

Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung

Teil 2: Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung

Teilprojekt C1.1:

**Simulation von Belebungsanlagen mit den
Modellansätzen ASM sowie Simulation von
Anaerobanlagen und Teichanlagen**

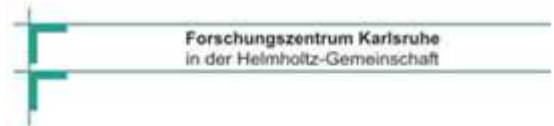
Schlussbericht

Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft
Technische Universität München

GEFÖRDERT VOM



**Bundesministerium
für Bildung
und Forschung**



Forschungszentrum Karlsruhe
in der Helmholtz-Gemeinschaft



Projekträger
Forschungszentrum
Karlsruhe (PTKA)

TP C 1.1 Simulation von Belebungsanlagen mit den Modellansätzen ASM sowie Simulation von Anaerobanlagen und Teichanlagen

Zuwendungsempfänger: Technische Universität München – Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft Ausführende Stelle: Technische Universität München – Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft Projektleiter: Prof. Dr.-Ing. habil. Marc Wichern (jetzt Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, Ruhr-Universität Bochum) Projektbearbeiter: Dipl.-Ing. Manfred Lübken (Anaerob- und Belebungsanlagen), M.Sc. Oliver Kehl und B.Sc. Tito Gehring (Teichanlagen), Prof. Dr.- Ing. Marc Wichern (Belebungsanlagen)	Förderkennzeichen: 02WA0577
--	--------------------------------

Vorhabenbezeichnung

Verbundprojekt: "Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet Abwasser,
Kernprojekt C Simulation und Konzepte der Abwasserbehandlung

TP C 1.1 Simulation von Belebungsanlagen mit den Modellansätzen ASM sowie
Simulation von Anaerobanlagen und Teichanlagen

Laufzeit des Vorhabens:

01.05.2005 - 31.10.2008 (nach Verlängerung)

**„Das diesem Bericht zugrunde liegende Vorhaben wurde mit Mitteln des
Bundesministeriums für Bildung und Forschung unter dem
Förderkennzeichen 02WA0577 gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt
dieser Veröffentlichung liegt beim Autor“**

Kurzfassung

Im Rahmen des Forschungsverbundes "Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung" kooperierten 11 deutsche Universitäten, eine Fachhochschule und mehrere Industriepartner innerhalb von 24 Teilprojekten. Ziel des Verbundprojektes war es, auch im Bereich der Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, deutsches Wissen und die vielfältigen praktischen Erfahrungen auf diesem Gebiet verstärkt für die internationale Zusammenarbeit verfügbar zu machen.

Als Teilprojekt des BMBF-Verbundvorhabens war es Ziel des Projektes, deutschen Firmen durch die Nutzung anerkannter Simulationsmodelle einen Wettbewerbsvorteil bei internationalen Ausschreibungen oder Betreiber Tätigkeiten zu verschaffen. Durch das Teilprojekt wurden zu diesem Zweck Hinweise für die effiziente Nutzung dynamischer Modelle erarbeitet und Hinweise für die Bemessung und den Betrieb von Anlagen gegeben. Im Fokus des Projekts standen dynamische Modelle für Belebungsanlagen, Teichsysteme und Anaerobreaktoren, sowie die dynamische Modellierung kompletter Reinigungssysteme und somit die Möglichkeit der Kopplung der einzelnen dynamischen Modelle untereinander. Temperatureinflüsse, veränderliche Zulaufbelastungen, Spitzenbelastungen, Hemmungen und Sauerstoffeintrag wurden berücksichtigt, um Aussagen über die Abbauleistung der Anlagen unter verschiedenen Rahmenbedingungen machen zu können und so die langfristige nachhaltige Nutzung sicherzustellen. Dafür wurden umfangreiche Sensitivitätsanalysen, Szenarienrechnungen und Kalibrierungsstudien durchgeführt. Während für Belebungsanlagen und Anaerobreaktoren bereits international anerkannte Standardmodellansätze existieren auf die zurückgegriffen werden kann (ASM 1-3 und ADM 1), trifft dies für Teichsysteme nicht zu. Die dynamische Modellierung von Teichsystemen erforderte deswegen die Entwicklung neuer international einsetzbarer Ansätze.

Das Belebungsverfahren wurde mit den bereits etablierten mathematischen Ansätzen der Activated Sludge Modelle (ASM1 & ASM3) simuliert. Hierzu wurden Messdaten der Ruhr Universität Bochum im Labor- und Pilotmaßstab für zwei unterschiedliche Betriebstemperaturen von 15°C und 30°C verwendet. Die ASM-Modelle erwiesen sich als grundsätzlich geeignet, das Belebungsverfahren mit Nitrifikation/Denitrifikation für Temperaturbereiche zwischen 15°C und 30°C mathematisch zu beschreiben. Für die Abbildung der verschiedenen Datensätze des Labor- und Pilotmaßstabs wurde Parametersätze für das ASM 1 und ASM 3 entwickelt. Eine Modifikation des in den Modellen verwendeten Temperaturansatzes ist nach den Ergebnissen dieser Arbeit nicht notwendig. Die Bemessung von Belebungsanlagen bei hohen Temperaturen kann verfeinert werden, wenn kritische Lastfälle mit einem kalibrierten Modell (ASM1, ASM3) analysiert werden. Hierfür wurden Vergleichsuntersuchungen zwischen Ergebnissen der ASM-Modelle und vier deutschen Ansätzen A131 (1991, 2000) und HSG (1989, 1993) durchgeführt. Die Analyse zahlreicher HSG-Belastungsszenarien zu verschiedenen Sommer- und Winterbelastung, Regenwetterfall, Hemmwirkungen, Nährstoffmangel, etc. zeigte, dass durch Simulationsrechnungen sowohl die Bemessung des Reaktorvolumens als auch die Auslegung der Belüfter optimiert werden können, wenn dynamische

Randbedingungen betrachtet werden. Kritisch sind für die Belüfterauslegung Sommerlastfälle mit hoher CSB-Belastung und für die Nitrifikation Winterlastfälle mit hoher CSB-Belastung. Die Dynamik der Veränderung der Abwasserbedingungen/Temperatur spielt eine große Rolle. Inwieweit die Bemessung nach A131(2000) auch bei hohen Temperaturen über 20°C ausreichend ist, hängt in starkem Maße von der Höhe der Zulaufschwankungen im Tages-, Wochen- und Jahresverlauf und zudem von den geforderten Ablaufkonzentrationen (Tagesmittel oder qualifizierte Stichprobe) ab.

Obwohl Teichsysteme durch eine Vielzahl von Einflussfaktoren und Relationen gekennzeichnet sind, sind auch für die Reinigungsleistung in Teichen grundsätzlich die gleichen aeroben und anaeroben Prozesse von Bedeutung wie in anderen biologischen Reinigungsverfahren. Dies erlaubt es, die Modellierung der verschiedenen Teichsysteme im Projekt auf den ASM-Modellen bzw. dem ADM1 basieren zu lassen. Das bedeutet die Prozesse des Kohlenstoffabbaus, der Nitrifikation und Denitrifikation sowie die anaeroben Prozesse der Fermentation konnten simuliert werden. Besonders der Berechnung der Gasproduktion und des Methananteils im Gas mit ihrer Relevanz für den Klimaschutz kam große Bedeutung bei. Grundsätzlich konnten Modelle für Anaerob-, Fakultativ, Aerob- und Schönungsteiche entwickelt werden. Hierbei erfolgte zusätzlich die Einbindung eines geeigneten mathematischen Ansatzes zur Beschreibung des Algenwachstums auf NH_4 und NO_3 und des Algensterbens. Da der Lichteinfluss für die Photosynthese von so großer Bedeutung ist, wurde die Lichtintensität über die Tiefe der Teiche in Abhängigkeit des TS-Gehalts berechnet. Des Weiteren wurden Gasaustauschprozesse zwischen Flüssig- und Gasphase implementiert. Der Windeinfluss wird auch modelltechnisch durch vom Wind abhängige Sauerstoffeinträge im Modell berücksichtigt. Des Weiteren wurden Gleichungen für die Dissoziationsgleichgewichte beispielsweise von $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ sowie von $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$ und den pH-Wert entwickelt. Neben den rein biologischen Prozessen erfolgte die Simulation der hydraulischen Misch- und Sedimentationsprozesse in den Teichen über die Verschaltung einzelner CSTR-Reaktoren, welche die unterschiedlichen Zonen in den Teichen abbildeten. Als Ergebnis liegen validierte Teichmodelle vor, die aufgrund der implementierten Gesetzmäßigkeiten sehr weitgehend auch international für verschiedene Abwässer und Temperaturen eingesetzt werden können.

Die anaerobe Kommunalabwasserbehandlung bei Umgebungstemperaturen wurde mit dem Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1) simuliert. Die erhobenen Messdaten der Leibniz Universität Hannover konnten über einen Zeitraum von 45 Wochen mit hoher Genauigkeit abgebildet werden. In dem Modell wurden die Prozesse der Hydrolyse und des methanogenen Stoffumsatzes mit Temperaturtermen basierend auf der Arrhenius-Gleichung erweitert. Diese Modifikation ermöglicht die Modellanwendung auch bei stark variierenden Betriebstemperaturen. Die Kalibrierung des sehr komplexen biochemischen Modells konnte auf Grund dieses Vorgehens zudem auf wenige kinetische Parameter beschränkt werden. Die Simulationsrechnungen zeigten deutlich den großen Einfluss des im Reaktorablauf gelösten Methans auf den maximal zu erreichenden CSB-Abbau auf. Gerade bei niedrigen Betriebstemperaturen sowie einer geringen Zulaufverschmutzung ist die Effizienz des technischen Verfahrens stark begrenzt. Basierend auf dem kalibrierten Simulationsmodell wurde der CSB-Abbaugrad für variierende Randbedingungen

berechnet. Die hydraulische Aufenthaltszeit wurde dabei als alleiniger Bemessungsparameter zur Festlegung des Reaktorvolumens definiert. Die Simulationsergebnisse geben detaillierte Hinweise zur Bemessung der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung hinsichtlich unterschiedlicher Betriebstemperaturen, Zulaufverschmutzungen und hydraulischen Aufenthaltszeiten.

Danksagung

Die Projektbearbeiter der TU München danken dem BMBF (Projekträger Forschungszentrum Karlsruhe) für die Zuwendung der Mittel und die hervorragende Betreuung während der Projektphase. Darüber hinaus danken wir den Projektkoordinatoren und Kollegen der Teilprojekte des Forschungsverbundes für die erfolgreiche Zusammenarbeit. Dank geht insbesondere an die Ruhr-Universität Bochum (Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft und Umwelttechnik), die Leibniz-Universität Hannover (Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik) sowie der Universität Witten-Herdecke (Institut für Umwelttechnik und Management) für die bereitgestellten Daten zur Simulation.

Inhaltsverzeichnis

1	Aufgabenstellung / Ziele im Projekt	1
1.1	Aufgabenstellung	1
1.2	Arbeitsvoraussetzungen	1
1.3	Planung und Ablauf des Vorhabens	1
2	Wissenschaftlicher und technischer Stand des Wissens	3
2.1	Berechnung von Belebungsanlagen	3
2.2	Berechnung von Teichanlagen	5
2.3	Berechnung von Anaerobanlagen	11
3	Zusammenarbeit mit Kooperationspartnern des Verbundes / Versuchsprogramme / Messdaten	15
4	Wissenschaftliche und technische Ergebnisse	16
4.1	Datenbanken	16
4.1.1	Modellimplementierung	16
4.1.2	Zulaufcharakterisierung des Abwassers	17
4.1.3	Parametrisierung der Modelle	19
4.2	Hinweise zur Kopplung der Modelle	21
4.3	Modellierung von Belebungsanlagen	24
4.3.1	Anlagenbeschreibung der untersuchten Anlagen und Umsetzung in ein mathematisches Modell in Simba	27
4.3.2	Zulaufcharakterisierung	31
4.3.3	Kalibrierung der Anlagen	31
4.3.4	Sensitivitätsanalyse	41
4.3.5	Szenarien	44
4.3.6	Abgeleitete Bemessungshinweise	54
4.3.7	Bemessungsrichtlinien	61
4.4	Modellierung von Teichanlagen	64
4.4.1	Anlagen- und Modellbeschreibung in Simba	65
4.4.2	Zulaufcharakterisierung	72
4.4.3	Kalibrierung der Anlagen	73
4.4.4	Sensitivitätsanalyse	81
4.4.5	Szenarienberechnung	85
4.4.6	Bemessungshinweise	95
4.5	Modellierung von Anaerobanlagen	99
4.5.1	Genaue Anlagenbeschreibung und Modell in Simba	99
4.5.2	Zulaufcharakterisierung	102
4.5.3	Kalibrierung der Anlagen	103

4.5.4	Sensitivitätsanalyse	107
4.5.5	Szenarien	110
4.5.6	Bemessungshinweise	117
4.5.7	Bemessungsrichtlinien	121
4.6	Vereinfachung der eingesetzten Modelle	122
5	Hinweise zum Leitfaden	123
6	Zusammenfassung der wissenschaftlichen Ergebnisse	136
7	Wesentliche Positionen des zahlenmäßigen Nachweises	140
8	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeiten	141
9	Nutzung und Verwertung der Ergebnisse	142
9.1	Präsentationen	142
9.2	Studentische Arbeiten und Promotionen	142
9.3	In die Lehre eingeflossen	142
9.4	Beiträge zum Projektverbund	142
9.5	Fachverbände	142
9.6	Zuarbeit zu anderen Projekten	143
9.7	Patente	143
10	Fortschritt bei anderen Stellen	144
11	Erfolgte und geplante Veröffentlichungen und wissenschaftliche Arbeiten	145
11.1	Dissertationen	146
11.2	Diplom- und Masterarbeiten	146
12	Literaturverzeichnis	147
13	Anhang	156
13.1	Zusammenstellung der Zulaufbelastung als Grundlage der Szenariorechnungen bei Belebungsanlagen	156
13.1.1	Basislastfall	156
13.1.1	Lastfall maximale Wochenbelastung	157
13.1.1	Lastfall minimale Wochenbelastung	158
13.1.1	Lastfall Regenwetter	159
13.2	Zusammenstellung der Zulaufbelastung der Szenariorechnungen bei Teichanlagen	160
13.3	Modellmatrizen und Parameter des erweiterten ASM 3	164

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Biochemie eines anaeroben Systems (GUJER und ZEHNDER, 1983)	8
Abbildung 2: Schnitt durch einen fakultativen Teich mit den wichtigsten biochemischen Reaktionen	10
Abbildung 3: Belüfteter Abwasserteich für 78 Einwohner in Groß Flotow (TU Berlin)	11
Abbildung 4: Fließschema der Versuchsanlage Ölbachtal (einstraßige Darstellung, zweite Straße baugleich)	28
Abbildung 5: Modell der Versuchsanlage Bochum realisiert in SIMBA 4.2 (ALEX et al., 2002)	29
Abbildung 6: Verfahrensschema der Belebungsstufe der Pilotanlage Düsseldorf	29
Abbildung 7: Modell der Versuchsanlage Düsseldorf realisiert in SIMBA 4.2 (ALEX et al., 2002)	30
Abbildung 8: Messdaten und Simulationsergebnisse für den Versuchszeitraum Februar 2006. Links: Anlage 1, 15°C. Rechts: Anlage 2, 30°C. Vergleich der Simulationsergebnisse für die Parameter CSB, NH ₄ -N, NO ₃ -N und TS [g/m ³] im Ablauf NKB.	36
Abbildung 9: Messdaten und Simulationsergebnisse für den Versuchszeitraum Juni 2006. Links: Anlage 1, 15°C. Rechts: Anlage 2, 30°C. Vergleich der Simulationsergebnisse für die Parameter CSB, NH ₄ -N und NO ₃ -N [g/m ³] im Ablauf NKB.	37
Abbildung 10: Gemessene und simulierte Zulaufkonzentrationen [g/m ³]	39
Abbildung 11: Beispielhafte Ergebnisse zur Simulation der Belebungsbeckenkonzentrationen des TS-Gehaltes und der Sauerstoffkonzentration für Straße 1	39
Abbildung 12: Messdaten und Simulationsergebnisse der Straße 1 (links) und Straße 2 (rechts) für die Parameter TS, CSB, NH ₄ -N, NO ₃ -N [g/m ³] im Ablauf NKB	40
Abbildung 13: Sensitivitätsanalyse ausgewählter Parameter für das ASM3. Links: 15°C, rechts: 30°C Betriebstemperatur. Oben: heterotrophes Bakterienwachstum, unten: autotrophes Bakterienwachstum.	42
Abbildung 14: Sensitivitätsanalyse ausgewählter Parameter für das ASM1. Links: 15°C, rechts: 30°C Betriebstemperatur. Oben: heterotrophes Bakterienwachstum, unten: autotrophes Bakterienwachstum.	44
Abbildung 15: Belastung der VA Düsseldorf als Zweiwochenmittel (Straße 1), Frachten in [kg/Woche]	45
Abbildung 16: Charakteristisches Regenereignis aus der Arbeit von SEGELKE (2002)	49
Abbildung 17: Für die Szenarienrechnung ergänztes Modell der Versuchsanlage Düsseldorf realisiert in SIMBA 4.2 (ALEX et al., 2002)	49
Abbildung 18: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (mittlere stationäre Belastung)	50
Abbildung 19: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (mittlere dynamische Belastung)	51
Abbildung 20: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Winter)	52
Abbildung 21: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Sommer)	53
Abbildung 22: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Tiefsttemperatur 1)	53
Abbildung 23: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Tiefsttemperatur 2)	54

Abbildung 24: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen (Lastfall Winter)	55
Abbildung 25: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und unter maximaler Belüfterleistung im Zeitraum 34.5-34.7 Tagen (Lastfall Sommer 30°C, Belüfterleistung um 50% gegenüber A131 (2000) erhöht)	56
Abbildung 26: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (Lastfälle Tiefsttemperatur)	57
Abbildung 27: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (Regenwasserlastfall)	58
Abbildung 28: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (links Hemmung der Nitrifikanten um 25%, rechts Hemmung der Heterotrophen um 25%)	59
Abbildung 29: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (links Stickstoffmangel nach Reduktion der N_{ges} -Konzentration um 50%, rechts Phosphormangel nach Reduktion der P_{ges} -Konzentration um 50%)	60
Abbildung 30: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (bei halbiertes Zulaufrecht ab Tag 21 und geringen O_2 -Konzentration im Nitrifikationsbecken von 2,5 bzw. 1,7 g_{O_2}/m^3)	61
Abbildung 31: Aufbau des anaeroben Teichmodells in SIMBA	69
Abbildung 32: Aufbau des fakultativen Teichmodells in SIMBA	69
Abbildung 33: Aufbau des gesamten Teichsystems (Anlage Concordia) in SIMBA	70
Abbildung 34: Aufbau des gesamten Teichsystems (Anlage UFSC) in SIMBA	71
Abbildung 35: Schematische Darstellung der Abbauprozesse, die im Rahmen der Modellierung der Teichsysteme berücksichtigt wurden	71
Abbildung 36: Beispiel für einen gerechneten und gemessenen Sonnentagesgangs für Sommer (links) und Winter (rechts).	75
Abbildung 37: Gegenüberstellung der TKN-Messwerte und simulierten Ergebnisse im Ablauf der anaeroben Teiche (An.1 und An.2) sowie nach dem Fakultativteich (Fak.)	77
Abbildung 38: Gegenüberstellung der CSB-Messwerte und der simulierten Ergebnisse im Ablauf der anaeroben Teiche (An.1 und An.2) und nach dem Fakultativteich (Fak.)	78
Abbildung 39: Gemessene Chlorophyll a und pH-Werte im Vergleich zu simulierten Ergebnissen im fakultativen Teich in drei Tiefen: Oberschicht (0,2 m), Zwischenschicht (0,5 m) und Bodenschicht (0,8 m).	79
Abbildung 40: Beispiel für das dynamische Verhalten der Vorgänge im Schönungsteich (oberste Schicht im Zeitraum zwischen 200 und 210 Tagen). Dargestellte Parameter sind Ammoniumstickstoff (schwarze Linie), Chlorophyll a (graue Linie), gelöster Sauerstoff (gestrichelte graue Linie), PH-Werte (schwarze gestrichelte Linie) und Messdaten der Sonneneinstrahlung (ganz oben, dunkelgraue Linie)	80
Abbildung 41: Sensitivitätsanalyse für das anaerobe Teichmodell bei 26,5°C (Index „all“ bezeichnet die gleichzeitige Änderung aller Werte des entsprechenden Parameters, hier k_{dec}).	83
Abbildung 42: Sensitivitätsanalyse für die Parameter der aeroben Schichten des fakultativen Teichmodells bei 26,5°C.	84
Abbildung 43: Sensitivitätsanalyse für die Parameter der anaeroben Schichten des fakultativen Teichmodells bei 26,5°C (Trendlinien).	84

Abbildung 44: Effekt der organischen Flächenbelastung auf die Chlorophyll a Konzentrationen auf einer Flächenbasis (pro m ²) nach ATHAYDE (2001) und Simulationen.	88
Abbildung 45: Gegenüberstellung der simulierten organischen Abbauleistung und der Algenkonzentration in <i>Chlorophyll a</i> (abgeschätzt aus den Simulationsergebnissen zur Algenbiomasse)	89
Abbildung 46: Gegenüberstellung der simulierten TKN-Abbauleistung und der Algenkonzentration in <i>Chlorophyll a</i> (abgeschätzt aus den Simulationsergebnisse zur Algenbiomasse)	90
Abbildung 47: Maximaler Lichtenergieeintrag und Simulation der organischen Abbauleistung	90
Abbildung 48: Maximaler Lichtenergieeintrag und Simulation der TKN-Abbauleistung	91
Abbildung 49: Gegenüberstellung der simulierten organischen Abbauleistung im zweiten Anaerobteich und der Abbauleistung nach dem Bemessungsansatz nach MARA (1997)	91
Abbildung 50: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und der Abbauleistung nach dem Wehner-Wilhelm Modell. K-Wert nach EPA (1983).	92
Abbildung 51: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und der Abbauleistung nach dem Wehner-Wilhelm Modell. K-Wert nach Arceivala (1981).	92
Abbildung 52: Einfaches Modell zur Nachbildung der simulierten org. Abbauleistung im Fakultativteich in Abhängigkeit der org. Flächenbelastung	94
Abbildung 53: BSB Konzentration im Zulauf und simulierte organische Abbauleistung	94
Abbildung 54: Einfaches Modell zur Nachbildung der simulierten org. Abbauleistung im Fakultativteich in Abhängigkeit der theoretischen hydraulischen Aufenthaltszeit	94
Abbildung 55: Fließschema der halbtechnischen Versuchsanlage des ISAH (URBAN 2009). Es wurden zwei baugleiche Reaktoren (bezeichnet als Siggie und Roy) betrieben. Die Simulationsstudie war jedoch auf einen Reaktor begrenzt.	100
Abbildung 56: Simulationsmodell des UASB Versuchsreaktors in Simba.	102
Abbildung 57: Vergleich zwischen Messwerten und Simulationsergebnissen für die Parameter Gasproduktion, Methangasgehalt, Ammoniumstickstoff und pH-Wert. Für eine bessere Übersichtlichkeit sind die Ergebnisse als Wochenmittel dargestellt.	104
Abbildung 58: Vergleich zwischen Messwerten und Simulationsergebnissen für die Parameter CSB_{gesamt} , $CSB_{gelöst}$, $CSB_{partikulär}$ und organische Säuren. Für eine bessere Übersichtlichkeit sind die Ergebnisse als Wochenmittel dargestellt.	105
Abbildung 59: Simulierte gelöste Methankonzentration im Reaktorablauf für den Versuchszeitraum	106
Abbildung 60: Variabler Temperaturverlauf im Tagesgang	114
Abbildung 61: Simulationsergebnisse bei variablem Temperaturverlauf.	115
Abbildung 62: Simulationsergebnisse für die Hemmung der Methanogenese. Oben: Dauer der Hemmwirkung von 5 Tagen bei einer Betriebstemperatur von 25°C. Unten: Dauer der Hemmwirkung von 5 Tagen zusammen mit einem Abfall der Betriebstemperatur auf 15°C.	116
Abbildung 63: Simulationsergebnisse bei variablem Temperaturverlauf und Erhöhung der Reaktorvolumina.	120
Abbildung 64: Beispielhafte Ergebnisse der Szenariosimulation mit dem ASM 3 für eine mit dem A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage	125
Abbildung 65: Beispielhafte Ergebnisse der Szenariosimulation mit dem ASM 3 für eine mit dem A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Las tfall 30°C)	126

Abbildung 66: Gegenüberstellung der simulierten organischen Abbauleistung und der Algenkonzentration in Chlorophyll a (abgeschätzt aus den Simulationsergebnissen zur Algenbiomasse)	134
Abbildung 67: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und Fittingkurve in Abhängigkeit der organischen Flächenbelastung	135
Abbildung 68: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und Fittingkurve in Abhängigkeit der theoretischen hydraulischen Aufenthaltszeit	135

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Veranschlagter Zeitplan für das Teilprojekt	2
Tabelle 2: Typische Bemessungswerte für Teiche (METCALF&EDDY, 1991, KLOSS 2002).	7
Tabelle 3: Generationszeiten verschiedener Bakterienspezies nach SCHÖN (1994)	12
Tabelle 4: Bemessungsparameter von UASB Reaktoren für die kommunale anaerobe Abwasserbehandlung	14
Tabelle 5: Zulauffraktionierung kommunales Abwasser (ASM Modelle)	18
Tabelle 6: Zulauffraktionierung kommunales Abwasser (Anaerobmodelle)	19
Tabelle 7: Abwasserzusammensetzung untersuchter Kläranlagen (Bochum und Düsseldorf) im Zulauf zur Belebungsstufe im Vergleich zu Daten anderer deutscher Kläranlagen (Daten: LS für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz-Universität Hannover)	27
Tabelle 8: CSB-Fraktionierung im Zulauf zur Belebungsstufe	31
Tabelle 9: Kalibrierte biologische Parameter für die Kläranlagen Bochum, Düsseldorf, Hildesheim, Duderstadt, Koblenz und die Pilotanlage Gümmerwald	32
Tabelle 10: Kinetische und stöchiometrische Größen dieser Arbeit im Vergleich mit den veröffentlichten Werten von KOCH et al. (2000) und RIEGER et al. (2001) für das ASM 3 in Verbindung mit dem EAWAG-BioP-Modul	33
Tabelle 11: Kinetische und stöchiometrische Größen dieser Arbeit im Vergleich mit den veröffentlichten Werten für das EAWAG-BioP-Modul (RIEGER et al., 2001)	34
Tabelle 12: Geänderte kinetische Größen der Modelle ASM1 und ASM3 zur Abbildung der Messdaten des Zeitraums Juni 2006.	38
Tabelle 13: Zusammenfassung der Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 (GUJER et al., 1999) im Vergleich zu verschiedenen deutschen Bemessungsansätzen	63
Tabelle 14: Bemessungsdaten der Teiche im betrachteten Teichsystem in Concordia, Brasilien	68
Tabelle 15: Mittlere Zulaufdaten des betrachteten Teichsystems in Concordia, Brasilien	72
Tabelle 16: Mittlere Zulauf- und Ablaufdaten des betrachteten Teichsystems an der UFSC, Brasilien. Die Anlage hat ein Beckenvolumen von $1,1 \text{ m}^3$, wobei $0,4 \text{ m}^3$ auf den oberen Teil und jeweils $0,35 \text{ m}^3$ auf den mittleren und unteren Teil fallen.	73
Tabelle 17: Kalibrierte Parameter des ADM 1 in den Teichmodellen der Anlage aus Concordia	74
Tabelle 18: Kalibrierte Parameter des erweiterten ASM3 in den Teichmodellen.	76
Tabelle 19: Zusammenfassung der Szenarien für das Teichsystem	86
Tabelle 20: Kennwerte der halbtechnischen Versuchsanlage die für die Simulationsstudie untersucht wurde (URBAN 2009).	100
Tabelle 21: Mittlere Abwasserzusammensetzung im Zulauf der Versuchsanlage über den Zeitraum der Simulationsstudie	101
Tabelle 22: Vorgenommene CSB-Zulauffraktionierung für kommunales Abwasser und dem ADM1	102
Tabelle 23: Kinetische Parameter die für die Simulation geändert wurden.	104
Tabelle 24: Ergebnisse Sensitivitätsanalyse. Sensitivste Parameter für die simulative Abbildung einzelner Verfahrensgrößen sind fett markiert.	108
Tabelle 25: Beschreibung und Standardwerte von ADM1 Parametern, die für die Sensitivitätsanalyse untersucht wurden	109
Tabelle 26: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur ($^{\circ}\text{C}$) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in	

einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) unter Berücksichtigung der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf. Berechnungsergebnisse für eine CSB Zulaufkonzentration von 400 mg/L.	111
Tabelle 27: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) unter Berücksichtigung der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf. Berechnungsergebnisse für eine CSB Zulaufkonzentration von 800 mg/L.	112
Tabelle 28: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) unter Berücksichtigung der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf. Berechnungsergebnisse für eine CSB Zulaufkonzentration von 1200 mg/L.	113
Tabelle 29: Empfohlener Wertebereich für die CSB-Fraktionierung im Zulauf zum Belebungsbecken	123
Tabelle 30: Empfohlene Werte für kinetische und stöchiometrische Größen im Vergleich mit den veröffentlichten Werten von Koch et al. (2000) und Rieger et al. (2001) für das ASM 3 in Verbindung mit dem EAWAG-BioP-Modul	124
Tabelle 31: Empfohlene CSB Zulauffraktionierung für kommunales Abwasser und dem ADM1	127
Tabelle 32: Empfohlene Modifikation kinetischer Parameter	128
Tabelle 33: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C), der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h) und der Abwasserverschmutzung.	130
Tabelle 36: Zustandsvariablen des erweiterten ASM3	164
Tabelle 37: Parameter des erweiterten ASM 3 (Teil 1)	164
Tabelle 38: Parameter des erweiterten ASM 3 (Teil 2)	165
Tabelle 39 : Modellmatrix für das erweiterte ASM3 Modell (Teil 1)	166
Tabelle 40 : Modellmatrix für das erweiterte ASM3 Modell (Teil 2)	167
Tabelle 41: Stöchiometrische Koeffizienten des erweiterten ASM3	168

1 Aufgabenstellung / Ziele im Projekt

1.1 Aufgabenstellung

Ziel des Projektes war es, deutschen Firmen durch die Nutzung anerkannter Simulationsmodelle einen Wettbewerbsvorteil bei internationalen Ausschreibungen und Betreiberaktivitäten zu verschaffen. Zu diesem Zweck sind Hinweise für die effiziente Nutzung der Modelle für verschiedene Regionen erarbeitet worden. Mit Hilfe der Simulationsrechnungen wurden in Kooperation mit den anderen Teilprojekten Hinweise und Richtwerte für die Bemessung und den Betrieb von Anlagen entwickelt. Es war zudem Aufgabe, wichtige Einflüsse wie Temperatur, veränderliche Zulaufbelastungen, Spitzenbelastungen, Hemmungen und Sauerstoffeintrag zu berücksichtigen, um mit Hilfe der Simulationsmodelle Aussagen über die Abbauleistung der Anlagen unter verschiedenen Randbedingungen machen zu können und so die langfristige nachhaltige Nutzung sicherzustellen. Mit Hilfe des Forschungsantrages wurden sowohl Lösungen für die Anwendung der Simulation zur verfeinerten Bemessung von Anlagen entwickelt als auch Hinweise zur Betriebsoptimierung mit Hilfe der mathematischen Modelle erarbeitet.

1.2 Arbeitsvoraussetzungen

Personalmittel

Mit den von der fördernden Stelle zur Verfügung gestellten Personalmitteln wurden wissenschaftliche Mitarbeiter und studentische Hilfskräfte der TU München finanziert. Die Mitarbeiter des Lehrstuhls in München haben langjährige Erfahrung im Bereich der mathematischen Simulation von Anaerobreaktoren und Belebungsanlagen.

Sachmittel

Am Institut standen zudem zahlreiche Gerätschaften aus dem Bereich der Chemie und Mikrobiologie zur Verfügung. Für die Durchführung der Simulationen lagen die Softwareprodukte MATLAB/SIMULINK und SIMBA vor. Ein geeigneter Simulationsrechner, der in der Lage war, auch komplexe Differentialgleichungen zeitnah zu lösen, wurde aus dem Vorhaben finanziert.

1.3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Der zeitliche Aufwand für das Projekt und dessen Arbeitsprogramm gehen aus untenstehendem Zeitplan hervor.

Die Tabelle stellt den geplanten Projektzeitplan dar. Für das Projekt war laut Bewilligungsschreiben eine Laufzeit bis 30.04.2008 festgesetzt. Der Projektverlauf und die Abstimmung mit anderen Teilprojekten hinsichtlich der notwendigen und lieferbaren Messdaten erforderten eine Laufzeitverlängerung des Vorhabens bis Oktober 2008.

2 Wissenschaftlicher und technischer Stand des Wissens

2.1 Berechnung von Belebungsanlagen

In der Siedlungswasserwirtschaft besteht die größte Erfahrung der Modellierung in der Abbildung der biologischen Aktivität in Belebungsanlagen. Erste Modelle wurden bereits Anfang der 80er Jahre entwickelt und führten zu der Entwicklung des Activated Sludge Model No. 1 (HENZE et al., 1987). Üblicherweise werden heute die Prozesse des Kohlenstoffabbaus, der Nitrifikation und Denitrifikation sowie der biologischen und chemischen Phosphorelimination in den Modellen berücksichtigt. Der Schwerpunkt neuerer Modelle liegt auf der Beschreibung der vermehrten biologischen Phosphorelimination, bei der im anaerobem Milieu unter Phosphorrücklösung Substrat von der Biomasse gespeichert wird, welches nachfolgend im aerobem und anoxischen Milieu unter Aufnahme von Phosphor für das Biomassenwachstum genutzt wird.

Auch für die Auslegung von Belebungsanlagen liegen verschiedene Modelle zur biologischen Stickstoff- und Phosphorelimination vor. Im Rahmen eines Forschungsvorhabens wurden von WICHERN (2004) verschiedene Bemessungsmodelle aus den USA (EPA, ECKENFELDER, SEN, WEF, CASEY), aus Japan (ICHIMURA), Südafrika (WENTZEL, BARNARD), Dänemark (JANSEN), Schweiz (GUJER), Österreich (NOWAK & SVARDAL), England (BOON) und aus Deutschland (A131, HSG) untersucht. Es zeigte sich, dass die Bemessungsergebnisse stark variieren. Die genannten Untersuchungen haben KEHL et al. (2008) vertieft und die Bemessungsmodelle mit Hilfe detaillierter mathematischer Verfahren analysiert. Diese Erkenntnisse gehen in ein anderes Projekt des Verbundes ein (TOOLKIT, FKZ02WA0575). Innerhalb des hier vorgestellten Projektes wurden die Ergebnisse der Bemessungsmodelle als Grundlage verwendet, um anhand von Szenariorechnungen die Dimensionierung von Anlagen bei höheren Temperaturen zu untersuchen (s.a. ALEX et al., 2008 und SCHLÖSSER et al., 2001).

Für die dynamische Simulation wurden die Modelle der EAWAG (RIEGER et al., 2001) in Verbindung mit dem ASM 3 (GUJER et al., 1999), das ASM 1 (HENZE et al., 1987) und das Modell FUKA (UHLENHUT et al., 2001) verwendet. Für die dynamische Simulation anaerober Prozesse kam das ADM 1 (BATSTONE et al., 2002) zur Anwendung. Verschiedene Typen von Teichanlagen wurden mit eigens hierfür entwickelten Modellen gerechnet, wobei hier besonders der Algenproduktion und der Wirkung der Sonneneinstrahlung große Bedeutung beigemessen wurde. Von der Fachhochschule Emden vertiefte desweiteren Untersuchungen zu verschiedenen Biofilmsystemen auf Grundlage eines Modells aus SIMBA (ALEX et al., 2007). Allen Modellen ist gemeinsam, dass sie zur Beschreibung der biochemischen Prozesse die PETERSEN-Matrix (PETERSEN et al., 2000) verwenden, bei der die biochemischen Umsatzprozesse in der stöchiometrischen Matrix quantifiziert werden und die kinetischen Prozesse mit Hilfe von

Monod-Termen festgelegt werden. Die Berechnungen wurden mit der Software SIMBA 4.2 (2005) & 5.0 (2007) sowie MATLAB/SIMULINK (2005, 2007) durchgeführt.

Activated Sludge Model No. 1 (ASM 1)

1987 wurde von der IAWQ (International Association on Water Quality) das Activated Sludge Modell No.1 (ASM1, HENZE et al., 1987) veröffentlicht. Dieses Modell dient der dynamischen Simulation von Belebungsanlagen und bildet den Abbau organischer Substanz sowie die Umwandlung der Stickstoffverbindungen (Nitrifikation/Denitrifikation) ab. Prozesse zur Abbildung der Phosphorelimination sind nicht enthalten. Es handelt sich um ein volldynamisches Modell, bei dem sowohl der Zulauf, die Biomassenentwicklung und der Stoffabbau über die Zeit veränderlich sind. Die verschiedenen Vorgänge des Modells werden über 13 mehrfach miteinander gekoppelte Differenzialgleichungen beschrieben. Das ASM1 hat sich vielfach bewährt, ist jedoch in der Kalibrierung durch die Verwendung zahlreicher Stoffgruppen schwerer als der Nachfolger ASM 3 zu kalibrieren.

Activated Sludge Model No. 3 (ASM 3)

Das Activated Sludge Model No. 3 wurde 1999 von der IWA Task Group on Mathematical Modeling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment (GUJER et al., 1999) publiziert. Bessere Möglichkeiten zur Identifizierung biologischer Prozesse haben zu der Entwicklung dieses Modells für die mathematische Beschreibung der Nitrifikation, Denitrifikation und des Kohlenstoffabbaus geführt. Anders als im ASM 1 (HENZE et al. 1987) berücksichtigt das neue Modell auch die Speicherung organischer Substrate in der Biomasse, was besonders bei der Modellierung von Blähschlamm, aber auch für die vermehrte biologische Phosphorelimination von Bedeutung ist. Die Reduzierung heterotropher Organismen durch Sterben, Lyse, Fraß etc. wurde mit dem Prozess der endogenen Atmung beschrieben. Da der Energiegewinn für die Biomasse bei der Reduktion von Nitratstickstoff geringer ist als bei der Verwendung von Sauerstoff, wurden gegenüber dem aeroben Milieu verringerte anoxische Ertragskoeffizienten verwendet. Die Hydrolyse schwer abbaubaren CSB ist nicht mehr von den Milieubedingungen abhängig und hat zudem einen geringeren Einfluss als im ASM1, da mit der Prozessbeschreibung der endogenen Atmung kein neues schwer abbaubares Material produziert wird. Die Hydrolyse von Stickstoff wurde an die CSB-Hydrolyse gekoppelt. Sterberaten der heterotrophen und autotrophen Biomasse sind unter anoxischen Bedingungen reduziert (NOWAK, 1996; SIEGRIST et al., 1999). Die nachfolgenden Simulationen wurden auf Grundlage der Kalibrierung von KOCH et al. (2000) vorgenommen. Der leicht abbaubare CSB sollte anders als in der Originalveröffentlichung des ASM3 angegeben mit Hilfe von Respirationmessungen bestimmt werden.

EAWAG-BioP-Modul

Mit dem EAWAG-BioP-Modul (RIEGER et al., 2001) wird die vermehrte biologische P-Elimination in das ASM3 integriert. Grundlegende Überlegungen des ASM3 sind auch im EAWAG-BioP-Modell wieder zu finden. Der Prozess der endogenen Atmung ersetzt den Prozess der Lysis, der im ASM 1 verwendet wird. Verschiedene Ertragskoeffizienten für aerobe und anoxische Zustände werden genutzt und die Reduzierung heterotropher und autotropher Biomasse im anaeroben Milieu wurde vernachlässigt. Das Modell fügt 11 Prozesse für die vermehrte biologische Phosphorelimination zum ASM 3 hinzu. Die Fermentation von CSB wurde nicht modelliert, da diese für kommunales Abwasser nicht die Rücklösung von Phosphat unter anaeroben Zuständen zu begrenzen scheint. Ebenso wurde Glykogen als Speicherstoff der vermehrt Polyphosphat akkumulierenden Organismen (PAO) nicht berücksichtigt. Die Prozesse der chemischen Fällung können aus dem ASM2d (HENZE et al., 1999) übernommen werden.

2.2 Berechnung von Teichanlagen

Teichanlagen sind in vielfacher Ausführung und in Kombination mit anderen Abwasserreinigungsverfahren in der kommunalen und industriellen Abwasserbehandlung zur Anwendung gekommen. In ausländischer Literatur finden sich zum Teil sehr komplexe Bemessungsansätze, die sowohl die Verschaltung unterschiedlicher Teichtypen berücksichtigen aber auch Aussagen zum Abbau des Kohlenstoffes und der Nährstoffe machen.

Modellierung und Bemessung von Teichsystemen

Im Wesentlichen existieren 4 verschiedene Typen von Berechnungsverfahren für die Bemessung von Teichanlagen: a) eine Bemessung auf Basis der Frachten (Loading rates), b) empirische Bemessungsansätze, c) reaktortheoretische Ansätze und d) die mathematische Simulation (SHILTON, 2005). Die Verfahren auf Basis von Flächen- oder Raumbelastungen stellen Black-box-Ansätze dar, die das erforderliche Teichvolumen oder die Teichfläche aus Parametern wie Einwohnergleichwerten, Zuflussraten und BSB-Frachten bestimmen. Die empirischen Ansätze versuchen, die zahlreichen Variablen, die auf die Reinigungsleistung des Teichs Auswirkungen haben können, genauer zu berücksichtigen. Dennoch wird der Teich weiterhin als "Black-Box" betrachtet, so dass tatsächliche biochemische Vorgänge nicht detailliert abgebildet werden können. Reaktortheoretische Bemessungsansätze nutzen die Erfahrungen aus der Reaktortheorie der Verfahrenstechnik. Trotzdem werden in diesen Ansätzen die zahlreichen Einflussgrößen nur stark vereinfacht über eine Abbaurrate erster Ordnung berücksichtigt., Wesentliche Einflussgrößen und Mechanismen werden in die Gleichungen nicht einbezogen.

Die Ansätze der dynamischen Simulation berücksichtigen in weit stärkerem Maße tatsächliche dynamische Umsatzvorgänge in den Teichen, sind dafür aber auch weitaus komplexer. In Teichanlagen kann die Berücksichtigung der Dynamik sehr relevant sein,

da besonders dort dynamische Faktoren wie pH-Wertänderungen, Temperatur und Sonnenlicht das Vorkommen und die Aktivität der Mikroorganismen bestimmen. Aufgrund der weitaus geringeren Steuerungsmöglichkeiten der Teichsysteme im Vergleich zu anderen Reinigungstechnologien wird die Reinigungsleistung weitgehend durch externe Veränderungen in den Umweltbedingungen und Selbstregulierungsmechanismen beeinflusst.

Ein sehr früher Versuch, Teiche dynamisch zu simulieren, erfolgte bereits 1979 von FRITZ et al. (1979). Das Modell lieferte bereits „recht vernünftige“ Ergebnisse (SHILTON, 2005). Erst 1992 modifizierten COLOMER und RICO (1992) das Modell und kamen damit zu besseren Ergebnissen. Dies gelang durch die Ausnahme der Prozesse der Nitratstickstoffproduktion und des -abbaus. XIANG-HUA et al. (1994) empfahlen, systematischer auf die Nährstofftransformationsprozesse einzugehen. KAYOMBO et al. publizierten 1999 ein neues Modell und gaben an, dass das Modell ein Fortschritt in Bezug auf das Modell von Fritz et al. und Xiang-Hua et al. sei. Hauptsächlich deshalb, weil in deren Modellen der Einfluss des pH auf heterotrophe Bakterien und Algenaktivitäten, sowie die limitierende Wirkung von Stickstoff und Phosphor nicht berücksichtigt seien. In den darauf folgenden Jahren wurden eine Reihe weiterer Modelle publiziert (MASHAURI und KAYOMBO, 2002; BANKS et al, 2003; BERAN und KARGI, 2005; DOCHAIN et al., 2003; SOLER et al., 2000; SENZIA et al. ,2002; GEHRING et al., 2009). Dennoch hat die dynamische Simulation von Teichanlagen international bei weitem noch nicht den Stellenwert erreicht, den sie z.B. bei Belebungsanlagen erlangt hat. Mit den oben genannten Modellen existieren zwar vereinzelte Ansätze, dennoch liegt noch keine Standardreferenz mit dem Stellenwert eines ASM 1-3 oder eines ADM1 vor.

Neben den mathematischen Modellen, die versuchen, die Dynamik der biologischen Prozesse im Teich abzubilden, existieren komplexe CFD Modelle (Computational Fluid Dynamics), die es erlauben, physikalische, hydrodynamische und geometrische Variablen einzubeziehen (SHILTON, 2005; ABBAS et al., 2006). Diese Ansätze könnten in Zukunft vor allem deswegen eine Rolle spielen, weil immer noch viele Teiche in Bezug auf ihre hydrologischen und hydraulischen Parameter schlecht dimensioniert sind. Da eine schlechte hydraulische Dimensionierung die Reinigungskapazität deutlich beeinflussen kann (PERSSON und WITTEGREN, 2003), ist zu erwarten, dass auch CFD-Modelle verstärkt eingesetzt werden. In diesem Zusammenhang werden auch integrierte Modelle, die sowohl die hydraulischen Bedingungen, als auch die kinetischen Prozesse abbilden, in der Zukunft von Bedeutung sein. Aufgrund des nötigen hohen Ressourceneinsatzes sind diese gekoppelten Ansätze im Moment aber noch kaum praktikabel und spielen gegenwärtig in der Bemessungspraxis nur eine geringe Rolle (SHILTON, 2005).

Technische Grundlagen

Als einer der größten Nachteile von reinen Teichsystemen ist der sehr hohe Flächenbedarf für die Abwasserreinigung zu nennen. Oft kann eine vorgeschaltete anaerobe Stufe schon eine Halbierung des Flächenbedarfes bewirken und so gleichzeitig die Baukosten reduzieren (KLOSS, 2002). Alternativ zu anaeroben Teichen können in Entwicklungs- und Schwellenländern Imhoff-Tanks, UASB-Reaktoren oder nach Feststoffabtrennung anaerobe Filter zur Anwendung kommen. Der Einsatz dieser Systeme erleichtert in vielen Fällen auch die Sammlung und Verwertung des produzierten Biogases. Eine Freisetzung des klimaschädlichen Methans kann unterbunden werden. Tropfkörper bieten sich als kostengünstiges Verfahren zur Stickstoffelimination besonders bei großem natürlichem Gefälle an, wenn eine Verwertung der Nährstoffe in der Landwirtschaft nicht erfolgen kann.

Die folgende Tabelle stellt typische Bemessungswerte für die wichtigsten Teicharten in Schwellen- und Entwicklungsländern gegenüber.

Tabelle 2: Typische Bemessungswerte für Teiche (METCALF&EDDY, 1991, KLOSS 2002).

Parameter	Einheit	Teichart				
		Algenteich	Aerober Schönungs-Teich	Fakultativer Teich	Anaerober Teich	Belüfteter Teich
Strömungszustand	-	Intermittierend durchmischt	Intermittierend durchmischt	Durchmischte Oberflächenschicht		Komplett durchmischt
Teichgröße	ha	0,2-0,8	0,8-4	0,8-4	0,2-0,8	0,8-4
Anordnung	-	In Reihe	In Reihe oder parallel	In Reihe oder parallel	In Reihe	In Reihe oder parallel
Aufenthaltszeit	d	4-6	5-20	5-30	20-50	3-10
Tiefe	m	0,3-0,5	1-1,5	1-2,5	2-5	2-6
pH	-	6,5-10,5	6,5-10,5	6,5-8,5	6,5-7,2	6,5-8
Optimale Temperatur	°C	20	20	20	30	20
BSB ₅ -Flächen-Belastung	$\frac{\text{kg}}{\text{ha} \cdot \text{d}}$	90-180	<=17	50-200	230-570	
BSB ₅ Raum-Belastung	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$				60-120	
BSB ₅ -Umsetzung	%	80-95	60-80	80-95	50-85	80-95
Algenkonzentration	mg/l	100-260	5-10	5-20	0-5	
TS im Ablauf	mg/l	150-300	10-30	40-60	80-160	80-250

Innerhalb dieses Projektes wurden dynamische Modelle für anaerobe Absetzteiche, fakultative Teiche und aerobe Teiche entwickelt. Messdaten lagen jedoch nur für anaerobe und fakultative Teiche vor, so dass auch nur die Modelle für diese beiden Teichtypen verifiziert werden konnten. Die drei Typen sind nachfolgend kurz vorgestellt.

Anaerobe Teiche

Anaerobe Abwasserteiche werden häufig für die primäre Behandlung von Rohabwasser eingesetzt und haben Vorteile durch die kostengünstige Elimination von Kohlenstoffen. Durch deren größere Tiefe von 4-5 Metern gegenüber fakultativen Teichen haben sie einen um den Faktor 10 geringeren Flächenbedarf (PESCOD, 1996). Anaerobe Teiche werden besonders dann eingesetzt, wenn das Abwasser einen hohen Anteil an absetzbarem Material enthält (SAQQAR und PESCOD, 1995) und wenn die Reinigungstemperaturen im System dauerhaft über 15°C gehalten werden können.

Die Aufenthaltszeit des Abwassers liegt zwischen 3 bis 6 Tagen. Übliche Raumbelastungen werden mit Werten über $100\text{g}_{\text{BSB}_5}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ angegeben. Anaerobe Teiche sind sehr leistungsfähig hinsichtlich der Entfernung von Nematodeneiern, aber wenig effizient bezüglich fäkaler Keimentfernung.

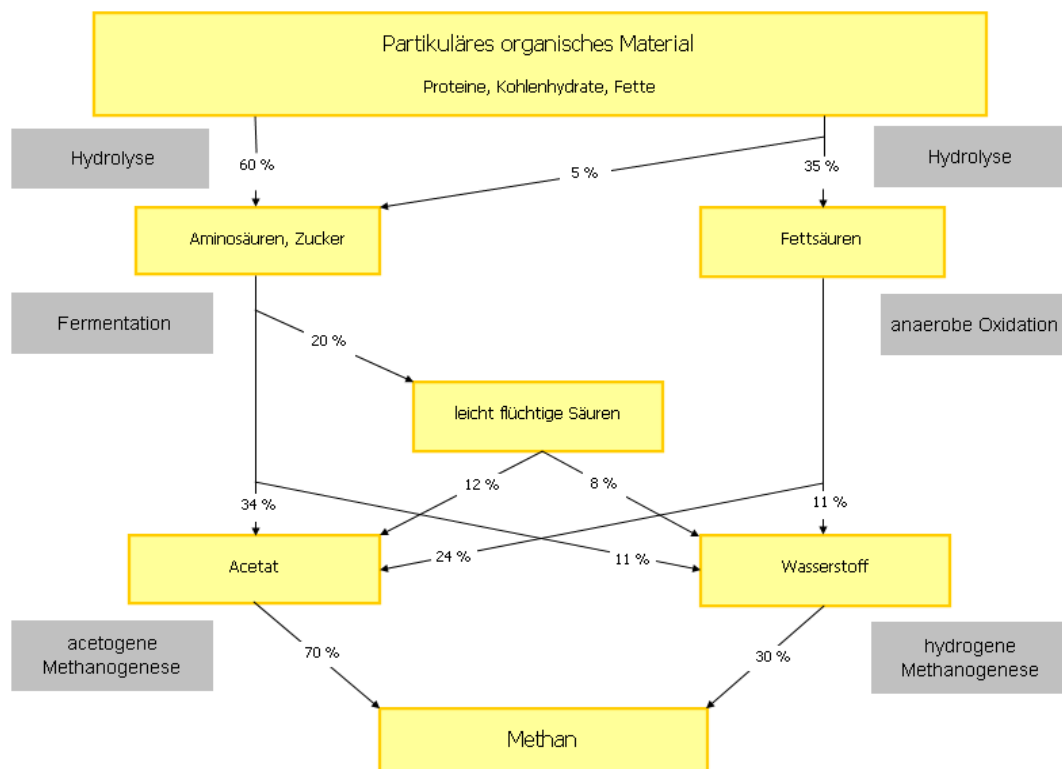


Abbildung 1: Biochemie eines anaeroben Systems (GUJER und ZEHNDER, 1983)

Die Abbauschritte von organischem Material in einem anaeroben Teich sind die gleichen wie in anderen anaeroben Abwasserreinigungsanlagen. Abbildung 1 zeigt die grundlegenden Abbauschritte. Zuerst wird das organische Material von säurebildenden Bakterien zu organischen Säuren umgeformt. Die organischen Säuren werden anschließend von methanogenen Bakterien zu Kohlendioxid- und Methangas abgebaut. In diesen Reaktionen wird der im organischen Material enthaltene Sauerstoff als Wasserstoffakzeptor benutzt. Die methanogenen Bakterien sind strikte Anaerobier, die negativ auf die Anwesenheit freien Sauerstoffs reagieren.

Die anaeroben Reaktionen laufen in der bodennahen Schlammschicht eines Teiches ab. Hochsteigende Gasblasen sollen die anaeroben Mikroorganismen auch in die überliegende Wasserschicht tragen und somit dazu beitragen, die Schichten zu durchmischen. Dadurch wird organisches Material, das sich nach dem Absetzvorgang noch in der Wasserschicht befindet, trotzdem anaeroben Bakterien zur Verfügung gestellt. Noch ist wenig bekannt über den Einfluss des Verhältnisses der Schlammschicht zu Wasserschicht in anaeroben Teichen. Es ist jedoch naheliegend, dass je größer dieses Verhältnis (je seichter der Teich) ist, desto besser die Verteilung der anaeroben Bakterien ist. Des Weiteren diffundieren organische Säuren aus der Schlammschicht in die Wasserschicht.

Anaerobe Teiche verursachen wegen der Freisetzung von Schwefelwasserstoff (H_2S) Geruchsprobleme. Schwefelwasserstoff wird dann im Zuge der anaeroben Prozesse produziert, wenn Schwefel im zulaufenden Abwasser vorhanden ist und der pH-Wert unter 7,5 liegt.

In anaeroben Teichen sammeln sich größere Mengen Schlamm an. Es empfiehlt sich deshalb, den Schlamm in etwa alle 5 Jahre zu entfernen. Der Schlammanfall pro EW und Jahr beträgt ca. $0,03-0,05m^3/(EW*a)$ (GLOYNA, 1971) bzw. $0,01m^3/(EW*a)$ (VON SPERLING, 1996). Die Schlammverteilung auf dem Grund des Teiches ist nicht homogen, die maximale Schlammschichthöhe stellt sich nicht nahe des Zulaufes zum Teich ein, da dort die Einleitungsgeschwindigkeit des Abwassers noch relativ groß ist.

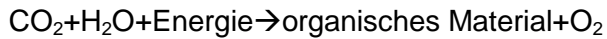
Fakultative Teiche

Fakultative Teiche sind an der Wasseroberfläche aerob und am Grund anaerob. Kohlenstoff wird hauptsächlich durch Methanvergärung abgebaut. Ein großes Problem bei herkömmlichen Teichsystemen ist, dass durch Wind sauerstoffreiches Abwasser in die anaerobe Zone getragen wird und somit methanogene Bakterien durch gelösten Sauerstoff gehemmt werden. Im fakultativen Teich findet die Vergärung des CSB nach der Sedimentation der Partikel in tiefen Gruben statt (siehe Abbildung 2). Das Rohabwasser wird am Grund des Teiches mit geringer Vertikalgeschwindigkeit eingeleitet, so dass der Großteil an absetzbaren Stoffen in der Grube verbleibt. Die Oberflächengeschwindigkeit ist so niedrig ausgelegt ($<2,5$ m/d), dass sich zudem die meisten Parasiten in der Grube absetzen. Gasblasen, die aufsteigen, tragen Feststoffe zeitweilig in höhere Zonen. Dadurch bildet sich eine anaerobe Schlammdecke, die als Filter für Partikel des Rohabwassers wirkt.

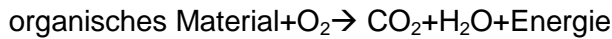
Ein gut geplanter fakultativer Teich hat BSB_5 -Abbauleistungen von 60% bis 80%. Die Leistung fakultativer Teiche wird ungenügend, wenn die Algenkonzentration unter $300\mu g_{ChlA}/L$ Chlorophyll A fällt, weil unterhalb dieser Algenkonzentration die Sauerstoffproduktion negativ sein kann (PEARSON, 1996). Die typische Tiefe eines fakultativen Teiches liegt bei 1,5-2 m. Es werden Aufenthaltszeiten für die Flüssigphase von 15-45 d angestrebt. In der oberflächennahen Wasserschicht ergibt sich ein Gleichgewicht zwischen Sauerstoffproduktion und -verbrauch. Der nötige Sauerstoff wird

Algen mittels Photosynthese gebildet. Bakterien produzieren wiederum CO_2 , das von Algen verbraucht wird. Die Gleichungen für Photosynthese und Atmung sind identisch, finden jedoch in entgegen gesetzten Richtungen statt (Von SPERLING und CHERNICARO, 2005):

Photosynthese:



Atmung:



Da für die Photosynthese eine Lichtquelle nötig ist, sollten fakultative Teiche bevorzugt an Standorten mit hoher Sonneneinstrahlung gebaut werden. In fakultativen Teichen treten kaum Geruchsprobleme auf, weil der Schwefelwasserstoff in der aeroben Schicht an der Wasseroberfläche durch chemische und biochemische Prozesse zu Sulfat oxidiert wird.

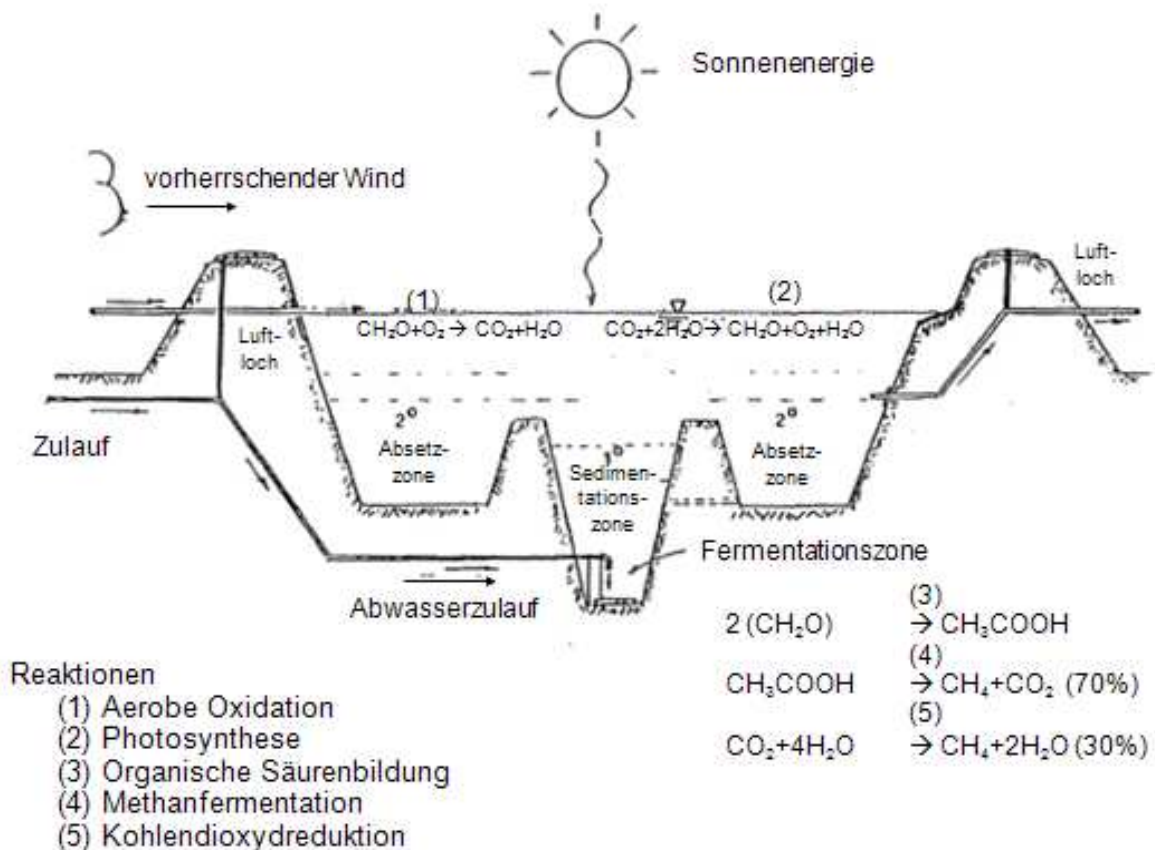


Abbildung 2: Schnitt durch einen fakultativen Teich mit den wichtigsten biochemischen Reaktionen

Aerobe Teiche

Aerobe Teiche mit separaten Belüftungseinrichtungen haben relativ hohe Umsatzleistungen und ähneln den biologischen Reaktoren von Belebungsanlagen. Sie werden somit vorwiegend zur CSB- und Stickstoffelimination eingesetzt. Besonders hinsichtlich der Stickstoffelimination erzielen aerobe belüftete Teiche höhere Umsatzleistungen als Teiche, die nur natürlich über die Photosynthese belüftet werden.



Abbildung 3: Belüfteter Abwasserteich für 78 Einwohner in Groß Flotow (TU Berlin).

Die speziell für Teiche entwickelten Belüfter bewirken gleichzeitig eine Umwälzung. Damit sich die Schwebstoffe absetzen können, wird entweder eine Ruhezone oder ein nachgeschalteter Absetzteich benötigt. Bemessungskriterien sind entweder die BSB₅-Raumbelastung oder die BSB₅-Flächenbelastung. Die maximale für die Bemessung anzusetzende BSB₅-Raumbelastung beträgt $B_{R \leq} = 25 \text{g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ bei einer Wassertiefe von $h=1,5\text{-}3,5\text{m}$.

2.3 Berechnung von Anaerobanlagen

Zwei der wichtigsten Dimensionierungs- und Betriebsgrößen eines Fermenters sind die Faulraumbelastung sowie die hydraulische Verweilzeit (mittlere Aufenthaltszeit). Bei einer hohen Abwasserkonzentration ist die Raumbelastung der maßgebliche Parameter. Bei niedrigen Konzentrationen, wie es bei kommunalem Abwasser in der Regel der Fall ist, ist die Aufenthaltszeit der maßgebliche Bemessungsparameter (BISCHOFBERGER et al. 2005).

Die so genannte Faulraumbelastung gibt an, welche Menge an organischer Substanz dem Fermenter pro Zeiteinheit zugeführt wird. Zur besseren Vergleichbarkeit wird diese Größe auf das Reaktorvolumen bezogen:

$$B_R = \frac{Q \times c}{V_R}$$

Wobei B_R die Faulraumbelastung ($\text{kg}_{\text{CSB}}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$), Q der Zulaufvolumenstrom (m^3/d), c die Konzentration an organischer Substanz im Zufluss ($\text{kg}_{\text{CSB}}/\text{m}^3$) und V_R das Reaktorvolumen (m^3) bedeuten.

Eng verbunden mit der Faulraumbelastung ist die hydraulische Verweilzeit (HRT). Dabei wird vorausgesetzt, dass die Stoffmenge im System konstant ist, also der Abfluss gleich dem Zufluss ist. Der Massenverlust von Fermenterinhalt über die Gasphase wird dabei vernachlässigt, was bei flüssigen und organisch gering belasteten Substraten wie kommunalem Abwasser gegeben ist. Folglich ist die berechnete Verweilzeit die durchschnittliche Dauer, die das zugeführte Substrat im Reaktor verbleibt.

Die hydraulische Verweilzeit muss so gewählt werden, dass nicht mehr Bakterien aus dem Fermenter ausgewaschen werden, als in ihm nachwachsen können. Die nachwachsende Bakterienmasse ist abhängig vom Reaktorvolumen, von der vorhandenen Bakterienkonzentration und deren Wachstumsfaktor. Beispielsweise liegen die Verdopplungszeiten bestimmter mesophiler Bakterienstämme bei 10 und mehr Tagen, wie aus Tabelle 3 ersichtlich.

Tabelle 3: Generationszeiten verschiedener Bakterienspezies nach SCHÖN (1994)

Bakterienart	Bezeichnung	Generationszeit
Säurebildende Bakterien	Bacterioides	< 24 h
	Clostridien	24 ... 36 h
	Acetogene Bakterien	80 ... 90 h
Methanogene Bakterien	Methanosarcina barkeri	5 ... 15 d
	Methanococcus	ca. 10 d

Verweilzeit und Raumbelastung stehen in folgendem mathematischen Zusammenhang:

$$HRT \times B_R = c$$

Unter der Annahme, dass der Gehalt an organischer Substanz konstant ist, ergeben sich für kürzere Verweilzeiten höhere Raumbelastungen. Da die organische Belastung des Fermenters jedoch nicht beliebig gesteigert werden kann, ist auch die Verweilzeit auf einen gewissen Bereich fixiert.

Eine Möglichkeit, die Verweilzeit zu verkürzen bzw. die Raumbelastung zu steigern, ist die Erhöhung der Prozesstemperatur, denn das Temperaturniveau bestimmt maßgeblich die Geschwindigkeit des anaeroben Abbauprozesses. Generell gilt, dass bei einer höheren Temperatur die Umsetzung schneller erfolgt. Dementsprechend bedingt eine niedrigere Prozesstemperatur eine höhere Mindestverweilzeit.

Aus ökonomischer Sicht wird vielfach eine minimale Verweilzeit bei maximaler Raumbelastung angestrebt, da ein kleinerer Fermenter einerseits kostensenkend wirkt und andererseits die Nettogasausbeute infolge der geringeren Wärmeverluste erhöht wird. Dieses ehrgeizige Ziel stellt zumeist eine Gradwanderung dar und kann mitunter dazu führen, dass bei Überschreitung der zulässigen Raumbelastung die Methanbakterien die Zwischenprodukte nicht mehr abbauen können, wodurch es zu einem kompletten Erliegen der Methanbildung kommen kann.

Eine Quantifizierung der maximalen Faulraumbelastung mit dazugehöriger hydraulischer Verweilzeit ist in der Regel schwierig. Die Abbauleistung eines Biogasreaktors hängt von einer Vielzahl von Faktoren ab, wie z.B. von der Betriebstemperatur, dem verwendeten Substrat, und nicht zuletzt davon, was das Ziel der anaeroben Behandlung ist. Steht die Energiegewinnung im Vordergrund, sind hohe Raumbelastungen bei gleichzeitiger kurzer Verweilzeit sinnvoll. Der Fermenterablauf ist allerdings noch biologisch aktiv und bedarf einer weiteren Nachbehandlung. Ist dagegen der weitestgehende anaerobe Abbau organischer Inhaltsstoffe das Primärziel, ist die Entscheidung wider geringere Raumbelastungen und für längere Verweilzeiten zu treffen.

Zusammenfassen lässt sich die Problematik mit der Aussage von KROISS (1986), für den besonders ein ausreichend großes Schlammalter wichtig ist: Denn nur dann, wenn durch hinreichend bemessene Verfahren zur Schlammrückhaltung oder durch externe Systeme zur Schlammabscheidung und Biomasserückführung sicher gestellt ist, dass eine genügend große Masse anaerob aktiver Mikroorganismen – allgemein als anaerob belebter Schlamm bezeichnet – im System verbleibt, können Anaerobanlagen hohe Raumbelastungen bei gleichzeitig kurzen Durchflusszeiten erreichen.

Ein besonderes technisches Verfahren zur Realisierung hoher Bakterienghalte im Fermenter stellt dabei das UASB Verfahren dar. Bestimmte anaerobe Mikroorganismen sind in der Lage, sich zu schweren festen Flocken oder im Idealfall zu Pellets zusammenzuballen, die aufgrund ihrer kompakten Form sehr gute Absetzcharakteristika aufweisen und sich somit im Reaktor anreichern. Im Schlammbett dieser Reaktoren können oTR-Gehalte von bis zu 90 kg/m^3 erreicht werden, wobei bei Reaktorhöhen von 4,5-7 m das Schlammbett meist eine Höhe von 1,0-4,0 m aufweist (BISCHOFBERGER et al. 2005). Bei der Granulierung des Schlammbettes muss jedoch beachtet werden, dass dieses im Bereich der Industrieabwasserbehandlung vielfältig beschrieben ist, in der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung jedoch nur in Ausnahmefällen beobachtet wird. VANDERHAEGEN et al. (1992) setzt für die Granulierung einen hohen Anteil an leicht versäuerbarem CSB voraus, was die Bildung von extrazellulären polymeren Substanzen (EPS) begünstigt. Die EPS dient dabei als Kleber zwischen der Biomasse und ermöglicht somit die Granulierung. Allerdings ist der Anteil dieser leicht versäuerbaren Verbindungen im kommunalen Abwasser mit 25-30 mg/L, bezogen auf einen Gesamt-CSB von 500 mg/L, sehr gering (KIM et al., 2003).

Neben der Schlammbelastung und hydraulischen Aufenthaltszeit stellt für UASB Reaktoren die Aufstromgeschwindigkeit die dritte Bemessungsgröße dar. Nach Bischofsberger et al. 2005 liegt bei UASB-Reaktoren die auf die Reaktorgrundfläche

bezogene, rechnerische Aufstromgeschwindigkeit im Allgemeinen zwischen 0,3 und ca. $1,0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Wird der anaerobe Abbau über Flockenschlamm vollzogen, wird eher eine geringe Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor gewählt, um den Abtrieb der Biomasse so niedrig wie möglich zu halten.

Die Bemessung der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung in UASB Reaktoren lässt sich auf die Ermittlung der minimalen hydraulische Aufenthaltszeit (HRT) und der maximalen Aufstromgeschwindigkeit ($v_{\text{H}_2\text{O}}$) beschränken. Für beide Parameter geben VON SPERLING & CHERNICHARO (2005) folgende Richtwerte an:

Tabelle 4: Bemessungsparameter von UASB Reaktoren für die kommunale anaerobe Abwasserbehandlung

Parameter	Wertebereich als Funktion des Zuflusses für		
	Q_{mittel}	Q_{max}	$Q_{\text{peak}}^{(2)}$
HRT (h) ⁽¹⁾	6-9	4-6	>3,5-4
$v_{\text{H}_2\text{O}}$ (m/h)	0,5-0,7	<0,9-1,1	<1,5

(1) Für Temperaturen im Bereich von 20 bis 26°C

(2) Peakbelastung mit einer Dauer zwischen 2 und 4 Stunden

3 Zusammenarbeit mit Kooperationspartnern des Verbundes / Versuchsprogramme / Messdaten

Im Rahmen des Verbundes erfolgte ein enger Austausch mit dem Institut für Umwelttechnik (EUTEC) der Fachhochschule Emden (Prof. Schlaak, Dr. Uhlenhut) und dem Institut für Automation und Kommunikation e.V. Magdeburg (Dr. Alex).

Ferner bestand mit den Lehrstühlen, die Versuchsanlagen betrieben haben und deren Daten Grundlage der Simulationsrechnungen waren, intensiver Kontakt. Genauere Informationen zu den einzelnen untersuchten Anlagen finden sich in den nachfolgenden Kapiteln.

Belebungsanlagen

Daten zur Kalibrierung der Modelle für Belebungsanlagen stammen von der Ruhr-Universität Bochum, Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft (Prof. Orth). Es lagen Daten sowohl für die Versuchsanlage in Bochum als auch die Pilotanlage in Düsseldorf vor.

Teichanlagen

Die Modellrechnungen wurden aufgrund von Daten aus Brasilien durchgeführt. Daten zu Teichen aus Peru waren am Institut für Umwelttechnik und Management (Prof. Rudolph) der Universität Witten/Herdecke (IEEM) vorhanden. Mit dem IEEM, dessen Mitarbeiter auf umfangreiche internationale Erfahrungen in Bezug auf Teichsysteme zurückgreifen können, erfolgte ein entsprechender Austausch.

Anaerobanlagen

Die Simulationen anaerober Abbauvorgänge wurden aufgrund von Daten des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (Prof. Rosenwinkel) der Leibniz-Universität Hannover durchgeführt. Untersucht wurde ein UASB-System für kommunales Abwasser.

4 Wissenschaftliche und technische Ergebnisse

In nachfolgenden Abschnitten werden die Ergebnisse aus Berechnungen mit verschiedenen dynamischen Simulationsmodellen vorgestellt. Die untersuchten Verfahrenstechniken umfassen einen weiten Bereich, denn sowohl aerobe und anaerobe Systeme als auch verschiedene Formen von Teichanlagen wurden untersucht. Unter den analysierten Abwasserreinigungstechniken befinden sich zwei Belebungsverfahren aus Bochum und Düsseldorf, die zur kommunalen Abwasserreinigung eingesetzt werden. Zudem wurde zwei Teichsysteme aus Brasilien untersucht. Der zunehmenden Bedeutung anaerober Verfahrenstechniken im Zuge der Klimaschutzdiskussion und der Einsparung von Energie durch die Biogasgewinnung wird in einem eigenen Kapitel Rechnung getragen.

Obwohl die untersuchten Verfahrenstechniken und verschiedenen Abwässer zum Teil sehr unterschiedlich sind, ist allen Verfahren gemeinsam, dass die Stoffumsatzprozesse weitgehend durch mikrobiologische Vorgänge, durch ein Biomassenwachstum und -sterben hervorgerufen werden. Stoffumsatzprozesse in der Siedlungswasserwirtschaft werden heute mehrheitlich zur Beschreibung der Prozesskinetik und Stöchiometrie in der so genannten Matrixschreibweise festgehalten. In diesem Sinne gibt es sowohl hinsichtlich der biochemischen Umsatzprozesse als auch mathematisch bei der Formulierung der Differentialgleichungssysteme Gemeinsamkeiten zwischen den hier untersuchten Verfahren. Im Sinne der Entwicklung neuer, ganzheitlicher Abwasserreinigungssysteme sind die Modelle untereinander kombinierbar. Die hier entwickelten dynamischen Modelle sind auch der Ausgangspunkt für die stationären Modelle, die im TOOLKIT-Projekt entworfen und eingesetzt werden.

4.1 Datenbanken

4.1.1 Modellimplementierung

Für die dynamische Simulation in der Abwasserreinigung werden in Deutschland vorwiegend zwei verschiedene Softwareprodukte eingesetzt. Beide Programme sind im universitären und außeruniversitären Bereich außerordentlich anerkannt und sind Inhalt oder Bestandteil zahlreicher nationaler und internationaler Publikationen. Durch die Zusammenarbeit mit dem Institut für Automation und Kommunikation e.V. Magdeburg wurden die Untersuchungen im Rahmen dieses Projektes vorwiegend mit der Software SIMBA durchgeführt.

Für die Software AQUASIM liegen im Sinne des Projektantrages implementierte Versionen des Anaerobic Digestion-Model No. 1 und des Activated Sludge Models No. 3 vor.

SIMBA

Die Simulationssoftware SIMBA 4.2 & 5 (ALEX et al., 2005, 2007) wird hier für die dynamische Simulation von Belebungsanlagen, Anaerobanlagen und Teichen eingesetzt. Sie wurde national und international im Rahmen verschiedener Publikationen verwendet (u.a. ALEX et al., 2007, WETT et al., 2006, ERBE und SCHÜTZE, 2005, LANGERGRABER et al., 2004) und wurde durch eine internationale Arbeitsgruppe der International Water Association (IWA) beispielsweise hinsichtlich der Kläranlagenmodelle gebenchmarkt (Task Group on Benchmarking of Control Strategies for WWTPs). Die Lösung der Differentialgleichungen in SIMBA erfolgt mit Hilfe von MATLAB 7.0. Der eingesetzte Integrator war *ode15s* mit variabler Schrittweite, der einer der Standardintegratoren von MATLAB für steife Differentialgleichungen ist. Der Integrator *ode15s* verwendet Formeln variabler Ordnung aus der Familie der 'numerical differentiation formulas (NDF)'. Grundsätzlich sind verschiedene Integratoren in MATLAB/SIMULINK wählbar.

AQUASIM

Die Simulationssoftware AQUASIM 2.1 (REICHERT, 1998) wurde in diesem Projekt nur ergänzend zur dynamischen Simulation mit Simba eingesetzt. Die Software AQUASIM löst sowohl partielle Differential- als auch algebraische Gleichungen. Bei der Simulation von Biofilmen und anaeroben Prozessen sind diese Gleichungssysteme durch Randbedingungen und Zusatzannahmen miteinander verknüpft, so dass sich ein differentiell-algebraisches System (DAS) ergibt. Zur Lösung dieses steifen Systems wird die volle Jacobi-Matrix benötigt, so dass alle diskretisierten Gleichungen nach allen Variablen abgeleitet werden müssen. Zur Lösung des DAS wurde in AQUASIM das Programmpaket DASSL verwendet, das die BDF-Methode (Backward-Difference-Formulation) nutzt. Der verwendete DASSL-Algorithmus besitzt eine automatische Zeitschrittweiten und Ordnungssteuerung. Für die Diskretisierung der partiellen Differentialgleichungen wird eine so genannte Linien-Methode (Method of Lines, MOL) genutzt, wobei für die Lösung spezielle Finite-Differenzen-Methoden Anwendung finden.

4.1.2 Zulaufcharakterisierung des Abwassers

Durch vermehrten Einsatz mathematischer Simulationsmodelle sind in den vergangenen Jahren unterschiedliche Studien zur Fraktionierung des Anlagenzulaufs durchgeführt worden. Für diese Arbeit wurden nur Aussagen zu den Inhaltsstoffen kommunalen Abwassers berücksichtigt. Für die Simulation der aeroben Behandlung kommunalen Abwassers ist eine unterschiedliche Charakterisierung des Abwassers notwendig im Vergleich zur anaeroben Behandlung.

Organische Inhaltsstoffe des Zulaufs werden für die ASM Modelle als leicht (S_s) und schwer (X_s) abbaubar, gelöst (S_l) und partikulär (X_l) inert sowie als heterotrophe

Biomasse (X_H) betrachtet. Typische Zulauffraktionierungen für unterschiedliche Regionen sind in Tabelle 5 aufgeführt. Die prozentualen Angaben für einzelne Stoffgrößen beziehen sich auf den homogenisierten CSB.

Tabelle 5: Zulauffraktionierung kommunales Abwasser (ASM Modelle)

S_S (%)	S_I (%)	X_S (%)	X_I (%)	X_H (%)	Region	Quelle
32	20	40	8	-	Türkei	(1)
15	6	56	8	15	Italien	(2)
10	7	60	8	15	Schweiz	(3)
27	15	33	17	8	Dänemark	(4)
20	7	65	5	-	Süd-Korea	(5)
18	8	53	13	7	Australien	(6)
29	7	32	22	10	China	(7)

(1) GOGKAY & SIN (2004), (2) CARUCCI et al. (1999), (3) KAPPELER & GUJER (1992), (4) XU & HULTMAN (1996), (5) CHO et al. (2004), (6) LENNOX et al. (2001), (7) SUN (2006)

Zentraler Punkt der Zulaufcharakterisierung für die anaerobe Behandlung ist die Unterteilung des CSB in die Fraktionen Kohlenhydrate, Proteine und Fette. Diese Unterteilung ermöglicht das Abschätzen des zu erwartenden Gasertrages und der Gaszusammensetzung. Da hierfür ein erhöhter Analyseaufwand erforderlich ist, sind detaillierte Aussagen in der Literatur nur rudimentär verfügbar. Zusätzlich werden bei den Bestimmungsmethoden zum Teil starke Vereinfachungen vorgenommen. Anstatt der direkten Proteinbestimmung wird diese oftmals indirekt über den Kjeldahl-Stickstoff erfasst. Auch die Bestimmung des Kohlenhydratgehaltes erfolgt häufig indirekt über die Messung von Glucose. Ein standardisiertes Vorgehen zur Zulauffraktionierung für Anaerobmodelle ist in der Literatur momentan nicht verfügbar. Eine Übersicht der Zulauffraktionierung für die anaerobe Behandlung kommunalen Abwassers ist in Tabelle 6 dargestellt.

Tabelle 6: Zulauffraktionierung kommunales Abwasser (Anaerobmodelle)

Parameter	Kohlenhydrate	Proteine	Fette	Rest	Region	Quelle
CSB _{hom}	n.a.	n.a.	36,6	n.a.	Ägypten	(1)
CSB _{hom}	11	n.a.	n.a.	n.a.	Niederlande	(2)
CSB _{hom}	n.a.	22	37	n.a.	Jordanien	(2)
CSB _{hom}	8	18	n.a.	n.a.	Palästina	(2)
CSB _{hom}	9	27	n.a.	n.a.	Israel	(3)
CSB _{hom}	7	60	33	n.a.	Israel	(4)
CSB _{hom}	5,3	21,5	28,4	44,83	Israel	(5)
CSB _{gel}	11,3	20,6	n.a.	68,1	Israel	(6)
CSB _{gel}	6	12	19	n.a.	Japan	(6)
CSB _{hom}	17,8	26,6	30,9	24,8	Dänemark	(7)
CSB _{gel}	9,7	26,0	n.a.	64,3	Dänemark	(7)

(1) ORHAN et al. (1997), (2) MAHMOUD (2002), (3) NARKIS et al. (1980), (4) HALALSHEH, M.M. (2002), (5) TANAKA et al. (1990), (6) REBUHN & STREIT (1974), (7) RAUNKJAER et al. (1994)

4.1.3 Parametrisierung der Modelle

Die mathematischen Modelle in der Abwasserreinigung versuchen, die komplexen technischen Systeme möglichst mechanistisch abzubilden. Ziel ist es, die ablaufende Dynamik der Prozesse besser verstehen zu können und Aussagen zum Verhalten der Systeme unter verschiedenen Bedingungen (z.B. verschiedene Tagesgänge, verschiedene Anlagenkonfigurationen, verschiedene Regelungs- und Steuerungskonzepte) treffen zu können. Zur Abstraktion der technischen Systeme werden in den Modellen mathematische Gleichungen verwendet. Grundsätzlich kann ein mathematisches Modell dabei in 5 Komponenten eingeteilt werden: Externe Variablen, Zustandsvariablen, Gleichungen, Parameter und universelle Konstanten.

Die externen Variablen sind Funktionen oder Variablen, die externer Natur sind (anthropogenen oder nicht anthropogenen Ursprungs) und den Zustand eines Systems beeinflussen. Dabei handelt es sich z.B. um die Abwasserzuflüsse zur Anlage oder um klimatische Einflüsse. Entsprechend ihres Namens, beschreiben die Zustandsvariablen demgegenüber zu jedem Zeitpunkt den Zustand eines Systems, der von Interesse für das Ausgangsproblem ist. Im Falle der Abwasserreinigungsanlagen sind dies die Stoff- und

Biomassekonzentrationen. Die mathematischen Gleichungen repräsentieren die Transport- und biochemischen Prozesse und beschreiben die relevanten Relationen zwischen den Variablen. Die Gleichungen enthalten sowohl die Transportvorgänge (im einfachsten Fall ein Term für den Zulauf und ein Term für den Ablauf) und die Prozesse zur Beschreibung der biochemischen Reaktionen. Die gesamte Darstellung eines Prozesses innerhalb einer Gleichung erfolgt dabei sowohl durch die Prozessgeschwindigkeit, als auch durch die stöchiometrischen Koeffizienten. Die Prozessgeschwindigkeit beschreibt, wie die Umweltbedingungen (Temperatur, Konzentrationen, pH, etc) den Prozess beeinflussen und wie schnell der Prozess im System abläuft. Dazu werden kinetische Ausdrücke verwendet. Ein häufig verwendeter Ansatz, um das Wachstum von Mikroorganismen in Abhängigkeit von der Nährstoffkonzentration darzustellen, ist die Monod-Kinetik. Die stöchiometrischen Koeffizienten beschreiben wie viele Einheiten eines Eduktes zur Produktion einer Einheit eines Produktes erforderlich sind. Sie können wie die Prozessgeschwindigkeit auch, nicht absolut, sondern nur relativ festgelegt werden. Damit sind zur Darstellung eines Prozesses sowohl der kinetische Ausdruck, als auch die stöchiometrischen Koeffizienten erforderlich. Der kinetische Ausdruck selbst ist wiederum durch kinetische Parameter geprägt. In erster Linie sind dies die maximalen Wachstums- und Sterberaten, sowie die Halbwertskonstanten. Zusammen mit dem kinetischen ‚Ausdruck beschreiben sie wie schnell ein Prozess im System tatsächlich abläuft.

Da die tatsächlichen biochemischen Abläufe einer realen Anlage in der Abwasserreinigung und die Diversität der Mikroorganismen zu komplex sind, um sie detailliert abbilden zu können, stellt das Modell zwangsläufig eine Vereinfachung der Realität dar. Die Parameter sind aus diesem Grunde in der Regel Summenparameter dar. Ein Extrembeispiel aus der Abwasserreinigung in Bezug auf stationäre Modelle stellt die Abbaurrate erster Ordnung (k-Wert) in den üblichen Ansätzen zur Bemessung von Teichanlagen dar. Diese vereint sämtliche Umwelteinflüsse in und außerhalb des Teichs in ihrem Wert (wie Wind, Sonneneinstrahlung, Sedimentation, biochemische Prozesse im Teich) und nimmt damit nur dann für verschiedene Anlagen den selben Wert an, wenn die Umgebungsbedingungen und die Teichcharakteristika zumindest als ähnlich angesehen werden können. Für verschiedene Bedingungen werden deshalb verschiedene k-Werte angesetzt. In den dynamischen Modellen können die Prozesse und verschiedenen Einflüsse im Gegensatz zu diesem einfachen Beispiel zwar deutlich detaillierter abgebildet werden. Dennoch werden auch dort verschiedene Aspekte in einem Parameter vereint.

Genauere Hinweise zu den jeweils verwendeten Parametersätzen in den einzelnen Modellen, sowie der Kalibrierung finden sich bei der Beschreibung der einzelnen Verfahren und Modelle.

4.2 Hinweise zur Kopplung der Modelle

Die Kopplung der dynamischen Simulationsmodelle hat gerade für die Entwicklung nachhaltiger, angepasster Abwasserreinigungslösungen eine große Bedeutung. Die im Rahmen des Projektes entwickelten oder kalibrierten Modelle sind alle untereinander kombinierbar. Durch die Größe der eingesetzten Modelle – besonders das Anaerobic Digestion Model No. 1 (BATSTONE et al., 2002) – ist die Entwicklung der Konverter, die Parameter einzelner Modelle ineinander überführen, keine triviale Sache. Bei der Untersuchung fakultativer Teiche war es nötig, die Konverter schon innerhalb eines einzelnen Verfahrenstyps einzusetzen. So war es möglich, die typische Zonierung eines fakultativen Teiches in eine Aerob, Übergangs- und Anaerobzone nachzubilden. Da im fakultativen Teich die Sauerstoffproduktion in oberen Zonen durch Photosynthese gelingt, wurden in Anlehnung an das River Water Quality Model No.1 (REICHERT et al., 2001) in das ASM 3 mehrere Differentialgleichungen aufgenommen, die das Algenwachstum und deren Respiration beschreiben.

Die Gleichungen der sechs eingesetzten Konverter sind nachfolgend aufgeführt. Der Faktor 1000 berücksichtigt die Tatsache, dass viele Parameter des ADM 1 in kg/m³ oder kmol/m³ angegeben sind, Größen des ASM 3 in der Regel in g/m³. Parameter des Ausgangsmodells sind immer zusätzlich mit folgendem Zeichen gekennzeichnet: '.

Konverter ASM3_Algen – ADM1 (Aerob-Anaerob)

Der leicht abbaubare CSB S_S lässt sich in die Einzelbestandteile Zucker S_{su} , Aminosäuren S_{aa} , Fettsäuren S_{fa} und Essigsäure S_{ac} aufteilen. Demzufolge gilt, dass die Einzelfractionen α in Summe 1 ergeben:

$$\alpha_{S_S - S_{su}} + \alpha_{S_S - S_{aa}} + \alpha_{S_S - S_{fa}} + \alpha_{S_S - S_{ac}} = 1$$

Für die Einzelfractionen gilt

$$S_{su}' = S_S' \cdot \alpha_{S_S - S_{su}},$$

$$S_{aa}' = S_S' \cdot \alpha_{S_S - S_{aa}},$$

$$S_{fa}' = S_S' \cdot \alpha_{S_S - S_{fa}} \text{ und}$$

$$S_{ac}' = S_S' \cdot \alpha_{S_S - S_{ac}}.$$

Der anorganische Kohlenstoff wird in Abhängigkeit der Alkalinität S_{Alk} und des pH-Wertes errechnet

$$S_{IC} = \frac{10^{6.3 + \log_{10}(S_{ALK}') - pH}}{1000}.$$

Der Hydrogenkarbonatgehalt ist ebenso von der Alkalinität abhängig:

$$S_{HCO_3^-} = \frac{S_{ALK}}{1000}$$

Die Summe S_{IN} aus NH_3 und NH_4-N

$$S_{IN} = \frac{TKN - [S_{aa} \cdot N_{S_{aa}} + S_I \cdot N_{S_I} + X_C \cdot N_{X_C} + X_{PR} \cdot N_{X_{PR}} + X_I \cdot N_{X_I}]}{14}$$

ergibt sich über den organischen Stickstoff in einzelnen CSB-Fractionen und dem Kjeldahl-Stickstoff (TKN). Es ist zu berücksichtigen, dass anders als im ASM 3 im ADM 1 nicht allen CSB-Fractionen Stickstoffgehalte zugeordnet sind. Aus S_{IN} lässt sich dann Ammoniak herausrechnen:

$$S_{NH_3} = 10^{pH-9+\log_{10}\left(\frac{S_{IN}}{1000}\right)} \cdot 14$$

Der inerte gelöste CSB S_I und der inerte partikuläre CSB ist in beiden Modellen betragsmäßig gleich:

$$S_I = \frac{S_I'}{1000} \text{ und}$$

$$X_I = \frac{X_I'}{1000}$$

Das Kompositmaterial X_C errechnet sich aus den partikulären Einzelfractionen des ASM 3

$$X_C = \frac{X_S' + X_A' + X_H' + X_{STO} X_{Alg}'}{1000}$$

Der Kjeldahl-Stickstoff TKN kann aus dem Ammoniumstickstoff und dem organischen Stickstoff der einzelnen CSB-Fractionen des ASM 3 errechnet werden:

$$TKN = S_{NH} + S_S' \cdot N_{S_S} + S_I' \cdot N_{S_I} + X_S' \cdot N_{X_S} + (X_A' + X_H') \cdot N_{X_{BM}} + X_I' \cdot N_{X_I} + X_{Alg} \cdot N_{X_{Alg}}$$

Konverter ADM1 – ASM3_Algen (Anaerob-Aerob)

Der Konverter führt die Transformation der ADM1-Parameter in die Größen des ASM3 durch. Er ähnelt dem Konverter ASM3 - ADM1. Dennoch sind einige weitere Punkte zu berücksichtigen, die z.B. die Biomasse oder die Berechnung des Ammoniumstickstoffs betreffen. Demzufolge sind die Gleichungen komplett angegeben.

Der leicht abbaubare CSB S_S errechnet sich als Summe leicht abbaubarer Fractionen des ADM1 zu

$$S_S = (S_{su}' + S_{aa}' + S_{fa}' + S_{va}' + S_{bu}' + S_{pro}' + S_{ac}' + S_{H_2}' + S_{CH_4}') \cdot 1000$$

Zu berücksichtigen ist, dass auch das gelöste Methan als leicht abbaubarer Anteil Eingang findet. Der Ammoniumstickstoff kann erst nach Berechnung des Kjeldahlstickstoffs aus dem ADM1 bestimmt werden:

$$TKN = [S_{IN}' \cdot 14 + S_{aa}' \cdot N_{S_{aa}} + S_I' \cdot N_{S_I} + X_C' \cdot N_{X_C} + X_{PR}' \cdot N_{X_{PR}} + X_I' \cdot N_{X_I}] \times 1000$$

$$S_{NH} = TKN - [S_S \cdot N_{S_S} + S_I \cdot N_{S_I} + X_S \cdot N_{X_S} + (X_A + X_H) \cdot N_{X_{BM}} + X_I \cdot N_{X_I} + X_{Alg} \cdot N_{X_{AlgI}}]$$

Die inerten Fraktionen S_I und X_I lassen sich direkt überführen:

$$S_I = S_I' \cdot 1000 \text{ und}$$

$$X_I = X_I' \cdot 1000$$

Verschiedene Parameter wie die Biomasse X_H , X_A , die Speicherstoffe X_{STO} und die gelösten Fraktionen Sauerstoff und gasförmiger Stickstoff werden im ASM3-Zulauf zu null gesetzt:

$$S_O = S_N = S_{N_2} = 0$$

$$X_H = X_{STO} = X_A = X_{ALG} = 0.01$$

Aus den Biomassen errechnet sich der TS-Gehalt im Zulauf des ASM 3, wenn die abbaubaren partikulären Bestandteile des ADM1 im Parameter des schwer abbaubaren CSB X_S zusammengefasst werden:

$$X_S = (X_{Pr}' + X_{Pro}' + X_{C4}' + X_{Aa}' + X_{Su}' + X_{Fa}' + X_{Ac}' + X_{H2}' + X_{Ch}' + X_{Li}' + X_C') \cdot 1000$$

$$X_{TS} = X_I \cdot \alpha_{TS-X_I} + X_S \cdot \alpha_{TS-X_S} + (X_H + X_A + X_{ALG}) \cdot \alpha_{TS-X_{BM}}$$

Letztendlich ist die Alkalinität zu berechnen

$$S_{ALK} = \frac{S_{HCO_3^-}}{1000}$$

4.3 Modellierung von Belebungsanlagen

Im Weiteren soll auf das Vorgehen bei der Kalibrierung und der Verifikation der Modelle für Belebungsanlagen eingegangen werden. Die Simulation von Belebungsanlagen ist komplex, da sowohl hydraulische Vorgänge als auch die biochemischen Abbauvorgänge berücksichtigt werden müssen. Zum grundsätzlichen Vorgehen bei Simulationsstudien liegen inzwischen Veröffentlichungen von HULSBEEK et al. (2002) und LANGERGRABER et al. (2004) vor. Besonders die erstgenannte gibt detaillierte Hinweise zum Vorgehen der Kalibrierung mit dem ASM 1 (HENZE et al., 1987). Die Kalibrierung eines Simulationsmodells ist ein iterativer Prozess, der u.a. die folgenden Punkte umfasst WICHERN (2009):

- ⇒ **Zielfindung:** Welche Prozesse sollen beschrieben werden? Welche Probleme sollen gelöst werden? Welcher Teil der gesamten Kläranlage muss modelliert werden?
- ⇒ **Zusammenstellung von Anlagendaten** zum Betrieb, zum Zu- und Ablauf, zu den Beckenverschaltungen, Strömen etc.
- ⇒ **Überprüfungen der zusammengestellten Messdaten**
- ⇒ **Aufbau und Validierung des hydraulischen Modells**
- ⇒ **Kalibrierung und Verifikation des gesamten Anlagenmodells**
- ⇒ **Szenariorechnungen** zur Optimierung des Anlagenbetriebs oder zur Verfeinerung bei der Kläranlagendimensionierung

Auf die Kalibrierung und Validierung der Anlagenmodelle soll im Weiteren genauer eingegangen werden.

Vorgehen bei der Modellkalibrierung und Verifikation des Anlagenmodells

Die Modellkalibrierung des kompletten Anlagenmodells inklusive der biochemischen Umsatzvorgänge ist eine komplexe iterative Aufgabe. Nach der Überprüfung der Plausibilität der Messdaten (Zulaufdaten, Rezirkulation, Nachklärung) ist u.a. auf eine korrekte Abbildung der Zulauffraktionierung, des mineralischen Schlammanteils im Zulauf und im Reaktor, des Sauerstoffbedarfs und des Schlammanfalls, der Sauerstoffkonzentrationen in der Belebung und der TS-Gehalte in den Becken und natürlich auf die Ablaufkonzentrationen Wert zu legen.

Wenn möglich, sollten zwei unabhängige Datensätze vorliegen, einer zur Kalibrierung, ein weiterer zur Validierung der Ergebnisse. Bei der Validierung des Modells an diesem zweiten Datensatz sollte demnach keine weitere Änderung an den biologischen Parametern oder der Hydraulik vorgenommen werden. Beide Datensätze sollten wenn möglich eine Woche lang sein und über das Wochenende gehen, da sich die Abwasserzusammensetzung dort üblicherweise stark ändert. Im Zuge der Kalibrierung sollten verschiedene Punkte beachtet werden, die nachfolgend aufgeführt sind:

⇒ **Nachbildung der Zulaufdaten:** Bei der Nachbildung der Zulaufdaten ist darauf zu achten, dass falls im Messprogramm sowohl Ammoniumstickstoff als auch der TKN gemessen wurden, beide Werte auch als Eingangswerte in das Modell übernommen werden. Ammoniumstickstoff liegt als separate Stofffraktion in vielen Modellen vor und kann direkt eingelesen werden. Der organische Stickstoff ergibt sich, indem einzelnen CSB-Fractionen Stickstoffgehalte zugeordnet werden. Wenn der Ammoniumstickstoff durch Messdaten festgelegt ist, müssen die Stickstoffgehalte einzelner CSB-Fractionen so geändert werden, dass sich daraus zumindest im Mittel der gemessene TKN ergibt. In vielen Fällen werden zur Kalibrierung des TKN die Stickstoffgehalte des partikulären, inerten CSB und des partikulären schwer abbaubaren CSB verwendet. Es gilt die folgende Gleichung:

$$TKN_{gemessen} = S_{NH_4, gemessen} + i_{N,SS} \cdot S_S + i_{N,XS} \cdot X_S + i_{N,BM} \cdot (X_H + X_A) \quad [g_N/m^3]$$

Ein ähnlicher Zusammenhang gilt, wenn Messdaten für $PO_4\text{-P}$ und P_{ges} vorliegen. Neben den Stickstoff- und Phosphorfraktionen muss der Zulauf-TS kalibriert werden. Hier gilt der später nochmals diskutierte Zusammenhang:

$$TS_{gemessen} = 0.75 \cdot (X_I + X_S) + 0.9 \cdot (X_H + X_A) + TS_{min} \quad [g_{TS}/m^3]$$

Der errechnete (rechts) und gemessene TS (links) der Formel sollten übereinstimmen. Zum Teil ist es so, dass eine zusätzliche mineralische Fraktion (TS_{min}) integriert werden muss, um die in der Simulation errechneten niedrigeren TS-Konzentration auf den Messwert anzuheben. Dieser zusätzliche mineralische TS-Anteil kann als nicht oxidierbarer inerte Bestandteil des Zulaufs (z.B. Sand) interpretiert werden. Neben den Größen Stickstoff, Phosphor und Schlamm, ist für den CSB eine geeignete Zulauffraktionierung festzulegen. Gemessen werden sollten im Zu- und Ablauf die Größen CSB_{nom} und $CSB_{filt.}$. Der leicht abbaubare CSB im Zulauf wird mittels Respirationsmessungen im Batch bestimmt. Näherungsweise kann auf vielen Kläranlagen davon ausgegangen werden, dass der filtrierte CSB im Ablauf auch dem gelösten inerten CSB im Zulauf S_I entspricht. Detaillierte Hinweise zur Fraktionierung werden in nachfolgenden Abschnitten gegeben.

⇒ **Sauerstoffeintrag:** Bei vielen Kläranlagen liegen inzwischen Online gemessene Sauerstoffkonzentrationen aus den Belebungsbecken vor. Im Modell werden diese Messdaten über einen Regler mit den durch das Modell eingeblasenen Sauerstoffmengen verglichen und eingeregelt. Es ist hier fortwährend zu prüfen, ob die Regler ausreichend genaue Ergebnisse liefern.

⇒ **Abbildung der Biomassenkonzentration im Belebungsbecken:** Die TS-Konzentration im Belebungsbecken ist einer der ersten Größen, die während der Kalibrierung nachgebildet werden müssen. Falls ein verlässlicher Wert für das CSB/TS-Verhältnis (üblich 1,0-1,2 g_{CSB}/g_{TS}) im Belebungsbecken vorliegt, sollte dieser Verwendung finden. Das bedeutet, dass ein Regler zu erstellen ist, der den TS-Gehalt oder die Überschussschlammproduktion gemäß der Messdaten einregelt. Ansonsten gilt wie bei den Angaben zum Sauerstoffbedarf, dass stets zu überprüfen ist, ob der Regler während des Kalibriervorgangs die Messdaten gut einregeln kann. Schwieriger

wird die Situation, wenn neben dem TS-Gehalt im Belebungsbecken auch der Überschussschlammabzug gemessen wird. Im Allgemeinen kann der TS-Gehalt dann gut mit dem inerten partikulären Zulauf-CSB X_i oder dem mineralischen TS-Anteil kalibriert werden. Dabei ist immer zu beachten, dass weiterhin die Zulauf-TS-Gehalte mit den Messdaten übereinstimmen müssen. Wenn das nicht hilft, müssen biologische Parameter verändert werden, wie beispielsweise die heterotrophe Sterberate b_H (siehe auch HULSBEEK et al., 2002).

⇒ **Abbildung der Stickstoff- und Phosphorkonzentrationen:** Nach der Kalibrierung der TS-Gehalte und der CSB-Konzentrationen, erfolgt die Kalibrierung der Nitrifikation, der Denitrifikation und der biologischen Phosphorelimination in einzelnen Schritten. Das bedeutet, dass im Regelfall ein iteratives Vorgehen nötig ist. HULSBEEK et al. (2002) schlagen gemäß der STOWA Richtlinien, die in Holland erarbeitet wurden, für das ASM 1 für die Kalibrierung der Nitrifikation die Halbsättigungskonzentrationen für Sauerstoff $K_{O,N}$ und $K_{NH,N}$ sowie die autotrophe Sterberate b_N vor, für die Denitrifikation die Parameter $\eta_{NO,H}$ (Abminderung des heterotrophen Wachstums unter anoxischen Bedingungen), b_H (heterotrophe Sterberate), $K_{O,N}$, $K_{NO,H}$ und $K_{O,H}$ (Halbsättigungskonzentrationen). Für das ASM 3 ergeben sich nach Erkenntnissen dieser Arbeit andere Kalibriergrößen (Wachstumsrate autotropher Biomasse μ_N , Halbsättigungskonzentration für Sauerstoff $K_{O,N}$, Halbsättigungskonzentration für Ammoniumstickstoff K_{NH_4} für die Nitrifikation und $\eta_{NO,end,H}$ (Abminderung des anoxischen Sterbens der Heterotrophen) für die Denitrifikation). Die Kalibrierung der vermehrten biologischen Phosphorelimination findet vielfach mit der Speicherrate für Polyphosphat q_{pp} , der Speicherrate von PHA q_{PHA} und der maximalen Konzentration vom Polyphosphat in der PAO-Biomasse K_{max} statt.

Nitratstickstoffelimination im Schlammbett der Nachklärung

In vielen Fällen ist davon auszugehen, dass im Nachklärbecken von Kläranlagen in nennenswertem Umfang Umsatzprozesse von Nitratstickstoff stattfinden. Nach Abbau des verbleibenden Sauerstoffs aus dem Belebungsbecken sind in Abhängigkeit der Aufenthaltszeit des Schlammes Denitrifikationsprozesse im Schlammbett der Nachklärung zu erwarten. Die Folge ist, dass die Nitratstickstofffrachten, die beispielsweise in ein vorgeschaltetes Denitrifikationsbecken zurückgeführt werden, geringer sind. Die endogene Veratmung des Schlammes im Nachklärbecken ist Ursache für die Nitratstickstoffelimination. Gelegentlich, besonders bei Versuchs- oder Pilotanlagen, ist auch im Klarwasserablauf des Nachklärbeckens mit reduzierten Nitratstickstoffwerten zu rechnen, da eine Trennung der verschiedenen Zonen im Nachklärbecken nicht so stark ausgeprägt ist wie bei Großanlagen. Erst in letzter Zeit wurden Nachklärbeckenmodelle mit Erfolg eingesetzt, die neben den physikalischen Prozessen auch biologische Umsatzprozesse berücksichtigen (SIMBA 4.2, 2004, GERNAEY et al., 2006).

4.3.1 Anlagenbeschreibung der untersuchten Anlagen und Umsetzung in ein mathematisches Modell in Simba

Nachfolgend sind die beiden untersuchten Anlagen, die Versuchsanlage in Bochum und die Pilotanlage in Düsseldorf, genauer beschrieben. Die Daten wurden durch den Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der Ruhruniversität Bochum (Prof. Orth) geliefert.

Zulaufdaten

Im Rahmen dieser Arbeit wurden zwei deutsche Kläranlagen untersucht, wobei Erfahrungen aus vorangegangenen Untersuchungen (WICHERN, 2008, LÜBKEN et al., 2003) einfließen. Nachfolgend sind zusätzlich Zulaufdaten der Belebungsanlage der Kläranlage Hildesheim (Umlaufgraben mit simultaner Denitrifikation und vermehrter biologischer Phosphorelimination nach dem ISAH-Verfahren), der Kläranlage Duderstadt (intermittierende Denitrifikation mit vermehrter biologischer Phosphorelimination), der Kläranlage Koblenz (vorgeschaltete Denitrifikation in zwei Straßen) und der Pilotanlage Gümmerwald (Johannesburg-Verfahren mit vermehrter biologischer Phosphorelimination) zusammengefasst. Später werden Ergebnisse der Kalibrierung dieser Anlagen mit denen der beiden hier untersuchten (Bochum und Düsseldorf) verglichen. Wichtige Parameter zur Abwasserzusammensetzung der untersuchten Kläranlagen sind nachfolgend tabellarisch zusammengestellt.

Tabelle 7: Abwasserzusammensetzung untersuchter Kläranlagen (Bochum und Düsseldorf) im Zulauf zur Belebungsstufe im Vergleich zu Daten anderer deutscher Kläranlagen (Daten: LS für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz-Universität Hannover)

<i>Parameter</i>	VA Bochum	VA ⁽²⁾ Düsseldorf	Koblenz	Duderstadt	Hildesheim	VA Gümmerwald
<i>Q [m³/d]</i>	0,72	46,2 / 68,9	27678	4361	14706	55
<i>TS [g/m³]</i>	263	192 / 185	128	250	205	285
<i>CSB [g/m³]</i>	414	615 / 603	429	552	365	406
<i>BSB₅ [g/m³]</i>	142	- / -	183	243	-	285
<i>TKN [g/m³]</i>	41,7	53,8 / 53,6	64	58	56	83,1
<i>P_{ges} [g/m³]</i>	5,0	8,7 / 8,4	6,2	4,4 ⁽¹⁾	7,2	9,5
<i>TS_{BB} [g/L]</i>	3,29	2,54 / 2,43	4-4,2	4	2,9	3,33
<i>t_{TS} [d]</i>	9,5	10,1 / 5,4	11	25	11	15

⁽¹⁾ PO₄-P; ⁽²⁾ zweistraßig (T_m=20,9 bzw. 27°C)

Versuchsanlage Bochum

Die Versuchskläranlage des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft (RUB) liegt im Ölbachtal in Bochum. Sie verfügt über zwei voneinander unabhängige Abwasserreinigungsstraßen (A1 und A2). Jede Straße der Versuchskläranlage ist für zwei bis drei Einwohnerwerte ausgelegt. Die Abwasserreinigung erfolgt durch das Belebtschlammverfahren mit vorgeschalteter Denitrifikation. Die Versuchskläranlage wird über Pumpen aus der Kläranlage Ölbachtal kontinuierlich mit kommunalem Abwasser beschickt. In beiden Straßen kann das zufließende Abwasser erwärmt bzw. gekühlt werden. Die Temperaturregelung erfolgt durch Heizspiralen, die an der Außenseite der einzelnen Becken angeordnet sind. Das zufließende Abwasser wird in der Straße A1 auf 15 °C und in der Straße A2 auf 30 °C erwärmt (bzw. abgekühlt).

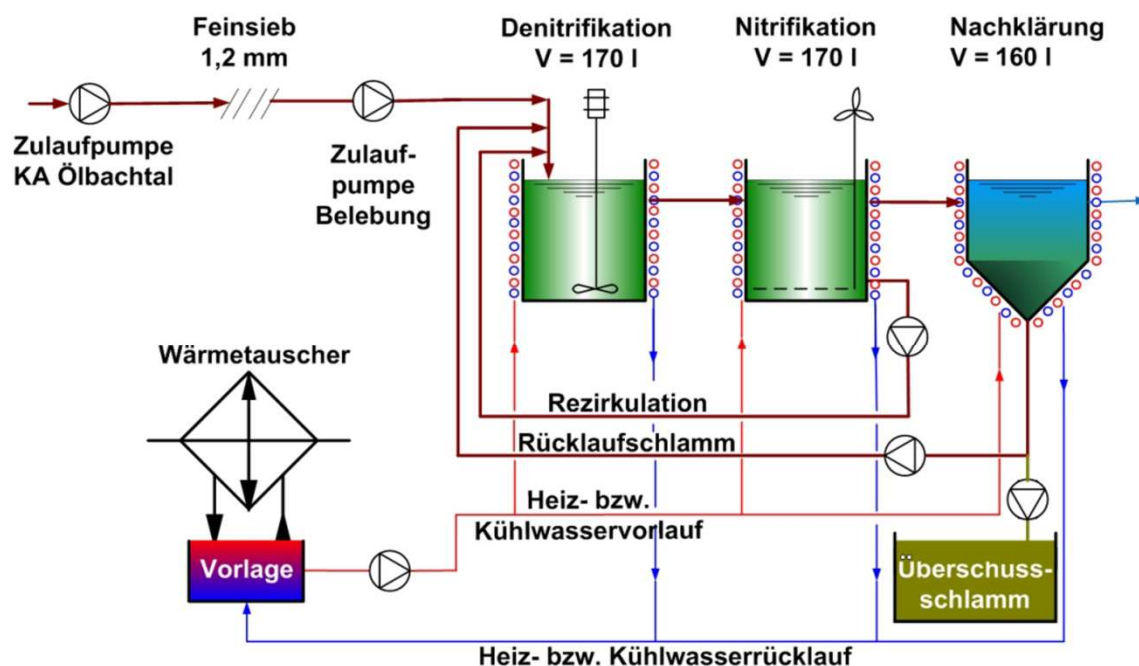


Abbildung 4: Fließschema der Versuchsanlage Ölbachtal (einstraßige Darstellung, zweite Straße baugleich). (Entnommen aus GRUBE, 2008)

Die Versuchsanlage Ölbachtal wurde Ende 2005 in Betrieb genommen. Nach einer Einfahrphase erfolgten 10 unterschiedliche Versuchsreihen ab Februar 2006. Die Simulationsstudie wurde für zwei unterschiedliche Versuchsreihen durchgeführt. Die erste simulierte Versuchsreihe erstreckte sich über 9 Tage vom 23.02.2006 bis 03.03.2006. Die zweite simulierte Versuchsreihe erstreckte sich über 17 Tage vom 24.06.2006 bis 10.07.2006. Für beide Versuchsreihen lagen Messwerte für 15°C und 30°C Betriebstemperatur vor.

Mittlere Ablaufkonzentrationen lagen für CSB bei 52,6 bzw. 81,9 $\text{g}_{\text{CSB}}/\text{m}^3$, für Ammoniumstickstoff bei 0,66 bzw. 0,36 $\text{g}_{\text{NH}_4\text{-N}}/\text{m}^3$ und für Nitratstickstoff bei 7,91 bzw. 6,8 $\text{g}_{\text{NO}_3\text{-N}}/\text{m}^3$ bei 15°C bzw. 30°C Betriebstemperatur vor.

Das Anlagenschema des mathematischen Modells, das in SIMBA 4.2 aufgebaut wurde, ist nachfolgend dargestellt.

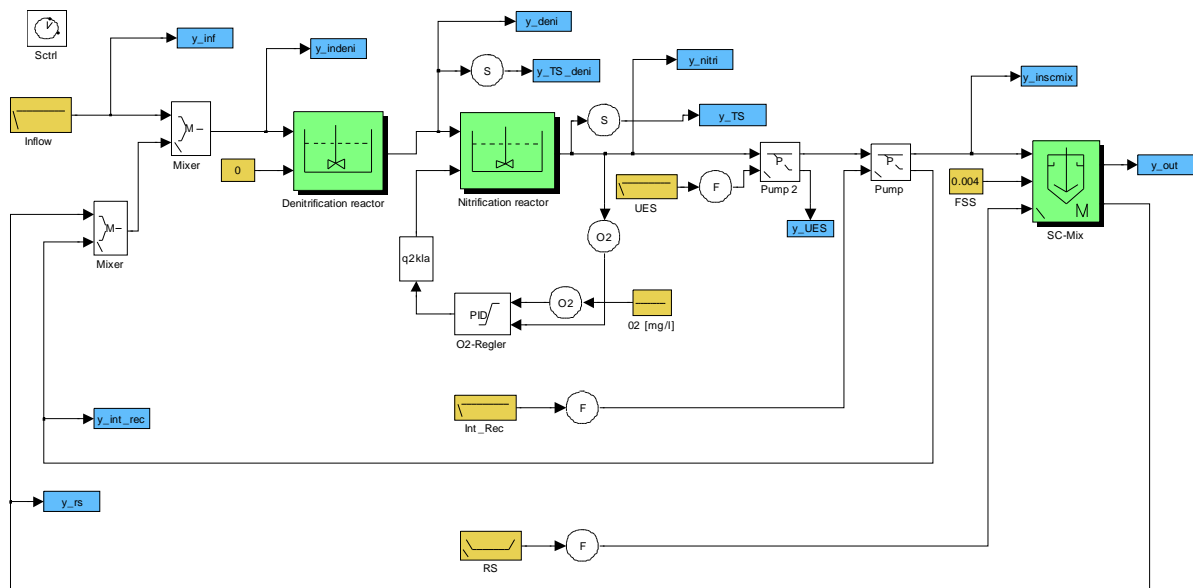


Abbildung 5: Modell der Versuchsanlage Bochum realisiert in SIMBA 4.2 (ALEX et al., 2002)

Pilotanlage Düsseldorf

Die zweistraßige Pilotanlage der Kläranlage Düsseldorf (308 bzw. 559 EW_{150}) wird als vorgeschaltete Denitrifikation betrieben. Die gesamte Anlage hat ein Volumen von $38m^3$. Sie ist mit zahlreichen Messgeräten ausgerüstet, die die Datenerfassung und den Betrieb erleichtern.

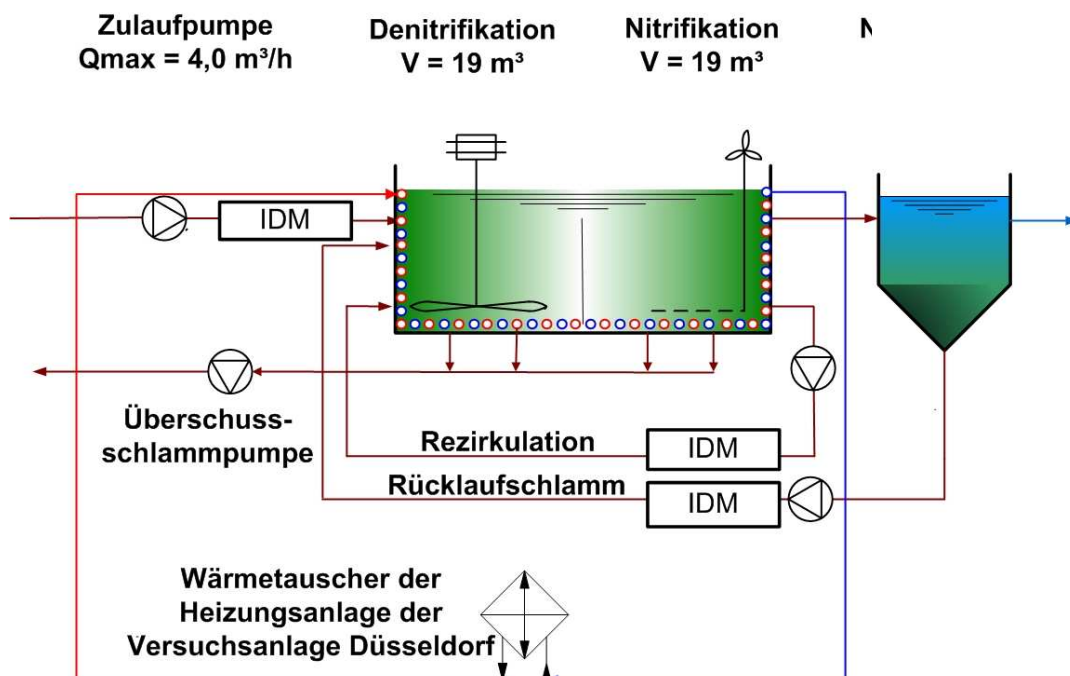


Abbildung 6: Verfahrensschema der Belebungsstufe der Pilotanlage Düsseldorf (Skizze aus GRUBE, 2008)

Ziel des Anlagenbetriebs war es im Besonderen, beurteilen zu können, wie sich die Belebungsanlage bei hohen Temperaturen von etwa $21^{\circ}C$ (Straße 1) und $29^{\circ}C$ (Straße 2)

verhält. Bei diesen Temperaturen wurden Schlammalter von 10,1 und 5,4 d gefahren und eine Schlammbelastung von 0,29 und 0,45 $\text{kg}_{\text{CSB}}/(\text{kg}_{\text{TS}} \cdot \text{d})$ erzielt. Die Überschussschlammproduktion lag in Straße 1 bei 0,27 in Straße 2 bei 0,51 $\text{kg}_{\text{TS}}/\text{kg}_{\text{CSB}}$. Die gemessenen O_2 -Konzentrationen unterliegen starken täglichen Schwankungen und wurden im Mittel zu jeweils 2,9 $\text{g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ gemessen. Mittlere Ablaufkonzentrationen lagen für CSB bei 58,9 bzw. 65,9 $\text{g}_{\text{CSB}}/\text{m}^3$, für Ammoniumstickstoff bei 0,84 bzw. 1,5 $\text{g}_{\text{NH}_4\text{-N}}/\text{m}^3$ und für Nitratstickstoff bei 2,2 bzw. 3,8 $\text{g}_{\text{NO}_3\text{-N}}/\text{m}^3$.

Das Anlagenschema des mathematischen Modells, das in SIMBA 4.2 aufgebaut wurde, ist nachfolgend dargestellt.

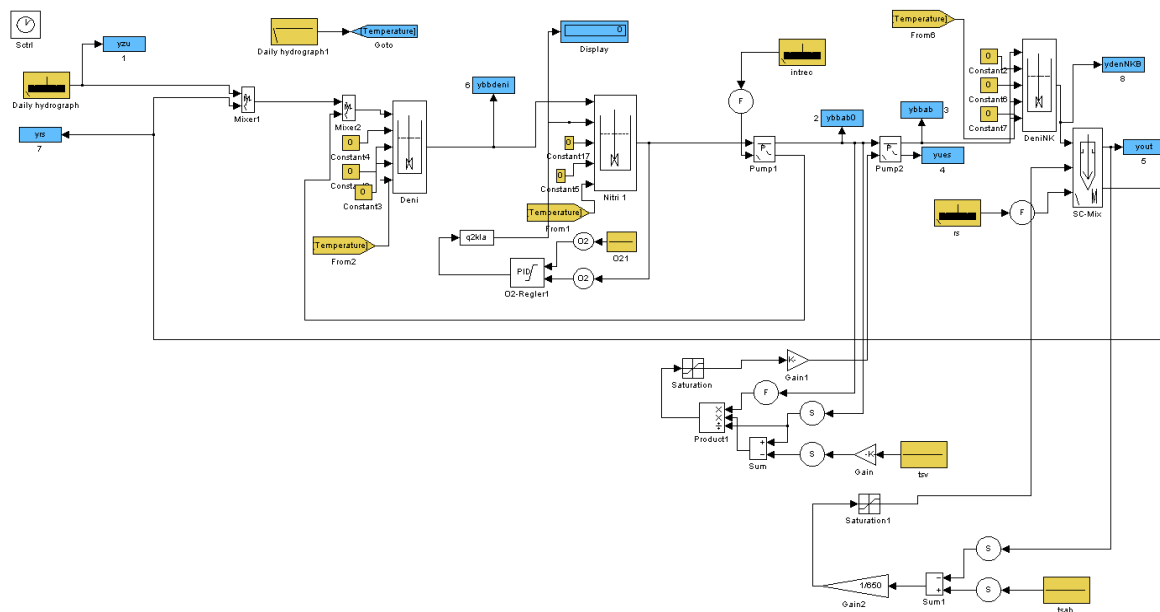


Abbildung 7: Modell der Versuchsanlage Düsseldorf realisiert in SIMBA 4.2 (ALEX et al., 2002)

4.3.2 Zulaufcharakterisierung

Nachfolgend sind die ermittelten Zulauffraktionierungen für die untersuchten Anlagen tabellarisch zusammengefasst. Die Ergebnisse sind wieder im Vergleich zu Resultaten aus vorangegangenen Untersuchungen dargestellt.

Tabelle 8: CSB-Fraktionierung im Zulauf zur Belebungsstufe

Anlage	S_S	X_S	X_I	X_H	S_I	t_{TS}
Koblenz	9,5	61,5	10	16	3	10,4-11,6
Neumünster*	19	48	10	15	8	17
Lage*	17	45	12	19	7	38
Gümmerswald	19	55	12	10	4	15,5
Hildesheim hochbel.	16	49	15	9	11	11
Hildesheim schwachbel.*	17	54	13	9	7	38
Duderstadt	20	63	10	14	3	25
Bochum	7	75	10	-	8	9,5
Düsseldorf	14	54	11	13	8	25
Wertebereich	9,5-20	45-63	10-15	10-16	3-11	10,4 - 38

* Inklusive Ergebnissen der Untersuchungen nach LÜBKEN et al. (2003), WICHERN et al. (2002 und 2009)

Die genannten Wertebereiche sind durchaus typisch für Kläranlagen mit vorwiegend kommunalem Abwasserzufluss. Der leicht abbaubare CSB liegt nach GOKCAY und SIN (2004) bei 10-32% des homogenisierten CSB. ROELEVELD et al. (2002) geben Werte für Holland im Bereich von 10-42% an, GINESTET et al. (2002) im Bereich von 2-27% und für den schwer abbaubaren CSB 37-90%. Für heterotrophe Biomasse im Zulauf werden zudem Werte von 9-24% angegeben, was gut mit den hier vorgestellten Ergebnissen übereinstimmt. TYKESSON et al. (2002) geben für S_I 12%, für X_I 15% an. BORNEMANN et al. (1998) dokumentieren für das ASM 1 bei deutschem Abwasser 48% X_S , 10% X_I , 15% X_H , 7% S_I und 20% S_S im Zulauf zur Belebungsanlage, was gut mit den hier ermittelten Werten übereinstimmt. Für die partikulären inerten Bestandteile (hier 10-15%) werden Werte im Bereich von 10-29% bei MAKINIA et al. (2005), BRDJANOVIC et al. (2000), MEIJER et al. (2001), SAHLSTEDT et al. (2003) angegeben.

Eine tabellarische Übersicht über typische Zulauffraktionierungen für unterschiedliche Regionen und somit unterschiedliche Abwassertemperaturen wurde in Kapitel 4.1.2 vorgestellt. Eine Aussage über den Einfluss der Abwassertemperatur auf die vorgenommene Fraktionierung lässt sich nicht treffen, da die Angabe der Abwassertemperatur in der Literatur in der Regel nicht erfolgt.

4.3.3 Kalibrierung der Anlagen

Im Folgenden werden die Werte der stöchiometrischen und kinetischen Parameter, die zur Kalibrierung der Modelle verwendet wurden, zusammengefasst. Basis für die verwendeten Parameter sind Veröffentlichungen von KOCH et al. (2000) für das ASM3 und RIEGER et al. (2001) für das EAWAG-BioP-Modul. Nachfolgend werden zuerst die

Kalibrierungsergebnisse der zwei hier untersuchten Anlagen im Vergleich zu älteren Untersuchungen vorgestellt. Im Anschluss folgt eine Tabelle mit dem gesamten Parametersatz sowie den sich aus den kalibrierten Anlagen ergebenden Wertebereichen der kinetischen und stöchiometrischen Größen.

Tabelle 9: Kalibrierte biologische Parameter für die Kläranlagen Bochum, Düsseldorf, Hildesheim, Duderstadt, Koblenz und die Pilotanlage Gümmerwald

	Bochum	Düsseldorf 2007	Hildesheim 1995	Duder- stadt 1994	Koblenz 1994	Gümmer- wald 2001
Parameter						
<i>Nitrifikation</i>						
μ_N [1/d]	0,7/0,8	1,0	1,1	1,4	1,5	1,7
b_N [1/d]	0,35/0,4	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20
$K_{O,N}$ [gO ₂ /m ³]	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
$K_{NH,N}$ [gN/m ³]	1,0	1,0	1,0	0,5	1,0	1,0
<i>Denitrifikation</i>						
$K_{O,H}$ [gO ₂ /m ³]	0,5	0,2	0,5	0,5	0,2	0,2
$\eta_{NO_3, end, H}$ [-]	0,5	0,33	0,5	0,33	0,5	0,33
<i>P-Elimination</i>						
K_{max} [gP/gCSB]	0,2	0,2	0,25	0,2	-	0,2
q_{PP} [1/d]	1,5	1,5	2,3	1,7	-	1,2
$K_{PO_4, PP}$ [gP/m ³]	0,2	0,2	0,2	0,2	-	0,2
<i>Nährstoffgehalte der CSB-Fractionen</i>						
i_{NSS} [gN/gCSB]	0,03	0,03	0,03	0,03	0,04	0,03
i_{NXS} [gN/gCSB]	0,03	0,03	0,03	0,04	0,04	0,03
i_{NXI} [gN/gCSB]	0,04	0,03	0,035	0,04	0,04	0,035
i_{PXI} [gP/gCSB]	0,010	0,010	0,010	0,010	-	0,010
i_{PXS} [gP/gCSB]	0,005	0,005	0,005	0,007	-	0,005
i_{PBM} [gP/gCSB]	0,014	0,014	0,014	0,014	-	0,014

Insgesamt fällt auf, dass für kommunales Abwasser in Deutschland vielfach eine leichte Steigerung des Umsatzes der Prozesse Nitrifikation, Denitrifikation und Phosphorelimination in den Modellen zu vollziehen ist. Bei der Versuchsanlage Düsseldorf war dieses Phänomen jedoch nicht zu beobachten. Der Standardparametersatz erzielte gute Ergebnisse sowohl zur Beschreibung des CSB als auch des Stickstoffabbaus.

Die für die Nitrifikation verwendete maximale Wachstumsrate der Nitrifikanten ($\mu_N=1,0-1,7$ d⁻¹) schwankt für die untersuchten deutschen Anlagen relativ stark. Sie liegt jedoch innerhalb des von KOCH et al. (2000) und RIEGER et al. (2001) aufgeführten Wertebereiches. Beide Autoren vermuten, dass der stark schwankende Wertebereich durch ein stärkeres Biofilmwachstum auf Belebungsanlagen hervorgerufen wird. KOCH et al. (2000) vermuten, dass diese Werte in einer erhöhten CO₂-Ausstrippung, verbunden mit erhöhten pH-Werten begründet liegen.

Tabelle 10: Kinetische und stöchiometrische Größen dieser Arbeit im Vergleich mit den veröffentlichten Werten von KOCH et al. (2000) und RIEGER et al. (2001) für das ASM 3 in Verbindung mit dem EAWAG-BioP-Modul

Parameter	Einheit	ASM3 diese Arbeit	ASM3	Beschreibung kin. Parameter
Hydrolyse				
k_H	d^{-1}	9,0/0,04	9,0/0,04	Hydrolyserate
K_X	-	1,0	1,0	Halbsättigungskonzentration Hydrolyse
Heterotrophe Organismen				
k_{STO}	d^{-1}	12,5/0,07	12,5/0,07	Aerobe Speicherrate
$\eta_{NO,H}$	-	0,8	0,8 ^a (0,5 ^b)	Anoxische Abminderung für Wachstum / Speicherung
$K_{O,H}$	$g_{O_2} m^{-3}$	0,2-0,5	0,2	Halbsättigungskonzentration für S_O
$K_{NO,H}$	$g_N m^{-3}$	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration für S_{NO}
$K_{SS,H}$	$g_{CSB} m^{-3}$	10,0	10,0	Halbsättigungskonzentration für S_S
K_{STO}	-	0,10	0,10	Halbsättigungskonzentration für Speicherung
μ_H	d^{-1}	3,0/0,07	3,0/0,07	Max. aerobe Wachstumsrate
$K_{NH,H}$	$g_N m^{-3}$	0,01	0,01	Halbsättigungskonzentration für S_{NH}
$K_{PO_4,H}$	$g_P m^{-3}$	0,011	0,011 ^a	Halbsättigungskonzentration für S_{PO_4}
$K_{HCO,H}$	$mol m^{-3}$	0,1	0,1	Halbsättigungskonzentration für S_{HCO}
b_H	d^{-1}	0,3/0,07	0,3/0,07	Max. endogene Atmungsrate
b_{STO}	d^{-1}	0,3/0,07	0,3/0,07	Atmungsrate für X_{STO}
$\eta_{NO,end,H}$	-	0,33-0,5	0,33 ^a (0,5 ^b)	Anoxische Abminderung end. Atmung
Y_{STO,O_2}	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,80	0,80	Aerober Ertragskoeff. der Speicherstoffe
$Y_{STO,NO}$	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,70	0,70	Anoxischer Ertragsk. der Speicherstoffe
Y_{H,O_2}	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,80	0,80	Aerober Ertragskoeff. der het. Biomasse
$Y_{H,NO}$	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,65	0,65	Anoxischer Ertragsk. der het. Biomasse
Autotrophe Organismen				
μ_N	d^{-1}	0,7-1,7/0,105	0,9- 1,8/0,105	Max. aerobe Wachstumsrate
b_N	d^{-1}	0,2-0,4/0,105	0,2/0,105	Max. endogene Atmungsrate
$K_{NH,N}$	$g_N m^{-3}$	0,5-1,0	1,0	Halbsättigungskonzentration für S_{NH}
$K_{O,N}$	$g_{O_2} m^{-3}$	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration für S_O
$K_{HCO,N}$	$mol m^{-3}$	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration für S_{HCO}
$K_{PO_4,N}$	$g_P m^{-3}$	0,01	0,01 ^a	Halbsättigungskonzentration für S_{PO_4}
$\eta_{NO,end,N}$	-	0,50	0,50	Anoxische Abminderung für endogene Atmung
Y_N	$g_{CSB} g_N^{-1}$	0,24	0,24	Ertragskoeffizient der aut. Biomasse
Sonstiges				
f_{XI}	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,2	0,2	Produktion von X_i nach endogener Atmung
i_{NSI}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,01	0,01	Stickstoffgehalt von S_i
i_{NSS}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,03-0,04	0,03	Stickstoffgehalt von S_S
i_{NXI}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,035-0,04	0,04	Stickstoffgehalt von X_i
i_{NXS}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,03-0,04	0,03	Stickstoffgehalt von X_S
i_{NBM}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,07	0,07	Stickstoffgehalt der Biomasse

^a Werte gemäß Kalibrierung des ASM 3 in Verbindung mit dem EAWAG-BioP-Modul (RIEGER et al., 2001)

^b Werte nach Kalibrierung des ASM 3 (nur Stickstoffelimination, KOCH et al., 2000)

Tabelle 11: Kinetische und stöchiometrische Größen dieser Arbeit im Vergleich mit den veröffentlichten Werten für das EAWAG-BioP-Modul (RIEGER et al., 2001)

Parameter	Einheit	diese Arbeit	EAWAG-Bio-P Modul	Beschreibung kin. Parameter
PAO-Organismen				
q_{PHA}	d^{-1}	6/0,04	6/0,04	Rate für Speicherung von X_{PHA}
q_{PP}	d^{-1}	1,2- 2,3/0,04	1,5/0,04	Rate für Speicherung von X_{PP}
μ_{PAO}	d^{-1}	1/0,07	1/0,07	Maximale Wachstumsrate von X_{PAO}
$\eta_{NO,PAO}$	-	0,6	0,6	Anoxische Abminderung Wachstum X_{PAO}
b_{PAO}	d^{-1}	0,2/0,07	0,2/0,07	Maximale endogene Atmung X_{PAO}
$\eta_{NO,end,PAO}$	-	0,33	0,33	Anoxische Abminderung endogener Atmung
b_{PP}	d^{-1}	0,2/0,07	0,2/0,07	Lysis von X_{PP}
$\eta_{NO,lys,PP}$	-	0,33	0,33	Anoxische Abminderung der Lysis
b_{PHA}	d^{-1}	0,2/0,07	0,2/0,07	Veratmung von X_{PHA}
$\eta_{NO,resp,PHA}$	-	0,33	0,33	Anoxische Abminderung der Veratmung X_{PHA}
$K_{SS,PAO}$	$g_{CSB}m^{-3}$	10	10	Halbsättigungskonzentration von S_S
$K_{HCO,PAO}$	$mol\ m^{-3}$	0,1	0,1	Halbsättigungskonzentration von S_{HCO}
$K_{PP,PAO}$	gPg_{CSB}^{-1}	0,05	0,05	Halbsättigungskonzentration von X_{PP}/X_{PAO}
$K_{O,PAO}$	$g_{O_2}m^{-3}$	0,2	0,2	Halbsättigungskonzentration von S_O
K_{PHA}	$g_{CSB}g_{CSB}^{-1}$	0,1	0,1	Halbsättigungskonzentration von X_{PHA}/X_{PAO}
K_{max}	gPg_{CSB}^{-1}	0,2-0,25	0,2	Maximales Verhältnis von X_{PP}/X_{PAO}
$K_{iPP,PAO}$	gPg_{CSB}^{-1}	0,05	0,05	Halbsättigungsk. von $[K_{max,PAO}-(X_{PP}/X_{PAO})]$
$K_{NO,PAO}$	g_{NM}^{-3}	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration von S_{NO}
$K_{PO_4,PP}$	g_{Pm}^{-3}	0,2	0,2	Halbsättigungskonzentration von S_{PO_4} (X_{PP} -Speicherung)
$K_{PO_4,PAO}$	g_{Pm}^{-3}	0,01	0,01	Halbsättigungskonzentration von S_{PO_4} (X_{PAO} -Wachstum)
$K_{NH,PAO}$	g_{NM}^{-3}	0,05	0,05	Halbsättigungskonzentration von S_{NH}
Y_{PAO,O_2}	$g_{CSB}g_{CSB}^{-1}$	0,6	0,6	Aerober Ertragskoeffizient Biomasse/ X_{PHA}
$Y_{PAO,NO}$	$g_{CSB}g_{CSB}^{-1}$	0,5	0,5	Anoxischer Ertragskoeffizient Biomasse/ X_{PHA}
Y_{PHA}	$g_{CSB}g_{P}^{-1}$	0,2	0,2	Ertragskoeffizient X_{PHA}/X_{PP}
Y_{PO_4}	gPg_{CSB}^{-1}	0,35	0,35	Ertragskoeffizient X_{PP}/X_{PHA}
Sonstiges				
f_{XI}	$g_{CSB}g_{CSB}^{-1}$	0,2	0,2	Produktion von X_i bei endogener Atmung
f_{SI}	$g_{CSB}g_{CSB}^{-1}$	0	0	Produktion von S_i bei der Hydrolyse
$i_{P,SS}$	gPg_{CSB}^{-1}	0	0	Phosphorgehalt von S_S
$i_{P,SI}$	gPg_{CSB}^{-1}	0	0	Phosphorgehalt von S_i
$i_{P,XI}$	gPg_{CSB}^{-1}	0,01	0,01	Phosphorgehalt von X_i
$i_{P,XS}$	gPg_{CSB}^{-1}	0,005- 0,007	0,005	Phosphorgehalt von X_S
$i_{P,BM}$	gPg_{CSB}^{-1}	0,014	0,014	Phosphorgehalt Biomasse (X_H, X_A, X_{PAO})
$i_{TS,XI}$	g_{TS}/g_{XI}	0,75	0,75	TS/CSB-Verh. von X_i
$i_{TS,XS}$	g_{TS}/g_{XS}	0,75	0,75	TS/CSB-Verh. von X_S
$i_{TS,XSTO}$	g_{TS}/g_{XSTO}	0,6	0,6	TS/CSB-Verh. von X_{STO} bzw. X_{PHA}
$i_{TS,BM}$	g_{TS}/g_{BM}	0,9	0,9	TS/CSB-Verh. von Biomasse
$i_{TS,XPP}$	g_{TS}/g_{XPP}	3,23	3,23	TS/CSB-Verh. von X_{PP}

In der Literatur wird in einigen Fällen von einer Verminderung der Halbwertskonstante $K_{O,N}$ zur Steigerung der Nitrifikation berichtet, u.a. bei WENTZEL und EKAMA (1995) mit $K_{O,N}=0,02\ g/m^3$ für die Simulation von Belebtschlammmanlagen mit dem ASM 2 (HENZE et al., 1995), bei HULSBEEK et al. (2002) mit $K_{O,N}=0,4\ g/m^3$, der über den STOWA-Report in Holland berichtet und bei SEGELKE (2002) bei der ASM-2d-Simulation der VA Gümmerwald. LI und BISHOP (2003) berichten darüber, dass die Sauerstoffkonzentration am äußeren Rand der Belebtschlammflocke je nach Position der Flocke im Verfahren zwischen $0,1$ und $1\ g_{O_2}/m^3$ liegt. Das deutet darauf hin, dass die Halbsättigungskonzentration für Sauerstoff, zumindest, wenn die Mikroumgebung betrachtet wird, relativ niedrig sein müsste, um einen signifikanten aeroben Abbau beschreiben zu können. In Batchversuchen ist die Halbwertskonstante für Sauerstoff jedoch relativ gut zu bestimmen

und liegt in der Regel bei $0,5 \text{ g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$. Entsprechend der Veröffentlichung von KOCH et al. (2000) wurde daher sowohl bei der Anlage Bochum als auch bei der VA Düsseldorf auf eine Anpassung verzichtet.

Um zu einer besseren Beschreibung des Stoffflusses für die autotrophe Biomasse zu kommen, wurde bei der intermittierenden Denitrifikation in Duderstadt die Halbsättigungskonzentration für Ammoniumstickstoff $K_{\text{NH},\text{N}}$ auf $0,5 \text{ gN}/\text{m}^3$ vermindert. Nur so ließ sich eine Verringerung der autotrophen Nettowachstumsrate bei niedrigen Ammoniumstickstoffkonzentrationen vermeiden. Die Schwankungsbereiche für die Halbsättigungskonzentration für Ammoniumstickstoff $K_{\text{NH},\text{N}}$ in der Literatur sind erheblich (HORN und HEMPEL, 1997: $K_{\text{NH},\text{N}}=0,5 \text{ g}/\text{m}^3$; SEGELKE, 2002: $K_{\text{NH},\text{N}}=0,1 \text{ g}/\text{m}^3$ mit dem ASM 2d, MAKINIA et al., 2005: $K_{\text{NH},\text{N}}=0,2 \text{ g}/\text{m}^3$ mit dem ASM 3).

Zusätzlich wurde die biologische P-Elimination im Modell für einige der deutschen Kläranlagen untersucht. Für die hier neu kalibrierten Anlagen aus Bochum und Düsseldorf war das jedoch nicht nötig. Kalibriert wurden in den anderen untersuchten Fällen die Speicherrate für Polyphosphat q_{PP} und in geringem Maße der maximale Polyphosphatgehalt der PAO-Biomasse K_{max} . Üblicherweise werden für den maximalen Polyphosphatgehalt der Biomasse Werte im Bereich $0,1-0,4 \text{ g}_\text{P}/\text{g}_{\text{CSB}}$ (z.B. RIEGER et al., 2001, $0,38 \text{ g}_\text{P}/\text{g}_{\text{CSB}}$ nach WENTZEL und EKAMA, 1997, $0,4 \text{ g}_\text{P}/\text{g}_{\text{CSB}}$ nach JOHANSSON et al., 1996) angegeben. Die Kalibrierung auf Werte zwischen $k_{\text{max}}=0,20-0,25 \text{ g}_\text{P}/\text{g}_{\text{CSB}}$ ist somit gerechtfertigt.

Versuchsanlage Bochum

Im Folgenden werden die Simulationsergebnisse der VA Bochum für die beiden untersuchten Temperaturstufen vorgestellt. Abbildung 8 zeigt den Vergleich zwischen Messwerten und Simulationsergebnissen für den Zeitraum Februar 2006, Abbildung 9 bezieht sich auf den Zeitraum Juni 2006. Beide Zeiträume wurden sowohl mit dem ASM1 als auch dem ASM3 nachsimuliert.

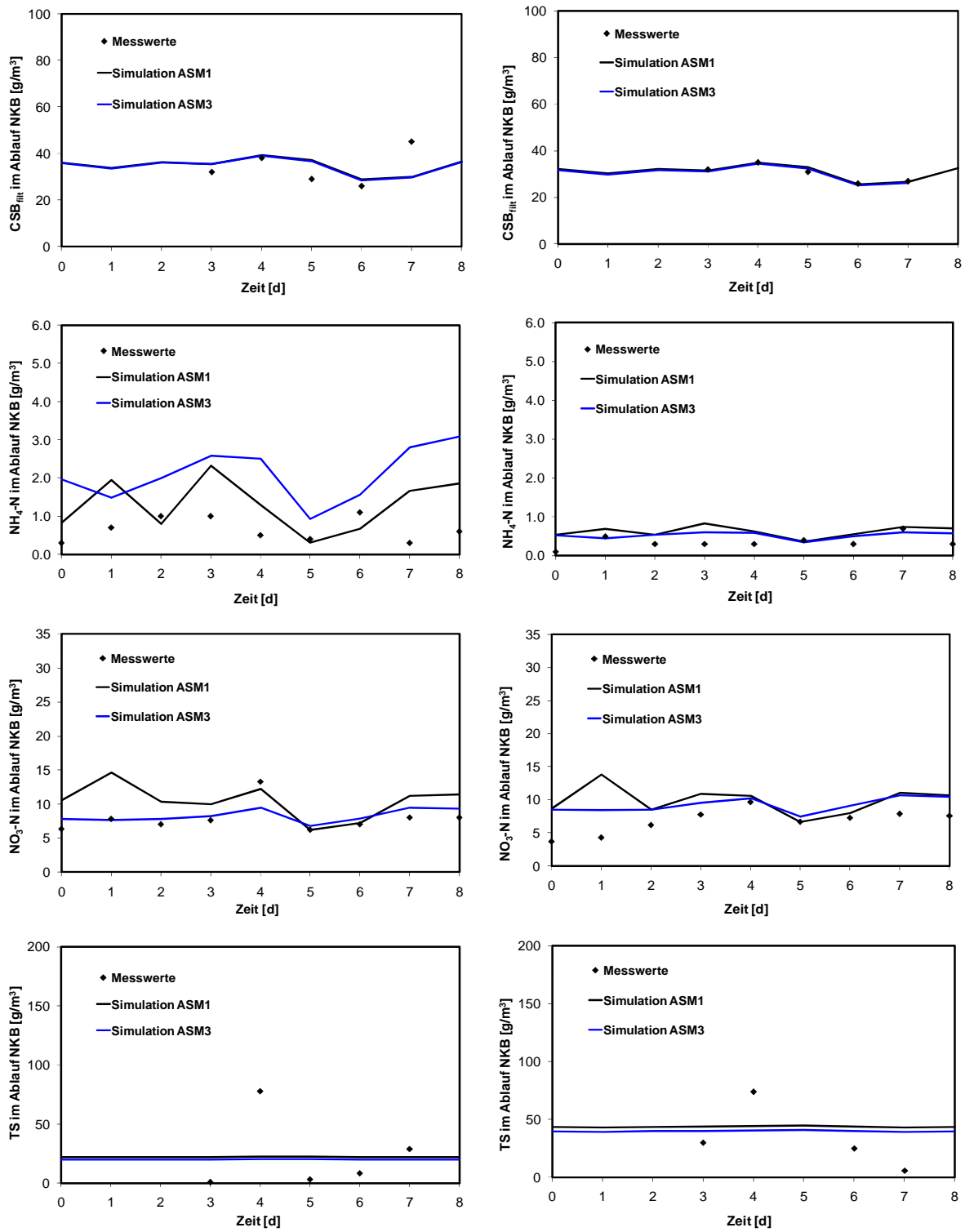


Abbildung 8: Messdaten und Simulationsergebnisse für den Versuchszeitraum Februar 2006. Links: Anlage 1, 15°C. Rechts: Anlage 2, 30°C. Vergleich der Simulationsergebnisse für die Parameter CSB, NH₄-N, NO₃-N und TS [g/m³] im Ablauf NKB.

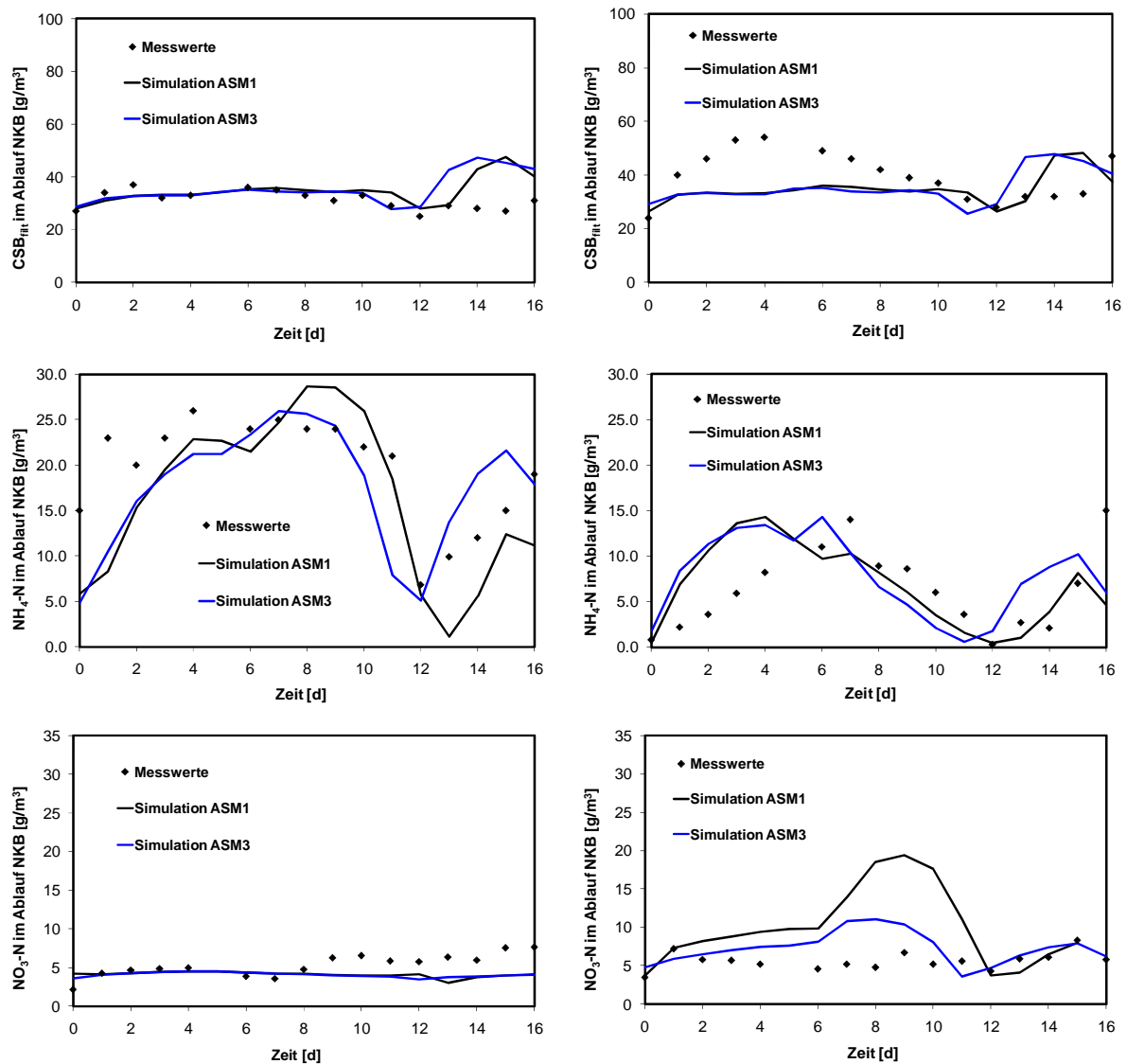


Abbildung 9: Messtagen und Simulationsergebnisse für den Versuchszeitraum Juni 2006. Links: Anlage 1, 15°C. Rechts: Anlage 2, 30°C. Vergleich der Simulationsergebnisse für die Parameter CSB, NH₄-N und NO₃-N [g/m³] im Ablauf NKB.

Die dargestellten Simulationsergebnisse zeigen insgesamt eine gute Abbildung der Messwerte. Für den ersten Zeitraum vom 23.02.2006 bis zum 03.03.2006 erwiesen sich sowohl das ASM1 als auch das ASM3 als geeignet, die Messwerte für beide Temperaturstufen mit dem Standardparametersatz nachzusimulieren. Für den zweiten Zeitraum vom 24.06.2006 bis 10.07.2006 war eine Kalibrierung der Modelle erforderlich. Geänderte kinetische Parameter sind in Tabelle 12 aufgeführt.

Hinsichtlich der Abbildung des filtrierte CSB im Ablauf kamen beide Modelle zu nahezu deckungsgleichen Ergebnissen. Für die Abbildung der NH₄-N und NO₃-N Konzentrationen im Ablauf kam es zu nennenswerten Abweichungen. Insgesamt war die Kalibrierung des ASM3 zum Abgleich der Messwerte erfolgreicher.

Tabelle 12: Geänderte kinetische Größen der Modelle ASM1 und ASM3 zur Abbildung der Messdaten des Zeitraums Juni 2006.

<i>Parameter</i>	ASM1			ASM3		
	Standard	15°C	30°C	Standard	15°C	30°C
<i>Heterotrophes Wachstum</i>						
$K_{O,H}$ [g _{O2} /m ³]	0,20	0,20	0,50	0,20	0,20	0,50
$\eta_{NO3,end,H}$ [-]	-	-	-	0,33	0,33	0,50
<i>Autotrophes Wachstum</i>						
μ_N [1/d]	0,90	0,70	0,68	1,0	0,80	0,70
b_N [1/d]	0,15	0,16	0,25	0,20	0,35	0,40

Versuchsanlage Düsseldorf

Im Folgenden werden ausgewählte Ergebnisse der VA Düsseldorf für die beiden untersuchten Straßen vorgestellt. Neben den Zulaufdaten werden die erzielten Ablaufkonzentrationen beider Straßen mit Messdaten verglichen. In Abbildung 10 sind die gemessenen Zulaufkonzentrationen von CSB, NH₄-N, N_{ges} und P_{ges} zusammen mit den nach der Kalibrierung des Simulationsmodells erzielten Konzentrationen dargestellt. Wie zu sehen werden sehr gute Ergebnisse erzielt, lediglich der Parameter N_{ges} zeigt Abweichungen. Die Abweichungen entstehen, weil neben der exakten Nachbildung des Ammoniumstickstoffs im Zulauf auch der organische Stickstoff modelliert werden muss. Dies geschieht in den ASM-Modellen, in dem den CSB-Fractionen feste Stickstoffanteile zugeordnet werden. Um die Konzentration von N_{ges} exakter abzubilden, wäre es nötig, die Stickstoffanteile einzelner CSB-Fractionen dynamisch anzupassen. Dieses Vorgehen ist aber bisher weder in der ingenieurmäßigen Praxis noch in wissenschaftlicher Literatur zu finden, so dass darauf auch hier verzichtet wird.

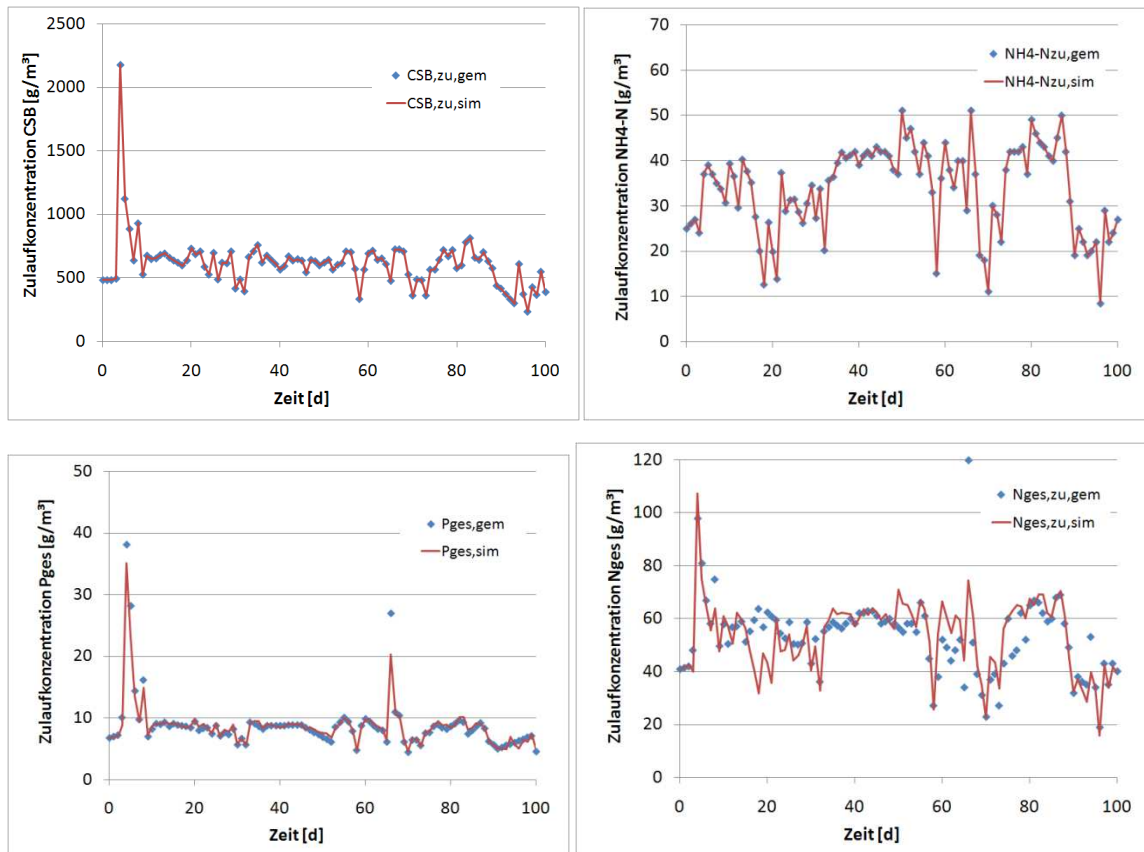


Abbildung 10: Gemessene und simulierte Zulaufkonzentrationen [g/m^3]

Exemplarisch werden zudem Ergebnisse der Sauerstoff- und TS-Konzentration im Belebungsbecken vorgestellt. Beide Parameter werden im Modell eingeregelt. Die Diagramme zeigen, dass die Regler funktionieren. Zudem muss auf eine korrekte Nachbildung der Überschussschlammproduktion geachtet werden.

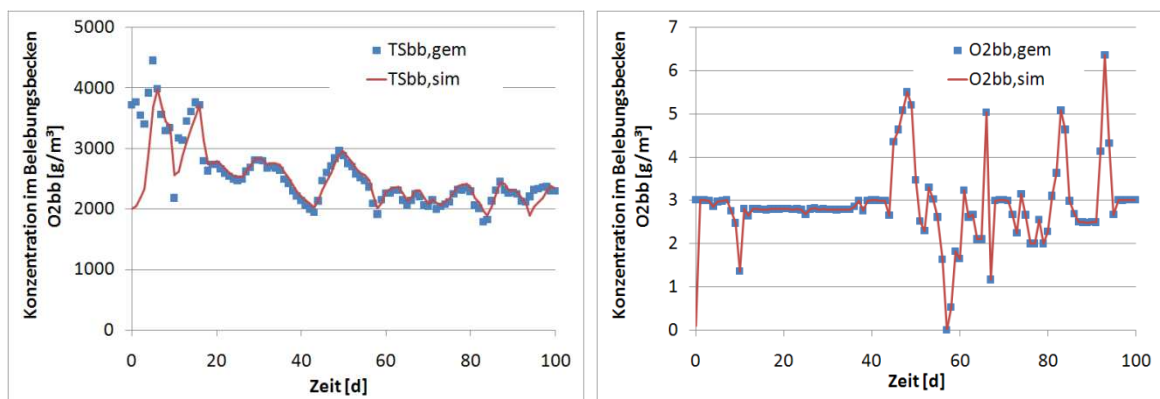


Abbildung 11: Beispielhafte Ergebnisse zur Simulation der Belebungsbeckenkonzentrationen des TS-Gehaltes und der Sauerstoffkonzentration für Straße 1

Abbildung 12 stellt die Ergebnisse verschiedener Stoffgrößen im Ablauf des Nachklärbeckens im Vergleich zur Simulation dar. Es ist zu erkennen, dass die Parameter TS, CSB und NH₄-N gut getroffen sind. Lediglich bei einzelnen Spitzenablaufkonzentrationen für NH₄-N zeigt das Modell für die Straße 2 in der Umgebung des Simulationstages 60 und 80 Abweichungen. Schwieriger ist die Modellierung der Nitratstickstoffkonzentrationen im Ablauf des Nachklärbeckens.

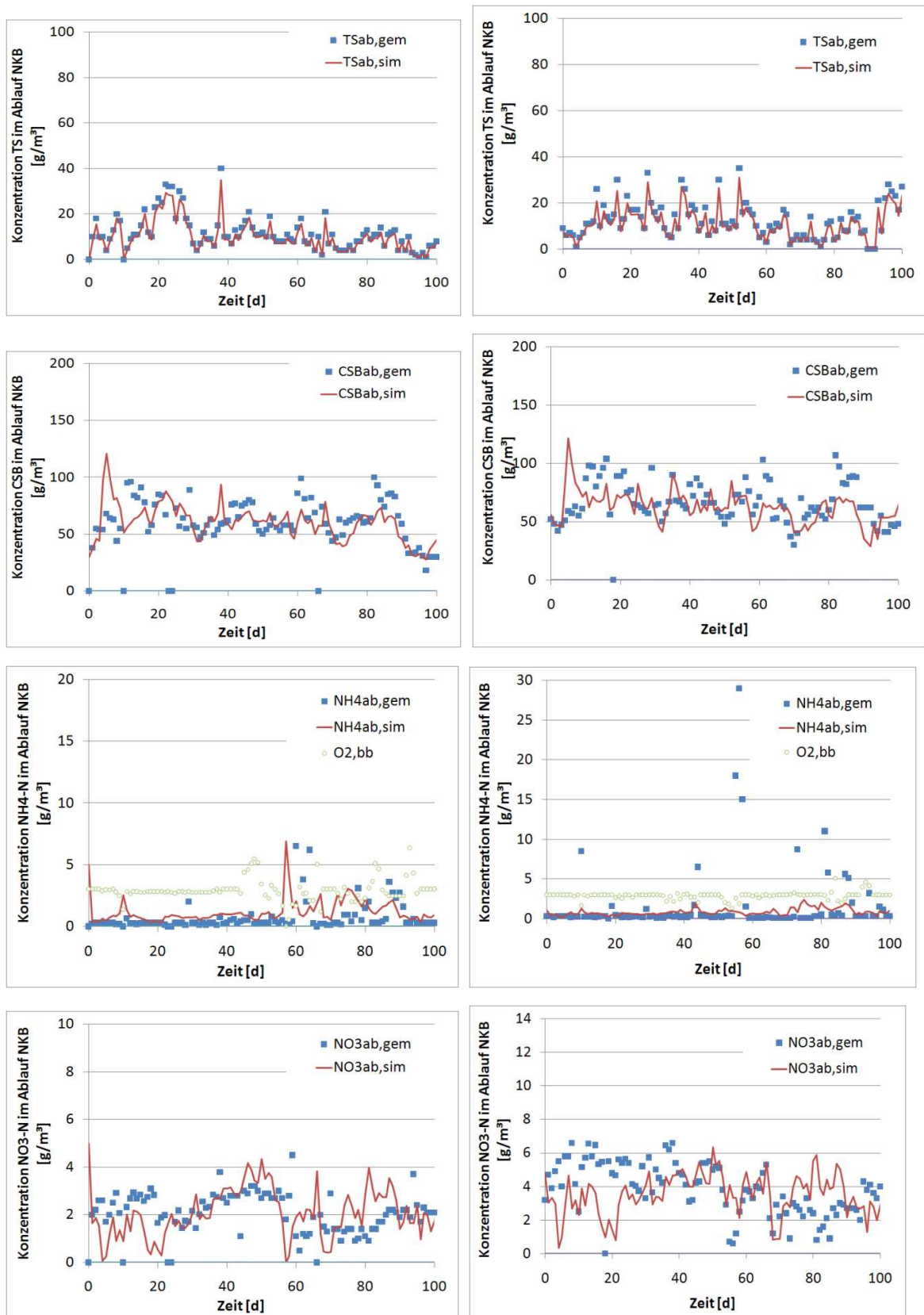


Abbildung 12: Messdaten und Simulationsergebnisse der Straße 1 (links) und Straße 2 (rechts) für die Parameter TS, CSB, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ [g/m^3] im Ablauf NKB

Insbesondere für Straße 2 werden die $\text{NO}_3\text{-N}$ -Konzentrationen nur im Mittel getroffen. Hierfür kann es verschiedene Ursachen geben. Von besonderer Bedeutung war hier jedoch die Tatsache, dass Messdaten zur Höhe der Rezirkulationsströme nicht vorlagen. Bei einer vorgeschalteten Denitrifikation hängt aber gerade bei dynamischer Belastung die Nitratstickstoffeliminierungsleistung maßgebend von der Rückführung des Nitratstickstoffs ab. Die hier rechnerisch ermittelten Eliminationsleistungen wurden mit mittleren Rezirkulationsströmen von $\text{RZ}=6$ für Straße 1 und $\text{RZ}=3,8$ für Straße 2 erzielt. Besonders bei kleineren Rezirkulationsverhältnissen wie sie theoretisch in Straße 1 möglich wären, wird die Nitratstickstoffelimination durch einen Mangel an Nitratstickstoff im Denitrifikationsbecken begrenzt. Tatsächlich gibt es von Seiten der mathematischen Modellierung keine Möglichkeit durch die Veränderung biokinetischer Parameter zu einer exakteren Abbildung der Denitrifikation zu kommen. Die gesamte Menge rückgeführten Substrats wird denitrifiziert.

Ergebnisse der Modellierung deuten darauf, dass in dem Falle, dass die Rezirkulationsströme nicht noch höher waren, darüberhinaus von einer Denitrifikation im Schlammbett der Nachklärung auszugehen ist (siehe Abbildung 7).

4.3.4 Sensitivitätsanalyse

Im Rahmen dieses Forschungsprojektes wurden verschiedene Sensitivitätsuntersuchungen zum Einfluss der biochemischen Parameter durchgeführt. Neben der Untersuchung dieser Parameter für dynamische Zulaufbedingungen wird basierend auf der Arbeit von KIM et al. (2006) die sogenannte SVM-Slope-Technik für stationäre Bedingungen angewendet. Die in KIM et al. (2006) beschriebene Sensitivitätsanalyse bezieht sich auf das Belebtschlammverfahren. Das Verfahren wurde im Rahmen dieser Arbeit für die Belebungsanlage Düsseldorf, ein Teichsystem aus dem Süden von Brasilien und einen UASB-Reaktor angewandt, um so sensitive Parameter der Modelle zu ermitteln. Grundlage für die Auswertung der Sensitivität sind die folgenden zwei Gleichungen. Dabei ist EQ ein Qualitätsindex, der sich auf die kalibrierten biochemischen Parameter und ausgewählte Ablaufwerte des kalibrierten Modelles bezieht.

$$EQ = \beta_{X_1} \cdot X_{e,1} + \beta_{X_2} \cdot X_{e,2} + \dots + \beta_{X_n} \cdot X_{e,n}$$

wobei X_e die Ablaufkonzentrationen verschiedener Stoffe sind und β_x Gewichtungsfaktoren, die einzelne Ablaufkonzentrationen stärker wichten als andere. Der Sensitivitätsindex ΔEQ resultiert aus Berechnungen, bei denen jeder biochemische Modellparameter, dessen Sensitivität untersucht werden soll, schrittweise um 10% verändert wird (Ref: bezieht sich auf die kalibrierte Referenzsimulation, Var: varierter Parameter).

$$\Delta EQ = \beta_{X_1} |X_{e,1,Ref} - X_{e,1,Var}| + \beta_{X_2} |X_{e,2,Ref} - X_{e,2,Var}| \\ + \dots + \beta_{X_n} |X_{e,n,Ref} - X_{e,n,Var}|$$

Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für das ASM1 und das ASM3 sind in den folgenden Abbildungen dargestellt. Es wird dabei zwischen Parametern zur Beschreibung von

heterotrophem und autotrophem Bakterienwachstum unterschieden. Der Wert 100 auf der X-Achse bezeichnet dabei die Simulationsergebnisse mit Standardparametersatz. Der Sensitivitätsindex ΔEQ hat entsprechend obiger Gleichung für diesen Punkt den Wert Null. Die einzelnen Modellparameter wurden schrittweise um 10% reduziert (Minimum 50%) und 10% erhöht (Maximum 150%). Abbildung 13 zeigt die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für das ASM3.

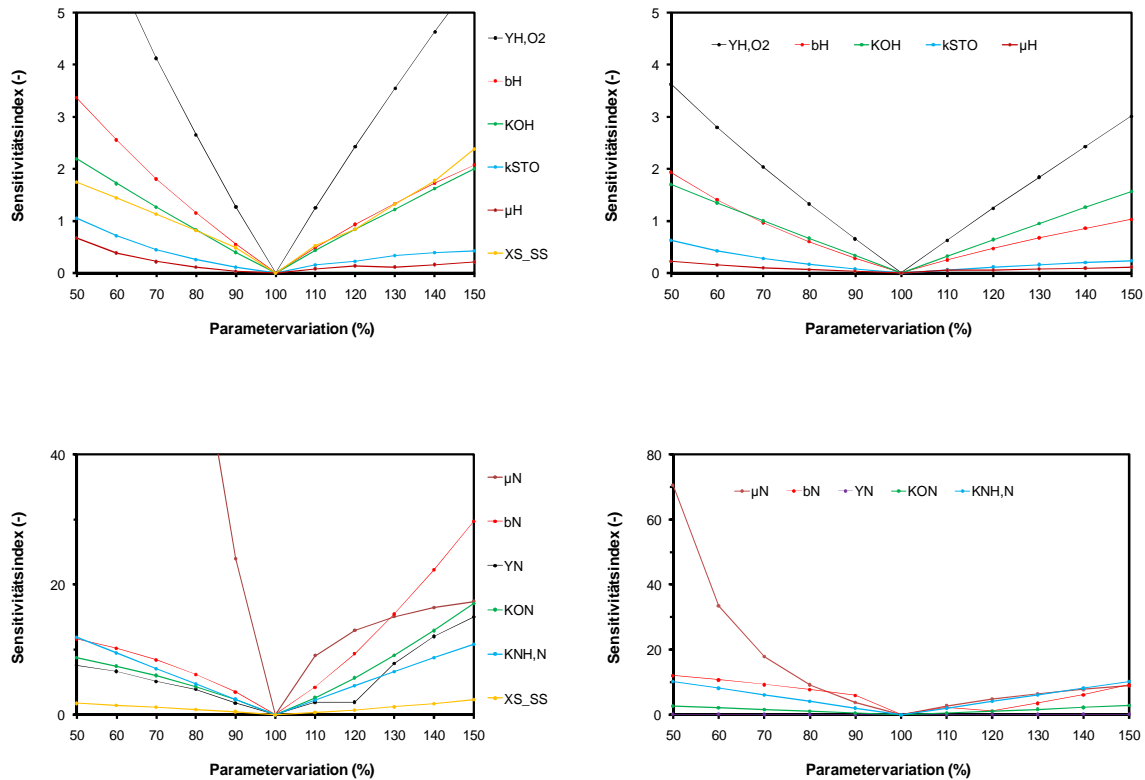


Abbildung 13: Sensitivitätsanalyse ausgewählter Parameter für das ASM3. Links: 15°C, rechts: 30°C Betriebstemperatur. Oben: heterotrophes Bakterienwachstum, unten: autotrophes Bakterienwachstum.

Aus Abbildung 13 geht hervor, dass der Ertragskoeffizient (Y_{H,O_2}) und die maximale endogene Atmungsrate (b_H) die sensitivsten Parameter für heterotrophes Bakterienwachstum für beide Temperaturstufen sind. Ebenfalls sensitiv ist die Sauerstoffsättigungskonstante K_{O_H} . Dieser Parameter ist mit dem Prozess der endogenen Atmung gekoppelt, so dass hier möglicherweise eine gegenseitige Beeinflussung mit dem sehr sensitiven Parameter b_H vorliegt. Als weniger sensitiv erwiesen sich die aerobe Speicherrate k_{STO} und die maximale Wachstumsrate μ_H . Die geringe Sensitivität von μ_H ist darauf zurückzuführen, dass der CSB Abbau nahezu vollständig erfolgte, so dass eine Erhöhung der Wachstumsrate kaum einen Einfluss auf die Ablaufqualität hat. Erst bei einer Absenkung des Parameters auf 50% bei 15°C Betriebstemperatur erfolgt eine zunehmende Sensitivität.

Die sensitivsten Parameter für autotrophes Bakterienwachstum sind die maximale Wachstumsrate μ_N und die maximale endogene Atmungsrate b_N . Für 15°C Betriebstemperatur kommt es bei einem Absenken von μ_N auf 80% des Ausgangswertes zu einem Auswaschen der Nitrifikanten. Dass der autotrophe Ertragskoeffizient Y_N im Gegensatz zum heterotrophen Ertragskoeffizienten weniger sensitiv ist, liegt an dem geringeren Einfluss der Nitrifikanten auf dem Trockensubstanzgehalt im Belebungsbecken. Als gering bis mittel sensitiv können die Sauerstoff- (K_{ON}) und Ammoniumsättigungskonstante ($K_{NH,N}$) angesehen werden.

Für 15°C Betriebstemperatur wurde neben den kinetischen und stöchiometrischen Parametern auch der Einfluss der Zulauffraktionierung untersucht. Hierbei wurde der Anteil des schwer abbaubaren CSB (X_S) schrittweise zu Gunsten des leicht abbaubaren (S_S) CSB verschoben. Eine starke Sensitivität auf den Ablaufqualitätsindex lag ausschließlich für heterotrophes Bakterienwachstum vor.

Abbildung 14 zeigt die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für das ASM1. Die Ergebnisse zeigen den gleichen qualitativen Verlauf wie für das ASM3. Die absolute Sensitivität des heterotrophen Ertragskoeffizienten ist jedoch wesentlich höher im Vergleich zum ASM3. Im ASM1 erfolgt das heterotrophe Wachstum direkt auf dem leicht abbaubaren CSB, während im ASM3 das Wachstum auf den eingelagerten Speicherstoffen erfolgt. Der aerobe Ertragskoeffizient für Speicherstoffe (Y_{STO,O_2}) wurde im Rahmen der Sensitivitätsanalyse für das ASM3 nicht untersucht. Die Sauerstoffsättigungskonstante K_{OH} des ASM1 erwies sich im Gegensatz zum ASM3 als nicht sensitiv. Die hohe Sensitivität dieses Parameters für das ASM3 kann mit dem Einfluss auf den Prozess der endogenen Atmung erklärt werden. Für den heterotrophen Zerfallsprozess im ASM1 spielt dieser Parameter jedoch keine Rolle.

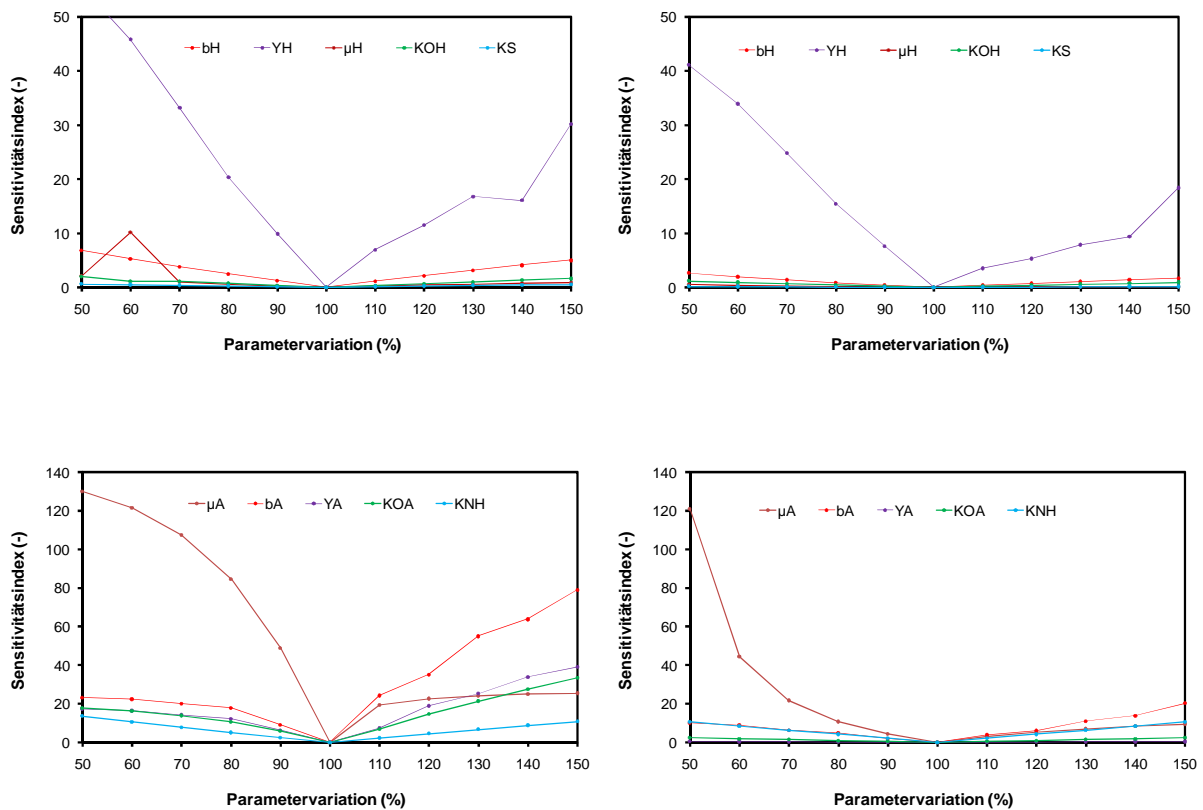


Abbildung 14: Sensitivitätsanalyse ausgewählter Parameter für das ASM1. Links: 15°C, rechts: 30°C Betriebstemperatur. Oben: heterotrophe s Bakterienwachstum, unten: autotrophes Bakterienwachstum.

4.3.5 Szenarien

Szenariorechnungen, die ergänzend zur statischen Bemessung für Bemessungsanlagen durchgeführt werden, haben besondere Bedeutung gerade für Anlagen, die bei höheren Temperaturen betrieben werden. Da bei höheren Temperaturen Belebungsbeckenvolumen geringer werden, sind diese Anlagen gerade gegen Spitzenbelastungen besonders anfällig. Hydraulische Stöße können nur noch unzureichend abgepuffert werden. Anlagen, die bei 10°C auf Mittelwerte richtig bemessen wurden, sind auch in der Lage typische Spitzenbelastungen von Ammoniumstickstoff abzubauen. Dies ist jedoch bei Anlagen, die auf höhere Temperaturen bemessen Anlagen oft nicht mehr der Fall. Hier könnten Szenariorechnungen mit einem kalibrierten dynamischen Simulationsmodell genutzt werden, um abschätzen zu können, inwieweit Sicherheiten gegen Spitzenbelastungen bestehen. Gegebenenfalls müssen Beckenvolumen und Belüfter an die Ergebnisse der dynamischen Simulation angepasst werden.

Um praxisrelevante Aussagen zur Bemessung von Belebungsanlagen bei Temperaturen ab 20°C machen zu können, wird folgendes Vorgehen gewählt:

- a) Auslegung des Belebungsbeckens nach A131 (2000)
- b) Auswahl geeigneter Lastfälle für die dynamische Simulation
- c) Durchführung der Szenariorechnungen anhand der Lastfälle
- d) Entwicklung von Vorschlägen zur Bemessung des Belebungsbeckens

Die Szenariorechnungen werden mit dem für die Versuchsanlage Düsseldorf kalibrierten Modell (ASM 3) durchgeführt.

Auslegung des Belebungsbeckens nach A131 (2000)

Nachfolgend werden die Ergebnisse der Bemessung einer Belebungsanlage nach A131 (2000) vorgestellt. Als Zulaufbelastung dienen mittlere Frachten, wie sie auf der Kläranlage Düsseldorf anzutreffen ist. Die Zulaufbelastung entspricht in etwa der einer Kläranlage mit Grobentschlammung und einwohnerbezogenen Wassermengen zwischen 150-180L/(EW*d). Als mittlere Belastung zur Belebungsstufe wurde von 307 g_{BSB5}/m³, 193 g_{TS}/m³, 53,8 g_{TKN}/m³, 8,7 g_P/m³ und Q=46,2 m³/d ausgegangen. Die Anlage wurde auf eine Temperatur von 20°C bemessen. Das nachfolgende Diagramm zeigt mittlere Zwei-Wochenbelastungen der VA Düsseldorf als Frachten pro Woche dargestellt. Der Lastfall 9 entspricht der oben angegebenen mittleren Belastung.

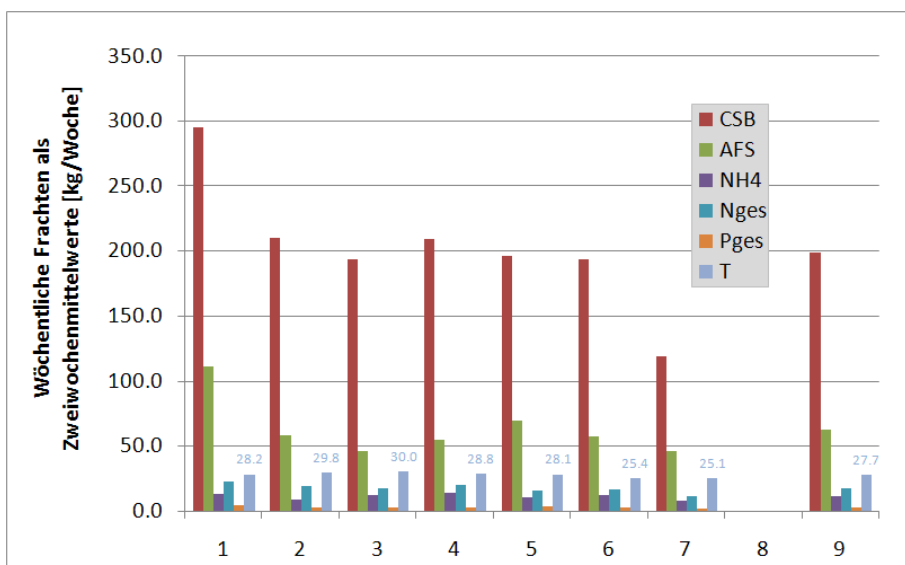


Abbildung 15: Belastung der VA Düsseldorf als Zweiwochenmittel (Straße 1), Frachten in [kg/Woche]

Die nachfolgende Tabelle zeigt die Bemessungsergebnisse nach A131 (2000) im Vergleich zu anderen bewährten deutschen Ansätzen.

Parameter	Einheit	A131 (2000)	A131 (1991)	HSG (1989)	HSG (1993)
V_{BB}	m ³	16,3	18,9	17,0	15,5
V_N	m ³	14,7	13,9	13,2	11,3
V_D	m ³	1,6 ⁽¹⁾	5,0	3,8	4,2
TS_{BB}	kg/m ³	3	3	3	3
\ddot{U}_B	kg _{TS} /d	11,7	11,0	11,0	11,5
OV_C	kg _{O2} /d	14,2	16,5	14,7	13,0
OV_{ges}	kg _{O2} /d	17,9	20,7	18,9	17,2
t_{TS}	d	4,2	5,1	4,6	4,1
$t_{TS,aer}$	d	3,8	3,8	3,6	3,6
RV	-	2,6	2,6	2,6	2,7
NH_4-N_e	g/m ³	1	1	1	1
NO_3-N_e	g/m ³	10	10	10	10
$Q_{Luft,Spitze,max}$	m ³ /min	1,315	1,377	1,375	1,323
$Q_{Luft,Spitze,max}$	m ³ /d	1894	1983	1980	1905

(1) anoxischer Volumenanteil für Szenarienrechnung auf 20%* V_{BB} erhöht gemäß A131(2000)

Auswahl von Lastfällen zur Überprüfung der Bemessung

Die Hochschularbeitsgruppe Simulation beschäftigt sich seit geraumer Zeit mit der Frage, wie die stationäre Bemessung durch die dynamische Simulation verfeinert werden kann (ALEX et al., 2008; SPERING et al. 2008). In der Arbeitsgruppe wurden sowohl Lastfälle definiert, die kritisch bei der Auslegung von Kläranlagen sind als auch ein sogenannter Tagesganggenerator entworfen (LANGERGRABER et al., 2008). Dieser gibt aufgrund mittlerer Eingangsgrößen des Zulaufs automatisiert einen Tagesgang für die Größen Zulaufwassermenge, CSB, TKN und Phosphor aus. Auf Grundlage der HSG-Veröffentlichungen, an denen auch die TU München mitgewirkt hat, wurden die weiteren Untersuchungen durchgeführt. Die Analysen decken verschiedene Punkte ab, wie die Wirkung der Temperatur, verschiedene Zulaufbelastungen, Sauerstoffeinträge, Über- und Unterlast, Spitzenbelastungen, der Einfluss von Regenwasser im Mischsystem, Nährstoffmangel, Hemmung und die sich ergebenden Energieverbräuche. Insgesamt wurden 10 verschiedene Lastfallszenarien untersucht.

Nach ALEX (2008) sind die folgenden Lastfälle (a-c) bei der Auslegung von Belebungsanlagen kritisch:

a) Winter 20°C minimale Temperatur, Ziel: Bemessung N-Elimination

Phase	Bedingungen	Ziele
Phase 1 Normallast Winter	mittlere Fracht, Wintertemperatur (20°C), 1 Woche	Typische Betriebseinstellungen (Auslegung), Typische Schlammproduktion, O ₂ -Bedarf, Ablaufwerte etc.
Phase 2 Maximallastszenario	Maximale Frachtwoche, 1 Woche	Nachweis aerobes Schlammalter bei N-Elimination, Ermittlung maximale Schlammproduktion, Ermittlung maßgebliches V _D /V _{BB} , extreme Betriebseinstellungen
Phase3 =Phase 1	1 Woche	-
Phase 4 Minimallast Winter	Minimale Frachtwoche, 1 Woche	Minimaler O ₂ -Bedarf, extreme Betriebseinstellungen
Phase5 =Phase 2	Maximale Frachtwoche, 1 Woche	Schneller Lastwechsel, Anpassung Nitrifikation
Phase6 =Phase 1	1 Woche	-

b) Sommer 30°C maximale Temperatur, Ziel: Bemessung Sauerstoffbedarf

Phase	Bedingungen	Ziele
Phase 1 Normallast Sommer	mittlere Fracht, Sommertemperatur (30°C), 1 Woche	Typische Betriebseinstellungen, Typische Schlammproduktion, O ₂ -Bedarf, Ablaufwerte etc.
Phase 2 Maximallastszenario Sommer	Maximale Frachtwoche, 1 Woche	Ermittlung maximaler Sauerstoffbedarf, extreme Betriebseinstellungen
Phase3 =Phase 1	1 Woche	-
Phase 4 Minimallast Sommer	Minimale Frachtwoche, 1 Woche	Extreme Betriebseinstellungen, Minimales V _D /V _{BB} (Auslegung fakultativ belüftete Zone)
Phase5 =Phase 2	Maximale Frachtwoche, 1 Woche	Schneller Lastwechsel, Anpassung Nitrifikation
Phase6 =Phase 1	1 Woche	-

c) 1. HSG-Zyklus Tiefsttemperatur 10°C, Ziel: Nitrifikation bei sehr tiefen Temperaturen

Phase	Bedingungen	Ziele
Phase 1 Normallast Winter	mittlere Fracht, Wintertemperatur (20°C), 1 Woche	Typische Betriebseinstellungen (Auslegung), Typische Schlammproduktion, O ₂ -Bedarf, Ablaufwerte etc.
Phase 2 Nitrifikation bei 15°C	mittlere Fracht, Temperatur auf 15°C 3 Wochen	Fähigkeit Nitrifikation zu halten, Auslegung fakultativ belüftete Zone
Phase 3 Hochlast Winter	Maximale Frachtwoche, Temperatur 20°C, Betriebseinstellungen, so dass N-Elimination funktioniert, 1 Woche	Fähigkeit N-Elimination bei Erreichen 20°C sicherstellen
Phase 4 = Phase 1	1 Woche	-
Phase 5 Tauwetter	mittlere Fracht für 7 Tage 15°C, danach 3 Tage Temperaturabfall von 15 auf 10°C	Fähigkeit Nitrifikation zu halten, Auslegung fakultativ belüftete Zone
Phase 6 = Phase 1	1 Woche	-

d) 2. HSG-Zyklus Tiefsttemperatur 10°C, Ziel: Nitrifikation bei sehr tiefen Temperaturen

Phase	Bedingungen	Ziele
Phase 1 Normallast Winter	mittlere Fracht, Wintertemperatur (20°C), 1 Woche	Typische Betriebseinstellungen (Auslegung), Typische Schlammproduktion, O ₂ -Bedarf, Ablaufwerte etc.
Phase 2 Nitrifikation bei 15 °C	mittlere Fracht, Temperatur auf 15°C 3 Wochen	Fähigkeit Nitrifikation zu halten, Auslegung fakultativ belüftete Zone
Phase 3 Hochlast Winter	Maximale Frachtwoche, Temperatur 20°C, Betriebseinstellung, so dass N-Elimination funktioniert, 1 Woche	Fähigkeit N-Elimination bei Erreichen 20°C sicherstellen
Phase4 =Phase 1	1 Woche	-
Phase 5 Tauwetter	mittlere Fracht für 7 Tage 15°C, danach 7 Tage Temperaturabfall von 15 auf 10°C	Fähigkeit Nitrifikation zu halten (Auslegung fakultativ belüftete Zone)
Phase6 =Phase 1	1 Woche	

e) Zyklus Regenwasser, Ziel: Stickstoffelimination bei kurzen Aufenthaltszeiten

Phase	Bedingungen	Ziele
Phase 1 Normallast Winter	mittlere Fracht, Wintertemperatur (20°C), 3 Wochen	Typische Betriebseinstellungen (Auslegung), Typische Schlammproduktion, O ₂ -Bedarf, Ablaufwerte etc.
Phase 2 Regenwasserspitze 20°C	mittlere Fracht, Temperatur auf 20°C 1 Tag	Stickstoffelimination bei kurzen Aufenthaltszeiten
Phase 3 Normallast Winter	mittlere Fracht, Wintertemperatur (20°C), 20 Tage	Typische Betriebseinstellungen (Auslegung), Typische Schlammproduktion, O ₂ -Bedarf, Ablaufwerte etc.

Die Charakteristik des Regenwasserereignisses wurde der Arbeit von SEGELKE (2002) entnommen und ist nachfolgend in Form eines Diagrammes dargestellt. Neben den fünf hier beschriebenen komplexen Lastfällen über mehrere Wochen, wurden fünf weitere definiert, deren Ziel die Untersuchung der Hemmung der heterotrophen bzw. autotrophen

Wachstumsrate, Phosphor- bzw. Stickstoffmangel und die Leistung des Belebungsbeckens bei halber Belastung ist.

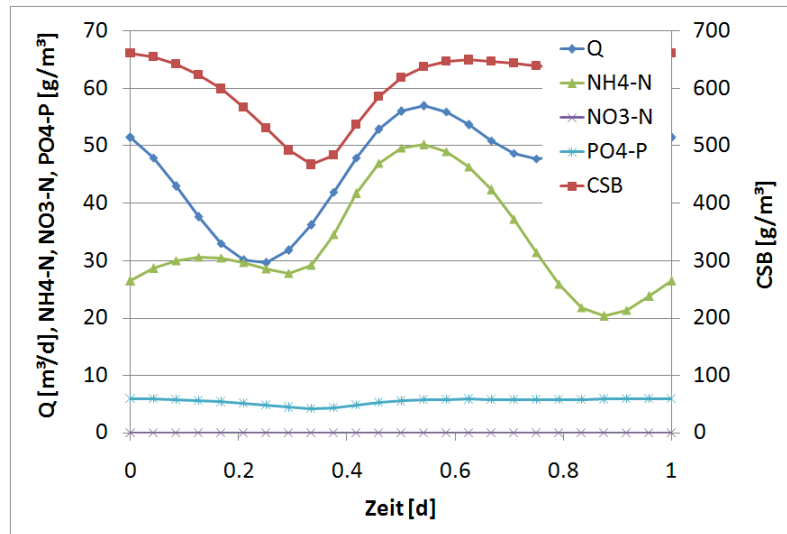


Abbildung 16: Charakteristisches Regenerereignis aus der Arbeit von SEGELKE (2002)

Für die Berechnung der Szenarien a)-e) wurde das Anlagenmodell erweitert, so dass nun der berechnete Sauerstoffbedarf aus der Bemessung in die belüfteten Becken eingetragen werden konnte. Dies wurde über einen Regler realisiert, dessen maximale Leistung begrenzt werden konnte. Nachfolgend ist das Modell aus den Szenariorechnungen dargestellt.

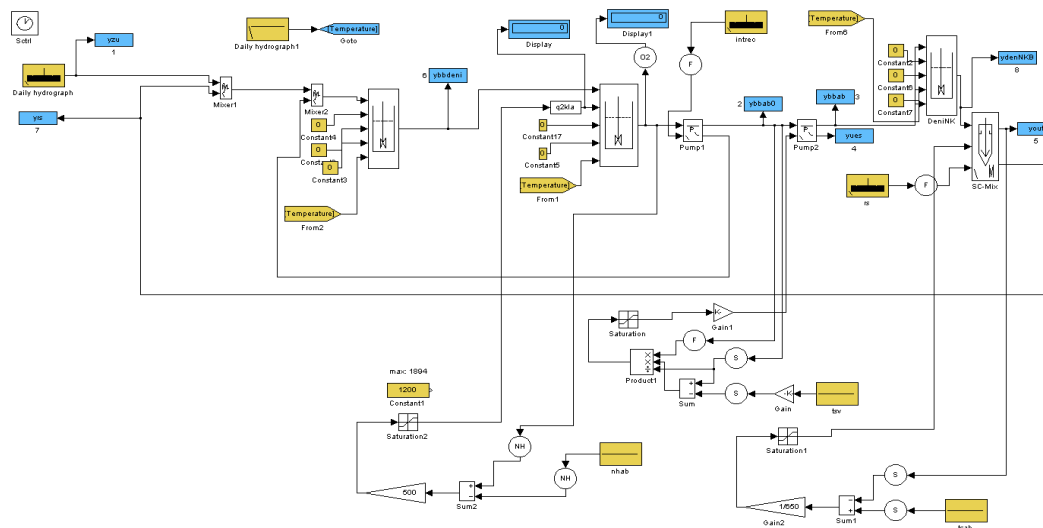


Abbildung 17: Für die Szenariorechnung ergänztes Modell der Versuchsanlage Düsseldorf realisiert in SIMBA 4.2 (ALEX et al., 2002)

Ergebnisse aus verschiedenen Szenariorechnungen

Untenstehend sind die Simulationsergebnisse des kalibrierten ASM 3 Modells für die mit A131 (2000) bemessene Anlage vorgestellt. Im Anschluss werden die Ergebnisse interpretiert und Empfehlungen für die Auslegung von Belebungsanlagen bei höheren Temperaturen gegeben. Bevor auf die dynamischen Lastfälle eingegangen wird, werden die Ergebnisse der stationären Simulation für die Parameter Sauerstoff, Ammonium- und Nitratstickstoff vorgestellt.

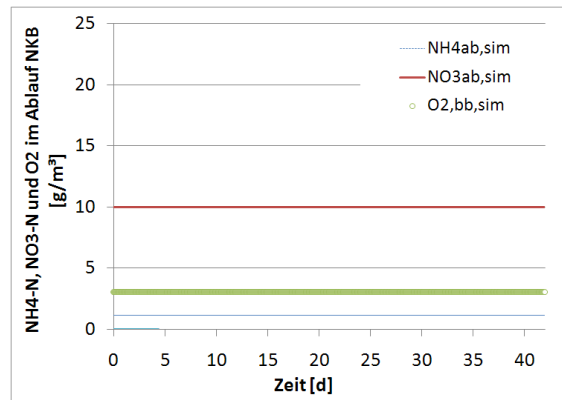


Abbildung 18: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (mittlere stationäre Belastung)

Die Ergebnisse zeigen, dass die A131(2000) bemessene Belebungsanlage auch nach Simulationsrechnungen mit dem ASM3 die geforderten Ablaufkonzentrationen von $\text{NH}_4\text{-N}=1\text{g/m}^3$ und $\text{NO}_3\text{-N}=10\text{g/m}^3$ bei mittlerer Belastung ohne Tagesgang einhalten würde. Auch die Belüfter können bei mittlerer Auslastung der Bemessung Sauerstoffkonzentrationen von etwa $3,0\text{ g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ liefern.

Wenn jedoch die Belebungsanlage mit einer dynamischen täglichen Belastung gemäß Berechnung des HSG-Tagesganggenerators mit gleicher mittlerer Belastung wie im vorangegangenen Fall angesetzt wird, treten die Auslastungsgrenzen der bemessenen Anlage klarer zu Tage.

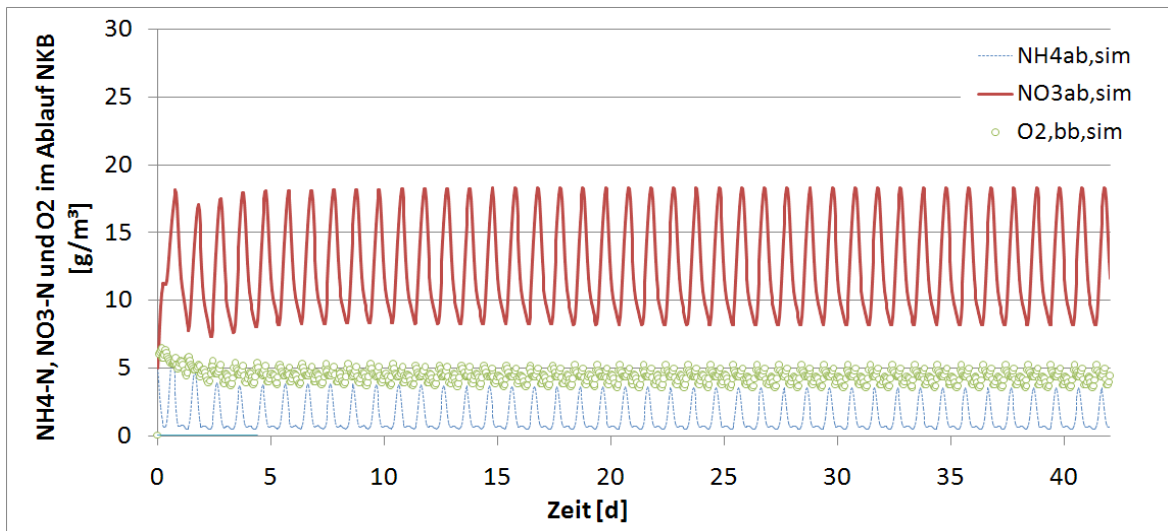


Abbildung 19: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (mittlere dynamische Belastung)

Schon für die mittlere dynamische Belastung erhöhen sich die Spitzenablaufwerte von $\text{NH}_4\text{-N}$ auf $5,9\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$ und $\text{NO}_3\text{-N}$ auf $18,4\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$. Die in der Spitze auftretenden Ammoniumstickstoffablaufkonzentrationen werden nicht durch zu geringe Sauerstoffkonzentrationen hervorgerufen. Diese fallen nicht unter Werte von $3,6\text{g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ im Nitrifikationsbecken. Wie auf diese Überschreitungen im Hinblick auf die Bemessung zu verfahren ist, wird im Anschluss an die Darstellung der Ergebnisse der einzelnen Lastfälle erläutert.

a) Lastfall Winter 20°C minimale Temperatur

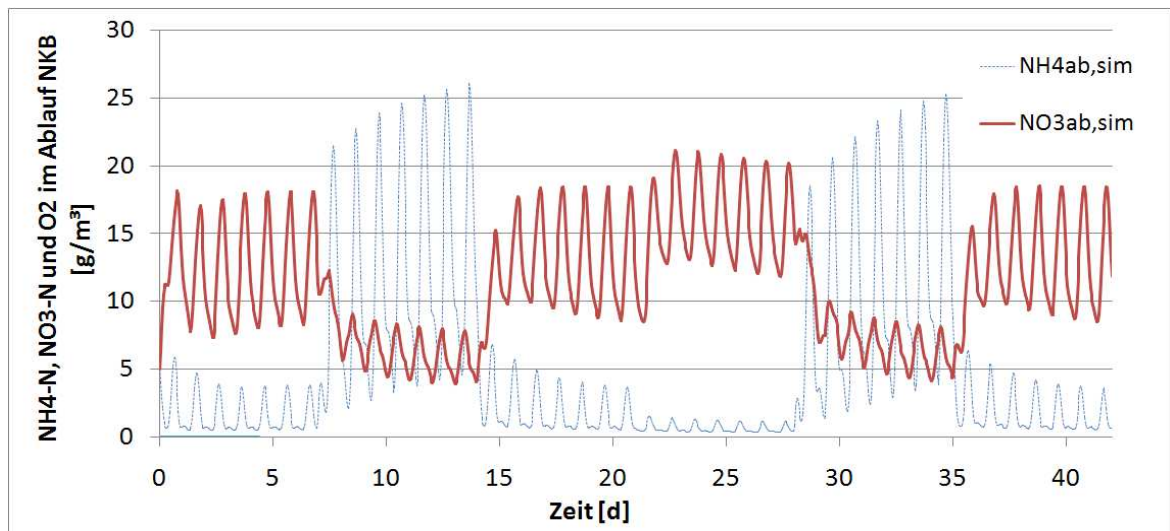


Abbildung 20: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Winter)

Das Szenario macht sehr deutlich, dass es besonders in der 2. und 5. Woche des Simulationszeitraums zu einem erheblichen Anstieg der Ammoniumstickstoffkonzentrationen kommt. Die zweite und fünfte Woche sind durch eine maximale Kohlenstoffbelastung bei gleichbleibender Temperatur von 20°C gekennzeichnet. Hinsichtlich NH₄-N werden Spitzenkonzentrationen von 26g_{NH₄-N}/m³ erreicht, die in keinem Fall vertretbar sind. Dieser Lastfall wird im Weiteren maßgebend bei der Neuauslegung der Anlage, die in Abschnitt 4.3.6 erläutert wird. Abbildung 20 verdeutlicht desweiteren, dass der Zeitraum mit minimaler CSB-Belastung in Woche 4, die höchsten Nitratstickstoffablaufwerte von bis zu 21g_{NO₃-N}/m³ hervorbringt.

b) Sommer 30°C maximale Temperatur

Mit Hilfe der dynamischen Simulation des Sommerlastfalls wird schwerpunktmäßig die Dimensionierung der Belüfter überprüft. Im Sommer kommt es bei gleichbleibender Belebtschlammkonzentration zu einem Anstieg des Sauerstoffbedarfs und zu einem Abfall der Überschussschlammproduktion. Ursache ist, dass infolge erhöhter Sterberaten der Biomasse mehr Schlamm gezehrt wird. Dies führt seitens der biologischen Prozesse zu einem weitergehenden Substratabbau und verringerten BSB-Ablaufkonzentrationen. Die starke Wirkung der Temperatur ist auch in der nachfolgenden Abbildung 21 zu sehen. Die Konzentration von Ammoniumstickstoff, ist geringer als bei 20°C. Dennoch lässt sich tendenziell dieselbe kritische Situation wie im vorangegangenen Lastfall beobachten: der starke Anstieg der NH₄-N-Konzentrationen in den Wochen 2 und 5. Die Wochen 2 und 5 identifizieren darüber hinaus den maßgebenden Lastfall für die Belüfter. Trotz maximaler Leistung der Belüfter werden im Nitrifikationsbecken minimale Sauerstoffkonzentrationen von 0.4 g_{O₂}/m³ erreicht. Dieser Lastfall ist also bei der Auslegung der Belüfter zu berücksichtigen.

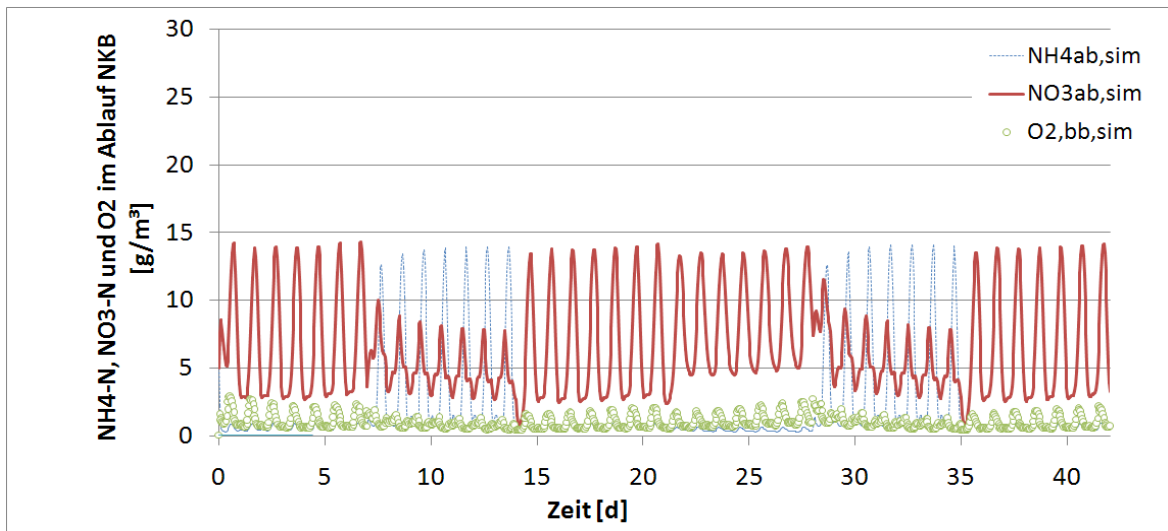


Abbildung 21: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Sommer)

c+d) Zyklus Tiefsttemperatur

Nachfolgender Abschnitt verdeutlicht den Einfluss tiefer Temperaturen auf die Nitrifikation. Kritisch sind die Zeiträume der 5. Woche und um den 50. Simulationstag.

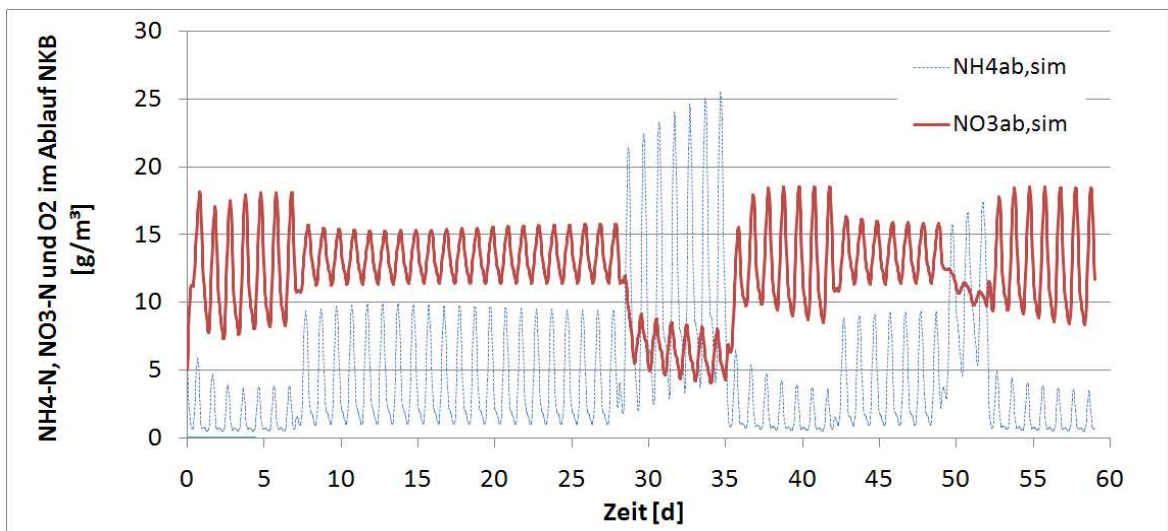


Abbildung 22: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Tiefsttemperatur 1)

Die Woche 5 ist charakterisiert durch eine maximale CSB-Belastung bei einer Temperatur von 20°C (siehe auch Punkt a). Der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Anstieg zwischen Tag 49 und 52 bzw. Tag 49 und 56 ist durch die tiefe Temperatur von 10°C begründet. In der Spitze sind hier $20 \text{ g}_{\text{NH}_4\text{-N}}/\text{m}^3$ Ammoniumstickstoff zu verzeichnen. Bei längeren betrachteten Zeiträumen ist zudem mit einem weiteren Anstieg der Stickstoffkonzentrationen zu rechnen.

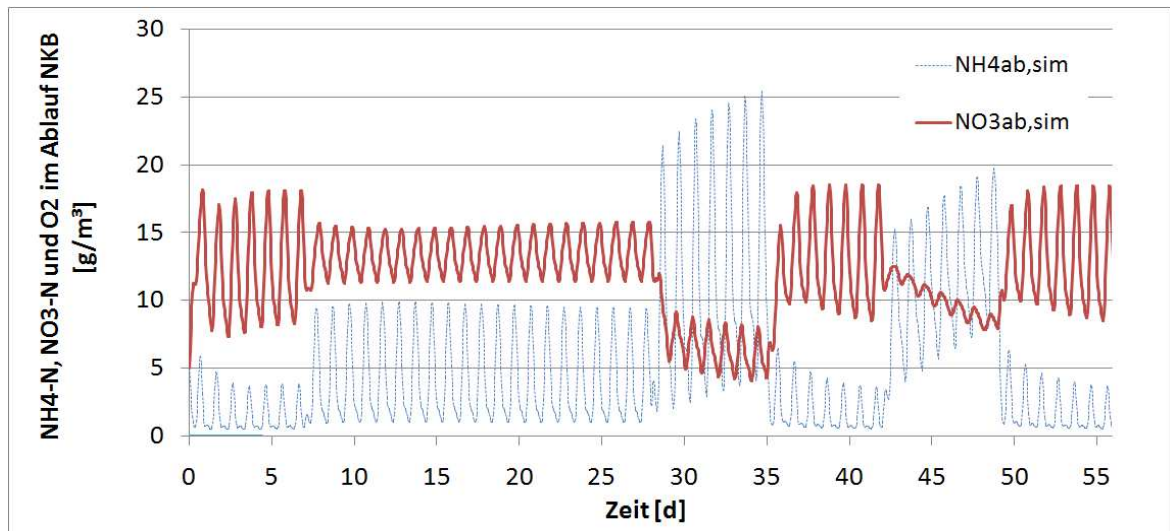


Abbildung 23: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die mit A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall Tiefsttemperatur 2)

Anders als zu vermuten, ist dieser Lastfall durch die insgesamt im Vergleich zu Deutschland betrachteten relativ hohen Temperaturen nicht maßgender kritischer Lastfall.

4.3.6 Abgeleitete Bemessungshinweise

Wie erläutert, haben die vier untersuchten Szenarien aber auch der mittlere dynamische Lastfall gezeigt, dass sowohl das bemessene Beckenvolumen nach A131 (2000) als auch die maximale Leistung der Belüfter noch nicht ausreichend ist. Im Folgenden werden zuerst die Beckenvolumen untersucht.

Beckenvolumen

Der Winterlastfall a) hat gezeigt, dass sowohl Ammoniumstickspitzen als auch Nitratstickstoffspitzen bei maximaler CSB-Belastung überschritten werden. Um $\text{NH}_4\text{-N}$ -Spitzen unterhalb von $10\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$ und $\text{NO}_3\text{-N}$ -Konzentrationen im Mittel bei $10\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$ zu halten, musste sowohl das Nitrifikations- als auch das Denitrifikationsvolumen um jeweils 90% erhöht werden. Folglich ergaben sich Beckenvolumen von $V_D=6,8\text{m}^3$ und $V_N=27,9\text{m}^3$. Des Weiteren wurde ein Rückführverhältnis RF von 5 eingestellt. Nach Anpassung der Volumina, ergeben sich folgende Stickstoffablaufwerte:

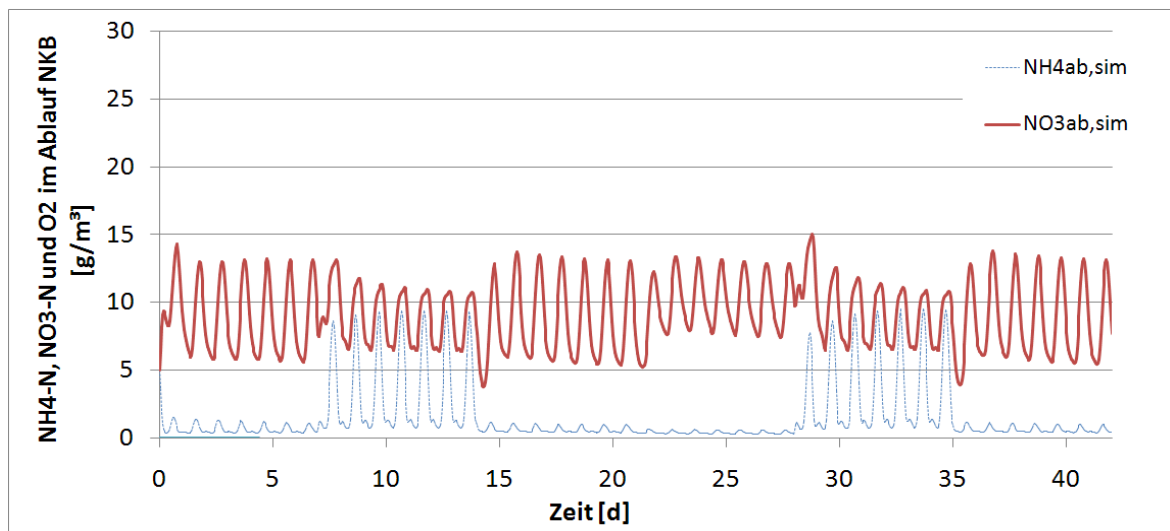


Abbildung 24: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen (Lastfall Winter)

Belüfterauslegung

Aus dem Sommerlastfall b) lassen sich mit Hilfe der Simulationsergebnisse der Wochen 2 und 5 Hinweise zur Auslastung und Dimensionierung der Belüfter gewinnen. Es zeigte sich, dass in beiden Wochen der Sauerstoffgehalt im Nitrifikationsbecken trotz maximaler Leistung der Belüfter auf $0,4 \text{ g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ sank. Sauerstoffgehalt von $0,5 \text{ g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ sind typisch als Dimensionierungswerte von Umlaufgräben, in denen simultane Nitrifikation bzw. Denitrifikation erfolgen soll. Nach Erhöhung der Beckenvolumen sanken die Sauerstoffkonzentrationen im Nitrifikationsbecken sogar auf Werte von $0,2 \text{ g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ ab. Da somit sogar mittlere Sauerstoffkonzentrationen in Umlaufgräben nicht mehr erreicht werden, wird hier die Empfehlung ausgesprochen, die Belüfter für die Anlagenbemessung ab 20°C größer auszulegen, als das von A131(2000) empfohlen wird. In diesem Fall (50% größere Belüfter) werden für den Sommerlastfall bei maximaler Belastung (hier 34,5-34,7 Tage) minimale Sauerstoffkonzentrationen im Belebungsbecken von $0,9 \text{ g}_{\text{O}_2}/\text{m}^3$ erzielt. In anderen Zeiträumen sind zum Teil noch niedrige Sauerstoffkonzentrationen zu verzeichnen. Diese sind aber dadurch begründet, dass die Leistung der Belüfter aufgrund des schon erreichten Sollwertes von Ammoniumstickstoff heruntergefahren wird.

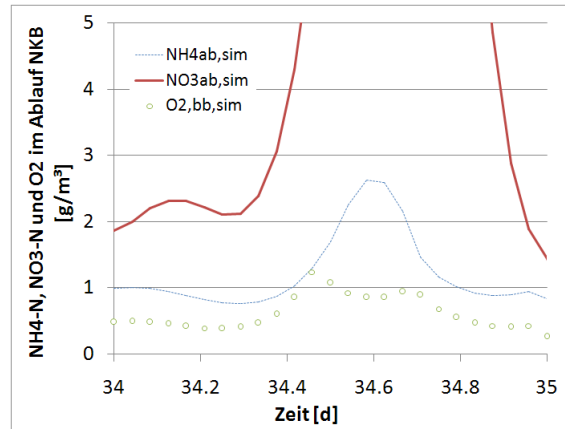


Abbildung 25: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und unter maximaler Belüfterleistung im Zeitraum 34.5-34.7 Tagen (Lastfall Sommer 30°C, Belüfterleistung um 50% gegenüber A131 (2000) erhöht)

Extreme Winterlastfälle

Nach Anhebung der Beckenvolumen und der Belüfterleistung wird in Folge die Leistungsfähigkeit dieser neuen Anlage bei extremen Wintertemperaturen untersucht. Es zeigt sich, dass die neu ausgelegte Anlage für beide untersuchten Lastfälle (c+d) ausreichend gute Ergebnisse erzielt: die Nitratstickstoffkonzentrationen erreichen Mittelwerte unter $10\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$ und auch Ammoniumspitzen bleiben unterhalb von $10\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$.

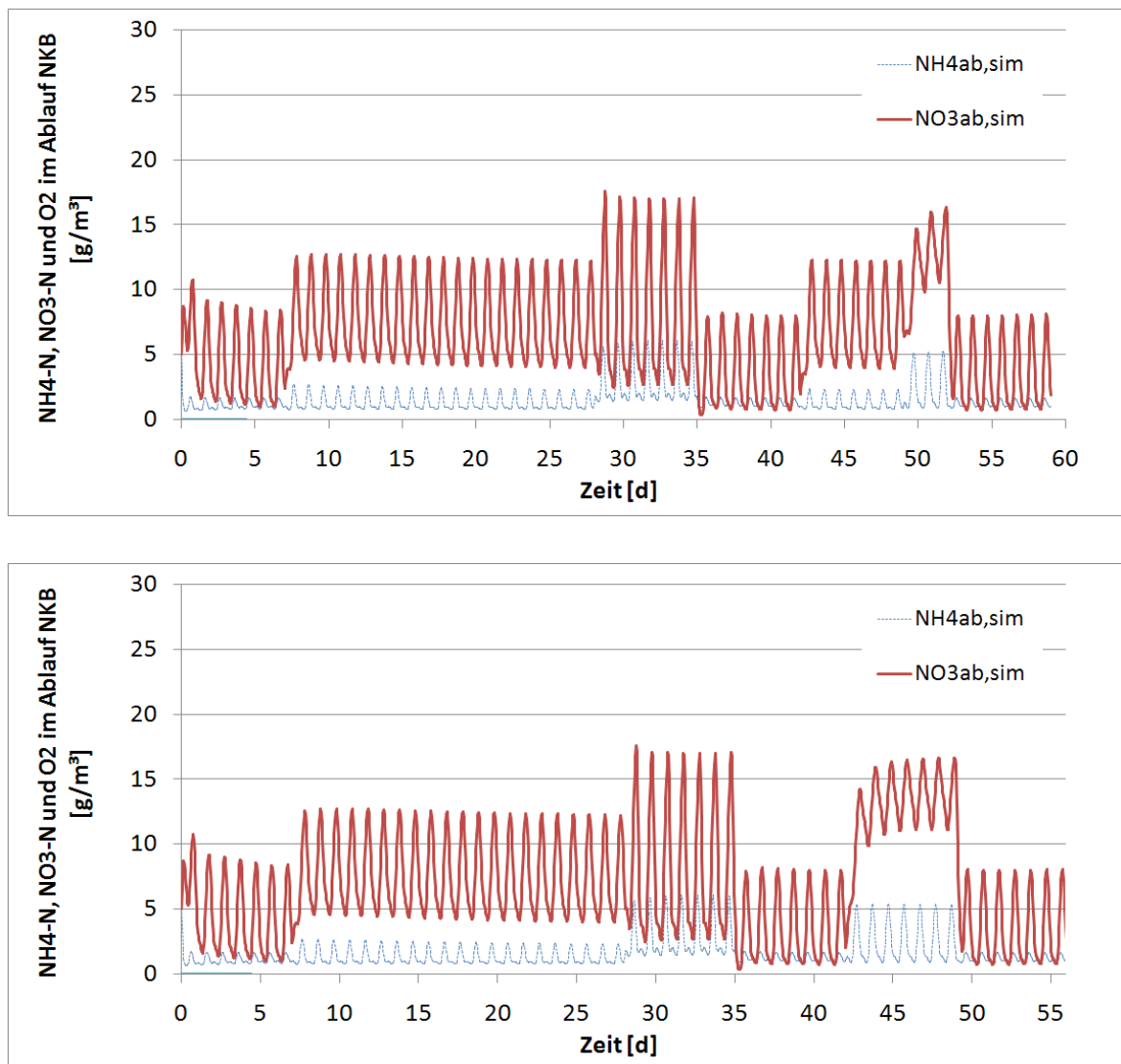


Abbildung 26: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (Lastfälle Tiefsttemperatur)

Regenwasserlastfall

Abschließend wurde ein einzelnes Regenereignis mit Wirkung auf die Stickstoffablaufkonzentrationen untersucht. Die nachfolgende Abbildung verdeutlicht den starken Anstieg der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen im Regenwetterfall auf maximal $8,3 \text{ g}_\text{N}/\text{m}^3$. Obwohl die Ammoniumstickstoffspitzen, die durch das Regenereignis hervorgerufen werden, durchaus sichtbar und tendenziell noch zu hoch sind, sind die Ergebnisse im Vergleich zu den vorher untersuchten weitaus kritischeren Lastfälle durchaus vertretbar. Durch eine geeignete Regelung des Rezirkulations- und Rücklaufschlammstroms lassen sich die Nitratstickstoffspitzen noch weiter reduzieren. Aus dem Simulationsergebnis heraus werden keine weiteren generellen Volumenerhöhungen empfohlen.

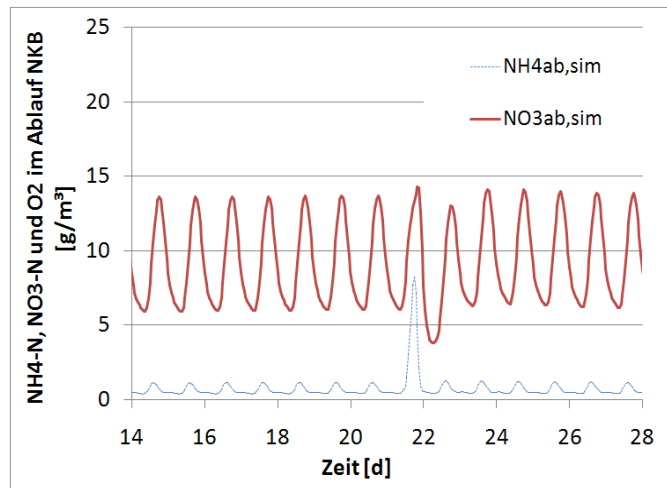


Abbildung 27: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (Regenwasserlastfall)

WEITERE UNTERSUCHUNGEN NACH OPTIMIERUNG DER VOLUMEN

Im Folgenden werden die Ergebnisse fünf weiterer Szenarien zu der Wirkung der Hemmung auf Nitrifikanten und Heterotrophen, zu Mangelsituationen von Stickstoff und Phosphor sowie zum Betrieb der Anlage bei halbiertes Zulaufbelastung vorgestellt. Alle Untersuchungen wurden auf Grundlage der neu bemessenen Anlage auf Grundlage der vorangegangenen Simulationsszenarien durchgeführt. Die Belüfterleistung ist somit gegenüber der Bemessung mit A131 (2000) um maximal 50% erhöht ($Q_{\text{Luft,Spitze,max}}=2841\text{m}^3/\text{d}$), das Nitrifikations- und das Denitrifikationsvolumen um jeweils 90% vergrößert, so dass sich $V_N=27,9\text{m}^3$ und $V_D=6,8\text{m}^3$ ergeben.

Hemmung der Nitrifikation und heterotrophen Stoffabbaus

Die Abbildung 28 zeigt die Wirkung einer um 25% verringerten maximalen autotrophen Wachstumsrate (links) und einer um 25% verringerten maximalen heterotrophen Wachstumsrate (rechts). Der Sicherheitsfaktor von 25% wurde in Analogie zu den HSG-Bemessungsansätzen (1989, 1993) gewählt, die das aerobe Bemessungsschlammalter mit einer zusätzlichen Sicherheit von 25% versehen.

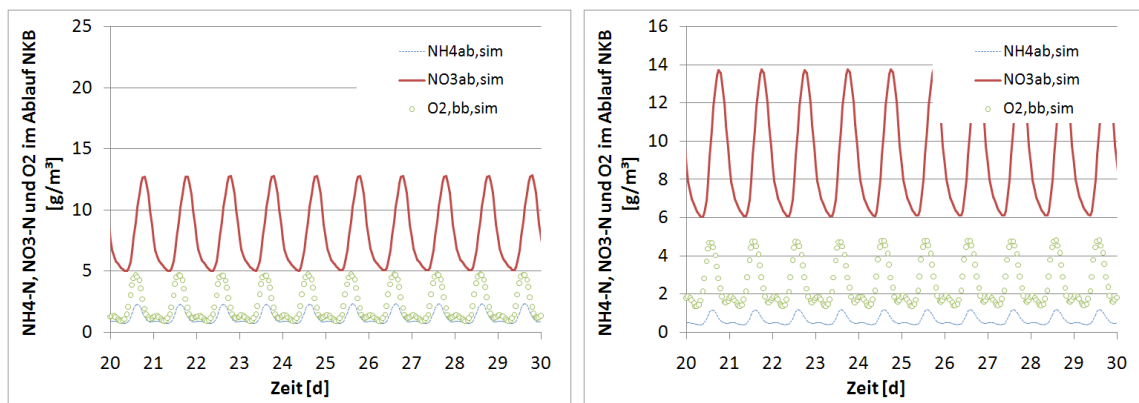


Abbildung 28: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (links Hemmung der Nitrifikanten um 25%, rechts Hemmung der Heterotrophen um 25%)

Es ist zu erkennen, dass die Wirkung der maximalen heterotrophen Wachstumsrate in dem untersuchten Lastfall sehr gering ist. Die Stickstoffablaufkonzentrationen verändern sich unwesentlich ($\Delta\text{NH}_4\text{-N}=0,01 \text{ g}_\text{N}/\text{m}^3$; $\Delta\text{NO}_3\text{-N}=0,24 \text{ g}_\text{N}/\text{m}^3$). Auch die CSB-Konzentrationen steigen nur um 0,01% Prozent gegenüber dem Ausgangslastfall an.

Anders sieht die Situation nach Hemmung der Nitrifikation um 25% aus. Die mittleren Ammoniumstickstoffkonzentrationen steigen von $0,7 \text{ g}_\text{N}/\text{m}^3$ auf $1,2 \text{ g}_\text{N}/\text{m}^3$ an. Da die Sauerstoffkonzentrationen nicht die maßgebende Ursache erhöhter Ablaufkonzentrationen sind, wäre es nötig, das Nitrifikationsvolumen erneut um 80% zu vergrößern. Nur so ließe sich die Hemmung abfangen. In diesem Falle wären dann mittlere Ammoniumablaufkonzentrationen von $1,0 \text{ g}_\text{N}/\text{m}^3$ erreichbar.

Stickstoff- und Phosphormangel

Ergänzend zu vorangegangenen Untersuchungen soll zudem analysiert werden, wie sich ein Stickstoff- bzw. Phosphormangel, hervorgerufen durch ein 50%-tige Reduzierung der TKN- bzw. P_{ges} -Konzentration im Zulauf zur Belebungsstufe auswirkt. Die Ergebnisse werden in Abbildung 29 dargestellt.

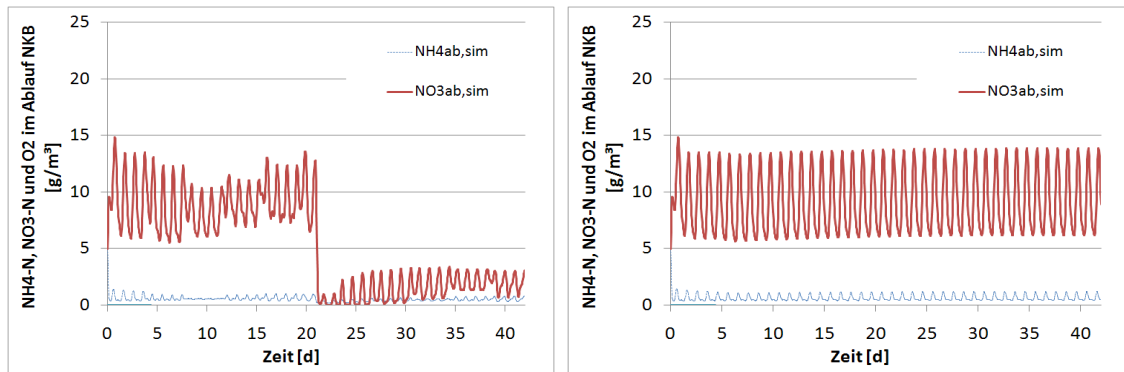


Abbildung 29: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (links Stickstoffmangel nach Reduktion der N_{ges} -Konzentration um 50%, rechts Phosphormangel nach Reduktion der P_{ges} -Konzentration um 50%)

Da keine vermehrt biologische Phosphorelimination oder chemische Fällung bei der untersuchten Anlage zur Anwendung kam, ist die Wirkung der Reduzierung der P_{ges} -Frachten nicht signifikant. Die 50%-tige Verminderung der TKN-Zulaufkonzentration ist jedoch sehr deutlich im linken Diagramm der Abbildung 29 zu erkennen. Die Reduktion, beginnend am Tag 21, führt dazu, dass die zu nitrifizierende Fracht deutlich vermindert wird. In Folge sind auch die sich einstellenden Ammonium- und Nitratstickstoffkonzentrationen mit $0,45\text{g}_{\text{NH}_4}/\text{m}^3$ bzw. $1,5\text{g}_{\text{NO}_3}/\text{m}^3$ deutlich geringer. Die mittlere Leistung der Belüfter sinkt bei halber TKN-Belastung um etwa 26%. Bei Reduzierung der TKN-Konzentration im Zulauf um etwa 65% findet keine Nitrifikation mehr statt, da der gesamte Stickstoff zur Biomasseninkorporation verwendet wird.

Halbierung der Zulauffrachten

Bei Halbierung der Zulauffrachten erhöht sich sowohl das aerobe als auch das gesamte Schlammalter der Belebungsstufe. Infolge dessen werden bessere Stickstoffablaufwerte erzielt. Die Reduzierung der Frachten um 50% wurde durch eine Verminderung des zufließenden Volumenstromes um 50% erreicht.

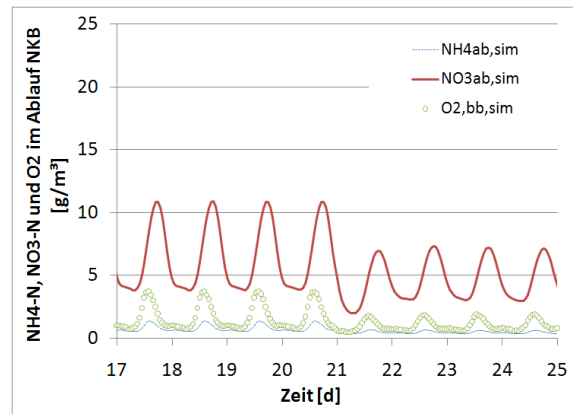


Abbildung 30: Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 für die Belebungsanlage mit erhöhten Beckenvolumen und Belüfterleistung (bei halbiertes Zulaufkonzentration ab Tag 21 und geringen O_2 -Konzentration im Nitrifikationsbecken von 2,5 bzw. 1,7 g_{O_2}/m^3)

Im betrachteten Lastfall mit mittleren Sauerstoffkonzentrationen im Nitrifikationsbecken von 2,5 bzw. 1,7 g_{O_2}/m^3 nach der Frachtreduzierung ergeben sich Ammoniumstickstoffablaufkonzentrationen aus dem Nachklärbecken von 0,4 g_{NH_4-N}/m^3 und Nitratstickstoffablaufwerte von 9,4 g_{NO_3-N}/m^3 . Durch die halbierte Zulaufkonzentration sank die eingetragene Luftmenge um etwa 39% ab. Eine entsprechende Steuerbarkeit der Belüfter ist also unbedingt vorzusehen.

4.3.7 Bemessungsrichtlinien

Nachfolgend werden die Schlussfolgerungen, die sich vorwiegend aus dem Abschnitt 4.3.5 ergaben, nochmals hinsichtlich ihrer Bedeutung für die Bemessung von Belebungsanlagen bei höheren Temperaturen zusammengefasst. Die zwei wesentlichsten Schlussfolgerungen, werden nachfolgend nochmals hervorgehoben:

a) Es zeigte sich, dass der Winterlastfall bei 20°C und maximaler Frachtwoche, der maßgebende Lastfall für die Auslegung der Belebungsbeckenvolumen war. Es wurde deutlich, dass sowohl das Nitrifikations- als auch das Denitrifikationsvolumen nach A131 (2000) für Temperaturen von 20°C im Falle einer Belastung ähnlich der HSG-Lastfälle zu klein ausgelegt werden. Beide Beckenvolumen wurden um 90% gegenüber der stationären Bemessung erhöht, so dass Spitzenablaufwerte von NH_4-N von 10 g/m^3 und mittlere Ablaufwerte von NO_3-N von 10 g/m^3 eingehalten werden konnten. Wird die Nitrifikation um 25% gehemmt, muss das Nitrifikationsvolumen um weitere 80% erhöht werden ($TS = 3g/L$).

b) Der Sommerlastfall bei 30°C und maximaler Belastung verdeutlichte, dass die maximale Leistung der Belüfter um 50% erhöht werden muss, um die oben genannten Ablaufkonzentrationen für diesen Zeitraum und bei den untersuchten HSG-Lastfällen einzuhalten.

Die mit dem ASM 3 in dieser Arbeit mit Hilfe der Simulation nachbemessene Belebungsanlage würde bei 20°C und mittlerer dynamischer Belastung mit einem Schlammalter von 16 Tagen betrieben. Es ergäben sich eine spezifische Überschussschlammproduktion von $0,45 \text{ kg}_{\text{TS}}/\text{kg}_{\text{BSB}}$ (Annahme $\text{CSB}_{\text{Zu}}/\text{BSB}_{\text{Zu}}=2$) und ein spezifischer Gesamtsauerstoffbedarf von $1,7 \text{ kg}_{\text{O}_2}/\text{kg}_{\text{BSB}}$. Sowohl der Überschussschlammfall als auch der Sauerstoffbedarf liegen damit in den Bereichen, die nach A131 (2000) bei geringeren Temperaturen für Stabilisierungsanlagen ermittelt wurden. Weitere Kennzahlender dynamischen Simulation sind in nachfolgender Tabelle 13 abgedruckt.

Die starken Abweichungen zwischen der Simulation mit dem ASM 3 und den Bemessungsergebnissen nach A131(2000) bei hohen Temperaturen verdeutlicht, die große Notwendigkeit, die Bemessung bei höheren Temperaturen mit kritischem Sachverstand zu überprüfen. Im Hinblick auf die geforderten Ablaufwerte (Mittelwert oder qualifizierte Stichprobe) muss die Leistungsfähigkeit der bemessenen Anlage, Zulaufstickstoffspitzen abpuffern zu können, hinterfragt werden. Das A131(2000) liefert in Abhängigkeit der Temperatur folgende Beckenvolumen: **10°C: 110L/EW; 20°C: 43L/EW; 30°C: 16L/EW.**

Tabelle 13: Zusammenfassung der Ergebnisse der Simulation mit dem ASM 3 (GUJER et al., 1999) im Vergleich zu verschiedenen deutschen Bemessungsansätzen

Parameter	ASM 3	A131 (2000)	A131 (1991)	HSG (1989)	HSG (1993)
V_{BB} [m ³]	34,7	16,3	18,9	17,0	15,5
V_N [m ³]	27,9	14,7	13,9	13,2	11,3
V_D [m ³]	6,8	1,6 ⁽¹⁾	5,0	3,8	4,2
TS_{BB} [g/L]	3	3	3	3	3
\dot{U}_{S_B} [kg _{TS} /d]	6,5*	11,7	11,0	11,0	11,5
OV_C [kg _{O2} /d]	-	14,2	16,5	14,7	13,0
OV_{ges} [kg _{O2} /d]	29,0*	17,9	20,7	18,9	17,2
t_{TS} [d]	16,0*	4,2	5,1	4,6	4,1
$t_{TS,aer}$ [d]	12,1*	3,8	3,8	3,6	3,6
RV [-]	5,0*	2,6	2,6	2,6	2,7
NH_4-N_e [g/m ³]	0,66*	1	1	1	1
NO_3-N_e [g/m ³]	9,19*	10	10	10	10
$Q_{Luft,Spitze,max}$ [m ³ /min]	1,97	1,315	1,377	1,375	1,323
$Q_{Luft,Spitze,max}$ [m ³ /d]	2841	1894	1983	1980	1905

* basierend auf dem Szenario mittlerer dynamischer Belastung bei 20°C

4.4 Modellierung von Teichanlagen

Teiche werden oft als einfache, natürliche Reinigungstechnologie bezeichnet. Auch wenn dies in Bezug auf den Aufwand für den Betrieb und Bau der Anlage zutreffen mag, so sind die Prozesse, die in den Teichen ablaufen hoch komplex. Sie laufen weitgehend unter natürlichen Bedingungen ab und werden kaum durch technische Faktoren reguliert. Die Einfachheit des Verfahrens hat zwar Vorteile, bedeutet aber auch, dass die Steuerungsmöglichkeiten im Vergleich zu anderen Technologien eingeschränkt sind. Die Mechanismen in den Teichen werden damit größtenteils durch die vorherrschenden klimatischen und lokalen Rahmenbedingungen bestimmt, welche Selbstregulierungsmechanismen in den Teichen beeinflussen. Vor allem die Sonneneinstrahlung, der Wind und die Temperatur spielen hier eine große Rolle (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005; JORDÃO und PESSÔA, 1995).

Obwohl die ablaufenden Prozesse im Zusammenspiel mit den Einflussfaktoren sehr komplex sind, sind die in der Praxis verwendeten Bemessungsansätze meist sehr einfach gehalten. Bei der Anlagenbemessung spielen in der Praxis traditionell einfache reaktortheoretische Ansätze eine Rolle (SHILTON, 2005). In diesen Ansätzen wird das komplexe Zusammenspiel der einzelnen Faktoren stark vereinfacht durch einen einzigen Parameter berücksichtigt, der Reaktionsrate erster Ordnung (k -Wert). Dieser Wert dominiert weitestgehend den Bemessungsvorgang und muss deswegen möglichst genau für verschiedene Teiche unter verschiedenen Rahmenbedingungen (Klima, Teichgeometrie, Hydraulik, etc) angesetzt werden können.

Trotz der hohen Bedeutung dieser einfachen Ansätze, die auch in absehbarer Zukunft in der stationären Bemessung die größte Rolle spielen werden, zeigt die Entwicklung bei Belebungsanlagen und für Anaerobreaktoren auf, dass auch dynamische Ansätze wichtige Beiträge zur Bemessung und Optimierung von Anlagen liefern können. Ein Grund, warum dynamische Modelle für Teichanlagen noch keinen nennenswerten praktischen Eingang in die Bemessung gefunden haben, mag die Tatsache sein, dass zwar verschiedene Ansätze existieren, aber noch immer eine Standardreferenz fehlt, auf die Studien aufbauen können und die international akzeptiert sind. Gerade wegen der vielen Einflussfaktoren und der hohen Bedeutung der dynamischen Prozesse in den Teichen (z.B. Tag und Nachtzyklen) ist aber davon auszugehen, dass dynamische Modelle einen wichtigen Beitrag für das Verständnis der dort ablaufenden Prozesse leisten können. Nicht zuletzt können sie darüber hinaus eine zusätzliche Optimierung des finalen Designs des Teichs durch die Berechnung verschiedener Szenarien ermöglichen.

4.4.1 Anlagen- und Modellbeschreibung in Simba

Modellüberlegungen

Die vorangegangenen Ausführungen deuten bereits auf die hohe Komplexität hin, die mit der Modellierung von Teichsystemen verbunden ist. Ziel im Projekt war es, dynamische Modelle zu entwickeln, welche die dominanten Prozesse in verschiedenen Teichsystemen möglichst mechanistisch abbilden können und so konzipiert sind, dass sie das Potenzial für eine breite internationale Anwendung haben. Das sollte durch eine gute modelltechnische Näherung der Realität und durch den Bezug zu international akzeptierten Ansätzen gelingen

Betrachtet man sich die Verfahren der Biologischen Abwasserreinigung, so sieht man, dass diese generell durch eine Kombination aus aeroben und anaeroben Prozessen geprägt sind. Die Umsatzvorgänge in Abwasserreinigungsanlagen laufen über verschiedenste Mikroorganismengruppen ab, Prozesse und Mikroorganismen sind aber grundsätzlich dieselben, wie sie bei natürlichen in Flüssen und Seen zu finden sind. Auch wenn die Vielfalt der Mikroorganismen und der ablaufenden Prozesse sehr komplex sind, so kann doch angenommen werden, dass der Abbau organischer Substanz auch in Teichen im Wesentlichen ähnlich zu denen in anderen biologischen Abwasserreinigungssystemen erfolgt (PEARSON, 2005). Was Abwasserteiche somit hauptsächlich von anderen Reinigungstechnologien unterscheidet, ist das Vorkommen von Mikroalgen (PEARSON, 2005).

Grundsätzliche Abbildung der Prozesse

Die Ausführungen legen nahe, sich auch bei der Modellierung der dominanten Prozesse in Teichen, an bewährten Modellierungsansätzen von Belebungsanlagen und Anaerobreaktoren zu orientieren. Es macht Sinn, die Modellierung basierend auf den ASM-Modellen bzw. dem ADM1 durchzuführen. Die Modelle ASM3 (HENZE et al., 2000) und ADM 1 (BATSTONE et al., 2002) sind international anerkannt und haben sich in der Praxis bereits vielfach bewährt. Aufgrund der hohen Bedeutung der Algenproduktion in den Fakultativteichen muss zusätzlich die Einbindung eines geeigneten mathematischen Ansatzes zur Beschreibung der Algenprozesse erfolgen. Mit dem River Water Quality Model No 1 der IWA (RWQM No1; REICHERT et al., 2001) liegt auch hier eine internationale Referenz vor, die Anwendung finden kann. Der Ansatz beschreibt die Umsatzprozesse in Flüssen und enthält entsprechende Differentialgleichungen zur Abbildung der Algenprozesse, die für eine Beschreibung der Algenprozesse in Teichen übernommen bzw. angepasst werden können.

Wachstumsrate der Algen mit Ammoniumstickstoff:

$$k_{m_alg} \times \frac{S_{NO} + S_{NH}}{K_{N,ALG} + S_{NO} + S_{NH}} \times \frac{S_{NH}}{K_{NH_4,ALG} + S_{NH}} \times \frac{S_{NH}}{S_{NH} + K_{NH_lim}} \times \frac{S_{ALK}}{S_{ALK} + K_{ALK_lim}} \times I_{AV} \times X_{ALG}$$

Wachstumsrate der Algen mit Nitratstickstoff:

$$k_{m_alg} \times \frac{S_{NO} + S_{NH}}{K_{N,ALG} + S_{NO} + S_{NH}} \times \frac{K_{NH_4,ALG}}{K_{NH_4,ALG} + S_{NH}} \times \frac{S_{NO}}{S_{NO} + K_{NO_lim}} \times \frac{S_{ALK}}{S_{ALK} + K_{ALK_lim}} \times I_{AV} \times X_{ALG}$$

Die Lichtenergie, die für das Algenwachstum benötigt wird, wird aus der Beer-Lambert Formel in Abhängigkeit der Tiefe des Teiches berechnet:

$$I(z) = I(0)e^{-k_e z},$$

wobei 47% aus der gesamten Lichtintensität dem Wellenspektrum, das für die Photosynthese relevant ist, entsprechen (Chapra et al., 2005):

$$I(0) = 0.47 \cdot I_{Total}$$

Der Lichtabsorptionsfaktor wurde nach Juspín et al. (2003) definiert:

$$K_e = 3.32 + 0.03 \times X_{TS}$$

Die Lichtabschwächung nach Steele ist ferner gegeben durch:

$$I_{AV} = \frac{I(z)}{K_I} e^{1 - \frac{I(z)}{K_I}}$$

Es war nötig, ASM 3 um neue Prozesse zu ergänzen. Berücksichtigt wurde der Windeinfluss mit Wirkung auf den Sauerstoffeintrag. Auch Ammoniak- und Kohlendioxidaustauschprozesse zwischen Teichoberfläche und Atmosphäre wurden in das Modell aufgenommen. Zur Berechnung der Ammoniakkonzentration aus dem gesamten anorganischen Stickstoff und der Kohlendioxidkonzentration aus dem anaorganischen Kohlenstoff wurden die Dissoziationsgleichgewichte unter Berücksichtigung des pH aufgestellt. Die dynamische pH-Wert-Bestimmung wurde für die aeroben Prozesse im Teich analog zum ADM1 implementiert. Berücksichtigt sind also NH_4^+ , HCO_3^- , NO_3^- , H^+ und OH^- Ionen.

Der Gasaustauschprozess wird mit Hilfe der Konzentrationen im Teich (S_i) und der Sättigungskonzentration in der Flüssigphase ($S_{sat_gas_i}$), welche mit Hilfe der Henry-Konstante berechnet wird, ermittelt.

$$J_{gas_i} = kla_{gas_i} \times \frac{A}{V} \times (S_{sat_gas_i} - S_i)$$

Die Sauerstoffaustauschrate wurde mit Hilfe einer empirischen Formel (Ro und Hunt, 2006) berechnet, die auf 297 experimentellen Messpunkten von Austauschkoefizienten

basiert. Die Gleichung wird von den Autoren empfohlen zur Verwendung für Teichanlagen.

$$kla_{O_2} = 0.24 \times 170.6 \times Sc^{-\frac{1}{2}} \times U_{10}^{1.81} \times \left(\frac{\rho_a}{\rho_w} \right)^{\frac{1}{2}}$$

U_{10} ist die Windgeschwindigkeit in der Höhe 10m, Sc die Schmidt-Zahl, die Massentransferkoeffizienten wurden normalisiert (in Ro and Hunt, 2006):

$$\frac{K_{la_1}}{K_{la_2}} = \left(\frac{Sc_1}{Sc_2} \right)^{-\frac{1}{2}}$$

Mit dem gewählten Ansatz liegen Teichmodelle vor, die auf international bewährten mathematischen Formulierungen zur Beschreibung der aeroben, anaeroben und photosynthetischen Prozesse basieren. Neben den rein mathematisch konzeptionellen Vorteilen dieser Vorgehensweise, hat dies darüber hinaus den Vorzug, dass die Gültigkeit der Prozessbeschreibungen bereits weitestgehend international anerkannt ist und umfangreiche Datensammlungen und Studien in der Literatur zu den ASM Modellen und dem ADM1 vorliegen.

Abbildung der Zonen im Teich

Die verschiedenen Teichtypen sind durch unterschiedliche Prozesse gekennzeichnet. Für fakultative Teiche ist es typisch, dass der gelöste und feinpartikuläre BSB aerob von Bakterien im Teichkörper stabilisiert wird, während der suspendierte BSB sich größtenteils absetzt (sedimentiert) und dann in der Bodenschicht des Teiches anaerob umgesetzt wird. Der Teich lässt sich so in eine aerobe Zone, eine fakultative Zone (dort sind sowohl aerobe Bedingungen als auch Sauerstofflimitierung möglich) und eine anaerobe Zone einteilen. Im Gegensatz zu fakultativen Teichen herrschen in Anaerobteichen definitionsgemäß weitestgehend anaerobe Bedingungen vor.

Die relativ klare Ausbildung der Zonen in den Teichen erlaubt es, die verschiedenen Zonen (aerob, fakultativ, anaerob) durch entsprechenden Modelle (ASM und ADM) abzubilden und über eine entsprechende hydraulische Verschaltung die jeweiligen Transport- und Durchmischungsvorgänge in den verschiedenen Teichtypen zu modellieren.

Modellierung realer Anlagen

Zur Überprüfung dieses grundsätzlichen Modellkonzeptes und der implementierten Gleichungen wurde die Teichmodelle in SIMBA implementiert. Die Modellerstellung erfolgte auf Basis realer Teichsysteme aus dem Süden Brasiliens. Eine Großanlage stammt aus Concordia, eine weitere Pilotanlage von der Universidade Federal de Santa Catarina, beide aus dem Bundesstaat Santa Catarina.

Teichsystem Concórdia:

Für die Behandlung des hochkonzentrierten Abwassers werden drei Teiche in Serie geschaltet, von denen die ersten beiden Anaerobteiche sind. Der dritte Teich ist fakultativ (Abbildung 33). Die BSB-Eliminationsrate der Teiche ist sehr hoch. Messungen haben ergeben, dass mehr als 90% des BSB abgebaut werden. Die Eliminationsrate für Stickstoff ist demgegenüber niedrig. Das erste anaerobe Becken (38500m³, 5 m Tiefe) war aufgrund der hohen BSB-Zulaufbelastung mit einer dicken Schlammschicht bedeckt. Der zweite Teich war mit einem Volumen von 41340 m³ und einer Tiefe von 7 m vorwiegend anaerob. Der dritte Reaktor ist ein fakultativer Teich (50000m³) mit einer Tiefe von 3 m, obwohl der BSB-Zufluss in diesen Teich sehr niedrig ist.

Tabelle 14: Bemessungsdaten der Teiche im betrachteten Teichsystem in Concordia, Brasilien

	Anaerobteich 1	Anaerobteich 2	Fakultativteich
Länge	160 m	100 m	220 m
Breite	61 m	75 m	80 m
(mittlere) Tiefe	5 m	7,17 m	3 m
Fläche	7700 m ²	5766 m ²	16667 m ²
Volumen	38500m ³	41340 m ³	50000 m ³

Untenstehende Abbildungen zeigen den Aufbau des Modells für den fakultativen Teich und den Anaerobteich. Obwohl sich die Modelle explizit auf das reale Teichsystem in Brasilien beziehen, ist durch die mechanistische Abbildung der Prozesse davon auszugehen, dass das grundsätzliche Konzept der Modellierung nach einer entsprechenden Anpassung auch auf andere Teichanlagen übertragbar ist.

Neben den rein biologischen Prozessen erfolgte die Nachbildung der hydraulischen Bedingungen in den Teichen indirekt über die Verschaltung der einzelnen Reaktoren. Die Simulation der hydraulischen Misch- und Sedimentationsprozesse erfolgte damit durch die abgebildeten Wasser- und Stoffströme verbunden mit einer Modellierung der gelösten und festen Stoffe.

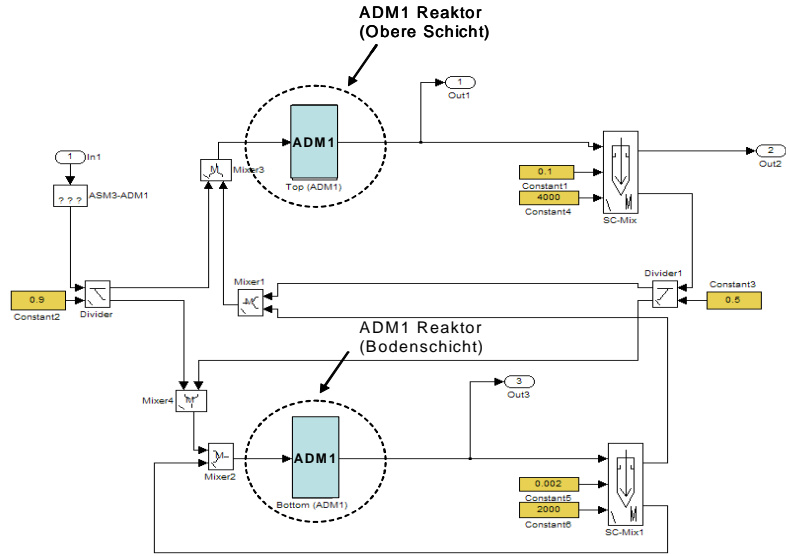


Abbildung 31: Aufbau des anaeroben Teichmodells in SIMBA

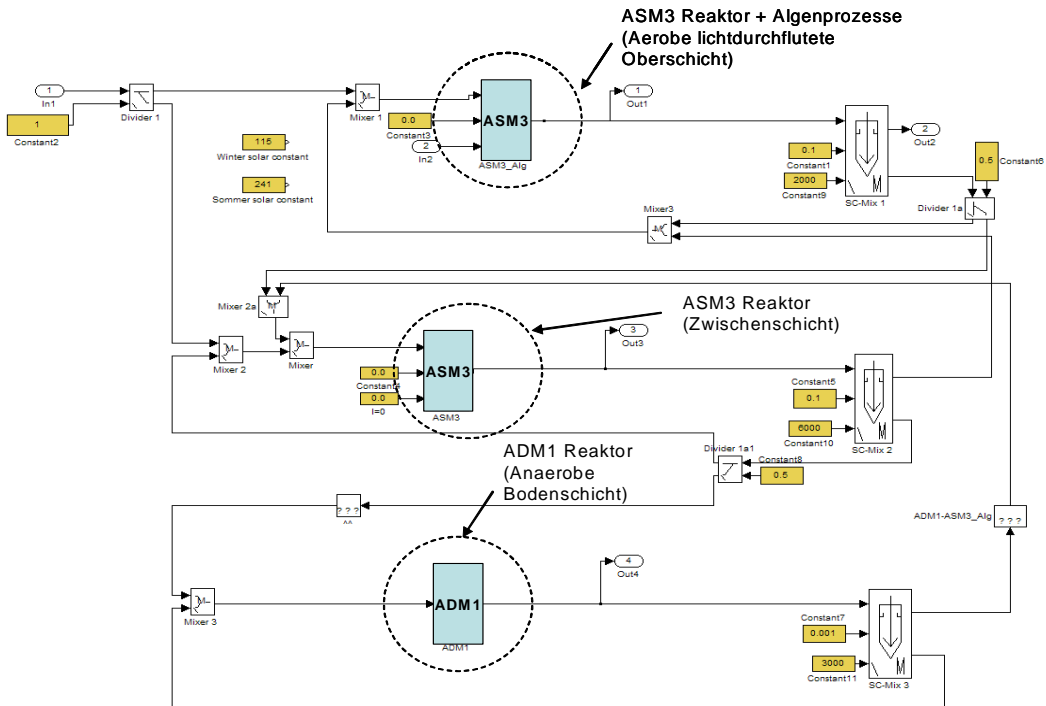


Abbildung 32: Aufbau des fakultativen Teichmodells in SIMBA

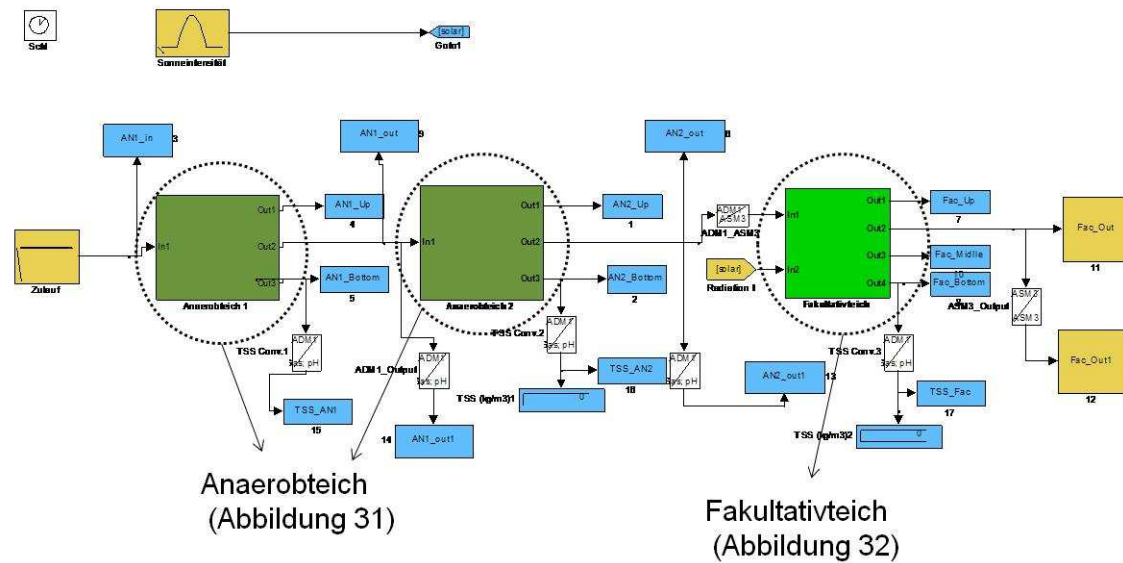


Abbildung 33: Aufbau des gesamten Teichsystems (Anlage Concordia) in SIMBA

Pilotanlage an der UFSC:

Die komplette Anlage ist in Silva (2007) beschrieben. Das dreistufige System besteht aus Anaerob-, Fakultativ- und Schönungsteich. Da die Anaerobeiche schon genauer bei der Condordia-Anlage untersucht wurden, lag der Fokus hier auf der Modellierung der letzten beiden Teiche (fakultativ und Schönungsteich). Hier lagen detaillierte Messungen zu pH, Sauerstoff, Temperatur und Chlorophyll a vor. Diese Werte wurden in drei unterschiedlichen Tiefen bestimmt. Sauerstoff wurde niemals unter 1mg/L gemessen, wodurch das ADM 1 nicht zur Anwendung kam. Die hydraulische Beschreibung ist einfacher als bei Großanlagen aufgrund der Größe (1,1 m³) der hier untersuchten Teiche. Dennoch ist die Anlage ideal, um die entwickelten Modelle zu überprüfen, denn die Daten lagen in weitaus größerer Güte und Auflösung vor, als das üblicherweise bei Großanlagen der Fall ist. Des Weiteren konnten in der Pilotanlage hydraulische Einflüsse viel stärker von den biochemischen Umsatzprozessen getrennt werden. In Abbildung 34 ist der Aufbau der Anlage in SIMBA skizziert.

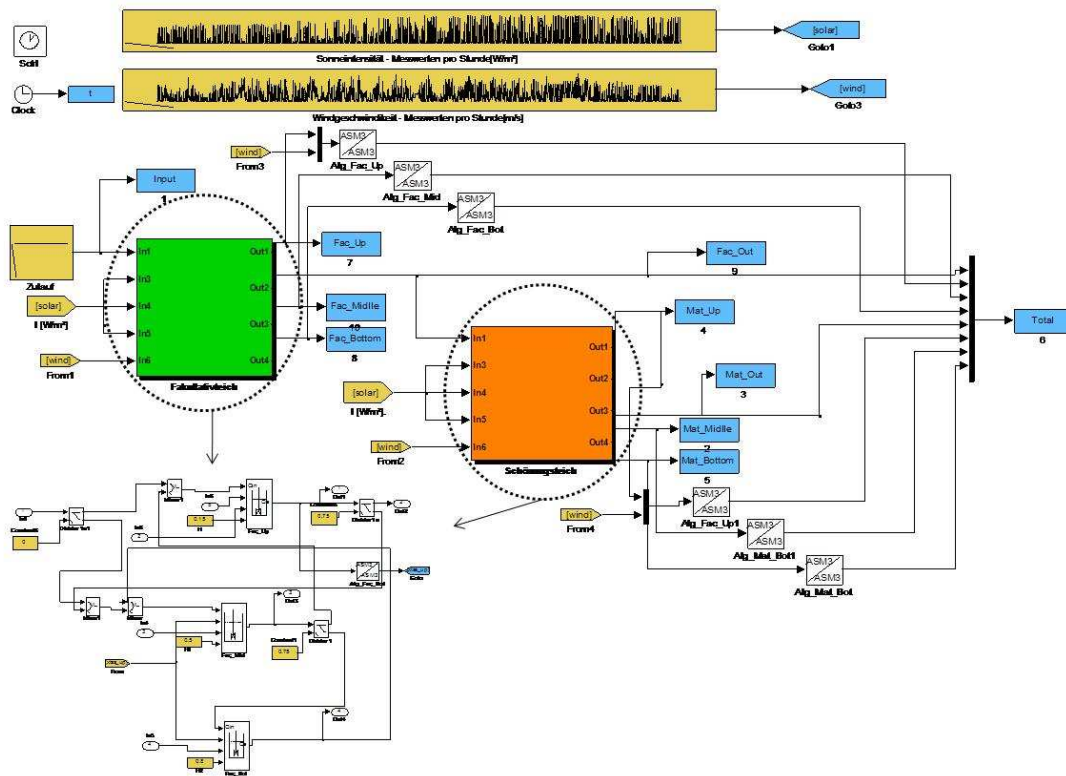


Abbildung 34: Aufbau des gesamten Teichsystems (Anlage UFSC) in SIMBA

Das nachfolgende Bild verdeutlicht nochmals eindrucksvoll die bei dieser Anlage modellierten Prozesse.

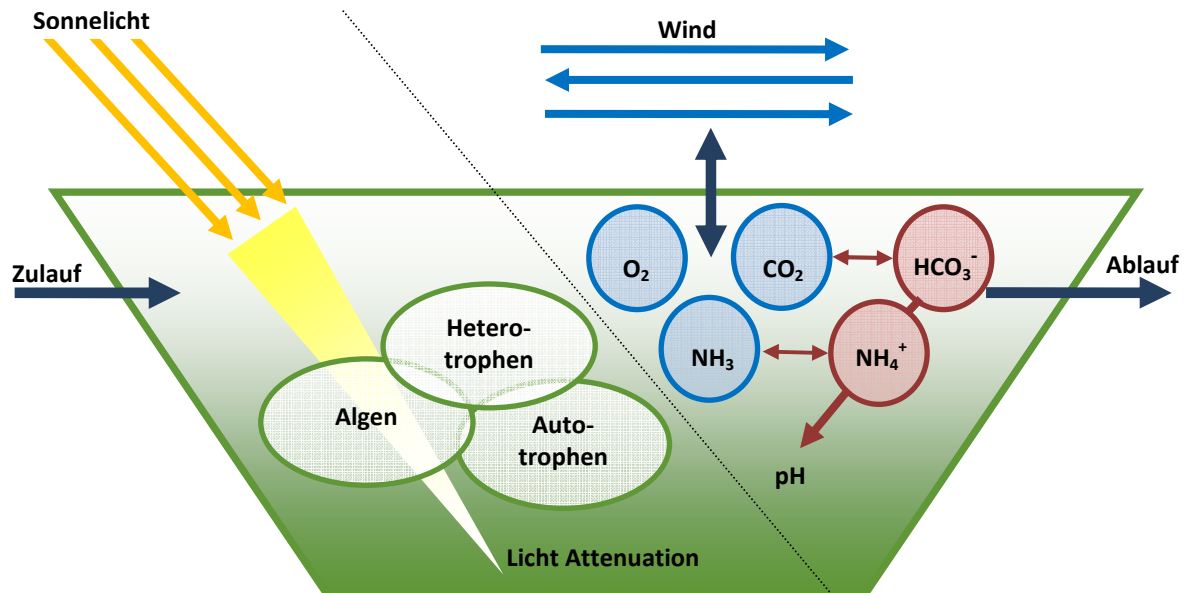


Abbildung 35: Schematische Darstellung der Abbauprozesse, die im Rahmen der Modellierung der Teichsysteme berücksichtigt wurden

4.4.2 Zulaufcharakterisierung

Wie erwähnt, erfolgte die Modellerstellung und Kalibrierung der Modelle anhand der Teichanlagenysteme im Süden Brasiliens. Das behandelte Abwasser ist durch hohe BSB-Konzentrationen charakterisiert.

Bei der dynamischen Modellierung stellt die Datenlage zur Erstellung, Kalibrierung und Validierung eines Modells allgemein meist einen limitierenden Faktor dar. Die Qualität der Modellierung und die Aussagekraft eines mathematischen Ansatzes hängen stark von der Qualität der Eingabedaten ab. Die Übertragbarkeit der Modellaussagen auf andere Belastungen oder andere Klimabedingungen steht entscheidend mit der Qualität der Messdaten im Zusammenhang. Hierbei sollten möglichst sowohl Tagesmischproben charakteristischer Abwasserparameter über einen längeren Zeitraum vorliegen, als auch dynamische Verhältnisse über Tage oder wenige Wochen untersucht worden sein. Beides war für die Messdaten aus Brasilien der Fall. Andere Messdaten von Teichsystemen aus Peru enthielten entweder keine Angabe zu den Volumenströmen und/oder waren durch eine kaum vorhandene Dynamik geprägt. Ist die Dynamik der Messdaten sehr gering, kann die Kalibrierung eines dynamischen Modells nur mit großen Unsicherheiten behaftet durchgeführt werden.

Der Hauptbemessungsparameter für Anaerobteiche ist in der Regel die BSB₅-Raumbelastung (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005). D.h., das Volumen des Teiches richtet sich nach der BSB₅-Fracht pro Volumeneinheit des Teiches (kg BSB/(m³ d)). Die zulässige Raumbelastung wiederum kann als eine Funktion der Temperatur angegeben werden (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005). Es ist grundsätzlich davon auszugehen, dass mit den im Modell vorliegenden Prozessen auf Grundlage des ASM 3 und des ADM 1 sowohl kommunales als auch industrielles Abwasser erfolgreich modelliert werden kann. Veränderungen in den hydraulischen Bedingungen müssen durch eine entsprechende Anpassung der hydraulischen Parameter im Modell berücksichtigt werden.

Folgende Tabelle enthält die Angaben zur Zulaufcharakterisierung der für die Kalibrierung verwendeten Teiche:

Tabelle 15: Mittlere Zulaufdaten des betrachteten Teichsystems in Concordia, Brasilien

Zulauf	Einheit	Sommer	Winter
CSB	g _{CSB} m ⁻³	6330	6291
TKN	g m ⁻³	201	191
NH ₄ ⁻	g m ⁻³	167	161
pH	-	6,52	6,84
Temperatur	°C	26,5	17,4
I _{max}	W m ⁻²	850	500
T _{light}	d	0,55	0,5

Tabelle 16: Mittlere Zulauf- und Ablaufdaten des betrachteten Teichsystems an der UFSC, Brasilien. Die Anlage hat ein Beckenvolumen von $1,1 \text{ m}^3$, wobei $0,4 \text{ m}^3$ auf den oberen Teil und jeweils $0,35 \text{ m}^3$ auf den mittleren und unteren Teil fallen.

Parameter	Einheit	Zulauf			Ablauf			
		Fakultativ-teich	Fakultativteich			Schönungsteich		
CSB	g/m^3	1456	1233			743		
CSB _{gel}	g/m^3	n.m.	1065			504		
CSB/BSB ₅	-	6,8	7,3			7,3		
TS	g/m^3	301	239			146		
NH ₄ -N	g/m^3	505	208			53		
NO ₃ -N	g/m^3	8	6			4		
	<i>Tiefe der Messung</i>		<i>Oben</i>	<i>Mittig</i>	<i>Unten</i>	<i>Oben</i>	<i>Mittig</i>	<i>Unten</i>
Chlorophyll a	$\mu\text{g/L}$	n.m.	79	61	57	163	110	101
Sauerstoff	g/m^3	n.m.	3,9	3,7	3,4	4,5	4,2	3,9
pH	-	8,7	8,8	8,8	8,8	9,1	8,9	8,7
Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	25,9	26,9	25,1	24,8	25,7	23,4	23,0

n.m. = nicht gemessen

Der Zulauf-CSB der Anlage in Concordia wurde unterteilt in 65% X_S, 23,5% S_S und 11,5% inert-CSB. Für das Teichsystem an der UFSC wurde der Zulauf-CSB unterteilt in 20% X_S, 35% S_S und 45% inert-CSB.

4.4.3 Kalibrierung der Anlagen

Die Kalibrierung des Modells erfolgte in einem iterativen Prozess anhand der oben beschriebenen Zuläufe. Die Modellerstellung muss mit dem Ziel durchgeführt werden, dass das Modell auch für andere Lastfälle und Szenarien möglichst gute Ergebnisse liefert. Für die Kalibrierung stehen grundsätzlich zum einen die kinetischen Parameter und stöchiometrischen Koeffizienten zur Verfügung. Zum anderen sind die hydraulischen Parameter zu bestimmen, welche die physikalischen/hydraulischen Prozesse im Teich charakterisieren. Da im ASM3 und ADM1 eine Vielzahl von stöchiometrischen und kinetischen Parametern verwendet wird und darüber hinaus in die Teichmodelle Algenprozesse integriert wurden, bestehen relative viele Freiheitsgrade für die Kalibrierung. Die Kalibrierung erfolgte vorwiegend mit Hilfe der hydraulischen Verschaltung und der Abbildung der Durchströmungsverhältnisse in den Teichen.

Tabelle 17: Kalibrierte Parameter des ADM 1 in den Teichmodellen der Anlage aus Concordia

Parameter	ADM 1	Concórdia	Beschreibung
f_{SI_XC}	0,1	0,01	Gehalt von S_i in X_C [-]
f_{XI_XC}	0,25	0,2	Gehalt von X_i in X_C [-]
f_{PR_XC}	0,2	0,23	Gehalt von X_{pr} in X_C [-]
f_{CH_XC}	0,2	0,23	Gehalt von X_{CH} in X_C [-]
f_{LI_XC}	0,25	0,33	Gehalt von X_{Li} in X_C [-]
N_{XC}	Variiert	0,028/14	Stickstoffgehalt von X_C [kmol _N /kg _{CSB}]
N_i	Variiert	0,025/14	Stickstoffgehalt der inerten Stoffe [kmol _N /kg _{CSB}]
p_{total}	-	0,93	Absoluter Gasdruck [bar]
$V_{flüssig/gas}$	-	0,01	Verhältnis Flüssigphase zu Gasvolumen

Eine Veränderung der partikulären Fraktionen, die sich aus dem Abbau von X_C ergeben erfolgte, um eine Anpassung an den erhöhten Fettanteil im Abwasser durchzuführen. Die Stickstoffanteile wurden kalibriert, um die Stickstoffbilanz zu erfüllen. Der Wert von p_{total} berücksichtigt die Höhenlage der Anlage in Concordia (550m über NN). Der Gasraum wurde zu 100 mal größer als das Teichvolumen angenommen. K_i wurde kalibriert, um die Algenkonzentrationen im Winter realistisch beschreiben zu können. Messwerte zur Sonnenintensität für die Anlage in Concordia waren nicht verfügbar. Basierend auf den Aufzeichnungen des HelioClim (www.helioclim.net) - *Centre Energétique et Procédés of Ecole des Mines de Paris* – wurden Tagesmittelwerte, jeweils für Sommer und Winter, erstellt. Die Sonneneinstrahlung wurde mit einem Ansatz nach REICHERT et al. (2001) simuliert. Es ergibt sich über den Tag ein sinusförmiger Verlauf:

$$I = I_{max} \cdot \sin \cdot \left(\pi \cdot \left(0,5 + \frac{t - 0,5}{t_{Licht}} \right) \right)$$

wobei I = Lichtintensität (W/m^2), I_{max} = maximale Lichtintensität (W/m^2), t = Tageszeit (d) und t_{Licht} = Länge des Tages mit Sonnenlicht (d) sind.

Desweiteren gilt:

$$0,5 \cdot (1 - t_{Licht}) < t < 0,5 \cdot (1 + t_{Licht}), \text{ sonst } 0.$$

Der Parameter I_{\max} wurde als Mittelwert der gesamten täglichen Sonneneinstrahlung, 7300 und 3600 $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ für Sommer und Winter, berechnet, der Parameter t_{Licht} wurde entsprechend der Messwerte angepasst. Dieser Zusammenhang ist in folgender Abbildung dargestellt.

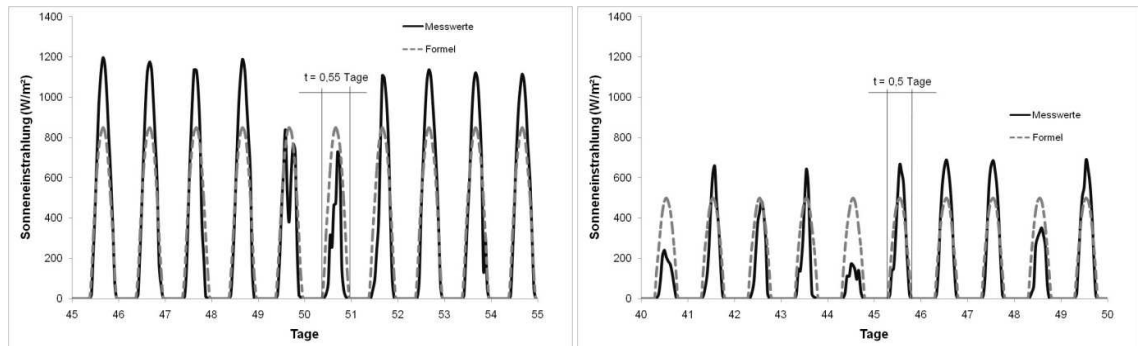


Abbildung 36: Beispiel für einen gerechneten und gemessenen Sonnentagesgangs für Sommer (links) und Winter (rechts).

Um den Initialwert für die Simulation zu bestimmen, wurden die Teiche über 200 Tage mit konstanter Sonneneinstrahlung simuliert (ohne Tagesgang; $I_{\text{Winter}}=115\text{W}/\text{m}^2$, $I_{\text{Sommer}}=185\text{W}/\text{m}^2$).

Nachfolgend findet sich auch die Kalibrierung der Pilotanlage an der UFSC. Anfänglich wurden sehr niedrige Algenkonzentrationen in den Teichen simuliert, so dass mit K_1 höhere Werte kalibriert wurden. Weitere Beschreibungen der Hintergründe finden sich in GEHRING et al. (2009).

Tabelle 18: Kalibrierte Parameter des erweiterten ASM3 in den Teichmodellen.

Parameter	ASM3	Concórdia	UFSC	Beschreibung
i_{NXI}	0,01	0,025	0,01	Stickstoffgehalt von X_I [g _N /g _{CSB}]
i_{NXS}	0,02	0,025	0,02	Stickstoffgehalt von X_S [g _N /g _{CSB}]
i_{TSSBM}	0,9	0,75	0,9	Verhältnis TSS/CSB für Biomasse X_H und X_A [g _{TSS} /g _{CSB}]
k_h	3	9	0,52	Hydrolyserate [1/d]
k_{sto}	5	12,5	5	Aerobe Speicherrate [1/d]
μ_H	2	3	2	Maximale aerobe Wachstumsrate [1/d]
η_{HNO_3}	0,6	0,8	0,6	Anoxische Abminderung für Wachstum / Speicherung [-]
b_H	0,2	0,3	0,2	Max. heterotrophe decayrate [1/d]
K_{HSS}	2	10	2	Halbsättigungskonzentration für S_S [g CSB/m ³]
μ_{AUT}	1	2	0*	Max. autotrophe Wachstumsrate [1/d]
b_{AUT}	0,15	0,2	0,15	Max. autotrophe decayrate [1/d]
K_I	500 (REICHERT et al., 2001)	120 (Winter) / 500 (Sommer)	1200	Halbwertskonstante Lichtenergie- eintrag für Algenwachstum [W/m ²]

*komplette Hemmung der Nitrifikation

Ergebnisse

Nachfolgend sind zuerst exemplarische Ergebnisse der Kalibrierung des Modells der Concordia-Anlage dargestellt. Die TKN-Werte im Ablauf der Teiche werden vom Modell gut abgebildet (Abbildung 37). Die Messwerte der anaeroben Teiche zeigten allgemein größere Schwankungen als die Simulationen, wobei im fakultativen Teich die Schwankungen tendenziell besser angenähert werden. Die Abbauprozesse in den Anaerobteichen wurden über das ADM1 modelliert. Im ADM 1 ist kein direkter Abbau von Stickstoff wie z.B. die Nitrifikation integriert. Durch die Aufnahme von Stickstoff in die Biomasse und spätere Sedimentation von an Inertpartikeln angelagertem Stickstoff reduziert sich die Stickstoffmenge im Ablauf dennoch. Im Modell des fakultativen Teichs werden durch die Verwendung des ASM3 dynamische Nitrifikationsprozesse modelliert. Durch das geringere Vorkommen von Algen im Winter sind Unterschiede in den TKN-Ablaufwerten zwischen dem zweiten Anaerobteichs und dem Fakultativteich im Winter tendenziell kleiner als im Sommer.

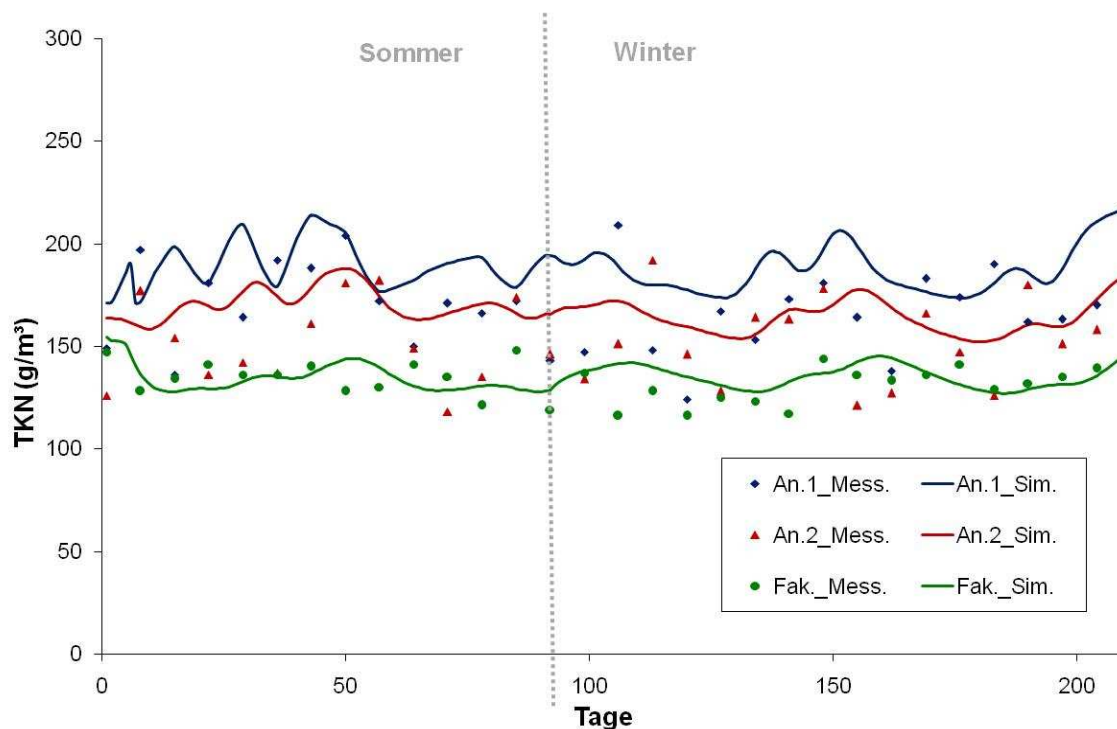


Abbildung 37: Gegenüberstellung der TKN-Messwerte und simulierten Ergebnisse im Ablauf der anaeroben Teiche (An.1 und An.2) sowie nach dem Fakultativteich (Fak.)

Abbildung 38 zeigt, dass das Modell die CSB-Konzentrationen im Abfluss der drei Teiche gut abbildet. Der Anstieg der CSB-Konzentrationen im Ablauf des ersten Anaerobteichs ist sowohl in den Messdaten, als auch im Modell ersichtlich. Im Modell erfolgt eine Anreicherung von inerten Partikeln in der Bodenschicht. Die Schlammakkumulation liegt bei etwa $11,7 \text{ m}^3/\text{d}$ in den Anaerobteichen und $1,1 \text{ m}^3/\text{d}$ im Fakultativteich und wird vom

Modell gut abgebildet. Das Simulationsmodell zeigte einen Methanertrag von $0,238 \text{ m}^3_{\text{CH}_4}/\text{kg}_{\text{CSB}}$ auf, was 62% des Zulauf-CSB entspricht. Messergebnisse nach PICOT et al. (2003) für einen primär anaeroben Teich zeigten Methan ebenfalls als das bedeutendste Endprodukt an (74% des gesamten Kohlenstoffabbaus). Das Teichsystem muss mit der Zeit Einbußen in seiner Effizienz hinnehmen. Die Chlorophyll a Werte liegen im Simulationszeitraum zwischen 800 und 1200 $\mu\text{g/L}$, was dem in der Literatur angegebenen Bereichs von 500 – 2000 $\mu\text{g/L}$ gut entspricht (MARA, 1992). Die Szenarienrechnungen, die später beschrieben sind, zeigten ferner eine gute Übereinstimmung des Modellverhaltens mit dem Teichverhalten hinsichtlich der Algenkonzentrationen.

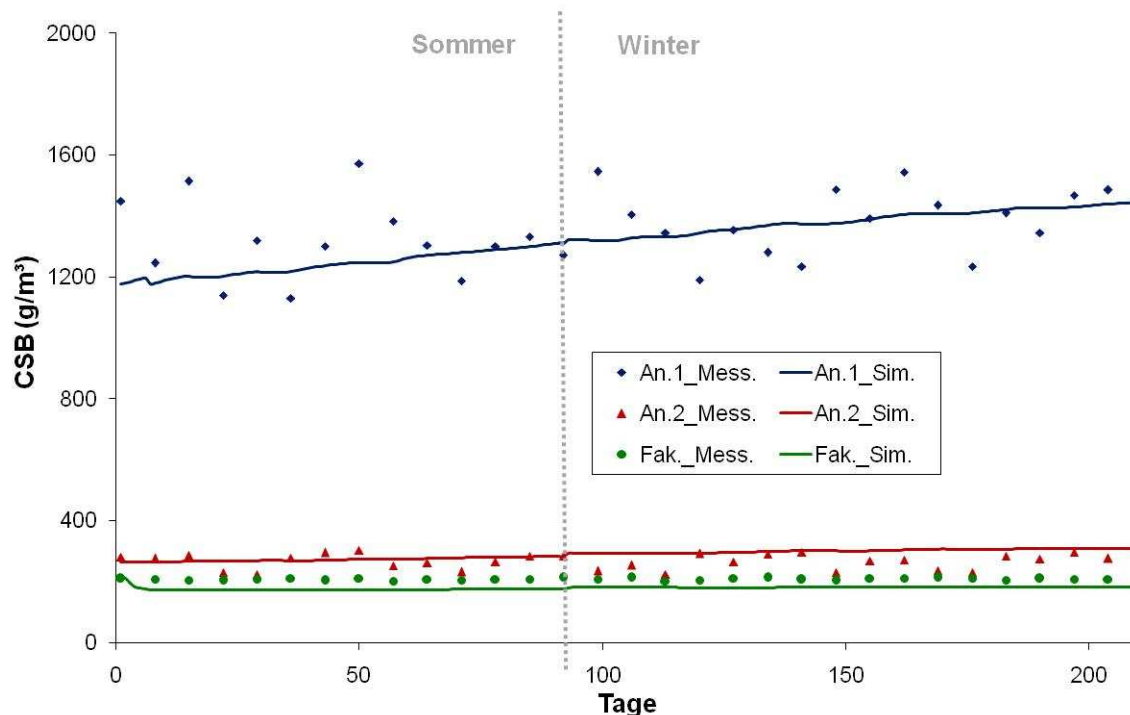


Abbildung 38: Gegenüberstellung der CSB-Messwerte und der simulierten Ergebnisse im Ablauf der anaeroben Teiche (An.1 und An.2) und nach dem Fakultativteich (Fak.)

Abschließend werden einige Ergebnisse der Kalibrierung auch für die Pilotanlage an der UFSC vorgestellt. Simulierte Algenkonzentrationen und die pH-Werte sind in Abbildung 39 dargestellt. Die errechneten Algenkonzentrationen liegen im Bereich der Messdaten und folgen zudem dem jahreszeitlichen Verlauf. Trotz des großen Einflusses der Teichtiefe, die das verfügbare Licht für die Photosynthese beeinflusst, sind die Teiche gut durchmischt, so dass über die Tiefe keine großen Stoffgradienten auftreten.

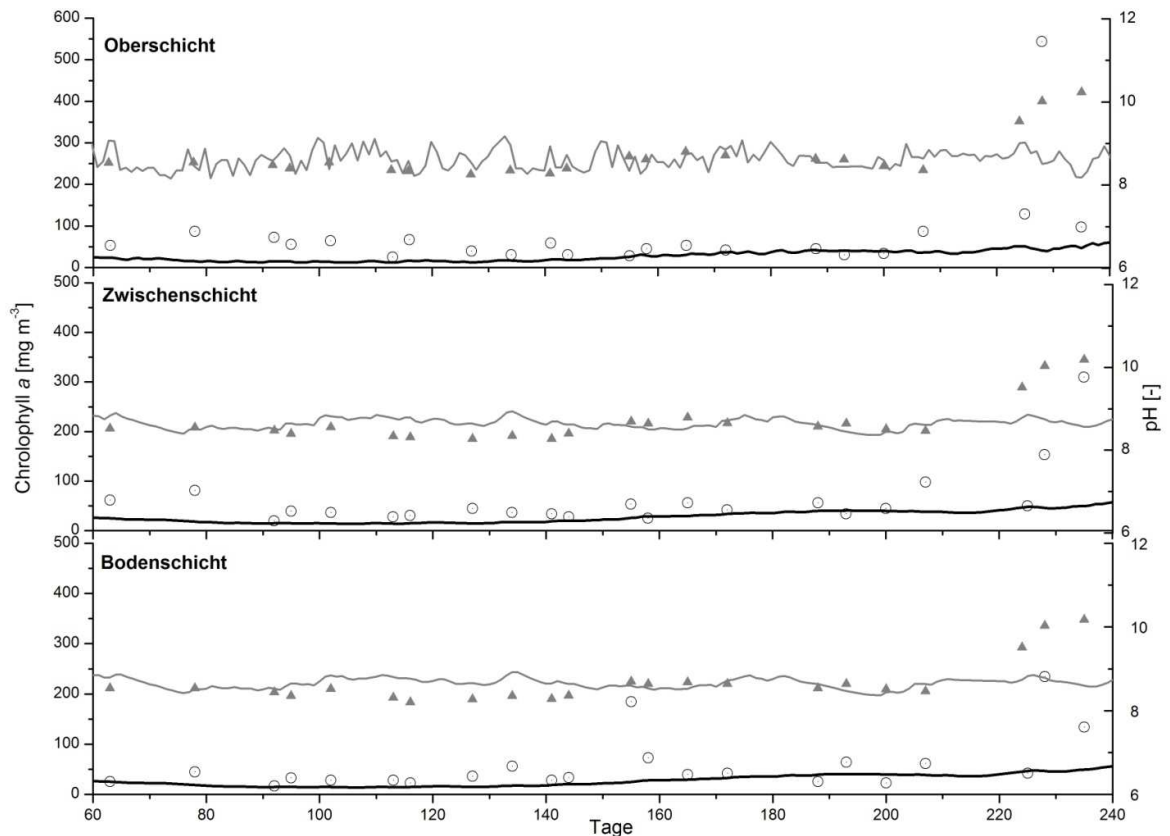


Abbildung 39: Gemessene Chlorophyll a und pH-Werte im Vergleich zu simulierten Ergebnissen im fakultativen Teich in drei Tiefen: Oberschicht (0,2 m), Zwischenschicht (0,5 m) und Bodenschicht (0,8 m).

Abbildung 40 verdeutlicht wie einzelne Modellparameter sich über den Tag verändern. Gut zu erkennen ist die Abhängigkeit zwischen Sonnenlichteinstrahlung und Chlorophyll a Konzentrationen. Tagesspitzen beider Parameter zeigen einen Versatz von vier bis fünf Stunden. Am Tag 204 sinkt die Algenkonzentration bei einer Sonnenstrahlung von 300 W/m^2 sehr schnell. Es ist zudem möglich, den Einfluss der Stickstoffaufnahme durch die Algen nachzuweisen, was laut Camargo Valero and Mara (2007) der Hauptstickstoffweg bei der Behandlung kommunalen Abwassers ist. Spitzenkonzentrationen von Chlorophyll a korrespondieren mit niedrigen Ammoniumstickstoffkonzentrationen. Sauerstoffkonzentrationen werden sowohl durch die Photosynthese als auch durch die Raumbelastung und Windeinflüsse beeinflusst. Das entwickelte Modell kann also als ein wichtiger Beitrag zur detaillierteren Beschreibung der Prozesse in Abwasserteichen verstanden werden, da sowohl physikalisch/chemische als mikrobiologische Erkenntnisse im Modell berücksichtigt werden.

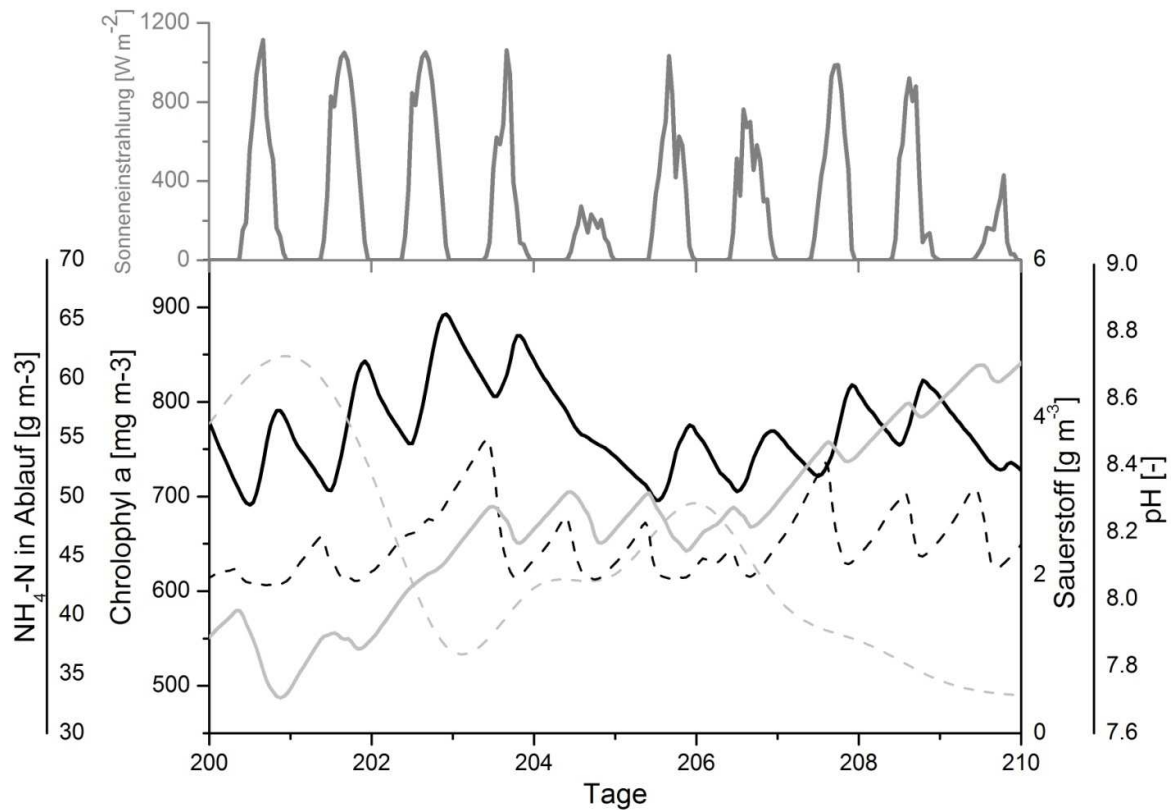


Abbildung 40: Beispiel für das dynamische Verhalten der Vorgänge im Schönungsteich (oberste Schicht im Zeitraum zwischen 200 und 210 Tagen). Dargestellte Parameter sind Ammoniumstickstoff (schwarze Linie), Chlorophyll a (graue Linie), gelöster Sauerstoff (gestrichelte graue Linie), PH-Werte (schwarze gestrichelte Linie) und Messdaten der Sonneneinstrahlung (ganz oben, dunkelgraue Linie)

4.4.4 Sensitivitätsanalyse

Methodik

Die hydraulischen Parameter erwiesen sich frühzeitig als durchgehend als sensitiv. Dies hat vor allem deswegen Bedeutung, da grundsätzlich davon ausgegangen werden kann, dass das Modell diesbezüglich für verschiedene Bemessungssituationen entsprechend angepasst werden kann/muss. Um den Einfluss der biochemischen Parameter in den Modellen abschätzen zu können, wurden explizit Sensitivitätsanalysen durchgeführt. Das Vorgehen für die Teichmodelle entsprach dabei dem Vorgehen, das auch für die ASM Modelle gewählt wurde:

- Definition des Ablaufqualitätsindex EQ entsprechend folgender Gleichung

$$EQ = \beta_{TSS} * TSS_e + \beta_{CSB} * CSB_e + \beta_{TKN} * TKN_e + \beta_{IN} * SIN_e$$

wobei TSS_e die abfiltrierbaren Stoffe im Ablauf, CSB_e der chemische Sauerstoffbedarf im Ablauf, $NH_{4,e}$ der Ammoniumstickstoff im Ablauf, TKN_e der Kjeldahlstickstoff, IN_e der anorganische Stickstoff im Ablauf und β Gewichtungsfaktoren sind.

- Definition des Sensitivitätsindex ΔEQ entsprechend folgender Gleichung

$$\Delta EQ = \beta_{TSS} |TSS_{Ref,e} - TSS_{Var,e}| + \beta_{CSB} |CSB_{Ref,e} - CSB_{Var,e}| \\ + \beta_{TKN} |TKN_{Ref,e} - TKN_{Var,e}| + \beta_{IN} |SIN_{Ref,e} - SIN_{Var,e}|$$

wobei der Index *Ref* die Referenzsimulationsergebnisse mit Standardparametersatz und der Index *Var* die Simulationsergebnisse mit schrittweise geänderten Parametern bezeichnet.

Verändert wurden alle kinetischen Parameter der ASM3 und ADM1 Modelle in den Teichen, sowie die Parameter der zusätzlich integrierten Algenprozesse. Abbildung 41 bis Abbildung 43 zeigen die wichtigsten Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse. Der Wert 100 auf der X-Achse bezeichnet die Simulationsergebnisse mit Standardparametersatz. Der Sensitivitätsindex ΔEQ hat entsprechend obiger Gleichung für diesen Punkt den Wert Null. Die einzelnen Modellparameter wurden schrittweise zuerst um 10% reduziert (Minimum 50%) bzw. später um 10% erhöht (Maximum 200%).

Da sich die Sensitivitätsanalyse auf den stationären Zustand der jeweiligen Simulation bezieht, muss für das Erreichen dieses Stationärzustandes auch von stationären Zulaufbedingungen ausgegangen werden. In der Realität erfolgt der Lichteintrag in den Teich nicht über 24 Stunden am Tag. Der Verlauf der Lichtintensität kann in der Simulation angenähert über einen sinusartigen Verlauf beschrieben werden. Eine Mittelung des Lichteintrages im Rahmen der Sensitivitätsanalyse erschien nicht sinnvoll. Diese Vereinfachung hätte die Hemmung und Aktivierung der Prozesse im Teich in zu großem Maße beeinflusst (Tages- und Nachtzyklus der Algenproduktion). Über einen

langen Zeitraum gesehen stellte sich bei variabler Lichtintensität ein nahezu stationärer Zustand im Teich ein.

Ergebnisse

Während der Verlauf für den Anaerobteich einen klaren durchgehenden Trend aufwies, waren die Sensitivitäten der Parameter des Fakultativen Teichs (mit Ausnahme der algenrelevanten Parameter) deutlich weniger stark ausgeprägt. Dennoch konnte ein Trend festgestellt werden. Um die Sensitivität grafisch deutlicher machen zu können, wurden in Abbildung 43 Trendlinien eingefügt.

Die dargestellten Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse zeigen, dass bei einer Anwendung und fallspezifischen Kalibrierung des Modells das Algenwachstum besondere Aufmerksamkeit erfordert. Abbildung 42 zeigt sehr deutlich die große Bedeutung der Wachstumsrate der Algen (μ_{ALG}) und der Sättigungskonstante für die Lichtintensität bei den fakultativen Teichen (K_I). Eine Aussage über die Dominanz der einzelnen biochemischen Parameter ist aufgrund des qualitativen und quantitativen Verlaufs der Sensitivitätskurven deutlich schwieriger zu treffen. Die Bedeutung und hohe Sensitivität der genannten algenrelevanten Parameter ändert sich auch nicht, wenn für den Sensitivitätsindex TSS, TKN und CSB für sich alleine betrachtet werden und wenn aus dem CSB die Algen und die inerten Stoffe im Abfluss herausgerechnet werden.

Sowohl Algen als auch die Sonneneinstrahlung spielen in der Realität eine bedeutende Rolle in fakultativen Teichen. Man schätzt, dass mindestens 80% des gelösten Sauerstoffs in Abwasserteichen aus der photosynthetischen Aktivität der Phytoplanktonpopulation resultieren. Die Belüftung von Teichen hängt in erster Linie von der Algenaktivität ab, weniger vom Oberflächentransfer. (PEARSON, 2005). Das Modell gibt diesen Zusammenhang qualitativ wider. Dies ist insofern interessant, als dass viele Bemessungsmodelle den Einfluss der Sonneneinstrahlung und das damit verbundene Algenwachstum nicht explizit berücksichtigen. Ein Ansatz erster Ordnung wird vielfach akzeptiert, obwohl dessen Gültigkeit nur wenig diskutiert wurde (SHILTON und MARA, 2005). WOOD (1987) stellte jedoch bereits 1987 die Annahme dieses Ansatzes in Frage. Der Ansatz impliziert, dass die Raten von Prozessen wie Algenwachstum und Sauerstofftransfer als nicht limitierend angenommen werden können. Einfache Bemessungsmethoden berücksichtigen Temperatureffekte, die in vielen Fällen mit dem Lichteintrag korrelieren, aber eine explizite Berücksichtigung des Lichteinflusses und des Algenwachstums erfolgt in der Regel nicht (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005).

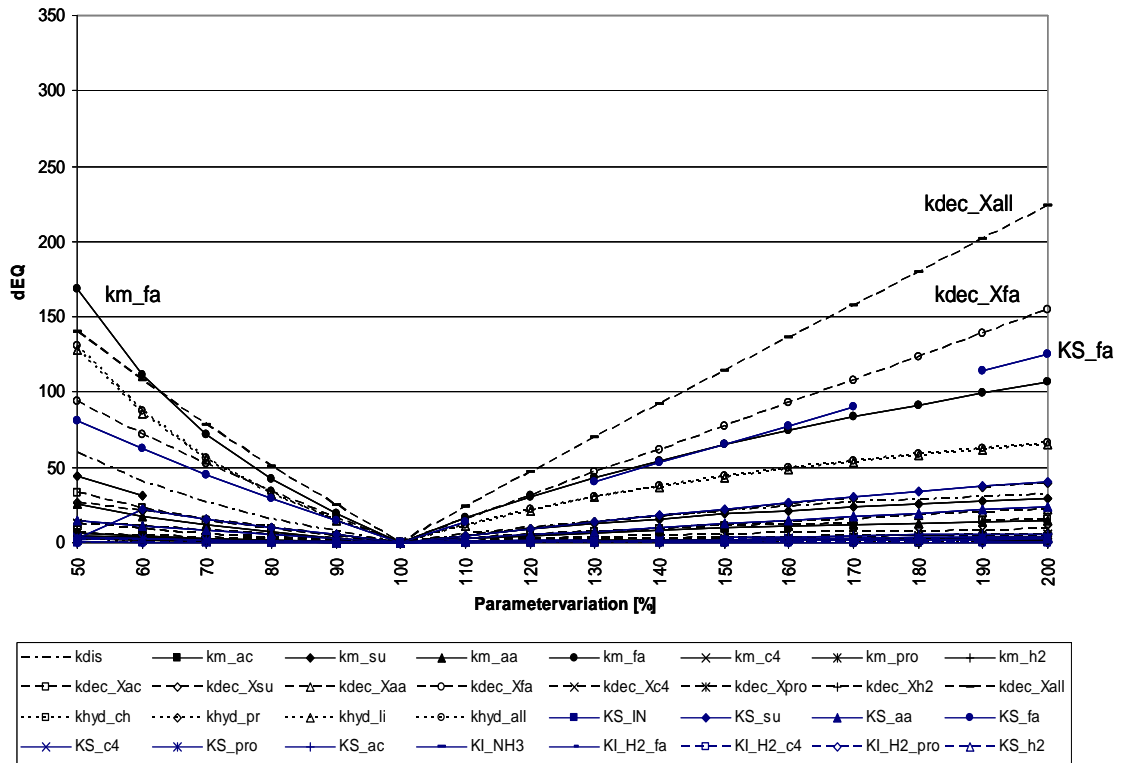


Abbildung 41: Sensitivitätsanalyse für das anaerobe Teichmodell bei 26,5°C (Index „all“ bezeichnet die gleichzeitige Änderung aller Werte des entsprechenden Parameters, hier k_{dec}).

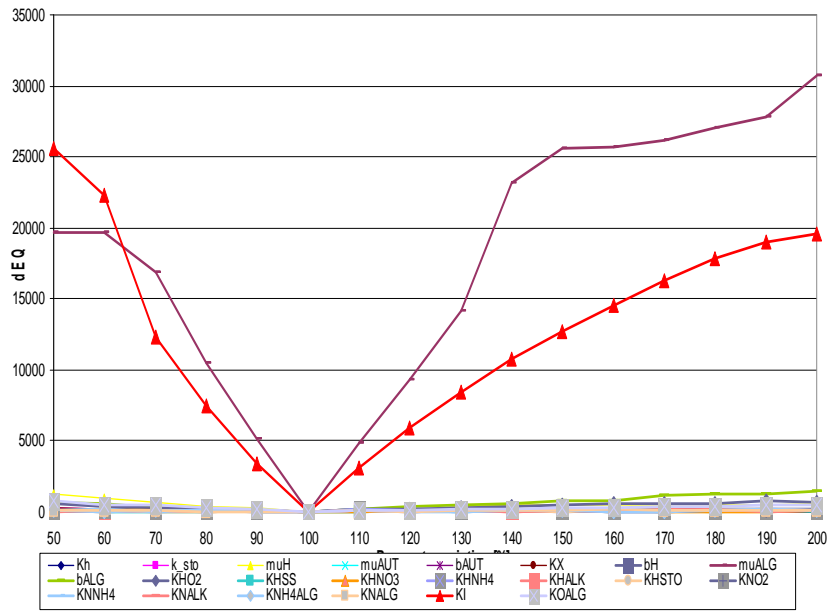


Abbildung 42: Sensitivitätsanalyse für die Parameter der aeroben Schichten des fakultativen Teichmodells bei 26,5°C.

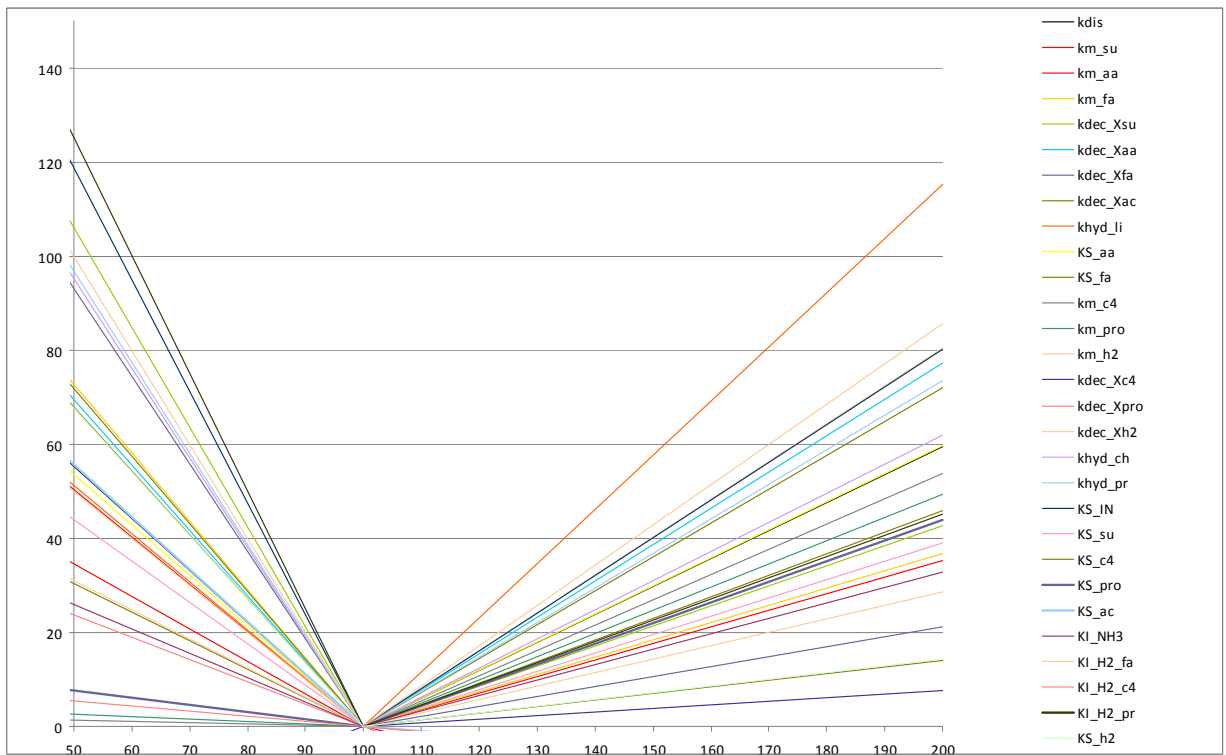


Abbildung 43: Sensitivitätsanalyse für die Parameter der anaeroben Schichten des fakultativen Teichmodells bei 26,5°C (Trendlinien).

4.4.5 Szenarienberechnung

Generierung der Szenarien

Die wichtigsten Bemessungsparameter für Fakultative Teiche sind die organische Oberflächenbelastung (kg BSB₅/ha d), die Tiefe des Teichs, die (theoretische) Aufenthaltszeit (Volumen / durchschnittlicher Zufluss) und die Teichgeometrie (Verhältnis Länge/Breite). Für anaerobe Teiche sind die wichtigsten Bemessungsparameter die organische Volumenbelastung (kg BSB₅/m³ d), die Teichtiefe, die (theoretische) Aufenthaltszeit (Volumen / durchschnittlicher Zufluss), sowie die Teichgeometrie (Verhältnis Länge/Breite).

Um abschätzen zu können, wie sich die erstellten Teichmodelle bei verschiedenen (Bemessungs-)Bedingungen verhalten, wurden detaillierte Szenarienrechnungen durchgeführt. Im Gegensatz zur Sensitivitätsanalyse wurden nicht die Parameter des Teichmodells verändert, sondern verschiedene externe Variablen wie der Zufluss, die TKN- und BSB-Konzentration. Als Folge ergaben sich unterschiedliche Oberflächen-, Raumbelastungen und Aufenthaltszeiten. Darüber hinaus erfolgte eine Berücksichtigung verschiedener maximaler Lichtintensitäten (I_{max}), um unterschiedliche Sonneneinstrahlungen zu simulieren. Sowohl der Zufluss, als auch die Sonneneinstrahlung wurden dabei dynamisch betrachtet. Dafür war es erforderlich, entsprechend Tagesgänge für diese Größen zu generieren. Der tageszeitabhängige Verlauf des Zuflusses wurde dabei gemäß eines Berechnungsansatzes nach LANGERGRABER et al. (2008) berücksichtigt. Auf Basis mittlerer Eingangsgrößen des Zulaufs wurde ein typischer kommunaler Tagesgang für die Zulaufwassermenge, den CSB, den TKN und Phosphor errechnet. Die mittleren Eingangsgrößen zur Generierung wurden entsprechend für jedes Szenario neu angesetzt. Für die Simulation der Sonneneinstrahlung wurde die Formel nach REICHERT et al. (2001) zur Generierung eines sinusförmigen Verlaufs verwendet, die schon bei der Kalibrierung Anwendung fand. Die Wassertemperatur wurde auf einen konstanten Wert gesetzt (17°C). Diese Temperatur entspricht Winterbedingungen auf der Anlage Concordia und stellt somit den Worst-Case für alle Szenarien dar. Dies entspricht dem Vorgehen bei den typischen Bemessungsansätzen, die üblicherweise den kältesten Monat als Basis für die Bemessungstemperatur (Lufttemperatur) verwenden.

Bei der Erstellung der Szenarien wurden jeweils gleichzeitig mehrere externe Variablen variiert, da sie sich in ihrer Wirkung auf das Teichsystem gegenseitig beeinflussen können (KEHL et al, 2009). Dieses Vorgehen kann zwar die Interpretation der Ergebnisse erschweren, ermöglicht aber ein umfassenderes Bild für die Abschätzung des Modellverhaltens unter verschiedenen Randbedingungen.

Untenstehende Tabelle enthält die minimalen und maximalen Werte für die Szenarienrechnungen. Dabei wurden zunächst die Extremfälle simuliert. Darüber hinaus wurden Szenarien gerechnet, bei denen die Größen zwischen den Extremwerten

gleichmäßig verteilt zufallsgeneriert wurden. Eine Aufstellung der mittleren Eingangswerte aller 162 Szenarien findet sich im Anhang. Alle teichinternen Charakteristika wurden gemäß der Originalwerte der Anlage Concordia belassen (Volumina, Flächen, innere hydraulische Parameter, kinetische Parameter, stöchiometrische Koeffizienten).

Die Startwerte für jedes Szenario wurden mit Hilfe einer stationären Simulation (konstante Zuflussbedingungen und Sonneneinstrahlung) über einen Zeitraum von 200 Tagen bis zum Erreichen eines quasi-stationären Zustands bestimmt. Ausgehend von diesen Initialwerten wurde jedes Szenario über einen Zeitraum von 5 Jahren simuliert. Die Abbauleistungen (TKN, organische Stoffe) für jeden Teich (jeweils Jahr 1 bis 5) wurden durch eine Betrachtung der gesamten jährlichen zufließenden organischen Frachten bzw. TKN-Frachten im Vergleich zur abfließenden Fracht pro Jahr berechnet. Es wurde jeweils das gesamte Teichsystem simuliert, die Berechnung der Abbauleistung erfolgte jedoch für jeden einzelnen Teich.

Tabelle 19: Zusammenfassung der Szenarien für das Teichsystem

Externe Variable	Min	Max	Beschreibung
Zufluss Q	4930	9068	Abwasserzufluss zum Teichsystem [m ³ /d]
CSB	4447	8170	CSB Konzentration im Zufluss zum Teichsystem [mg/l]
TKN	133	246	TKN Konzentration im Zufluss zum Teichsystem [mg/l]
I _{max}	306	979	Maximale Lichtintensität [W/m ²]

Die Extremwerte für die Variation der Mittelwerte in der Tabelle orientierten sich an den realen Zuflusswerten (Realwert -25% und Realwert +25%). Da schon die realen Zuflusswerte zur Anlage hoch waren, ergeben sich durch die Variation der Werte in den oberen Bereichen für den ersten Anaerobeiteich hohe Volumenbelastungen. Für den zweiten Anaerobeiteich liegen diese Werte niedriger. Verwendet man den Ansatz nach MARA (1997) und V SPERLING (2005) zur Bestimmung der erlaubten Volumenbelastung des Anaerobeiteichs, so liegt diese für beide Teiche bei 0,16 kg BSB/(m³ d). Der Ansatz berechnet die erlaubte Volumenbelastung nur in Abhängigkeit der Lufttemperatur im kältesten Monat. Die Lufttemperatur im kältesten Monat entspricht im vorliegenden Fall ca. 13°C. Die durch die Szenarien generierten Volum enbelastungen der Anaerobeiteiche mit organischen abbaubaren Stoffen liegen für den ersten Anaerobeiteich zwischen ca. 0,53 und 1,69 kg CSB_{abbaub}/(m³ d) und für den zweiten Anaerobeiteich zwischen 0,03 und 0,09 kg CSB_{abbaub}/(m³ d). Des Weiteren wird für die Berechnung der maximalen Volumenbelastung nach MARA (1997) die Lufttemperatur verwendet (13°C). Demgegenüber beträgt die Wassertemperatur im Teich ca. 17°C, aus der sich eine maximale Volumenbelastung von 0,24 kgBSB₅/(m³ d) ergibt.

Die zulässige Flächenbelastung für den Fakultativteich liegt nach MARA (1997) bei 137 kg BSB/(ha d) bei 13°C bzw. bei 200 kg BSB/(ha d) bei 17°C. Diese Werte können für nachgeschaltete Fakultativteiche tendenziell auch höher angesetzt werden (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005). Des Weiteren geben VON SPERLING und CHERNICHARO (2005) auch für nicht nachgeschaltete Fakultativteiche für Regionen mit warmen Wintern und viel Sonnenschein mögliche Flächenbelastungen zwischen 240 und 350 kgBSB_s/(ha d) an. Die Flächenbelastungen in den Szenarien liegen etwa zwischen 213 und 437 kgCSB_{abbaub}/(ha d).

Die (theoretischen) hydraulischen Aufenthaltszeiten der Anaerobteiche nehmen bei den Szenarien Werte zwischen 4,24 und 8,38 Tagen ein, wobei die theoretische Aufenthaltszeit für den zweiten Teich (4,56-8,38 d) aufgrund des größeren Volumens etwas höher liegt als im ersten Teich (4,25-7,81 d). Die theoretischen Aufenthaltszeiten im Fakultativteich nehmen in den Szenarien Werte zwischen 5,5 und 10,14 Tagen an. Die hydraulische *theoretische* Aufenthaltszeit wird über den Quotienten aus Volumen und Zufluss Q berechnet und findet auch in der Bemessung so Anwendung.¹ Die bei der Bemessung empfohlenen theoretischen hydraulischen Aufenthaltszeiten betragen für Anaerobteiche 3 bis 6 Tage und für primäre Fakultativteiche 15 bis 45 Tage (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005). EPA (1983) gibt für Fakultativteiche noch deutlich höhere Aufenthaltszeiten an. Allerdings können für nachgeschaltete Fakultativteiche, wie sie im vorliegenden System der Fall vorliegen, generell niedrigere Aufenthaltszeiten angesetzt werden (VON SPERLING und CHERNICHARO, 2005).

Ergebnisse

Die algenbezogenen Parameter erwiesen sich in der vorangegangenen Sensitivitätsanalyse als besonders sensitiv. Für die Auswertung der Szenarien wird hier deswegen auf die Algenkonzentration fokussiert. Bei den Szenarienrechnungen wurden für die Algenkonzentrationen im Teich Werte bis 120 mg_{CSB} / L errechnet. Rechnet man mit ca. 12 µg/L *Chlorophyll a* pro g_{CSB}/m³ an Algen (Gehring et al., 2009), so ergeben sich bei den Szenarienrechnungen *Chlorophyll a* Werte bis ca. 1300 µg_{ChlA}/L. Zwischen organischer Flächenbelastung, Algenbiomasse und Sauerstoffproduktion pro m² Teichfläche existiert eine umgekehrte Proportionalität (KÖNIG, 1984). Die Algenbiomasse nimmt damit in fakultativen Teichen mit zunehmender BSB-Flächenbelastung ab. Die Abhängigkeit der Algenkonzentration von der Flächenbelastung ist eher indirekt. Die organische Fracht korreliert mit den Konzentrationen an Ammoniak und Sulfiden, welche in erster Linie Einfluss auf die Werte der Algenkonzentrationen ausüben (KÖNIG, 1984, ATHAYDE, 2001). ATHAYDE (2001) drückt diesen Effekt über eine lineare Beziehung zur organischen Fracht aus. Der Effekt kommt bei flachen Teichen stärker zum Tragen als bei tiefen Teichen. Die entsprechende Formel nach ATHAYDE (2001) ist den

¹ V/Q stellt die theoretische Aufenthaltszeit dar, wie sie auch in den Bemessungsmodellen verwendet wird. Die tatsächliche Aufenthaltszeit eines Stoffes im Teichmodell wird durch die hydraulische Verschaltung der Reaktoren und die abgebildeten Sedimentationsvorgänge bestimmt.

Simulationsergebnissen (mit einer entsprechenden Trendlinie) in Abbildung 44 gegenübergestellt. Für die Simulationen wurden $12 \mu\text{g/L}$ *Chlorophyll a* pro $\text{g}_{\text{CSB}}/\text{m}^3$ an Algen angesetzt und die *Chlorophyll a* Flächendichte aus der simulierten Biomasse, dem Reaktorvolumen des oberen Reaktors im Modell (Reaktor mit Algen) und der Teichfläche abgeschätzt. Abgebildet sind die Daten für das dritte Jahr der Simulation.

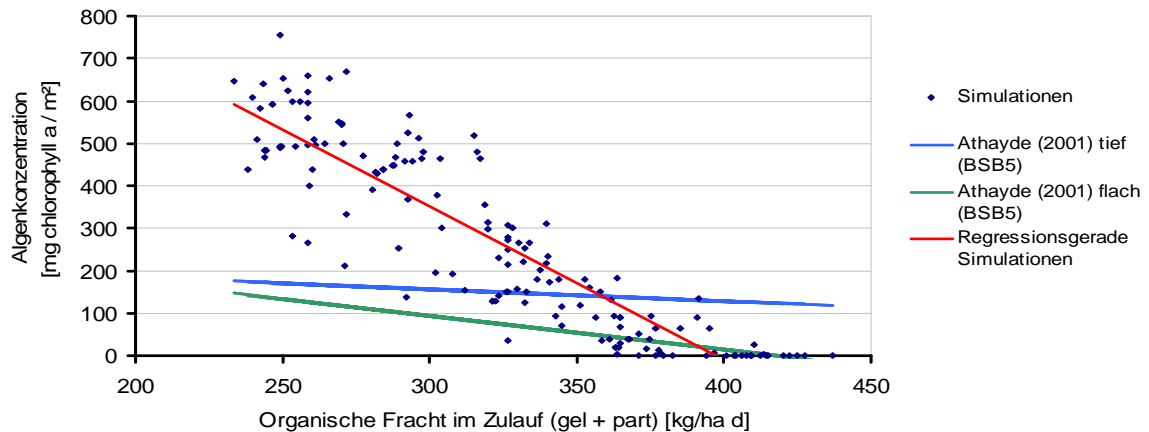


Abbildung 44: Effekt der organischen Flächenbelastung auf die Chlorophyll a Konzentrationen auf einer Flächenbasis (pro m^2) nach ATHAYDE (2001) und Simulationen.

Auch wenn der Verlauf der Regressionsgerade der simulierten Werte sich nicht mit den Werten nach ATHAYDE (2001) deckt, so ist doch eindeutig der gleiche lineare abnehmende Trend erkennbar. In diesem Zusammenhang muss auch bedacht werden, dass die Algenbiomasse im Modell in $\text{mg}_{\text{CSB}}/\text{L}$ berechnet wurde und die *Chlorophyll a* Konzentration nur anhand eines „Faustwertes“ abgeschätzt wurde. Des Weiteren stellen die Gleichungen nach ATHAYDE (2001) selbst nur Trendlinien aus Messdaten dar und können somit nur eine ungefähre Tendenz abbilden (die darüber hinaus für tiefe Teiche, die hier relevant sind, ein R^2 von nur 0,6047 aufweisen). ATHAYDE (2001) bezieht sich in seinen Untersuchungen auf den BSB_5 im Teichzulauf, während die organische Fracht in den Szenarien bereits in den Anaerobteichen einem Abbau unterlag.

Die umgekehrte Proportionalität zwischen organischer Oberflächenfracht, Algenbiomasse und Sauerstoffproduktion pro m^2 Teichfläche kann zu einer stark einbrechenden Leistung des Teichs führen. Als Anhaltspunkt lässt sich sagen, dass die Leistung fakultativer Teiche ungenügend wird, wenn die Algenkonzentration unter $300 \mu\text{g}_{\text{ChlA}}/\text{L}$ *Chlorophyll a* fällt, weil unterhalb dieser Algenkonzentration die Sauerstoffproduktion negativ sein kann (PEARSON, 1996; PEARSON, 2005). Abbildung 45 zeigt die Simulationsergebnisse im dritten Jahr zur Algenkonzentration in Gegenüberstellung zur simulierten organischen Abbauleistung.² Die organische Abbauleistung wurde dabei ohne die Algenkonzentration

² Das dritte Jahr ist repräsentativ

im Teich berechnet, da Algen im Ablauf zwar eine Erhöhung des BSB darstellen, sie jedoch aufgrund verschiedener Aspekte (z.B. Sauerstoffproduktion der Algen im Vorfluter) üblicherweise nicht mit den anderen CSB-Fraktionen im Ablauf gleichgesetzt werden (SHILTON, 2005; V SPERLING und CHERNICHARO, 2005).

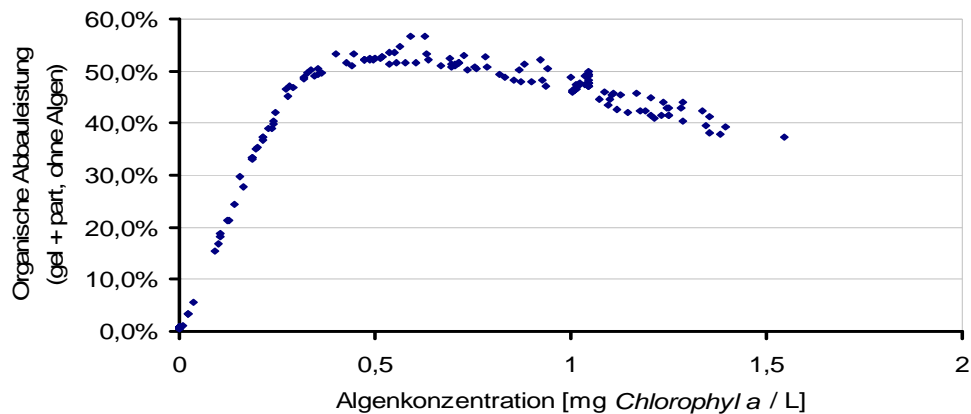


Abbildung 45: Gegenüberstellung der simulierten organischen Abbauleistung und der Algenkonzentration in *Chlorophyll a* (abgeschätzt aus den Simulationsergebnissen zur Algenbiomasse)

Unterhalb von $300 \mu\text{g}_{\text{ChIA}}/\text{L}$ ($= 0,3 \text{ mg}_{\text{ChIA}}/\text{L}$) ist in der Abbildung zu den Simulationsergebnisse ein deutlicher und steiler Abfall der Abbauleistung zu erkennen. Dies korreliert mit der Angabe von PEARSON (1996, 2005), der unterhalb $300 \mu\text{g}_{\text{ChIA}}/\text{L}$ das Risiko anoxischer Bedingungen im Teich vorhersagt. Insgesamt weist die Kurve auf eine deutliche Abhängigkeiten hin und zeigt für alle Szenarien eine sehr ähnliche Ausprägung mit nur relativ geringen Abweichungen. Zwischen $0,5$ und $0,6 \text{ mg}_{\text{ChIA}}/\text{L}$ ist ein deutliches Maximum zu erkennen. HARTIG et al. (1988) und CROMAR et al. (1996) demonstrierten, dass ein optimaler Wert für die Flächendichte in einem Teich existiert, über der die Produktivität und möglicherweise auch die Nährstoffelimination aufgrund einer Selbstbeschattung der Algen wieder abnehmen kann. Die Selbstbeschattung der Algen wird im Modell auch berücksichtigt.

Neben der Abbaurrate für die organischen Stoffe zeigt Abbildung 46 die simulierte Abhängigkeit der TKN-Abbauleistung im Vergleich zur abgeschätzten *Chlorophyll a* Konzentration. In einer Studie von CROMAR et al., (1996) lag das Optimum für die Nährstoffelimination zwischen 2 und $5 \text{ mg}/\text{L}$ *Chlorophyll a* und fiel danach wieder deutlich ab. Eine Verifikation dieses Optimums ist in Bezug auf die TKN-Elimination in den Szenarienrechnungen nicht durchzuführen, da die Algenkonzentration dort durchgehend unter $1,5 \text{ mg}/\text{L}$ *Chlorophyll a* liegen. Dennoch weist der ansteigende Kurvenverlauf unterhalb dieser optimalen Grenze auf kein gegenteiliges Verhalten des Modells hin.

Die Ausbildung eines Optimums für die Leistung des Teichs in Abhängigkeit von der Algenkonzentration ist von großem Interesse für die Bemessung, da dies bedeutet, dass ein Teich nicht zwangsläufig effizienter arbeitet, wenn die Bemessung auf eine Maximierung der Aufenthaltszeiten zur Maximierung des Algenwachstums abzielt.

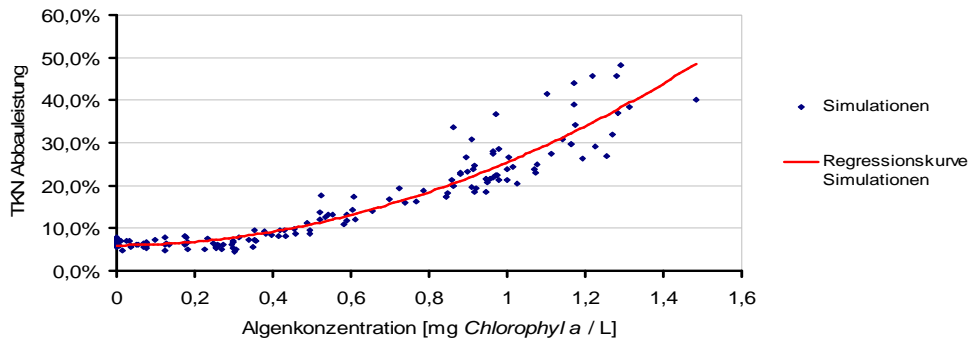


Abbildung 46: Gegenüberstellung der simulierten TKN-Abbauleistung und der Algenkonzentration in *Chlorophyll a* (abgeschätzt aus den Simulationsergebnisse zur Algenbiomasse)

Die Variation des maximalen Lichtenergieeintrags I_{\max} in den Szenarienrechnungen zeigte nicht den deutlichen Einfluss, der zunächst aus den Ergebnissen der Sensitivitätsanalyse erwartet werden könnte (Abbildung 47). Tatsächlich ist der Einfluss in den Szenarienrechnungen sogar vernachlässigbar. Dies erscheint zunächst verwunderlich, da eine Veränderung des Lichtenergieeintrags umgekehrt proportional zur Veränderung des sehr sensitiven K_l -Wertes ist. Dabei ist jedoch zu beachten, dass der Lichtenergieeintrag einem sinusförmigen Tagesgang folgt, der nur jeweils am Scheitel den Wert von I_{\max} erreicht, während der K_l Wert während der gesamten Simulation konstant bleibt. Untersuchungen von CROMAR et al (1996) zeigen, dass die Tageslänge durchaus Einfluss auf die Abbauleistung hat. Damit spielt nicht nur der maximale Lichtenergieeintrag eine Rolle, sondern vielmehr auch die Tageslänge, die in den Szenariorechnungen nicht variiert wurde.

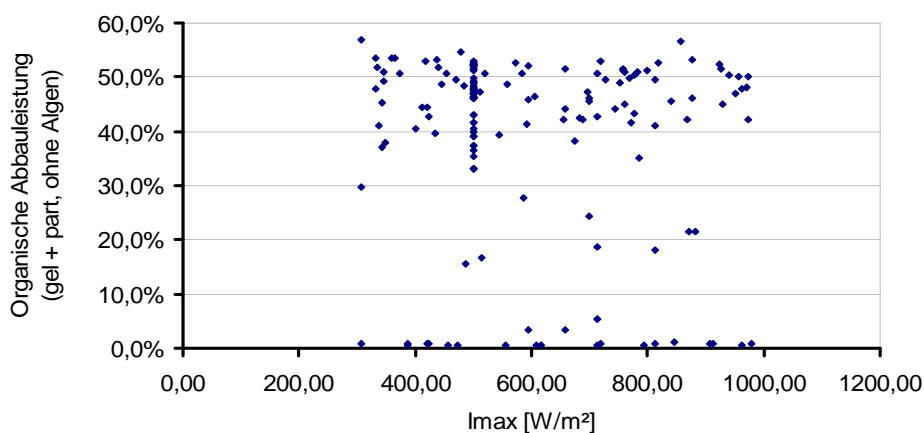


Abbildung 47: Maximaler Lichtenergieeintrag und Simulation der organischen Abbauleistung

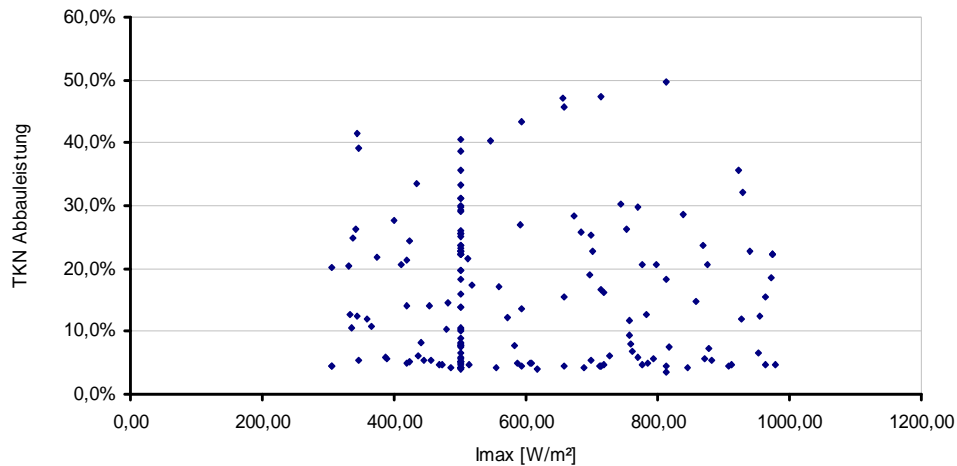


Abbildung 48: Maximaler Lichtenergieeintrag und Simulation der TKN-Abbauleistung

Vergleicht man die simulierten organischen Abbauleistungen im Teichsystem mit den BSB-Abbauleistungen, die sich mit den üblichen stationären Bemessungsansätzen berechnen, so sieht man dass die simulierten Werte für die Anaerobteiche generell höher, dafür aber für den Fakultativteich niedriger liegen (Abbildung 49, Abbildung 50, Abbildung 51). Dabei ist zu bedenken, dass die Abschätzung der Abbauleistung im Anaerobteich nach MARA (1997) für die Berechnung lediglich die Temperatur heranzieht, während das dynamische Modell mechanistisch rechnet und damit auch verschiedene Lastfallszenarien berücksichtigen kann. Zudem wird aus Sicherheitsgründen in den Bemessungsansätzen meist die Lufttemperatur im kältesten Monat für die Berechnung angesetzt (hier 13°C) anstatt der tatsächlichen Wassertemperatur (hier 17°C). Da auch die realen Abbauleistungen des Teichsystems sehr hoch sind, scheinen die Szenariorechnungen hier schlüssig zu sein.

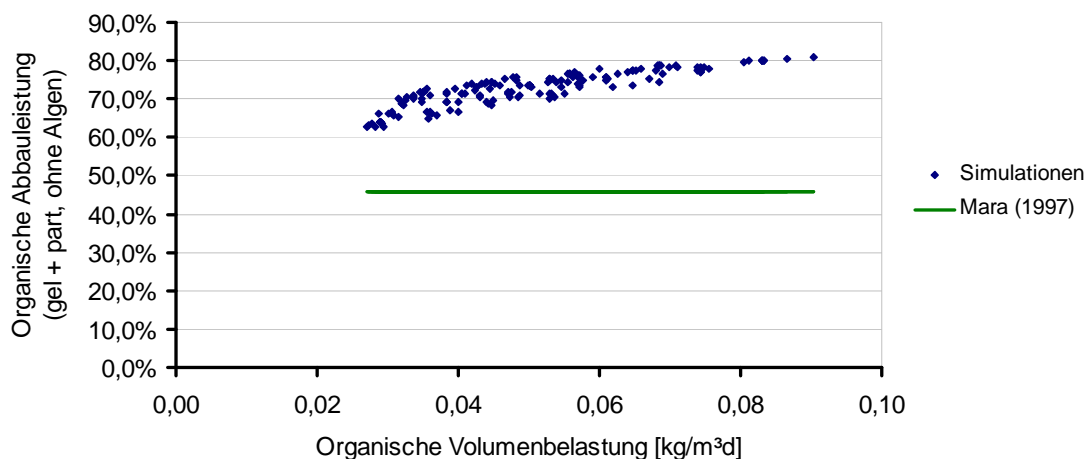


Abbildung 49: Gegenüberstellung der simulierten organischen Abbauleistung im zweiten Anaerobteich und der Abbauleistung nach dem Bemessungsansatz nach MARA (1997)

Die simulierten Abbauleistungen im Fakultativteich wurden mit dem Wehner-Wilhelm Ansatz verglichen (WEHNER und WILHELM, 1965), der typischerweise für Teiche

verwendet wird, die durch Dispersion gekennzeichnet sind. Diese Teiche liegen zwischen dem idealen Plug-Flow Reaktor und dem idealen komplett durchmischten Reaktor. Mit einem Längen/Breiten Verhältnis von 2,75 liegt der Fakultativteich in Concordia im typischen Bereich für einen durch Dispersion gekennzeichneten Teich. Für eine Berechnung erfordert der Ansatz nach Wehner-Wilhelm zum einen die Reaktionsrate k , zum anderen die Dispersionszahl d , letztere um die hydraulischen Verhältnisse zu berücksichtigen. Zur Berechnung von d wird der Dispersionskoeffizient D benötigt, der in bestehenden Systemen durch Versuche bestimmt werden kann. Da dies bei der Bemessung nicht möglich ist, muss D über Gleichungen abgeschätzt werden. Hierfür stehen verschiedene Ansätze zur Verfügung (AGUNWAMBA et al., 1992; POLPRASERT und BATHARAI, 1983; YANEZ, 1993, V SPERLING, 1999). Für einen Vergleich der Ergebnisse wurde das Wehner-Wilhelm-Modell zum einen mit dem von der EPA (1983) empfohlenen k -Wert verwendet. Zum anderen erfolgte die Berechnung mit k -Werten, entsprechend einer Abschätzung nach ARCEIVALA (1981). Zusätzlich wurden in beiden Fällen die verschiedenen Formeln für die Berechnung der Dispersionszahl verwendet.

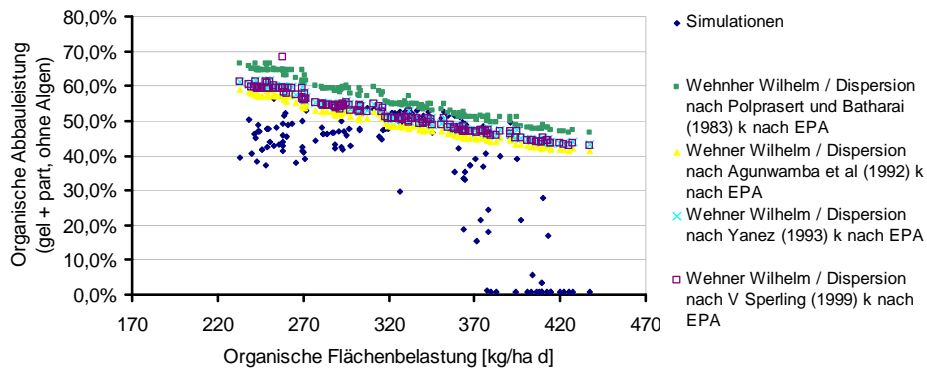


Abbildung 50: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und der Abbauleistung nach dem Wehner-Wilhelm Modell. K -Wert nach EPA (1983).

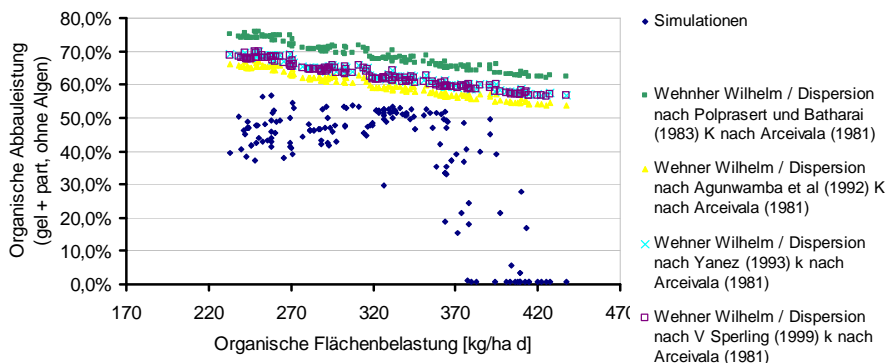


Abbildung 51: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und der Abbauleistung nach dem Wehner-Wilhelm Modell. K -Wert nach Arceivala (1981).

In allen Fällen zeigten sich Diskrepanzen der Simulationsergebnisse zu den Bemessungsansätzen, wobei mit dem k -Wert nach EPA (1983) die Ergebnisse bei

mittleren bis hohen Flächenbelastungen teilweise den Simulationsergebnissen entsprechen. Differenzen ergaben sich besonders für die mit dem neuen Simulationsmodell niedrig errechneten Abbauleistungen. Der tendenzielle Verlauf ist vor allem bei hohen Flächenbelastungen deutlich unterschiedlich. Vor allem in den Bereichen über 370 kg/(ha d) zeigen sich deutliche Unterschiede. Dieser Bereich liegt bereits über den üblichen zulässigen Frachten für Fakultativteiche. Der Fakultativteich ist in Concordia zwei Anaerobteichen nachgeschaltet, die bereits eine sehr hohe organische Abbauleistung aufweisen. Große Teile der leicht abbaubaren organischen Stoffe sind bereits eliminiert. Die Bemessungsansätze für Fakultativteiche rechnen üblicherweise mit dem *gesamten* BSB im Zufluss (gelöst und partikulär) und berechnen daraus den *gelösten* BSB im Abfluss. So kann dort zwischen leicht abbaubaren und gelösten Stoffen nicht direkt unterscheiden werden. Deshalb muss eine entsprechende Anpassung des k-Wertes in den Bemessungsmodellen erfolgen (z.B. niedrigere Werte für nachgeschaltete Fakultativteiche).

Darüber hinaus ist der Verlauf der Punktwolke auch bei niedrigen organischen Frachten nicht völlig konsistent. Vergleicht man in diesem Zusammenhang noch einmal Abbildung 44 und Abbildung 45, so wird der Verlauf der Punktwolke klarer. Es ist einsichtig, warum sich der Punktwolkenverlauf in Abbildung 50 und Abbildung 51 ergibt: mit steigenden organischen Frachten nimmt die Algenkonzentration tendenziell linear ab. Da aber bezüglich der Algenkonzentration ein optimaler Bereich existiert, bei dem die Abbauleistung maximal wird, ergibt sich der in den Abbildungen dargestellte Punktwolkenverlauf. Wird eine Fittingkurve auf Basis eines einfachen polynomischen Modells in die Punktwolke gelegt, so ergibt sich die Darstellung in Abbildung 52. Der Kurvenverlauf folgt somit nicht einem stetigen Abfall, wie es in den Bemessungsmodellen errechnet wird, sondern eher einem polynomischen Verlauf mit einem Optimum der Abbauleistung bei einer bestimmten organischen Flächenbelastung (bzw. einem bestimmten Bereich). Berücksichtigt man ferner, dass die BSB-Konzentration im Zufluss auf eine etwas weniger ausgeprägte Korrelation zur Abbauleistung hat wie die hydraulische Aufenthaltszeit oder die Fracht (Abbildung 53), so lässt sich ein Optimum auch für die hydraulische Aufenthaltszeit nachweisen (Abbildung 54).

Es ist sehr interessant, dass der generelle Kurvenverlauf bei einer Berücksichtigung der Algenkonzentration anders verläuft, als es die Bemessungsmodelle errechnen. Da auch in der Literatur auf den Effekt der Selbstbeschattung der Algen bzw. auf sich ausbildende Optima hingewiesen wird (SHILTON, 2005; CROMAR et al, 1996, HARTIG et al, 1988) verdient dieser Aspekt besondere Aufmerksamkeit bei zukünftigen Anlagenbemessungen.

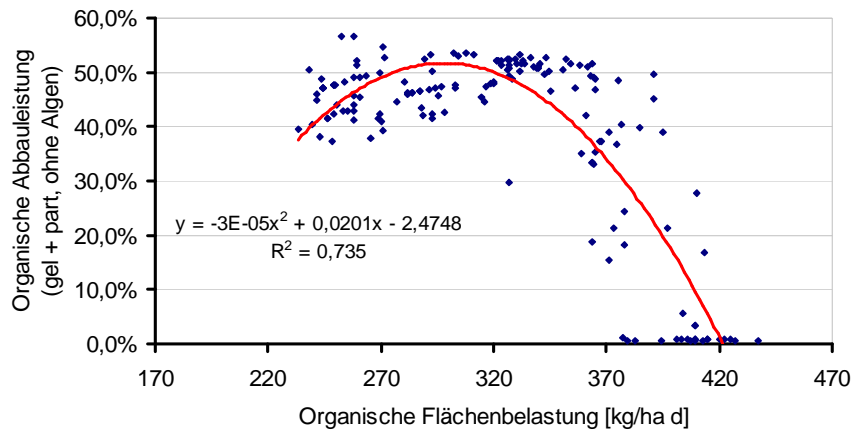


Abbildung 52: Einfaches Modell zur Nachbildung der simulierten org. Abbauleistung im Fakultativteich in Abhängigkeit der org. Flächenbelastung

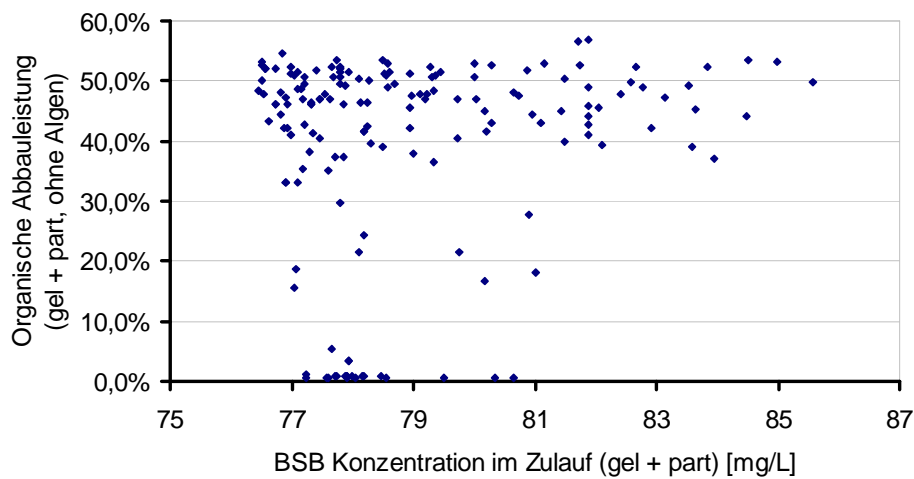


Abbildung 53: BSB Konzentration im Zulauf und simulierte organische Abbauleistung

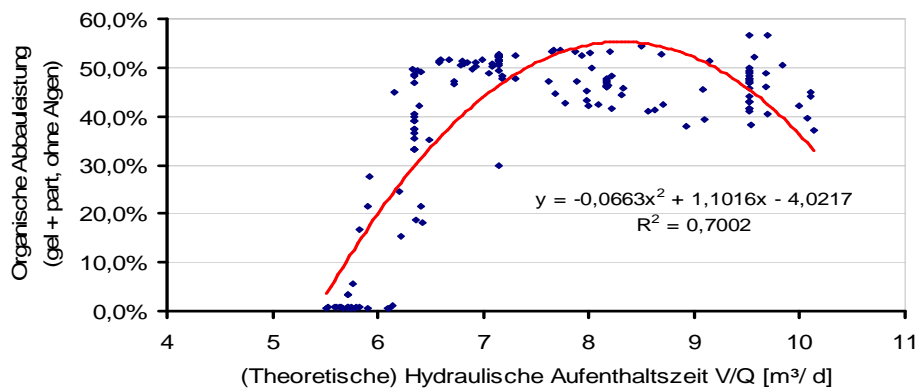


Abbildung 54: Einfaches Modell zur Nachbildung der simulierten org. Abbauleistung im Fakultativteich in Abhängigkeit der theoretischen hydraulischen Aufenthaltszeit

4.4.6 Bemessungshinweise

Wie die vorangegangenen Ausführungen zeigen, lässt sich das generelle Verhalten der Teiche mit den erstellten Modellen gut abbilden. Die Berechnung der Lastfälle zeigte ein plausibles Modellverhalten. Die Ergebnisse zeigen wichtige Zusammenhänge für die Bemessung, die auch durch praktische Erfahrungen bestätigt wurden. Um weitere quantitative oder prognostizierende Hinweise geben zu können, sollten die entwickelten Modelle zudem für zusätzliche Situationen angepasst, kalibriert und validiert werden.

Im Gegensatz zu den Belebungsmodellen und den Anaerobmodellen, handelt es sich bei den Teichmodellen um neue Modellansätze. Da die neuen Teichmodelle auf den anerkannten Modellansätzen ASM3 und ADM1 basieren, erleichtert dies deren Anwendung deutlich. Um weitere quantitative Hinweise geben zu können, müssen die Modelle anhand zusätzlicher Messdaten zu realen Anlagen, Lastfällen und klimatischen Verhältnissen verifiziert werden.

Dennoch zeigten die Simulationsergebnisse sehr wichtige Aspekte auf, die bei der Bemessung von Bedeutung sind. Auf einige Punkte soll hier näher eingegangen werden, die in Bezug auf die Bemessung eine wichtige Rolle spielen:

Zusammengesetzte Systeme

Die gängigen Bemessungsmodelle sind in der Regel zunächst für einzelne Teiche konzipiert. Mittels der Bemessungsmodelle, welche auf der Reaktortheorie basieren (Reaktionsraten erster Ordnung) können hintereinander geschaltete Systeme durch einfache Anpassung der Gleichungen und/oder eine Anpassung des k -Werts entsprechend berechnet werden. Bei den frachtbezogenen Ansätzen (Loading rates) werden für nachgeschaltete Teiche entsprechende Anpassungen gemacht. So können bei Fakultativteichen die Aufenthaltszeiten geringer bzw. die Flächenbelastung größer angesetzt werden. Dennoch werden aus Sicherheitsgründen auch dort oft die gleichen Maximalwerte empfohlen, wie für primäre Teiche (s. z.B. V SPERLING und CHERNICHARO, 2005). Das dynamische Modell kann dies durch die mechanistische Abbildung der Prozesse im Teich direkt berücksichtigen. Besonders für zusammengesetzte Systeme kann das dynamische Modell somit einen wertvollen Beitrag zur Optimierung der Bemessung leisten und Hinweise auf ein überdimensioniertes System geben.

Auch mit den stationären Modellen kann die Gefahr einer Überdimensionierung verringert werden. Das geschieht, indem für das asuzulegende Gesamtsystem verschiedene Lastfälle im Rahmen einer Monte Carlo Simulation gerechnet werden. Auch so können Unsicherheiten im Zufluss direkt berücksichtigt werden, anstatt Sicherheitsfaktoren zu verwenden, die in einem Gesamtsystem zu überdimensionierten Anlagen führen können (KEHL et al, 2007, KEHL et al, 2009, VON SPERLING, 1996).

Dass die Verwendung einer zu großen Sicherheit neben dem Kostenaspekt auch technisch nicht zwangsläufig dazu führt, „auf der sicheren Seite zu liegen“, zeigt die Ausbildung eines Maximums bezüglich der Algenkonzentration in Fakultativteichen. Bei

Überschreitung des Maximums kann wieder ein Abfall der Abbauleistung vorhergesagt werden. Ein aus Sicherheitsgründen überdimensioniertes Gesamtsystem ist so in bestimmten Fällen nicht nur kostenintensiver, sondern auch schlechter in der Leistung. Auch ein erfahrener Ingenieur kann durch zusätzliche Simulationen mit einem dynamischen Modell wesentliche Hilfestellung bei der Optimierung der Bemessung erlangen.

Optimierung der hydraulischen Aufenthaltszeit und der Belastung

Die Simulationsergebnisse deuten darauf hin, dass eine Maximierung der hydraulischen Aufenthaltszeit nicht zwangsläufig zu einer Verbesserung der Abbauleistung führen muss. So weisen auch praktische Erfahrungen in der Literatur auf ähnliche Aspekte hin. Es ist deswegen zu erwarten, dass bei Nichteinhalten eines optimalen Bereichs ein Einbruch der Leistung von Fakultativteichen zu verzeichnen ist, der so von den gängigen Bemessungsmodellen nicht vorhergesagt wird. Es kann auch diesbezüglich empfohlen werden, zusätzlich zur stationären Bemessung die dynamische Simulation heranzuziehen. Es ist auch denkbar, einfache funktionale Abhängigkeiten zur Abschätzung des Teichverhaltens bezüglich dieses Aspekts zu erstellen, wie es in Abbildung 52 und Abbildung 54 dargestellt ist.

Optimierung der hydraulischen Bedingungen

Neben der Betrachtung der Aufenthaltszeit können die hydraulischen Bedingungen im Teich die Abbauleistung des Teichs stark beeinflussen. Immer noch sind viele Teiche in Bezug auf ihre hydrologischen und hydraulischen Parameter schlecht bemessen und werden durch eine schlechte hydraulische Dimensionierung in ihrer Reinigungskapazität deutlich beeinflusst (PERSSON und WITTGREN, 2003, SHILTON, 2005). Die Erfahrungen bei der Modellerstellung zeigten, dass auch im Modell neben den Parametern für das Algenwachstum vor allem diejenigen Parameter eine Rolle spielten, die mit den hydraulischen Bedingungen im Teich in Verbindung gebracht werden können. Da die Sensitivitätsanalyse zeigte, dass im Vergleich zu den Algenprozessen im Fakultativteich die Sensitivitäten der anderen Parameter als vernachlässigbar angenommen werden können, führt dies zu dem Schluss, dass eine Kalibrierung und Optimierung der Teiche erster Linie auf Basis dieser beiden Parameterklassen erfolgen kann. Zudem übt insbesondere der Wind großen Einfluss auf die Bedingungen im Teich aus (V SPELRING und CHERNICHARO, 2005).

Zur weiteren Kalibrierung des vorgelegten Modelles müssten zusätzliche Teichsysteme mit anderen hydraulischen Bedingungen gerechnet werden. Im Besten Fall wäre eine Kombination aus hydraulischen CFD-Modellen und einem kinetischen Modell zu empfehlen. Auch wenn eine Modellierung der hydraulischen Bedingungen im Projekt aufgrund der Datenlage nur mit Einschränkungen möglich war und vereinfachende Annahmen getroffen wurden, so zeigte sich, dass auch im vorliegenden Fall belastbare

Aussagen getroffen werden konnten. Weitere praktische Hinweise zur Berücksichtigung hydraulischer Aspekte bei der Bemessung sind z.B. in SHILTON (2005) zu finden.

Optimierung des Algenwachstums und der Lichtdurchdringung

Wie bereits erwähnt, waren es im Projekt in den Fakultativteichen vor allem die Algenprozesse, die einen großen Einfluss auf das Modellverhalten hatten. Besonders der Effekt der Selbstbeschattung, auf den bereits oben eingegangen wurde, ist für die Bemessung interessant und kann nach dem Beer'schen Gesetz berechnet, wie die durchgeführten Untersuchungen zeigten. Der Einfluss des maximalen Lichteintrags zeigte sich bei den Szenariorechnungen als vernachlässigbar. Der Einfluss der Sonnenscheindauer (Tageslicht) sollte im Zuge weiterer Modellanpassungen noch näher untersucht werden.

Temperatur

Neben der Anpassung des k-Wertes (und der Dispersionszahl in den Dispersionsmodellen) ist es vor allem die Temperatur, die in den traditionellen Bemessungsmodellen Einfluss auf die Bemessungsergebnisse hat. Wie Untersuchungen von KEHL et al, (2009) zum Temperatureinfluss zeigten, können bereits Temperaturerhöhungen um 5°C ein Absinken der berechneten Flächen um 15% bewirken (belüftete fakultative Teiche). Bei den fakultativen Teichen resultierte eine Verminderung der Flächen um sogar ca. 40%. Die maximale Verringerung der hydraulischen Aufenthaltszeit bei einer Temperaturveränderung von 5°C errechnete sich auf 15% für fakultativ belüftete Teiche, auf 35% bei fakultativen Teichen, sowie auf 50% bei den Anaerobteichen. Die Veränderungen zwischen minimalem und maximalem berechneten Wert für die Teichflächen und Aufenthaltszeiten bei einer Veränderung im Temperaturbereich zwischen 5°C und 30°C, beliefen sich damit in einigen Ansätzen auf 87% und mehr. Sie waren kleiner für die Ansätze der EPA, wo sie ca. 39% betragen. Dagegen zeigte die Berechnung der Abbauleistung geringere Temperaturabhängigkeiten, sofern sie überhaupt temperaturabhängig waren oder überhaupt berechnet wurden. Die berechneten Effizienzen erhöhten sich um 37% (Anaerobteich) und 17% (Fakultativ belüfteter Teich nach Von Sperling, 2005) im Vergleich zwischen minimalen und maximalen Temperaturen.

Von Bedeutung ist in diesem Zusammenhang, dass die Bemessungsansätze für weitere Sicherheiten üblicherweise die Temperatur des kältesten Monats ansetzen. Ebenso aus Sicherheitsgründen findet oft die Lufttemperatur Eingang in die Bemessung und nicht die Wassertemperatur. Aufgrund der großen Temperatureffekte bei der Bemessung kann deswegen empfohlen werden, der Temperatur eine größere Bedeutung beizumessen. Die Temperatur ist auf Basis gründlicher Analysen der Rahmenbedingungen anzusetzen.

4.5 Modellierung von Anaerobanlagen

Da ein allgemein anwendbares Modell zur Beschreibung des anaeroben Fermentationsprozesses lange Zeit nicht verfügbar war, basierten Modellierungsversuche häufig auf der Entwicklung von empirischen Funktionen (WILSON et al., 1998; YU et al., 2000). Die Übertragung empirischer Modelle auf fremde Systeme ist jedoch häufig nicht möglich. Zudem ermöglichen empirische Funktionen keine Voraussage zur Prozesseffektivität als eine Funktion von variablen Versuchsparametern, verschiedenen Rahmenbedingungen und unterschiedlichen Zulaufeigenschaften. Zur expliziten Modellierung von UASB-Reaktoren bietet die Literatur verschiedene Modellansätze (HEERTJES et al., 1978; BOLLE et al., 1986; ARCAND et al., 1994; KALYUZHNYI und FEDEROVICH, 1997), die befriedigende Ergebnisse bei gleich bleibenden Versuchsbedingungen liefern. Dennoch präsentieren sich diese Modelle als zu sehr vereinfacht, um den Einfluss von wechselnden Versuchsparametern zu untersuchen. Das komplex strukturierte ADM1-Modell kann demgegenüber tiefere Einblicke in das Verhalten des Reaktors unter dynamischen Versuchsbedingungen bieten.

Bisher wurde das ADM1-Modell für die Modellierung von UASB-Reaktoren durch RAMSAY und PULLAMMANIPALLIL (2005), BATSTONE et al. (2005) und MU et al. (2007) eingesetzt. Eine ADM1 Simulationsstudie zur anaeroben kommunalen Abwasserbehandlung bei Umgebungstemperaturen liegt in der Literatur zurzeit nicht vor.

4.5.1 Genaue Anlagenbeschreibung und Modell in Simba

Die praktischen Versuche wurden vom Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH) der Leibniz Universität Hannover auf dem Gelände des Klärwerks Hannover-Herrenhausen durchgeführt. Es bestand die Möglichkeit, direkt vorgeklärtes Abwasser aus dem Strom des Großklärwerks zu beziehen. Vom ISAH wurden während der Projektlaufzeit insgesamt 3 Versuchsanlagen betrieben und regelmäßig beprobt. Die Simulationsstudie wurde auf eine halbtechnische Versuchsanlage beschränkt, die hinsichtlich Verfahrensführung und Messdatendichte für die Simulation die besten Voraussetzungen bot. Eine schematische Darstellung des simulierten Versuchsreaktors zeigt Abbildung 55.

Die Wände des Reaktors wurden aus PVC hergestellt. Um das Wachstum von Algen an den Wänden des Reaktors zu verhindern und die Wärmespeicherung im Reaktor zu sichern, wurde eine abnehmbare Styropor-Verkleidung angebracht. Das Reaktorvolumen betrug 105 L, während das maximale Volumen des Schlammбетtes auf 95 L begrenzt war. Der Zulauf fluktuierte zwischen 110 und 415 L/d. Kennwerte der Versuchsanlage sind in Tabelle 20 aufgeführt.

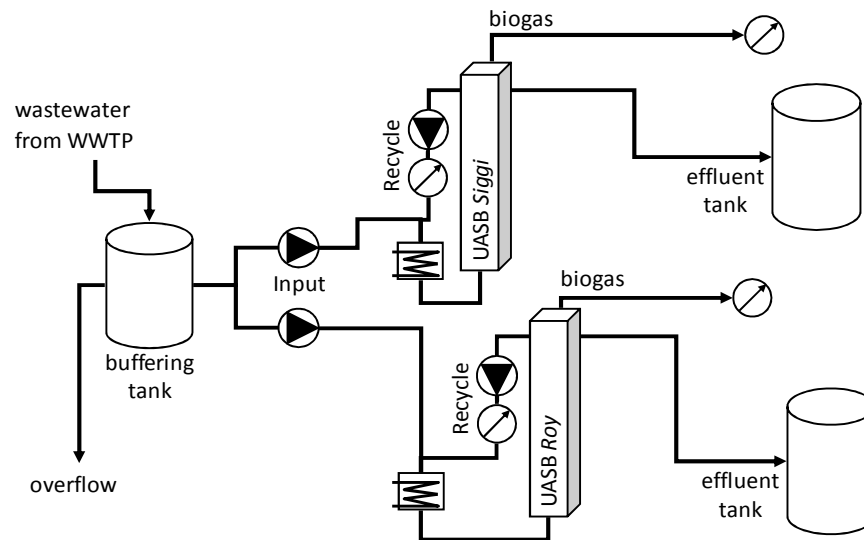


Abbildung 55: Fließschema der halbtechnischen Versuchsanlage des ISAH (URBAN 2009). Es wurden zwei baugleiche Reaktoren (bezeichnet als Siggli und Roy) betrieben. Die Simulationsstudie war jedoch auf einen Reaktor begrenzt.

Tabelle 20: Kennwerte der halbtechnischen Versuchsanlage die für die Simulationsstudie untersucht wurde (URBAN 2009).

Maße	halbtechnische Versuchsanlage
Höhe (mm)	2000
Breite (mm)	400
Tiefe (mm)	200
Volumen (L)	105
Max. Volumen Schlammbett (L)	95
Zulaufstrom (L/d)	110-415

Für die Versuche wurde vorgeklärtes Abwasser eingesetzt, dessen durchschnittliche Zusammensetzung Tabelle 21 entnommen werden kann. Der Reaktorzufluss wurde dabei durch einen externen Wärmetauscher auf Temperaturen zwischen 10 und 28°C eingestellt. Das Inokulieren des Reaktors erfolgte durch Faulschlamm aus dem Faulbehälter der Großkläranlage Hannover-Herrenhausen.

Tabelle 21: Mittlere Abwasserzusammensetzung im Zulauf der Versuchsanlage über den Zeitraum der Simulationsstudie

Parameter	Einheit	Zulauf
CSB _{gesamt}	(mg/L)	472
CSB _{gelöst}	(mg/L)	195
CSB _{partikulär}	(mg/L)	277
NH ₄ -N	(mg/L)	42
Organische Fettsäuren	(mg/L)	28
pH	(-)	7.8

Der gewählte Untersuchungszeitraum für die Simulationsstudie betrug 315 Tage (45 Wochen). Während dieser Zeit variierte die Temperatur zwischen 14 und 28°C. Die durchschnittliche hydraulische Aufenthaltszeit (HRT) lag bei 10 h, mit einem Maximum von 22 h und einem Minimum von 6 h. Das durchschnittliche Schlammalter der simulierten Versuchsphase betrug 55 Tage, die durchschnittliche CSB-Abbauleistung war 38%. In einer vorausgehenden Studie wurde festgestellt, dass erhöhte Strömungsgeschwindigkeiten und damit einhergehende kurze Absetzzeiten des Schlammes zu keiner Pellets-Bildung im Schlammbett führten. Als Resultat wurde für den Versuchszeitraum der Simulationsstudie auf einen Rezirkulationsstrom verzichtet. Das Abstellen des Rezirkulationsstroms führte zu einer geringeren Auswaschung von partikulärem Reaktorinhalt im Vergleich zu den vorausgehenden Versuchen (siehe Urban 2009 für weitere Details). Die Aufstromgeschwindigkeit ergab sich ausschließlich aus der eingestellten hydraulischen Aufenthaltszeit und variierte zwischen 0,06 und 0,22 m/h.

Die Übertragung der Versuchsanlage in ein mathematisches Simulationsmodell in Simba ist in Abbildung 56 dargestellt. Die maßgeblichen Zulaufdaten, die variierende Prozesstemperatur sowie die Schlammkreisläufe werden über Textdateien bzw. Konstanten im Modell eingelesen. Der UASB Reaktor wurde vereinfacht mit einem Rührkesselreaktor und einem idealen Nachklärbecken modelliert.

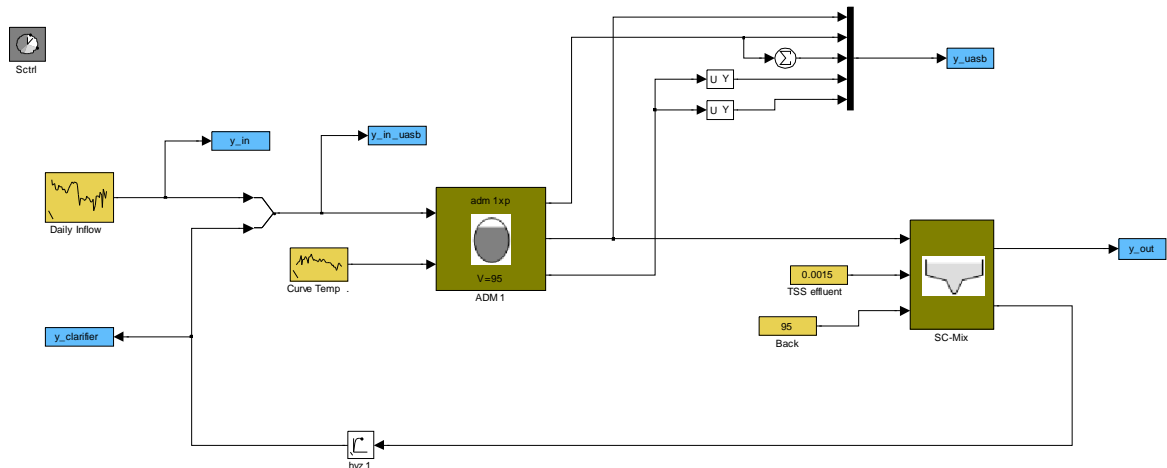


Abbildung 56: Simulationsmodell des UASB Versuchsreaktors in Simba.

4.5.2 Zulaufcharakterisierung

Ein standardisiertes Verfahren zur CSB Zulauffraktionierung entsprechend der ADM1 Modellkomponenten existiert nicht. Die in dieser Studie vorgenommene Einteilung des Zulauf-CSB in die einzelnen Modellkomponenten wird anhand Tabelle 22 deutlich.

Tabelle 22: Vorgenommene CSB-Zulauffraktionierung für kommunales Abwasser und dem ADM1

Parameter	Bezeichnung	Gleichung
X_I	Partikulär inerte Bestandteile	$0,10 \cdot \text{CSB}_{\text{gesamt}}$
S_I	Gelöste inerte Bestandteile	$0,17 \cdot \text{CSB}_{\text{gelöst}}$
S_{ac}	Acetat	$0,14 \cdot \text{CSB}_{\text{gelöst}}$
S_{su}	Zucker	$(\text{CSB}_{\text{gelöst}} - S_{ac} - S_I) / 3$
S_{aa}	Aminosäuren	$(\text{CSB}_{\text{gelöst}} - S_{ac} - S_I) / 3$
S_{fa}	Fettsäuren	$(\text{CSB}_{\text{gelöst}} - S_{ac} - S_I) / 3$
X_C	Kompositmaterial	$\text{CSB}_{\text{gesamt}} - S_{su} - S_{aa} - S_{fa} - S_{ac} - S_I - X_I$

Die partikulär inerten Bestandteile wurden zu 10% des $\text{CSB}_{\text{gesamt}}$ gewählt, entsprechend des von HENZE (1992) postulierten Bereiches zwischen 8 und 13% für kommunales Abwasser. Die gelösten inerten Bestandteile basierten auf den durchschnittlichen $\text{CSB}_{\text{gelöst}}$ -Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Hannover-Herrenhausen. Diese lagen im jährlichen Durchschnitt bei etwa 7% des $\text{CSB}_{\text{gesamt}}$ im Ablauf der Vorklärung, beziehungsweise bei 17% des $\text{CSB}_{\text{gelöst}}$. Die flüchtigen Fettsäuren wurden direkt per Gaschromatographie ermittelt und lagen ausschließlich als Essigsäure vor. Der restliche Teil des $\text{CSB}_{\text{gelöst}}$ wurde vereinfacht gleichmäßig auf die Fraktionen Zucker, Aminosäuren und Fettsäuren aufgeteilt. Der übrige Anteil des gesamten Zulauf-CSB wird letztendlich dem Kompositmaterial zugeschlagen.

4.5.3 Kalibrierung der Anlagen

Anaerobreaktoren werden überwiegend bei einer konstanten Temperatur, in der Regel entweder bei 38°C oder 55°C, betrieben, da anaerobe Mikroorganismen verschiedene Aktivitätsoptima besitzen. Der kinetische Parametersatz anaerober mathematischer Modelle wie dem ADM1 wurde folglich auch nur für fest definierte Temperaturen festgelegt. Die kinetischen Parameter des ADM1 enthalten dabei keine Temperaturabhängigkeiten. Die Simulation anaerober Reaktoren, die bei Umgebungstemperatur und somit stark schwankenden Temperaturniveaus betrieben werden, ist mit den bestehenden Modellen ohne Modifikation nicht durchführbar.

Die geschwindigkeitslimitierenden Schritte für den anaeroben Abbau liegen in der Regel in der Hydrolyse und der methanogenen Substratumsatzleistung. Zur mathematischen Abbildung des UASB-Reaktors wurden die Substrataufnahmeraten der methanogenen Organismen sowie die Disintegrationsrate des Modells um folgende Temperaturterme erweitert

$$k_{m_ac_T} = k_{m_ac} \times 1.16^{(T-35)} \quad (kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d))$$

$$k_{m_h2_T} = k_{m_h2} \times 1.16^{(T-35)} \quad (kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d))$$

wobei $k_{m_ac_T}$ die temperaturabhängige Acetataufnahmerate ($kg_{CSB}/(kg_{CSB} \cdot d)$), k_{m_ac} die Acetataufnahmerate bei 35°C ($kg_{CSB}/kg_{CSB} \cdot d$), $k_{m_h2_T}$ die temperaturabhängige Wasserstoffaufnahmerate ($kg_{CSB}/kg_{CSB} \cdot d$), k_{m_h2} die Wasserstoffaufnahmerate bei 35°C ($kg_{CSB}/kg_{CSB} \cdot d$) und T die Prozesstemperatur (°C) sind.

$$k_{dis_T} = k_{dis} \times 1.045^{(T-35)} \quad (d^{-1})$$

wobei k_{dis_T} die temperaturabhängige Disintegrationsrate (d^{-1}), k_{dis} die Disintegrationsrate bei 35°C (d^{-1}) und T die Prozesstemperatur (°C) sind.

Die exponentiellen Temperaturkoeffizienten wurden vom ISAH in Batchversuchen bestimmt. Die Beschreibung der Versuchsdurchführung ist im Abschlussbericht des ISAH dargestellt sowie in der Dissertationsschrift von URBAN (2009).

Neben der Modifikation des ADM1-Modells mit Temperatur-Termen für den Disintegrations- und die methanogenen Prozessschritte wurden zusätzliche Parameter kalibriert, um Messwerte und Simulationsergebnisse bestmöglich aufeinander abzustimmen. Die veränderten Parameter sind in Tabelle 23 aufgelistet.

Tabelle 23: Kinetische Parameter die für die Simulation geändert wurden.

Parameter	Beschreibung	Standard ADM1	kalibriert	Einheit
$K_{S,fa}$	Halbsättigungskonzentration Fettsäuren	0.40	0.10	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{m,ac}$	Maximale Acetataufnahmerate	8	9.5	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{S,ac}$	Halbsättigungskonzentration Acetat	0.15	0.05	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$

Ein Vergleich zwischen Simulationsergebnissen und Messwerten erfolgt in Abbildung 57 und Abbildung 58.

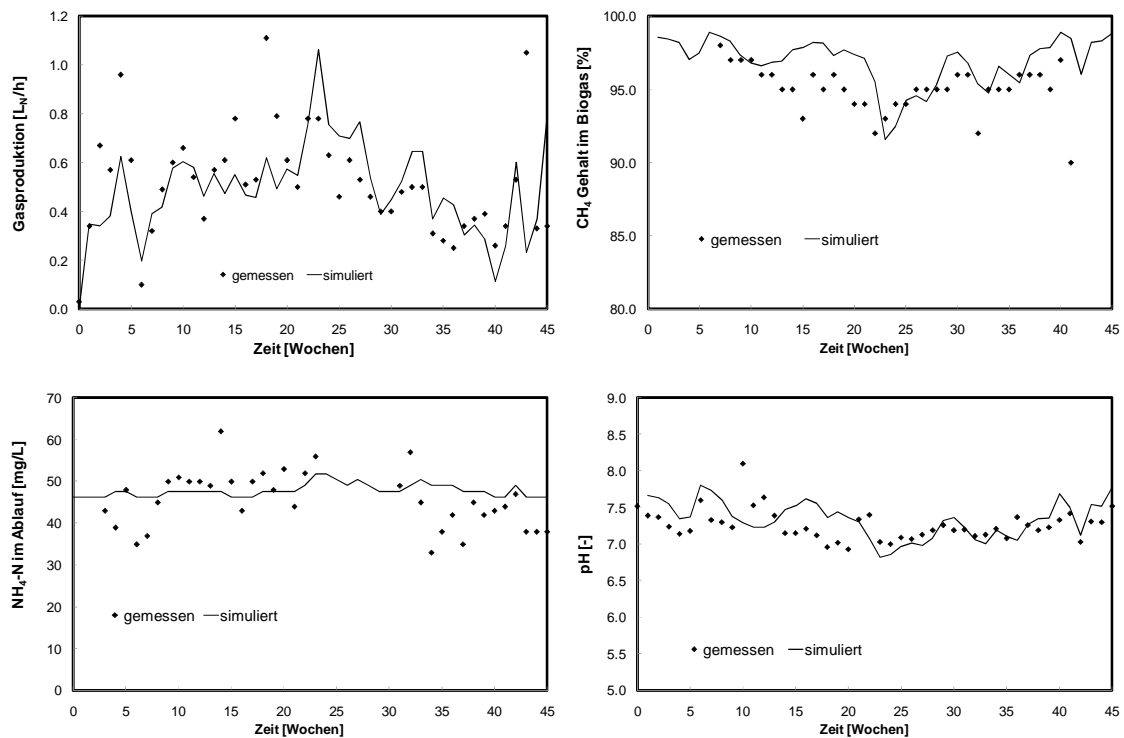


Abbildung 57: Vergleich zwischen Messwerten und Simulationsergebnissen für die Parameter Gasproduktion, Methangasgehalt, Ammoniumstickstoff und pH-Wert. Für eine bessere Übersichtlichkeit sind die Ergebnisse als Wochenmittel dargestellt.

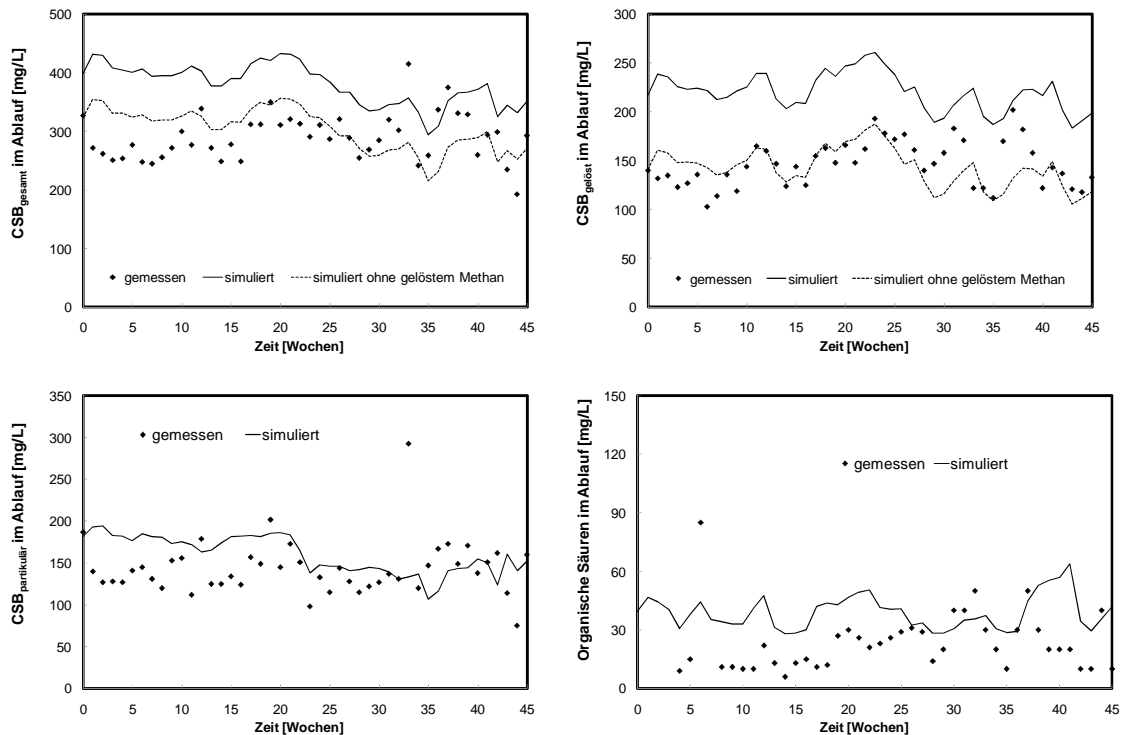


Abbildung 58: Vergleich zwischen Messwerten und Simulationsergebnissen für die Parameter CSB_{gesamt} , $CSB_{gelöst}$, $CSB_{partikulär}$ und organische Säuren. Für eine bessere Übersichtlichkeit sind die Ergebnisse als Wochenmittel dargestellt.

Sowohl der dynamische Verlauf als auch die absoluten Werte der gemessenen Parameter wurden von dem modifizierten Simulationsmodell reproduziert. Ungenauigkeiten in der Abbildung der Dynamik für den partikulären CSB sind auf die vereinfachte Abbildung des Schlammabsetzvorganges im UASB Reaktor mittels idealem Nachklärbecken zurückzuführen. Der durchschnittliche Gehalt an partikulärem CSB im Reaktorablauf konnte dennoch sehr gut nachsimuliert werden. Das Schlammalter im Modell entspricht somit dem der realen Versuchsanlage.

Die modellierten CSB_{gesamt} und $CSB_{gelöst}$ Konzentrationen im Ablauf wurden mit den Messwerten auf zwei verschiedene Arten miteinander verglichen. Der modellierte CSB liegt nur im Bereich der Messwerte, wenn der CSB des gelösten Methans vom CSB_{gesamt} und vom $CSB_{gelöst}$ subtrahiert wird. Diese Betrachtungsweise ist notwendig, da in dem modellierten CSB im Reaktorablauf gelöstes Methan enthalten ist. Die Messwerte enthalten diesen Anteil jedoch nicht, da gelöstes Methan unmittelbar nach Verlassen des Reaktors ausgasst.

Der Methan-Biogasanteil lag stets über 90 %, da das produzierte CO_2 auf Grund dessen hoher Löslichkeit zum größten Teil gelöst im Fermenter verbleibt und das System über den Ablauf verlässt. Die Menge an gelöstem Methan im Fermenter hängt hauptsächlich von der Temperatur und dem Partialgasdruck ab und lässt sich nach Henry's Gesetz und der van't Hoff'schen Gleichung berechnen zu

$$C_{\text{CH}_4} = K_{\text{H,CH}_4} \times e^{\Theta(T-25)} \times i_{\text{CSB/CH}_4} \times P_{\text{head,CH}_4} \times 1000 \quad (\text{mg}_{\text{CSB/L}})$$

wobei C_{CH_4} die gelöste Methankonzentration ($\text{mg}_{\text{CSB/L}}$), $K_{\text{H,CH}_4}$ die Henry Konstante für Methan für 25°C ($0.0014 \text{ mol}_{\text{CH}_4}/(\text{m}^3 \cdot \text{bar}_{\text{gas}})$), Θ der Temperaturkoeffizient für Methan (-0.01929 , BATSTONE et al., 2002), $i_{\text{CSB/CH}_4}$ der CSB Umrechnungsfaktor für Methan ($64 \text{ g}_{\text{CSB/mol}_{\text{CH}_4}}$) und $P_{\text{head,CH}_4}$ der Methanpartialdruck im Reaktorheadspace (bar_{gas}) sind.

Bei einer Temperatur von 20°C und einem Methanpartialdruck von 0,9 bar (~90 Vol. %) beträgt der Gehalt an gelöstem Methan etwa 90 $\text{mg}_{\text{CSB/L}}$. Wenn dieses gelöste Methan den Reaktor mit dem Ablauf verlässt, ist es atmosphärischen Bedingungen ausgeliefert. Unter natürlichen Bedingungen ist Methan praktisch unlöslich und entweicht in die Atmosphäre. Mithilfe des Modells konnte im Versuchszeitraum eine durchschnittliche Konzentration an gelöstem Methan in Höhe von etwa 77 $\text{mg}_{\text{CSB/L}}$, entsprechend 16% des Zulauf-CSB, berechnet werden. Den simulierten dynamischen Verlauf der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf der Versuchsanlage ist in Abbildung 59 dargestellt.

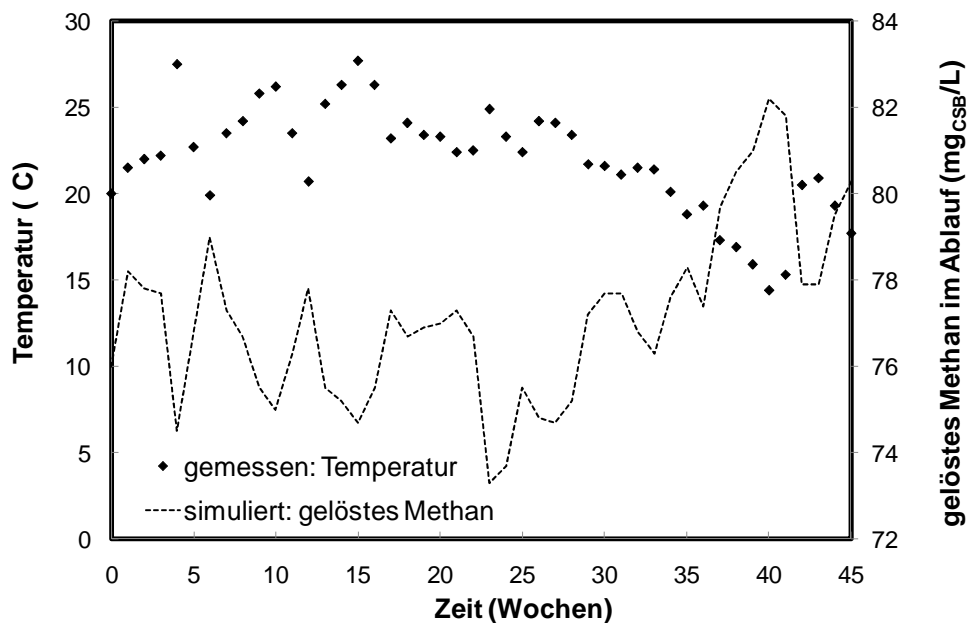


Abbildung 59: Simulierte gelöste Methankonzentration im Reaktorablauf für den Versuchszeitraum

Die Berechnungen zeigen, dass ein signifikanter Anteil des Zulauf-CSB als gelöstes Methan im Ablauf verbleibt und somit die Effizienz des Verfahrens begrenzt. Die anaerobe Behandlung von kommunalem Abwasser bei Umgebungstemperatur wird daher auf eine maximale Abbaueffektivität begrenzt, die von der Versuchstemperatur, der Abwasserverschmutzung und der Abwasserzusammensetzung bestimmt wird.

4.5.4 Sensitivitätsanalyse

Das ADM1 besitzt eine große Anzahl an kinetischen und stöchiometrischen Parameter, die jedoch für die Kalibrierung des Modells eine unterschiedliche Sensitivität besitzen. Der wesentliche verfahrenstechnische Parameter zur Beurteilung des untersuchten Verfahrens ist die CSB-Abbauleistung. Die Parameter des ADM1 wurden daher hinsichtlich ihres Einflusses auf die Modellierung des CSB im Reaktorablauf sowie auf den Gehalt an organischen Säuren im Fermenter untersucht. Hierzu wurden ADM1 Parameter einzeln auf 70 und 130% des Standardwertes gesetzt und die Abweichung der Simulationsergebnisse zu den Simulationen mit Standardparametersatz untersucht. Die Sensitivität wurde entsprechend folgender Formel bewertet

$$\text{Sensitivität} = \frac{\sum |C_{\text{std}}(t) - C_{\text{sens}}(t)|}{N}$$

wobei C_{std} die Simulationsergebnisse mit Standardparametersatz, C_{sens} die Simulationsergebnisse mit geänderten Parameter und N die Anzahl der Simulationstage sind.

Tabelle 24 zeigt die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für ausgewählte Modellparameter. Eine Beschreibung der Abkürzungen sowie die Standardwerte der für die Sensitivitätsanalyse untersuchten Parameter befindet sich in Tabelle 25. Neben den stöchiometrischen und kinetischen Parametern wurde zusätzlich die Abwasserzusammensetzung im Zulauf untersucht. Dies betraf das Verhältnis von filtriertem zu gesamtem CSB ($CSB_{\text{fil}}/CSB_{\text{ges}}$), welcher im Untersuchungszeitraum 40% betrug, sowie der Gehalt an partikulärem inertem CSB (X_i), welcher im Untersuchungszeitraum 10% des Gesamt-CSB umfasste.

Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse zeigen sehr deutlich den großen Einfluss der CSB Zulaufcharakterisierung auf die Simulationsergebnisse. Vor allem das Verhältnis von filtriertem zu gesamtem CSB hat für die Abbildung der organischen Säuren sowie des Ablauf CSB eine sehr große Bedeutung. Die alleinige Messung des Zulauf-CSB ohne Informationen über den partikulären und gelösten Anteil führt zu Unsicherheiten in der Modellanwendung. Der Grund liegt in der Hydrolyse als geschwindigkeitslimitierenden Schritt des Gesamtabbaus. Ein zu hoch angenommener Anteil an partikulärem Zulauf-CSB muss im Modell über die Abänderung der Disintegrations- bzw. Hydrolyserate ausgeglichen werden. Weiterhin ist der Kenntnisstand des partikulären inertem CSB für die Abbildung des Ablauf-CSB von Bedeutung. Ein zu hoch gewählter Anteil führt zu einem Unterschätzen des CSB-Abbaus, da die X_i Fraktion keinem biologischen Abbau im Modell unterworfen ist. Als sensitivster kinetischer Parameter wurde die Acetataufnahmerate identifiziert. Dieser Parameter beeinflusst die Konzentration an Essigsäure im Fermenter, sowie den Gehalt an filtriertem und gesamtem CSB im Ablauf. Er hat jedoch so gut wie keinen Einfluss auf die Konzentration weiterer organischer Säuren, wie dies z.B. bei der Aufnahmerate für Propionsäure der Fall ist.

Tabelle 24: Ergebnisse Sensitivitätsanalyse. Sensitivste Parameter für die simulative Abbildung einzelner Verfahrensgrößen sind fett markiert.

Parameter ADM1	Essigsäure (mg/L)		Propionsäure (mg/L)		Buttersäure (mg/L)		Valeriansäure (mg/L)		CSB _{ges} (mg/L)		CSB _{fil} (mg/L)	
	70%	130%	70%	130%	70%	130%	70%	130%	70%	130%	70%	130%
	Y _{su}	0,2	0,2	0,1	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,9	0,7	1,5
Y _{c4}	0,6	0,4	0,1	0,1	1,8	1,3	1,2	0,9	2,0	1,5	2,1	1,7
Y _{pro}	0,2	0,1	0,8	0,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,6	0,5	0,7	0,5
Y _{ac}	4,1	6,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,8	6,1	3,9	6,6
Y _{h2}	0,4	0,3	0,3	0,2	0,1	0,1	0,1	0,0	0,7	0,4	1,0	0,6
k _{dis}	1,6	1,1	0,3	0,2	0,4	0,3	0,3	0,2	6,8	4,8	6,2	4,2
K _{m_c4}	1,3	0,8	0,3	0,2	3,5	2,3	2,3	1,5	3,9	2,5	4,0	2,6
K _{m_pro}	0,7	0,3	3,0	1,8	0,0	0,0	0,0	0,0	2,2	1,4	2,3	1,4
K _{m_ac}	18,7	11,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	17,6	11,3	17,8	11,4
K _{m_h2}	11,9	0,4	0,0	0,3	0,0	0,1	0,0	0,1	11,3	1,0	11,4	1,1
K _{S_su}	11,9	11,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	11,3	11,3	11,4	11,4
K _{S_aa}	0,2	0,2	0,0	0,0	0,1	0,1	0,1	0,1	0,7	0,7	0,7	0,7
K _{S_fa}	2,4	1,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	7,4	5,3	7,6	5,5
K _{S_c4}	1,1	0,9	0,2	0,2	2,8	2,4	1,9	1,5	3,3	2,7	3,4	2,8
K _{S_pro}	0,4	0,4	2,2	1,9	0,0	0,0	0,0	0,0	1,6	1,5	1,7	1,5
K _{S_ac}	10,4	10,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	9,8	9,9	10,0	10,1
K _{S_h2}	0,4	0,4	0,4	0,3	0,2	0,2	0,1	0,1	1,2	1,2	1,3	1,3
CSB _{fil} / CSB _{ges}	9,8	18,2	2,0	2,7	2,8	3,4	1,8	2,0	24,2	26,3	42,6	20,6
X _I	15,1	13,1	2,3	2,0	3,0	2,7	1,9	1,8	24,8	22,3	23,8	29,4

Tabelle 25: Beschreibung und Standardwerte von ADM1 Parametern, die für die Sensitivitätsanalyse untersucht wurden

Parameter	Beschreibung	Default	Unit
Y_{su}	Yield: Aufnahme Zucker	0.10	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1}$
Y_{c4}	Yield: Aufnahme Valerian-/Buttersäure	0.06	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1}$
Y_{pro}	Yield: Aufnahme Propionsäure	0.04	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1}$
Y_{ac}	Yield: Aufnahme Essigsäure	0.05	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1}$
Y_{h2}	Yield: Aufnahme Wasserstoff	0.06	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1}$
k_{dis}	Disintegrationsrate	0.50	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{m_{c4}}$	Aufnahmerate Valerian-/Buttersäure	20	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{m_{pro}}$	Aufnahmerate Propionsäure	13	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{m_{ac}}$	Aufnahmerate Essigsäure	8	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{m_{h2}}$	Aufnahmerate Wasserstoff	35	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{S_{su}}$	Halbsättigungskonz. Zucker	0.50	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{S_{aa}}$	Halbsättigungskonz. Aminosäuren	0.30	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{S_{fa}}$	Halbsättigungskonz. langkettige Fettsäuren	0.40	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{S_{c4}}$	Halbsättigungskonz. Valerian-/Buttersäure	0.20	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{S_{pro}}$	Halbsättigungskonz. Propionsäure	0.10	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{S_{ac}}$	Halbsättigungskonz. Essigsäure	0.15	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{S_{h2}}$	Halbsättigungskonz. Wasserstoff	7e-6	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$

4.5.5 Szenarien

Die Systemperformance hängt im Wesentlichen von der Leistungsfähigkeit der zwei geschwindigkeitsbestimmenden Prozesse ab. Dies sind die Hydrolyse und die Methanogenese. Beide Prozesse können nur unter bestimmten Randbedingungen optimal ablaufen.

Das kalibrierte ADM1 ist in der Lage die Messdaten des ISAH über einen sehr großen Zeitraum von 45 Wochen zu reproduzieren. In diesem Zeitraum wurden sowohl die hydraulische Aufenthaltszeit als auch die Betriebstemperatur variiert. Beide Parameter sind maßgebliche Bemessungsgrößen. Die Anwendung eines komplexen Simulationsmodells wie das ADM1 bietet nun die Möglichkeit, beide Parameter zu variieren und dessen Einfluss auf die Systemleistung systematisch zu untersuchen. Anhand der Variantenrechnung lassen sich verfeinerte Aussagen zur Bemessung ableiten. Folgende Berechnungen wurden durchgeführt:

- Variation der hydraulischen Aufenthaltszeit und der Prozesstemperatur. Hierbei wird der Einfluss beider Parameter auf den erreichbaren CSB-Abbaugrad untersucht. Das Simulationsmodell bietet zudem die Möglichkeit, die gelöste Methankonzentration im Reaktorablauf zu berechnen, wodurch ein differenzierter Eindruck des CSB-Abbaus gegeben ist. Die Simulationsrechnungen werden für statische Zulaufbedingungen durchgeführt.
- Einfluss der Abwasserverschmutzung. Der anaerobe Abbau kommunaler Abwasserbestandteile ist prinzipiell auch bei niedrigen CSB-Konzentrationen möglich. Die Vorteile der Anaerobtechnik ergeben sich jedoch erst dann, wenn eine ausreichend hohe CSB-Konzentration im Abwasser vorliegt.
- Der Temperaturverlauf ist im Tagesgang größeren Schwankungen unterlaufen. Simulationsrechnungen der ersten beiden Punkte werden mit Simulationsrechnungen unter Berücksichtigung von Temperaturschwankungen im Tagesgang verglichen.
- Die Methanogenese, hier insbesondere die acetoklastische Methanogenese, gilt allgemein als sehr empfindlicher Prozessschritt. Milieubedingungen im anaeroben Fermenter werden häufig auf die acetatspaltenden Bakterien abgestimmt. Da diese Organismen zudem geringe Wachstumsraten aufweisen, können Substanzen, die diesen Prozess hemmen, die ganze anaerobe Verfahrenskette zum Erliegen bringen. Durch eine reduzierte Substrataufnahmerate wird der Einfluss hemmender Substanzen auf die acetoclastische Methanogenese untersucht.

Hydraulische Aufenthaltszeit und Prozesstemperatur

Die hydraulische Aufenthaltszeit wird im Modell schrittweise variiert (2,5 / 5 / 10 / 15 / 25 und 40 h). In Simulationsrechnungen wird für eine konstante Temperatur der maximale CSB-Abbau bestimmt. Der untersuchte Temperaturbereich erstreckt sich von 15 bis 30°C und wird in Schritten von 5°C variiert. Die Ergebnisse der Simulationsrechnungen sind in der folgenden Tabelle aufgeführt.

Tabelle 26: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) unter Berücksichtigung der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf. Berechnungsergebnisse für eine CSB Zulaufkonzentration von **400 mg/L**.

HRT (h)	T=15°C		T=20°C		T=25°C		T=30°C	
	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$
2,5	3	0	5	0	22	3	27	9
5	8	0	30	10	38	19	41	23
10	19	0	43	24	48	29	50	31
15	32	12	48	28	52	33	53	35
25	41	20	52	32	55	36	56	38
40	44	24	53	34	56	37	57	39

Die Simulationsrechnungen zeigen einen sehr breiten Bereich des erzielbaren CSB-Abbaugrades an. Der errechnete CSB-Abbau wird unterschieden in einen gesamten ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einen effektiven ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) Abbau. Der effektive CSB-Abbau berücksichtigt dabei die gelöste Methankonzentration im Reaktorablauf und ist somit immer niedriger als der gesamte CSB-Abbau. Der Sinn der Unterscheidung ist darin begründet, dass gelöstes Methan im Reaktorablauf nicht mikrobiologisch abgebaut wurde, sondern lediglich über Ausgasen in die Atmosphäre dem System entweicht.

Abwasserverschmutzung

Die Simulationsrechnungen wurden für zwei weitere unterschiedliche Abwasserverschmutzungsgrade durchgeführt, nämlich 800 mg/L und 1200 mg/l CSB-Zulaufkonzentration.

Für die Berechnungen wurde die maximale hydraulische Aufenthaltszeit auf 40 Stunden gesetzt. Bei höheren Werten sind kaum noch Steigerungen in der Abbauleistung zu erzielen. Die minimale hydraulische Aufenthaltszeit wurde auf 2,5 Stunden begrenzt. Erst ab diesem Bereich kann eine nennenswerte CSB-Abbauleistung erreicht werden.

Tabelle 27: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) unter Berücksichtigung der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf. Berechnungsergebnisse für eine CSB Zulaufkonzentration von **800 mg/L**.

HRT (h)	T=15°C		T=20°C		T=25°C		T=30°C	
	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$
2,5	6	0	18	9	36	26	39	29
5	11	1	43	32	47	37	49	39
10	38	28	51	41	54	44	55	45
15	47	36	55	45	57	47	57	48
25	52	42	58	48	59	50	60	51
40	55	45	59	50	61	51	61	52

Tabelle 28: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$) unter Berücksichtigung der gelösten Methankonzentration im Reaktorablauf. Berechnungsergebnisse für eine CSB Zulaufkonzentration von **1200 mg/L**.

HRT (h)	T=15°C		T=20°C		T=25°C		T=30°C	
	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$
2,5	8	1	30	22	41	34	44	36
5	12	5	47	40	50	43	51	44
10	45	38	54	47	56	49	56	50
15	51	44	57	50	58	52	59	53
25	56	49	60	53	61	54	61	55
40	58	52	61	55	62	56	63	57

Variabler Temperaturverlauf im Tagesgang

Für die Berechnung des CSB-Abbaus wurde bisher die Reaktortemperatur konstant gesetzt. In der Realität schwankt die Temperatur im Tagesverlauf jedoch über einen mehr oder weniger breiten Bereich, wodurch auch der erreichbare CSB-Abbau im Tagesverlauf beeinflusst wird. Im Folgenden wird der Einfluss drei unterschiedlicher Temperaturverläufe untersucht. Im Verlauf 1 schwankt die Temperatur im Tagesgang nur in einem sehr engen Bereich. Die Differenz zwischen maximaler und minimaler Tagestemperatur beträgt 5°C. Im Temperaturverlauf 2 beträgt die Differenz zwischen minimaler und maximaler Tagestemperatur 10°C, im Temperaturverlauf 3 schließlich 15°C. Die durchschnittliche Tagestemperatur beträgt jeweils 25°C. Die drei Temperaturverläufe sind in folgender Abbildung grafisch dargestellt.

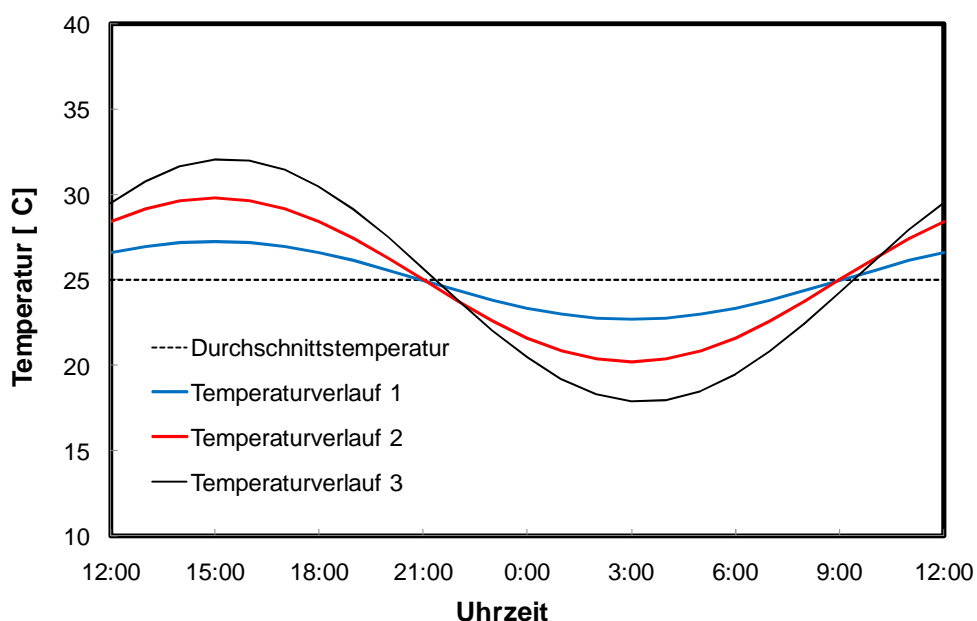


Abbildung 60: Variabler Temperaturverlauf im Tagesgang

Bei einer Betriebstemperatur von 25°C, einer CSB-Zu laufverschmutzung von 400 mg/L und einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 5 h ergibt sich nach Tabelle 26 ein gesamter CSB-Abbau von 38%, was einer durchschnittlichen CSB-Ablaufkonzentration von 248 mg/L entspricht. Die Simulationsergebnisse mit variablem Temperaturtagesgang sind in folgender Abbildung dargestellt.

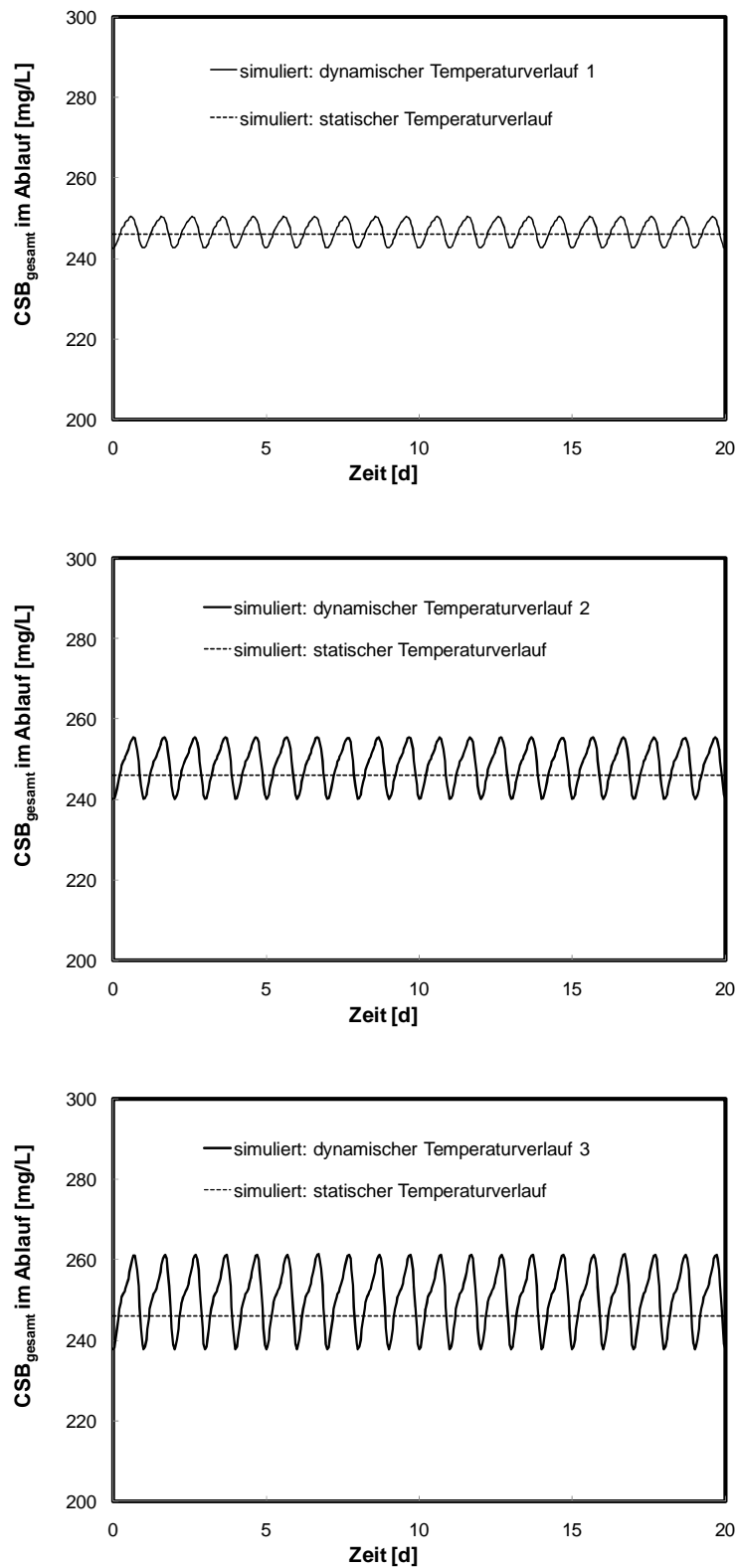


Abbildung 61: Simulationsergebnisse bei variablem Temperaturverlauf.

Aus Abbildung 61 ist ersichtlich, dass die Dynamik des Temperaturtagesganges sich auch in den CSB-Ablaufwerten widerspiegelt. Während die minimalen und maximalen CSB-Ablaufwerte für den Temperaturverlauf 1 nur in einem engen Bereich schwanken, sind für den Temperaturverlauf 3 ausgeprägte Spitzen zu erkennen. Für alle drei Temperaturverläufe ergaben sich jedoch keine signifikanten Abweichungen der durchschnittlichen CSB-Ablaufkonzentrationen zu denen der statischen Simulation.

Hemmung Methanogenese

Die Substrataufnahmerate der acetoklastischen Methanbakterien wird auf 80% reduziert, um den Einfluss einer Hemmung zu untersuchen. Die Dauer der Hemmung wird auf 5 Tage begrenzt. Die Simulationsrechnungen werden für eine CSB-Zulaufkonzentration von 400 mg/L, einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 5 Stunden und einer Abwassertemperatur von 25°C durchgeführt. In einem zweiten Simulationslauf fällt die Hemmwirkung zeitgleich mit einem Abfall der Betriebstemperatur auf 15°C zusammen. Die Simulationsergebnisse sind in folgender Abbildung dargestellt.

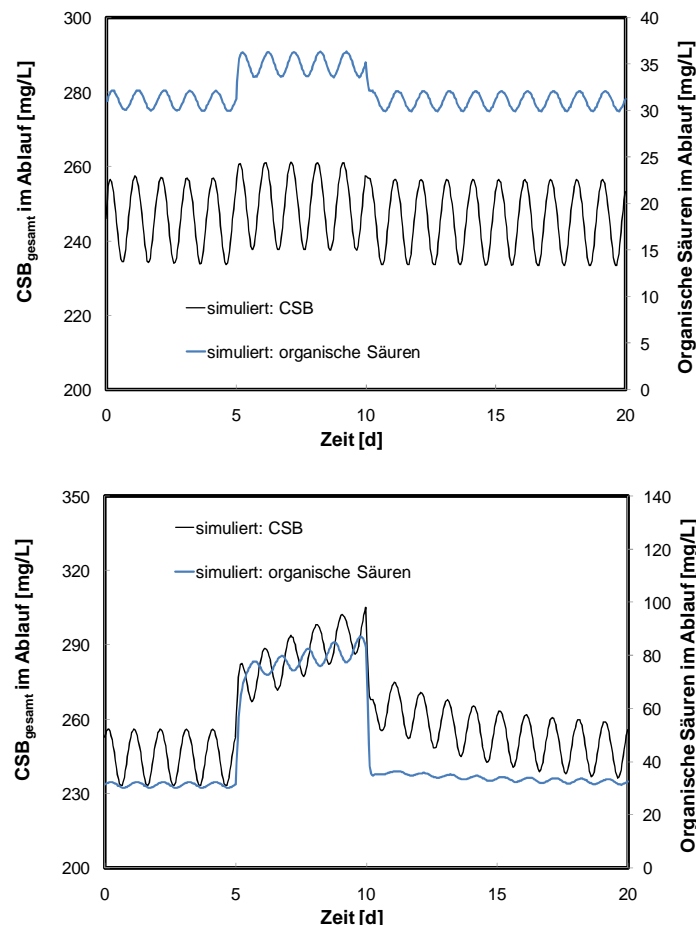


Abbildung 62: Simulationsergebnisse für die Hemmung der Methanogenese. Oben: Dauer der Hemmwirkung von 5 Tagen bei einer Betriebstemperatur von 25°C. Unten: Dauer der Hemmwirkung von 5 Tagen zusammen mit einem Abfall der Betriebstemperatur auf 15°C.

Abbildung 62 zeigt, dass eine auf 80% reduzierte Acetataufnahmerate infolge einer Hemmung keine Auswirkungen auf die Prozessstabilität hat, wenn eine hohe Betriebstemperatur von 25°C vorherrscht. Es ist ein leichter Anstieg an organischen Säuren im Fermenter für die Dauer der Hemmwirkung zu beobachten. Dieser Säureanstieg ist jedoch als absolut unkritisch zu beurteilen. Der CSB-Abbaugrad bleibt nahezu unbeeinflusst.

Ein deutlicher Anstieg des CSB-Gehalts sowie der organischen Säuren im Ablauf tritt auf, wenn die Hemmwirkung mit einer niedrigen Betriebstemperatur zusammenfällt. Die Reinigungsleistung wird beeinträchtigt, jedoch ist die Gefahr einer Betriebsinstabilität als gering anzusehen, wenn die Dauer von 5 Tagen nicht überschritten wird. Nach Beendigung der Hemmwirkung erfolgt eine sehr schnelle Erholung des Systems. Die Hemmung der Methanogenese ist bei niedrigen Abwassertemperaturen auf jeden Fall kritischer zu sehen.

4.5.6 Bemessungshinweise

Hydraulische Aufenthaltszeit und Prozesstemperatur

Ein hoher CSB-Abbau bei einer CSB-Zulaufverschmutzung von 400 mg/L kann nur mit sehr hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten und somit relativ großen Reaktorvolumina erzielt werden. Die hydraulische Aufenthaltszeit ist eine Funktion des Reaktorvolumens und des Zulaufstroms. Sie ist der einzige Parameter der das Reaktorvolumen bei der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung bestimmt (BISCHOFBERGER et al. 2005).

VON SPERLING und CHERNICARO (2005) geben typische hydraulische Aufenthaltszeiten von 6 bis 9 Stunden an. Die Autoren beziehen sich auf Abwassertemperaturen im Bereich von 20 bis 26°C und auf mittlere Zuflussbedingungen. Unter diesen typischen Bedingungen ist der erreichbare CSB-Abbaugrad unterhalb von 50%. Erst bei einer Betriebstemperatur von 30°C kann ein CSB-Abbaugrad von 50% bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von kleiner gleich 10 Stunden erzielt werden.

Bei niedrigen Abwassertemperaturen sollten hohe hydraulische Aufenthaltszeiten gewählt werden. Eine hydraulische Aufenthaltszeit von 10 h bei einer Abwassertemperatur von 15°C bewirkt einen CSB-Abbau von 19%. Der effektive CSB-Abbau ist unter diesen Bedingungen jedoch gleich Null, da der mikrobiologisch umgewandelte Zulauf-CSB als gelöstes Methan den Reaktor über den Ablauf verlässt. Das gelöste Methan entgast unmittelbar nach Verlassen des Fermenters in die Atmosphäre, wodurch zwar ein Reinigungseffekt erzielt wird. Dieser CSB-Abbau ist jedoch nicht Folge einer vollständigen mikrobiologischen Stoffumwandlung. Es wird daher empfohlen, den effektiven CSB-Abbau gerade bei niedrigen Abwassertemperaturen und geringer Zulaufverschmutzung zu berücksichtigen.

Die Kalibrierung des mathematischen Modells erfolgte anhand Messdaten, denen eine hydraulische Aufenthaltszeit im Bereich von 6 bis 22 Stunden zugrunde lag. In der durchgeführten Simulationsstudie war die hydraulische Aufenthaltszeit auf ein Minimum von 2,5 Stunden begrenzt. Es wurde dabei von statischen Zuflussbedingungen und konstanten Abwasserkonzentrationen ausgegangen. Zulaufpeaks mit einem plötzlichen Abfall der hydraulischen Aufenthaltszeit wurden in der Simulationsstudie nicht berücksichtigt. Bei Zulaufpeaks kann die Aufstromgeschwindigkeit im Reaktor kritische Werte annehmen, infolgedessen es zu einem Ausschwemmen von Biomasse kommen kann. Der Rückhalt an aufgetriebenem Schlamm im System wird wesentlich von der Konstruktion des Dreiphasenabscheiders bestimmt. Zulaufpeaks und somit das Systemverhalten der Abscheideeinrichtung können mit dem vorhandenen Simulationsmodell bestehend aus einem Rührkesselreaktor und idealer Nachklärung nicht untersucht werden.

Um den Schlammabtrieb zu minimieren sollte mit einer möglichst konstanten Aufstromgeschwindigkeit gefahren werden. Wenn ein Rezirkulationsstrom vorgesehen ist, können die Anteile von Abwasserzulauf und Rezirkulation je nach Abwasseranfall so variiert werden, dass konstante Aufstromgeschwindigkeiten jederzeit vorherrschen. Nach VON SPERLING und CHERNICARO (2005) sollte die Aufstromgeschwindigkeit bei Peakbelastungen mit einer Dauer von 2 bis 4 Stunden kleiner 1,5 m/h sein. Dieselben Autoren geben maximale Aufstromgeschwindigkeiten von 0,9-1,1 m/h für maximalen Zufluss und 0,5-0,7 m/h für mittleren Zufluss an.

Nach Tabelle 26 lässt sich die hydraulische Aufenthaltszeit und somit das Reaktorvolumen anhand der Betriebstemperatur und des zu erreichenden CSB-Abbaus bestimmen. Die Wahl der Aufstromgeschwindigkeit legt die Reaktorgrundfläche fest.

Abwasserverschmutzung

CSB-Zulaufkonzentrationen von 1200 mg/L ermöglichen einen CSB-Abbaugrad von 50% bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 15 Stunden. Es muss jedoch wieder beachtet werden, dass ein effektiver CSB-Abbau über 50% bei einer Abwassertemperatur von 15°C erst bei sehr hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten von 40 Stunden zu erzielen ist. Die Berechnungen für unterschiedliche Abwasserverschmutzungen zeigen deutlich, dass eine ausreichende Effizienz des Verfahrens erst bei hohen CSB-Zulaufkonzentrationen gegeben ist.

Die Abwasserverschmutzung ist wesentliche Eingangsgröße bei der Bemessung. Hohe CSB-Zulaufkonzentrationen ermöglichen die Wahl geringer hydraulischer Aufenthaltszeiten bzw. eine Verfahrensanwendung auch bei niedrigen Abwassertemperaturen.

Generell kann gesagt werden, dass die Prozesstemperatur bei niedrigen hydraulischen Aufenthaltszeiten eine hohe Bedeutung hat. Eine schrittweise Erhöhung der

Betriebstemperatur bewirkt einen größeren CSB-Abbaugrad im Vergleich zur schrittweisen Erhöhung der hydraulischen Aufenthaltszeit. So kann z.B. der CSB-Abbau bei einer CSB-Zulaufverschmutzung von 1200 mg/L von 8 auf 44% bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 2,5 Stunden gesteigert werden, wenn statt 15°C eine Betriebstemperatur von 30°C erreicht werden kann. Bei der Wahl einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 15 Stunden kann auch bei einer Abwassertemperatur von 15°C ein CSB Abbau von 50% (effektiv 44%) erzielt werden. Bei einer Betriebstemperatur von 30°C lässt sich dieser nur noch vergleichsmäßig gering steigern auf 59% (effektiv 53%).

Variabler Temperaturverlauf im Tagesgang

Die Berücksichtigung einer variablen Tagestemperatur führt zu ausgeprägten CSB-Ablaufspitzen. Die durchschnittlichen CSB-Ablaufwerte entsprechen jedoch denen der statischen Simulation. Ist eine Bemessung auf Basis einer 24h-Mischprobe gefordert, können die Werte aus Tabelle 26, Tabelle 27 und Tabelle 28 ohne Änderung herangezogen werden. Sollen CSB-Ablaufwerte zu jeder Tageszeit eingehalten werden oder ist für die Bemessung eine 2h-Mischprobe gefordert, sollte ein Sicherheitszuschlag auf das Reaktorvolumen erhoben werden. Dieser Sicherheitszuschlag ist abhängig von der Differenz der Tageshöchst- und –Tagestiefsttemperatur.

Für den Temperaturverlauf 1 wurde das Reaktorvolumen um 5% erhöht, für den Temperaturverlauf 2 um 12,5% und für den Temperaturverlauf 3 um 20%. Nach dieser Maßnahme entsprechen die CSB-Ablaufwerte der statischen Simulation den CSB-Ablaufwerten in der Spitze der Simulation mit variablem Temperaturtagesgang.

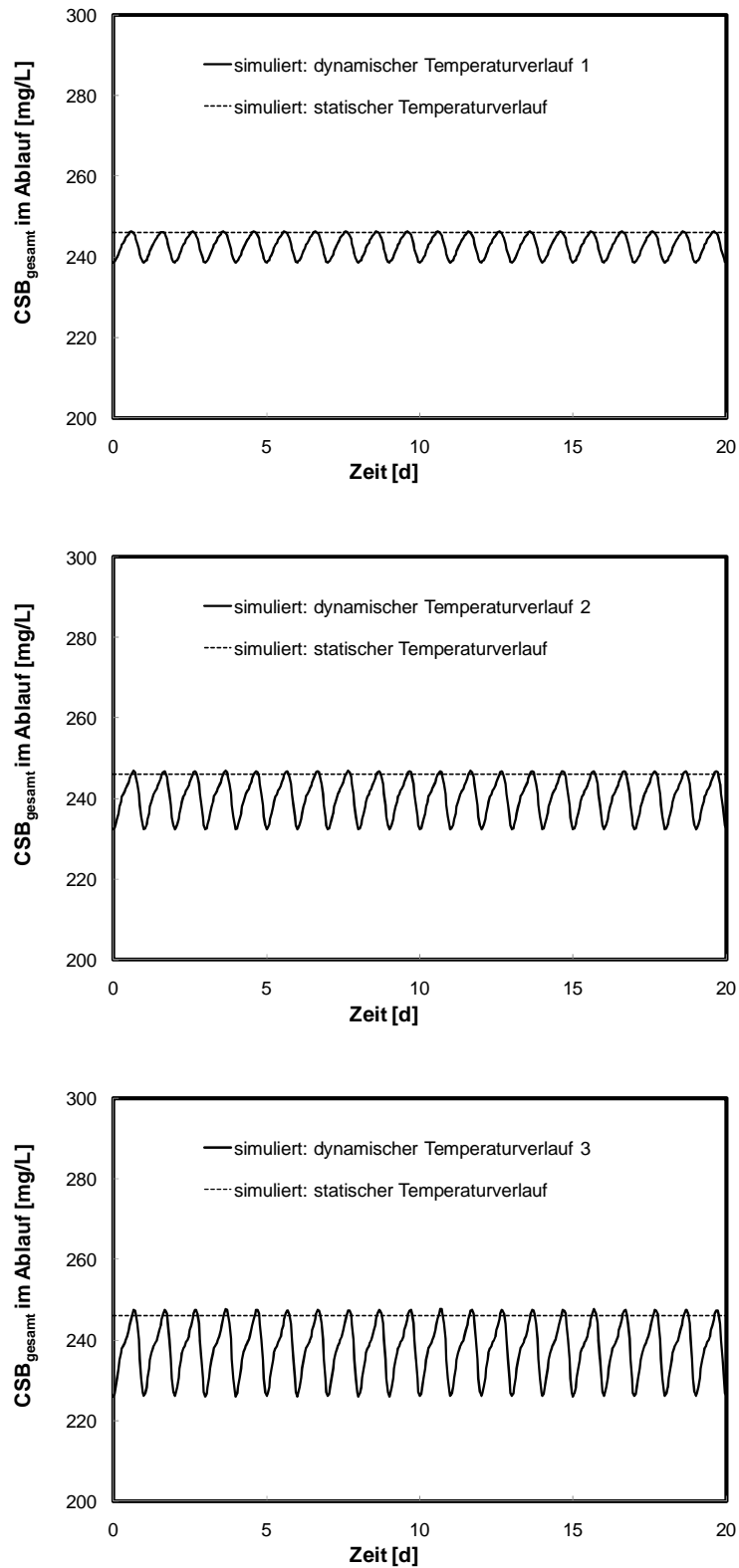


Abbildung 63: Simulationsergebnisse bei variablem Temperaturverlauf und Erhöhung der Reaktorvolumina.

Hemmung Methanogenese

Eine kurzzeitige reduzierte Substrataufnahmerate der acetoklastischen Methanbakterien auf 80% hat keine Auswirkung auf die Prozessstabilität, wenn eine hohe Abwassertemperatur vorherrscht. Die anaerobe Kommunalabwasserbehandlung erfolgt bei sehr niedrigen Schlammbelastungen, wodurch die Prozessleistungsfähigkeit nicht ausgereizt ist. Kurzfristige Systemeintrüben können verkraftet werden. Die Bemessung sollte anhand der hydraulischen Aufenthaltszeit vorgenommen werden, da aufgrund der vorhandenen Systemreserven die Schlammbelastung nur geringe Aussagekraft liefert.

Bei niedrigen Abwassertemperaturen kann eine Hemmwirkung auf die acetoklastische Methanogenese wesentlich ausgeprägter verlaufen. Die Gefahr einer Versäuerung wäre aber nur bei einer lang andauernden Hemmung sowie bei niedrigen hydraulischen Aufenthaltszeiten zu erwarten. Als generelle Empfehlung gilt, dass die anaerobe Kommunalabwasserbehandlung bei niedrigen Abwassertemperaturen nur bei sehr hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten betrieben werden sollte.

4.5.7 Bemessungsrichtlinien

Basierend auf der Simulationsstudie lassen sich folgende Schlussfolgerungen für die Bemessung formulieren:

- Ein hoher CSB-Abbau kann nur mit sehr hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten erzielt werden. HRT ist der alleinige Bemessungsparameter, der das Reaktorvolumina bestimmt. Die Wahl kürzerer hydraulischer Aufenthaltszeiten ist möglich bei hohen Abwassertemperaturen und hohen CSB-Zulaufkonzentrationen.
- Für die Berechnung des CSB-Abbaus sollte zwischen einem gesamten Abbau $\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$ und einem effektiven Abbau $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ unterschieden werden. $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ berücksichtigt den gelösten Methananteil im Ablauf des Reaktors. Dieser Anteil des CSB wird nicht mikrobiologisch umgesetzt. Gelöstes Methan verlässt den Fermenter mit dem Ablauf und entgast anschließend in die Atmosphäre. Im Zuge der Klimaschutzdiskussion ist zu erwarten, dass für die Beurteilung des Verfahrens dieser Parameter stärkere Bedeutung erlangt. Simulationsergebnisse zeigen große Unterschiede zwischen $\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$ und $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ auf.
- Bei niedrigen Temperaturen und einer geringen CSB-Zulaufkonzentration wird die Effizienz des Verfahrens durch den gelösten Methananteil begrenzt. Bei Temperaturen $< 15^\circ\text{C}$ kann ein mikrobiologischer CSB- Abbau nur bei HRTs > 10 h erzielt werden. Bei kleineren HRTs wird $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ gleich Null. Bei einem Reaktorbetrieb bei 15°C und HRT < 10 h erfolgt lediglich eine Umwandlung des Zulauf-CSB in gelöstes Methan, welches den Reaktor erst über den Ablauf verlässt. Es findet kein echter mikrobiologischer Abbau statt. Erst CSB-Zulaufkonzentrationen ab 1200 mg/L und HRTs > 25 h ermöglichen einen CSB-Abbau über 50% bei niedrigen Abwassertemperaturen. Mögliche

Prozesshemmungen sollten bei niedrigen Abwassertemperaturen berücksichtigt werden. Als generelle Empfehlung gilt die Wahl hoher HRTs (> 25 h) und somit großer Reaktorvolumina bei Abwassertemperaturen von 15°C .

- Abwassertemperaturen von 30°C ermöglichen einen CSB-Abbau von 50% bei CSB-Zulaufkonzentrationen von 400 mg/L und bei HRTs von 10 h. Es muss hier jedoch wieder beachtet werden, dass der effektive CSB-Abbau unter diesen Randbedingungen nur 31% beträgt. Ein effektiver CSB-Abbau größer 50% bei HRTs von 10 h und einer Abwassertemperatur von 30°C wird erst bei einer CSB-Zulaufkonzentration von 1200 mg/L erreicht.
- Bei niedrigen hydraulischen Aufenthaltszeiten bewirkt eine schrittweise Erhöhung der Betriebstemperatur einen größeren CSB-Abbaugrad im Vergleich zur schrittweisen Erhöhung der hydraulischen Aufenthaltszeit.

4.6 Vereinfachung der eingesetzten Modelle

Sowohl die ASM-Belebtschlammmodelle als auch das ADM1-Anaerobmodell sind komplexe Simulationsmodelle. Dieses folgt daher, dass auch die zugrunde liegenden biologischen Prozess an sich sehr komplex sind. Für eine realistische Beschreibung der einzelnen Prozessschritte ist daher ein hoher Detailgrad erforderlich. Die Elimination von kinetischen oder stöchiometrischen Parametern, die sich im Zuge der Modellkalibrierung als nicht sensitiv gezeigt haben, ist kritisch zu beurteilen. Ein Vorteil der mathematischen Modellierung ist, dass das kalibrierte Simulationsmodell auch für die Beurteilung von Randbedingungen eingesetzt werden kann, die bei der realen Versuchsanlage nicht einbezogen waren. Hier können unter Umständen aber vorher nicht sensitive Parameter eine Rolle spielen.

Durch eine Modellreduzierung ist bei der Rechenleistung heutiger Personal Computer kein nennenswerter Zeitgewinn zu erwarten. Die Gefahr, Aussagekraft durch eine Modellvereinfachung zu verlieren ist hingegen vorhanden. Die Erfahrungen, die in den letzten Jahren mit den in dieser Arbeit verwendeten Modellen gemacht wurden, haben gezeigt, dass die vorhandenen Modellstrukturen notwendig sind. Auf eine Vereinfachung der eingesetzten Modelle wurde auf Grund dieser Gesichtspunkte verzichtet.

5 Hinweise zum Leitfaden

Dieses Kapitel enthält den Beitrag des Teilprojektes zum Leitfaden des Kernprojekts C. Es fasst demnach die wesentlichen Erkenntnisse des Simulationsprojektes zusammen, die für eine erfolgreiche Bemessung mit mathematischen Simulationsmodellen genutzt werden können.

Simulation von Belebungsanlagen

Für die Simulation von Belebungsanlagen haben sich die Belebtschlammmodelle der International Water Association (IWA) als Standard etabliert (ASM1 & ASM3). Detaillierte Hinweise zum Vorgehen der Kalibrierung mit dem ASM 1 (Henze et al., 1987) werden von Hulsbeek et al. (2002) gegeben. Erfahrungen mit dem aktuellen ASM3 (Gujer et al., 1999) sind in Wichern (2008) dokumentiert.

Zulauffraktionierung

Organische Inhaltsstoffe des Zulaufs werden für die ASM Modelle als leicht (SS) und schwer (XS) abbaubar, gelöst (SI) und partikulär (XI) inert sowie als heterotrophe Biomasse (XH) betrachtet. Der Anteil dieser Fraktionen am Gesamt-CSB kann dabei nur in einem relativen breiten Bereich vorgegeben werden. Typische Wertebereiche, die für die Zulauffraktionierung genutzt werden können, sind in folgender Tabelle vorgegeben.

Tabelle 29: Empfohlener Wertebereich für die CSB-Fraktionierung im Zulauf zum Belebungsbecken

S_s	X_s	X_I	X_H	S_I
9,5-20	45-63	10-15	10-16	3-11

Obwohl der empfohlene Wertebereich für deutsches Abwasser hergeleitet wurde, ergeben sich Übereinstimmungen mit Literaturdaten für ausländisches Abwasser. So liegt der leicht abbaubare CSB für türkisches Abwasser nach Gokcay und Sin (2004) bei 10-32% des homogenisierten CSB und der schwer abbaubare CSB bei 40%. Nach Cho et al. (2004) liegt der leicht abbaubare CSB bei 20% und der schwer abbaubare CSB bei 65% des homogenisierten CSB für Abwasserverhältnisse in Süd-Korea.

Modellkalibrierung

Die folgende Tabelle enthält empfohlene Werte für stöchiometrische und kinetische Parameter, die zur Kalibrierung des ASM3 verwendet werden können. Basis für die verwendeten Parameter sind Veröffentlichungen von Koch et al. (2000) für das ASM3 und Rieger et al. (2001) für das EAWAG-BioP-Modul.

Tabelle 30: Empfohlene Werte für kinetische und stöchiometrische Größen im Vergleich mit den veröffentlichten Werten von Koch et al. (2000) und Rieger et al. (2001) für das ASM 3 in Verbindung mit dem EAWAG-BioP-Modul

Parameter	Einheit	ASM3 Empfohlen	ASM3 Standard	Beschreibung kinetischer Parameter
Hydrolyse				
k_H	d^{-1}	9,0/0,04	9,0/0,04	Hydrolyserate
K_X	-	1,0	1,0	Halbsättigungskonzentration Hydrolyse
Heterotrophe Organismen				
k_{STO}	d^{-1}	12,5/0,07	12,5/0,07	Aerobe Speicherrate
$\eta_{NO,H}$	-	0,8	0,8 ^a (0,5 ^b)	Anoxische Abminderung für Wachstum / Speicherung
$K_{O,H}$	$g_{O_2} m^{-3}$	0,2-0,5	0,2	Halbsättigungskonzentration für S_O
$K_{NO,H}$	$g_N m^{-3}$	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration für S_{NO}
$K_{SS,H}$	$g_{CSB} m^{-3}$	10,0	10,0	Halbsättigungskonzentration für S_S
K_{STO}	-	0,10	0,10	Halbsättigungskonzentration für Speicherung
μ_H	d^{-1}	3,0/0,07	3,0/0,07	Max. aerobe Wachstumsrate
$K_{NH,H}$	$g_N m^{-3}$	0,01	0,01	Halbsättigungskonzentration für S_{NH}
$K_{PO_4,H}$	$g_P m^{-3}$	0,011	0,011 ^a	Halbsättigungskonzentration für S_{PO_4}
$K_{HCO,H}$	$mol m^{-3}$	0,1	0,1	Halbsättigungskonzentration für S_{HCO}
b_H	d^{-1}	0,3/0,07	0,3/0,07	Max. endogene Atmungsrate
b_{STO}	d^{-1}	0,3/0,07	0,3/0,07	Atmungsrate für X_{STO}
$\eta_{NO,end,H}$	-	0,33-0,5	0,33 ^a (0,5 ^b)	Anoxische Abminderung end. Atmung
Y_{STO,O_2}	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,80	0,80	Aerober Ertragskoeff. der Speicherstoffe
$Y_{STO,NO}$	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,70	0,70	Anoxischer Ertragsk. der Speicherstoffe
Y_{H,O_2}	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,80	0,80	Aerober Ertragskoeff. der het. Biomasse
$Y_{H,NO}$	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,65	0,65	Anoxischer Ertragsk. der het. Biomasse
Autotrophe Organismen				
μ_N	d^{-1}	0,7-1,7/0,105	0,9- 1,8/0,105	Max. aerobe Wachstumsrate
b_N	d^{-1}	0,2-0,4/0,105	0,2/0,105	Max. endogene Atmungsrate
$K_{NH,N}$	$g_N m^{-3}$	0,5-1,0	1,0	Halbsättigungskonzentration für S_{NH}
$K_{O,N}$	$g_{O_2} m^{-3}$	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration für S_O
$K_{HCO,N}$	$mol m^{-3}$	0,5	0,5	Halbsättigungskonzentration für S_{HCO}
$K_{PO_4,N}$	$g_P m^{-3}$	0,01	0,01 ^a	Halbsättigungskonzentration für S_{PO_4}
$\eta_{NO,end,N}$	-	0,50	0,50	Anoxische Abminderung für endogene Atmung
Y_N	$g_{CSB} g_N^{-1}$	0,24	0,24	Ertragskoeffizient der aut. Biomasse
Sonstiges				
f_{XI}	$g_{CSB} g_{CSB}^{-1}$	0,2	0,2	Produktion von X_i nach endogener Atmung
i_{NSI}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,01	0,01	Stickstoffgehalt von S_i
i_{NSS}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,03-0,04	0,03	Stickstoffgehalt von S_S
i_{NXI}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,035-0,04	0,04	Stickstoffgehalt von X_i
i_{NXS}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,03-0,04	0,03	Stickstoffgehalt von X_S
i_{NBM}	$g_N g_{CSB}^{-1}$	0,07	0,07	Stickstoffgehalt der Biomasse

^a Werte gemäß Kalibrierung des ASM 3 in Verbindung mit dem EAWAG-BioP-Modul (Rieger et al., 2001)

^b Werte nach Kalibrierung des ASM 3 (nur Stickstoffelimination, Koch et al., 2000)

Für die maximale Wachstumsrate der Nitrifikanten wird eine große Spannbreite vorgeschlagen ($\mu_N = 1,0-1,7 d^{-1}$). Diese liegt jedoch innerhalb der Grenzen wie von Koch et al. (2000) und Rieger et al. (2001) vorgegeben. Beide Autoren vermuten, dass der stark schwankende Wertebereich durch ein stärkeres Biofilmwachstum auf Belebungsanlagen hervorgerufen wird. Die Kalibrierung des Stickstoffumsatzes im Modell sollte daher zuerst anhand dieses Parameters erfolgen.

Bemessung

Eine Bemessung nach A131 (2000) kann für Belebungsanlagen bei 30°C weiter abgesichert werden, wenn das Funktionieren der Anlage anhand der dynamischen

Berechnung kritischer Lastfälle mit einem kalibrierten Modell (ASM1, ASM3) sichergestellt werden kann. Eine Auswahl von Lastfällen, die bei der Auslegung von Belebungsanlagen kritisch sind, wird von Alex et al. (2008) vorgegeben. Genaue Zulaufbelastungen bzw. Randbedingungen sind des Weiteren im Abschlussbericht festgehalten.

Ein für die Bemessung der aeroben Abwasserreinigung bei hohen Temperaturen über 20°C sehr kritischer Lastfall für die Nitrifikation ist eine maximale CSB-Belastung bei Temperaturen zwischen 10-20°C.

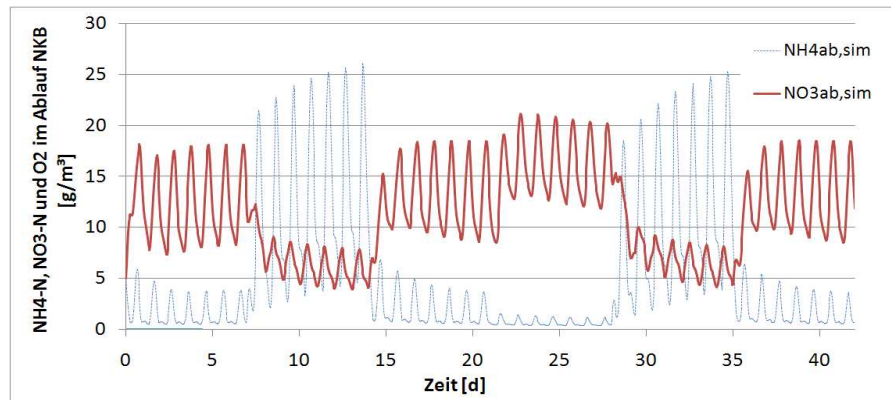


Abbildung 64: Beispielhafte Ergebnisse der Szenariosimulation mit dem ASM 3 für eine mit dem A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage

Das beispielhafte Simulationsszenario macht sehr deutlich, dass es besonders in der 2. und 5. Woche des Simulationszeitraums zu einem erheblichen Anstieg der Ammoniumstickstoffkonzentrationen kommt. Die zweite und fünfte Woche sind durch eine maximale Kohlenstoffbelastung bei gleichbleibender Temperatur von 20°C gekennzeichnet. Das Problem verschärft sich bei Lastfällen mit geringeren Temperaturen.

Ein zweiter sehr kritischer Lastfall für die Auslegung der Belüfter einer auf 20°C (mittlere Abwassertemperatur) bemessenen Anlage ist eine maximale CSB-Belastung bei einer Sommertemperatur von 30°C.

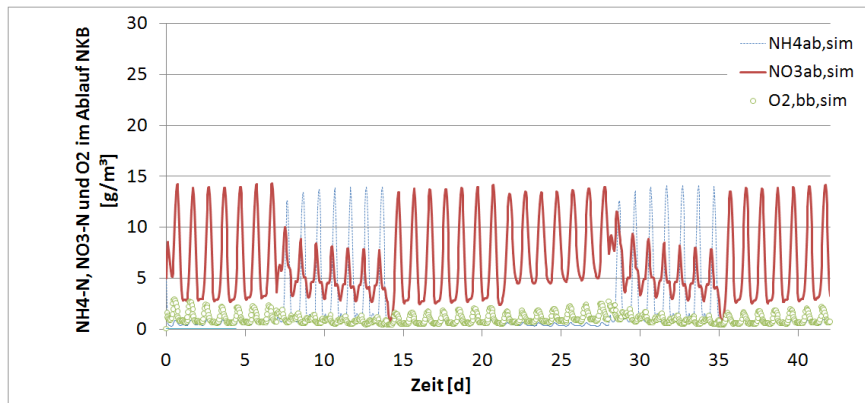


Abbildung 65: Beispielhafte Ergebnisse der Szenariosimulation mit dem ASM 3 für eine mit dem A131 (2000) auf 20°C bemessene Belebungsanlage (Lastfall 30°C)

Im Sommer kommt es bei gleichbleibender Belebtschlammkonzentration zu einem Anstieg des Sauerstoffbedarfs und zu einem Abfall der Überschussschlammproduktion. Ursache ist, dass infolge erhöhter Sterberaten der Biomasse mehr Schlamm gezehrt wird. Dies führt seitens der biologischen Prozesse zu einem weitergehenden Substratabbau und verringerten BSB-Ablaufkonzentrationen. Trotz maximaler Leistung der Belüfter werden im Nitrifikationsbecken für den Beispiellastfall nur minimale Sauerstoffkonzentrationen von 0,4 g O₂/m³ erreicht. Ammoniumstickstoffkonzentrationen steigen erheblich an.

Für die Bemessung ergeben sich zusammenfassend folgende Schlussfolgerungen

- Simulationsrechnungen können die Bemessung verfeinern und erlauben es, Auswirkungen dynamischer Belastungen besonders bei Anlagen, die für hohe Temperaturen nach A131(2000) ausgelegt wurden, besser einzuschätzen.
- Liegen wie in den verwendeten HSG-Szenariolastfällen stark schwankende dynamische Zulaufbelastungen vor und besonders dann, wenn Belebungsanlagen Ablaufwerte nach der qualifizierten Stichprobe nachweisen müssen, können die nach A131 bemessenen Volumen und Belüfter zu klein werden. In diesem Fall sollten zusätzliche Sicherheiten eingeplant werden. Kritisch sind Winterlastfälle mit hoher CSB-Belastung für die Nitrifikation und Sommerlastfälle mit hoher CSB-Belastung für die Belüfterauslegung. Genaue Ergebnisse finden sich für unterschiedliche Szenarien im Gesamtabschlussbericht. Zum Vergleich A131 (2000) errechnet nötige Beckenvolumen bei 10°C von: 110 L/EW; 20 °C: 43 L/E W; 30 °C: 16 L/EW.

Simulation von Anaerobanlagen

Die Simulation der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung sollte mit dem Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1, Batstone et al. 2002) durchgeführt werden. Das Modell hat

sich in den letzten Jahren als Standard etabliert, wodurch eine breite Erfahrungsbasis gegeben ist. Die Modellanwendung lässt sich in die drei Arbeitsschritte Zulauffraktionierung, Implementierung des Temperatureinflusses und Kalibrierung kinetischer Parameter unterscheiden.

Zulauffraktionierung

Basierend auf dem Zulauf-CSB wird die Definition folgender Modellgrößen als wesentlich angesehen:

Tabelle 31: Empfohlene CSB Zulauffraktionierung für kommunales Abwasser und dem ADM1

Parameter	Bezeichnung	Gleichung
X_I	Partikulär inerte Bestandteile	$0,10 \cdot \text{CSB}_{\text{gesamt}}$
S_I	Gelöste inerte Bestandteile	$0,17 \cdot \text{CSB}_{\text{gelöst}}$
S_{ac}	Azetat	$0,14 \cdot \text{CSB}_{\text{gelöst}}$
S_{su}	Zucker	$(\text{CSB}_{\text{gelöst}} - S_{ac} - S_I) / 3$
S_{aa}	Aminosäuren	$(\text{CSB}_{\text{gelöst}} - S_{ac} - S_I) / 3$
S_{fa}	Fettsäuren	$(\text{CSB}_{\text{gelöst}} - S_{ac} - S_I) / 3$
X_c	Kompositmaterial	$\text{CSB}_{\text{gesamt}} - S_{su} - S_{aa} - S_{fa} - S_{ac} - S_I - X_I$

Obwohl das Modell bis zu 35 einzelne Stofffraktionen unterscheidet, lässt sich die Aufteilung des Zulauf-CSB auf 7 Modellkomponenten begrenzen. Die Bestimmungsgleichungen in Tabelle 1 führen zu einer typischen Zulauffraktionierung für kommunales Abwasser.

Implementierung des Temperatureinflusses

Die kinetischen Parameter des ADM1 enthalten keine Temperaturabhängigkeiten. Die Simulation anaerober Reaktoren, die bei Umgebungstemperatur und somit stark schwankenden Temperaturniveaus betrieben werden, ist mit dem bestehenden Modellansatz ohne Modifikation nicht durchführbar.

Die geschwindigkeitslimitierenden Schritte für den anaeroben Abbau liegen in der Regel in der Hydrolyse und der methanogenen Substratumsatzleistung. Zur mathematischen Abbildung des anaeroben Stoffumsatzes bei Umgebungstemperaturen ist es ausreichend, die Substrataufnahmerate der methanogenen Organismen sowie die Disintegrationsrate des Modells um folgende Temperaturterme zu erweitern:

$$k_{mac_T} = k_{mac} \times 1.16^{(T-35)} \quad (\text{kg}_{\text{CSB}} / (\text{kg}_{\text{CSB}} \text{ d}))$$

$$k_{m_{h_2T}} = k_{m_{h_2}} \times 1.16^{(T-35)} \quad (\text{kg}_{\text{CSB}} / (\text{kg}_{\text{CSB}} \cdot \text{d}))$$

wobei $k_{m_{ac_T}}$ die temperaturabhängige Acetataufnahmerate ($\text{kg}_{\text{CSB}}/(\text{kg}_{\text{CSB}} \cdot \text{d})$), $k_{m_{ac}}$ die Acetataufnahmerate bei 35°C ($\text{kg}_{\text{CSB}}/(\text{kg}_{\text{CSB}} \cdot \text{d})$), $k_{m_{h_2_T}}$ die temperaturabhängige Wasserstoffaufnahmerate ($\text{kg}_{\text{CSB}}/(\text{kg}_{\text{CSB}} \cdot \text{d})$), $k_{m_{h_2}}$ die Wasserstoffaufnahmerate bei 35°C ($\text{kg}_{\text{CSB}}/(\text{kg}_{\text{CSB}} \cdot \text{d})$) und T die Prozesstemperatur ($^\circ\text{C}$) sind.

$$k_{dis_T} = k_{dis} \times 1.045^{(T-35)} \quad (\text{d}^{-1})$$

wobei k_{dis_T} die temperaturabhängige Disintegrationsrate (d^{-1}), k_{dis} die Disintegrationsrate bei 35°C (d^{-1}) und T die Prozesstemperatur ($^\circ\text{C}$) sind.

Modellkalibrierung

Der Standardparametersatz des ADM1 ist grundsätzlich geeignet, die anaerobe Behandlung von kommunalem Abwasser zu beschreiben. Die Implementierung der Temperaturterme ist als erster Schritt der Modellkalibrierung vorzuziehen. Zusätzliche Modifikationen am Standardparametersatz bieten sich für folgende kinetische Parameter an:

Tabelle 32: Empfohlene Modifikation kinetischer Parameter

Parameter	Bezeichnung	Standard ADM1	Modifiziert ADM1	Einheit
$K_{S_{fa}}$	Habsättigungskonz. Fettsäuren	0,40	0,10	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$
$K_{m_{ac}}$	Maximale Azetataufnahmerate	8	9,5	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{kg}_{\text{CSB}}^{-1} \text{d}^{-1}$
$K_{S_{ac}}$	Habsättigungskonz. Azetat	0,15	0,05	$\text{kg}_{\text{CSB}} \text{m}^{-3}$

Bemessung

Bei der anaeroben Kommunalabwasserreinigung verbleibt ein signifikanter Anteil des Zulauf-CSB als gelöstes Methan im Ablauf und begrenzt somit die Effizienz des Verfahrens. Die anaerobe Behandlung von kommunalem Abwasser bei Umgebungstemperatur wird daher auf eine maximale Abbaueffektivität limitiert, die von der Versuchstemperatur, der Abwasserverschmutzung und der Abwasserzusammensetzung bestimmt wird. Die folgenden Tabellen enthalten Simulationsrechnungen zur Bestimmung des maximalen CSB-Abbaus (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur ($^\circ\text{C}$) und der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h). Der maximale CSB-Abbau wird unterschieden in einem gesamten Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$) und einem effektiven Abbau ($\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$). Der effektive CSB-Abbau berücksichtigt dabei die gelöste Methankonzentration im Reaktorablauf und ist somit immer niedriger als der

gesamte CSB-Abbau. Der Sinn der Unterscheidung ist darin begründet, dass gelöstes Methan im Reaktorablauf nicht mikrobiologisch abgebaut wurde, sondern lediglich über Ausgasen in die Atmosphäre dem System entweicht.

Tabelle 33: Maximaler CSB-Abbau (%) in Abhängigkeit der Prozesstemperatur (°C), der hydraulischen Aufenthaltszeit HRT (h) und der Abwasserverschmutzung.

HRT (h)	T=15°C		T=20°C		T=25°C		T=30°C	
	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$	$\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$
CSB-Zulaufkonzentration = 400 mg/L								
2,5	3	0	5	0	22	3	27	9
5	8	0	30	10	38	19	41	23
10	19	0	43	24	48	29	50	31
15	32	12	48	28	52	33	53	35
25	41	20	52	32	55	36	56	38
40	44	24	53	34	56	37	57	39
CSB-Zulaufkonzentration = 800 mg/L								
2,5	6	0	18	9	36	26	39	29
5	11	1	43	32	47	37	49	39
10	38	28	51	41	54	44	55	45
15	47	36	55	45	57	47	57	48
25	52	42	58	48	59	50	60	51
40	55	45	59	50	61	51	61	52
CSB-Zulaufkonzentration = 1200 mg/L								
2,5	8	1	30	22	41	34	44	36
5	12	5	47	40	50	43	51	44
10	45	38	54	47	56	49	56	50
15	51	44	57	50	58	52	59	53
25	56	49	60	53	61	54	61	55
40	58	52	61	55	62	56	63	57

Basierend auf den Simulationsrechnungen lassen sich folgende Schlussfolgerungen für die Bemessung formulieren:

- Ein hoher CSB-Abbau kann nur mit sehr hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten erzielt werden. HRT ist der alleinige Bemessungsparameter, der das Reaktorvolumen bei der anaeroben Kommunalabwasserreinigung bestimmt (Bischofsberger et al. 2005; von Sperling & Chernicaró 2005). Die Wahl kürzerer hydraulischer Aufenthaltszeiten ist möglich bei hohen Abwassertemperaturen und hohen CSB-Zulaufkonzentrationen.
- Für die Berechnung des CSB-Abbaus sollte zwischen einem gesamten Abbau $\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$ und einem effektiven Abbau $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ unterschieden werden. $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ berücksichtigt den gelösten Methananteil im Ablauf des Reaktors. Dieser Anteil des CSB wird nicht mikrobiologisch umgesetzt. Gelöstes Methan verlässt den Fermenter mit dem Ablauf und entgast anschließend in die Atmosphäre. Im Zuge der Klimaschutzdiskussion ist zu erwarten, dass für die Beurteilung des Verfahrens dieser Parameter stärkere Bedeutung erlangt. Simulationsergebnisse zeigen große Unterschiede zwischen $\Delta\text{CSB}_{\text{tot}}$ und $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ auf.
- Bei niedrigen Temperaturen und einer geringen CSB-Zulaufkonzentration wird die Effizienz des Verfahrens durch den gelösten Methananteil begrenzt. Bei Temperaturen $< 15^\circ\text{C}$ kann ein mikrobiologischer CSB- Abbau nur bei HRTs > 10 h erzielt werden. Bei kleineren HRTs wird $\Delta\text{CSB}_{\text{eff}}$ gleich Null. Bei einem Reaktorbetrieb bei 15°C und $\text{HRT} < 10$ h erfolgt lediglich eine Umwandlung des Zulauf-CSB in gelöstes Methan, welches den Reaktor erst über den Ablauf verlässt. Es findet kein echter mikrobiologischer Abbau statt. Erst CSB-Zulaufkonzentrationen ab 1200 mg/L und HRTs > 25 h ermöglichen einen CSB- Abbau über 50% bei niedrigen Abwassertemperaturen. Mögliche Prozesshemmungen sollten bei niedrigen Abwassertemperaturen berücksichtigt werden. Als generelle Empfehlung gilt die Wahl hoher HRTs (> 25 h) und somit großer Reaktorvolumina bei Abwassertemperaturen von 15°C .
- Abwassertemperaturen von 30°C ermöglichen einen CSB-Abbau von 50% bei CSB-Zulaufkonzentrationen von 400 mg/L und bei HRTs von 10 h. Es muss hier jedoch wieder beachtet werden, dass der effektive CSB-Abbau unter diesen Randbedingungen nur 31% beträgt. Ein effektiver CSB-Abbau größer 50% bei HRTs von 10 h und einer Abwassertemperatur von 30°C wird erst bei einer CSB-Zulaufkonzentration von 1200 mg/L erreicht.
- Bei niedrigen hydraulischen Aufenthaltszeiten bewirkt eine schrittweise Erhöhung der Betriebstemperatur einen größeren CSB-Abbaugrad im Vergleich zur schrittweisen Erhöhung der hydraulischen Aufenthaltszeit.

Simulation von Teichanlagen

Zur Berechnung von Teichanlagen finden sich sowohl sehr einfache, als auch zum Teil sehr komplexe Bemessungsansätze, die sowohl die Verschaltung unterschiedlicher Teichtypen berücksichtigen aber auch Aussagen zum Abbau des Kohlenstoffes und der Nährstoffe machen. Erste Versuche, Teiche dynamisch zu simulieren erfolgten bereits in den 70er Jahren. Spätere Modellentwicklungen nutzten diese Ansätze als Basis oder griffen auf neue Modellüberlegungen zurück (Fritz et al., 1979; Colomer und Rico, 1992; Xiang-Hua et al., 1994; Kayombo et al., 1999; Mashauri und Kayombo, 2002; Banks et al., 2003; Beran und Kargi, 2005; Dochain et al., 2003; Soler et al., 2000; Senzia et al., 2002). Dennoch hat die dynamische Simulation von Teichanlagen international noch nicht den Stellenwert erreicht, den sie z.B. bei Belebungsanlagen bereits innehat. Mit den oben genannten Modellen existieren zwar vereinzelt Ansätze, aber es liegt noch keine Standardreferenz mit dem Stellenwert der Activated Sludge Modelle, ASM 1-3 (Henze et al. 2000) oder des Anaerobic Digestion Model No 1, ADM1 (Batstone et al., 2002) vor, die international anerkannt ist und die eine Basis für vergleichende Studien unter verschiedenen Bedingungen bietet.

Bei der Modellierung der grundlegenden dominanten Prozesse in Teichen wurde sich an bewährten Modellierungsansätzen in Belebungsanlagen und Anaerobreaktoren zu orientiert. Aufgrund der hohen Bedeutung der Algenproduktion in den Fakultativteichen muss zusätzlich die Einbindung eines geeigneten mathematischen Ansatzes zur Beschreibung der Algenprozesse erfolgen. Mit dem River Water Quality Model No 1 der IWA (RWQM No1; Reichert et al., 2001) liegt auch hier eine internationale Referenz vor, die Anwendung finden kann. Die Ausbildung der Zonen, der Sedimentationsprozesse und Durchmischungsvorgänge in den verschiedenen Teichtypen können dann über eine entsprechende hydraulische Verschaltung von Reaktoren modelliert werden, die jeweils die Prozesse des ASM3, des ADM1 und der Algen enthalten (siehe Abschlussbericht).

Modellkalibrierung

Sollen Teichanlagen ausreichend genau abgebildet werden, sind folgende Prozesse neben den in ASM3 und ADM1 implementierten Prozessen zu berücksichtigen:

- Algenwachstum auf NH_4N and NO_3N unter Berücksichtigung der Lichtintensität
- Algensterben
- Ausbreitung der Lichtintensität in Abhängigkeit der Tiefe des Teichs nach dem Gesetz von Beer
- Gasaustausch der Parameter O_2 , $\text{NH}_3\text{-N}$, CO_2 an der Schnittstelle Wasser- und Gasphase unter Berücksichtigung des Gesetzes nach Henry und des Windeinflusses

- Dissoziationsprozesse von $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ und $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$
- pH -Wertberechnung

Im Rahmen des Vorhabens wurden zwei Teichsysteme aus Brasilien dynamisch gerechnet. Aufgrund der Vielzahl der stöchiometrischen und kinetischen Größen in den verwendeten Modellen wird jedoch auf den Abschlussbericht und die aus dem Projekt entstandenen internationalen Veröffentlichungen verwiesen.

Modellverhalten und Szenariorechnungen

Die wichtigsten Bemessungsparameter für Fakultative Teiche sind die organische Oberflächenbelastung (kg BSB5/ha d), die Tiefe des Teichs, die (theoretische) Aufenthaltszeit (Volumen/durchschnittlicher Zufluss) und die Teichgeometrie (Länge/Breite). Für anaerobe Teiche sind die wichtigsten Bemessungsparameter die organische Volumenbelastung (kg BSB5/m³ d), die Teichtiefe, die (theoretische) Aufenthaltszeit (Volumen/durchschnittlicher Zufluss), sowie die Teichgeometrie (Länge/Breite). Um abschätzen zu können, wie sich die erstellten Teichmodelle bei verschiedenen (Bemessungs-)Bedingungen verhalten, wurden verschiedene Szenariorechnungen durchgeführt. Dazu wurden der Zufluss, sowie die TKN-Konzentration und die BSB-Konzentration des Zuflusses variiert (verschiedene Oberflächen- und Flächenbelastungen und Aufenthaltszeiten). Darüber hinaus erfolgte eine Berücksichtigung verschiedener maximaler Lichtintensitäten (I_{max}), um unterschiedliche Sonneneinstrahlungen zu simulieren. Sowohl der Zufluss, als auch die Sonneneinstrahlung wurden dabei dynamisch betrachtet. Da sich die algenbezogenen Parameter in der Sensitivitätsanalyse als besonders sensitiv erwiesen, fokussierten die Szenariorechnungen bei den fakultativen Teichen insbesondere auf den Algenkonzentrationen. Bei einer Gegenüberstellung der organischen Fracht im Zulauf und den simulierten Algenkonzentrationen war ein linearer abnehmender Trend erkennbar. Dies entspricht den Angaben in der Literatur, die zwischen organischer Flächenbelastung, Algenbiomasse und Sauerstoffproduktion pro m² Teichfläche eine umgekehrte Proportionalität angeben (König, 1984). Die Algenbiomasse nimmt damit in Fakultativen Teichen mit zunehmender BSB-Flächenbelastung ab.

Dies ist insbesondere von Bedeutung, da die umgekehrte Proportionalität zwischen organischer Oberflächenfracht, Algenbiomasse und Sauerstoffproduktion pro m² Teichfläche zu einer stark einbrechenden Leistung des Teichs führen kann. Abbildung 3 zeigt die Simulationsergebnisse zur Algenkonzentration in Gegenüberstellung zur simulierten organischen Abbauleistung (ohne Berücksichtigung der Algen im Ablauf).

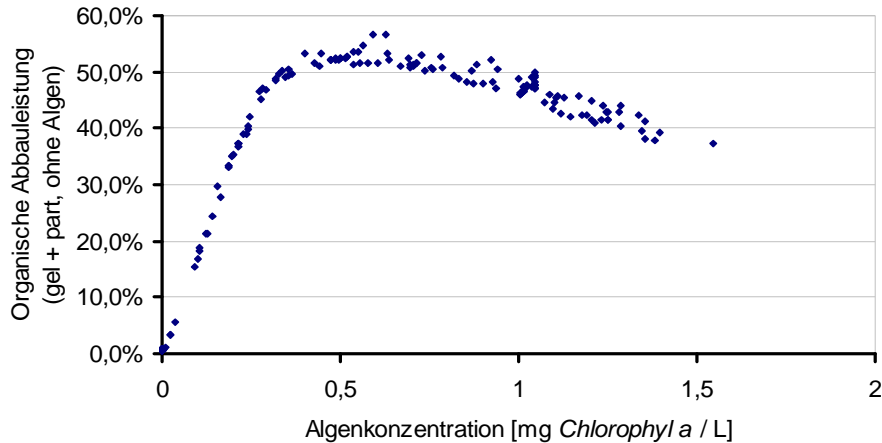


Abbildung 66: Gegenüberstellung der simulierten organischen Abbauleistung und der Algenkonzentration in Chlorophyll a (abgeschätzt aus den Simulationsergebnissen zur Algenbiomasse)

Unterhalb 300 $\mu\text{gChlA/L}$ (= 0,3 mgChlA/L) ist in der Abbildung zu den Simulationsergebnisse ein deutlicher und steiler Abfall der Abbauleistung zu erkennen. Dies korreliert mit der Angabe von Pearson (1996, 2005), der unterhalb 300 $\mu\text{gChlA/L}$ das Risiko anoxischer Bedingungen im Teich vorhersagt. Insgesamt weist die Kurve auf eine deutliche Abhängigkeit von der Algenkonzentration hin und zeigt für alle Szenarien eine sehr ähnliche Ausprägung mit nur relativ geringen Abweichungen. Zwischen 0,5 und 0,6 mgChlA/L ist ein deutliches Maximum zu erkennen. Hartig et al. (1988) und Cromar et al. (1996) demonstrierten, dass ein optimaler Wert für die Flächendichte in einem Teich existiert, über welcher die Produktivität und möglicherweise auch die Nährstoffelimination aufgrund Selbstbeschattung der Algen wieder abnehmen. Die Ausbildung eines Optimums für die Leistung des Teichs in Abhängigkeit von der Algenkonzentration ist von großem Interesse für die Bemessung, da dies bedeutet, dass ein Teich nicht zwangsläufig effizienter arbeitet, wenn die Bemessung auf maximale Aufenthaltszeiten zur Maximierung des Algenwachstums abzielt.

Die simulierten Abbauleistungen im Fakultativteich wurden mit dem Wehner-Wilhelm Ansatz verglichen (Wehner und Wilhelm, 1965), der typischerweise für Teiche verwendet wird, die durch Dispersion gekennzeichnet sind. Es ist dabei besonders interessant, dass bei den Simulationen mit dem dynamischen Modell im Falle des Fakultativteiches auch in Bereichen ein Einbruch der Leistung zu verzeichnen ist, die durch Oberflächenbelastungen gekennzeichnet sind, die üblicherweise als unzulässig hoch eingestuft werden. Das stationäre Bemessungsmodell zeigt dieses Verhalten nicht. Es muss dort vielmehr auf die Grenzen zur Oberflächenbelastung geachtet werden. Darüber hinaus sind die Ergebnisse auch bei niedrigen organischen Frachten nicht völlig gleich. Dies ist auf den optimalen Bereich in obiger Abbildung und die oben erwähnte lineare Abhängigkeit der organischen Frachten und der Algenkonzentration zurückzuführen. Der Kurvenverlauf würde somit nicht einem stetigen Abfall folgen, wie es in den Bemessungsmodellen errechnet wird, sondern einem polynomischen Verlauf mit einem

Optimum der Abbauleistung bei einem bestimmten Bereich der organischen Flächenbelastung bzw. der hydraulischen Aufenthaltszeit.

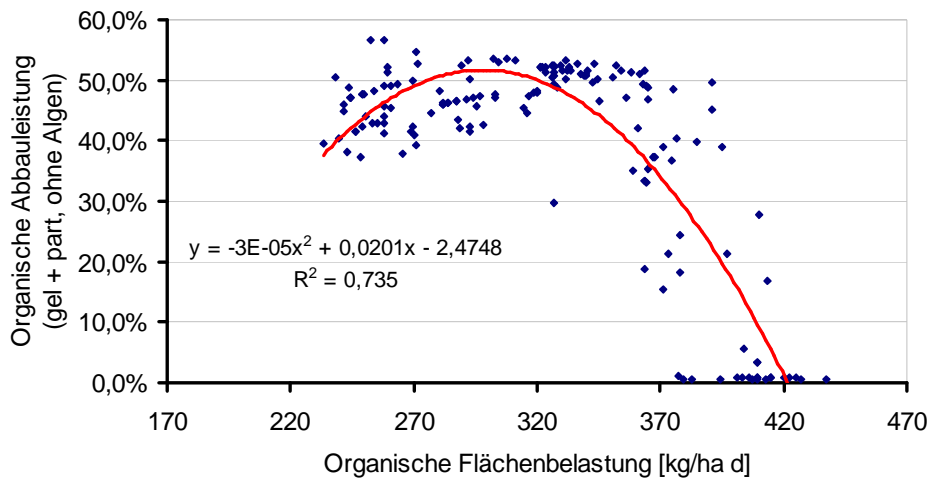


Abbildung 67: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und Fittingkurve in Abhängigkeit der organischen Flächenbelastung

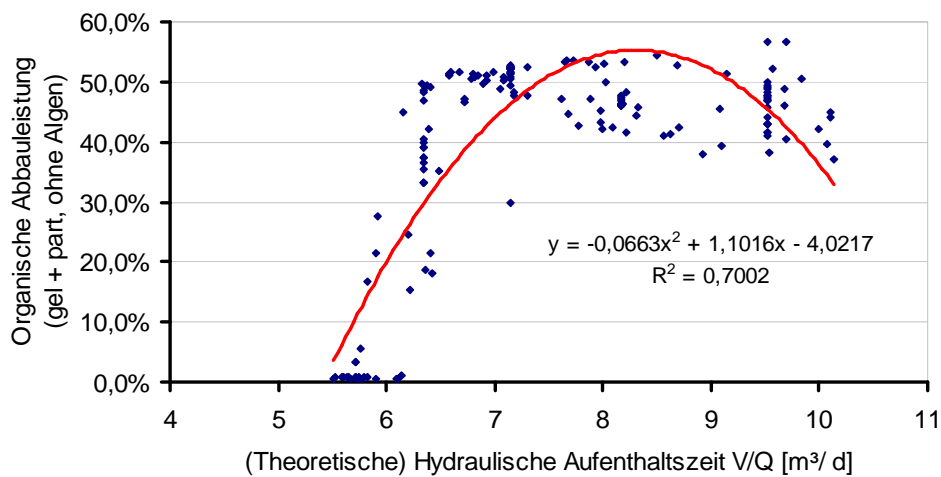


Abbildung 68: Simulierte organische Abbauleistung im Fakultativteich und Fittingkurve in Abhängigkeit der theoretischen hydraulischen Aufenthaltszeit

6 Zusammenfassung der wissenschaftlichen Ergebnisse

Die mathematische Simulation der aeroben Abwasserreinigung im Belebungsverfahren erfolgte mit den mathematischen Ansätzen der Activated Sludge Modelle (ASM1 & ASM3). Hierzu standen Messdaten für eine Labor- und eine Pilotversuchsanlage zur Verfügung, die jeweils für eine Abwassertemperatur von 15°C und 30°C von der Ruhr Universität Bochum erhoben wurden. Erfahrungen aus vorangegangenen Simulationsstudien wurden in diese Arbeit integriert, wodurch eine breitere Wissensbasis vor allem für die vorgenommene Zulauffraktionierung und der kalibrierten biologischen Parameter gewonnen wurde.

Die CSB-Fraktionierung des Abwasserzulaufs für deutsche Kläranlagen ergab eine gute Übereinstimmung mit Daten aus der ausländischen Literatur. Der ermittelte Wertebereich kann als typisch für Kläranlagen mit vorwiegend kommunalem Abwasser betrachtet werden. Mit dem Standardparametersatz der ASM-Modelle war es möglich, sowohl den CSB als auch den Stickstoffabbau der Versuchsanlage Düsseldorf für beide Temperaturstufen zu beschreiben. Als ein wesentliches Ergebnis konnte gezeigt werden, dass eine Kalibrierung der Modelle ohne eine Anpassung des in den Modellen verwendeten Temperaturterms möglich ist. Für die Abbildung der untersuchten Datensätze wurden Parametersätze für das ASM1 und das ASM3 ermittelt, die für die Simulation der aeroben Abwasserreinigung in Belebungsanlagen für den Temperaturbereich von 15°C bis 30°C geeignet sind.

Nach Kalibrierung der ASM-Modelle wurde für eine nach A131 (2000) auf 20°C bemessene Anlage aufgrund von HSG-Empfehlungen verschiedene Belastungsszenarien gerechnet. Als sehr kritische Lastfälle können zum einen die maximale CSB-Belastung bei Temperaturen von 10-20°C hinsichtlich der Nitrifikation und zum anderen die maximale CSB-Belastung bei Sommertemperatur von 30°C hinsichtlich der Belüfterauslegung angesehen werden. Die Simulationsergebnisse zeigen sehr deutlich, dass die Bemessung nach A131 (2000) bei Temperaturen über 20°C optimiert werden kann, wenn Zulaufschwankungen im Tages-, Wochen- und Jahresverlauf sowie die geforderten Ablaufkonzentrationen in Abhängigkeit der Probenahme (Tagesmittel oder qualifizierte Stichprobe) berücksichtigt werden. Da sich nach Bemessung nach A131 (2000) für steigende Temperaturen geringere Beckenvolumen ergeben, kann eine mögliche Volumenerhöhung zur Abpufferung von hydraulischen Spitzen mit den ASM-Modellen abgeschätzt werden. Insgesamt zeigen die Ergebnisse dieser Arbeit, dass die Bemessung von Belebungsanlagen bei hohen Temperaturen verfeinert werden kann, wenn kritische Lastfälle mit einem kalibrierten Modell (ASM1, ASM3) analysiert werden.

Die Modellierung der verschiedenen Teichsysteme basierte im Projekt auf den ASM-Modellen bzw. dem ADM1. Dieser Ansatz beruht auf der Überlegung, dass auch für die Reinigungsleistung in Teichen grundsätzlich die gleichen aeroben und anaeroben Prozesse von Bedeutung sind wie in anderen biologischen Reinigungsverfahren. Zusätzlich erfolgte die Einbindung eines geeigneten mathematischen Ansatzes zur Beschreibung des Algenwachstums auf NH_4 und NO_3 und des Algensterbens. Es konnten

so grundsätzlich Modelle für Anaerob-, Fakultativ, Aerob- und Schönungsteiche entwickelt werden. Durch dieses Vorgehen liegen Teichmodelle vor, die auf international bewährten und anerkannten mathematischen Formulierungen zur Beschreibung der aeroben, anaeroben und photosynthetischen Prozesse basieren. Dies hat den entscheidenden Vorteil, dass die Gültigkeit der Prozessbeschreibungen bereits weitestgehend verifiziert, international bekannt und anerkannt ist und umfangreiche Datensammlungen und Studien in der Literatur zu den ASM Modellen und dem ADM1 vorliegen. Im Rahmen des Vorhabens wurden zwei Teichsysteme aus Brasilien dynamisch gerechnet. Die Modellberechnungen deuten darauf hin, dass für eine ausreichend genaue Abbildung von Teichanlagen neben den im ASM3 und ADM1 implementierten Prozessen folgende biologische Prozesse zu berücksichtigen sind:

- Algenwachstum auf NH_4N and NO_3N unter Berücksichtigung der Lichtintensität
- Algensterben
- Ausbreitung der Lichtintensität in Abhängigkeit der Tiefe des Teichs nach dem Gesetz von Beer
- Gasaustausch der Parameter O_2 , $\text{NH}_3\text{-N}$, CO_2 an der Schnittstelle Wasser- und Gasphase unter Berücksichtigung des Gesetzes nach Henry und des Windeinflusses
- Dissoziationsprozesse von $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ und $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$
- pH-Wertberechnung

Da dem Lichteinfluss für die Photosynthese besonders hohe Bedeutung zukommt, wurde die Lichtintensität über die Tiefe der Teiche in Abhängigkeit des TS-Gehalts berechnet. Des Weiteren wurden Gasaustauschprozesse zwischen Flüssig- und Gasphase implementiert. Besonders der Berechnung der Gasproduktion und des Methananteils im Gas mit ihrer Relevanz für den Klimaschutz kam große Bedeutung zu. Des Weiteren wurden Gleichungen für die Dissoziationsgleichgewichte beispielsweise von $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ sowie von $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$ und den pH-Wert entwickelt.

Neben den biologischen Prozessen zeigten die Ergebnisse, dass die hydraulischen Bedingungen in den Teichen eine große Rolle spielen. Dies steht im Einklang mit praktischen Erfahrungen bei der Bemessung und dem Betrieb von Teichanlagen. Die Simulation der hydraulischen Misch- und Sedimentationsprozesse in den Teichen erfolgte über die Verschaltung einzelner CSTR-Reaktoren, welche die unterschiedlichen Zonen in den Teichen abbildeten. Der Windeinfluss wurde durch vom Wind abhängige Sauerstoffeinträge im Modell berücksichtigt.

Neben der allgemein hohen Bedeutung der hydraulischen Parameter zeigte eine explizite Sensitivitätsanalyse zum Vergleich der biologischen Parameter eine besonders hohe Sensitivität algenrelevanter Parameter (maximale Wachstumsrate der Algen (μ_{ALG}) und Sättigungskonstante des Algenwachstums in Bezug auf die Lichtintensität (K_I)). Bei einer Modellanwendung und zukünftigen Anpassungen der Modelle sind somit sowohl die

hydraulischen Bedingungen, als auch die algenrelevanten Aspekte verstärkt zu berücksichtigen.

Szenarioanalysen, bei denen wichtige Bemessungsparameter und die Lichtintensität simultan verändert wurden, zeigten bezüglich der untersuchten Parameter ein plausibles Modellverhalten. Ein Vergleich der Simulationsergebnisse mit den berechneten Abbauleistungen der stationären Bemessungsansätze deutete speziell bei den fakultativen Teichen darauf hin, dass mit den entwickelten Modellen Aspekte berücksichtigt werden können, die in den gängigen stationären Modellen keinen Eingang finden. So zeigte sich beim Fakultativteich ein Modellverhalten, das im Gegensatz zu den stationären Modellen auf die Ausbildung eines optimalen Bereichs hinwies. Dieses Verhalten steht in Verbindung mit der Ausbildung eines optimalen Bereichs für die Algenkonzentrationen im Teich. Die Algen können trotz ihrer hohen Bedeutung in den meisten der traditionell verwendeten stationären Ansätzen nicht direkt berücksichtigt werden. Da eine Maximierung der hydraulischen Aufenthaltszeit oder der Algenkonzentrationen somit nicht zwangsläufig zu einer Verbesserung des Systemverhaltens bezüglich der Abbauleistung führen müssen, können diese Aspekte deutlichen Einfluss auf die Effizienz der Bemessung ausüben und verdienen bei der weiteren Modellentwicklung und –anwendung zusätzliches Interesse.

Als Ergebnis des Projekts liegen so Teichmodelle vor, die aufgrund der implementierten Gesetzmäßigkeiten weitgehend auch international für verschiedene Abwässer und Temperaturen eingesetzt werden können. Diese Gesetzmäßigkeiten erlauben durch eine Anpassung der biologischen und hydraulischen Parametersätze anhand weiterer praktischer Daten eine weitere Optimierung der Modelle für verschiedene Rahmenbedingungen und Klimazonen.

Versuchsdaten zur anaeroben Kommunalabwasserbehandlung wurden von der Leibniz Universität Hannover zur Verfügung gestellt, und mit dem Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1) mathematisch abgebildet. Als zentraler Punkt der Zulaufcharakterisierung für die anaerobe Behandlung ist die Unterteilung des CSB in die Modellfraktionen für Kohlenhydrate, Proteine und Fette sowie des inerten CSB zu sehen. Basierend auf den Messdaten wurden in dieser Arbeit Bestimmungsgleichungen hergeleitet, die zu einer typischen Zulaufcharakterisierung für kommunales Abwasser führen.

Das ADM1 wurde erfolgreich kalibriert und es konnte eine sehr gute Übereinstimmung mit den Messdaten erzielt werden. Die Prozesse der Desintegration und Methanogenese wurden im Model mit Temperaturkoeffizienten erweitert. Es wurde dabei ein unterschiedlicher Temperatureinfluss für beide Prozesse gefunden: $1,045^{(T-35)}$ für den Desintegrationsschritt und $1,16^{(T-35)}$ für die Methanogenese. Hierdurch konnte die Dynamik der Systemleistung der Versuchsanlage bei variierenden Prozesstemperaturen reproduziert werden. Die Versuchsdaten und das Simulationsmodell zeigten einen CSB-Abbaugrad unterhalb 50% bei einer CSB-Zulaufkonzentration von 470 mg/L und Abwassertemperaturen kleiner 25°C an.

Mit dem Simulationsmodell wurden CSB-Abbaugrade in Abhängigkeit der Prozesstemperatur, Abwasserverschmutzung und hydraulischen Aufenthaltszeit

berechnet. Die berechneten Werte können als Bemessungsmatrix herangezogen werden. Simulationsrechnungen zeigten, dass die anaerobe Kommunalabwasserbehandlung bei niedrigen Temperaturen nur bei sehr hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten und somit großen Reaktorvolumina sinnvoll ist. Bis hydraulische Aufenthaltszeiten von 10 Stunden verbleibt der mikrobiologisch umgewandelte CSB als gelöstes Methan im Reaktorablauf. CSB-Abbaugrade von 50% können bei niedrigen Abwassertemperaturen und geringen CSB-Zulaufkonzentrationen nicht erreicht werden. Die Simulationsrechnungen verdeutlichen, dass die anaerobe Reinigung gering verschmutzter Abwässer nur bei hohen Abwassertemperaturen ($> 25^{\circ}\text{C}$) erfolgen sollte. Hohe CSB-Zulaufkonzentrationen von 1200 mg/L erlauben effektive CSB-Abbaugrade auch bei niedrigen Abwassertemperaturen.

7 Wesentliche Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Die Arbeitsschwerpunkte dieses Forschungsvorhabens lagen im Bereich der Modellierung. Experimentelle Ergebnisse zur Erstellung der Modelle wurden aus anderen Teilprojekten bereitgestellt. Eine Aufstellung der bewilligten und ausgegebenen Mittel erfolgt im Erfolgskontrollbericht.

8 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeiten

Durch das hier beschriebene Teilprojekt wurden Hinweise für die effiziente Nutzung dynamischer Modelle erarbeitet und Hinweise für die Bemessung und den Betrieb von Anlagen gegeben. Temperatureinflüsse, veränderliche Zulaufbelastungen, Spitzenbelastungen, Hemmungen und Sauerstoffeintrag wurden berücksichtigt, um Aussagen über die Abbauleistung der Anlagen unter verschiedenen Rahmenbedingungen machen zu können und so die langfristige nachhaltige Nutzung sicherzustellen. Diese Hinweise werden deutschen Firmen die Nutzung anerkannter Simulationsmodelle erleichtern und einen internationalen Wettbewerbsvorteil verschaffen.

Im Projekt wurden umfangreiche Tätigkeiten geleistet: neben der Simulation von Belebungsanlagen mit den Modellen ASM 1 und ASM 3 wurden anaerobe Prozesse mit dem ADM 1 simuliert. Basierend auf diesen Modellen wurden für anaerobe, fakultative und Schönungsteiche eigene Modelle entwickelt, die in dieser Komplexität international noch nicht vorlagen. Hier wurden wichtige Einflüsse wie Photosynthese, Windeinfluss, Licheinfluss, Wassertrübung, Stoffaustausch an der Grenze zwischen Wasser- und Gasphase, pH-Wert und die Dissoziationsgleichgewichte. Auf Basis der an praxisnahen Daten kalibrierten Modelle wurden verschiedene Szenariolastfälle simuliert, aus denen sich im Vergleich zu bestehenden Ansätzen detaillierte Bemessungshinweise, gerade bei hohen Temperaturen ableiten ließen.

Zur Erstellung der Ergebnisse war es nötig, umfangreiche Sensitivitätsanalysen Szenarienrechnungen durchzuführen. Durch die Eingliederung des Teilprojektes in den Forschungsverbund und den Austausch mit experimentell orientierten Teilprojekten bestand ferner die Möglichkeit, durch Fragestellungen, die im Zuge der Simulation aufgeworfen wurden, auch auf die Messdatenerfassung in den praxisnahen Projekten rückzuwirken. Da die Datenlage grundsätzlich als einer der Schwachpunkte bei der Modellierung gesehen werden kann, stellte dies einen erheblichen Vorteil dar.

9 Nutzung und Verwertung der Ergebnisse

Nummer der Verwertung	Art der Verwertung	Zeithorizont
1	9.1 Präsentationen a) 3 peer-reviewte Publikationen in internationalen Journalen b) 1 Messebeitrag (Vortrag s. Punkt 11) c) 3 Vorträge	2009 2007 2007-2009
2	9.2 Studentische Arbeiten und Promotionen a) 3 Studienarbeiten im Studiengang „Environmental Engineering“ an der TU München zum Themenbereich Modellierung und Bemessung von Belebungsanlagen. b) Dissertation Manfred Lübken („Mathematical modeling of anaerobic digestion processes“)	2008 Prüfung 31.08.09
3	9.3 In die Lehre eingeflossen Vorlesung Vertiefter UTRM und BI: „Internationale Siedlungswasserwirtschaft“ an der RUB (ab WS 2009)	
4	9.4 Beiträge zum Projektverbund - Austausch mit allen Projekten aus Kernprojekt C 1 - Austausch mit TP C 3.1 „Toolkit-Verf.evaluation“ - Leitfaden - Projektübergreifender Schlussbericht	2005-2008 2007/2008 2009 2009
5	9.5 Fachverbände Mitarbeit in der Hochschulgruppe „Simulation“ (HSG) und als externer Berater bei der IWA-Gruppe (Good Modeling Practise).	seit 2000

6	9.6 Zuarbeit zu anderen Projekten <ul style="list-style-type: none">- Modell- und Parameteraustausch mit TP C 3.1 „Toolkit-Verfahrensevaluation“- Diskussion und Austausch der Erfahrungen mit TP C 1.2- Diskussion und Austausch der Erfahrungen mit TP C 1.3	2008 2005 – 2008 2005 - 2008
7	9.7 Patente <ul style="list-style-type: none">-	

10 Fortschritt bei anderen Stellen

Nach Kenntnisstand der Projektbearbeiter wurden im Berichtszeitraum keine vergleichbaren Ergebnisse erarbeitet.

11 Erfolgte und geplante Veröffentlichungen und wissenschaftliche Arbeiten

- Alex, J.; Wichern, M.; Spring, V.; Halft, N.; Ahnert, N.; Frehmann, T.; Hobus, I.; Langergraber, G.; PlatteS, M.; Winkler, S.; Woerner, D. (2007). A method to use dynamic simulation in compliance to stationary design rules to refine WWTP planning, Poster at the 10th IWA Specialised Conference on Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants, Wien, Österreich, 10.-13.9.2007 (Vortrag).
- Alex, J.; Langergraber, G.; Spring, V.; Wichern, M.; Weissenbacher, N.; Ahnert, M.; Frehmann, T.; Hobus, I.; Plattes, M.; Winkler, S.; Woerner, D. (2008) Dynamic simulation for the design process of WWTP, 1st IWA/WEF wastewater treatment modelling seminar, Mont Sainte Anne, Kanada, 1.-3.6.2008 (Vortrag).
- Gehring, T.; Silva, J.D.; Kehl, O.; Castilhos Jr., A.B.; Costa, R.H.R.; Uhlenhut, F.; Alex, J.; Horn, H.; Wichern, M. (2009). Modeling waste stabilization ponds with an extended version of ASM 3, Vortrag bei der 8th IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds, April 26 to 30, 2009, Belo Horizonte/MG, Brasilien, akzeptiert bei Water Science Technology, Ausgabe noch unbekannt.
- Kehl, O.; Wichern, M.; Lübken, M., Horn, H. (2007): Modelling centralized and decentralized Wastewater Concepts under different Temperature Conditions – A Comparison. IWA-Conference on Advanced Sanitation, Aachen, 12.-13.3.2007 (Vortrag).
- Kehl, O.; Wichern, M.; Lübken, M.; Horn, H. (2009). Analysis of design models for stabilization ponds under different boundary conditions – a comparison, Ecological Engineering 35, 1117-1128.
- Lübken, M., Wichern, M., Kehl, O., Urban, I., Rosenwinkel, K.H., Horn, H. (2009). Mathematical modeling of the anaerobic treatment of municipal wastewater at ambient temperatures. In Vorbereitung für Bioresource Technology.
- Lübken, M. (2009). Mathematical modeling of anaerobic digestion processes. Dissertation am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, TU München, Veröffentlichung in der Schriftenreihe.

Messebeitrag (Vortrag)

- Kehl, O.; Wichern, M. (2007): Nachhaltige, angepasste Behandlungskonzepte für eine exportorientierte Abwasserreinigung. Forum „Vietnamesisch-deutsche Forschungskoooperation im Bereich Wasser- und Umwelttechnologie“. 19. Oktober 2007, Ho Chi Minh City, Vietnam (Vortrag).

11.1 Dissertationen

Lübken, M. (2009). Mathematical modeling of anaerobic digestion processes. Dissertation am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, TU München, Veröffentlichung in der Schriftenreihe.

11.2 Diplom- und Masterarbeiten

Keine.

12 Literaturverzeichnis

- Abbas, H., Rabeia, N. and Hamdy, S., 2006. Study of waste stabilization pond geometry for the wastewater treatment efficiency. *Ecological Engineering*, 28, pp. 25-34.
- Agunwamba, J.C. et al. (1992). Prediction of the dispersion number in waste stabilization ponds. *Water Research*, 26 (85).
- Alex, J., Langergraber, G., Spering, V., Wichern, M., Weissenbacher, N., Ahnert, M., Frehmann, T., Hobus, I., Plattes, M., Winkler, S., Woerner, D. (2008). Dynamic simulation for the design process of WWTP, 1st IWA/WEF wastewater treatment modelling seminar, Mont Sainte Anne, Kanada, 1.-3.6.2008.
- Arcand, Y., Chavarie, C., Guiot, S.R. (1994). Dynamic modeling of the population-distribution in the anaerobic granular biofilm. *Water Sci. Technol.* 30(12), 63-73.
- Arceivala, S.J. (1981). *Wastewater treatment and disposal*. Marcel Dekker, New York. 892 p.
- Athayde, S.T.S. (2001). *Algal and Bacterial Dynamics in Waste Stabilisation Ponds and Wastewater Storage and Treatment Reservoirs*. PhD Thesis, University of Liverpool UK.
- Banks, C.J.; Koloskov, G.B.; Lock, A.C.; Heaven, S. (2003). A computer simulation of the oxygen balance in a cold climate winter storage WSP during the critical spring warm-up period. *Water Science and Technology*, Vol 48, 2, p 189-196
- Batstone, Keller, Angelidaki, Kalyuzhnyi, Pavlostathis, Rozzi, Sanders, Siegrist, Vavilin (2002). *Anaerobic Digestion Model No. 1*. IWA Task Group on Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes. IWA Scientific and Technical Report No. 13.
- Batstone, D.J., Hernandez, J.L.A., Schmidt, J.E. (2005). Hydraulics of laboratory and full-scale upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 91(3), 387-391.
- Beran, B.; Kargi, F. (2005). A dynamic mathematical model for wastewater stabilization ponds. *Ecological Modelling* 181, p. 39-57
- Bischofsberger, W., Dichtl, N., Rosenwinkel, K.H., Seyfried, C.F., Böhnke, B. (2005). *Anaerobtechnik*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN 3-540-06850-3.
- Bolle, W.L., van Breugel, J., van Eybergen, G.C., Kossen, N.W.F., van Gils, W. (1986). An integral dynamic model for the UASB reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 28(11), 1621-1636.
- Bornemann, C., Freund, M., Londong, J., Nowak, O., Otterpohl, R., Rolfs, T. (1998). Hinweise zur dynamischen Simulation von Belebungsanlagen mit dem Belebtschlammmodell Nr. 1 der IAWQ, *Korrespondenz Abwasser* 45(3), 455-462.
- Bradanic, D., Van Loosdrecht, M.C.M., Versteeg, P., Hooijmans, C.M., Alaerts, G.J., Heijnen, J.J. (2000). Modeling COD, N and P removal in a full scale WWTP Haarlem Waarderpolder, *Wat. Res.*, 34(3), 846-858.

- Carucci, A., Rolle, E., Smurra, P. (1999). Management optimization of a large wastewater treatment plant, *Wat. Sci. Tech.* 39(4), 129–136.
- Chapra, S.C., Pelletier, G.J., Tao, H. (2005). *QUAL2K - A Modeling Framework for Simulating River and Stream Water Quality, Version 2.04. Documentation and Users Manual.* Civil and Environmental Engineering Dept., Tufts University, Medford.
- Cho, J.W., Ahn, K.H., Lee, Y.H., Lim, B.R., Kim, J.Y. (2004). Investigation of biological and fouling characteristics of submerged membrane bioreactor process for wastewater treatment by model sensitivity analysis, *Wat. Sci. Tech.* 49(2), 245-254.
- Colomer, F., Rico, D. (1992). Mechanistic model for facultative stabilization ponds. *Water Environment Research* 42 (10-11), 119-126.
- Cromar, N.J., Fallowfield, H.J., Martin, N.J. (1996). Influence of Environmental Parameters on Biomass Production and Nutrient Removal in a High Rate Algal Pond Operated by Continuous Culture. *Water Science and Technology.* Vol. 34, 11, 133-140.
- Dochain, D.; Grégoire, S.; Paus, A.; Schaeffer, M. (2003). Dynamical modelling of a waste stabilisation pond. *Bioprocess Biosyst Eng* 26, p. 19-26
- DWA-Arbeitsblatt A 131 (1981). Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5.000 Einwohnerwerten. Abwassertechnische Vereinigung, St. Augustin.
- DWA-Arbeitsblatt A 131 (2000). Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. Abwassertechnische Vereinigung, Hennef.
- EPA (1983): *Design Manual, Municipal Wastewater Stabilization Ponds.* EPA U.S. Environmental Protection Agency. U.S: Government Printing Office 1983-659 095/716.
- Erbe, V., Schutze, M. (2005). An integrated modelling concept for immission-based management of sewer system, wastewater treatment plant and river, *Wat. Sci. Tech.* 52 (5), 95-103.
- Fritz, J., Middleton, A., Meredith, D. (1979). Dynamic process modelling of wastewater stabilization ponds. *Journal of the Water Pollution Control Federation* 51,11, 2724-2743.
- Gernay, K.V., Jeppson, U., Batstone, D.J., Ingildsen, P. (2006). Impact of reactive settler models on simulated WWTP performance, *Wat. Sci. Tech.*, 53(1), 159-167.
- Ginestet, P., Maisonnier, A., Sperandio, M. (2002). Wastewater COD characterization: biodegradability of physico-chemical fractions, *Wat. Sci. Tech.*, 45(6), 89-98.
- Gloyne, E.F. (1971): *Waste stabilization ponds, Monograph series.* World Health Organization 60, 1-175.
- Gokcay, C.F., Sin, G. (2004). Modeling of a large wastewater treatment plant for efficient operation, *Wat. Sci. Tech.*, 50(7), 123-130.

- Grube, S. (2008). Das Belebungsverfahren bei hohen Temperaturen, Dissertation am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, Ruhr-Universität Bochum.
- Gujer, W., Henze, M., Mino, T., Van Loosdrecht, M. (1999). Activated Sludge Model No. 3, *Wat. Sci. Tech.*, 39(1), 183-193.
- Gujer, W., Zehnder, A.J.B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion, *Wat.Sci.Tech* 15, 127-167.
- Hartig, P., Grobbelaar, J.U., Soeder, C.J., Groeneweg, J. (1988). On the mass culture of microalgae: Areal density as an important factor for achieving maximal productivity. *Biomass*, 15. p. 211-221
- Halalsheh, M.M. (2002). Anaerobic pre-treatment of strong sewage. A proper solution for Jordon, Dissertation, Wageningen University, Wageningen, Niederlande.
- Heertjes, P.M., van der Meer, R.R. (1978). Dynamics of liquid flow in an up-flow reactor used for anaerobic treatment of wastewater. *Biotechnol. Bioeng.* 20(10), 1577-1594.
- Henze, M., Grady, C. P. L. Jr., Gujer, W., Marais, G. v. R. and Matsuo, T. (1987). Activated Sludge Model No. 1, IAWPRC Scientific and Technical Report No. 1., London, UK, ISSN 1010-707X.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. and Marais, G.v.R. (1995). Activated Sludge Model No. 2, Scientific and Technical Report No. 1, IAWQ, London, ISBN 1-900222-00-0.
- Horn, H., Hempel, D. C. (1997). Substrate Utilization and Mass Transfer in an Autotrophic Biofilm System: Experimental Results and Numerical Simulation. *Biotech. Bioeng.* 53 (4), 363-371.
- HSG (1989). Bemessung der Stickstoffelimination in der Abwasserreinigung - Ergebnisse eines Erfahrungsaustausches der Hochschulen. *Korrespondenz Abwasser*, 36(9), 1046 – 1061.
- HSG (1993). Ergebnisse eines Erfahrungsaustausches der Hochschulen, *Korrespondenz Abwasser* 40(8), 1240.
- Hulsbeek, J.J.W., Kruit, J., Roeleveld, P.J., Van Loosdrecht, M.C.M. (2002). A practical protocol for dynamic modelling of activated sludge plants, *Wat. Sci. Tech.*, 45(6), 127-136.
- Johansson, P., Carlsson, H., Jönsson, K. (1996). Modeling of an anaerobic reactor in a biological phosphate removal process, *Wat. Sci. Tech.*, 34(1-2), 49-55.
- Jordão, E.P. and Pessôa, C.A., 1995. Tratamento de esgotos domésticos. ABES, 3a ed. 683 pp (auf Portugiesisch).
- Jupsin, H., Praet, E., Vassel, J.-L. (2003). Dynamic mathematical model of high rate algal ponds (HRAP). *Wat. Sci. Tech.*, 48 (2), 197–204.

- Kalyuzhnyi, S.V., Fedorovich, V.V. (1997). Integrated mathematical model of UASB reactor for competition between sulphate reduction and methanogenesis. *Water Sci. Technol.* 36(6-7), 201-208.
- Kappeler, J. und Gujer, W. (1992). Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling, *Wat. Sci. Tech.* 25(6), 125–139.
- Kayombo, S., Mbwette, T., Mayo, A., Katima, J., Jørgensen, S. (1999). Development of a holistic ecological model for design of facultative waste stabilization ponds in tropical climates. *Proceedings of the 4th IAWQ Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds*. Pearson, H (Ed). Marrakech, Morocco.
- Kayombo, S.; Mbwette, T.S.A.; Mayo, A.W.; Katima, J.H.Y.; Jørgensen, S.E. (2000). Modelling diurnal variation of dissolved oxygen in waste stabilization ponds. *Ecological Modelling* 127, p. 21-31.
- Kehl, O.; Wichern, M.; Lübken, M., Horn, H. (2007). Modelling centralized and decentralized Wastewater Concepts under different Temperature Conditions – A Comparison, *IWA-Conference on Advanced Sanitation*, Aachen, 12.-13.3.2007 (Vortrag).
- Kehl, O., Wichern, M., Lübken, M., Horn, H. (2009). Analysis of design models for stabilization ponds under different boundary conditions – a comparison, *Ecological Engineering* 35, 1117-1128.
- Kim, M., Gomec, C.Y., Ahn, Y., Speece, R.E. (2003). Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion, *Environ. Technol.*, 24, 25-36.
- Kloss, R. (2002): *Abwassertechnik Global -- Entwicklungs- und Schwellenländer*, Skriptum, Institut für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Braunschweig.
- Koch, G., Kühni, M., Gujer, W., Siegrist, H. (2000). Calibration and validation of Activated Sludge Model No. 3 for Swiss municipal wastewater, *Wat. Res.* 34(14), 3580-3590.
- König, A. (1984). *Ecophysiological studies on some algae and bacteria of waste stabilization ponds*. PhD Thesis, University of Liverpool, UK.
- Kroiss, H. (1985). *Anaerobe Abwasserreinigung*, Wiener Mitteilungen, Band 62.
- Li, B., Bishop, P. (2003). Structure-function dynamics and modeling analysis of the micro-environment of activated sludge floc, *Wat. Sci. Tech.*, 47(11), 267-273.
- Langergraber, G., Rieger, L., Winkler, S., Alex, J., Wiese, J., Owerdieck, C., Ahnert, M., Simon, J., Maurer, M. (2004). A guideline for simulation studies of wastewater treatment plants, *Wat. Sci. Tech.*, 50(7), 131-138.

- Langergraber, G., Weissenbacher, N., Alex, J., Woerner, D., Ahnert, M., Frehmann, T., Halft, N., Hobus, I., Plattes, M., Spering, V., Winkler, S. (2008). Generation of diurnal variation for influent data for dynamic simulation, *Wat. Sci. Tech.* 57(9), 1483–1486.
- Lennox, J.A., Yuan, Z., Harmand, J. (2001). A systematic approach to error isolation in computerized wastewater simulation models, *Wat. Sci. Tech.* 43(7), 367-376.
- Lübken, M., Wichern, M., Wilderer, P.A. (2003). Efficiency of different mathematical models for simulating enhanced biological phosphorus removal in activated sludge systems, *Environmental Informatics Archives*, Volume 1, 2003.
- Mahmoud, N. (2002). Anaerobic pre-treatment of sewage under low temperature (15°C) conditions in an integrated UASB-digester system, *Dissertation*, Wageningen University, Wageningen, Niederlande.
- Makinia, J., Rosenwinkel, K.-H., Spering, V. (2005). Long-term simulation of the activated sludge process at the Hanover-Gümmerwald pilot WWTP, *Wat. Res.*, 39(8), 1489-1502.
- Mara, D.D. (1997). Design manual for waste stabilization ponds in India. Lagoon Technology International Ltd. Leeds.
- Mara, D.D., Alabaster, G. P., Pearson, H. W., Mills, S. W. (1992). Waste stabilization ponds. A design manual for Eastern Africa. Lagoon Technology International Ltd. 121.
- Mashauri, D.A.; Kayombo, S. (2002). Application of the two coupled models for water quality management: facultative pond cum constructed wetland models. *Physics and Chemistry of the Earth* 27, p. 773.781
- MATLAB/SIMULINK (2007). The Mathworks, Matlab Version 7, Simulink Version 6, MA, USA.
- Meijer, S.C.F., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (2001). Metabolic modelling of full-scale enhanced biological phosphorous removing WWTPs, *Wat. Res.*, 35(11), 2711-2723.
- Metcalf & Eddy (1991). *Wastewater engineering – treatment, disposal, reuse*, McGraw-Hill International editions, New York.
- Mu, S.J., Zeng, Y., Tartakovsky, B., Wu, P. (2007). Simulation and control of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor using an ADM1-based distributed parameter model. *Ind. Eng. Chem. Res.* 46(5), 1519-1526.
- Narkis, N., Henefeld-Fourrier, S., Rebuhn, M. (1980). Volatile organic acids in raw wastewater and in physico-chemical treatment, *Water Res.* 14, 1215-1223.
- Nowak, O. (1996). Nitrifikation im Belebungsverfahren bei maßgebendem Industrieabwassereinfluß, *Dissertation*, Wiener Mitteilungen 135, ISBN 3-85234-026-7.
- Orhon, D., Ateş, E., Sözen, S., Çokgör, E. U. (1997). Characterization and COD fractionation of domestic wastewaters, *Environ. Pollut.* 95(2), 191-204.

- Petersen, K. (2000). Calibration, identifiability and optimal experimental design of activated sludge models, Ph-D-Thesis, Faculty of Agricultural and applied biological Sciences, Ghent University.
- Pearson, H. W. (1996). Expanding the horizons of pond technology and application in an environmentally conscious world, *Wat. Sci. Tech.* 33 (7), 1-9
- Pearson, h., 2005. Microbiology of waste stabilisation ponds. In *Pond Treatment Technology*. 145 – 167. IWA Publishing London, UK, 479 pp.
- Persson, J., Wittgren, H.B., 2003. How hydrological and hydraulic conditions affect performance of ponds. *Ecological Engineering*, 21, pp.259-269.
- Pescod, M., B. (1996). The role and limitations of anaerobic pond systems, *Wat. Sci. Tech.* 33 (7), 11-21.
- Picot, B., Paing, J., Sambuco J.P., Costa R.H.R., Rambaud A. (2003). Biogas production, sludge accumulation and mass balance of carbon in anaerobic ponds. *Wat. Sci. Tech.*, Vol 48 (2), 243–250.
- Polprasert, C., Bhattarai, K.K. (1985). Dispersion model for waste stabilization ponds. *J. Env. Eng. Div., ASCE*, 111, p.45.
- Ramsay, I.R. and Pullammanappallil, P.C. (2005). Full-scale application of a dynamic model for high-rate anaerobic wastewater treatment systems. *J. Envir. Engrg.* 131(7), 1030-1036.
- Raunkjaer, K., Hvitved-Jacobsen, T., Nielsen, P.H. (1994). Measurement of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater, *Water Res.* 28(2), 251-262.
- Rebuhn, M. und Streit, S. (1974). Physico-chemical treatment of strong municipal wastewater, *Water Res.* 80, 195-201.
- Reichert, P., Borchardt, D., Henze, M., Rauch, W., Shanahan, P., Somlyody, L., Vanrolleghem, P.A. (2001). River Water Quality Model No. 1. Scientific and Technical Report No. 12, IWA Publishing, London, UK, ISBN 1900222825.
- Reichert, P. (1998). AQUASIM 2.0 - Manual. Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG), CH-8600 Dübendorf, Schweiz, ISBN 3-906484-16-5.
- Rieger, L., Koch, G., Kühni, M., Gujer, W. and Siegrist, H. (2001). The EAWAG Bio-P Module for Activated Sludge Model No. 3, *Wat. Res.*, 35(16), 3887-3903.
- Roelevelt, P.J., Van Loosdrecht, M.C.M. (2002). Experience with guidelines for wastewater characterization in the Netherlands, *Wat. Sci. Tech.*, 45(6), 77-88.
- Sahlstedt, K.E., Aurola, A.M., Fred, T. (2003). Practical modelling of a large activated sludge DN-process with ASM 3, proceedings of the 9th IWA Specialized Conference on Design, Operation and Economics of large wastewater treatment plants, Prag, 141-148.

- Saqqar, M. M., Pescod, M. B. (1995). Modelling the performance of anaerobic wastewater stabilization ponds, *Wat. Sci. Tech.* 31 (12), 171-183.
- Schloesser, N., Wichern, M., Rosenwinkel, K.-H. (2001). Nachrechnung einer Kläranlage mit Hilfe maßgebender 2-Wochenmittel und der dynamischen Simulation mit dem ASM 1, 14. Fachtagung in Travemünde.
- Seggelke, K. (2002). Integrierte Bewirtschaftung von Kanalnetz und Kläranlage zur Reduzierung der Gewässerbelastung, Schriftenreihe des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Universität Hannover, Heft 124, ISBN 3-921421-54-3.
- Senzia, M.A.; Mayo, A.W.; Mbwette, T.S.A.; Katima, J.H.Y.; Jørgensen, S.E. (2002). Modelling nitrogen transformation and removal in primary facultative ponds. *Ecological Modelling* 154, p 207-215
- Siegrist, H., Koch, G., Le-Van, C., Phan, L.C. (1999). Reduction of biomass decay under anoxic and anaerobic conditions, *Wat. Sci. Tech.*, 19(1), 129-137.
- Silva, J. D. (2007). Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por lagoas de estabilização em série : estudo em escala piloto. Florianópolis, 2007. Dissertation am Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina (auf Portugiesisch).
- SIMBA 4.2 (2005). Software for simulation of biological wastewater treatment, Institute for Automation and Communication e.V. (IFAK), Magdeburg.
- SIMBA 5.0 (2007). Software for simulation of biological wastewater treatment, Institute for Automation and Communication e.V. (IFAK), Magdeburg.
- Soler, A.; Moreno, M.D.; Saez, J.; Moreno, J.(2000). Kinetic model for deep waste stabilization ponds operating in batch mode. *Water Science and Technology* 42. 10-11, p. 315-325.
- Spering, V., Alex, J., Langergraber, G., Hobus, I., Wichern, M., Ahnert, M., Weissenbacher, N., Winkler, S., Yücesoy, E. (2008). Using dynamic simulation for design of activated sludge plants, SIDISA - International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering, Florence, Italien, 24.-27.6.2008.
- Sun, P. (2006). Numerical modelling COD, N and P removal in a full-scale WWTP of China, *Journal of Applied Sciences* 6(15), 3155-3159.
- Tanaka, S., Ichikawa, T., Matsuo, T. (1990). Removal of organic constituents in municipal sewage using anaerobic fluidized sludge blanket and anaerobic filter, *Wat. Sci. Tech.* 23(7-9), 1301-1310.
- Tykesson, E., Aspegren, H., Henze, M., Nielsen, P.H., Jansen, J.L.C. (2002). Use of phosphorus release batch tests for modelling an EBPR pilot plant, *Wat. Sci. Tech.* 45 (6), 99-106.

- Uhlenhut, F., Siefert, E., Schlaak, M., Borchert, A. (2001). Neuer Modellansatz (FUKA) zur Beschreibung der biologischen Abbauvorgänge in Kläranlagen, *gwf-Wasser/Abwasser* 142 Nr. 12, S. 832 – 842.
- Urban, I. (2009). Anaerobe Kommunalabwasserbehandlung – Einsatz und Bemessung von UASB Reaktoren. Dissertation des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität Hannover.
- Vanderhaegen, B., Ysebaert, E., Favere, K., van Wanbeke, M., Peeters, T., Panic, V., Vandenlandenberg, V., Verstraete, W. (1992). Acidogenesis in relation to in-reactor granule yield, *Wat. Sci. Tech.* 25, 13-21.
- Von Sperling M. (1996). Design of facultative ponds based on uncertainty analysis. *Wat. Sci. Tech.*, 33(7), 41-47.
- Von Sperling, M. (1996). Lagoas de Estabilizacao, Departamento de Engenharia sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais.
- Von Sperling, M. (1999). Performance evaluation and mathematical modelling of coliform die-off in tropical and subtropical waste stabilization ponds. *Water Research* 33, (6), 1435-1448.
- Von Sperling, M., Chernicaró, C. A. L. (2005): Biological wastewater treatment in warm climate regions, IWA publishing, London, ISBN: 1 84339 002 7.
- Wehner, J.F.; Wilhelm, R.H., (1965): Boundary Conditions of Flow Reactor. *Chemical Engineering Science*, 6: 89-93.
- Wentzel, M., Ekama, G. (1995). Modelling of biological nutrient removal activated sludge systems - an overview. Internationale Konferenz zur vermehrten biologischen Phosphorelimination „BIO-P Hannover 95“, Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Band 92.
- Wentzel, M.C., Ekama, G.A. (1997). Principles in the design of single-sludge activated-sludge systems for biological removal of carbon, nitrogen and phosphorous, *Water Environ. Res.*, 69, 1222-1231.
- Wett, B., Eladawy, A., Ogurek, M. (2006). Description of nitrogen incorporation and -release in ADM 1, *Wat. Sci. Tech.* 54(4), 67-76.
- Wichern, M., Lübken, M., Blömer, R., Rosenwinkel, K.-H. (2002). Efficiency of the Activated Sludge Model no. 3 for German wastewater on six different WWTPs, *Wat. Sci. Tech.*, 47(11), 211-218.
- Wichern, M., Lübken, M., Wilderer, P.A. (2004). Effect of temperature on energy consumption and sludge production in a comparison of dimensioning models for WWTP's from six different countries, CIWEM Management of Wastewaters Conference, 13-15th September 2004, York, England.

-
- Wichern, M. (2008). Simulation biochemischer Prozesse in der Siedlungswasserwirtschaft, Habilitationsschrift am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, TU München.
- Wilson, F., Yu, H., Tay, J.H., Gu, G. (1998). An empirical model for predicting the organic concentration of anaerobic filter effluents. *Water Environ. Res.* 70(3), pp. 299-305.
- Wood, T. (1987). Interpretation of laboratory-scale waste stabilization pond studies. *Water Science and Technology* 19, 12, 195-203.
- Yanez, F. (1993). Lagunas de estabilizacion. Teoria, diseño y mantenimiento. ETAPA, Cuenca, Ecuador, 421 p (auf Spanisch)
- Xiang-Hua, W., Yi, Q., Xia-Sheng, G. (1994). Graphical presentation of the transformation of some nutrients in a wastewater stabilization pond system. *Water Research* 28, 7, 1659-1669.
- Xu, S. und Hultman, B. (1996). Experiences in wastewater characterization and model calibration for the activated sludge process, *Wat. Sci. Tech.* 33(12), 89–98.
- Yu, H., Wilson, F., Tay, J.H. (2000). Prediction of the effect of recirculation on the effluent quality of anaerobic filters by empirical models. *Water Environ.Res.* 72(2), 217-224.

13 Anhang

13.1 Zusammenstellung der Zulaufbelastung als Grundlage der Szenariorechnungen bei Belebungsanlagen

13.1.1 Basislastfall

Basislastfall durchschnittliche Verhältnisse

Zeit [h]	Zeit [d]	CSB	TKN	Pges	Q
0	0	661.49	47.748	9.6871	51.459
1	0.04166667	655.03	49.719	9.5907	47.897
2	0.08333333	642.12	50.694	9.4006	42.974
3	0.125	623.42	50.68	9.1263	37.618
4	0.16666667	599.54	49.796	8.7768	32.959
5	0.20833333	567.54	47.906	8.3092	30.052
6	0.25	530.94	45.651	7.7744	29.605
7	0.29166667	492.24	43.679	7.2086	31.792
8	0.33333333	467.17	44.206	6.8406	36.207
9	0.375	484.16	50.106	7.0847	41.957
10	0.41666667	537.12	58.998	7.8537	47.883
11	0.45833333	585.91	65.784	8.5634	52.844
12	0.5	618.9	69.547	9.0439	55.993
13	0.54166667	638.01	70.741	9.3231	56.972
14	0.58333333	647.18	69.871	9.4584	55.971
15	0.625	649.61	67.266	9.4962	53.65
16	0.66666667	647.74	63.178	9.4722	50.934
17	0.70833333	643.71	57.921	9.4177	48.746
18	0.75	639.74	52.024	9.3645	47.743
19	0.79166667	638.23	46.421	9.3472	48.139
20	0.83333333	641.14	42.466	9.3931	49.648
21	0.875	648.18	41.213	9.4974	51.576
22	0.91666667	656.26	42.485	9.6149	53.025
23	0.95833333	661.55	45.081	9.6903	53.158
24	1	661.49	47.748	9.6871	51.459

13.1.1 Lastfall maximale Wochenbelastung

Lastfall maximale Wochenbelastung

Zeit [h]	Zeit [d]	CSB	TKN	Pges	Q
0	0	676.02	52.88	8.8313	103.14
1	0.04166667	668.85	55.161	8.7384	96.002
2	0.08333333	655.25	56.296	8.5617	86.135
3	0.125	635.88	56.294	8.3098	75.398
4	0.16666667	611.36	55.287	7.9909	66.06
5	0.20833333	578.71	53.102	7.5661	60.234
6	0.25	541.44	50.453	7.0812	59.338
7	0.29166667	502.07	48.038	6.569	63.722
8	0.33333333	476.46	48.331	6.236	72.571
9	0.375	493.3	54.659	6.4559	84.095
10	0.41666667	546.54	64.52	7.1493	95.972
11	0.45833333	595.69	72.143	7.7894	105.92
12	0.5	629.02	76.41	8.2233	112.23
13	0.54166667	648.5	77.793	8.4767	114.19
14	0.58333333	658.12	76.851	8.6016	112.18
15	0.625	661.1	73.954	8.64	107.53
16	0.66666667	659.92	69.39	8.6242	102.09
17	0.70833333	656.74	63.524	8.5821	97.703
18	0.75	653.71	56.957	8.5418	95.693
19	0.79166667	653.13	50.751	8.5334	96.486
20	0.83333333	656.73	46.432	8.5797	99.511
21	0.875	664.05	45.171	8.6747	103.38
22	0.91666667	671.96	46.746	8.7778	106.28
23	0.95833333	676.75	49.787	8.8404	106.55
24	1	676.02	52.88	8.8313	103.14

13.1.1 Lastfall minimale Wochenbelastung

Lastfall minimale Wochenbelastung

Zeit [h]	Zeit [d]	CSB	TKN	Pges	Q
0	0	490.87	39.291	7.2805	41.212
1	0.04166667	486.98	40.75	7.2213	38.359
2	0.08333333	478.09	41.46	7.0886	34.417
3	0.125	464.68	41.428	6.8893	30.127
4	0.16666667	447.22	40.746	6.6307	26.396
5	0.20833333	423.54	39.343	6.2804	24.068
6	0.25	396.37	37.738	5.8782	23.71
7	0.29166667	367.68	36.494	5.4532	25.461
8	0.33333333	349.46	37.406	5.1817	28.997
9	0.375	363.21	42.602	5.3809	33.602
10	0.41666667	404	49.898	5.9798	38.347
11	0.45833333	441.27	55.303	6.5283	42.321
12	0.5	466.24	58.236	6.8964	44.843
13	0.54166667	480.42	59.118	7.1061	45.627
14	0.58333333	486.76	58.366	7.201	44.825
15	0.625	487.68	56.243	7.2167	42.966
16	0.66666667	485.02	52.938	7.1804	40.791
17	0.70833333	480.44	48.688	7.1164	39.039
18	0.75	475.71	43.894	7.0508	38.236
19	0.79166667	472.88	39.284	7.0133	38.553
20	0.83333333	473.82	35.929	7.0305	39.761
21	0.875	478.65	34.69	7.1035	41.306
22	0.91666667	485.07	35.464	7.1981	42.466
23	0.95833333	489.9	37.326	7.268	42.573
24	1	490.87	39.291	7.2805	41.212

13.1.1 Lastfall Regenwetter

Regenwasserlastfall durchschnittliche Verhältnisse

Zeit [h]	Zeit [d]	CSB	TKN	Pges	Q
0	0	661.49	47.748	9.6871	51.459
1	0.04166667	655.03	49.719	9.5907	47.897
2	0.08333333	642.12	50.694	9.4006	42.974
3	0.125	623.42	50.68	9.1263	37.618
4	0.16666667	599.54	49.796	8.7768	32.959
5	0.20833333	567.54	47.906	8.3092	30.052
6	0.25	530.94	45.651	7.7744	29.605
7	0.29166667	492.24	43.679	7.2086	31.792
8	0.33333333	467.17	44.206	6.8406	36.207
9	0.375	484.16	50.106	7.0847	41.957
10	0.41666667	537.12	58.998	7.8537	47.883
11	0.45833333	585.91	65.784	8.5634	52.844
12	0.5	618.9	69.547	9.0439	55.993
13	0.54166667	638.01	70.741	9.3231	56.972
14	0.58333333	647.18	69.871	9.4584	55.971
15	0.625	649.61	67.266	9.4962	53.65
16	0.66666667	647.74	63.178	9.4722	50.934
17	0.70833333	643.71	57.921	9.4177	48.746
18	0.75	639.74	52.024	9.3645	47.743
19	0.79166667	638.23	46.421	9.3472	48.139
20	0.83333333	641.14	42.466	9.3931	49.648
21	0.875	648.18	41.213	9.4974	51.576
22	0.91666667	656.26	42.485	9.6149	53.025
23	0.95833333	661.55	45.081	9.6903	53.158
24	1	661.49	47.748	9.6871	51.459

13.2 Zusammenstellung der Zulaufbelastung der Szenariorechnungen bei Teichanlagen

Szenario Nr	Q [m³/d]	BSB [mg/l]	TKN [mg/l]	I _{max} [W/m²]
1	5250,00	4718,25	143,25	500,00
2	5250,00	4718,25	191,00	500,00
3	5250,00	4718,25	238,75	500,00
4	5250,00	6291,00	143,25	500,00
5	5250,00	6291,00	191,00	500,00
6	5250,00	6291,00	238,75	500,00
7	5250,00	7863,75	143,25	500,00
8	5250,00	7863,75	191,00	500,00
9	5250,00	7863,75	238,75	500,00
10	7000,00	4718,25	143,25	500,00
11	7000,00	4718,25	191,00	500,00
12	7000,00	4718,25	238,75	500,00
13	7000,00	6291,00	143,25	500,00
14	7000,00	6291,00	191,00	500,00
15	7000,00	6291,00	238,75	500,00
16	7000,00	7863,75	143,25	500,00
17	7000,00	7863,75	191,00	500,00
18	7000,00	7863,75	238,75	500,00
19	7875,00	4718,25	143,25	500,00
20	7875,00	4718,25	191,00	500,00
21	7875,00	4718,25	238,75	500,00
22	7875,00	6291,00	143,25	500,00
23	7875,00	6291,00	191,00	500,00
24	7875,00	6291,00	238,75	500,00
25	7875,00	7863,75	143,25	500,00
26	7875,00	7863,75	191,00	500,00
27	7875,00	7863,75	238,75	500,00
28	5250,00	5504,63	191,00	500,00
29	5250,00	7077,38	191,00	500,00
30	6125,00	5504,63	191,00	500,00
31	6125,00	7077,38	191,00	500,00
32	6125,00	4718,25	191,00	500,00
33	6125,00	6291,00	191,00	500,00
34	6125,00	7863,75	191,00	500,00
35	7000,00	5504,63	191,00	500,00
36	7000,00	7077,38	191,00	500,00
37	7875,00	5504,63	191,00	500,00
38	7875,00	7077,38	191,00	500,00
39	5250,00	5504,63	143,25	500,00
40	5250,00	7077,38	143,25	500,00
41	6125,00	5504,63	143,25	500,00
42	6125,00	7077,38	143,25	500,00
43	6125,00	4718,25	143,25	500,00
44	6125,00	6291,00	143,25	500,00
45	6125,00	7863,75	143,25	500,00
46	7000,00	5504,63	143,25	500,00
47	7000,00	7077,38	143,25	500,00
48	7875,00	5504,63	143,25	500,00
49	7875,00	7077,38	143,25	500,00
50	5250,00	5504,63	238,75	500,00

Szenario Nr	Q [m³/d]	BSB [mg/l]	TKN [mg/l]	I _{max} [W/m²]
51	5250,00	7077,38	238,75	500,00
52	5250,00	4718,25	143,25	306,13
53	7000,00	6291,00	191,00	306,13
54	8750,00	7863,75	238,75	306,13
55	5250,00	4718,25	143,25	594,04
56	7000,00	6291,00	191,00	594,04
57	8750,00	7863,75	238,75	594,04
58	5250,00	4718,25	143,25	658,71
59	7000,00	6291,00	191,00	658,71
60	8750,00	7863,75	238,75	658,71
61	5250,00	4718,25	143,25	713,13
62	7000,00	6291,00	191,00	713,13
63	8750,00	7863,75	238,75	713,13
64	5250,00	4718,25	143,25	811,91
65	7000,00	6291,00	191,00	811,91
66	8750,00	7863,75	238,75	811,91
67	7090,90	6921,70	143,10	559,76
68	5799,00	7300,00	136,10	591,60
69	6306,30	8146,80	228,50	572,50
70	7051,70	5305,80	232,00	776,63
71	7574,90	5969,40	162,90	926,33
72	5244,00	8151,30	180,80	673,82
73	6966,30	7911,60	167,10	962,75
74	8586,50	5635,60	217,10	513,45
75	7148,50	6532,20	148,30	440,42
76	8446,80	5050,40	199,20	586,74
77	8467,10	7091,30	183,50	962,81
78	6536,60	4664,30	242,60	364,63
79	5499,00	4953,00	183,40	545,54
80	8468,30	6252,10	187,90	882,76
81	4951,80	5826,80	212,90	927,98
82	6087,40	7741,40	205,20	971,25
83	7704,90	6375,20	163,00	784,44
84	8669,50	7761,80	162,50	712,08
85	6840,90	5990,00	246,50	817,63
86	7360,30	6960,70	134,30	756,70
87	6006,90	4866,20	191,00	839,45
88	7213,20	6558,20	233,60	344,52
89	6268,90	7942,60	226,10	777,25
90	5227,60	4447,20	140,20	922,70
91	6089,10	5581,40	201,90	770,75
92	7597,70	6326,00	218,80	756,27
93	6255,60	7453,60	199,00	869,45
94	5165,90	6819,80	191,30	752,43
95	8699,70	6595,30	197,80	607,80
96	7826,80	7942,10	200,00	688,97
97	7802,50	4824,50	152,30	871,73
98	7880,50	7158,40	190,10	445,23
99	6176,70	6723,10	244,50	974,34
100	6268,00	4508,80	204,70	341,82

Szenario Nr	Q [m³/d]	BSB [mg/l]	TKN [mg/l]	I max [W/m²]
101	8055,70	5813,00	141,70	699,85
102	5154,50	5641,90	216,80	857,90
103	7439,20	6692,60	198,20	606,88
104	7781,20	5656,60	246,20	813,91
105	7003,80	6272,30	134,00	518,57
106	8594,30	6940,90	195,40	419,96
107	7336,96	6806,53	139,74	454,28
108	6973,61	8170,54	135,31	482,70
109	7801,82	6817,19	222,51	345,85
110	7833,49	7032,25	172,05	727,24
111	6430,78	6989,47	137,42	423,60
112	8216,64	6736,78	200,19	474,11
113	7894,37	4583,35	206,12	769,20
114	7256,54	6598,55	239,88	469,18
115	4930,34	5021,91	215,29	343,93
116	7372,25	4965,18	146,71	582,98
117	8135,45	7322,94	211,47	845,92
118	6230,54	6091,36	164,57	973,44
119	9060,13	8098,39	167,04	718,73
120	6509,75	5742,64	242,86	411,34
121	8619,07	6786,77	206,91	979,03
122	8828,82	4780,40	170,87	456,76
123	5501,92	7029,80	244,18	700,72
124	6015,19	7805,89	161,83	419,10
125	4945,76	5167,28	241,48	743,63
126	8957,25	5986,47	176,92	793,24
127	8644,71	6594,35	246,11	617,69
128	6844,69	6453,47	184,24	330,82
129	8924,33	6044,37	135,29	388,27
130	5468,95	6657,67	219,50	798,30
131	7493,30	5200,62	211,76	335,11
132	6098,65	4570,38	235,64	437,09
133	4966,10	7369,61	145,34	433,55
134	6559,54	7323,32	211,08	697,68
135	8186,78	7413,56	186,09	554,42
136	6343,30	4858,60	225,48	512,76
137	8032,02	7835,54	180,40	486,61
138	5166,27	7540,00	184,34	698,82
139	5083,28	7382,42	184,46	939,20
140	6242,89	5640,38	236,28	418,32
141	5005,57	4692,35	160,50	655,54
142	5745,67	6972,09	226,74	682,81
143	8843,12	6412,56	133,93	422,90
144	6104,12	7569,22	187,80	875,25
145	5760,20	6874,87	232,18	719,14
146	6527,72	5761,22	166,68	332,68
147	6476,48	6425,76	172,13	358,33
148	9068,32	4869,93	164,96	387,10
149	5607,86	6024,87	165,88	347,06
150	7302,36	7119,24	212,42	782,97

Szenario Nr	Q [m ³ /d]	BSB [mg/l]	TKN [mg/l]	I max [W/m ²]
151	5156,49	8040,35	166,59	401,06
152	8868,53	8060,76	177,82	907,64
153	7225,49	8135,78	199,21	955,84
154	7447,49	4716,49	140,01	952,12
155	8710,25	7562,59	159,12	911,63
156	5844,98	7755,93	163,01	337,18
157	7869,88	7337,50	198,13	714,04
158	7065,60	4802,62	151,75	373,20
159	7592,57	5675,63	203,85	759,25
160	6357,35	8080,48	213,85	877,29
161	5878,35	7898,13	160,89	478,74
162	8126,16	4555,85	143,31	760,65

13.3 Modellmatritzen und Parameter des erweiterten ASM 3

Tabelle 34: Zustandsvariablen des erweiterten ASM3

Bezeichnung	Beschreibung	Einheit
SO	Gelöster Sauerstoff	g O ₂ /m ³
SS	Leicht abbaubare Substrate	g CSB/m ³
SNH	NH ₄ (+) and NH ₃ Stickstoff	g N/m ³
SNO	Nitrat und Nitrit Stickstoff	g N/m ³
SN ₂	Distickstoff	g N/m ³
SALK	Alkalinität	mol HCO ₃ ⁻ /m ³
SI	Gelöste inerte Stoffe	g CSB/m ³
XI	Partikuläre inerte organische Stoffe	g CSB/m ³
XS	Schwer abbaubare Substrate	g CSB/m ³
XH	Heterotrophe Biomasse	g CSB/m ³
XSTO	Organische Speicherprodukte	g CSB/m ³
XA	Autotrophe Biomasse	g CSB/m ³
XALG	Algenbiomasse	g/m ³

Tabelle 35: Parameter des erweiterten ASM 3 (Teil 1)

Parameter	Wert	Beschreibung	Einheit
iNSI	0.01	Stickstoffgehalt von S _I	g N/ g CSB
iNSS	0.025	Stickstoffgehalt von S _S	g N/g CSB
iNXI	0.025	Stickstoffgehalt von X _I	g N/g CSB
iNXS	0.025	Stickstoffgehalt von X _S	g N/g CSB
iNBM	0.07	Stickstoffgehalt der Biomasse	g N/g CSB
iTSSXI	0.75	Verhältnis TSS / CSB für X _I	g TSS/g CSB
iTSSXS	0.75	Verhältnis TSS / CSB für X _S	g TSS/g CSB
iTSSSTO	0.75	Verhältnis TSS / CSB für X _{STO}	g TSS/g CSB
iTSSBM	0.75	Verhältnis TSS / CSB für Biomasse X _H , X _A	g TSS/g CSB
fSI	0.00	Produktion von S _I in Hydrolyse	g CSB/g CSB
YH_aer	0.8	Ertragskoeffizient heterotrophe Biom.	g CSB/g CSB
YH_anox	0.65	Anox. Ertragskoeffizient heterotrophe Biom.	g CSB/g CSB
YSTO_aer	0.8	Ertragskoeffizient Speicherstoffe	g CSB/g CSB
YSTO_anox	0.7	Anox. Ertragskoeffizient Speicherstoffe	g CSB/g CSB
fXI	0.2	Produktion von X _I nach endogener Atmung	g CSB/g CSB
YA	0.24	Ertragskoeffizient autotrophe Biom.	g CSB/g CSB
Kh	$9 \cdot \exp(-0.04 \cdot (20-T))$	Hydrolyserate	1/d
KX	1.0	Halbsättigungskonzentration Hydrolyse	g XS/g XH
k_sto	$12.5 \cdot \exp(-0.07 \cdot (20-T))$	Aerobe Speicherrate	1/d
μH	$3 \cdot \exp(-0.07 \cdot (20-T))$	Max aerobe Wachstumsrate	g XS/(g XH*d)

Tabelle 36: Parameter des erweiterten ASM 3 (Teil 2)

Parameter	Wert	Beschreibung	Einheit
η HNO3	0.8	Anoxische Abminderung für Wachstum / Speicherung	-
bH	$0.3 \cdot \exp(-0.07 \cdot (20-T))$	Max. endogene Atmungsrate	1/d
η Hend	0.33	Anoxische Abminderung end. Atmung	-
KHO2	0.2	Halbsättigungskonzentration für S_O	g O2/m ³
KHSS	10	Halbsättigungskonzentration für S_S	g CSB/m ³
KHNO3	0.5	Halbsättigungskonzentration für S_{NO}	g N/m ³
KHNH4	0.01	Halbsättigungskonzentration für S_{NH}	g N/m ³
KHALK	0.1	Halbsättigungskonzentration für S_{ALK}	mol HCO3-/m ³
KHSTO	0.1	Halbsättigungskonzentration für Speicherung	g CSB/m ³
μ_{AUT}	$1.0 \cdot \exp(-0.105 \cdot (20-T))$	Max. aerobe Wachstumsrate	1/d
bAUT	$0.2 \cdot \exp(-0.105 \cdot (20-T))$	Max. endogene Atmungsrate	1/d
η Nend	0.5	Anoxische Abminderung end. Atmung	-
KNO2	0.5	Halbsättigungskonzentration für S_O	g O2/m ³
KNNH4	1.0	Halbsättigungskonzentration für S_{NH}	g N/m ³
KNALK	0.5	Halbsättigungskonzentration für S_{HCO}	mol HCO3-/m ³
SOsat	$1 \cdot (13.89 - T \cdot 0.3825 +$ $T \cdot T \cdot 0.007311 -$ $T \cdot T \cdot T \cdot 0.00006588)$	Sättigungskonzentration Sauerstoff	g DO/m ³
fTs	$1.024^{(T-20)}$	Temperaturterm für k_{la}	grd C
μ_{ALG}	$2 \cdot \exp(-0.046 \cdot (20-T))$	Maximale Wachstumsrate Algen	1/d
KNH4ALG	0.1	Halbsättigungskonzentration N_{H4} für Algenwachstum	gN/m ³
KNALG	0.1	Halbsättigungskonzentration N für Algenwachstum	gN/m ³
bALG	$0.1 \cdot \exp(-0.046 \cdot (20-T))$	Aerobe Respiration Algen	1/d
KI	500	Halbwertskonstante Lichtenergieeintrag für Algenwachstum	W/m ²
KOALG	0.2	Halbwertskonstante endogene Atmung O ₂ Algen	gO2/m ³
iNAIg	0.065	-	gN/gCSB
KDAIg	$0.15 \cdot \exp(-0.046 \cdot (20-T))$	-	-
KNO_lim	0.001	-	-
KNH_lim	0.001	-	-
KALK_lim	0.001	-	-
O2_ll	$2234.34 / ((45.93+T)^{1.31408})$	-	-
O2_ul	$1 + (2234.34 / ((45.93+T)^{1.31408}))$	-	-

Tabelle 37 : Modellmatrix für das erweiterte ASM3 Modell (Teil 1)

Prozess	SO	SS	SNH	SNO	SN2	SALK	SI	XI	XS	XH	XSTO	XA	XTSS	XALG	Prozessrate
p1	0	1-fSI	c1n	0	0	c1a	fSI	0	-1	0	0	0	c1t	0	$K_h \cdot X_S / X_H / (K_X + X_S / X_H) \cdot X_H$
p2	YSTO_aer-1	-1	c2n	0	0	c2a	0	0	0	0	YSTO_aer	0	c2t	0	$k_{sto} \cdot SO / (K_{HO2} + SO) \cdot SS / (K_{HSS} + SS) \cdot X$
p3	0	-1	c3n	c3no	1*c3no	c3a	0	0	0	0	YSTO_anox	0	c3t	0	$k_{sto} \cdot \eta \cdot HNO_3 \cdot KHO_2 / (K_{HO2} + SO) \cdot SS / (K_{HSS} + SS) \cdot SNO / (K_{HNO3} + SNO) \cdot X_H$
p4	1-(1/YH_aer)	0	c4n	0	0	c4a	0	0	0	1	-1/YH_aer	0	c4t	0	$\mu_H \cdot SO / (K_{HO2} + SO) \cdot SNH / (K_{HNH4} + SNH) \cdot SALK / (K_{HSTO} + XSTO / X_H) \cdot X$
p5	0	0	c5n	c5no	1*c5no	c5a	0	0	0	1	-1/YH_anox	0	c5t	0	$\mu_H \cdot \eta \cdot HNO_3 \cdot KHO_2 / (K_{HO2} + SO) \cdot SNH / (K_{HNH4} + SNH) \cdot SALK / (K_{HALK} + SALK) \cdot XSTO / X_H / (K_{HSS} + SS) \cdot SNO / (K_{HNO3} + SNO) \cdot X_H$
r6	-1*(1-fXI)	0	c6n	0	0	c6a	0	fXI	0	-1	0	0	c6t	0	$b_H \cdot SO / (K_{HO2} + SO) \cdot X_H$
r7	0	0	c7n	c7no	1*c7no	c7a	0	fXI	0	-1	0	0	c7t	0	$b_H \cdot \eta \cdot HNO_3 \cdot KHO_2 / (K_{HO2} + SO) \cdot SNO / (K_{HNO3} + SNO) \cdot X_H$
r8	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	c8t	0	$b_H \cdot SO / (K_{HO2} + SO) \cdot XSTO$

Tabelle 39: Stöchiometrische Koeffizienten des erweiterten ASM3

Parameter	Formel	Beschreibung	Einheit
c1n	$iNXS - iNSI * fSI - (1 - fSI) * iNSS$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c2n	$iNSS$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c3n	$iNSS$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c4n	$-1 * iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c5n	$-1 * iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c6n	$-1 * fXI * iNXI + iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c7n	$-1 * fXI * iNXI + iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c10n	$-1/YA - iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c11n	$-1 * fXI * iNXI + iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c12n	$-1 * fXI * iNXI + iNBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNH4	-
c3no	$(YSTO_anox - 1)/(40/14)$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNO3	-
c5no	$(1 - (1/YH_anox))/(40/14)$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNO3	-
c7no	$(fXI - 1)/(40/14)$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNO3	-
c9no	$-14/40$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNO3	-
c10no	$1/YA$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNO3	-
c12no	$(fXI - 1)/(40/14)$	Stöchiometrischer Koeffizient für SNO3	-
c16no	$-1 * iNAlg$	-	-
c1a	$c1n/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c2a	$c2n/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c3a	$(c3n - c3no)/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c4a	$c4n/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c5a	$(c5n - c5no)/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c6a	$c6n/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c7a	$(c7n - c7no)/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c9a	$1/40$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c10a	$(c10n - c10no)/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c11a	$c11n/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c12a	$(c12n - c12no)/14$	Stöchiometrischer Koeffizient für SALK	-
c1t	$-1 * iTSSXS$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c2t	$YSTO_aer * iTSSSTO$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c3t	$YSTO_anox * iTSSSTO$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c4t	$(-1/YH_aer) * iTSSSTO + iTSSBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c5t	$(-1/YH_anox) * iTSSSTO + iTSSBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c6t	$-1 * iTSSBM + fXI * iTSSXI$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c7t	$-1 * iTSSBM + fXI * iTSSXI$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c8t	$-1 * iTSSSTO$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c9t	$-1 * iTSSSTO$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c10t	$iTSSBM$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c11t	$-1 * iTSSBM + fXI * iTSSXI$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c12t	$-1 * iTSSBM + fXI * iTSSXI$	Stöchiometrischer Koeffizient für XTSS	-
c14n	$iNAlg - fXI * iNXI$	-	gN/m3
c14t	$-1 * iTSSBM + fXI * iTSSXI$	-	-
c15n	$-1 * iNAlg$	-	-
c15a	$-1 * iNAlg/14$	-	-
c16a	$-1 * iNAlg/14$	-	-
c17n	$iNAlg/2$	-	-
c17a	$iNAlg/(14 * 200)$	-	-