zu 10 g/(mbar\*m<sup>2</sup>\*h) für die Versuchsanlage mit einem Scheibendurchmesser von 25 cm bestimmt und auf jene mit einem Scheibendurchmesser von 50 cm übertragen.



**Abbildung 8.46: Korrelation zwischen gemessenen und berechneten Verdunstungsmengen für einen Verdunstungsbeiwert von 10 g/(mbar\*m<sup>2</sup>\*h)**

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

Die verdunstete Abwassermenge ist unabhängig von der hydraulischen Aufenthaltszeit des Abwassers und wird ausschließlich von der Abwassertemperatur, der Lufttemperatur, der relativen Luftfeuchte und der freien Wasseroberfläche beeinflusst. Im Falle eines Scheibentauchkörpers ist die benetzte Oberfläche der Scheiben maßgebend. Der Einfluss der Rotationsgeschwindigkeit der Scheiben konnte nicht bestimmt werden.

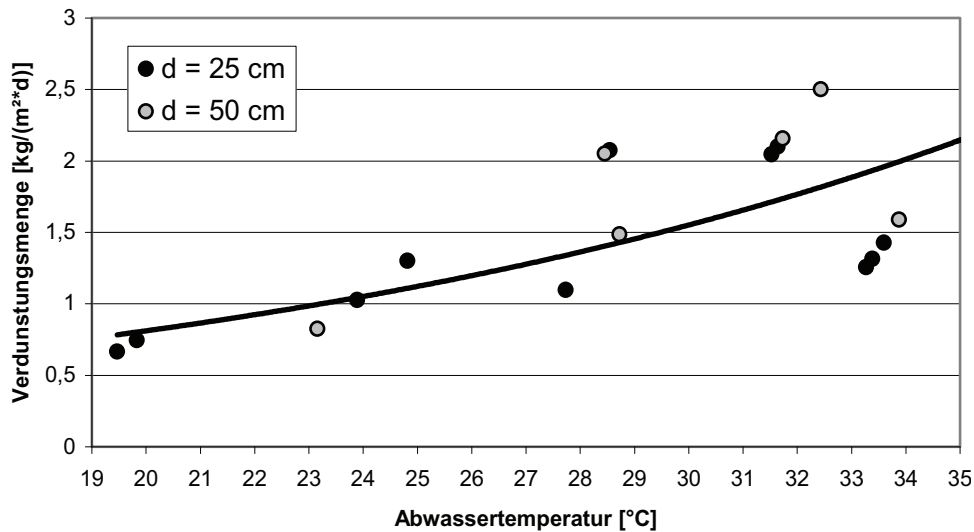


Abbildung 8.47: Gemessene Verdunstungsmenge bezogen auf die Scheibenfläche in Abhängigkeit von der Temperatur bei einer relativen Luftfeuchtigkeit von 60 - 70 % (Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min)

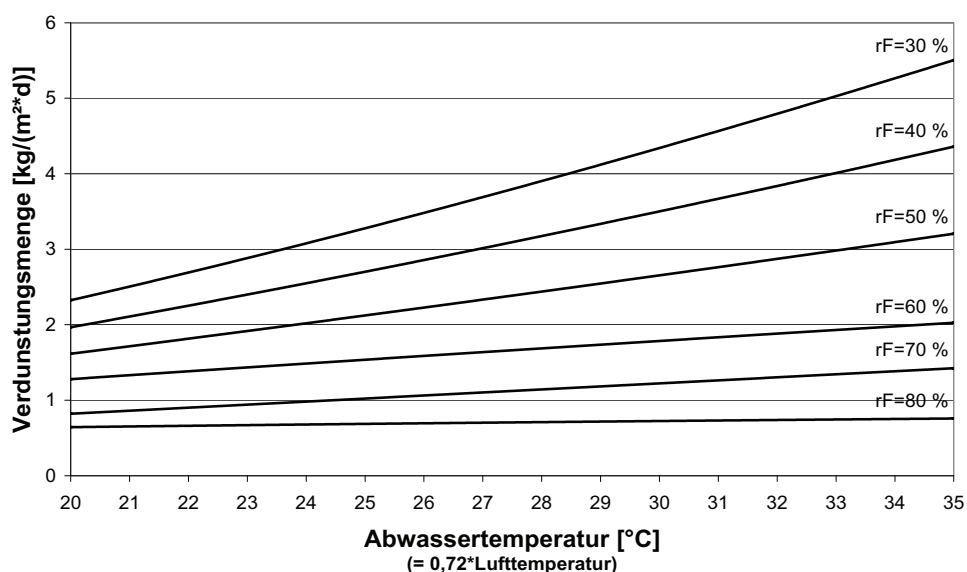


Abbildung 8.48: Verdunstungsmenge in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der relativen Luftfeuchte (berechnet; Rotationsgeschwindigkeit 4 U/min)

---

Bei konstanter Abwasser- und Lufttemperatur reduziert sich die Verdunstungsmenge mit steigender relativer Luftfeuchte, zudem steigt sie mit größer werdenden Differenz zwischen der Abwassertemperatur und der Lufttemperatur ( $T_{\text{Luft}} > T_{\text{Wasser}}$ ).

### 8.2.14 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 8.2

Trotz der in der Literatur berichteten Zunahme des Sauerstoffeintrages mit zunehmendem **Scheibendurchmesser** (bei konstanter Rotationsgeschwindigkeit) und der damit erreichbaren Umsatzleistungen (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 zeigte ebenfalls keinen signifikanten Einfluss auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers im untersuchten Temperaturbereich. Zwar wird in der Literatur (Chen et al., 2006a 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 erreichte Reinigungsleistung jedoch zum größten Teil deutlich über 90 % liegen – auch bei hydraulischen Aufenthaltszeiten von 2,5 h – ist eine weitere Steigerung der Reinigungsleistung bei längeren Aufenthaltszeiten kaum zu erwarten.

Hieraus lässt sich ableiten, dass – für den untersuchten Belastungsbereich - die Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpers weder direkt von der hydraulischen Aufenthaltszeit noch direkt von der Anfangskonzentration abhängt, sondern hauptsächlich von der resultierenden Scheibenbelastung beeinflusst wird.

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 höher sind als im Vergleich zu einem „verdunstungsfreien Betrieb“. Die Verdunstungsmenge erreichte dabei Werte von bis zu 10,5 % der Zulaufmenge. Die Verdunstungsmenge ist dabei maßgeblich von der benetzten Scheibenoberfläche, der Temperatur des Abwassers sowie der Luft und der relativen Luftfeuchte abhängig. Pan (1991) bestimmte in seinen Untersuchungen eine deutlich höhere Verdunstungsmenge von bis zu 45,4 % des zulaufenden Abwasserstroms. Dies erklärt sich aber aufgrund der deutlich höheren hydraulischen Aufenthaltszeit von 22,4 h (gegenüber 2,5 bis 5 h in der vorliegenden Arbeit) bzw. durch die geringe Abwasserzulaufmenge pro Scheibenfläche. Die von Pan (1991) bestimmte Verdunstungsrate (bei einer mittleren Abwassertemperatur von 22,2 °C) ergibt sich zu 0,88 kg/(m<sup>2</sup>\*d) und ist vergleichbar mit der in der vor-

liegenden Arbeit bestimmten Verdunstungsrate von  $0,93 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  bei  $22 \text{ }^\circ\text{C}$ . Pan (1991) zeigt auch die Unabhängigkeit der Verdunstungsmenge von der hydraulischen Aufenthaltszeit. Eine Reduzierung der Aufenthaltszeit von  $22,4 \text{ h}$  auf  $11,9 \text{ h}$  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 ( $84,6 - 92,7 \%$   $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abnahme während der Untersuchungen; Ausnahme: ca.  $80 \%$  bei  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastungen über  $20 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ) ist in einem **pH-Bereich** von  $6,5 - 7,5$  erreichbar. In der Literatur wird allgemein ein pH-Wert über  $7$  als optimal erachtet. Je nach Autor wird ein pH-Wertbereich von  $\text{pH } 7 - \text{pH } 8$  (Bahre, 1986) bzw.  $\text{pH } 8 - \text{pH } 9$  (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  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  an. Groeneweg et al. (1994) geben für Reinkulturen von *Nitrosomonas* einen pH-Wertbereich von  $6,7 - 9$  bei einer Abwassertemperatur von  $30 \text{ }^\circ\text{C}$  an. Nowak (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  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  und  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  unabhängig von der Temperatur ist.

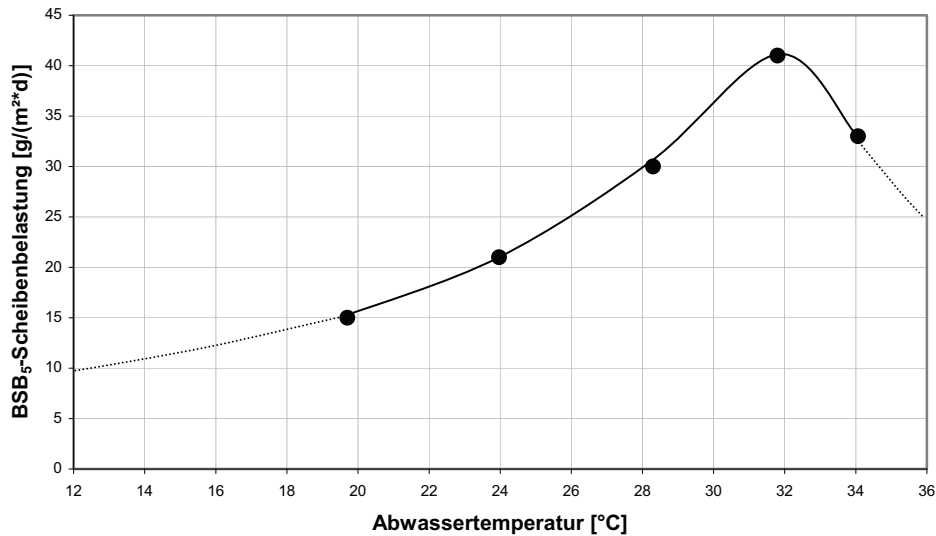
Die **Sauerstoffkonzentration** reduziert sich mit zunehmender Scheibenbelastung respektive der Umsatzraten. Die Steigerung der Umsatzraten ist auf den Einfluss der Abwassertemperatur zurückzuführen. Dies bedeutet ebenfalls, dass mit steigender Abwassertemperatur die Sauerstoffverbrauchsrate ansteigt.

Die in der Literatur beschriebene Erhöhung der Sauerstoffverbrauchsrate, in Abhängigkeit von der Temperatur, von ca.  $100 \%$  bei einer Temperaturerhöhung von  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  (Vollertsen et al, 1999, Shechter et al. 2006, Van Hulle et al., 2007) kann indirekt anhand der Steigerung der  $\text{BSB}_5$ -Umsatzraten und Nitrifikationsraten der eigenen Untersuchungen abgelesen werden.

Der Einfluss der Abwassertemperatur auf die  **$\text{BSB}_5$ -Umsatzraten** der Versuchsanlagen im Dauerstrombetrieb ist in Abbildung 8.49 graphisch dargestellt. Die angegebenen  $\text{BSB}_5$ -Scheibenbelastungen ergeben sich für  $\text{BSB}_5$ -Ablaufkonzentrationen von  $20 \text{ mg/l}$ .

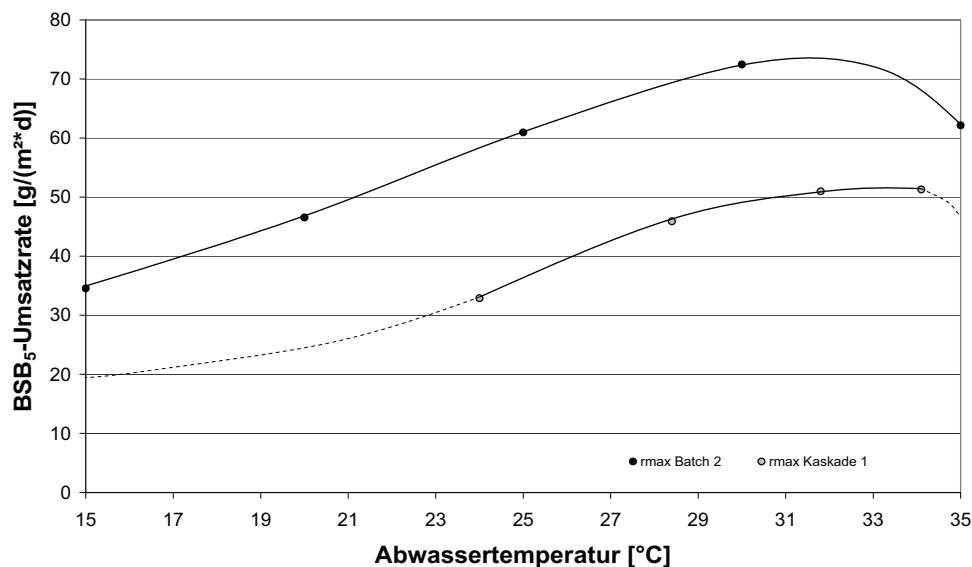
Der mittlere Temperaturkoeffizient für den Abwassertemperaturbereich von ca.  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  bis  $32 \text{ }^\circ\text{C}$  ergibt sich zu  $\theta_{20,\text{C}} = 1,085$  (Abbildung 8.49) und ist damit größer als der mittlere  $\theta_{20,\text{C}}$ -Wert der während der Batch 2-Untersuchungen bestimmt wurde ( $\theta_{20,\text{C}} = 1,062$ ).





**Abbildung 8.49: Zulässige BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentrationen von 20 mg/l**

Im Gegensatz dazu sind die nach der Methode von LINEWEAVER-BURK ermittelten maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten im Dauerstrombetrieb in Kaskade 1 geringer als die maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten der Batch 2- Untersuchungen (Abbildung 8.50).



**Abbildung 8.50: Vergleich der maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten im Dauerstrombetrieb in Kaskade 1 und der Batch 2-Untersuchungen**

Der Unterschied zwischen den beiden Kurven in Abbildung 8.50 kann durch die geringeren Sauerstoffkonzentrationen im Dauerstrombetrieb im Vergleich zu den Batch 2-Untersuchungen erklärt werden. Während des Dauerstrombetriebs der Versuchsanlagen lagen die Sauerstoffkonzentrationen in Kaskade 1 im Mittel bei ca. 1,84 mg/l. Die Ergebnisse der

Batch 2-Untersuchungen stellen dagegen maximale BSB<sub>5</sub>-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  $K_{m,O_2}$  von bis zu 0,54 mg O<sub>2</sub>/l für den Kohlenstoffabbau und der im Dauerstrombetrieb bestimmten mittleren Sauerstoffkonzentration in Kaskade 1 (Kapitel 8.2.10), ergibt sich durch einsetzen in die MICHAELIS-MENTEN-Gleichung

$$r_S = r_{S,max} * \frac{C_{O_2}}{K_{m,O_2} + C_{O_2}} \quad \text{Gleichung 8.6}$$

eine prozentualer Abweichung gegenüber der maximalen Umsatzrate von ca. 23 %<sup>16</sup>.

Zudem waren die Substratkonzentrationen im Ablauf der Kaskade 1 der Versuchsanlagen im Dauerstrombetrieb geringer als zu Versuchsende der Batch 2-Versuche und dabei nahe der Sättigungskonstante  $K_m$ . Je mehr die Ablaufkonzentration sich der Sättigungskonstante nähert bzw. diese unterschreitet, umso mehr beeinflusst das Substratdargebot die erreichbare Umsatzrate.

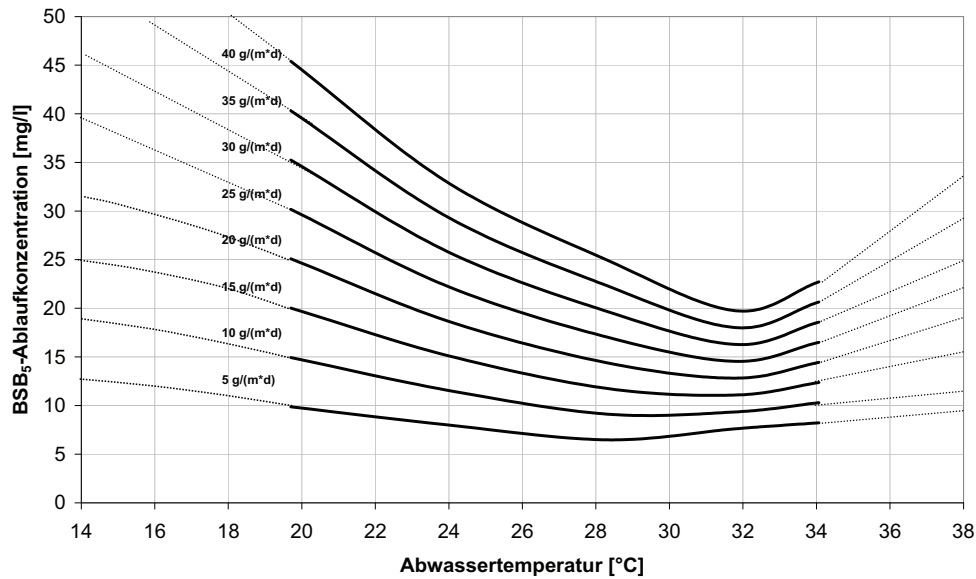
Am Beispiel der Versuchsreihe K6 kann die Limitierung durch das Substratdargebot dargestellt werden: Die maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate bei 28,4 °C beträgt  $r_{max} = 45,9 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  bei einer Sättigungskonstanten von  $K_{m,C} = 40 \text{ mg/l}$ . Die BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration der Kaskade 1 beträgt 32 mg BSB<sub>5</sub>/l (Tabelle 8.14), so dass sich die berechnete Umsatzleistung zu ca. 20,4 g BSB<sub>5</sub>/l (44,4 % der maximalen Umsatzleistung) ergibt. Die Endkonzentrationen der Batch 2-Untersuchungen lagen dagegen im Mittel bei 200 mg BSB<sub>5</sub>/l.

Durch die Zusammenfassung der Ergebnisse der einzelnen Versuchsphasen beider Anlagen ergibt sich ein Zusammenhang zwischen der zu erwartenden Ablaufkonzentrationen, der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur (Abbildung 8.51).

Je nach geforderter Ablaufkonzentration kann an Hand der Abbildung 8.51 die bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen einstellbare BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bestimmt werden. Um eine Ablaufkonzentration von unter 20 mg BSB<sub>5</sub>/l bei einer Abwassertemperatur von 14 °C zu erreichen, ist eine BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bis ca. 10 - 11 g BSB<sub>5</sub>/l einzustellen. Dies entspricht etwa der nach ATV-DVWK-A 281 zulässigen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung ohne Nitrifikation.

---

<sup>16</sup>  $\left(1 - \left(\frac{1,84 \text{ mg/l}}{0,54 \text{ mg/l} + 1,84 \text{ mg/l}}\right)\right) \cdot 100 \% = 22,7 \%$



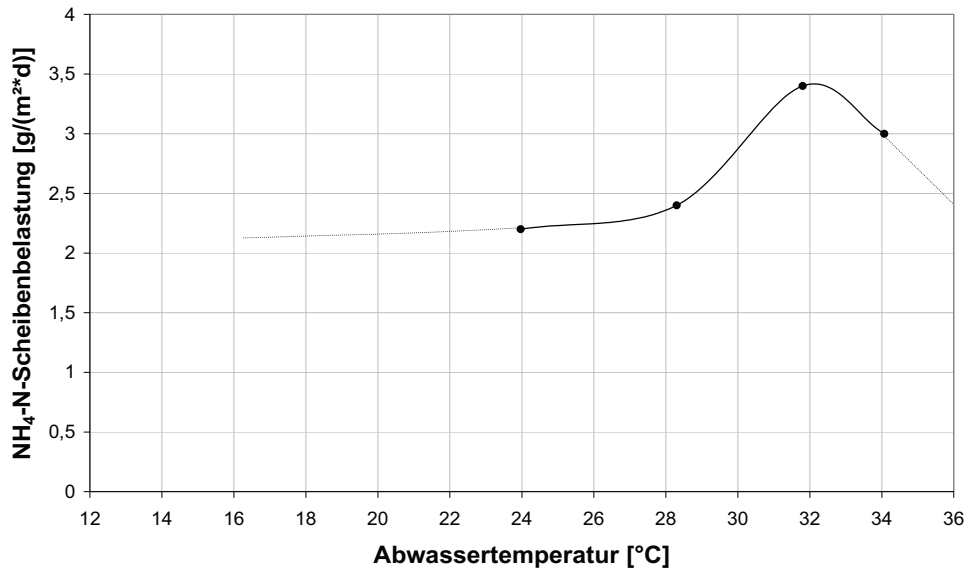
**Abbildung 8.51: Zu erwartende BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung (durchgehende Linie: Untersucher Temperaturbereich)**

Bezüglich erreichbarer BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistungen finden sich in der Literatur nur sehr vereinzelte Angaben. Die im kontinuierlichen Betrieb einstellbaren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen bei einer Ablaufkonzentration von < 20 mg BSB<sub>5</sub>/l (Reinigungsleistung > 90 %) beträgt bei 28 °C ca. 30 g/(m<sup>2</sup>\*d) und ist damit höher als die von Gupta et al. (2001) ermittelten Werte.

Gupta et al (2001) erreichte bei CSB-Scheibenbelastungen von 32 g CSB/(m<sup>2</sup>\*d) CSB-Abbauraten von 25,9 g CSB/(m<sup>2</sup>\*d) (80 % Reinigungsleistung) bei 26 - 28 °C. Dabei verwendeten sie für ihre Untersuchungen ebenfalls synthetisches Abwasser auf Glucosebasis und einen vergleichbaren Versuchsaufbau, jedoch bei höheren hydraulischen Aufenthaltszeiten von 15 - 24 h.

Der Einfluss der Abwassertemperatur auf die **NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten** im Dauerstrombetrieb der Versuchsanlagen zeigt sich bei Temperaturen unter 28 °C geringer als bei Temperaturen zwischen 28 °C und 32 °C (Abbildung 8.52).

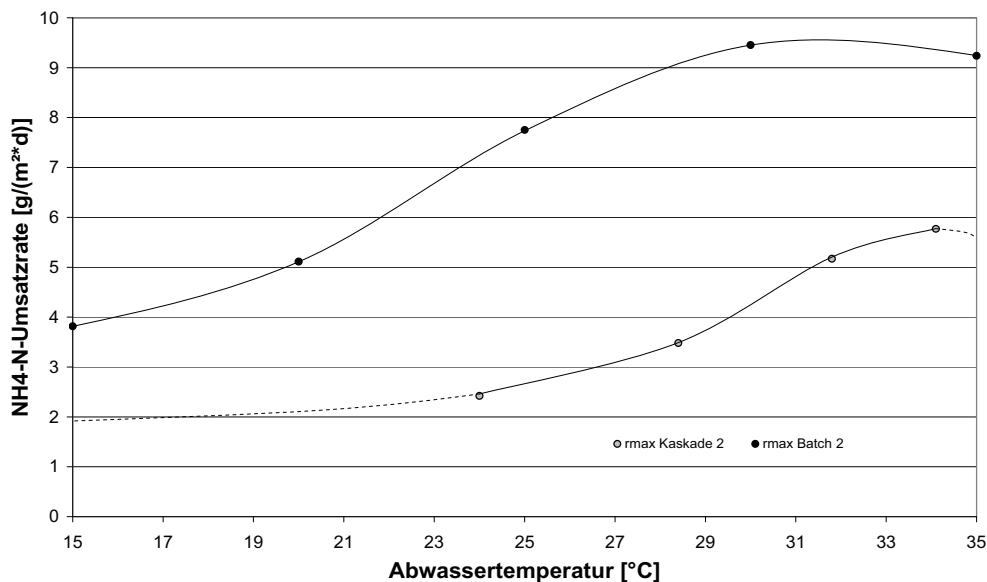
Der mittlere Temperaturkoeffizient für den Abwassertemperaturbereich von ca. 24 °C bis 32 °C ergibt sich zu  $\theta_{20,N} = 1,04$  und ist damit geringer als die  $\theta_{20,N}$ -Werte, die während der Batch 2-Untersuchungen bestimmt wurden ( $\theta_{20,N} = 1,07$ ).



**Abbildung 8.52: Zulässige NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Temperatur bei NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentrationen von 10 mg/l bei einem mittleren C:N-Verhältnis von 4,5:1**

Erklärt werden kann dies anhand der geringen pH-Werte und den niedrigen Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden 2 und 3 während des Dauerstrombetriebs.

Der in der Literatur angegebene optimale pH-Wertbereich liegt bei 7 - 8 (Grunditz und Dalhammar, 2001; Bryant et al. (1997)). Demgegenüber bewegten sich die pH-Werte in den Kaskaden der Versuchsanlage mit 6,1 - 7,6 am Rande dieses, als optimal bezeichneten, Bereichs.



**Abbildung 8.53: Vergleich der maximalen NH<sub>4</sub>-N-Umsatzraten im Dauerstrombetrieb in Kaskade 2 und der Batch 2-Untersuchungen**

Die nach der Methode von LINEWEAVER-BURK ermittelten maximalen  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten im Dauerstrombetrieb in Kaskade 2 sind geringer als jene der Batch 2-Untersuchungen (Abbildung 8.53). Dies kann durch die geringeren Sauerstoffkonzentrationen im Dauerstrombetrieb der Versuchsanlagen im Vergleich zu den Batch 2-Untersuchungen erklärt werden.

Während des Dauerstrombetriebs lagen die Sauerstoffkonzentrationen in Kaskade 2 im Mittel bei ca. 2,37 mg  $\text{O}_2/\text{l}$  (1,8 - 4,1 mg  $\text{O}_2/\text{l}$ ). Die Ergebnisse der Batch 2-Untersuchungen stellen dagegen maximale  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzraten für Sauerstoffkonzentrationen von über 4 mg/l dar.

Unter Berücksichtigung der in der Literatur (Van Hulle et al., 2007 und Guisasola et al., 2005) angegebenen Werte für die Sättigungskonstante  $K_{m,\text{O}_2}$  bis 2 mg  $\text{O}_2/\text{l}$  für die Ammonium- und Nitritoxidation sowie der im Dauerstrombetrieb bestimmten mittleren Sauerstoffkonzentration in Kaskade 2 ergibt sich durch einsetzen in die MICHAELIS-MENTEN-Gleichung eine prozentuale Abweichung gegenüber der maximalen Umsatzrate von ca. 46 %<sup>17</sup>.

Vergleichbar mit den Ausführungen hinsichtlich der Substratabhängigkeit der  $\text{BSB}_5$ -Umsatzrate ist die Nitrifikationsleistung ebenfalls abhängig von der  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration in der entsprechenden Kaskade. Bei  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen nahe der Sättigungskonzentration  $K_{m,\text{NH}_4\text{-N}}$  ist mit einer Reduzierung der  $\text{NH}_4\text{-N}$  Umsatzraten um bis zu 50 % zu rechnen.

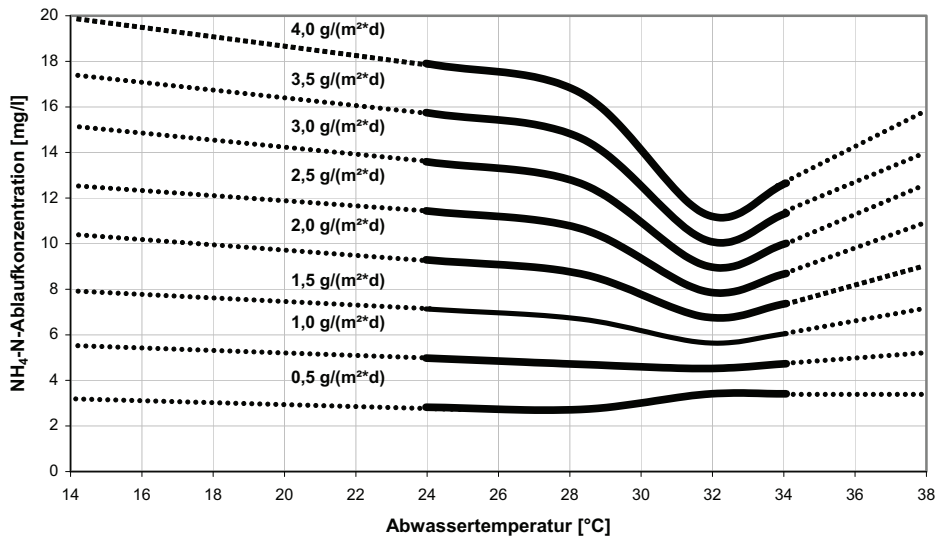
Eine Zusammenfassung der Ergebnisse der einzelnen Versuchsphasen beider Anlagen ermöglicht es, die zu erwartenden  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von der  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur zu bestimmen (Abbildung 8.54).

Je nach geforderter Ablaufkonzentration kann anhand dieser Abbildung die bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen einstellbare  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung bestimmt werden. Eine Ablaufkonzentration unter 10 mg  $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$  (bei einer Scheibenbelastung von ca. 3,5 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ) ist somit bei einer Abwassertemperatur von ca. 32 °C zu erreichen. Die einstellbare  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung bei einer  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration von 10 g  $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$  und einer Abwassertemperatur von 14 °C lässt sich anhand der Abbildung 8.54 zu ca. 2 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  abschätzen. Dies entspricht etwa der nach ATV-DVWK-A 281 zulässigen  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Scheibenbelastung.

Die maximale Nitrifikationsleistung wurde für eine Temperatur von 20 °C zu 4,0 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  und für eine Abwassertemperatur von 30°C zu 8,8 g  $\text{NH}_4\text{-N}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$  bestimmt.

---

<sup>17</sup>  $\left(1 - \left(\frac{2,37 \text{ mg/l}}{2 \text{ mg/l} + 2,37 \text{ mg/l}}\right)\right) \cdot 100 \% = 45,7 \%$



**Abbildung 8.54:** Zu erwartende NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung (mittleres C:N – Verhältnis = 4,5:1)

Zhu und Chen (2002) geben deutlich geringere maximale Nitrifikationsleistungen von 1,72 bzw. 1,86 g N/(m<sup>2</sup>·d) bei Abwassertemperaturen von 20 °C bzw. 27 °C an. Diese Untersuchungen wurden an einem Biofiltersystem durchgeführt. Gujer et al. (1983) berichten, dass während des Betriebes von Tropfkörpern eine maximale Nitrifikationsleistung von 3 g N/(m<sup>2</sup>·d) oder 0,125 g N/(m<sup>2</sup>·h) bei einer Abwassertemperatur von 20 °C erzielt werden können. Laut Gujer et al. (1983) stellen diese Werte jedoch Momentanwerte dar und konnten nicht während des gesamten Betriebes beobachtet werden.

Wolf (1987) postuliert, dass die maximale Nitrifikationsleistung von Tropfkörpern bei einer Abwassertemperatur von 20 °C in einem Bereich von 2 - 4,6 g NH-N/(m<sup>2</sup>·d) zu finden ist. Opatken (1993) bestimmte in seinen Untersuchungen zur Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation in Scheibentauchkörpern maximale Umsatzraten für einen Temperaturbereich von 13 °C bis 29 °C von 1,04 bis 1,58 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>·d). Diese maximalen Nitrifikationsraten bezieht er allerdings auf das Gesamtsystem.

Die **Sättigungskonstante K<sub>m</sub>**, als Maß für die Substrat-Affinität, ist ebenfalls temperaturabhängig. Die Temperaturabhängigkeit der Sättigungskonstanten K<sub>m</sub> wird in der Literatur häufig mit exponentiellen Ansätzen beschrieben. Novak (1974) und Goodman et al. (1974) berichten von einer Zunahme des K<sub>m</sub>-Wertes mit steigender Temperatur. Die in der vorliegenden Arbeit bestimmten K<sub>m</sub>-Werte nehmen sowohl für den heterotrophen als auch den autotrophen Umsatz mit der Abwassertemperatur zu. 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 verringere Substrat-Affinität (steigenden K<sub>m</sub>-Werte) reduziert. Die Affinität der Bakterien gegen über dem vorhandenen Substrat ist dabei

abhängig vom Substrat selbst und dadurch auch ein Indikator für die Abbaubarkeit des Substrats.

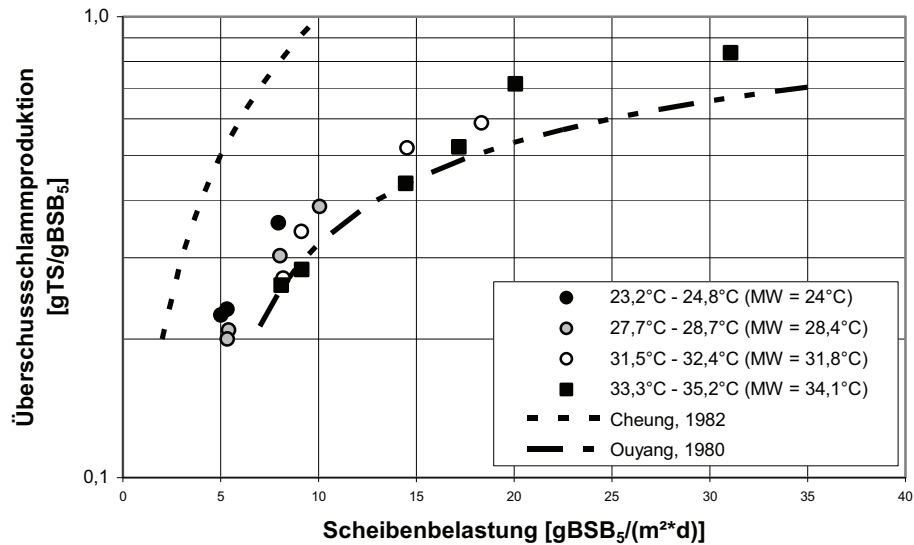
Bei der Betrachtung der **Stickstoffbilanz** fällt auf, dass bei der Bilanzierung teilweise über 40 % (im Mittel zwischen 32 % - 37 % je nach Versuchsanlage) der Zulauf im Ablauf (nur gelöste Anteile) nicht wieder gefunden wurden. In der Literatur werden ebenfalls bei Untersuchungen mit synthetischem Abwasser (Chen et al., 2006a) bzw. unter realen Bedingungen (Shen et al., 2005)  $N_{\text{ges}}$ -Eliminationen von 40,2 % bzw. 29,8 % berichtet. Gupta et al. (2001) beobachteten bei ihren Untersuchungen mit synthetischem Abwasser  $N_{\text{ges}}$ -Eliminationsraten von 44 - 63 %.

Ein rechnerische Berücksichtigung der je g  $BSB_5$  produzierten Biomasse (spezifische Überschussschlammproduktion) und die damit verbundene Inkorporation von Stickstoff (Annahme 7 % der Biomasse) in die Biomasse, reduziert das Defizit in der Stickstoffbilanz auf ca. 15 %.

Aus Abbildung 8.45 (Kapitel 8.2.12) lässt sich zudem ableiten, dass mit steigender  $BSB_5$ -Scheibenbelastung eine Erhöhung der  $N_{\text{ges}}$ -Eliminationsrate zu erwarten ist, bzw. die  $NH_4$ -N-Reduktion mehr und mehr auf die Inkorporation in die Biomasse 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, hochbelasteten 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 - aufgrund der Ergebnisse der vorliegenden Arbeit - zu erwartende **spezifische Überschussschlammproduktion** in Abhängigkeit von der  $BSB_5$ -Scheibenbelastung liegt zwischen denen, die von Cheung (1982) und Ouyang (1980) beobachtet wurden. Die starken Unterschiede (siehe Abbildung 8.55) zwischen Cheung (1982) und Ouyang (1980) lassen sich durch die Unterschiede in der Bestimmungsmethode erklären.

Die spezifische Überschussschlammproduktion kann entweder unmittelbar durch Bestimmung des Trockensubstanzgehaltes im Ablauf des Scheibentauchkörpers bestimmt werden oder durch die Bildung der Differenz zwischen Scheibentauchkörperablauf 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.



**Abbildung 8.55: Vergleich der Ergebnisse der Bestimmung der spezifischen Überschussschlammproduktion mit Literaturdaten**

Die in dieser Arbeit bestimmte spezifische Überschussschlammproduktion wurde über die Menge des abgezogenen Überschussschlammes pro Tag und der täglich abgebauten BSB<sub>5</sub>-Fracht berechnet. Die spezifische Überschussschlammproduktion ist von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung respektive von der BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate und der endogenen Atmung der Biomasse abhängig. Beide Prozesse sind abhängig von der Abwassertemperatur.

Mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung/-Umsatzrate bei gleich bleibender Abwassertemperatur steigt die spezifische Überschussschlammproduktion; mit steigender Abwassertemperatur und konstanter BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung/-Umsatzrate erhöht sich die endogene Atmung wodurch sich die spezifische Überschussschlammproduktion reduziert.

Die Temperaturabhängigkeit der spezifischen Überschussschlammproduktion der beiden Versuchsanlagen - ausgedrückt durch einen  $\Theta$ -Wert von 1,0285 - liegt im Bereich der in der Literatur berichteten Temperaturabhängigkeit. In der Literatur wird diese Temperaturabhängigkeit der endogenen Atmung von suspendierter Biomasse durch einen  $\theta$ -Wert zwischen 1,018 bis 1,072 (ATV-DVWK-A-131, 2000; Tian et al., 1994, von der Emden et al., 1989) ausgedrückt.

Die Konzentration der **abfiltrierbaren Stoffe** im Ablauf des Scheibentauchkörpers steigt mit zunehmender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung/-Umsatzrate bzw. mit der spezifischen Überschussschlammproduktion und ist dadurch abhängig von der Abwassertemperatur. Die Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe liegt bei BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen bis 20 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) unter 300 mg/l im Ablauf des Scheibentauchkörpers und im unteren Bereich der von Cheung et al. (1980) bestimmten Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen für Scheibentauchkörperabläufe. Die Feststoffkonzentration im Ablauf des Scheibentauchkörpers ist somit 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 mittels einer Zwischenklärung nach der ersten Kaskade können Feststoffgehalte nach der letzten Kaskade zwischen 20 bis 30 mg/l erreicht werden (Roth, 1983).

Die Ergebnisse hinsichtlich des **Schlammalters** zeigen, dass bei geringen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen mit einem hohen Schlammalter zu rechnen ist. Bei einer Scheibenbelastung von ca. 5 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) ergibt sich ein Schlammalter von ca. 25 Tagen. Dieses Ergebnis weicht deutlich von den Ergebnissen von Cheung (1982) ab, der für eine Scheibenbelastung von 4,5 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) ein Schlammalter von 7 Tagen angibt.

Cheung (1982) 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 kg/m<sup>3</sup> ausgeht. Dadurch sind die von ihm berechneten Schlammalter deutlich geringer, da die in der vorliegenden Arbeit bestimmte Dichte etwa doppelt so groß ist.

### 8.3 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 Institute of Technology (IIT), Delhi erhoben.

#### 8.3.1 Randbedingungen der Untersuchungen

Die Demonstrationsanlage wurde in Anlehnung an das DWA-Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 281 für vollständige Nitrifikation dimensioniert. Die Ausbaugröße beträgt demnach 150 EW, bei einer zulässigen Scheibenbelastung von 6,7 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) und 1,2 g TKN/(m<sup>2</sup>\*d).

Aufgrund der Ergebnisse der Klimakammeruntersuchungen (Kapitel 8.1 und 8.2) hinsichtlich erreichbarer Umsatzraten bei Abwassertemperaturen über 20 °C wurden während des Demonstrationbetriebes in Delhi, Scheibenbelastungen deutlich über 6,7 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) bzw. 1,2 g TKN/(m<sup>2</sup>\*d) untersucht.

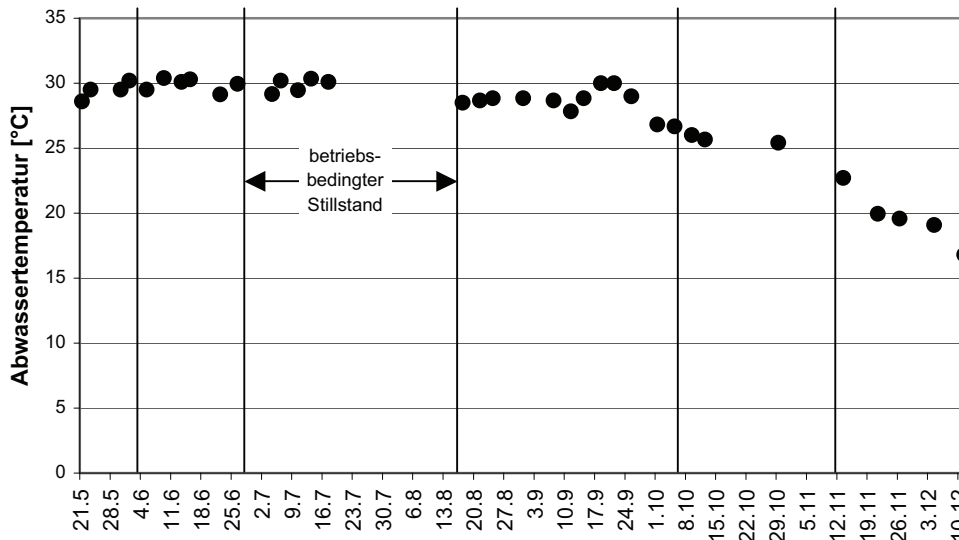
Die Einteilung der unterschiedlichen Untersuchungsphasen wurde in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und den unterschiedlichen Belastungszuständen gewählt (Tabelle 8.27; Abbildung 8.56). In Tabelle 8.27 sind die verschiedenen Versuchsphasen mit den zugehörigen parameterspezifischen Scheibenbelastungen der untersuchten Parameter aufgelistet. Der Untersuchungszeitraum erfasst in etwa den jahreszeitlichen Verlauf der Abwassertemperaturen in Delhi. Die Maximalwerte im Sommer betragen ca. 30 °C und die Minimaltemperaturen im Winter ca. 15 °C.

Abwassertemperaturen von 20 °C werden in Delhi während der Monate Februar bis November (10 Monate/a) überschritten. Abwassertemperaturen von 30 °C werden im Zeitraum zwischen Mitte April bis Mitte August (ca. 4 Monat/a) erreicht bzw. überschritten.

**Tabelle 8.27: Parameterspezifische Scheibenbelastungen während der unterschiedlichen Phasen der Untersuchungen (Demonstrationsanlage)**

	HRT	BSB <sub>5</sub>	CSB <sub>filtriert</sub>	CSB <sub>hom</sub>	NH <sub>4</sub> -N	TKN	Mittlere Temp.	Abwasser
	[h]	[g/(m <sup>2</sup> *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 Vorklämung
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



**Abbildung 8.56: Abwassertemperaturverlauf während der Untersuchungen in Delhi, Indien (21.5.2007 – 10.12.2007)**

Die Beschickung der Scheibentauchkörperanlage mit Rohabwasser zu Beginn der Untersuchungen führte zu hohen Zulaufkonzentrationen und Frachten, wodurch die Belastungsgrenze des Systems erreicht werden konnte, ohne die hydraulischen Grenzen des Systems zu überschreiten.

Um eine der Dimensionierung (nach ATV-DVWK-A 281) vergleichbare Scheibenbelastung zu realisieren, wurde im Verlauf der Untersuchungen die hydraulische Belastung des Systems halbiert.

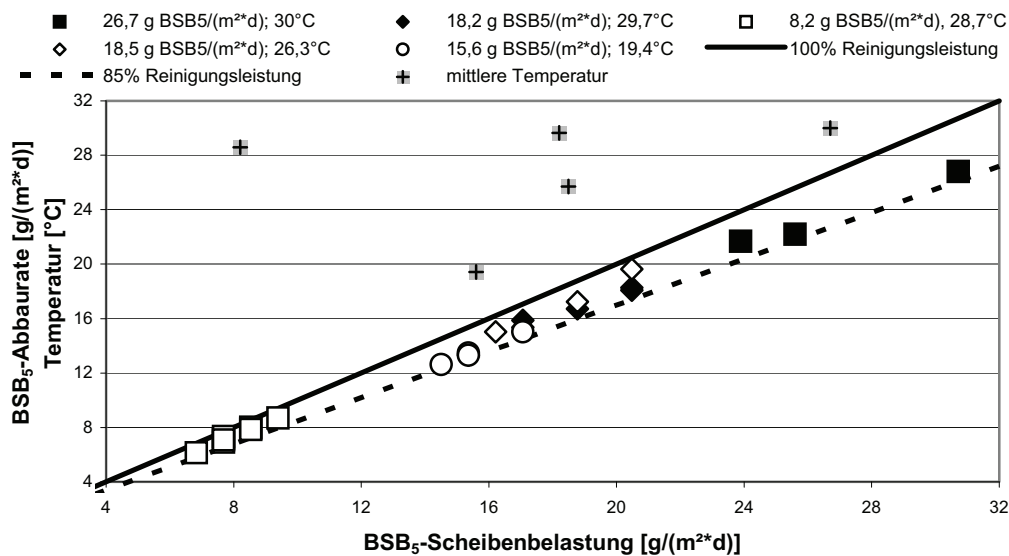
### 8.3.2 BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung (Demonstrationsanlage)

In Abbildung 8.57 sind die BSB<sub>5</sub>-Abbauraten in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung dargestellt. Unabhängig von der Scheibenbelastung und der Vorbehandlung des Abwassers (mit/ohne Vorklärung) 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 geringere Reinigungsleistung während der Phasen 1 und 2 sind auf die fehlende Vorbehandlung (Vorklärung) des Abwassers zurückzuführen.

Bei Verwendung von Rohabwasser ergeben sich prozentuale Reinigungsleistungen nach der 3. Kaskade von etwas mehr als 70 %. Durch Beschickung der Scheibentauchkörperanlage mit vorgeklärtem Abwasser erhöhte sich die BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung nach der 3. Kaskade auf 76 %.

Die geringere prozentuale Reinigungsleistung während der Phase 5 gegenüber Phase 3 und 4 ist dagegen vom Einfluss der Abwassertemperatur bestimmt.

In Abbildung 8.57 sind die BSB<sub>5</sub>-Abbauraten (weiße Symbole) nach Vorbehandlung des Abwassers mittels Vorklärung (Phase 3 - 5; weiße Symbole) und ohne Vorbehandlung (Phase 1 - 2; schwarzen Symbole) dargestellt.



**Abbildung 8.57: BSB<sub>5</sub>-Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung)**

Zusätzlich eingezeichnet sind die mittleren Abwassertemperaturen, die während der unterschiedlichen Belastungsphasen herrschten.

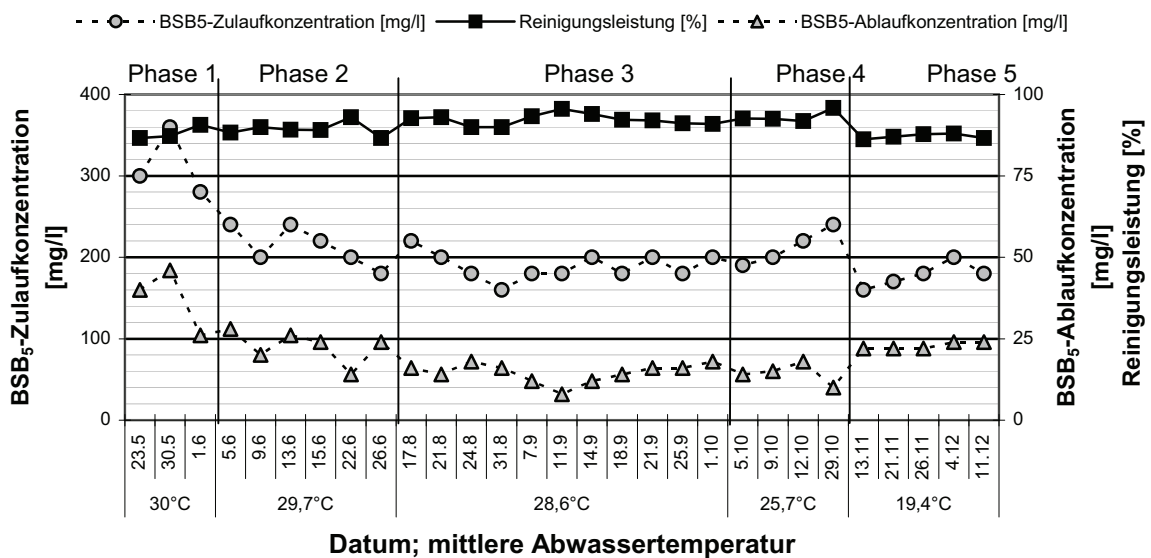
Die maximale Ablaufkonzentration wurde bei einer Scheibenbelastung von 26,7 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) und einer Abwassertemperatur von 30 °C zu 37,3 mg BSB<sub>5</sub>/l bestimmt (Phase 1). Bei einer Scheibenbelastung von 18,2 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) wurde bei einer vergleichbaren Abwassertemperatur eine Ablaufkonzentration von 22,7 mg BSB<sub>5</sub>/l erreicht (Phase 2). Mit Vorklärung und etwa gleicher Scheibenbelastung (18,5 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d)) konnte eine Ablaufkonzentration von 14,3 mg BSB<sub>5</sub>/l erreicht werden, obwohl die mittlerer Abwassertemperatur jahreszeitlich bedingt um 4 °C geringer war (Phase 4).

**Tabelle 8.28: Ergebnisse der BSB<sub>5</sub>-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 <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	26,7	18,2	8,2	18,5	15,6
Zulauf	[mg/l BSB <sub>5</sub> ]	313,3	213,3	192,0	216,7	182,5
Ablauf Kaskade 3	[mg/l BSB <sub>5</sub> ]	93,7	61,7	46,0	52,2	41,3
Ablauf Nachklärung	[mg/l BSB <sub>5</sub> ]	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

Bei einer mittleren Abwassertemperatur von 25,7 °C und einer mittleren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von 18,5 g/(m<sup>2</sup>\*d) (Phase 4) wurden die Anforderungen der in Deutschland gültigen Abwasserverordnung, Anhang 1 (AbwV, 2007) für die Größenklassen 1 - 5 eingehalten. Die indischen Standards<sup>18</sup> (BSB<sub>5</sub> < 30 mg/l) wurden während der Phasen 2 - 5 eingehalten.

Dies bedeutet, 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 bzw. eine um den Faktor 2,8 größere Abwassermenge gereinigt werden könnte.



**Abbildung 8.58: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi (23.5.2007-11.12.2007), Parameter BSB<sub>5</sub>**

In Abbildung 8.59 ist die BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen dargestellt. Anhand der Regressionsgeraden in Abbildung 8.59 wurden für Ablaufkonzentrationen von 20 mg BSB<sub>5</sub>/l bzw. 30 mg BSB<sub>5</sub>/l die erreichbaren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur abgeschätzt (Tabelle 8.29).

<sup>18</sup> Siehe Kapitel 2

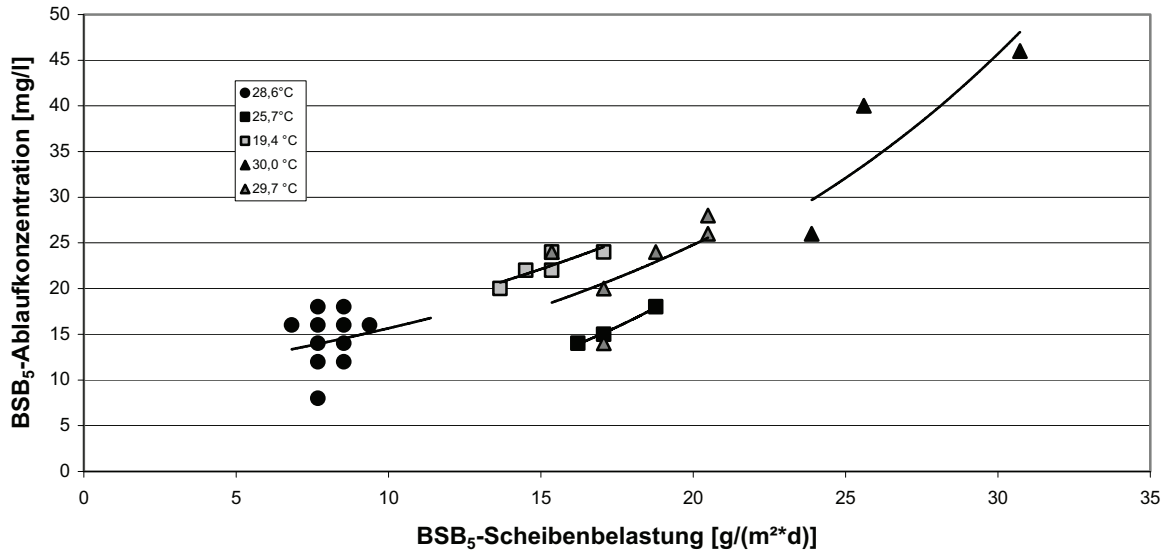


Abbildung 8.59: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bei unterschiedlichen Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage)

Tabelle 8.29: BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung [g/(m<sup>2</sup>\*d)] in Abhängigkeit vom Reinigungsziel und der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage)

Abwassertemperatur [°C]	BSB <sub>5</sub> -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

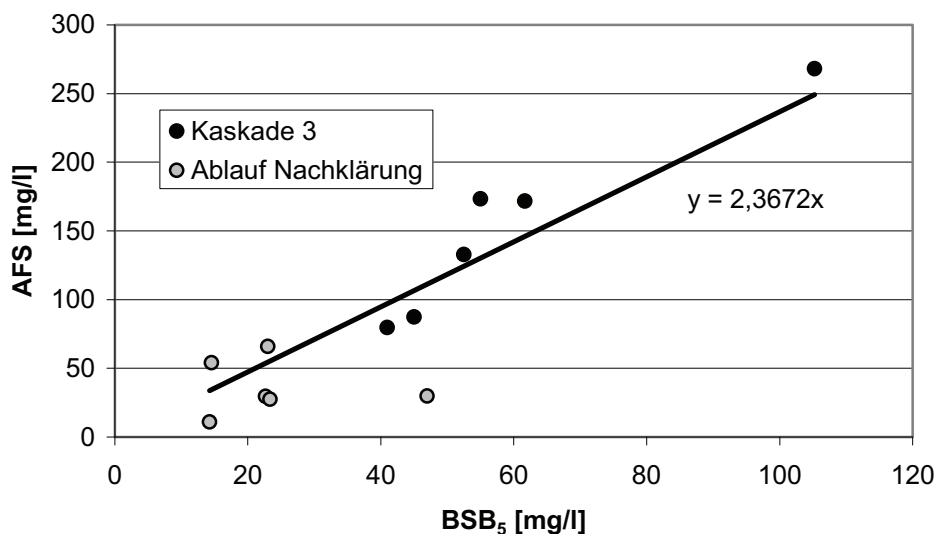
Bei einer Abwassertemperatur von ca. 26 °C ist eine um ca. 53 % höhere Scheibenbelastung möglich als bei einer Abwassertemperatur von ca. 20 °C bzw. eine Steigerung der BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung von 8,4 % pro 1 °C Temperaturerhöhung. Bei Temperaturen über 26 °C sind die Scheibenbelastungen zum Erreichen einer BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration von unter 20 mg/l geringer als für eine Abwassertemperatur von 26 °C.

Dies hat zwei Gründe:

- Betrachtet man die BSB<sub>5</sub>-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  $10 \text{ g BSB}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  vor. Die Ablaufkonzentrationen liegen im Mittel bei  $14,5 \text{ mg BSB}_5/\text{l}$  bei einer Reinigungsleistung von über 92 %. Eine Abschätzung der möglichen Scheibenbelastung ist somit relativ ungenau.

Die  $\text{BSB}_5$ -Konzentration in Kaskade 3 ist im Mittel um den Faktor 2,7 höher als im Ablauf der Nachklärung. Diese Reduzierung der  $\text{BSB}_5$ -Konzentration ergibt sich durch die weitgehende Abtrennung der partikulären Stoffe in der Nachklärung.



**Abbildung 8.60: Korrelation zwischen AFS- und  $\text{BSB}_5$ -Konzentration in Kaskade 3 und im Ablauf der Nachklärung (Demonstrationsanlage)**

In Abbildung 8.60 ist das Verhältnis zwischen der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen und der  $\text{BSB}_5$ -Konzentration in Kaskade 3 und im Ablauf der Nachklärung dargestellt. Eine Reduzierung der Feststoffkonzentration in der Nachklärung um  $1 \text{ mg TS/l}$  bewirkt eine Reduzierung der  $\text{BSB}_5$ -Konzentration im Ablauf der Nachklärung um  $0,42 \text{ mg BSB}_5/\text{l}$ . Dieses Ergebnis stimmt mit Angaben von Bever et al., (2002) überein, bei denen angegeben wird, dass  $1 \text{ mg TS/l}$  etwa  $0,3 - 1 \text{ mg BSB}_5/\text{l}$  ( $0,8 - 1,6 \text{ mg CSB}/\text{l}$ ) entspricht.

### 8.3.3 $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$ -Abbauleistung

Die Ergebnisse des Parameters  $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$  dienen der Kontrolle der Ergebnisse des sensibleren Parameters  $\text{BSB}_5$ . Die erzielten  $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$ -Abbauleistungen sind mit den  $\text{BSB}_5$ -Abbauleistungen vergleichbar. Das mittlere  $\text{BSB}_5/\text{CSB}_{\text{filtriert}}$ -Verhältnis im Zulauf der Anlage beträgt  $0,63$  und im Ablauf der Demonstrationsanlage  $0,56$ .

Die prozentuale  $\text{CSB}_{\text{filtriert}}$ -Reinigungsleistung ist unabhängig von den untersuchten Scheibenbelastungen für Abwassertemperaturen über  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  höher als bei Temperaturen unter  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Sie liegt jeweils im Ablauf der Demonstrationsanlage über 85 % und ist nur unwesentlich geringer als die BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung.

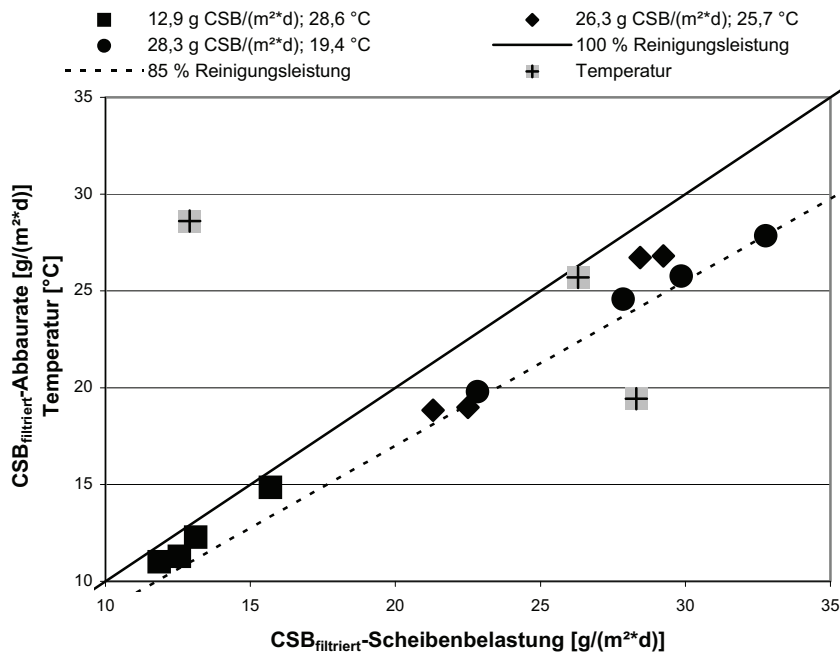


Abbildung 8.61: CSB<sub>filtriert</sub>-Abbauraten bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen; Demonstrationsanlage Delhi

Tabelle 8.30: Ergebnisse der CSB<sub>filtriert</sub>-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Demonstrationsanlage Delhi)

	Phase <sup>19</sup>	3	4	5
Temperatur	[°C]	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g CSB <sub>filtriert</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	12,9	26,3	28,3
Abbauleistung nach Nachklärung	[g CSB <sub>filtriert</sub> /(m <sup>2</sup> *d)]	11,84	12,06	12,25
Zulauf	[mg CSB <sub>filtriert</sub> /l]	302,7	308,5	332,0
Ablauf Nachklärung	[mg CSB <sub>filtriert</sub> /l]	25,2	25,8	44,9
Reinigungsleistung nach Nachklärung	[%]	91,7	91,6	86,5

<sup>19</sup> Aufgrund fehlender Datensätze konnten nur die Ergebnisse nach dem 17.08.2008 berücksichtigt werden (Phase 3 - 5).



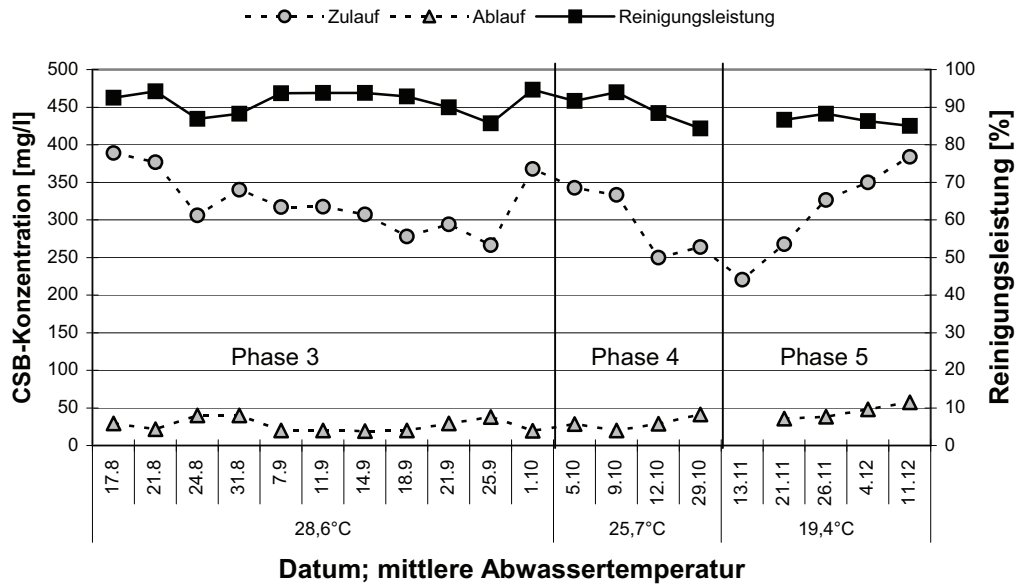


Abbildung 8.62: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi (17.08.2007-11.12.2007), Parameter  $CSB_{\text{filtriert}}$

### 8.3.4 $CSB_{\text{homogenisiert}}$ -Abbauleistung

Die maximale  $CSB$ -Ablaufkonzentration von im Mittel 106,8 mg/l wurde zu Beginn der Untersuchungen bei einer  $CSB$ -Scheibenbelastung von 58,3 g/(m<sup>2</sup>\*d) und einer Abwassertemperatur von 30 °C bestimmt. Die hierbei erreichte maximale  $CSB$ -Abbaurrate ergab sich zu 47,9 g/(m<sup>2</sup>\*d).

Tabelle 8.31: Ergebnisse der  $CSB_{\text{hom}}$ -Bestimmung der Demonstrationsanlage

	Phase <sup>20</sup>	1	2	3	4
Temperatur	[°C]	30,0	29,7	28,6	25,7
Scheibenbelastung	[g $CSB_{\text{hom}}$ /(m <sup>2</sup> *d)]	58,3	41,5	15,2	27,8
Abbauleistung nach Kaskade 3	[g $CSB_{\text{hom}}$ /(m <sup>2</sup> *d)]	37,0	22,0	10,2	19,6
Abbauleistung nach Nachklärung	[g $CSB_{\text{hom}}$ /(m <sup>2</sup> *d)]	49,4	36,0	13,0	24,8
Zulauf	[mg $CSB_{\text{hom}}$ /l]	685,4	484,1	342,5	325,8
Ablauf Kaskade 3	[mg $CSB_{\text{hom}}$ /l]	252,2	226,7	103,2	96,1
Ablauf Nachklärung	[mg $CSB_{\text{hom}}$ /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

<sup>20</sup> Aufgrund fehlender Datensätze können nur Ergebnisse der Phasen 1 - 4 berücksichtigt werden.

wurden bei einer mittleren Abwassertemperatur von 25,7 °C und einer CSB-Scheibenbelastungen von 27,8 g/(m<sup>2</sup>\*d) zu 35,2 mg/l bestimmt (Phase 4).

Für mittlere CSB<sub>hom</sub>-Scheibenbelastungen von 41,5 g/(m<sup>2</sup>\*d), bei einer mittleren Abwassertemperatur von 29,7 °C konnten die, nach der deutschen Abwasserverordnung, Anhang 1 (AbwV, 2007) geforderte CSB-Ablaufkonzentration für die Größenklasse 5 von 75 mg CSB/l sicher eingehalten werden. Die indischen Standards<sup>21</sup> für die Einleitung von gereinigtem Abwasser in Oberflächengewässer (CSB < 250 mg/l) wurden während aller untersuchten Phasen eingehalten.

### 8.3.5 NH<sub>4</sub>-N-Abnahme

Im Gegensatz zur BSB<sub>5</sub>- bzw. CSB-Reinigungsleistung ist die NH<sub>4</sub>-N-Reduktion durch die hohe Konzentration partikulärer Stoffe im Zulauf der Anlage deutlich stärker beeinflusst.

Deutlich zu erkennen ist, dass, bedingt durch die Verwendung von feststoffreichem Rohabwasser, die NH<sub>4</sub>-N-Reduktion während der Phasen 1 und 2 im Vergleich zu den Phasen 3 - 5 deutlich geringer und instabiler ist (Abbildung 8.63 und Abbildung 8.64). Die Abbauraten der Phasen 1 und 2 liegen mit 41,4 % und 53,6 % deutlich unter 85 %.

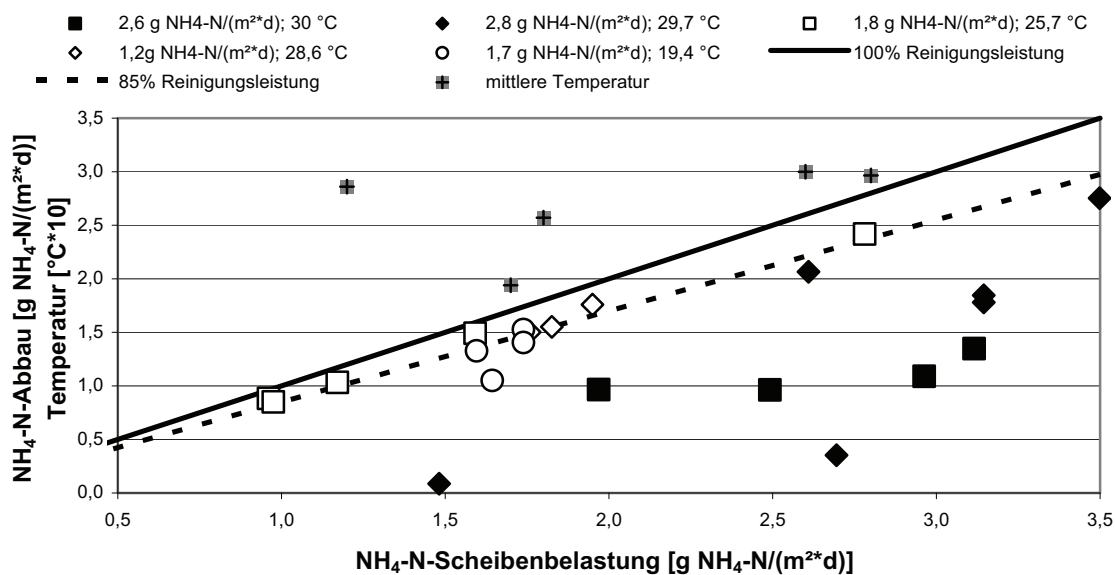


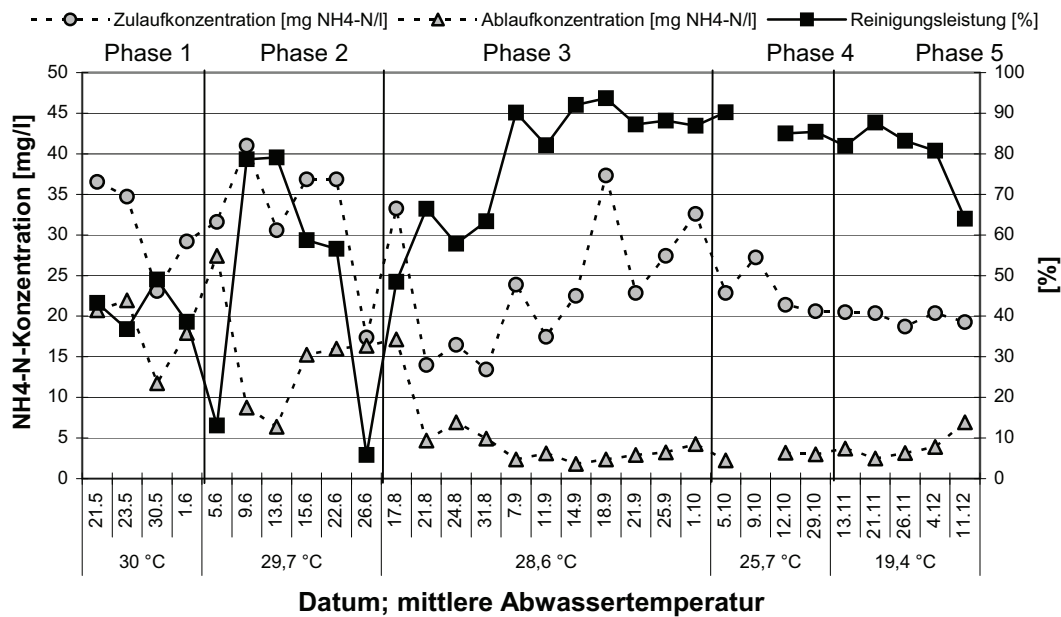
Abbildung 8.63: NH<sub>4</sub>-N-Reduktion bei unterschiedlichen Scheibenbelastungen der Demonstrationsanlage in Delhi, Ergebnisse nach Nachklärung (weiß: mit Vorklärung, schwarz: ohne Vorklärung)

<sup>21</sup> Siehe Kapitel 2

**Tabelle 8.32: Ergebnisse der NH<sub>4</sub>-N-Bestimmung im Zulauf und Ablauf während der unterschiedlichen Phasen (Demonstrationsanlage Delhi)**

	Phase	1	2	3	4	5
Abwassertemperatur	[°C]	30,0	29,7	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g NH <sub>4</sub> -	2,6	2,8	1,2	1,8	1,7
Zulauf	[mgNH <sub>4</sub> -N/l]	30,9	32,4	26,3	21,6	19,7
Ablauf Nachklärung	[mgNH <sub>4</sub> -N/l]	18,1	15,0	2,9	2,6	4,1
NH <sub>4</sub> -N-Reduktion	[g NH <sub>4</sub> -	1,09	1,48	1,00	1,60	1,33
Reinigungsleistung	[%]	41,4	53,6	89,1	87,0	79,0

Die in der deutsche Abwasserverordnung, Anhang 1 (AbwV, 2007) geforderte Ablaufkonzentration von 10 mg NH<sub>4</sub>-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 NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d) (3,2 g TKN/(m<sup>2</sup>\*d)) einhaltbar, wobei bezüglich der Ablaufkonzentration ein Reservepotenzial von über 50 % verbleibt.



**Abbildung 8.64: Betriebsergebnisse der Demonstrationsanlage in Delhi (21.5.2007-11.12.2007), Parameter NH<sub>4</sub>-N**

Durch die Umstellung auf vorgeklärtes Abwasser steigerte sich - trotz geringerer Abwassertemperatur während der Phase 4 gegenüber Phase 1 (30 °C/29,7 °C → 25,7 °C) – die NH<sub>4</sub>-N-Abbaurrate um 46,8 % (von 1,09 auf 1,60 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d)), obwohl die NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung während der Phase 4 nur um 31 % (2,6 gegenüber 1,8 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d)) geringeren war als während Phase 1 (Tabelle 8.33).

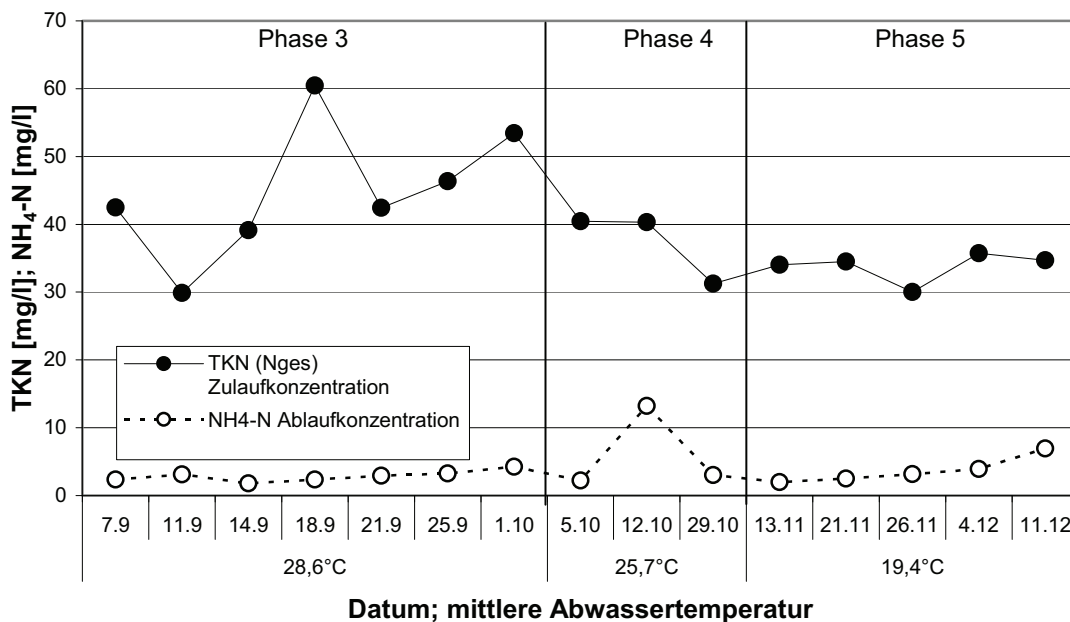
Bei einer mittleren Abwassertemperatur von 19,4 °C (Phase 5) wurde für das Gesamtsystem eine mittlere Reduktion der NH<sub>4</sub>-N-Konzentration von 79 % bestimmt. Im Vergleich zu Phase 4 (87 %, vergleichbare Scheibenbelastung) ist die Reinigungsleistung um 20,4 % geringer; dies ist auf den Temperaturunterschied von 6,7 °C zwischen Phase 4 und Phase 5 zurückzuführen. Daraus lässt sich eine Erhöhung der NH<sub>4</sub>-N-Abbauleistung um 3,04 % pro 1 °C Temperaturerhöhung ableiten.

**Tabelle 8.33: NH<sub>4</sub>-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 <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	2,6	2,8	1,2	1,8	1,7
NH <sub>4</sub> -N-Reduktion Kaskade 1 - 3 [g NH <sub>4</sub> -N/(m <sup>2</sup> *d)]	1,09	1,48	1,00	1,60	1,33

### 8.3.6 Nitrifikation – N<sub>ges</sub>-Elimination

Der Betrachtung der Nitrifikationsleistung der Demonstrationsanlage liegen die Parameter NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N und N<sub>org.</sub> zugrunde.



**Abbildung 8.65: NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration nach der Nachklärung der Demonstrationsanlage, Delhi**

Untersucht wurden mittlere TKN-Scheibenbelastungen zwischen 2 und 3,4 g/(m<sup>2</sup>\*d) bei Abwassertemperaturen zwischen 19,4 °C und 28,6 °C (Phase 3 - 5). Für die Phasen 1 und 2

konnte aufgrund fehlender Datensätze bezüglich  $N_{org}$  und  $NO_3-N$ , lediglich eine Betrachtung der Komponente  $NH_4-N$  vorgenommen werden (siehe Kapitel 8.3.5).

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  $NH_4-N$  konnte somit der in der deutschen Abwassertemperaturverordnung (AbwV, 2007) geforderte Einleitergrenzwert von  $10$  mg/l für Anlagen bis Größenklasse 5 sicher eingehalten werden.

In Tabelle 8.34 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 von ca.  $50\%$  bis über  $70\%$  erreicht. Diese  $N_{ges}$ -Elimination erklärt sich durch die Inkorporation von Stickstoff in die Biomasse und durch eine anaerobe Ammoniumoxidation des  $NH_4-N$ -Stickstoffs (siehe Kapitel 8.3.7)

**Tabelle 8.34: Ergebnisse der  $N_{ges}$  und  $NH_4-N$ -Bestimmung (Phase 4: Werte in Klammern ohne Messwerte vom 12.10.07; Demonstrationsanlage)**

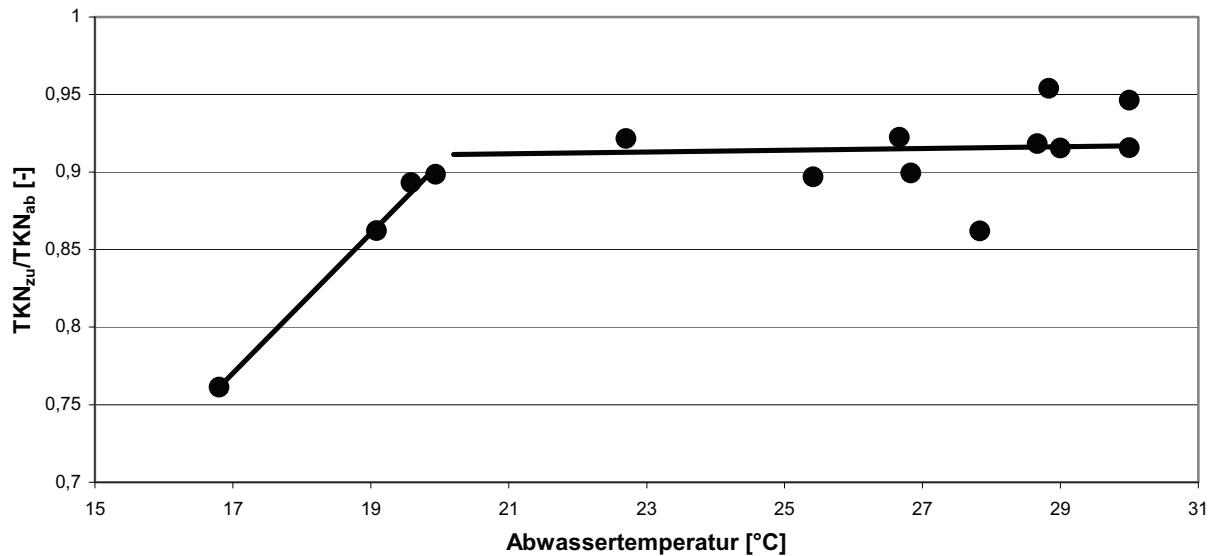
Phase		3	4	5
Temperatur	[°C]	28,6	25,7	19,4
Scheibenbelastung	[g $NH_4-N/(m^2 \cdot d)$ ]	1,2	1,8	1,7
	[g TKN/( $m^2 \cdot d$ )]	2,0	3,4	3,0
HRT	[h]	2,5	1,25	1,25
Zulauf	[mg TKN/l]	46,6	39,8 (38,4)	35,7
Ablauf Nachklärung	[mg $NH_4-N/l$ ]	2,9	6,2 (2,6)	3,7
	[mg $N_{org}/l$ ]	1,5	2,1 (1,1)	2,1
	[mg $N_{ges}/l$ ]	15,8	19,6 (15,6)	10,1
Nitrifikationsleistung <sup>22</sup>	[mg $N_{oxidiert}/(m^2 \cdot d)$ ]	1,8	2,6 (2,8)	2,5
$N_{ges}$ -Elimination	$N_{ges,ab}/N_{ges,zu}$ [%]	66,1	50,8 (59,3)	71,7

Ein Vergleich der mittleren Nitrifikationsleistungen [ $N_{oxidiert}/(m^2 \cdot d)$ ] während der Versuchphasen 3 - 5 lässt keine eindeutige Aussage hinsichtlich der Temperaturabhängigkeit zu. Ein Vergleich der Einzelergebnisse zeigt jedoch eine deutliche Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Abwassertemperatur (Abbildung 8.66).

Bei Abwassertemperaturen unter  $20$  °C reduziert sich die prozentuale Nitrifikationsleistung deutlich und annähernd linear von  $92\%$  auf ca.  $75\%$  ( $17$  °C). Oberhalb einer Abwassertem-

<sup>22</sup> Annahme:  $N_{oxidiert} = (NH_4-N + N_{org})_{zu} - (NH_4-N + N_{org})_{ab} = TKN_{zu} - TKN_{ab}$ ; ohne Berücksichtigung der Inkorporation in die Biomasse

peratur von 20 °C erscheint die Nitrifikationsleistung wenig beeinflusst von der Temperatur, trotz unterschiedlicher TKN-Scheibenbelastungen von 2,0 bzw. 3,4 g TKN/(m<sup>2</sup>\*d). Dies bedeutet, dass bei Temperaturen ab ca. 20 °C mindestens eine TKN-Scheibenbelastung von 3,4 g/(m<sup>2</sup>\*d) realisierbar ist, bei gleichzeitiger BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von ca. 18 g/(m<sup>2</sup>\*d).



**Abbildung 8.66: TKN-Reinigungsleistung bei unterschiedlichen Abwassertemperaturen (Einzelergebnisse der Demonstrationsanlage, Delhi)**

Zudem bedeutet dies, dass durch eine Erhöhung der Abwassertemperatur um 3 °C eine Leistungssteigerung der Nitrifikation um 22,6 %, bzw. eine Steigerung der Nitrifikationsleistung um 7,5 % pro 1 °C Temperaturerhöhung erzielt wurde.

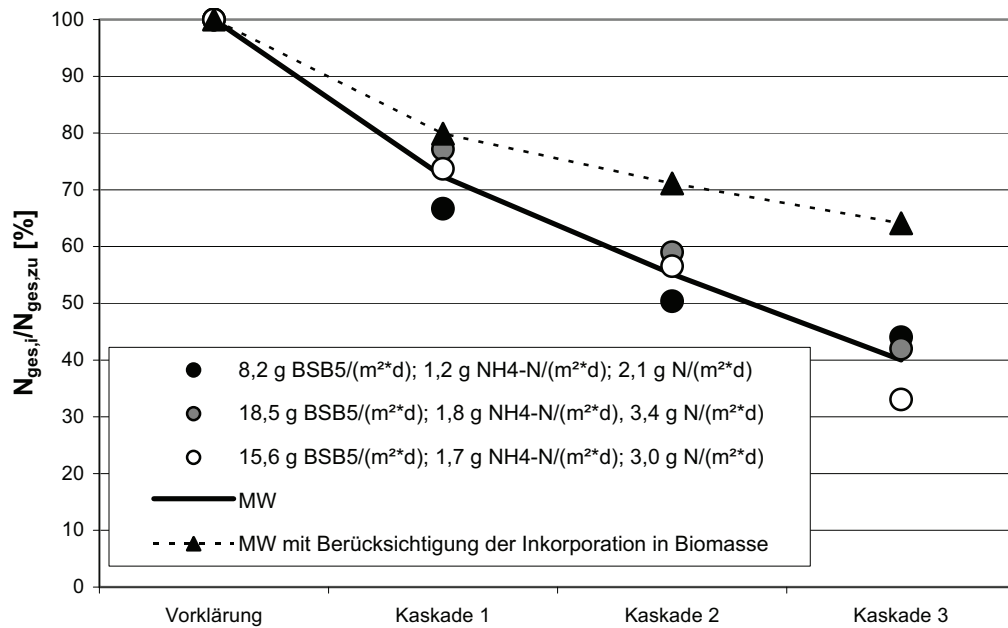
### 8.3.7 Stickstoffbilanz

Auch im Falle der Demonstrationsanlage in Delhi wurde bei der Bilanzierung des Parameters Stickstoff neben dem Gesamtumsatz des Scheibentauchkörpers der Stickstoffumsatz in den einzelnen Kaskaden untersucht. Im Gegensatz zu den Versuchsanlagen in Karlsruhe wurde die Demonstrationsanlage in Delhi mit kommunalem Abwasser betrieben. Bestimmt wurden deshalb die Parameter NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N und N<sub>org</sub>.

Aufgrund 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<sub>ges</sub>-Reduzierung in der Demonstrationsanlage ist unabhängig von der BSB<sub>5</sub>- bzw. N<sub>ges</sub>-Scheibenbelastung des Scheibentauchkörpers. Ebenfalls konnte kein Einfluss der Temperatur auf dieses Verhältnis beobachtet werden.

Schon nach der 1. Kaskade haben sich die Stickstofffrachten um 28,7 % verringert. Hier reduziert sich die Ammonium-Stickstofffracht im Mittel um 31,6 %, aber es wurden nur 25,4 % des im Ablauf bestimmten Nitrat-Stickstoffs produziert.



**Abbildung 8.67: Prozentuale Fracht in den Kaskaden zur Zulaufkraft der Anlage (ohne Berücksichtigung der NO<sub>2</sub>-N-Bildung) Demonstrationsanlage Delhi**

Durch Berücksichtigung der Reduzierung der Stickstofffracht durch Inkorporation in die Biomasse lässt sich ein Teil der fehlenden Stickstofffracht erklären. In Tabelle 8.35 sind die Ergebnisse der Berechnung tabellarisch dargestellt.

**Tabelle 8.35: Berechnung der N-Inkorporation in die Biomasse (Demonstrationsanlage)**

	BSB <sub>5</sub> , abgebaut [kg/d]			N-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

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<sub>5,abgebaut</sub> (siehe Kapitel 8.3.9 Abbildung 8.70).

Dennoch fehlen bereits nach der ersten Kaskade ca. 17,5 % der N<sub>ges</sub>-Zulaufkraft und nach der 3. Kaskade ca. 29 %.

Eine Erklärung hierfür ist, dass im Biofilm der ersten Kaskade eine anaerobe Ammoniumoxi- dation in den anaeroben Bereichen des Biofilms stattfindet (Abbildung 8.67 und Abbildung 8.68).

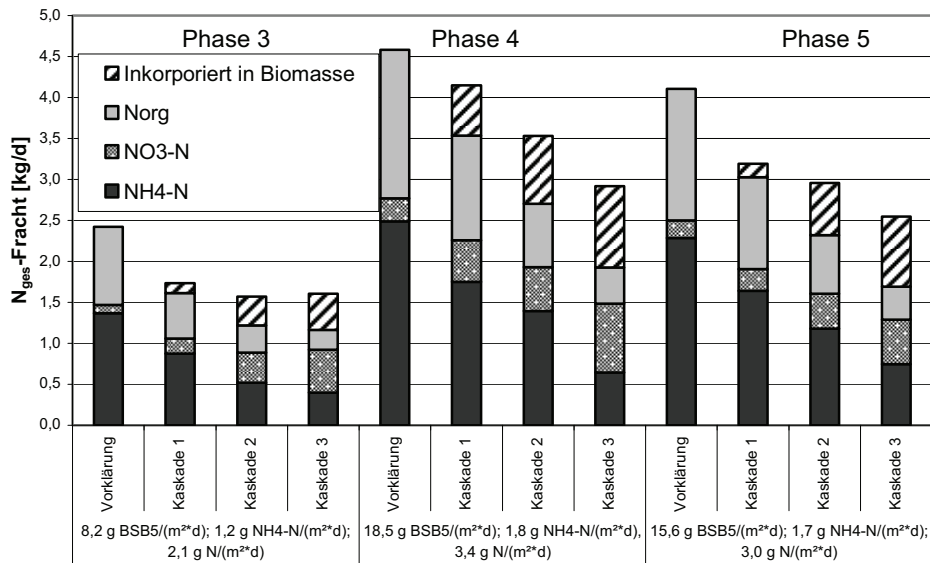


Abbildung 8.68: Stickstoffbilanz der Demonstrationsanlage Delhi, Indien

### 8.3.8 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, aufgrund niedrigerer Abwassertemperaturen und niedrigerer BSB<sub>5</sub>- und TKN- Scheibenbelastungen deutlich höher. Dies gilt sowohl in der ersten Kaskade als auch in den folgenden beiden Kaskaden.

Tabelle 8.36: Sauerstoffkonzentration und pH-Wert in den Kaskaden der Demonstrationsanlage in Delhi

			Phase 1	Phase 2	Phase 3	Phase 4	Phase 5
O <sub>2</sub>	[mg/l]	Kaskade 1	2,2	2,3	3,5	3,2	2,9
		Kaskade 2	2,3	2,9	4,4	4,2	4,0
		Kaskade 3	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	[mg/l]	nach NK	29,8	29,7	69,0	56,3	66,0

Der pH-Wert konnte erst ab Phase 3 bestimmt werden, da vor Ort keine Elektrode verfügbar war. Der pH-Wert veränderte sich zwischen Kaskade 1 und 3 nur unwesentlich.



### 8.3.9 AFS und Überschussschlammproduktion

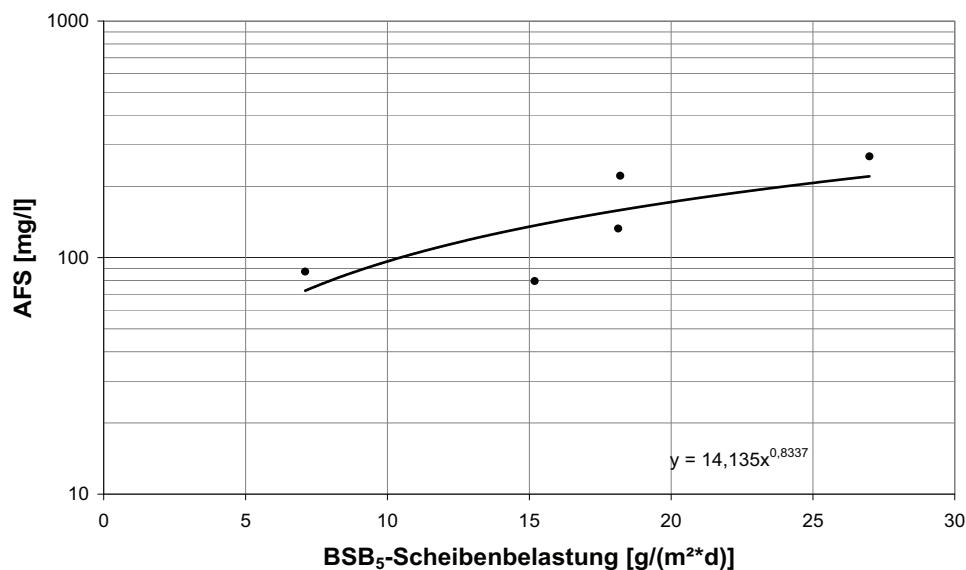
Die Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe im Ablauf des Scheibentauchkörpers ist direkt abhängig von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung. Die Temperaturabhängigkeit konnte an Hand des vorliegenden Datensatzes nicht bestimmt werden.

Diese Abhängigkeit für einen Abwassertemperaturbereich zwischen 19,4 °C und 30 °C kann durch Gleichung 8.5 beschrieben werden:

$$\text{AFS} = 14,135 * x^{0,8337}$$

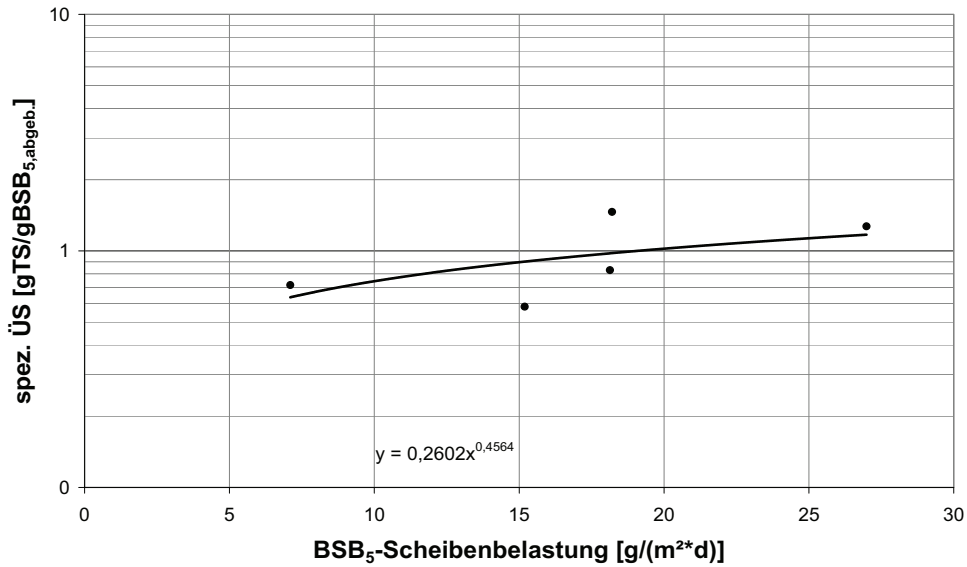
Gleichung 8.7

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



**Abbildung 8.69: Mittlere Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung der Demonstrationsanlage, Delhi**

Die mittlere Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe im Zulauf des Scheibentauchkörpers lag bei 350 mg/l. Aus den Ergebnissen der Bestimmung der abfiltrierbaren Stoffe nach Kaskade 3 wurde die zu erwartende Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung durch Multiplikation der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen mit der Zuflussmenge abgeschätzt.



**Abbildung 8.70: Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung der Demonstrationsanlage, Delhi**

Die zu erwartende Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung kann anhand der Regressionsgeraden in Abbildung 8.70 für einen Temperaturbereich zwischen 19,4 °C und 30 °C wie folgt abgeschätzt werden:

$$\mathbf{\ddot{U}S_{STK} = 0,2602 * x^{0,4564}} \qquad \mathbf{Gleichung 8.8}$$

mit x = BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung [g/m<sup>2</sup>\*d]

**Tabelle 8.37: Spezifische Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage (Abwassertemperaturbereich 19,4 °C – 30 °C)**

BSB <sub>5</sub> -Scheibenbelastung [g/(m <sup>2</sup> *d)]	5	10	15	20	25	30
Überschussschlammproduktion gTS/gΔBSB <sub>5</sub>	0,54	0,74	0,90	1,02	1,13	1,23

### 8.3.10 Zusammenfassung und Diskussion der Ergebnisse des Kapitels 8.3

Für den untersuchten Abwassertemperaturbereich zwischen 19,4 °C und 30 °C konnte kein signifikanter Einfluss der **hydraulischen Aufenthaltszeit** auf die Reinigungsleistung bezüglich BSB<sub>5</sub>, CSB<sub>hom.</sub> und NH<sub>4</sub>-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 **BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung** nach der Nachklärung von > 88 % bei mittleren Scheibenbelastungen von bis zu

26,7 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) erzielt. Die Ablaufkonzentration für die untersuchten Scheibenbelastungen bis 26,7 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) wurde zu durchschnittlich 37,3 mg BSB<sub>5</sub>/l bestimmt.

Bei einer mittleren Abwassertemperatur von 25,7 °C und einer Scheibenbelastung von 18,5 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) wurde einer mittleren Ablaufkonzentration von 14,3 mg BSB<sub>5</sub>/l erreicht. Dies entspricht einer BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung von 92,1 %.

Eine mittlere Ablaufkonzentration von 23 mg BSB<sub>5</sub>/l wurde bei einer mittleren Abwassertemperatur von 19,4 °C und einer Scheibenbelastung von 15,6 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d). Dies entspricht einer BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung von 87,4 %.

Die CSB<sub>hom.</sub>-Ablaufkonzentration betrug, bei einer Abwassertemperatur von 30 °C und einer Scheibenbelastung von 41,5 g CSB<sub>hom.</sub>/(m<sup>2</sup>\*d), im Mittel 62,8 mg CSB<sub>hom.</sub>/l. Die CSB<sub>hom.</sub>-Reinigungsleistung wurde mit 84,4 % bestimmt.

Eine Reinigungsleistung von über 89 % wurde bei einer Scheibenbelastung von 27,8 g CSB<sub>hom.</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) und einer Abwassertemperatur von 25,7 °C erreicht. Hierbei betrug die mittlere Ablaufkonzentration 35,2 mg CSB<sub>hom.</sub>/l.

Die Nitrifikationsleistung betrug, bei einer Abwassertemperatur von 25,7 °C und einer Scheibenbelastung von 1,8 g NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>2</sup>\*d), 87 %. Die dabei erreichte Ablaufkonzentration ergab sich zu 2,8 mg NH<sub>4</sub>-N/l. Die Nitrifikationsleistung reduzierte sich, bei vergleichbarer Scheibenbelastung, jedoch bei einer Abwassertemperatur von 19,4 °C, auf 79,2 %.

Bei Verwendung von Rohabwasser (ohne Vorklärung) 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., 2006b, Boller et al., 1994).

Eine Vorbehandlung des Abwassers durch eine Vorklärung zeigte auf die BSB<sub>5</sub>- und CSB<sub>hom.</sub>-Reinigungsleistung einen weit geringeren Einfluss als auf die Nitrifikationsleistung des Scheibentauchkörpers.

Die NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentrationen unter 4 mg/l und TKN-Ablaufkonzentrationen unter 7 mg/l bei mittleren TKN-Scheibenbelastungen von 2,0 - 3,4 g/(m<sup>2</sup>\*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<sub>ges</sub>-Elimination von über 60 % ohne Rezirkulation des Ablaufes erreicht wird.

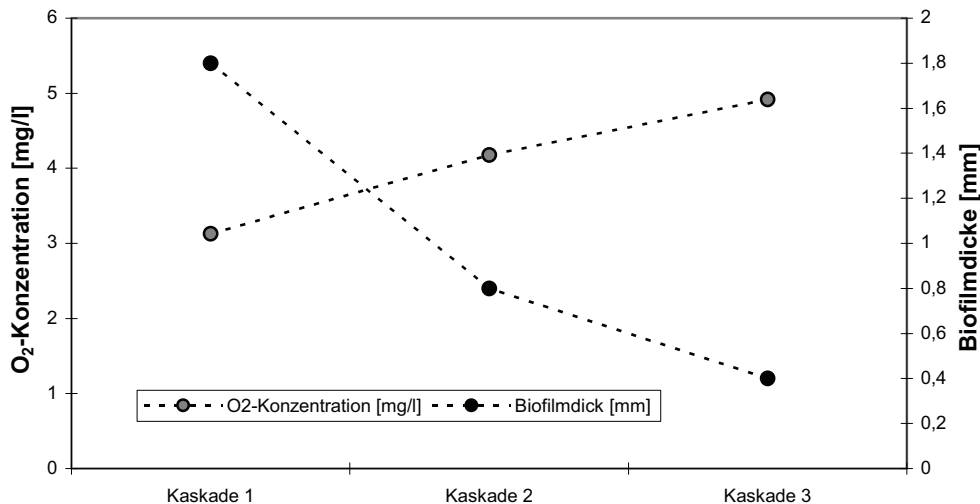
Gupta et al. (2001) beobachteten bei ihren Untersuchungen ebenfalls eine N<sub>ges</sub>-Elimination von ca. 60 % und erklären dies mit einer Denitrifikation unter aeroben Bedingungen. Bei der

aeroben Denitrifikation verwenden die Bakterien PHB<sup>23</sup>, das sie im Zellinneren als organische C-Quelle akkumulieren (Bernat et al., 2007) und zur Reduktion des Nitrat-Stickstoffes verwenden.

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 äußeren 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 - 4000 µm), wodurch die anoxischen Bedingungen für eine Denitrifikation gegeben wären. In den oberen Schichten werden die Stickstoffverbindungen oxidiert, diffundieren mit der noch ausreichend vorhandenen C-Quelle in die unteren Schichten und werden dort zu N<sub>2</sub>O oder N<sub>2</sub> 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 Tropfkörpermaterial bzw. bewachsenen Flusststeinen, die Ergebnisse können jedoch prinzipiell auf Scheibentauchkörper übertragen werden.



**Abbildung 8.71: Biofilmdicke und Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden der Demonstrationsanlage, Delhi**

<sup>23</sup> PHB = Poly-β-Hydroxybutyrat

Zhou et al. (2008) untersuchten das Denitrifikationspotenzial von Biofilmen unter aeroben Bedingungen auf suspendierten Aufwuchskörpern und stellten ebenfalls fest, dass in den tieferen Schichten anoxische Verhältnisse herrschen und dort denitrifiziert wird, solange die organische Kohlenstoffquelle nicht limitierend wirkt.

In den Kaskaden 2 und 3 der Demonstrationsanlage steigt aufgrund der reduzierten BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung die Sauerstoffkonzentration an. Die Sauerstoffkonzentration lag in den Becken der Kaskaden 2 und 3 über 4 mg O<sub>2</sub>/l.

Die in den Kaskaden 2 und 3 bestimmte Biofilmdicke ist aufgrund der geringeren BSB<sub>5</sub>- und NH<sub>4</sub>-N-Scheibenbelastung deutlich geringer als in Kaskade 1.

Die mittlere Biofilmdicke in Kaskade 2 betrug ca. 800 µm und in Kaskade 3 400 µm. Folglich ist in den Biofilmen der hinteren beiden Kaskaden auch in tieferen Schichten ausreichend Sauerstoff für die Nitrifikation vorhanden. 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. (1980) postulierte lineare Zusammenhang zwischen AFS und BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung als nicht zwingend zutreffend.

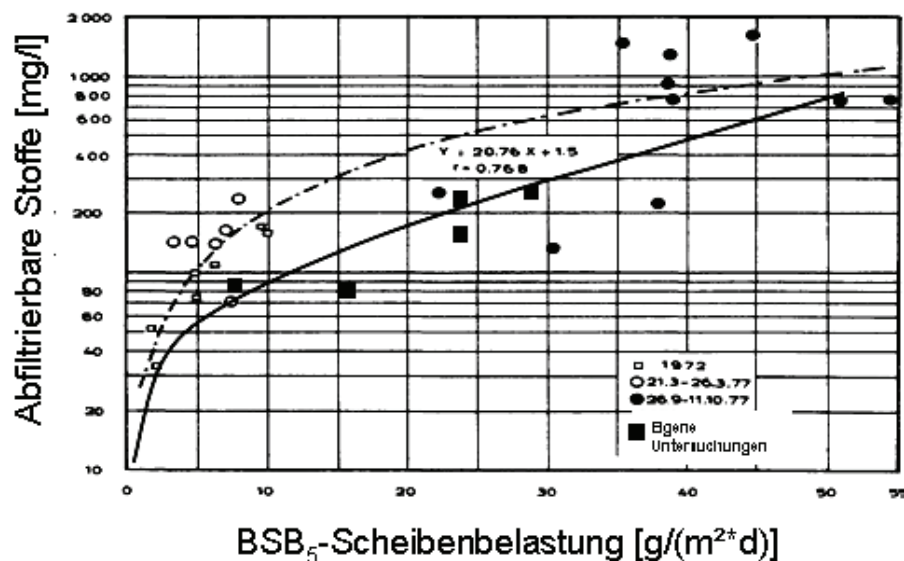


Abbildung 8.72: Vergleich der Ergebnisse der Konzentrationsbestimmung an abfiltrierbaren Stoffen im Ablauf der Demonstrationsanlage mit Daten von Cheung et al. (1980)

Die **Überschussschlammproduktion** in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung der Demonstrationsanlage ist im Vergleich zu den Angaben von Cheung (1982) deutlich geringer, aber höher als die von Ouyang (1980) ermittelte.

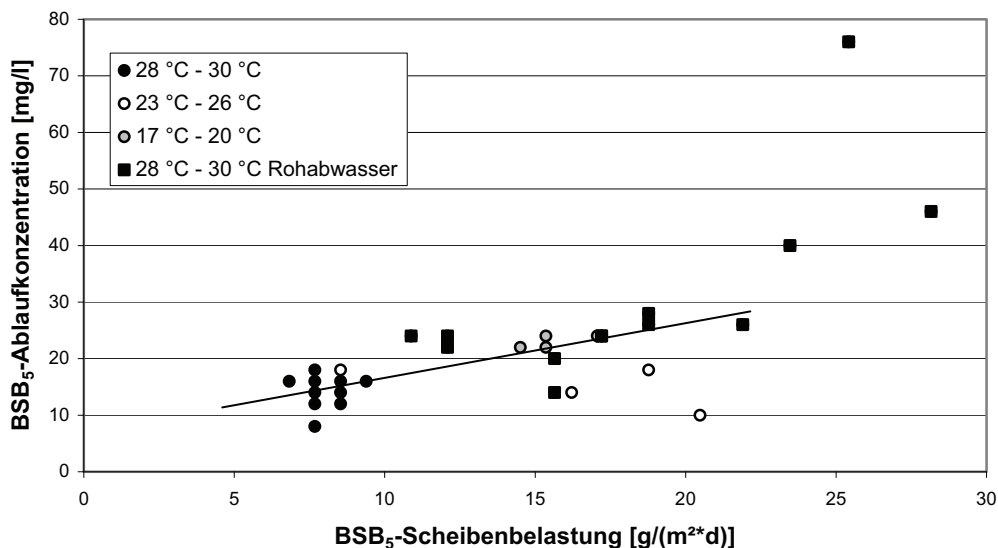
**Beurteilung der Ergebnisse anhand indischer Standards**

Für die Einleitung gereinigten Abwassers in Oberflächengewässer bzw. für die Nutzung als Bewässerungswasser gelten die in Tabelle 8.38 aufgelisteten Grenzwerte. Für die Einleitung von gereinigtem Abwasser in Oberflächengewässer gilt ein BSB<sub>5</sub>-Grenzwert von 30 mg/l.

**Tabelle 8.38: Indische Standards<sup>24</sup> zur Einleitung in Oberflächengewässer bzw. zur Nutzung als Bewässerungswasser (Auszug) (CPCB, 2008)**

Parameter	Einleitung in Oberflächengewässer	Wasser zur Bewässerung
SS [mg/l]	100	200
pH-Wert	5,5 - 9,0	5,5 - 9,0
NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	50	/
TKN [mg/l]	100	/
NO <sub>3</sub> -N [mg/l]	10	/
BSB <sub>5</sub> [mg/l]	30	100
CSB [mg/l]	250	/

Abbildung 8.73 zeigt, dass bei BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung von bis zu 23 g/(m<sup>2</sup>\*d) und Abwassertemperaturen über 17 °C eine BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration von 30 mg/l nicht überschritten wird.



**Abbildung 8.73: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und für verschiedene Abwassertemperaturen der Demonstrationsanlage in Delhi**

<sup>24</sup> General Standards for Discharge of Environmental Pollutants, India

Zudem ist zu erkennen, dass in einem Abwassertemperaturbereich zwischen 23 °C und 26 °C und Scheibenbelastungen von bis zu 21 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) dieser Grenzwert deutlich unterschritten wird. Die bei dieser Scheibenbelastung bestimmte BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration liegt deutlich unter 20 mg/l. Dies zeigt, dass in diesem Abwassertemperaturbereich durchaus höhere BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen möglich sind.

Die im Vergleich dazu geringeren Abbauleistungen bei Abwassertemperaturen zwischen 28 °C und 30 °C sind auf die Partikelfracht im Zulauf (Rohabwasser) zurückzuführen.

Wird eine Nutzung des gereinigten Abwassers für Bewässerungszwecke in Betracht gezogen, ist eine deutlich höhere BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung möglich.

Hinsichtlich der möglichen TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration ist keine eindeutige Aussage zu treffen, da die TKN-Konzentrationen im Zulauf der Demonstrationsanlage bis auf wenige Ausnahmen unter den nach indischen Standards (CPCB, 2008) geforderten NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentrationen liegen.

Jedoch zeigen die Ergebnisse, dass bei einer Temperatur von > 17 °C eine TKN-Scheibenbelastung von 2,6 g TKN/(m<sup>2</sup>\*d) realisierbar ist, um NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration unter 7 mg/l zu erreichen. Bei Abwassertemperaturen über 26 °C lassen sich TKN-Scheibenbelastungen von mindestens 3,7 g TKN/(m<sup>2</sup>\*d) realisieren. Die entsprechende NH<sub>4</sub>-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 sich trotz Erhöhung der Scheibenbelastung die Ablaufkonzentration verringerte (Abbildung 8.74).

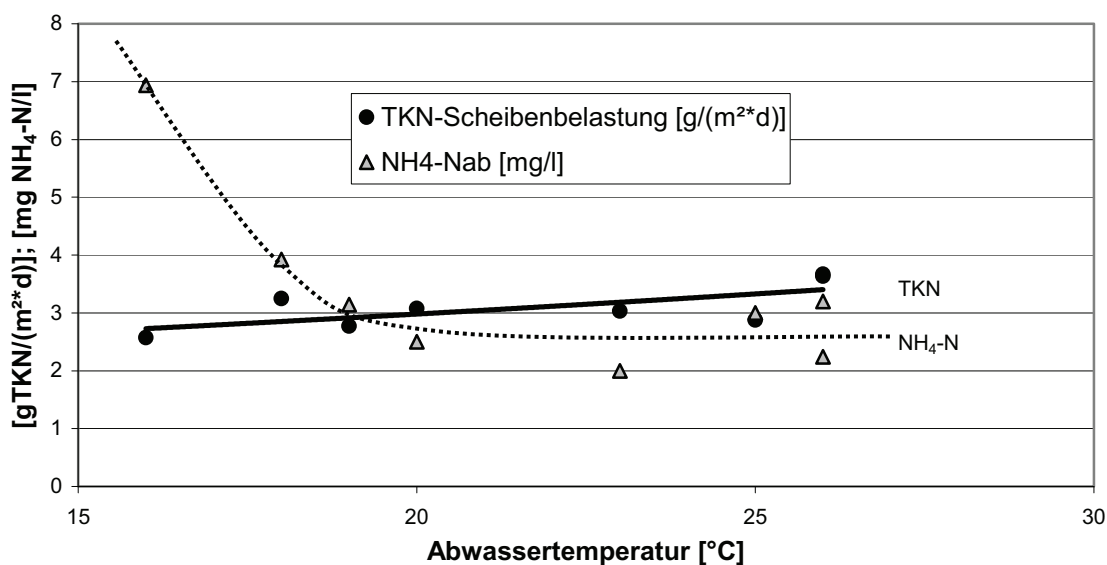


Abbildung 8.74: TKN-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur (Demonstrationsanlage)





---

## 9 Abschließende Diskussion

Unter dem Aspekt des Transfers deutscher Abwassertechnik und im Speziellen der Scheibentauchkörpertechnologie in Länder mit anderen klimatischen Randbedingungen als in Mitteleuropa, wurde in der vorliegenden Arbeit die Abhängigkeit der Abwasserreinigung bzw. der Reinigungsleistung von der Abwassertemperatur evaluiert.

### 9.1 Temperaturabhängigkeit der Umsatzleistung

Die in der vorliegenden Arbeit bestimmten Umsatzraten variieren je Versuchsrandbedingung. Vergleichbar bleibt jedoch der Einfluss der Abwassertemperatur auf die Reinigungsleistung.

Sowohl für den BSB<sub>5</sub>-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 °C und 35 °C (Hu et al., 1994).

Dieser optimale Temperaturbereich wurde in den Batch-Untersuchungen und im realen Betrieb der Versuchsanlagen von 30 °C und 35 °C für autotrophe Bakterien in einem Scheibentauchkörpersystem nachgewiesen. Für heterotrophe Bakterien konnte ein optimaler Temperaturbereich von 30 °C bis 33 °C bestimmt werden. Für den Demonstrationsbetrieb in Delhi 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  $\theta_T$ . Der Temperaturkoeffizient wird je nach Autor auf eine Referenztemperatur von 10 °C bis 20 °C bezogen. In der vorliegenden Arbeit wurde der Temperaturkoeffizient als  $\theta_{20}$  auf eine Referenztemperatur von 20 °C bezogen und sowohl für den Kohlenstoffabbau ( $\theta_{20,C}$ ) als auch für die Nitrifikation ( $\theta_{20,N}$ ) bestimmt.

#### 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:

$$r_{30^{\circ}\text{C}-35^{\circ}\text{C},\text{C}} = 1,86 * r_{20^{\circ}\text{C},\text{C}}$$

Gleichung 9.1

Die Werte für  $\theta_{20,C}$  sind dabei, unabhängig vom betrachteten Abwassertemperaturbereich, größer als in der Literatur für Scheibentauchkörper berichtet wird. Die in dieser Arbeit be-

stimmten  $\theta_{20,C}$ -Werte liegen in einem vergleichbaren Bereich der in der Literatur angegebenen  $\theta_{20,C}$ -Werte für Systeme mit suspendierter Biomasse (siehe Tabelle 6.7; Kapitel 6.6.4). Der für den BSB<sub>5</sub>-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 auf eine geringere Temperaturabhängigkeit im realen Betrieb hin, jedoch ergibt sich die geringe Steigung der Reinigungsleistung nicht durch einen geringeren Einfluss der Temperatur, sondern durch die betrieblichen Einstellungen (Vorbehandlung).

Einerseits wurde während des Demonstrationsbetriebs die BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung bei hohen Temperaturen (über 26 °C) durch den hohen Anteil der partikulären Fracht im Zulauf beeinflusst (Abbildung 9.1; mit Kreis markiert) und andererseits konnte bei Temperaturen unter 26 °C die Scheibenbelastung betriebsbedingt nicht weiter gesteigert werden. Bei Temperaturen um 20 °C wurde ein annähernd vollständiger BSB<sub>5</sub>-Abbau erreicht ( $C_{AB} < 20 \text{ mg BSB}_5/\text{l}$ ), der sich bei steigender Temperatur nur noch unwesentlich veränderte, da die Scheibenbelastung betriebsbedingt nur um ca. 20 % gesteigert werden konnte. Bestätigt wird diese Beobachtung durch die Ergebnisse im Demonstrationsbetrieb für eine BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung unter 10 g/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer Abwassertemperatur von ca. 28 °C (Abbildung 9.1; mit Pfeil markiert). Trotz Erhöhung der Abwassertemperatur geht die BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung zurück, obwohl die Reinigungsleistung über 92 % beträgt. Cheung (1982) berichtete in seiner Arbeit von einem sehr geringen Einfluss der Temperatur auf den BSB<sub>5</sub>-Abbau. Dieser geringe Einfluss der Temperatur lässt sich ebenfalls auf die sehr geringen Scheibenbelastungen in Cheungs Untersuchungen (Cheung, 1982) zurückzuführen.

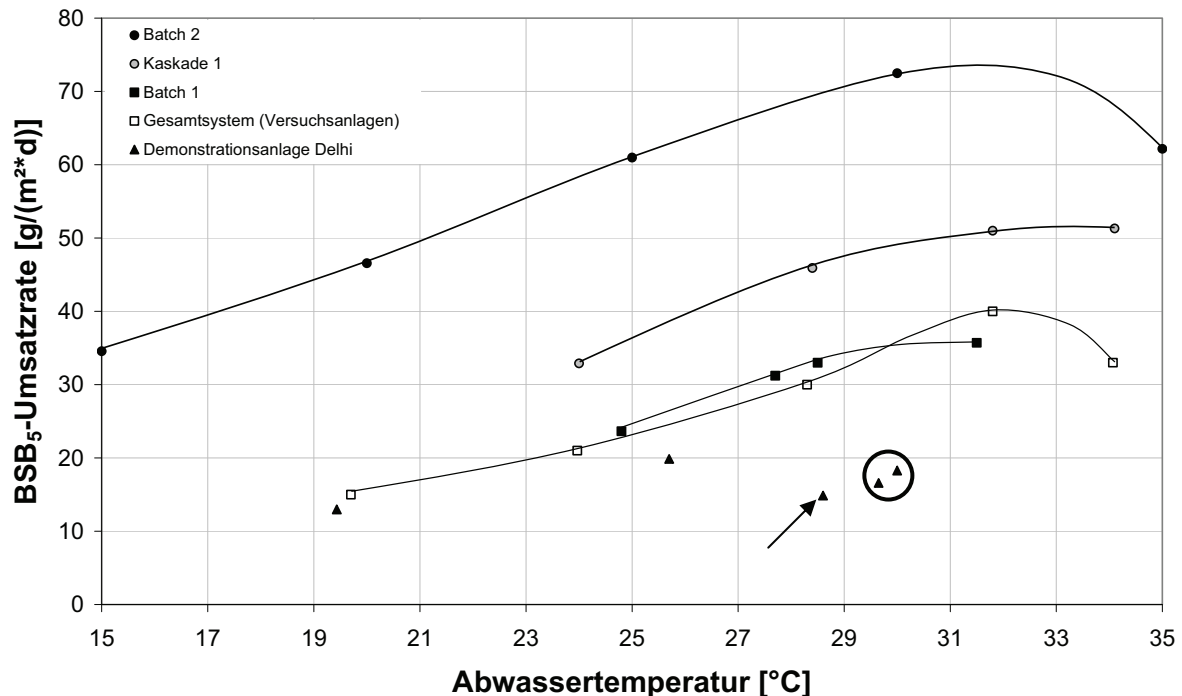
**Tabelle 9.1: Zusammenstellung der  $\theta_{20,C}$ -Koeffizienten**

$\theta_{20,C}$	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)	$\cong 1,86 * r_{20^\circ\text{C,C}}$
Gesamtsystem		1,0840 (1,0828 - 1,0847)	
Kaskade 1 (Lineweaver-Burk)		1,0582 (1,0524 - 1,0661)	
Mittelwert Laboruntersuchungen	1,0614	1,0638	$\cong 1,86 * r_{20^\circ\text{C,C}}$
Demonstrationsanlage		1,0396 (1,0171 - 1,0621) 1,0621 <sup>25</sup>	

Berücksichtigt man nur die Abhängigkeit der BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung von der Abwassertemperatur zwischen 20 °C und ca. 26 °C, ergibt sich ein Temperaturkoeffizient  $\theta_{20,C}$  von 1,0621, welcher mit dem mittleren Temperaturkoeffizienten der Laboruntersuchungen übereinstimmt.

<sup>25</sup> Temperaturbereich 20 °C - 26 °C

Die angegebenen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten für die Versuchsanlagen im Dauerstrombetrieb in Karlsruhe und der Demonstrationsanlage in Delhi beziehen sich auf eine BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration von 20 mg BSB<sub>5</sub>/l.



**Abbildung 9.1: Vergleich der BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen)**

Die BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten der Batch 1- und Batch 2-Untersuchungen, als auch die in Kaskade 1 der Versuchsanlagen bestimmten BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten stellen maximale BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten für die entsprechende Versuchseinstellung dar. Die maximalen BSB<sub>5</sub>-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 BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten der Batch 2-Untersuchungen zeigen das Reservepotenzial hinsichtlich der Reinigungsleistung eines Scheibentauchkörpersystems unter nahezu optimalen Bedingungen, d.h. ohne Substrat- und Sauerstofflimitierung.

Die maximalen BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten in der hochbelasteten Kaskade 1 - im Vergleich zu den BSB<sub>5</sub>-Umsatzraten des Gesamtsystems - zeigen, dass der Abbau von organischen Kohlenstoffverbindungen hauptsächlich in der 1. Kaskade des Scheibentauchkörpers stattfindet. Je nach BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung findet über 80 % der BSB<sub>5</sub>-Reduktion in Kaskade 1 statt.

Je höher die BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung in Kaskade 1 ist, umso größer ist die BSB<sub>5</sub>-Umsatzrate. Dieser Zusammenhang lässt sich aus der MICHAELIS-MENTEN-Gleichung ableiten. Das Erreichen der maximalen Umsatzrate hängt in erster Linie von der Sättigungskonstante  $K_{m,C}$  ab, welche die Substrat-Affinität der Bakterien beschreibt. Je höher die Scheibenbelas-

tung ist, umso größer ist die Differenz zwischen Sättigungskonzentration und der Konzentration in der Kaskade, umso mehr nähert sich die Umsatzrate der maximalen Umsatzrate.

Dieser Effekt kann durch eine geeignete Prozessführung, bspw. durch die Verteilung des Abwasserstromes auf mehrer Kaskaden (Janczukowicz et al., 1992; Saikaly, et. al., 2003; Ayoub et al., 2004) besonders bei Abwässern mit sehr hohen BSB<sub>5</sub>-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 BSB<sub>5</sub>-Reinigungsleistung zu erreichen (Janczukowicz et al., 1992).

### Temperaturkoeffizient $\theta_{20,N}$

Der mittlere Temperaturkoeffizient  $\theta_{20,N}$  für Abwassertemperaturen zwischen 20 °C bis 30 °C beträgt 1,0707 (Laboruntersuchungen). 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 9.2**

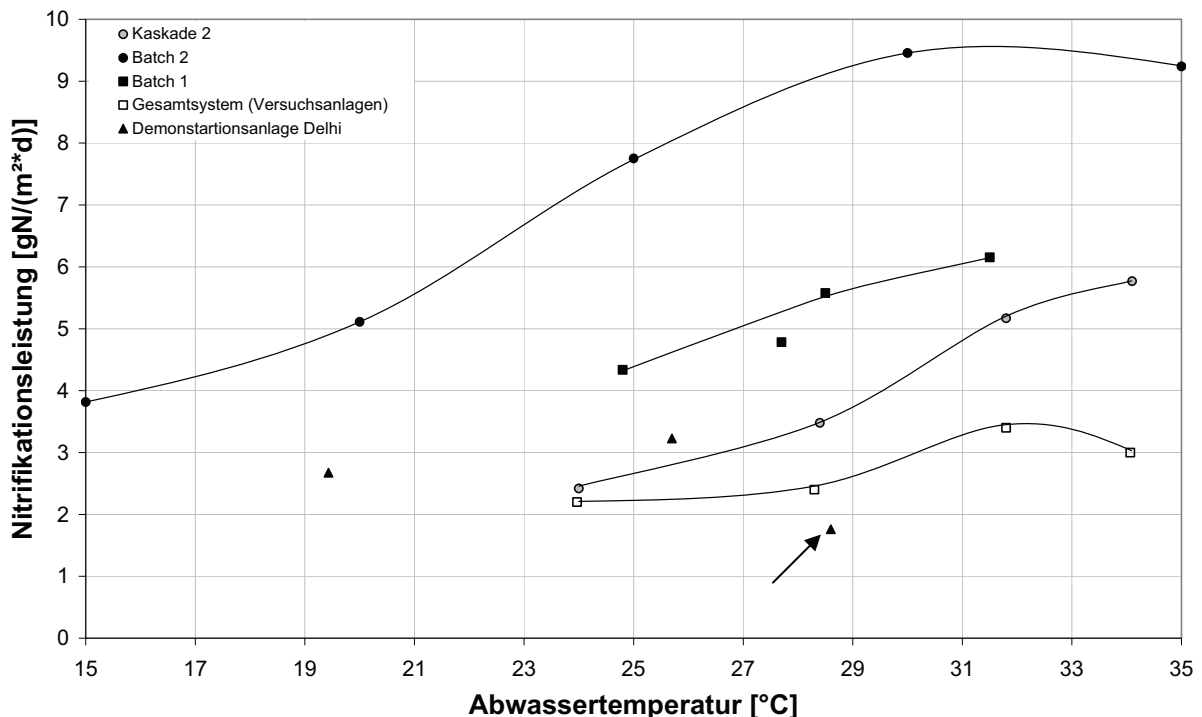
Die Werte für  $\theta_{20,N}$  sind dabei für den Temperaturbereich unter 20 °C kleiner als in der Literatur für Scheibentauchkörper berichtet wird (siehe Tabelle 5.6; Kapitel 6.7.4). Nur Cheung (1982) berichtet von geringeren  $\theta_{20,N}$ -Werten für Abwassertemperaturen bis 22 °C und leitet daraus ab, dass der Einfluss der Temperatur nur marginal ist. Für Abwassertemperaturen über 20 °C gibt es nur  $\theta_{20,N}$ -Werte 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/(m<sup>2</sup>\*d) (Abbildung 9.2; Pfeil). Hier wurde eine TKN-Ablaufkonzentration von 4,4 mg/l bzw. eine NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration von 2,9 mg/l erreicht. Dies entspricht einer Reinigungsleistung von über 90 %. Eine Steigerung der Umsatzleistung wäre nur durch eine Erhöhung der Scheibenbelastung möglich gewesen.

Die Nitrifikationsleistung der Versuchsanlagen im Dauerstrombetrieb ist im Vergleich zu den Batch 1- und Batch 2-Untersuchungen deutlich geringer. Auch im Vergleich zu den während des Demonstrationsbetriebs bestimmten Nitrifikationsleistungen ergeben sich deutliche Unterschiede, die hauptsächlich auf den geringeren pH-Wert während der Untersuchungen und die geringeren Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden zurückzuführen sind.

**Tabelle 9.2: 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)	$\cong 1,98 * r_{20^{\circ}\text{C},N}$
Gesamtsystem		1,0571 (1,0427 - 1,0678)	
Kaskade 2 (Lineweaver-Burk)		1,0948 (1,0901 - 1,0996)	
Mittelwert Laboruntersuchungen	1,0602	1,0707	$\cong 1,98 * r_{20^{\circ}\text{C},N}$
Demonstrationsanlage		1,0306	

Die Sauerstoffkonzentrationen in den Kaskaden 2 und 3 der Versuchsanlagen betrug im Mittel 2,37 mg O<sub>2</sub>/l bzw. 3,31 mg O<sub>2</sub>/l. Dem gegenüber lag die mittlere Sauerstoffkonzentration in der Kaskade 2 der Demonstrationsanlage bei 4,1 mg O<sub>2</sub>/l und in Kaskade 3 bei 5,0 mg O<sub>2</sub>/l. Die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden der Demonstrationsanlage war somit mindestens um den Faktor 1,5 höher als in den Versuchsanlagen. Ebenfalls einen Faktor von 1,5 wurde beim Vergleich der Nitrifikationsleistungen der Versuchsanlagen und der Demonstrationsanlagen bestimmt. In der Literatur wird ebenfalls von einer direkten Abhängigkeit der Nitrifikationsleistung von der Sauerstoffkonzentration berichtet (Nowak, 2000).

**Abbildung 9.2: Vergleich der Nitrifikationsleistung in Abhängigkeit von der Temperatur (alle Untersuchungen)**

Die während des Demonstrationsbetriebs bestimmten pH-Werte 7,4 - 8,1 lagen über den pH-Werten der Versuchsanlagen in Karlsruhe 6,5 - 7,5. Laut Boller et al. (1994) kommt es zu einer Hemmung der Nitrifikation bei pH-Werten unter pH 7 und kommt bei pH-Werten von 6,5 nahezu zum Erliegen.

Die Ergebnisse der Batch 2-Untersuchungen zeigen wiederum das Reservepotenzial hinsichtlich der maximal erreichbaren Nitrifikationsleistungen bei nahezu optimalen Betriebsbedingungen. 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.

## **9.2 $N_{ges}$ -Elimination**

Mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung steigt die prozentuale  $N_{ges}$ -Elimination bei konstantem C:N-Verhältnis linear an. Dies bedeutet, dass sich bei einer Erhöhung des C:N-Verhältnisses die  $N_{ges}$ -Elimination ebenfalls erhöhen würde.

Die zum Teil sehr geringe Wiederfindungsrate der  $N_{ges}$ -Zulauf fracht von weniger als 50 % ergibt sich durch Denitrifikationsprozesse in den anoxischen Zonen des Biofilms oder durch eine anaerobe Ammoniumoxidation in der untersten Biofilmschichten.

Da sich die  $N_{ges}$ -Fracht gerade in der 1. Kaskade deutlich reduziert und sich nur ein Teil der Frachtreduktion durch die Inkorporation in die Biomasse erklären lässt, muss dort auch Biomasse vorhanden sein, die, den für die Denitrifikation/ Anammox-Prozess nötigen Nitrat/Nitrit-Stickstoff produziert.

## **9.3 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 sind bei vergleichbaren Abwassertemperaturen geringer als die Nitrifikationsleistung der Demonstrationsanlage in Delhi. Einzig die Sauerstoffkonzentration und der pH-Wert unterschieden sich dabei deutlich.

Wie in Kapitel 9.1 erläutert, ergibt sich ein direkter Zusammenhang zwischen der erzielten Nitrifikationsleistung, der Sauerstoffkonzentration und dem pH-Wert in den Kaskaden.

Bei höheren Sauerstoffkonzentrationen und höheren pH-Werten in den Kaskaden der Demonstrationsanlage - im Vergleich zu den Versuchsanlagen in Karlsruhe - wurden höhere Nitrifikationsleistungen beobachtet. Der pH-Wert in den Kaskaden der Demonstrationsanlage lag mit 7,4 - 8,1 in dem in der Literatur häufig genannten optimalen pH-Wertbereich von 7 – 8 (Grunditz und Dalhammar, 2001; Bryant et al., 1997). Demgegenüber bewegten sich die pH-Werte in den Kaskaden der Versuchsanlage mit 6,5 - 7,5 am Rande dieses, als optimal bezeichneten, Bereichs. Welche der beiden Einflussfaktoren stärker ist, konnte nicht geklärt werden.

#### **9.4 Hydraulische Aufenthaltszeit**

Sowohl bei den Laboruntersuchungen als auch beim Demonstrationsbetrieb in Delhi konnte kein Einfluss der hydraulischen Aufenthaltszeit auf die Reinigungsleistung des Scheibentauchkörpers hinsichtlich BSB<sub>5</sub> und TKN (NH<sub>4</sub>-N) festgestellt werden.

Wie schon in Kapitel 8.2.14 erwähnt, wird in der Literatur zwar teilweise von einer Abhängigkeit der Reinigungsleistung von der hydraulischen Aufenthaltszeit berichtet (Chen et al., 2006a und Castillo et al. 2007), jedoch konnte diese Abhängigkeit während der Untersuchungen nicht nachgewiesen werden. Während des Demonstrationsbetriebes in Delhi wurde auch bei sehr geringen hydraulischen Aufenthaltszeiten von 1,25 h BSB<sub>5</sub>- und TKN (NH<sub>4</sub>-N)-Reinigungsleistungen von 90 % erreicht, woraus zu schließen ist, dass für die betrachteten Betriebsbedingungen diese hydraulische Aufenthaltszeit als ausreichend zu betrachten ist.

Gerade aus den Ergebnissen des Versuchsbetriebs in Karlsruhe ist dabei abzuleiten, dass die erzielten Umsatzraten nicht von der hydraulischen Aufenthaltszeit beeinflusst werden, sondern hauptsächlich von der entsprechenden Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur. Dies deckt sich mit Ergebnissen von Ayoub et al. (2004).

#### **9.5 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 BSB<sub>5</sub>- 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 Dauerstrombetrieb 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 in der Praxis einstellbaren Rotationsgeschwindigkeit ergibt sich in erster Linie durch den Energieverbrauch, der mit steigender Rotationsgeschwindigkeit exponentiell zunimmt (Antonie et al., 1974). Die Reinigungsleistung nimmt aber nur linear zu wodurch grundsätzlich mit steigender Rotationsgeschwindigkeit, der Energieverbrauch pro abgebautem g BSB<sub>5</sub> bzw. g TKN zunimmt.

## 9.6 Überschussschlammproduktion und abfiltrierbare Stoffe

Für die Dimensionierung eines Nachklärbeckens ist die Abschätzung der Feststoffkonzentration im Ablauf eines Scheibentauchkörpers maßgebend. Die Feststoffkonzentration im Ablauf einer Scheibentauchkörperanlage ist in der Regel um mindestens eine log-Stufe geringer als in Belebtschlammanlagen.

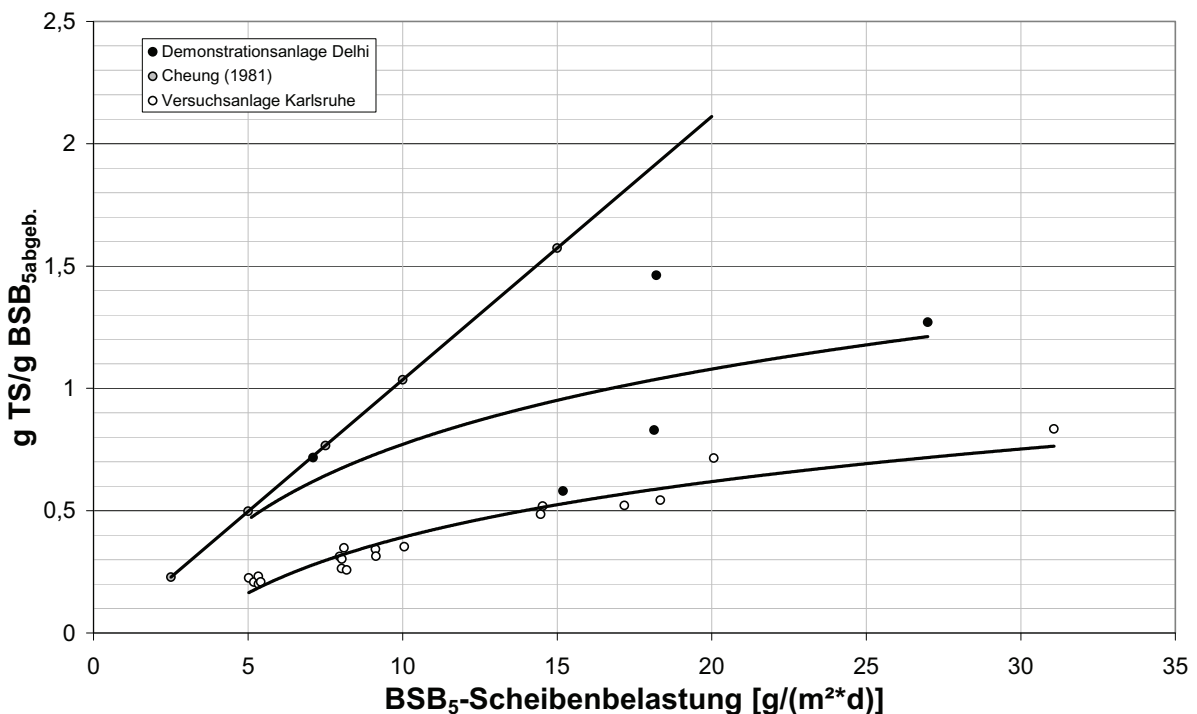


Abbildung 9.3: Überschussschlammproduktion

Die während der Untersuchungen bestimmte spezifische Überschussschlammproduktion ist geringer als im Vergleich zu den Angaben des ATV-DVWK-Arbeitsblatts A-281 (2001), wonach bei einer BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung bis 10 g BSB<sub>5</sub>/(m<sup>2</sup>\*d) mit einer Überschussschlammproduktion von 0,75 g TS<sub>ÜS</sub>/gBSB<sub>5</sub>abgeb. gerechnet werden muss. Diese Angaben basieren auf den Untersuchungen von Cheung (1982).

Dabei ist die Überschussschlammproduktion [g TS/g BSB<sub>5</sub>abgeb.] der Versuchsanlagen in Karlsruhe geringer als die spezifische Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage in Delhi. Die Differenz zwischen den spezifischen Überschussschlammproduktionen der Karlsruher Versuchsanlagen und der Demonstrationsanlage in Delhi ist kon-



stant und ist 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 (1982) bestimmten Überschussschlammproduktion in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung. Dies kann auf den Einfluss der Temperatur während der Untersuchungen zurückgeführt werden. Die von Cheung (1982) bestimmte Überschussschlammproduktion wurde bei Temperaturen unter 20 °C bestimmt, demgegenüber wurde die Überschussschlammproduktion der Demonstrationsanlage in Delhi bei Abwassertemperaturen zwischen ca. 20 °C und 30 °C bestimmt. Da die Überschussschlammproduktion (Maximum bei 9 °C, (ATV; 1997)) mit steigender Temperatur abnimmt, ergibt sich im Vergleich zu den Untersuchungen von Cheung (1982) eine geringere Überschussschlammproduktion.

## **9.7 Verdunstung**

Die Verdunstung hat auf die Reinigungsleistung insofern einen Einfluss, als dass die 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 °C ca. 0,9 kg/(m<sup>2</sup>\*d) bzw. von ca. 1,6 kg/(m<sup>2</sup>\*d) bei einer Abwassertemperatur von 30 °C. Dies führte zu einer Verdunstungsrate von ca. 10 % bei den labormaßstäblichen Untersuchungen bzw. zu einer Aufkonzentrierung des Ablaufes um etwa 10 %. Diese Verdunstungsmengen wurden für eine relative Luftfeuchtigkeit zwischen 60 % und 70 % bestimmt. Überträgt man die Ergebnisse auf den Demonstrationsbetrieb in Indien, ergeben sich rechnerisch höhere Verdunstungsraten, da die relative Luftfeuchtigkeit in Delhi teilweise unter 60 % liegt. Bei einer Verdunstungsmenge von 0,9 kg/(m<sup>2</sup>\*d) würde sich bei einer Scheibenfläche von 1350 m<sup>2</sup> eine tägliche Verdunstungsmenge von ca. 2,2 m<sup>3</sup> ergeben.



---

## 10 Zusammenfassung

Die **Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation** ist größer als die **Temperaturabhängigkeit des BSB<sub>5</sub>-Abbaus**. Bei einer Erhöhung der Abwassertemperatur von 20 °C auf 30 °C steigt sich die Nitrifikationsleistung um 98 %, der BSB<sub>5</sub>-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 kann um ca. 45 % reduziert werden.

Die Temperaturabhängigkeit der Nitrifikationsleistung als auch der BSB<sub>5</sub>-Umsatzleistung ist unter 20 °C geringer als bei Abwassertemperaturen über 20 °C.

Die daraus resultierenden  $\theta_{20}$ -Werte für Abwassertemperaturen unter 20 °C wurden zu  $\theta_{20,C} = 1,0614$  und  $\theta_{20,N} = 1,0602$  und für Abwassertemperaturen zwischen 20 °C und 30 °C zu  $\theta_{20,C} = 1,0638$  und  $\theta_{20,C} = 1,0707$  bestimmt.

Die erreichbaren Umsatzraten hängen von der Affinität der Biomasse gegenüber dem Substrat ab. Die Substrat-Affinität der Biomasse ändert sich invers mit Abwassertemperatur, d.h. die **Sättigungskonstante  $K_m$**  nimmt mit steigender Abwassertemperatur zu.

Die  **$N_{ges}$ -Elimination** nimmt mit steigender BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung zu, einerseits bedingt durch die höhere Inkorporation von Stickstoff in die Biomasse und andererseits durch Denitrifikationsprozesse oder Anammox-Prozesse 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 Ablaufkonzentrationen beeinflusst, da eine Aufkonzentrierung 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 BSB<sub>5</sub>-Abbau ergibt sich aufgrund des höheren **Sauerstoffeintrags** mit steigender Rotationsgeschwindigkeit. Dabei ist die Nitrifikationsleistung stärker vom Sauerstoffeintrag beeinflusst als der BSB<sub>5</sub>-Abbau. Eine Verdoppelung der Rotationsgeschwindigkeit von 2 U/min auf 4 U/min führt zu einer Verdoppelung der Nitrifikationsleistung bzw. zu einer Steigerung des BSB<sub>5</sub>-Abbaus um 16 %.

Die Abwassertemperatur beeinflusst nicht nur die BSB<sub>5</sub>- und TKN-Umsatzraten sondern ebenfalls die **Überschussschlammproduktion**. Die spezifische Überschussschlammproduktion erhöht sich bei gleich bleibender Temperatur annähernd linear mit der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung. Bei höheren Temperaturen ist die spezifische Überschussschlammproduktion jedoch geringer als bei niedrigeren Temperaturen.

---

# 11 Bemessungsempfehlung

## 11.1 Allgemein

Der aus den durchgeführten Untersuchungen abgeleitete, nachfolgende Bemessungsvorschlag kann als Ergänzung des bestehenden ATV-DVWK-Arbeitsblattes A-281 betrachtet werden. Die Ergänzung besteht in der Erweiterung des Arbeitsblattes um den spezifischen Einfluss der Abwassertemperatur auf die BSB<sub>5</sub>- und TKN-Umsatzraten und den daraus resultierenden zulässigen Flächenbelastungen einer Scheibentauchkörperanlage.

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<sub>5</sub>:TKN ≅ 4:1).

Durch die oben genannte Rotationsgeschwindigkeit von > 4 U/min wird gewährleistet, dass die Sauerstoffkonzentration in den Kaskaden 2 und 3 ausreicht, um eine vollständige Nitrifikation zu ermöglichen.

Zur Erreichung einer vollständigen Nitrifikation sollte des Weiteren der pH-Wert zwischen 7,5 und 8,5 liegen. Bei Über- bzw. Unterschreitung dieses pH-Bereichs sollte der pH-Wert durch geeignete Maßnahmen angepasst werden.

## 11.2 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.

## 11.3 Kohlenstoffabbau; BSB<sub>5</sub>-Elimination

Aus der Zusammenführung der Ergebnisse des Betriebes der Versuchsanlagen in Karlsruhe und des Demonstrationsbetriebes in Delhi kann folgende Empfehlung hinsichtlich der einstellbaren BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und einer **BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration von < 20 mg BSB<sub>5</sub>/l** gegeben werden:

$$B_{A,BSB,T} \leq 15 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot \theta_{20,C}^{(T-20)}$$

Gleichung 11.1

mit  $B_{A,BSB,T}$  = zulässige BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung in [g/(m<sup>2</sup> · d)] in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur

$$\theta_{20,C} = 1,0614 \text{ bei } T < 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\theta_{20,C} = 1,0638 \text{ bei } 20 \text{ }^{\circ}\text{C} < T < 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

In einem Abwassertemperaturbereich zwischen 30 °C bis 35 °C kann die zulässige Scheibenbelastung über folgenden Zusammenhang abgeschätzt werden:

$$B_{A,BSB,30 \text{ }^{\circ}\text{C}-35 \text{ }^{\circ}\text{C}} \leq 15 \text{ g/(m}^2 \cdot \text{d)} \cdot 1,86 = 27,9 \text{ g/(m}^2 \cdot \text{d)} \quad \text{Gleichung 11.2}$$

Die erforderliche Scheibenfläche ergibt sich in Anlehnung an das ATV-DVWK- Arbeitsblatt A-281 zu:

$$A_{STK,BSB,T} = (B_{d,BSB,Zu} \cdot 1000) / B_{A,BSB,T} \quad \text{Gleichung 11.3}$$

mit  $B_{d,BSB,Zu}$  = tägliche BSB<sub>5</sub>-Zulaufkraft Scheibentauchkörper in [g/d]

$A_{STK,BSB,T}$  = erforderliche Scheibenfläche für den BSB<sub>5</sub>-Abbau in Abhängigkeit von der Temperatur in [m<sup>2</sup>]

Je nach geforderter BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration ergeben sich bei gleicher Abwassertemperatur unterschiedliche BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen.

Um eine Dimensionierung in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration zu ermöglichen können die temperaturabhängigen BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastungen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur Abbildung 11.1 entnommen werden.

## 11.4 Vollständige Nitrifikation

Mit dem Reinigungsziel einer vollständigen Nitrifikation (NH<sub>4</sub>-N<sub>ab</sub> < 5 mg/l) reduziert sich die BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung um ca. 20 % und lässt sich in Analogie zu Kapitel 11.3 wie folgt berechnen:

$$B_{A,BSB,T} \leq 12 \text{ g/(m}^2 \cdot \text{d)} \cdot \theta_{20,C}^{(T-20)} \quad \text{Gleichung 11.4}$$

mit  $B_{A,BSB,T}$  = zulässige BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung in [g/(m<sup>2</sup> · d)]

$$\theta_{20,C} = 1,0614 \text{ bei } T < 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\theta_{20,C} = 1,0638 \text{ bei } 20 \text{ }^{\circ}\text{C} < T < 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

In Analogie zu Kapitel 11.3 kann für einen Abwassertemperaturbereich zwischen 30 °C bis 35 °C die zulässige Scheibenbelastung über folgenden Zusammenhang abgeschätzt werden:

$$B_{A,BSB,30\text{ °C-}35\text{ °C}} \leq 12 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot 1,86 = 22,3 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad \text{Gleichung 11.5}$$

Die zulässige TKN-Scheibenbelastung kann anhand Gleichung 11.6 berechnet werden:

$$B_{A,TKN,T} \leq 2,75 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot \theta_{20,N}^{(T-20)} \quad \text{Gleichung 11.6}$$

mit  $B_{A,TKN,T}$  = zulässige BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung in [g/(m<sup>2</sup> · d)]

$$\theta_{20,N} = 1,0602 \text{ bei } T < 20 \text{ °C}$$

$$\theta_{20,N} = 1,0704 \text{ bei } 20 \text{ °C} < T < 30 \text{ °C}$$

In einem Abwassertemperaturbereich zwischen 30 °C und 35 °C kann die zulässige Scheibenbelastung über folgenden Zusammenhang abgeschätzt werden:

$$B_{A,TKN,30\text{ °C-}35\text{ °C}} \leq 2,75 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \cdot 1,98 = 5,45 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad \text{Gleichung 11.7}$$

Die erforderliche Scheibenfläche ergibt sich in Anlehnung an das ATV-DVWK- Arbeitsblatt A-281 zu:

$$A_{STK,T} = A_{STK,BSB,T} + A_{STK,TKN,T} \quad \text{Gleichung 11.8}$$

$$A_{STK,BSB,T} = (B_{d,BSB,Zu} \cdot 1000) / B_{A,BSB,T} \quad \text{Gleichung 11.9}$$

$$A_{STK,TKN,T} = (B_{d,TKN,Zu} \cdot 1000) / B_{A,TKN,T} \quad \text{Gleichung 11.10}$$

mit  $A_{STK,BSB,T}$  = erforderliche Scheibenfläche für den BSB<sub>5</sub>-Abbau in Abhängigkeit von der Temperatur in [m<sup>2</sup>]

$A_{STK,TKN,T}$  = erforderliche Scheibenfläche für den TKN-Abbau in Abhängigkeit von der Temperatur in [m<sup>2</sup>]

Je nach gefordertem Reinigungsziel ergeben sich bei gleicher Abwassertemperatur unterschiedliche TKN-Scheibenbelastungen. Eine Abschätzung der zu erwartenden NH<sub>4</sub>-N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Scheibenbelastung und der Abwassertemperatur kann anhand von **Abbildung 11.2** vorgenommen werden.

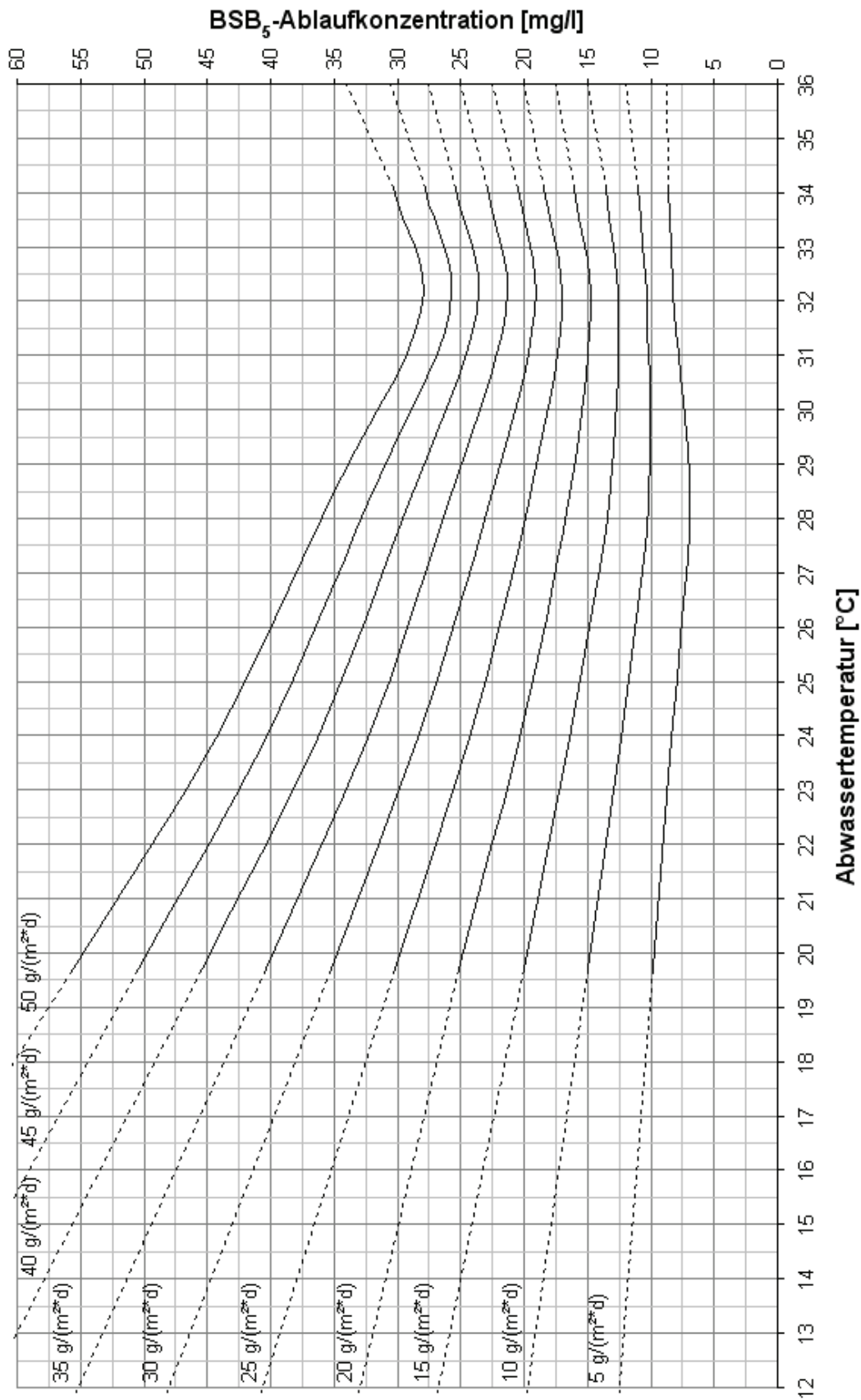


Abbildung 11.1: BSB<sub>5</sub>-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der BSB<sub>5</sub>-Scheibenbelastung (Reinigungsziel: BSB<sub>5</sub>-Elimination)



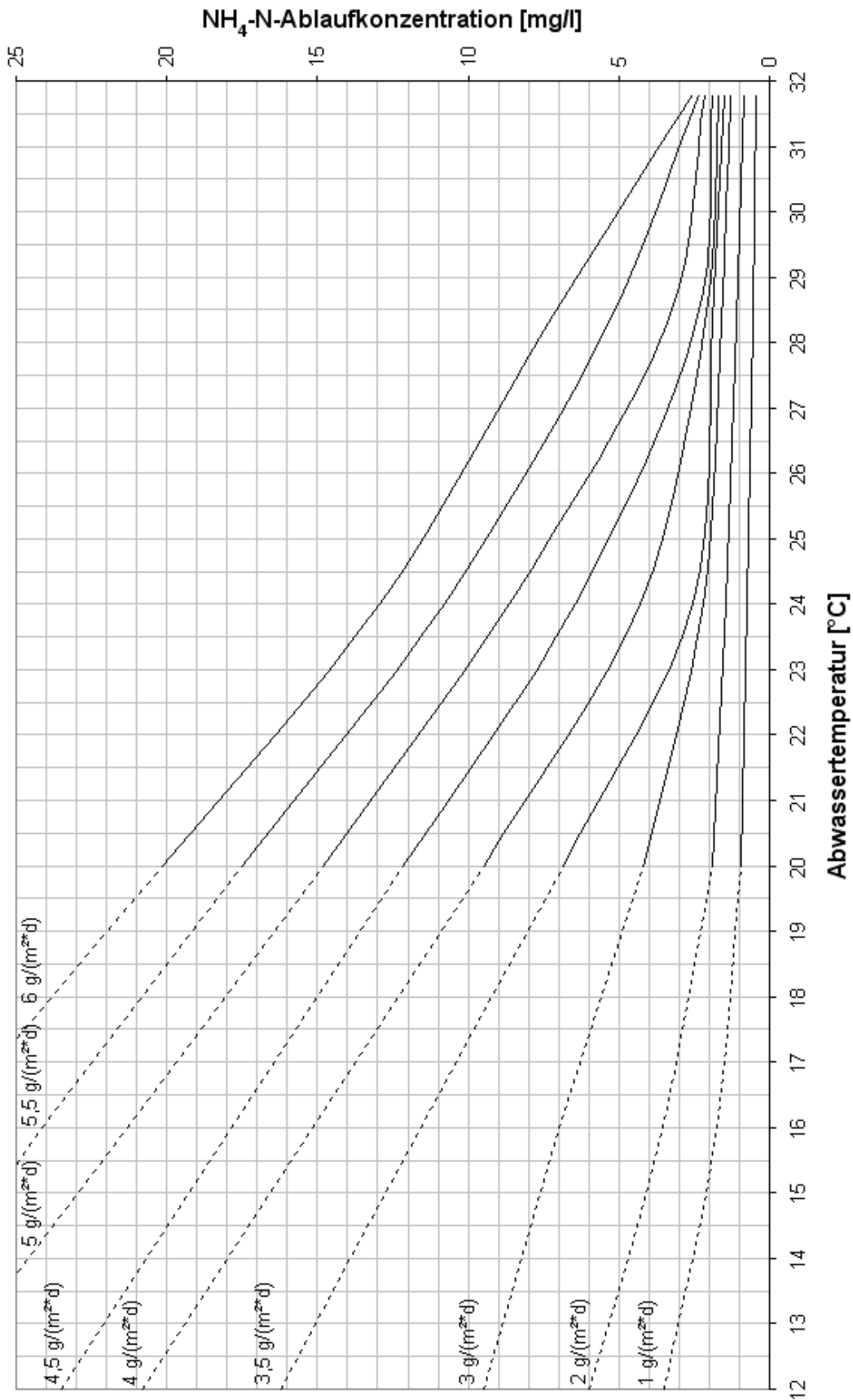


Abbildung 11.2:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Ablaufkonzentration in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur und der TKN-Scheibenbelastung ( $\text{BSB}_5:\text{TKN} \approx 4:1$ )



---

## 12 Literaturverzeichnis

- 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
- 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., Kluge, D.L., Mielke, J.H. (1974): „Evaluation of Rotating Disk Wastewater Treatment Plant“, Journal of Wat. Pollut. Cont. Fed. Vol. 46, 498-511
- Antoniou, P., Hamilton, J., Koopman, B., Jain, R., Holloway, B., Lyberatos, G., Svoronos, 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
- APHA (2005): „Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater“, American Public Health Association (APHA), American Water Works Association (AWWA) & Water Environment Federation (WEF), 21st Edition
- 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., 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“
- ATV-A 135 (1983): „Grundsätze für die Bemessung von Tropfkörpern und Tauchkörpern mit Anschlusswerten über 500 Einwohnerwerten“, überarbeitet 1989
- ATV-A 135 (1989): „Grundsätze für die Bemessung von Tropfkörpern und Tauchkörpern mit Anschlusswerten über 500 Einwohnerwerten“, ersetzt durch ATV-DVWK-A-281
- ATV-DVWK-A 281 (2001): „Bemessung von Tropfkörpern und Rotationstauchkörpern“
- 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, 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., 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", 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
- Borghai, S.M. (1981): "Treatment of the Effluent of a Glucose Production Plant Using a Rotating Biological Packed". *Process. Biochem.* Vol. 16, No. 2, 29ff.
- Bringmann, G., Kühn, R. (1968): „Biologischer Abbau von Mineralölprodukten im Scheibentauchtropfkörperverfahren“, *Gesundheitsingenieur* Heft 6, 179 -186
- Brix, J., Imhoff, K., Weldert, R. (1934): "Die Stadtentwässerung in Deutschland", 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 Colloid", *Sewage Works Journal*, Vol.1, 187
- Carrera, J., Baeza, J.A., Vicent, T., Lafuente, J. (2003): „Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system“, *Water Research* Vol. 37, 4211–4221
- 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, 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, Z., Wen, Q., Wang, J. Li, F. (2006a): "Simultaneous Removal of Carbon and Nitrogen from Municipal-Type Synthetic Wastewater using Net-Like Rotating Biological Contactor", *Process Biochemistry*, Vol. 41, 2468-2472
- Chen, S., Ling, J., Blancheton, J.-P. (2006b): "Nitrification Kinetics of Biofilm as affected by Water Quality Factors", *Aquacultural Engineering*, Vol. 34, 179-197
- 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>
- CUPS (Control of Urban Pollution Series) (2004): Status of Sewerage and Sewage Treatment Plants in Delhi, CPCB, CUPS, Vol. 57/2004-05
- Davis, T.R., Pretorius, W.A. (1975): "Denitrification 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., Feminaez, I., Vaizquez-Padin, J. R., Mosquera-Corral, A., Campos, J. L., Mata-Alvarez, J., Mendez, R. (2008): "Short- and long-term Effects of Temperature on the Anammox Process", *J. Hazard. Mater.*, Vol. 154, No. 1-3, 688-693
- Dunbar, W.Ph. (1912): "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
- 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 Festbetтанlagen“, In Ehrig, H.-J., Mennerich, A. (Hrsg.): „Sickerwasser aus Mülldeponien - Einflüsse und Behandlung“, Veröffentlichungen des Instituts für Stadtbauwesen, Technische Universität Braunschweig, Heft 39, 287 - 303
- EPA 1975: "Process Design Manual for Nitrogen Control". United States Environmental Protection Agency, Oktober 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
- Fdz-Polanco, F., Villaverde, S., García, P.A. (1994): "Temperature Effect on Nitrifying Bacteria Activity in Biofilters: Activation and Free Ammonia Inhibition", *Water Science and Technology*, Vol. 30, No. 11, 121-130
- Flemming, H.C. (1995): "Sorption Sites in Biofilms", *Water Science Technology*, Vol. 32, 27-33
- Focht, D.D., Verstraete, W. (1977): "Biochemical Ecology of Nitrification", *Adv. Microb. Ecol.* 1, 135-214
- Forgie, D.J.L. (1983): "Effects of low Temperature on Rotating Biological Contactor Treatment Efficiency", EWP-CA-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
- Gallert, C., Winter, J. (1999): „Bacterial Metabolism during Wastewater and Waste Treatment Processes. Overview of General Process Alternatives“ in Rehm, H.J., Reed, G. (eds) *Biotechnology*, Vol. 11a: Environmental Processes – Waste and Wastewater Treatment. Wiley-VCH, Weinheim, 17-53
- Glaserapp, J. (1992): „Leistungsfähigkeit und Wirtschaftlichkeit von Verfahrensvarianten zur Stickstoffelimination beim Belebtschlammverfahren“, Schriftenreihe WAR, Bd. 57, Darmstadt
- Goodman, B.L. und Englande, A.J., Jr. (1974): "A unified model of the activated sludge process", *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 46, No. 2, 312-332
- Grady, C.P.L., Daigger, G.T., Lim, H.C. (1999): „Biological Wastewater Treatment“, Second Edition, CRC Press, ISBN 0824789199
- Groeneweg, J., Sellner, B., Tappe, W. (1994): "Ammonia Oxidation in *Nitrosomonas* at NH<sub>3</sub> Concentrations near K<sub>m</sub>: 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 *Nitrosomonas* 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
- Gujer, W., Krejci, V., Fleckseder, H. (1983): „Tropfkörper und Tauchtropfkörper bei kleinen Abwasserreinigungsanlagen“, *Gas-Wasser-Abwasser*, 63. Jahrgang, Nr.7, S. 330-341
- 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
- Hahn, H.H. (2006): "Die Wasserwirtschaft von Morgen – Eine technische, wirtschaftliche und moralische Herausforderung für uns und Dritte", *Gewässerschutz, Wasser, Abwasser*, Band 202, 1/1-1/9

- Hartmann, H. (1960): "Untersuchung über die biologische Reinigung von 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, N0. 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., Bößmann, 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 und Jung, J.-Y. (2000): "Enhanced Nitrite Build-up in Proportion to increasing Alkalinity/NH<sub>4</sub><sup>+</sup> Ratio of Influent in Biofilm Reactor", *Biotechnology Letters* 22: 1287–1290
- Imhoff, K. (1926): „Fortschritte der Abwasserreinigung“, Carl Heymann Verlag, Berlin
- 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
- Janczukowicz, 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.M, Wagner, M., Fuerst, J., van Loosdrecht, M., Kuenen, G., Strous, M. (2001): „Microbiology and Application of the Anaerobic Ammonium Oxidation ('Anammox') Process, Current Opinion" *Biotechnology*, Volume 12, Issue 3, 283-288
- Jetten, M.S.M, Sliemers, 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.M., Hulth, S., Nielsen, L.P., Abma, W., Third, K., Engstrom, P., Kuenen, J.G., Jorgensen, B.B., Canfield, D.E., Damste, J.S.S., Revsbech, N.P., Fuerst, J., Weissenbach, J., Wagner, M., Schmidt, I., Schmid, M., Strous, M. (2003): „Anaerobic Ammonium Oxidation by Marine and Freshwater Planctomycete-like Bacteria“, *Appl. Microbiol. Biotechnol.* Bd. 63, 107-14
- Kayser, R (1971): „Beitrag zur Berechnung des Überschussschlammanfalls beim Belebungsverfahren“, *Österreichische Abwasserrundschau*, Folge 5, 74ff
- Kilham, K. (1986): „Heterotrophic Nitrification“, In Proesser, 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, 263-278

- Knox, K. (1984): "Leachate Treatment with Nitrification of Ammonia", *Water Research*, Vol. 19, No. 7, 895-904
- Kornegay, B.H., Andrews, J.F. (1968): "Kinetics of Fixed-Film Biological Reactors", *Journal WPCF*, Vol. 40, No. 11, R460-R465
- Krauth, K. (1991): „Bemessung von ein- und zweistufigen Anlagen zur Stickstoffelimination, In: „Weitergehende Abwasserreinigung in ein- und mehrstufigen biologischen Kläranlagen – Stickstoff- und Phosphorelimination“, Symposium am 12. und 13. März 1991 in Roetgen, 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
- Lineweaver, H and Burk, D. (1934). "The Determination of Enzyme Dissociation Constants". *Journal of the American Chemical Society* Vol.56, 658–666.
- Lue Hing, C., Obayashi, A.W., Zenz, D.R. (1976): „Biological nitrification of sludge supernatant by rotating disks“, *Journal of the Water Pollution Control Federation*, Vol. 48, Issue 1, 25-46
- Mayo A.W., Noike T. (1996): "Effects of Temperature and pH on the Growth of Heterotrophic Bacteria in Waste Stabilization Ponds", *Water Research*, Vol.: 30, No. 2, 447-455
- Meng, Q.E., Ganczarczyk, 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, 323-330
- Mokhayeri, Y., Nichols, A., Murthy, S., Riffat, R., Dold, P., 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.I., 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, 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, J.T. (1974): "Temperature-Substrate Interactions in Biological Treatment", *Journal Water Pollution Control Federation*, Vol. 46, No.8, 1984-1994
- Nowak, 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 Sulfide 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 183, S. 275 – 289
- Opatken, E.J. (1993): „RBC Nitrification design using zero-order kinetics“, *Environmental Progress*, Vol. 12, No. 4, 262-265
- Ouyang, C.F. (1980): "The Characteristics of Rotating Biological Contactor (RBC) Sludge". *Proceed. First 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
- Pajak, A. P., Loehr R.C. (1976): "Treatment of Poultry Manure Wastewater Using a Rotating Contactor". *Water Research*, Vol. 10, No. 5, 399-406

- 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
- Patwardhan, A.W. (2003): "Rotating Biological Contactor: A Review" *Ind. Eng. Chem. Res.* Vol. 42, 2035-2051
- 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., Nair, J.V. (1972): "Biological Disc Filtration for Tropical Waste Treatment", *Water Research*, Vol. 6, No. 12, 1509-1510
- 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. (1964): "Leistung, Berechnung und Gestaltung von Tauchtropfkörperanlagen", *Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft*, Band 11
- Poujoulat, G. (1916): "Apparatus for the Purification of Sewage", *Französisches Patent No. 478,669*; 11. Mai 1915, *Jour. Soc. Chemical Industry*, 35, 1129
- Quinlan, A.V (1980): "The thermal sensitivity of nitrification as a function of the concentration of nitrogen substrate", *Water Research*, Vol. 14, 1501-1507
- Radwan, K.H. und Ramanujam, T.K., (1997): "Influence of COD/NH<sub>3</sub>-N ratio on organic removal and nitrification using a modified RBC", *Bioprocess and Biosystems Engineering*, Vol.16, No. 2, 77-81
- 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
- Robertson, L. A., Kuenen, J. G. (1984): "Aerobic Denitrification: A Controversy Revived", *Arch. Microbiol.* Vol. 139, 351-354
- Rolf, F. (2002): "Weitergehende Abwasserreinigung in kleinen Kläranlagen", *Dissertation Schriftenreihe Siedlungswasserwirtschaft und Umwelt*, Heft 7, BTU Cottbus
- Rogalla, F., Payraudeau, M., Sibony, J., and Sauvegrain, P. (1991): "Reduced hydraulic detention time for complete nutrient removal with innovative biological reactors", *Water Science and Technology*, Vol. 24, No. 10, 217-229
- Roth, M. (1983): "Menge und Beschaffenheit des Überschussschlamm 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 Standardsilos", *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, 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*, Vol. 25, No. 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, 158
- Streeter, H. W., Phelps, E. B. (1925): „A study of the pollution and natural purification of the Ohio River. III. Factors concerned in the phenomena of oxidation and reaeration“ U.S. Public Health Service, Bulletin No. 146
- 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 10, S. 469-478
- Takai, T., Hirata, A., Yamauchi, K., Inamori, Y. (1997): „Effects of temperature and volatile fatty acids on nitrification-denitrification activity in small-scale anaerobic-aerobic recirculation biofilm process“, Water Science and Technology, Vol 35, No 6,101–108
- Tian, S., Lishman, L., Murphy, K.L. (1994): "Investigations into Excess Activated Sludge Accumulation at low Temperatures", Water Research, Vol.28, No. 3, 501-509
- 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 Microorganisms in a Fluidized Bed Reactor", Microbiology, Vol. 142, 2187-2196.
- Van der Poel, P.W., Schiweck, H., Schwartz, T. (2000): „Zuckertechnologie – Rüben- und Rohrzuckergewinnung“, Verlag Dr. Albert Bartens KG, Berlin, ISBN 3-87040-070-6
- Van Hulle, S.W.H., Volcke, E.I.P., Lopéz Teruel, J., Donckels, B., van Loosdrecht, M.C.M., Vanrolleghem, P.A. (2007): "Influence of Temperature and pH on the Kinetics of the Sharon Nitrifications Process", Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol. 82, 471-480
- Van Uhden, 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 – Hallenbädern“
- von der Emden, W., Gujer, W., Huber, L., Krauth, K.H., Schleypen, P. (1989): „Bemessungsansätze zur biologischen Stickstoffoxidation und –elimination“, Berichte aus der Wassergütwirtschaft und Gesundheitsingenieurwesen, Technische Universität München, Nr.91
- Vollertsen J, Almeida M.D., Hvitved-Jacobsen T. (1999): „Effects of temperature and dissolved oxygen on hydrolysis of sewer solids“, Water Reseach, Vol. 33, No. 14, 3119-3126
- 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., 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
- 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.
- Wolf, P. (1987): „Stickstoffumsatz in Festbettreaktoren – Tropfkörper und Scheibentauchkörper“, 11. Wassertechnisches Seminar: Stickstoffentfernung bei der Abwasserreinigung – Nitrifikation und Denitrifikation, Schriftenreihe WAR, Band 31, Darmstadt.

- 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, 221-237

## Schriftenreihe SWW - Karlsruhe

Bisher aus der Arbeit am Institut erschienen

- [1] KARPE, H.-J.: Zur Wirtschaftlichkeit bei der Planung von Fernwasserversorgungen. Karlsruhe 1969 (Eigenverlag des Verfassers).
- [2] PÖPEL, J.: Schwankungen von Kläranlagenabläufen und ihre Folgen für Grenzwerte und Gewässerschutz. GWF, Schriftenreihe Wasser - Abwasser, 16. Oldenbourg Verlag, München 1971.
- [3] MEIER, P.M.: Möglichkeiten zur technischen und wirtschaftlichen Optimierung von Zweckverbänden. Wasser und Abwasser in Forschung und Praxis, Bd. 4. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1972.
- [4] ABENDT, R.; AHRENS, W.; CEMBROWICZ, R.G.; HAHN, H.H.; KNOBLAUCH, A.; ORTH, H.: Operations Research und seine Anwendung in der Siedlungswasserwirtschaft I. Wasser und Abwasser in Forschung und Praxis, Bd. 5. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1972.
- [5] NOLL, K.: Untersuchungen zur Grundwasserentnahme aus den pleistozänen Sedimenten des Rheintalgrabens im Rhein-Neckar-Raum. Karlsruhe 1972 (Eigenverlag des Verfassers).
- [6] NEIS, U.: Experimentelle Bestimmung der Stabilität anorganischer Schwebstoffe in natürlichen Gewässern. Karlsruhe 1974 (Eigenverlag des Verfassers).
- [7] AHRENS, W.: Optimierungsverfahren zur Lösung nichtlinearer Investitionsprobleme - angewandt auf das Problem der Planung regionaler Abwasserentsorgungssysteme. Quantitative Methoden der Unternehmensplanung, Bd. 4. Verlag Meisenheim/Glahn 1975.
- [8] ORTH, H.: Verfahren zur Planung kostenminimaler regionaler Abwasserentsorgungssysteme. Wasser und Abwasser in Forschung und Praxis, Bd. 9. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1975.
- [9] MOSEBACH, K.G.: Phosphatrücklösung bei der Ausfällung von Simultanschlamm. Wasser und Abwasser in Forschung und Praxis, Bd. 11. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1975.
- [10] AHRENS, W.; CEMBROWICZ, R.G.; DEHNERT, G.; HEISS, H.-J.; HAHN, H.H.; HENSELEIT, H.J.; ORTH, H.; SENG, H.J.: Operations Research und seine Anwendung in der Siedlungswasserwirtschaft II. Wasser und Abwasser in Forschung und Praxis, Bd. 12. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1976.
- [11] DEHNERT, G.: Regionale Planung der Standorte für Abwasserbehandlungsanlagen mit Hilfe graphentheoretischer Algorithmen. Abfallwirtschaft in Forschung und Praxis, Bd. 1. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1976.
- [12] HAHN, H.H. (Hrsg.): Umweltschutz im Bereich des Wasserbaus. Wasser und Abwasser in Forschung und Praxis, Bd. 14. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1976.
- [13] JØRGENSEN, S.E.: Reinigung häuslicher Abwässer durch Kombination eines chemischen Fällungs- und Ionenaustauschverfahrens. Karlsruhe 1976 (Eigenverlags des Verfassers).
- [14] RUF, J.: Gewässergütesimulation unter Berücksichtigung meteorologischer Einflüsse. Prognostisches Modell Neckar, Bericht 16. Dornier System. Friedrichshafen 1977.

- [15] AHRENS, W.; DEHNERT, G.; DURST, F.; GERBER, J.; HAHN, H.H.; PAESSENS, H.; WEUTHEN, H.K.: Tourenplanung bei der Abfallbeseitigung. Abfallwirtschaft in Forschung und Praxis, Bd. 3. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld 1977.
- [16] KLUTE, R.: Adsorption von Polymeren an Silikaoberflächen bei unterschiedlichen Strömungsbedingungen. Karlsruhe 1977 (Eigenverlag des Verfassers).
- [17] KNOBLAUCH, A.: Mathematische Simulation des Phosphorkreislaufs in einem gestauten Gewässer. GWF, Schriftenreihe Wasser- Abwasser, Bd. 17. Oldenbourg Verlag, München 1978.
- [18] ABENDT, R.: Aussagefähigkeit von Sauerstoffhaushaltsrechnungen. Hochschulsammlung Ingenieurwissenschaft, Wasserwirtschaft, Bd. 1. Hochschulverlag, Stuttgart 1978.
- [19] SENG, H.J.: Systematische Beurteilung der Umweltverträglichkeit bei Abfalldeponiestandorten. Hochschulsammlung Ingenieurwissenschaft, Abfallwirtschaft, Bd. 2. Hochschulverlag, Stuttgart 1979.
- [20] INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT: Fortschritte bei der Anwendung von Flockungsverfahren in der Abwassertechnologie. 2. Verfahrenstechnisches Seminar. Karlsruhe 1979 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [21] HAHN, H.H. (Hrsg.): Von der Abfallbeseitigung zur Abfallwirtschaft, Fachkolloquium zu Ehren von Prof. Dr.-Ing. Hans Straub, Karlsruhe 1980 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [22] INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT: Planung und Organisation von Einzelkläranlagen und Gruppenkläranlagen, 6. Planungstechnisches Seminar. Karlsruhe 1980 (Eigenverlag des Instituts).
- [23] KÄSER, F.: Transport suspendierter Feststoffe in Fließgewässern. Karlsruhe 1981 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [24] EPPLER, B.: Aggregation von Mikroorganismen. Karlsruhe 1981 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [25] INSTITUT FÜR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT: Fortschritte bei der Anwendung des Flotationsverfahrens in der kommunalen Abwasserreinigung, 3. Verfahrenstechnisches Seminar. Karlsruhe 1981 (Eigenverlag des Instituts).
- [26] PAESSENS, H.: Tourenplanung bei der regionalen Hausmüllentsorgung. Karlsruhe 1981 (Eigenverlag des Instituts).
- [27] KIEFHABER, K.P.: Versuchsanlagen zur Entspannungsflotation von Abwasser - Vergleich von Versuchsergebnissen. Karlsruhe 1982 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [28] HAHN, H.H.; SENG, H.J. (Hrsg.): Wirtschaftlichkeit in der Abfallwirtschaft. Karlsruhe 1982 (Eigenverlag des Instituts).
- [29] HAHN, H.H.; PAESSENS, H. (Hrsg.): Tourenplanung in der Abfallwirtschaft II. Karlsruhe 1982 (Eigenverlag des Instituts).
- [30] DICKGIESSER, G.: Betriebssichere und wirtschaftliche Klärschlamm Entsorgung. Karlsruhe 1982 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [31] HAHN, H.H. (Hrsg.): Wasserversorgung und Abwasserbehandlung in Entwicklungsländern. Karlsruhe 1982 (Eigenverlag des Instituts).
- [32] HAHN, H.H. (Hrsg.): Schlämme aus der Abwasserfällung/-flockung. Karlsruhe 1983 (Eigenverlag des Instituts).

- [33] v. FALKENHAUSEN, K.: Planung eines Entsorgungssystems für die Klärschlammbehandlung. Karlsruhe 1983 (Eigenverlag des Instituts).
- [34] HEISS, H.-J.: Stabilität kostenminimaler Lösungen bei der Planung von Abwasserentsorgungssystemen. Karlsruhe 1983 (Eigenverlag des Instituts).
- [35] HAHN, H.H. (Hrsg.): Planung im Gewässerschutz unter besonderer Berücksichtigung von Flussgebietsmodellen. Karlsruhe 1984 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [36] BANTZ, I.: Ein Rechenverfahren zur Darstellung der Auswirkungen von Stoßbelastungen auf die Qualität von Fließgewässern. Karlsruhe 1985 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [37] LÖHR, J.: Einfluss der Tiefendurchmischung auf die Entwicklung von Phytoplankton - dargestellt am Beispiel des Maines. Karlsruhe 1984 (Eigenverlag des Instituts).
- [38] TROUBOUNIS, G.: Strukturorientierte Simulation des Kohlenstoff, Stickstoff-, Phosphor- und Sauerstoffhaushaltes flacher Gewässer. Karlsruhe 1985 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [39] DITTRICH, A.: Transport und Sedimentation organischer Stoffe in Abwasserteichen. Karlsruhe 1985 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [40] GROHMANN, A.; HAHN, H.H.; KLUTE, R. (Hrsg.): Chemical Water and Wastewater Treatment. Practical Experience and New Concepts. Proceedings from the 1st Gothenburg Symposium, 1984. Gustav Fischer Verlag, Stuttgart, New York, 1985 (vergriffen).
- [41] HAHN, H.H.; NEIS, U. (Hrsg.): Belastungsschwankungen auf Kläranlagen: Auswirkungen und Möglichkeiten zur Reduktion, insbesondere durch Chemikalieneinsatz. Karlsruhe 1985 (Eigenverlag des Instituts).
- [42] SCHMITT, T.G.: Der instationäre Kanalabfluss in der Schmutzfrachtmodellierung. Karlsruhe 1985 (Eigenverlag des Instituts, 2. Auflage).
- [43] IOSSIFIDIS, V.: Die Rolle der Ablagerungen bei der Schmutzfrachtberechnung in Kanalisationsnetzen. Karlsruhe 1985 (Eigenverlag des Instituts, 2. Auflage).
- [44] SCHMITT, T.G.; HAHN, H.H. (Hrsg.): Schmutzfrachtberechnung für Kanalisationsnetze. Karlsruhe 1986 (Eigenverlag des Instituts, 2. Auflage).
- [45] DÖLL, B.: Die Kompensation der Oberflächenladung kolloidaler Silika-Suspensionen durch die Adsorption kationischer Polymere in turbulent durchströmten Rohrreaktoren. Karlsruhe 1986 (Eigenverlag des Instituts).
- [46] MERTSCH, V.: Sedimentation, Eindickung und Entwässerung von Fällungs-/Flockungsschlämmen. Karlsruhe 1987 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [47] KORDES, B.: Berechnung der Energiebilanz von Kläranlagen unter Berücksichtigung zeitlicher Schwankungen. Karlsruhe 1987 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [48] GEPPERT, B.: Tourenplanung bei der innenstädtischen Hausmüllentsorgung. Karlsruhe 1987 (Eigenverlag des Instituts).
- [49] GUTEKUNST, B.: Sielhautuntersuchungen zur Einkreisung schwermetallhaltiger Einleitungen. Karlsruhe 1988 (Eigenverlag des Instituts).
- [50] HAHN, H.H.; KLUTE, R.; BALMER, P. (Hrsg.): Recycling in Chemical Water and Wastewater Treatment. Proceedings from the 2nd international Gothenburg Symposium. Karlsruhe 1986 (Eigenverlag des Instituts).
- [51] HAHN, H.H.; PFEIFER, R.; (Hrsg.): Abwasserreinigung in Entwicklungsländern mit besonderer Berücksichtigung der Industrie. Karlsruhe 1987 (Eigenverlags des Instituts).

- [52] HOFFMANN, E.: Strömungsstrukturen in Flockungsreaktoren. (in Vorbereitung).
- [53] HAHN, H.H.; PFEIFER, R. (Hrsg.): Fällung/Flockung - Erfahrungen aus Labor und Praxis. Karlsruhe 1990 (Eigenverlag des Instituts).
- [54] KRÜGER, E.M.: Stabilität mineralischer Basisabdichtungen von Hausmülldeponien bezüglich des Ausbreitungsverhaltens anorganischer Schadstoffe. Karlsruhe 1989 (Eigenverlag des Instituts).
- [55] SISKOS, D.: Kläranlagenauslegung für stehende Vorfluter. Karlsruhe 1989 (Eigenverlag des Instituts).
- [56] HOU, R.: Kontrollstrategien für Fällung und Flockung auf Kläranlagen mit einem Vorhersagemodell der Zu- und Ablauffracht. Karlsruhe 1990 (Eigenverlag des Instituts).
- [57] XANTHOPOULOS, C.: Methode für die Entwicklung von Modellregenspektren für die Schmutzfrachtberechnung. Karlsruhe 1990 (Eigenverlag des Instituts).
- [58] HAHN, H.H.; XANTHOPOULOS, C. (Hrsg.): Schadstoffe im Regenabfluss aus städtischen Gebieten - Präsentation eines BMFT - Verbundprojektes. Karlsruhe 1990 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [59] LEE, C.-M.: Tone zur physikalisch-chemischen Abwasserreinigung. Karlsruhe 1990 (Eigenverlag des Instituts).
- [60] HARTMANN, K.-H.: Anaerobe Behandlung von Sickerwässern aus Hausmülldeponien. Karlsruhe 1991 (Eigenverlag des Instituts).
- [61] HAHN, H.H.; PFEIFER, R. (Hrsg.): Vor-, Simultan- oder Nachfällung? – Entscheidungskriterien für Planung, Entwurf und Betrieb. Karlsruhe 1991 (Eigenverlag des Instituts).
- [62] LEONHARD, D.: Eindickung und Entwässerung als Konsolidierungsvorgang. Karlsruhe 1992 (Eigenverlag des Instituts).
- [63] WEISSER, M.: Untersuchungen zur Belastung kommunaler Klärschlämme durch organische Schadstoffe - Abschlußbericht zum BMFT-Forschungsvorhaben 02 WS 464/8. Karlsruhe 1992 (Eigenverlag des Instituts, 2. Auflage).
- [64] HAHN, H.H.; XANTHOPOULOS, C. (Hrsg.): Schadstoffe im Regenabfluss II. Präsentation des BMFT-Verbundprojektes. Karlsruhe 1992 (Eigenverlag des Instituts, 2. Auflage).
- [65] HAHN, H.H.; PFEIFER, R. (Hrsg.): Sanierung von Kläranlagen. Karlsruhe 1992 (Eigenverlag des Instituts).
- [66] DÜRETH-JONECK, S.: Entwicklung eines naturnahen, praxisorientierten. Mobilitätstests für Schwermetalle und Arsen in kontaminierten Böden. Karlsruhe 1993 (Eigenverlag des Instituts).
- [67] HAHN, H.H.; TRAUTH, R. (Hrsg.): Fällungs-/Flockungschemikalien. Anforderungen, Angebot, Auswahl und Qualität. Karlsruhe 1993 (Eigenverlag des Instituts, vergriffen).
- [68] HAHN, H.H.; TRAUTH, R. (Hrsg.): Wechselwirkungen der biologischen und chemischen Phosphorelimination. Karlsruhe 1993 (Eigenverlag des Instituts).
- [69] LANGER, S.J.: Struktur und Entwässerungsverhalten polymergeflockter Klärschlämme. Karlsruhe 1994 (Eigenverlag des Instituts).
- [70] MÜLLER, N.: Gewässergütemodellierung von Fließgewässern unter Berücksichtigung qualitativer, quantitativer, flächenhafter und sozioökonomischer Informationen. Karlsruhe 1994 (Eigenverlag des Instituts).

- [71] HAHN, H.H.; TRAUTH, R. (Hrsg.): Klärschlamm - Ressource oder kostenintensiver Abfall? Karlsruhe 1994 (Eigenverlag des Instituts).
- [72] MIHOPULOS, J.: Wechselwirkung Flockenbildung - Flockenabtrennung unter Berücksichtigung der Durchströmungsmuster in Sedimentations- und Flotationsbecken. München 1995 (Oldenbourg Verlag).
- [73] XANTHOPOULOS, C.; HAHN, H.H. (Hrsg.): Schadstoffe im Regenabfluss III. München 1995 (Oldenbourg Verlag).
- [74] HAHN, H.H.; TRAUTH, R. (Hrsg.): Wirtschaftlichkeitsfragen in der Abwasserreinigung. München 1995 (Oldenbourg Verlag).
- [75] SCHMID, K.: Tensidunterstützte und biologische Sanierung der Feinkornfraktion aus der Bodenwäsche bei kohlenwasserstoffhaltigen Altlasten. München 1996 (Oldenbourg Verlag).
- [76] HÖLZER, D.: EDV-gestützte Planung von Belebtschlammanlagen unter Berücksichtigung betrieblicher Aspekte. München 1996 (Oldenbourg Verlag).
- [77] HARITOPOULOU, T.: Polycyclische Aromatische Kohlenwasserstoffe und Schwermetalle in urbanen Entwässerungssystemen - Aufkommen, Transport und Verbleib. München 1996 (Oldenbourg Verlag).
- [78] HAHN, H.H.; TRAUTH, R.: Wechselwirkung zwischen Einzugsgebiet und Kläranlage. München 1996 (Oldenbourg Verlag).
- [79] FUCHS, S.: Wasserwirtschaftliche Konzepte und ihre Bedeutung für die Ökologie kleiner Fließgewässer - Aufgezeigt am Beispiel der Mischwasserbehandlung. München 1997 (Oldenbourg Verlag).
- [80] BEUDERT, G.: Gewässerbelastung und Stoffaustrag von befestigten Flächen in einem kleinen ländlichen Einzugsgebiet. München 1997 (Oldenbourg Verlag).
- [81] WITT, P.CH.: Untersuchungen und Modellierungen der biologischen Phosphatelimination in Kläranlagen. München 1997 (Oldenbourg Verlag).
- [82] PSCHERA, S.: Abwasserbehandlung mit Ozon: Klassifizierung von Abwasser zur optimierten Verfahrensgestaltung in der Kreislaufwirtschaft. München 1997 (Oldenbourg Verlag).
- [83] TRAUTH, R.: Lokalisierung von Grundwasserschadstoffquellen in urbanen Räumen. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [84] JAKOBS, J.: Quantifizierung der Wirkung von Kanalnetzbewirtschaftungsmaßnahmen mit Hilfe des detailliert hydrodynamischen Schmutzfrachtmodells HAuSS. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [85] XANTHOPOULOS, C.: Stoffströme in der Urbanhydrologie Teil 1 – Oberfläche. München 1998 (Oldenbourg-Verlag).
- [86] SCHMITT, T.G.: Stoffströme in der Urbanhydrologie Teil 2 - Kanalisaton. München 1997 (Oldenbourg Verlag).
- [87] SEYFRIED, C.F.: Stoffströme in der Urbanhydrologie Teil 3 – Kläranlage. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [88] HAHN, H.H.; SCHÄFER, M. (Hrsg.): Stoffströme in der Urbanhydrologie Teil 4 - Emission/Immission. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [89] HAHN, H.H.; WILHELMI, M.: Abwasserreinigung - Reststoffproblem oder Sekundärrohstoffquelle. München 1997 (Oldenbourg Verlag).

- [90] SCHULZ, ST.: Der Kanal als Reaktor: Neubildung von AOX durch Wirkstoffe in Reinigungsmitteln. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [91] WOLTER, CH.: Steuer- und Regelkonzepte der Vorklärung unter Einbeziehung der Vorfällung/Flockung und Schlammhydrolyse. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [92] PFEIFER, R.: Schmutzstoffrückhalt durch chemisch/physikalische Regenwasserbehandlung im Trennsystem. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [93] LIN, L.Q.: Entstabilisierung und Aggregation von Silika und Huminsäure mit Aluminiumsalzen in turbulenten Rohrströmungen. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [94] HAHN, H.H.; WILHELMI, M. (Hrsg.): Abwasserfällung- und Flockung. München 1998 (Oldenbourg Verlag).
- [95] HUPPERT, N.: Elimination von Ibuprofen und NBBS in kommunalen Kläranlagen analysiert mittels Festphasenmikroextraktion. München 1999 (Oldenbourg Verlag).
- [96] FUCHS, S.; HAHN, H.H. (Hrsg.): Schadstoffstoffe im Regenabfluss IV. Abschlusspräsentation des BMBF-Verbundprojektes NIEDERSCHLAG. München 1999 (Oldenbourg Verlag).
- [97] SCHÄFER, M.: Regionalisierte Stoffstrombilanzen in städtischen Einzugsgebieten - Möglichkeiten, Probleme und Schlussfolgerungen.
- [98] HAHN, H.H.; KRAUS, J. (Hrsg.): Technologische Aspekte der Wasser-, Abwasser- und Schlammbehandlung. Karlsruhe 1999 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [99] KISHI, R.T.: Einzugsgebietseigenschaften und Fließgewässergüte (Modellierung stofflicher Parameter mit Hilfe raumbezogener Daten). Karlsruhe 2000 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [100] NAUDASCHER, I.: Kompostierung menschlicher Ausscheidungen durch Verwendung biologischer Trockentoiletten - mit besonderer Berücksichtigung des Kleingartenbereichs. Karlsruhe 2001 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [101] ANDERS, G.: Der Einsatz von Scheibentauchkörpern zur Güllebehandlung mit dem Ziel der weitergehenden Nährstoffreduktion. Karlsruhe 2002 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [102] WITTLAND, C.: Angepasste Verfahren zur Industrieabwasserreinigung - Modell zur Verfahrensauswahl. Karlsruhe 2000 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [103] HAHN, H.H.; KRAUS, J. (Hrsg.): Projektmanagement, Maschinentechnik und gesetzliche Vorgaben. Karlsruhe 2000 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [104] SCHMID-SCHMIEDER, V.: Vergleich der Leistungsfähigkeit von Biofilmverfahren bei Sanierungen bzw. Erweiterungen von kommunalen Kläranlagen. Karlsruhe 2001 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [105] HAHN, H.H.; KRAUS, J.: Geruchsemissionen. Karlsruhe 2001 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [106] ANTUSCH, E.: Lokalisierung organischer Schadstoffemissionen durch Siedlungsuntersuchungen. Karlsruhe 2002 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).



- [107] OBERACKER, F.E.: Verwendung und Entsorgung arsenhaltiger Wasserwerkschlämme. Karlsruhe 2002 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [108] HAHN, H.H.; KRAUS, J.: Bläh- und Schwimmschlamm. Karlsruhe 2002 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [109] HITZLER, A.: Beurteilung und Optimierung von Sandwaschanlagen auf Kläranlagen. Karlsruhe 2002 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [110] KLINGEL, M.: Prozess-Simulation in der Abwasser- und Abfallbehandlung. Karlsruhe 2003 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [111] SONG, Y.: Precipitation Chemistry of Calcium Phosphate for Phosphorous Recovery. Karlsruhe 2003 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [112] KRAUS, J.: Herstellung von Leichtzuschlagstoffen aus Klärschlamm. Karlsruhe 2003 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [113] ZHANG, P.: Herstellung und Charakterisierung und Wirksamkeit polymerer anorganischer Flockungsmittel. Karlsruhe 2003 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [114] HAHN, H.H.; KRAUS, J.: Wertschöpfung durch Betriebsoptimierung. Karlsruhe 2003 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [115] LUCAS, S.: Auftreten, Ursachen und Auswirkungen hoher Fremdwasserabflüsse – eine zeitliche und räumliche Analyse. Karlsruhe 2003 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [116] SCHWARZ, M.: Mikrobielle Kolmation von abwasserdurchsickerten Bodenkörpern: Nucleinsäuren zum Nachweis von Biomasse und Bioaktivität. Karlsruhe 2004 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [117] HOLZ, A.: Immissionsorientierte Bilanzierung punktueller und diffuser Schwermetallfrachten. Karlsruhe 2004 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [118] HAHN, H.H.; KEGEBEIN, J.: Auf dem Weg zur Kläranlage von morgen. Karlsruhe 2004 (Universität Karlsruhe - Institutsverlag Siedlungswasserwirtschaft).
- [119] BUTZ, J.: Stoffstrombilanzen für Phosphor und sechs Schwermetalle am Beispiel des oberen Kraichbachs. Karlsruhe 2005 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).
- [120] MAHMUTSPAHC, Z.: Projektfinanzierung – ein PPP Modell für internationale siedlungswasserwirtschaftliche Projekte. Karlsruhe 2005 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).
- [121] HAHN, H.H.; FRIEDRICH, K.: Chemikalien in der Abwasserbehandlung – was haben wir dazugelernt? Karlsruhe 2005 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).
- [122] KEGEBEIN, J.: Die Verwendung von Küchenabfallzerkleinerern (KAZ) aus abwasser- und abfallwirtschaftlicher Sicht. Karlsruhe 2006 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).
- [123] HAHN, H.H., HOFFMANN, E., BLANK, A.: Abwasserproblemstoffe – Erfahrungen mit neuen Produkten und Technologien. Karlsruhe 2006 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).
- [124] KPONGBENGA, K.: Wasserver- und Entsorgung in der Stadt Lomé/Togo: Analysen, Beiträge und Konzepte. Karlsruhe 2006 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).
- [125] BEKKER, M.: Charakterisierung der anaeroben Abbaubarkeit von spezifischen organischen Stoffen. Karlsruhe 2007 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe).

- [126] DUTTA, S.: Mathematical Modeling of Rotating Biological Contactor for Process Optimisation in Wastewater Treatment. Karlsruhe 2007 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [127] HAHN, H.H., HOFFMANN, E., BLANK, A.: Die optimierte Kläranlage – Vision oder Realität? Karlsruhe 2007 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [128] FUCH,S.; FACH, S.; HAHN, H.H.: Stoffströme in Flussgebieten – Von der Bilanzierung zur Bewirtschaftung. Karlsruhe 2008 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [129] SCHERER, U.: Prozessbasierte Modellierung der Bodenerosion in einer Lösslandschaft. Karlsruhe 2008 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [130] BECHTEL, A.: Abschätzung regionaler Nitrateinträge in das Grundwasser unter Verwendung von  $N_{min}$ -Daten. Karlsruhe 2008 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [131] SCHEER, M.: Ermittlung und Bewertung der Wirkung der Abflusssteuerung für Kanalisationssysteme. Karlsruhe 2008 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [132] LITTY, K.: User-Oriented Wastewater Treatment Technology in Developing and Newly Industrialising Countries. Karlsruhe 2008 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [133] HOFFMANN, E., BLANK, A.: Nachhaltigkeit in der Abwasserreinigung – Der Weg ist das Ziel. Karlsruhe 2008 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft Karlsruhe)
- [134] HILLENBRAND, T.: Analyse und Bewertung neuer urbaner Wasserinfrastruktursysteme. Karlsruhe 2009 (Verlag Siedlungswasserwirtschaft)

**Bestellanschrift:**

Universität Karlsruhe (TH)

Institut für Wasser und Gewässerentwicklung

Bereich Siedlungswasserwirtschaft und Wassergütewirtschaft

BIBLIOTHEK, Abteilung: Schriftenreihe

Adenauerring 20

76131 Karlsruhe

Tel.: 0721/608-2457

Fax: 0721/607151

E-Mail: [kaupa@iwg.uka.de](mailto:kaupa@iwg.uka.de)