

Einführung eines Energie- und Stoffkreislaufmanagements bei der Behandlung von Spülwasser und Gemüseresten in der Lebensmittelindustrie bei weitestgehender Entkopplung von externen Ressourcen am Beispiel eines gemüseverarbeitenden Betriebes

Abschlussbericht über ein Forschungsprojekt, gefördert unter Az: 25907 von der Deutschen Bundesstiftung Umwelt

von

LimnoTec Abwasseranlagen GmbH & Institut für Automation und Kommunikation e. V. Magdeburg & Fakultät Umwelt und Technik der Leuphana Universität Lüneburg & FlowConcept GmbH

Mai 2013

Inhaltsverzeichnis

| | | |
|----------|---|-----------|
| 1 | Abbildungsverzeichnis | 4 |
| 2 | Tabellenverzeichnis | 7 |
| 3 | Verzeichnis von Begriffen und Definitionen | 8 |
| 4 | Zusammenfassung | 9 |
| 5 | Einleitung | 10 |
| 6 | Material und Methoden | 13 |
| 6.1 | <i>Probennahmen für Messkampagnen</i> | 13 |
| 6.2 | <i>Probenahmeorte für die Untersuchungen der FAR</i> | 14 |
| 6.3 | <i>Parameter-Messungen</i> | 16 |
| 6.4 | <i>Onlinemessungen</i> | 16 |
| 6.4.1 | Durchflussmessung | 16 |
| 6.4.2 | Feststoffmengenmessung | 16 |
| 6.4.3 | Gasmengenmessung..... | 16 |
| 6.4.4 | TS-Messung..... | 16 |
| 6.5 | <i>BMP-Messungen</i> | 16 |
| 6.6 | <i>Dynamische mathematische Simulation</i> | 17 |
| 7 | Ergebnisse und Diskussion | 18 |
| 7.1 | <i>Realisierte Anlage</i> | 18 |
| 7.1.1 | Betriebsprobleme mit dem gewählten Anlagenkonzept | 18 |
| 7.1.2 | Großtechnisches Anlagenkonzept nach Modifikationen und Optimierungen..... | 19 |
| 7.1.3 | Betriebsergebnisse in der Übersicht..... | 21 |
| 7.2 | <i>Anaerobe Fermenter</i> | 23 |
| 7.2.1 | Ergebnisse der Messkampagnen | 23 |
| 7.2.2 | Vergleich des mesophilen und thermophilen anaeroben Reaktors..... | 25 |
| 7.2.3 | Biogaspotenzial der aeroben SBR-Überschuss-Schlämme und der Algenbiomasse..... | 27 |
| 7.2.4 | Versuche zur Struvit-Rückgewinnung aus den Gärresten | 28 |
| 7.3 | <i>Untersuchung des Absetzverhaltens der FAR</i> | 30 |
| 7.3.1 | Vergleich der FAR der beiden Fermenter..... | 33 |
| 7.3.2 | <i>Dynamisch-mathematische Simulation der anaeroben Fermenter</i> | 35 |
| 7.3.2.1 | Fraktionierung und Kalibrierung..... | 35 |
| 7.3.2.2 | Simulierte Optimierungs-/Kalibrierungsstudien..... | 38 |
| 7.3.2.3 | Einfluss der Temperatur und maximale Behandlungsmengen | 38 |
| 7.3.2.4 | Einfluss verschiedener Zykluslängen..... | 38 |
| 7.3.2.5 | Einfluss der Schlammanreicherung | 39 |
| 7.3.2.6 | Parallele Betriebsart..... | 40 |
| 7.3.2.7 | Serielle Betriebsart..... | 41 |
| 7.3.2.8 | Trennung von Feststoffen und Prozesswasser..... | 41 |
| 7.3.2.9 | Vergleich der parallelen und seriellen Betriebsart bei verschiedenen Substrateinsätzen, Temperaturen und FAR Betrieb..... | 42 |
| 7.3.2.10 | Kombination der seriellen und parallelen Betriebsart: Neuartiger differentieller, serieller Betrieb | 43 |
| 7.3.2.11 | Schlussfolgerungen..... | 48 |
| 7.4 | <i>Massenalgenkulturen (MAK)</i> | 49 |

| | | |
|-----------|---|------------|
| 7.4.1 | Großtechnische MAK Anlage und Laborversuche | 49 |
| 7.4.1.1 | Schlussfolgerungen..... | 53 |
| 7.4.2 | Dynamische Simulation der MAK Biologie | 53 |
| 7.4.3 | Chemisch-physikalische Modellgrundlagen | 54 |
| 7.4.3.1 | CO ₂ -Puffer und Kohlenstoff Massebilanz | 54 |
| 7.4.3.2 | Ammonium/Ammoniak-Gleichgewicht | 55 |
| 7.4.3.3 | pH-Limitierungen..... | 56 |
| 7.4.3.4 | Gasaustausch | 58 |
| 7.4.3.5 | Gasaustausch CO ₂ | 58 |
| 7.4.3.6 | Gasaustausch weitere Gase | 60 |
| 7.4.3.7 | Gasaustausch Sauerstoff..... | 62 |
| 7.4.3.8 | Lichtintensität und Beschattung | 66 |
| 7.4.3.8.1 | Lichtintensität | 66 |
| 7.4.3.8.2 | Algenwachstum als Funktion der Lichtintensität | 68 |
| 7.4.4 | Das Biomasse-Algen-Modell | 73 |
| 7.4.4.1 | Stoffgruppen..... | 73 |
| 7.4.4.2 | Prozesse Bakterien | 74 |
| 7.4.4.3 | Prozesse Algenwachstum..... | 75 |
| 7.4.4.4 | Prozesse Methanbildner bzw. anaerobe Prozesse | 75 |
| 7.4.4.5 | Prüfung der Massebilanzen | 76 |
| 7.4.4.6 | Testsimulationen und Schlussfolgerungen | 78 |
| 7.4.5 | Strömungssimulation für das MAK-Becken | 81 |
| 7.4.5.1 | Testsimulationen | 82 |
| 7.4.5.2 | Schlussfolgerungen..... | 104 |
| 7.5 | <i>Ökologische, technologische und ökonomische Bewertung der Ergebnisse</i> | <i>105</i> |
| 7.6 | <i>Wirtschaftliche Verwertungspotenziale</i> | <i>106</i> |
| 7.7 | <i>Maßnahmen zur Verbreitung der Ergebnisse</i> | <i>107</i> |
| 8 | Fazit..... | 108 |
| 9 | Literaturverzeichnis..... | 111 |
| 10 | Anhang..... | 114 |

1 Abbildungsverzeichnis

| | |
|---|----|
| Abbildung 1: Messkampagne Off- und Online Messungen..... | 13 |
| Abbildung 2: Schematische Darstellung eines FAR mit den Probenentnahmeorten..... | 14 |
| Abbildung 3: Foto eines FAR kurz vor der Inbetriebnahme..... | 15 |
| Abbildung 4: Schema der Biogasanlage "Gemüse Meyer"..... | 19 |
| Abbildung 5: Verfahrensschema der Biogasanlage „Gemüse Meyer“..... | 20 |
| Abbildung 6: CSB im Zu- und Ablauf des thermophilen Fermenters..... | 21 |
| Abbildung 7: Korrelation $\text{NH}_4\text{-N}$ freigesetzt zu CSB-Abbaugrad..... | 27 |
| Abbildung 8: Mesophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Schlammrückführung..... | 30 |
| Abbildung 9: Mesophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Trübwasserentnahme..... | 31 |
| Abbildung 10: Thermophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Schlammrückführung..... | 32 |
| Abbildung 11: Thermophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Trübwasserentnahme..... | 32 |
| Abbildung 12: Kalibrierungsergebnisse für die Gesamtgasproduktion im mesophilen Fermenter I. | 35 |
| Abbildung 13: Kalibrierungsergebnisse für die Gesamtgasproduktion im thermophilen Fermenter II.. | 36 |
| Abbildung 14: Kalibrierungsergebnisse für CSB im mesophilen Fermenter I..... | 36 |
| Abbildung 15: Kalibrierungsergebnisse für CSB im Ablauf FAR II im thermophilen Fermenter II. | 36 |
| Abbildung 16: Kalibrierungsergebnisse für N_{ges} und $\text{NH}_4\text{-N}$ im mesophilen Fermenter I..... | 37 |
| Abbildung 17: Kalibrierungsergebnisse für N_{ges} im Ablauf des FAR II des thermophilen Fermenter II. | 37 |
| Abbildung 18: Methanproduktion in Abhängigkeit von verschiedenen Zykluslängen..... | 39 |
| Abbildung 19: Maximale CSB-Fracht in Abhängigkeit von verschiedenen Substraten..... | 39 |
| Abbildung 20: Korrespondierende Methanproduktion..... | 40 |
| Abbildung 21: Vergleich paralleler und serieller Betriebsweise..... | 41 |
| Abbildung 22: Vergleich von Beschickungen..... | 42 |
| Abbildung 23: Methanproduktion in Abhängigkeit von verschiedenen mesophilen Betriebsweisen. ... | 43 |
| Abbildung 24: Maximale CSB Menge und Methanproduktion mit verschiedenen Betriebsarten..... | 45 |
| Abbildung 25: 10 l Kultur zur Algenproduktion mit MAK Wasser..... | 50 |
| Abbildung 26: Beispielhaftes Binokular-Foto..... | 50 |
| Abbildung 27: Binokular Foto aus der Algenkultur..... | 51 |
| Abbildung 28: Foto des MAK..... | 52 |
| Abbildung 29: Temperaturabhängige pK-Werte für das $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$ Gleichgewicht..... | 54 |
| Abbildung 30: Temperaturabhängige pK-Werte für das $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ Gleichgewicht..... | 56 |
| Abbildung 31: Karbonat- und NH_3 -Puffer..... | 56 |
| Abbildung 32: pH-Wert-Abhängigkeiten beim Wachstum..... | 57 |
| Abbildung 33: KH, CO_2 als Funktion der Temperatur aus ADM1..... | 59 |
| Abbildung 34: Sättigungskonzentrationen in verschiedenen Modellen..... | 59 |
| Abbildung 35: Sättigung Methan..... | 62 |
| Abbildung 36: ATV Werte rekonstruiert (Siehe ATV 1997, S. 62)..... | 63 |
| Abbildung 37: Vergleich der Ansätze Wolf, 1974 und Chapra, 1997, $K_{\text{st}}=30 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$ | 64 |
| Abbildung 38: Vergleich der Ansätze (OC_{max}) Wolf 1974 und Chapra 1997, $K_{\text{st}}=30 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$ | 65 |
| Abbildung 39: Ansatz Wolf 1974, $K_{\text{st}} = 30 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$, im Vergleich zu Bereich nach ATV 1997..... | 65 |
| Abbildung 40: Resultierende kLa Werte für verschiedene OC_{max} Werte als Funktion der Beckentiefe..... | 66 |

| | |
|--|----|
| Abbildung 41: Solare Konstante als Funktion der Jahreszeit..... | 67 |
| Abbildung 42: Mittlere tägliche Lichtintensität in Schottland über ein Jahr (PAR). | 67 |
| Abbildung 43: Limitierung des Algenwachstums als Funktion der lokalen Lichtintensität (PAR). | 68 |
| Abbildung 44: Abnahme der Lichtintensität über die Wassertiefe bei unterschiedlichen. | 69 |
| Abbildung 45: Algenwachstum als Funktion der Tiefe | 70 |
| Abbildung 46: Mittlere Limitierung Algenwachstum für unterschiedlich starke Wasserschichten..... | 70 |
| Abbildung 47: Relative volumenbezogene Wachstumsrate von Algen..... | 72 |
| Abbildung 48: Relative oberflächenbezogene Wachstumsrate von Algen | 72 |
| Abbildung 49: Abnahme der Lichtintensität über die Wassertiefe..... | 73 |
| Abbildung 50: Testmodell. | 78 |
| Abbildung 51: Biomasse-Zusammensetzung | 78 |
| Abbildung 52: Erforderliche CO ₂ -Dosierung..... | 79 |
| Abbildung 53: Oberflächenspezifische Biomasseproduktion. | 79 |
| Abbildung 54: Stickstoffkonzentrationen im Becken. | 80 |
| Abbildung 55: Oberflächenspezifische Produktionsraten für unterschiedliche tiefe Becken. | 81 |
| Abbildung 56: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden..... | 84 |
| Abbildung 57: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,015 m über Boden..... | 84 |
| Abbildung 58: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,03 m über Boden..... | 85 |
| Abbildung 59: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,05 m über Boden..... | 85 |
| Abbildung 60: Geschwindigkeitsverteilung im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens..... | 86 |
| Abbildung 61: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden.... | 86 |
| Abbildung 62: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden... | 87 |
| Abbildung 63: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,015 m über Boden... | 87 |
| Abbildung 64: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,03 m über Boden.... | 88 |
| Abbildung 65: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,05 m über Boden.... | 88 |
| Abbildung 66: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Vertikalschnitt durch die Beckenmitte..... | 89 |
| Abbildung 67: Algenkonzentration am Klarwasserablauf in g/l. | 89 |
| Abbildung 68: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden..... | 90 |
| Abbildung 69: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,015 m ,über Boden..... | 91 |
| Abbildung 70: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,03 m über Boden..... | 91 |
| Abbildung 71: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,05 m über Boden..... | 92 |
| Abbildung 72: Geschwindigkeitsverteilung im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens..... | 92 |
| Abbildung 73: Algenkonzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden. | 93 |
| Abbildung 74: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden... | 94 |
| Abbildung 75: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,015 m über Boden... | 94 |
| Abbildung 76: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,03 m über Boden.... | 95 |
| Abbildung 77: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,05 m über Boden.... | 95 |
| Abbildung 78: Algenbiomasse-Konzentrationen in g/l Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens.... | 96 |
| Abbildung 79: Feststoffkonzentration am Klarwasserablauf in g/l..... | 96 |
| Abbildung 80: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden..... | 97 |
| Abbildung 81: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,015 m über Boden..... | 98 |
| Abbildung 82: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt Y=0,03 m über Boden..... | 98 |

| | |
|---|-----|
| Abbildung 83: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden..... | 99 |
| Abbildung 84: Geschwindigkeitsverteilung in m/s im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens. ... | 100 |
| Abbildung 85: Algenbiomasse–Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden. ... | 101 |
| Abbildung 86: Algenbiomasse–Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden. ... | 102 |
| Abbildung 87: Algenbiomasse–Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,015$ m über Boden. ... | 102 |
| Abbildung 88: Algenbiomasse–Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,03$ m über Boden... .. | 103 |
| Abbildung 89: Algenbiomasse–Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden... .. | 103 |
| Abbildung 90: Feststoffkonzentration Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens..... | 103 |
| Abbildung 91: Feststoffkonzentration am Klarwasserablauf in g/l..... | 104 |

2 Tabellenverzeichnis

| | |
|---|----|
| Tabelle 1: Charakteristika der analysierten Substrate der Fermenter für die Optimierungsstudien. | 17 |
| Tabelle 2: Reinigungsleistung der wichtigsten Stufen der Behandlungsanlage. | 22 |
| Tabelle 3: Abwasser-Messwerte. | 24 |
| Tabelle 4: Abbauraten und spezifische Gasproduktionen der beiden Fermenter. | 25 |
| Tabelle 5: Stickstoffkonzentrationen der Fermenter, | 25 |
| Tabelle 6: Phosphorkonzentrationen der Fermenter. | 26 |
| Tabelle 7: BMP von aeroben SBR-Überschuss-Schlämmen. | 28 |
| Tabelle 8: Ergebnisse der Versuche zur Struvit Fällung. | 29 |
| Tabelle 9: Vergleich zwischen FAR I des mesophilen und FAR II des thermophilen Fermenters. | 34 |
| Tabelle 10: Fraktionierung des Zuflusses. | 35 |
| Tabelle 11: Simulierte CH ₄ -Produktion und CSB-Abbau in 2-Stunden-Zyklen. | 40 |
| Tabelle 12: Simulierte Methanproduktion und CSB-Abbau im 2-h-Zyklus. | 42 |
| Tabelle 13: Simulierte Methanproduktionen bei thermophiler Betriebsart. | 46 |
| Tabelle 14: Simulierte Methanproduktionen bei mesophiler Betriebsart. | 46 |
| Tabelle 15: Gleichgewichtskonstanten. | 54 |
| Tabelle 16: Temperaturabhängigkeiten für Gleichgewichtskonstanten. | 55 |
| Tabelle 17: Parameter Gasaustausch für verschiedene Gase. | 61 |
| Tabelle 18: Belüftungsraten von Teichen, bei T = 20 °C, mit $C_{O_2} = 8.64 \text{ g/m}^3$ | 63 |
| Tabelle 19: Massenbilanz CSB. | 76 |
| Tabelle 20: Stickstoffbilanz. | 76 |
| Tabelle 21: Ladungsbilanz (Puffer). | 77 |
| Tabelle 22: Kohlenstoffbilanz. | 77 |

3 Verzeichnis von Begriffen und Definitionen

| | |
|--------------------|---|
| ADM | Anaerob Digestion Model |
| ASBR | Anaerober Sequencing Batch Reaktor |
| ATV | Abwassertechnische Vereinigung |
| BHKW | Blockheizkraftwerk |
| BMP | BioMethanPotential in l Biogas/(kg oTS) |
| B _R | Raumbelastung [kg oTR/(m ³ *d)] |
| BS | Betriebsstrategie |
| BSB ₅ | Biologischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen [mg/l] |
| B _{TS} | Schlammbelastung [kg oTR/(kg oTR*d)] |
| CSB | Chemischer Sauerstoffbedarf [mg/l] |
| CSTR | Completely Stirred Reactor (volldurchmischer Reaktor) |
| FAR | FaulschlammAnreicherungsReaktor |
| FOS/TAC | Maß für das Verhältnis von freien flüchtigen Fettsäuren zum vorhandenen Puffervermögen im Fermenter |
| GM | Firma Meyer Gemüsebearbeitung GmbH, Standort der Anlage |
| MAK | Massenalgenkultur |
| MBR | Membranbelebungsreaktor |
| MID | Magnetisch Induktive Durchflussmessung |
| N _{ges} | Gesamt-Stickstoff [mg/l] |
| NH ₄ -N | Ammonium-Stickstoff [mg/l] |
| N _{org} | Organisch gebundener Stickstoff |
| oTR | organischer Trockenrückstand [g/l] |
| P _{ges} | Gesamt-Phosphor [mg/l] |
| PLS | Prozessleitsystem |
| PO ₄ -P | Ortho-Phosphat [mg/l] |
| SBR | Sequencing Batch Reaktor |
| SPS | Speicher Programmierbare Steuerung |
| TR | Trockenrückstand [g/l] |
| TS | Trockensubstanz [g/l] |
| TS _R | Trockensubstanzgehalt im Reaktor |
| UO | Umkehrosmose |
| UOA | Umkehrosmoseaufschluss |
| ÜS | Überschussschlamm |

4 Zusammenfassung

Vor diesem Projekt wurden organische Produktionsabfälle der Firma GM in Biogasanlagen der Landwirtschaft verwertet. Das Spülwasser wurde in die Kanalisation geleitet oder verregnet. Durch den Bau der in diesem Projekt beschriebenen großtechnischen Anlage inklusive der Pilotanlagenteile, die überwiegend Versuchen im Rahmen des Forschungsvorhabens dienen sollten, sollten die Produktionsabfälle energetisch genutzt, das Abwasser auf Vorfluter-Qualität gereinigt bzw. recycelt und Nährstoffe zurückgewonnen werden, um die Kosten zu senken.

Die Anlage umfasst zwei anaerobe Fermenter zur Biogaserzeugung (mesophil und thermophil) und dessen anschließender Verstromung in zwei BHKW. Die Fermenter wurden jeweils mit einem neuartigen FaulschlammAnreicherungsReaktor (FAR) ausgerüstet, um die für eine effiziente Biogasproduktion erforderliche Konzentration an aktiver Biomasse zu erreichen. Außerdem wurden eine SBR-MBR-Anlage zur Behandlung des Trübwassers, des gesamten Gärrestes und des Faulschlammes sowie ein Massenalgenkulturbecken als eine zwischengeschaltete Abwasserreinigungsstufe gebaut. Als letzte Reinigungsstufe wurde ein Umkehrosmose-Modul installiert. Die kombinierte Biogas-/Kläranlage musste später um weitere Anlagenteile (Denitrifikation, Nachfällbecken und maschinelle Schlammverdickung) um-/aufgerüstet werden, da sich die Ultrafiltration aufgrund zu hoher Viskosität des behandelten Wassers und viel zu schneller Verblockungen der Membrane als nicht betriebsfähig erwies. Der CSB-Wert des Ablaufwassers konnte mit einer FeCl_3 -Fällung auf einen für die Direkteinleitung in den Vorfluter geeigneten Wert gesenkt werden.

Die anaeroben Reaktoren wurden mittels umfangreicher Messkampagnen und mathematisch-dynamischer Simulation untersucht. Die Biogasproduktion des thermophilen Fermenters lag mit 5 - 15 % höher als die des mesophilen und beide Fermenter korrelierten sehr gut mit den im Detail durchgeführten CSB-, TS- und N-Bilanzierungen. Auch die Schlamm-anreicherung des thermophilen FAR war mit ca. 50 % besser als die des mesophilen mit ca. 15 %. Es wurde ein Simulationsmodell kalibriert und validiert. Hierzu wurden verschiedene, bekannte Modelle getestet und eine neue Methode entwickelt, die besonders geeignet für die Mischung ungewöhnlicher Substrate ist. Anschließend wurden die optimalen Betriebsbedingungen für die Fermenter ermittelt. Nach entsprechender Umsetzung in der großtechnischen SPS/PLS ergab sich eine höhere Biogasproduktion (ca. 700-800 l/kg oTS) als ursprünglich bemessen. Seit 2011 wird die überschüssige Wärme auf Grund dieser höheren Biogasproduktion und auf Grund einer Wärmerückgewinnungseinheit zwischen Vorlagebehälter und dem Ablauf der beiden Fermenter nach Twistringen (Schwimmbad) verkauft.

Das Abwasser (= die flüssigen Gärreste) wird so weitgehend gereinigt, dass es direkt in den Vorfluter geleitet und z. T. wieder verwendet werden kann. Über den maschinell eingedickten Faulschlamm werden Stickstoff zu ca. 40 % und Phosphor zu 99,9 % zurückgewonnen.

Das Massenalgenkulturbecken konnte aufgrund technischer und verfahrenstechnischer Probleme erst spät in Betrieb gehen und deshalb nicht mehr beprobt werden, aber es wurden zwei sehr umfassende theoretische Modelle (biologisch und hydraulisch) auf Basis der sehr spezifischen großtechnischen Geometrie und Hydraulik hierzu entwickelt. Versuche nach Abschluss des Vorhabens haben ergeben, dass das Wachstum planktischer Algenmassenkulturen nur vermieden werden kann, wenn die hydraulischen Aufenthaltszeiten im MAK unter einem Tag gehalten werden.

An diesem Projekt waren neben der Firma LimnoTec Abwasseranlagen GmbH in Hille die Fakultät Umwelt und Technik der Leuphana-Universität Lüneburg, das Institut für Automation und Kommunikation e. V. Magdeburg sowie die FlowConcept GmbH aus Hannover beteiligt. Das Projekt wurde von der Deutschen Bundesstiftung Umwelt unter dem Aktenzeichen 25907 gefördert.

5 Einleitung

Die Firma Gemüse Meyer in Twistringen verarbeitet ca. 60.000 t/a Gemüse für den Großhandel. Es werden vorwiegend Karotten (ca. 80 %) und Kartoffeln (ca. 15 %) verarbeitet. Ganzjährig fallen 60 – 120 m³/d Spülabwasser sowie 20 – 45 t/d Gemüseabfälle (Schalen, überlagerte Ware usw.) an.

Vor Errichtung der von der LimnoTec GmbH gebauten neuen Behandlungsanlage (Biogasanlage mit nachfolgender vollständiger Gärrestaufbereitung zur Direkteinleitung in die Vorflut) wurde ein Teil des Spülwassers in die Kanalisation zur Behandlung in der kommunalen Kläranlage Twistringen gegeben, verregnet oder anderweitig verbracht. Die festen Gemüseabfälle wurden verfüttert oder bei Landwirten in Biogasanlagen energetisch verwertet. Sowohl die Abwasser- als auch die Feststoffentsorgung stießen zunehmend auf Probleme.

Die Firma LimnoTec GmbH wurde daher gebeten, ein Anlagenkonzept mit folgenden Zielen zu entwickeln:

- Reinigung des Restwassers aus der Gemüsebearbeitung auf Direkteinleiter-Qualität und damit Reduzierung des Frischwasserbezuges und Vermeidung der Abwasserabgabe an die kommunale Kläranlage.
- Nutzung des gereinigten Spülwassers (Frischwassereinsparung, Reinigungszwecke, Kühlwasser, Verregnung)
- Minimierung des Überschussschlammanteils zu Nährsubstrat
- Realisierung eines flexiblen Anlagenbetriebes, um die Gesamtanlage bedarfsgerecht und wirtschaftlich, auch bei diskontinuierlicher Nutzung, fahren zu können
- Verwertung der niederkalorischen Restwärmeenergie zur Erwärmung und Optimierung der Abwasserreinigung (Fermenter)
- Umsetzung der organischen Reststoffe im Abwasser zu Biogas und anschließend zur Energiegewinnung (eigene Verwendung bzw. Einspeisung nach EEG) mittels BHKW
- Nutzung der hochkalorischen Abwärme aus dem BHKW zur Dampferzeugung für den Produktionsprozess (Reduzierung der monatlichen Erdgaskosten) oder zur externen Nutzung in der Nachbargemeinde Twistringen.
- Schließen der Stoffbilanz im Unternehmen bei weitestgehender Entkoppelung von externen Kostenfaktoren
- Vermeidung einer Übertragung von Pflanzenkrankheiten (Fruchtfolge-Krankheiten) durch Vorbehandlung und Minimierung der Restwasserausbringung auf die landwirtschaftlichen Flächen
- Minimierung der Betriebskosten bezogen auf den gesamten Produktions- und Reinigungsprozess

Das von der Firma LimnoTec Abwasseranlagen GmbH entwickelte Anlagenkonzept basiert auf einer gänzlich neuartigen Kombination bekannter und bewährter Verfahrenselemente (wie der mesophilen und thermophilen Faulung sowie die Biogasverstromung mittels BHKW) mit einer Reihe neuartiger Verfahrensschritte wie FAR und MAK.

Das Konzept des gesamten Behandlungsprozesses verdeutlichen das im Anhang beigefügte Fließbild und RI-Verfahrensschema. Es lässt sich wie folgt kurz zusammenfassen (die neuartigen Verfahrensschritte sind kursiv geschrieben):

1. Zufuhr aller Spülwässer in einen großvolumigen Vorlagebehälter. Dieser dient zum Mengen- und Frachtausgleich (es wird ein vollständiger Wochenausgleich realisiert), als Vorlage für die stoßweise Beschickung der beiden Anaerob-Fermenter, als Vorversäuerungsbehälter (der pH-Wert in diesem Vorlagebehälter sinkt dadurch auf unter 6) und zur Wärmerückgewinnung. Dies wird dadurch erreicht, dass die 39 °C bzw. 52 °C warmen Fermenter-Abläufe vor der Förderung in den SBR-Vorlagebehälter durch im Vorlagebehälter installierte Wärmeschlangen

an der Behälterinnenwand geleitet werden und dadurch das Spülwasser vorerwärmen. Die festen Schälreste werden über Fördereinrichtungen nach dem Stand der Technik in diesen Flüssigstrom hinein gefördert und gelangen so auch in die beiden Fermenter. *Die Entnahmen werden über einen in der SPS hinterlegten Typushöhenang des Vorlagebehälters analog den von der LimnoTec entwickelten SBR-Verfahren für Belebungsanlagen zyklusstrategisch geregelt.*

2. Stoßweise und wechselweise Beschickung der beiden Fermenter, wobei ein Fermenter mesophil und der zweite thermophil betrieben wird. Die Kombination der online-pH- und Gasproduktionserfassung mit dem chargenweisen Beschickungsbetrieb erlaubt eine optimale Regelung der Fermentationsprozesse. Von zentraler Bedeutung ist dabei, dass die Beschickungen nicht mit gleichzeitig stattfindenden Verdrängungen aus den beiden Fermentern gekoppelt sind. *Die Entnahmen erfolgen immer jeweils kurz vor den Beschickungen über das neuartige FAR-Prinzip. Beiden Fermentern ist jeweils ein FA-Reaktor zugeordnet. In diesem erfolgt eine Fest-Flüssig-Vortrennung, wobei der mit Feststoff angereicherte Anteil in die Fermenter zurückgeführt wird und die feststoffarme Überstandsfraktion zur weiteren Behandlung in die 2-stufige Filtration inklusive aerober SBR-Stufe geführt wird.*
3. In der zweistufigen Filtration (1. Stufe SBR-MBR und 2. Stufe Umkehrosmose, UO) soll letztendlich ein UO-Permeat generiert werden, das über Vorfluter-Qualität verfügt, absolut keimfrei ist und daher in Gänze für produktionsinterne Prozesse wie Spülung und Kühlung genutzt werden soll. Hinsichtlich Wasser/Abwasser erfolgt somit ein vollständiger Kreislaufschluss. Das MBR-Retentat bzw. der Überschuss-Schlamm aus dem SB-Reaktor soll in die Faulung zu einem weitergehenden Organik-Abbau zurückgeführt und somit zu einer Erhöhung der Gasproduktion und zu einer Reduktion des Gesamt-Überschuss-Schlammanfalls beitragen. *Versuchsweise sollte ein Teilstrom des UO-Permeates zur Faulschlamm-Waschung genutzt (UOA-Verfahren) werden, um über eine Salzauswaschung die Bio-Verfügbarkeit für eine weitergehende Ausfäulung (-> höhere Gasausbeute) zu erhöhen und damit gleichzeitig die Überschussfaulschlamm-mengen zu reduzieren. Das UO-Filtrat (Konzentrat) sollte vorzugsweise in den Überschussfaulschlamm hineingewaschen (umgekehrtes UOA-Verfahren) werden und somit zu einer Konzentrierung und Minimierung der Entsorgungsmengen mit nahezu 100 %iger Nährstoffrückgewinnung verwendet werden.*
4. Das gewonnene Faulgas wird gereinigt, getrocknet, zwischengespeichert und nachfolgend bedarfsgerecht über zwei BHKW (je 250 kW_{el}) verstromt. Ein Teil der Abwärme wird über Wärmetauscher zur Erwärmung der beiden Fermenter genutzt. Der verbleibende Teil soll für den betriebsinternen Wärmebedarf genutzt werden, insbesondere für Verdampfungszwecke als Ersatz für Erdgas. Alternativ soll die überschüssige Abwärme extern genutzt werden.
5. *Das Permeat der Ultrafiltration und optional ein Teilstrom des FAR-Trübwassers sollte über eine neuartige Algen/Bakterien-Massenkultur (MAK) behandelt werden. Das MAK-Becken ist als Rundbecken mit einer Höhe bis 50 cm konzipiert, so dass Wassertiefen von 5 – 45 cm erreicht werden können. Zentrisch ist ein Trichter vorgesehen, in das die Algen-Bakterien Biomasse sedimentiert. Von dort erfolgen ein kontinuierlicher Abzug und die erneute Zuführung in die Peripherie des MAK bzw. den Netto Überschuss zurück in die Fermenter. Über ein zentrales Überlaufrohr erfolgt der Klarwasserablauf. Die Prozessführung wird darauf ausgerichtet, dass die mittlere Aufenthaltszeit der Biomasse signifikant höher sein wird als die rein hydraulische Aufenthaltszeit. Damit wird eine sich absetzende Algen-Bakterien-Mischpopulation selektiert, die jedoch im peripheren Bereich in Schwebelage gehalten werden muss. Zu diesem Zweck wird das Becken mit einer durchgängigen Räumrichtung ausgerüstet. Das entnommene Klarwasser wird zu einem Teil über die 2-stufige Filtration behandelt, was weitaus betriebskostengünstiger sein wird, als die Behandlung des FAR-Trübwassers. Der für eine interne Nutzung vorgesehene Anteil wird unmittelbar in einen dafür vorgesehenen Zwischenspeicher gefördert.*

Zur Erreichung der Zielsetzung wurden folgende Untersuchungen geplant:

1. Erstellung und Realisierung einer flexiblen Zyklusstrategiesteuerung für die Fermenter-Beschickungen und die Betriebsabfolge der beiden FAR. Bilanzierungen bezüglich der Stoff- und Energieströme der beiden Fermenter mittels umfangreicher Messkampagnen vor Ort. Durchführung umfangreicher Messkampagnen hinsichtlich alternativer Betriebsweisen der beiden großtechnischen FAR zur Ermittlung der optimalen FAR-Betriebsweise.
2. Kalibrierung/Validierung von zwei vorab erstellten Anaerob-Modellen auf Basis der durchgeführten Messkampagnen. Nachfolgende Durchführung von vergleichenden Simulationsoptimierungen. Durchführung umfangreicher anaerober Batch-Versuche (mesophil/thermophil) zur Ermittlung des Biogaspotenzials der beiden Ausgangssubstrate sowie der intern produzierten Schlämme. Daraus erfolgen Ableitungen zu den Stoffumsatzraten und den wichtigsten mikrobiologischen und biochemischen kinetischen Parameter.
3. Durchführung von Messkampagnen und Bilanzierungen bezüglich der Stoffströme des MAK-Beckens. Nutzung dieser Daten zur Kalibrierung/Validierung von einem vorher erstellten MAK-Modell. Nachfolgende Durchführung von Vergleichsoptimierungen. Erstellung von Modellhypothesen (Matrix für Stoffe, kinetische und stöchiometrische Parameter und den Gleichungssystemen) für das zu entwickelnde Algenmodell. Erstellung eines dreidimensionalen Simulationsmodells zur Beschreibung der Strömung und des Algentransports inklusive ihrer Sedimentation im MAK-Becken. Durchführung von Studien auf Basis des Modells mit einem Fokus auf der Zuführart des Trübwassers, der Zuführart des Rücklaufschlammes, der Wasserspiegelhöhe, des TS-Gehaltes und des Schlammindex sowie der geometrischen Ausführungsformen der Entnahmestellen. Ableitung einer allgemeingültigen Strategie zur Kompartimentierung einer CSTR (Rührkesselansatz) Verschaltung als vereinfachtes Ersatzmodell für die Transport- und Durchmischungsprozesse im Algenbecken.
Durchführung von Wachstumsuntersuchungen in Pilot-MAK (10 l Glaszylinder) zwecks Differenzierung von planktischen und sedimentierenden Algenkulturen.
4. Durchführung von Messkampagnen und Bilanzierungen bezüglich der Stoffströme der Schlammwaschungen. Abgleich dieser Daten mit den Ergebnissen eines hydraulischen Simulationsmodells und den Ergebnissen von Batch-Versuchen. Erstellung eines dreidimensionalen Simulationsmodells zur Beschreibung der Strömungsvorgänge in der Faulschlammwaschanlage mit dem Ziel des Auffindens von Waschbedingungen, bei denen Kurzschlussströmungen weitestgehend vermieden werden.

Das Projekt beinhaltet vier wesentliche Umweltaspekte:

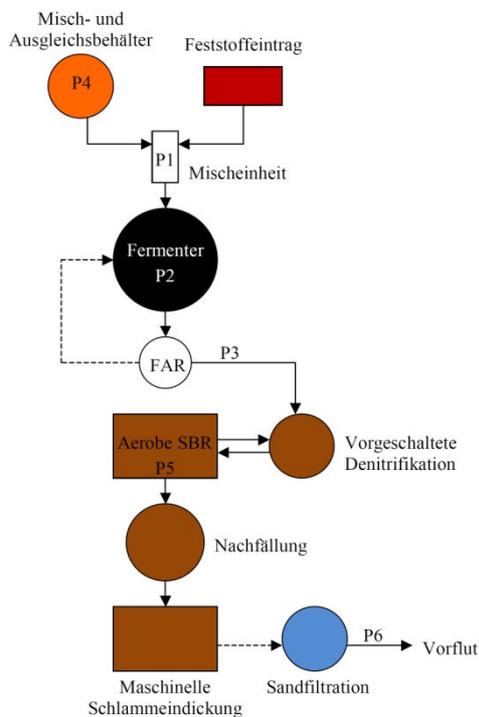
- Der sowohl thermische als auch elektrische Energieverbrauch sollte durch die Biogaserzeugung drastisch gesenkt werden, was mit einer Senkung der CO₂-Emissionen des Betriebes korrelieren würde.
- Die Abwasserproduktion sollte durch einen geschlossenen Wasserkreislauf gesenkt und die im Abwasser enthaltenen Reststoffe (CSB) energetisch verwertet werden.
- Der Wasserbezug sollte durch Wiederverwertung von aufgearbeitetem Spülwasser nach der Umkehrosmose gesenkt werden
- Es sollten wertvolle Nährstoffe aus dem Abwasser, insbesondere Stickstoff und Phosphor, zurückgewonnen werden.
-

6 Material und Methoden

6.1 Probennahmen für Messkampagnen

Die folgende Grafik zeigt die Punkte der Großanlage, an denen Proben für Messkampagnen genommen wurden.

Hierbei ist zu beachten, dass sich diese Grafik auf die tatsächlich errichtete, modifizierte Anlagenkonfiguration bezieht. Diese nachträglichen Änderungen wurden erforderlich, weil sich die Ultrafiltrationsanlage als nicht betreibbar erwies. Die daraus resultierenden, gravierenden Konsequenzen konnten nur mit den ergänzten Maßnahmen der vorgeschalteten Denitrifikation, der Nachfällung mit FeCl_3 , der maschinelle Eindickung des SBR-Überschuss-Schlammes und einer abschließende Sandfiltration korrigiert werden. Hierauf wird im Detail in Kapitel 7.1 (Realisierte Anlage, Seite 18), eingegangen.



Die Vorgehensweise der Probennahmen und die Aufarbeitung der Proben sind bei Riesebieter, (2008) und Ptak, (2009) beschrieben.

Abbildung 1: Messkampagne Off- und Online Messungen. Für die Offline-Messungen wurde ein Photometer sowie ein FOS/TAC-Gerät von Dr. Lange genutzt. P = Probenahmeort.

6.2 Probenahmeorte für die Untersuchungen der FAR

Die folgende Abbildung zeigt schematisch die Orte der Probennahmen der beiden FAR für die CSB-Bestimmungen.

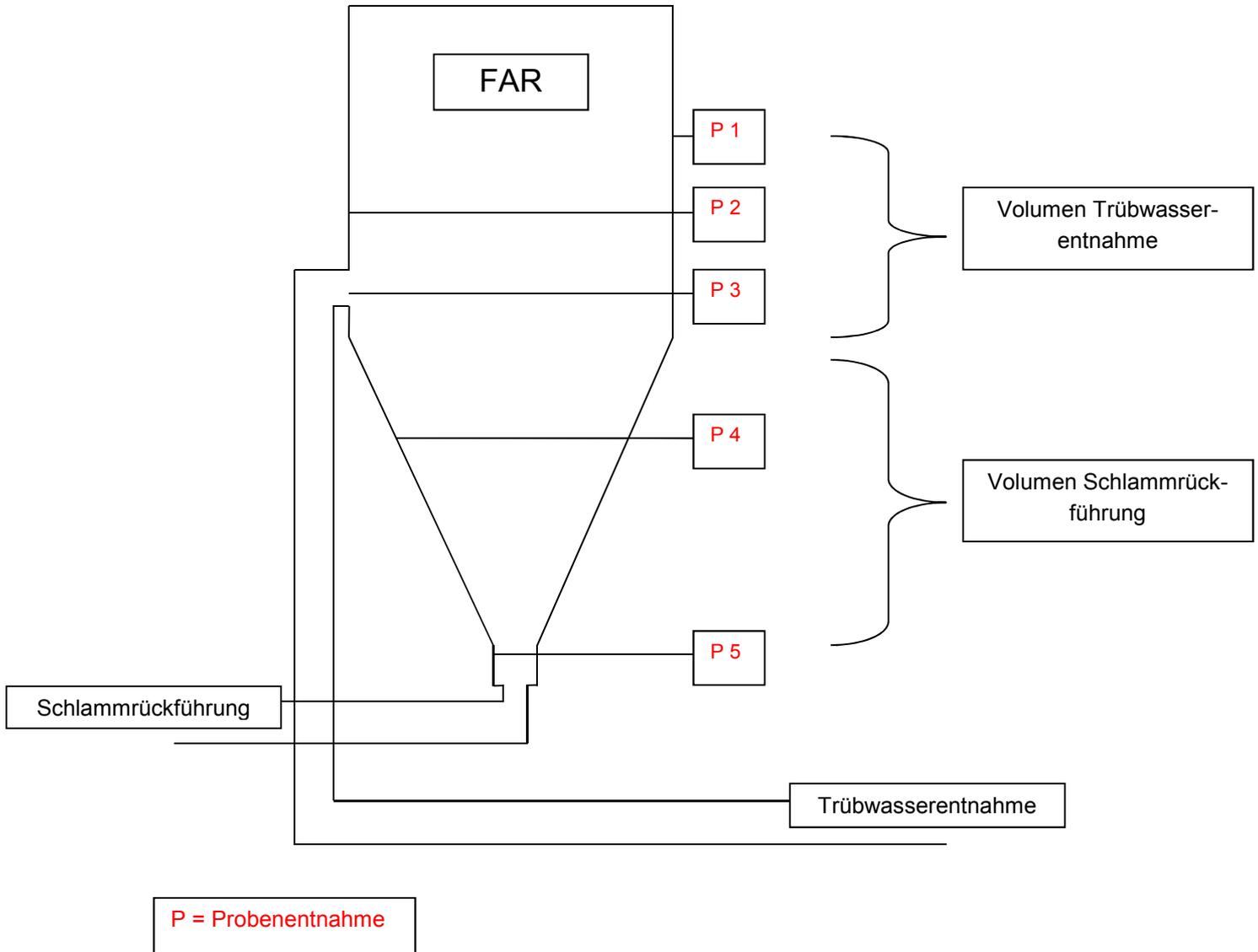


Abbildung 2: Schematische Darstellung eines FAR mit den Probenentnahmeorten der jeweiligen Messungen.

Details der Probennahmen, Probenvolumen, und CSB- und Korrekturwert-Berechnungen finden sich bei Ptak, (2009).

Die nachstehenden Abbildung 3 zeigt einen FAR zwischen den beiden Fermentern. Das Nutzvolumen beider FAR beträgt ca. 45 m³, mit einer hydraulischen Ausrichtung auf bis zu 15 m³ pro Zyklus-Rückführung in den Fermenter aus dem Trichterbereich und bis zu 15 m³ Überstandentnahme zur Weiterbehandlung in der aeroben Biologie.

Der Ablauf eines 2-Stunden-Zyklus ist wie folgt:

1 Nach der vorangegangenen Überstandsentnahme sind im FAR nur noch ca. 15 m³ Gärrest vorhanden.

2 Der 2-Stunden-Zyklus beginnt damit, dass der Pneumatikschieber zwischen FAR und Fermenter in mittlerer FAR-Höhe geöffnet und die Gasverbindungsleitung zwischen beiden geschlossen wird. Unmittelbar anschließend wird die Gaspumpe aktiviert, die das Gas aus dem FAR abzieht (in den Fermenter hinein), bis auf einen Unterdruck von ca. 150 mbar. Dadurch erfolgt die Voll-Füllung des FAR. Danach wird die Verbindungsleitung zwischen FAR und Fermenter geschlossen und die Gaspumpe hält den vorgewählten Unterdruck weitere 0,5 – 1 Stunde aufrecht.

3 Danach wird die Gaspumpe deaktiviert, die Gasverbindungsleitung geöffnet und es folgt eine ca. einstündige Absetzphase.

4 Nachfolgend wird die Verbindungsleitung zwischen Trichterspitze und Fermenter geöffnet und das Sedimentat fließ im Freigefälle zurück in den Fermenter: Es kommt zur Faulschlammanreicherung.

5 Im letzten Schritt wird die Ablaufleitung geöffnet und der Überstand fließt ab.



Abbildung 3: Foto eines FAR kurz vor der Inbetriebnahme. Deutlich erkennbar ist der Trichterbereich über den die Rückführung des sedimentierten Schlammes in den jeweiligen Fermenter erfolgt.

6.3 Parameter-Messungen

Die genaue Vorgehensweise der Parameter-Messungen wurde in einer Diplomarbeit (Riesebieter 2008) beschrieben.

Für die Bestimmung der Parameter Ammonium-Stickstoff, Gesamt-Stickstoff, Ortho-Phosphat, Gesamt-Phosphat und CSB wurden Küvetten-Tests der Firma Macherey & Nagel (Düren) verwendet. Die Auswertung erfolgte mit einem Photometer der Firma Macherey & Nagel der Baureihe NANOCOLOR® UV/VIS.

Die TR Bestimmung erfolgte mit einem elektronischen Feuchtebestimmer der Firma Denver Instrument (Denver), Modell IR-35.

Die Messung der Gaszusammensetzung erfolgte einmal täglich an den Gasleitungen der jeweiligen Fermenter. Die Messung der Gaszusammensetzung erfolgte mit dem Combimass GA-m Gas Analyser der Firma Binder.

6.4 Onlinemessungen

6.4.1 Durchflussmessung

Die Durchflussmessungen an den Zuflussleitungen des Fermenters wurden mit einem Magnetisch-induktiven Durchfluss-Messsystem (MID) gemessen und von dort an das PLS gesendet, wo die Daten aufgezeichnet und gespeichert wurden. Bei dem MID handelt es sich um das Fabrikat Proline Promag 10 von der Firma Endress + Hauser (Weil am Rhein).

6.4.2 Feststoffmengenmessung

Die Mengemessung der Feststoffe erfolgte in der Feststoffannahme. Hierzu sind unter dem Schubbodensystem, das zur Aufnahme der Feststoffe dient, Wiegesensoren angebracht. Diese Sensoren registrieren bei einer Beschickung die Mengenabnahme. Ist die gewünschte Menge entnommen, wird die Feststoffbeschickung beendet. Bei den Sensoren handelt es sich um den Typ Wiegesensor SB1-K10M, der von der Firma PTM (Visano, Italien) geliefert wurde. Jede Beschickungsmenge wird von den Sensoren an das PLS gesendet und dort aufgezeichnet.

6.4.3 Gasmengenmessung

Die Gasmengenmessung an den Fermentern wurde mit Vortex-Strömungssensoren der Firma Höntsch (Waiblingen) gemessen. Die Sensoren werden in die entsprechende Rohrleitung eingebaut und registrieren dort die Strömungsgeschwindigkeit des Gases, aus welcher sie den Durchfluss in m³ berechnen und diesen Wert zum PLS senden. Im PLS werden diese Werte aufgezeichnet und gespeichert.

6.4.4 TS-Messung

Die TS-Messung erfolgt in der Ablaufleitung der FAR, so kann während eines Ablaufvorganges der TS am PLS abgelesen werden. Zusätzlich werden die TS-Werte im PLS gespeichert. Die TS-Sonde der Baureihe Solitax sc wurde von der Firma Hach Lange (Düsseldorf) geliefert. Da der gemessene TS stark von dem gemessenen TR abwich, wurde der TS zu TR umgerechnet.

6.5 BMP-Messungen

Die Messungen des biochemischen Methanpotenzials wurden nach dem DIN-Verfahren „38 414 S 8 – Verfahren zur Bestimmung des Faulverhaltens“ durchgeführt. Das entstehende Gas wurde nach Abschluss des Versuches aus dem Eudiometerrohr entnommen und mithilfe eines Gaschromatographen analysiert.

6.6 Dynamische mathematische Simulation

Für die dynamisch-mathematischen Simulationen des Anaerob-Bereiches wurden das ADM 1 und ein vom ifak Magdeburg modifiziertes Modell, das ADM 1 xp, konfiguriert und in der SIMBA Version 5.2 verwendet.

Hinsichtlich der Bilanzierungen von Gas, CSB und N wurde eine Zulauffraktionierung auf Basis der Bilanzierungen aus den Messkampagnen gewählt (Holm et al. 2009), die weit genauere Abbildungen ermöglichte als Zulauffraktionierungen auf Basis von Weender Analysen und CSB/oTS Verhältnisse (Lübken et al. 2007; Wichern et al. 2009) bzw. Zulauffraktionierungen auf Basis unterschiedlicher Fraktionen für Proteine, Fette und Kohlenhydrate (Henze et al. 1997).

Die genaue Verfahrensweise zur Kalibrierung und Validierung der Simulationsmodelle für die Optimierungsstudien ist bei Girault et al. (2010) und Rönner-Holm et al. (2010) beschrieben. In der folgenden Tabelle sind die verschiedenen Kategorien von Substraten für die Optimierungsstudien zusammengefasst.

Tabelle 1: Charakteristika der analysierten Substrate der Fermenter für die Optimierungsstudien.

| Name | COD* | Beschickungs- menge** | Basierend auf | Bestimmung |
|----------------------------|------------|--------------------------|---|--|
| Niedrige Konzentration | konstant | ansteigend | Messergebnisse und Deutsche Futtermittel-Analyse (Neumann et al., 1993) | Substrate mit ähnlicher oder niedriger CSB-Konzentration (z. B: Obst) |
| Mittlere Konzentration | Ansteigend | Ansteigend | Kombination aus Messwerten und bestimmten Werten | Substrate mit ähnlicher oder höherer CSB-Konzentration (z. B: Gemüse) |
| Hohe Konzentration | Ansteigend | konstant hoch | Deutsche Futtermittel-Analyse (Neumann et al., 1993) | Substrate höherer CSB-Konzentration (z. B. Gemüse) unter der maximalen Beschickungsmenge |
| Sehr hohe Konzentration | Ansteigend | Konstant niedrig | Deutsche Futtermittel-Analyse (Neumann et al., 1993) | Substrate mit sehr hoher CSB-Konzentration (z. B. Getreide) und wenig Prozesswasser |

* konstant: 65,5 kg CSB/m³d, ansteigend: beginnend mit 65,5 kg CSB/m³d, CSB stieg in Stadien an bis eine pH-Hemmung eintrat, N_{ges} im Zusammenhang mit der CSB-Ladung;

** ansteigend: beginnend mit 36 m³/d für einen Fermenter, Menge stieg an bis pH-Hemmung eintrat; konstant niedrig: 36 m³/d; konstant hoch: 72.5 m³/d

Hinsichtlich der dynamischen mathematischen Simulation des MAK Moduls, biologischer Teil und hydraulischer Teil, verweisen wir auf die Ausführungen in den entsprechenden Kapiteln.

7 Ergebnisse und Diskussion

7.1 Realisierte Anlage

7.1.1 Betriebsprobleme mit dem gewählten Anlagenkonzept

Die anaerobe Vorbehandlung der Feststoffe und des Spülwassers in zwei Fermentern (mesophil und thermophil) nach dem neuartigen und erstmals realisierten FAR-SBR-Verfahren erwies sich als weitgehend problemlos. Die tatsächliche Biogasproduktion war und ist bis heute deutlich höher als bemessen (großtechnisch realisiert wurden 700 – 800 NI Biogas/kg oTS Zufuhr, ca. 51 % Methan) trotz einer hydraulischen Aufenthaltszeit in den parallel betriebenen Fermentern von deutlich unter 20 Tagen. Überraschend waren allerdings die äußerst hohe Viskosität des Gärrestes, die schon rein optisch daran erkennbar war, dass Gasblasen in der einen Flüssigfraktion des Gärrestes nur sehr langsam aufsteigen, sowie ein gelöster CSB (nach Filtration mit Papierfiltern) von ca. 4.000 – 6.000 mg/l.

In der aeroben SBR-Biologie (mit einer nachträglich errichteten vorgeschalteten Denitrifikationsstufe), in der der komplette Gärrest behandelt wird, wird eine vollständige Nitrifikation und eine sehr weitgehende Denitrifikation erreicht. Der gelöste CSB nach aerober Endbehandlung betrug allerdings in den ersten beiden Betriebsjahren noch 700 - 1.200 mg/l und bewirkt im Klarwasserüberstand nach der aeroben Reinigung eine immer noch sehr hohe Viskosität.

Die Ultrafiltrationsstufe des MBR erwies sich nach kurzer Zeit als nicht betreibbar. Offensichtlich führten die hohen gelösten / kolloidal gelösten CSB-Konzentrationen zu sehr schnellen Verblockungen der Ultrafiltrationsmodule, für die der Reinigungsaufwand wirtschaftlich nicht vertretbar war. Ohne Ultrafiltration als Vorreinigungsmodul erwies sich auch der Betrieb der Umkehrosmose als nicht mehr vertretbar (zu hohe Reinigungsaufwendungen und Chemikalienverbräuche).

Fällungsversuche mit unterschiedlichen Fällungsmitteln ergaben nur für Fe(III) erfolgversprechende Ergebnisse. Mit pH-geregelten FeCl_3 -Zugaben konnten der gelöste CSB auf unter 100 mg/l und der $\text{PO}_4\text{-P}$ auf unter 0,2 mg/l reduziert werden. Da die Konsistenz des ausgefällten Materials das gesamte Wasservolumen ausfüllte, kam nur eine Nachfällung inklusive des im SBR gebildeten Überschuss-Schlammes in Frage.

Mit mehreren nachträglich installierten nachfolgenden Schlammbehandlungsschritten konnte dann ein Klarwasser generiert werden, das stabil alle Anforderungen der Direkteinleitung (CSB < 120 mg/l, BSB < 20 mg/l, $\text{N}_{\text{ges,anorg}}$ < 18 mg/l und P_{ges} < 1,5 mg/l) erfüllt. Als letzter Behandlungsschritt ist nach wie vor die Umkehrosmose möglich, allerdings nur optional, um auch in Ausnahmesituationen die Kriterien der Direkteinleitung zu erfüllen. Auf Grund der hohen Betriebskosten (Strombedarf) wird die Umkehrosmose seit vier Jahren nicht mehr betrieben.

Diese Betriebsprobleme sowie die deshalb notwendigen Änderungen des Anlagenkonzeptes führten zu folgenden für das Forschungsvorhaben bedeutenden verfahrenstechnischen Veränderungen:

1. Da kein ausreichend schnell absetzbarer Faulschlamm generiert werden konnte und die Umkehrosmose nicht betrieben wurde (und somit kein Umkehrosmose-Konzentrat hergestellt werden konnte), waren die Voraussetzungen für die Durchführung von Faulschlammwaschversuchen nicht gegeben. Dieser Untersuchungsaspekt musste daher fallen gelassen werden.
2. Die FeCl_3 Nachfällung (Alternativverfahren zur Reduktion der CSB- und P_{ges} -Werte unterhalb der Werte für die Direkteinleitung) musste pH-geregelt auf 4,8 durchgeführt werden. Diese Nachfällung musste mit dem gesamten Ablauf des aeroben SBR-Moduls (inklusive des sich dort befindlichen Überschuss-Schlammes) batchweise im 8 Stunden Zyklus durchgeführt werden. Mit einer nachfolgenden maschinellen Eindickung erfolgt die Schlamm-Wasser-Trennung. Nur dadurch kann der Fäll-Schlamm zusammen mit dem SBR-Überschuss-Schlamm entfernt werden. Die Wasserfraktion wird unmittelbar mit Anfall in das 1.000 m² MAK-Becken geleitet. Der sehr niedrige pH-Wert (der im Becken allerdings durch eine gere-

gelte Natronlauge-Zugabe auf pH 6 erhöht wird) sowie eine bedeutende Menge an Nachfällungen (es entsteht ein orange-rötlicher Fäll-Schlamm, dessen wesentliche Bestandteile wahrscheinlich Fe(III) und Carotin-Reste sind). Diese „überlagerte“ Chemieschlamm-Produktion verhindert während der überwiegenden Zeit eine nennenswerte Algenproduktion. Daher musste auf großtechnische Algenbilanzierungen verzichtet werden. Es erfolgte eine Beschränkung auf die dynamische mathematische Simulation dieses spezifischen Algenmoduls.

7.1.2 Großtechnisches Anlagenkonzept nach Modifikationen und Optimierungen

In Abbildung 4 ist ein Übersichtsfoto der Biogasanlage Gemüse-Meyer kurz vor der Inbetriebnahme dargestellt. Die beiden wichtigsten Verfahrensergänzungen, die vorgeschaltete Denitrifikation und der Nachfällreaktor, sind in der rechten Bildmitte zu erkennen.

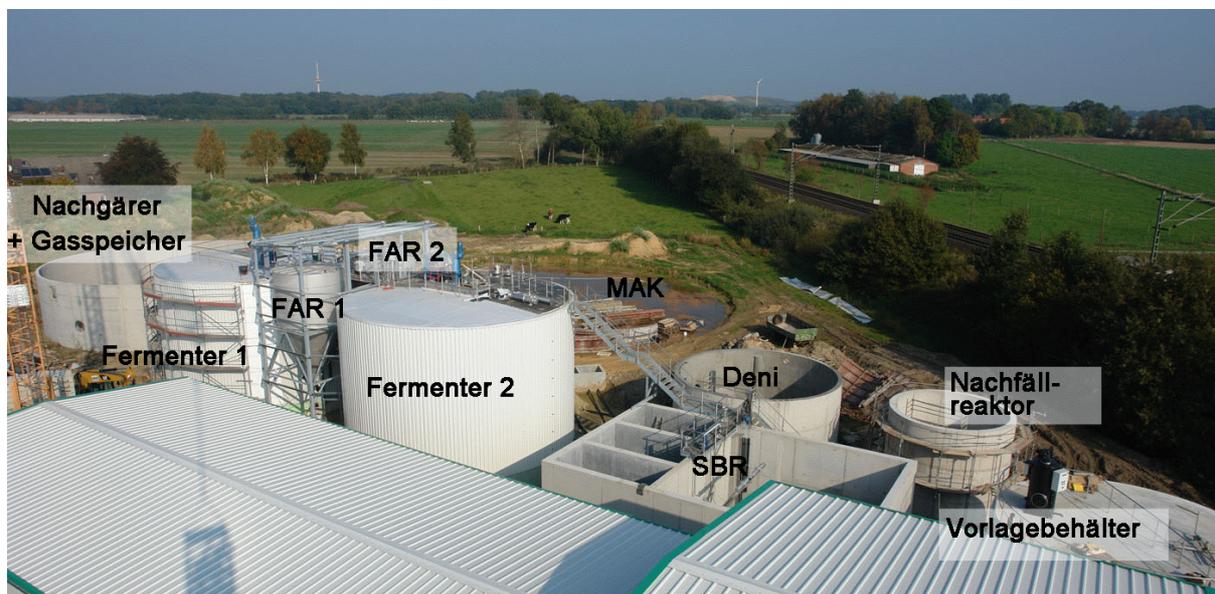


Abbildung 4: Schema der Biogasanlage "Gemüse Meyer".

In Abbildung 5 ist das aktuelle Verfahrensschema mit Mengenbilanzen dargestellt. Dieses ist auf die Anaerob Stufen und die nachfolgenden biologisch/chemisch aeroben Stufen und Schlammbehandlungsstufen beschränkt.

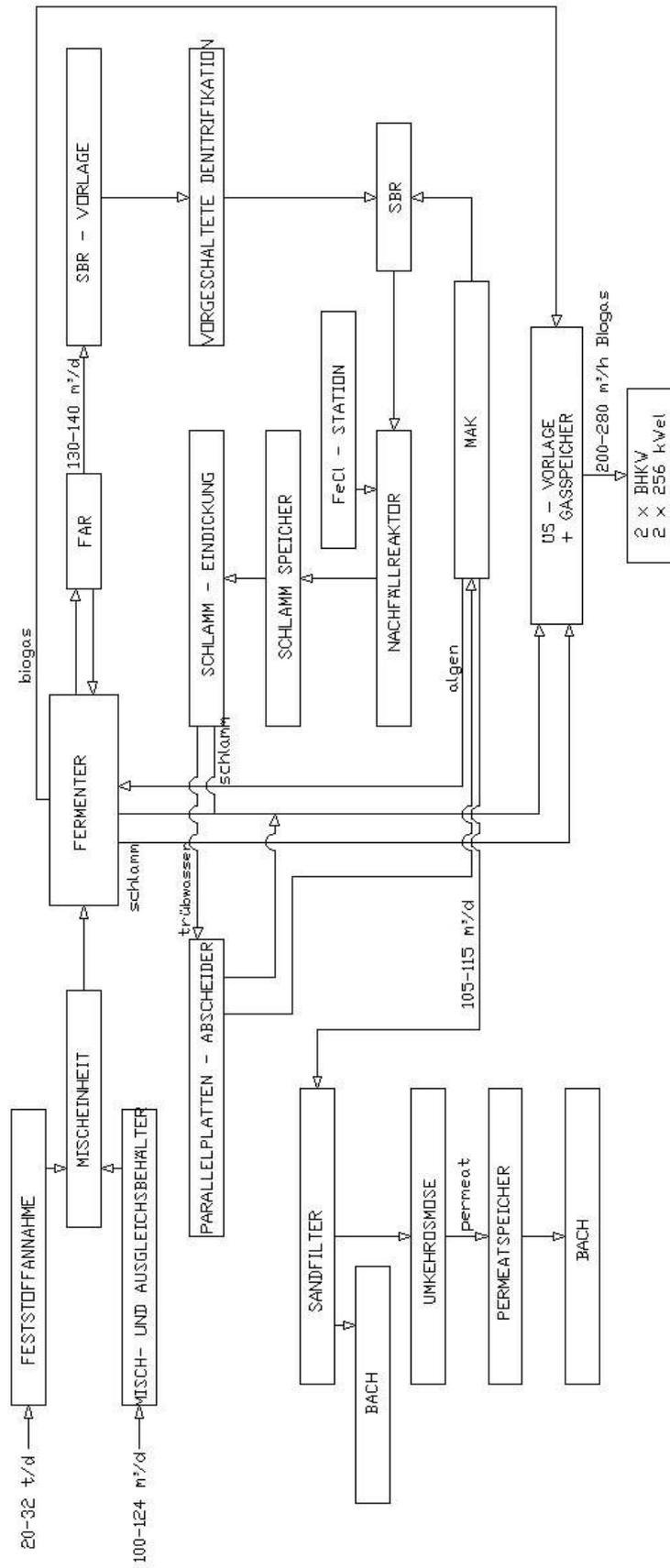


Abbildung 5: Verfahrensschema der Biogasanlage „Gemüse Meyer“

7.1.3 Betriebsergebnisse in der Übersicht

Im Folgenden wird eine kurze Übersicht über die Betriebsergebnisse der optimierten Anlage gegeben. Detailergebnisse der Messkampagnen der einzelnen Verfahrensschritte und Simulationen sind in gesonderten Abschnitten dieses Berichtes dargestellt.

Während eines Untersuchungszeitraumes (April – Juli 2008) wurden der neuen Anlage schon nahezu die Endausbaumengen zugeführt. Das ergab eine hydraulische Aufenthaltszeit von 13 – 32 Tagen und eine Raumbelastung von 1 – 3,5 kg oTR/(m³ x d) mit einem Mittelwert von 2 kg oTR/(m³ x d). Mehrmals pro Woche durchgeführte FOS/TAC Messungen zeigten durchgehend Werte unter 0,25.

Die Gasproduktion lag bei 4.000– 6.500 Nm³/d, mit mittleren Methan-Gehalten von 51 %.

Abbildung 6 zeigt den CSB des Zu-/Ablaufes des thermophilen Fermenters im Untersuchungszeitraum 29.04.2008 – 08.07.2008. Die Bilanzierung ergab eine mittlere CSB-Abbaurrate von 84 %.

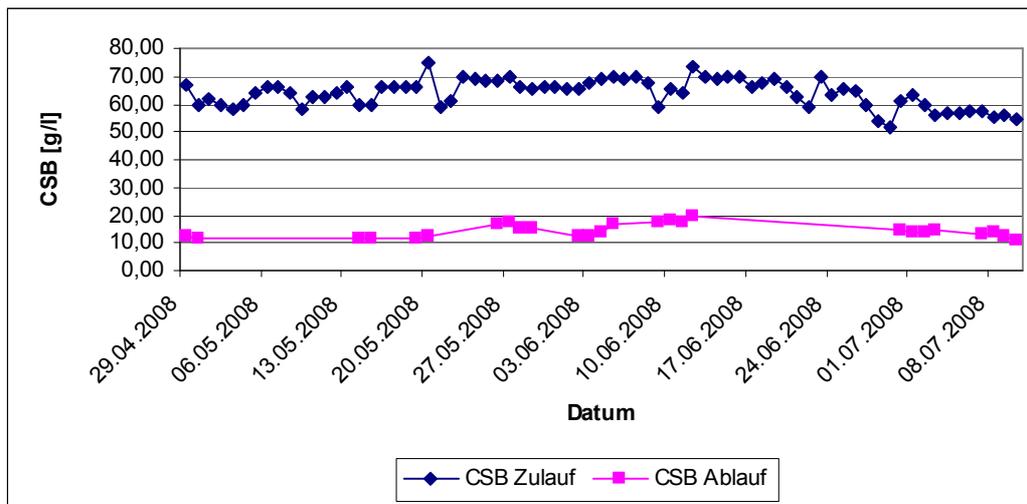


Abbildung 6: CSB im Zu- und Ablauf des thermophilen Fermenters.

Der thermophile Fermenter erzeugt je nach Belastung und Zykluslänge ca. 5 – 15 % mehr Biogas pro kg zugeführtem oTS bzw. CSB als der mesophile Fermenter. Während der mesophile Fermenter zeitweise an seine hydraulische Belastungsgrenze geriet, konnte unter großtechnischen Bedingungen bisher weder die hydraulische noch eine frachtmäßige Obergrenze des thermophilen Fermenters erreicht werden. Beide Befunde stehen in sehr guter Übereinstimmung mit den vergleichenden Simulationsstudien.

Des Weiteren spricht für einen thermophilen Betrieb ein wesentlich besseres FAR-Verhalten: Mit dem thermophilen FAR konnte immerhin eine ca. 50 %-ige Faulschlammanreicherung erreicht werden, mit dem mesophilen dagegen nur ca. 10 %. Verantwortlich hierfür ist wahrscheinlich ein reiner Temperatureffekt, da die Viskosität des Gärrestes bei 52 °C geringer als bei 39 °C sein wird, und daher ein besseres Sedimentationsverhalten erwartet wird. Bezüglich der Energiebilanz wäre ein thermophiler Betrieb somit vorteilhaft.

Gegen einen thermophilen Betrieb spricht allerdings die deutlich höhere Ammonifikationsrate von ca. 550 mg/l gegenüber ca. 350 mg/l im mesophilen Fermenter. Das impliziert höhere energetische Aufwendungen für die Nitrifikation in der nachfolgenden aeroben Stufe und damit auch eine geringere N-Rückgewinnung. Zudem ist von größter Wichtigkeit, dass die Temperatur in der aeroben Stufe nicht über 38 °C ansteigt. Am Bedeutsamsten ist allerdings der viel höhere Wärmebedarf für den Betrieb des thermophilen Fermenters. Dieser ist im Winter so hoch, dass an besonders kalten Tagen die gesamte Abwärme der beiden BHKW für die Prozesswärme der Fermenter benötigt wird. Daher hat sich der Betreiber im Jahre 2011 im Zuge der Verlegung einer Wärmeleitung nach Twistringen dafür entschieden, beide Fermenter mesophil zu betreiben.

Die Ergebnisse der Faulschlammanreicherungen entsprechen bei beiden Betriebsweisen nicht den Erwartungen. Möglicherweise sind die Ergebnisse zumindest teilweise auf die hohe Viskosität in den

Gärresten zurückzuführen. Intensive Sedimentationsmessungen in beiden FAR haben allerdings eindeutig ergeben, dass der Faulschlamm oft nur unvollständig sedimentiert.

Die einstufige aerobe SBR-Betriebsweise mit vorgeschalteter Denitrifikation gewährleistet ganzjährig die erforderliche Reduktion von $N_{\text{ges,anorg}}$ und BSB. Der Faulschlamm liefert weit mehr CSB/BSB als für eine vollständige Denitrifikation erforderlich. Daher werden Maßnahmen geplant, einen Teil des Faulschlammes aus den FAR-Abläufen vor Ableitung in den aeroben SBR auszuschleusen. Die Energieeffizienz könnte damit noch etwas gesteigert werden.

Der sehr spezifische Dekantierbetrieb der SBR-Stufe erlaubt eine gewisse Schlammindex-Selektion: Schon 15 min nach Beendigung der Belüftungs-/Rührphase wird der Dekanter aktiviert. Mit der Überstandsentsnahme erfolgt auch die Entnahme von Schwimmschlamm. Die ersten ca. 10 – 20 cm Dekantat bestehen aus Klarwasser, erst die weitere Dekantiermenge enthält auch den Überschuss-Schlamm.

Mit Hilfe der Schlammindex-Selektion werden der SBR und die vorgeschaltete Denitrifikation mit ca. 10 g/l TS_R betrieben, in der Nachfällung beträgt der Wert ca. 7 – 8 g/l. Ohne die sehr hohe Viskosität des Wassers der aeroben SBR-Stufe wäre vielleicht eine sehr viel stärker ausgeprägte Schlammindexselektion möglich.

Der Tabelle 2 sind die jeweiligen Reinigungsleistungen der wichtigsten Stufen der Behandlungsanlage zu entnehmen.

Tabelle 2: Reinigungsleistung der wichtigsten Stufen der Behandlungsanlage.

| In mg/l Mittelwerte | Zulauf Fermenter | Ablauf FAR = Zulauf SBR | Ablauf SBR (Wasserphase) | Ablauf Sandfiltration |
|------------------------|---------------------|----------------------------|-----------------------------|-----------------------|
| CSB | 65.000 | 12.000 | 800 | < 100 |
| BSB | | | < 20 | < 20 |
| N_{ges} | 1.100 | 1.100 | | |
| $NH_4\text{-N}$ | 50 | 400 | < 2 | < 10 |
| $NO_3\text{-N}$ | 5 | 0 | < 8 | < 2 |
| P_{ges} | 250 | 250 | 60 – 160 | < 0,5 |
| $PO_4\text{-P}$ | 120 | 70 - 200 | 50 – 150 | < 0,2 |

Aus Tabelle 2 ergibt sich eine über 80 % ige Umsetzung der CSB-Zulauffrachten im Biogas, während weniger als 10 % unter Energieverbrauch aerob zu CO_2 umgesetzt werden. Die restlichen ca. 5 - 10 % verbleiben im landwirtschaftlich verwerteten Gärrest, ca. 25 m³/d mit ca. 5 % TS.

Der Phosphor wird zu 99,6 % mit dem Gärrest zurückgewonnen, was allerdings nur auf Grund der Nachfällung möglich ist.

Der Stickstoff wird nur zu ca. 40 % mit dem Gärrest zurückgewonnen. Weniger als 1 % N werden in die Vorflut abgegeben, die restlichen ca. 60 % werden mittels Nitrifikation/Denitrifikation eliminiert.

Die Behandlungsanlage produziert ca. 200 – 280 Nm³/h Biogas mit i. M. 51 % Methan. Das ergibt eine elektrische Energieproduktion von 400 – 512 kW_{el} mit den beiden installierten 256 kW_{el} BHKW. Ein Teil der Abwärme wird für die Erwärmung der beiden Fermenter benötigt, der Rest wird innerbetrieblich genutzt und von der Stadt Twistringen zur Erwärmung des Freibades abgenommen.

Die Energiebilanz der Anlage ist positiv, da nur ca. 10 % der produzierten elektrischen Energie als Eigenverbrauch zu Buche schlägt. Bei Betrieb der Umkehrosmoseanlage steigt dieser Wert etwas an auf ca. 14 %.

Der größte Teil des auf Vorfluter-Qualität gereinigten Gärrestes wird nach der Sandfiltration in die Vorflut abgeleitet. Der restliche Teil dieses Wassers wird betriebsintern auf der Biogasanlage zu Spül-/Reinigungszwecken genutzt.

7.2 Anaerobe Fermenter

7.2.1 Ergebnisse der Messkampagnen

Die CSB-Konzentrationen der Substrate der Betriebskläranlage der Firma Meyer Gemüsebearbeitung GmbH sind für eine aerobe Behandlung zu hoch, für eine anaerobe Behandlung mit gleicher Aufenthaltszeit für die feste und die flüssige Phase aber zu niedrig. Um diesem Problem zu begegnen, ist das Anlagenkonzept darauf ausgerichtet, einen wirtschaftlicheren Betrieb über eine Erhöhung der Aufenthaltszeit der partikulären Bestandteile zu ermöglichen. Die beiden anaeroben Fermenter wurden deshalb mit neuartigen Faulschlammanreicherungsreaktoren ausgerüstet, die genau charakterisiert wurden.

Die Messkampagne auf der Betriebskläranlage der Firma Gemüse-Meyer erfolgte vom 28.04.2008 bis zum 10.07.2008. Bei Beginn der Messungen waren die Fermenter seit etwa fünf Monaten in Betrieb. Deshalb ist davon auszugehen, dass die Einfahrvorgänge noch nicht ganz abgeschlossen waren und es innerhalb des Untersuchungszeitraumes noch zu kleinen Änderungen im Prozess kommen konnte. Der FAR des mesophilen Fermenters wird in den folgenden Kapiteln als FAR1 bezeichnet, der FAR des thermophilen Fermenters als FAR2.

Für die Substrate und die FAR-Abläufe beider Fermenter wurden die CSB- und TR- bzw. oTR-Werte bestimmt. Sowohl für den mesophilen als auch für den thermophilen Fermenter wurden CSB-Werte, Raumbelastung, Schlammbelastung, TR, oTR, Gasproduktion, Stickstoff, Phosphor und der TS-Rückhalt durch den jeweils dazugehörigen Faulschlammanreicherungs-Reaktor bestimmt.

Zur Beurteilung des TS-Rückhaltes durch die FAR wurde der TS des FAR-Ablaufes mit dem im Fermenter verglichen und für jedes Wertepaar der TS-Rückhalt in Prozent ausgedrückt. Für den FAR1 konnte ein durchschnittlicher TS-Rückhalt von 5,6 % ermittelt werden mit ca. 17 % Rückhalt bei der optimalen Betriebsvariante. Für den FAR2 wurde ein durchschnittlicher TS-Rückhalt von 25,3 % ermittelt mit ca. 33 % Rückhalt bei der optimalen Betriebsvariante.

Die Einzelergebnisse aller Messungen sind in einer Diplomarbeit (Riesebieter 2008) nachzulesen. In der folgenden Tabelle sind die Durchschnittswerte zusammengefasst.

Tabelle 3: Abwasser-Messwerte.

| | Auslegungswerte Fermenter | Zulauf Fermenter | Ablauf mesophiler Fermenter | Ablauf thermophiler Fermenter | Auslegungsdaten SBR |
|---|---------------------------|------------------|-----------------------------|-------------------------------|---------------------|
| CSB [g/l] | 127 | 65 | 14,3 | 14,6 | 1000 |
| oTR [g/l] | 71 | 56 | 8,6 | 8 | 0,5 |
| Nges [mg/l] | 630 | 990 | 1131 | 1177 | 200 |
| NH4-N [mg/l] | | 65 | 334 | 528 | |
| Pges [mg/l] | 320 | 186 | 234 | 251 | 100 |
| PO4-P [mg/l] | | 121 | 185 | 218 | |
| TR [g/l] | | 63 | 15,5 | 15 | |
| Lesitungsdaten: | | | mesophiler Fermenter | thermophiler Fermenter | |
| Raumbelastung [kg oTR/(m ³ *d)] | | | 2 | 1,87 | |
| Schlammbelastung [kg oTR/(kg oTR*d)] | | | 0,23 | 0,18 | |
| CSB-Abbaugrad [%] | | | 78 | 84 | |
| TR-Abbaugrad [%] | | | 77 | 80 | |
| oTR -Abbaugrad [%] | | | 87 | 89 | |
| Gasproduktion vom 28.04-01.07.2008 [Nm ³ /kg oTR] | | | 0,685 | 0,835 | |
| CH ₄ -Gehalt [%] | | | 51 | 51 | |
| Messwerte im Fermenter | | | | | |
| CSB [g/l] | | | 16,1 | 20 | |
| oTR [g/l] | | | 9,2 | 11,4 | |
| Nges [mg/l] | | | 1131 | 1274 | |
| NH4-N [mg/l] | | | 332 | 545 | |
| Pges [mg/l] | | | 240 | 308 | |
| PO4-P [mg/l] | | | 187 | 254 | |
| TR [g/l] | | | 16,5 | 21 | |

7.2.2 Vergleich des mesophilen und thermophilen anaeroben Reaktors

Erwartungsgemäß lag der CSB im Zulauf der beiden Fermenter in einem vergleichbaren Bereich (62 g/l bzw. 65 g/l), da sie weitestgehend mit demselben Verhältnis von Feststoffen zu Spülwasser beschickt wurden. Der CSB im Ablauf wurde hingegen weitestgehend von dem TS-Rückhalt im jeweiligen FAR und der spezifischen Abbauraten bestimmt. So zeigte sich, dass der CSB-Ablaufwert im mesophilen Fermenter mit 16 g/l niedriger war als der CSB-Ablaufwert im thermophilen Fermenter (der allerdings auch mit höheren CSB Konzentrationen beschickt wurde), der im Mittel bei 20 g/l lag.

Der thermophile Fermenter zeigte eine CSB-Abbauraten von 84 %, der mesophile von 78 %. Der CSB-Bemessungswert der Fermenter wurde mit 127 g/l viel zu hoch angenommen, auf den Betrieb der Fermenter hat dies jedoch keinen Einfluss.

Im Vergleich der Ablaufwerte der Fermenter mit dem Auslegungswert des SBR fällt auf, dass dieser mit einem CSB von 1000 mg/l als unterdimensioniert anzusehen ist. Durch die Erweiterung der Betriebskläranlage auf vorgeschaltete Denitrifikation, Nachfällbehälter und Schlammendickung wurde jedoch angemessen auf die höheren CSB-Ablaufwerte reagiert.

Beim der folgenden Tabelle sind vergleichend die Abbauraten für TR, oTR und CSB sowie die spezifischen Gasproduktionen der beiden Fermenter aufgeführt. Der Methangehalt des Gases beider Fermenter lag über den gesamten Untersuchungszeitraum sehr konstant bei 50 – 52 %.

Tabelle 4: Abbauraten und spezifische Gasproduktionen der beiden Fermenter.

| | TR-Abbau | oTR-Abbau | CSB-Abbau | Gasproduktion* |
|------------------------|----------|-----------|-----------|----------------|
| Mesophiler Fermenter | 77 % | 87 % | 78 % | 0,69 |
| Thermophiler Fermenter | 80 % | 89 % | 84 % | 0,84 |

*) Gasproduktion in Nm³/kg oTR zugeführt

Auffällig ist, dass der thermophile Fermenter bei fast gleicher Raumbelastung von ca. 2 kg oTR/(m³*d) 19 % mehr Biogas produzierte (nur bezogen auf die Gasmengenmessungen) als der mesophile Fermenter. Bezogen auf TR / CSB Bilanzierungen verringert sich diese Mehrproduktion auf 5 – 15 %.

Auch die Stickstoffkonzentrationen der beiden Fermenter zeigten Unterschiede, die in der folgenden Tabelle dargestellt sind:

Tabelle 5: Stickstoffkonzentrationen der Fermenter,

| | | mesophiler Fermenter | thermophiler Fermenter |
|-----------|---------------------------|----------------------|------------------------|
| Zulauf | N _{ges} [mg/l] | 990 | 990 |
| | NH ₄ -N [mg/l] | 64 | 64 |
| Fermenter | N _{ges} [mg/l] | 1131 | 1274 |
| | NH ₄ -N [mg/l] | 332 | 545 |
| Ablauf | N _{ges} [mg/l] | 1132 | 1177 |
| | NH ₄ -N [mg/l] | 334 | 528 |

Als Grund für diesen Unterschied kann nur der höhere oTS bzw. CSB Abbaugrad mittels der etwas höheren Biogasproduktion in Frage kommen: Dieser zusätzliche Abbau führt zu einer zusätzlichen Ammonifikation.

Bei der Untersuchung des Aufkonzentrierungsgrades der beiden Fermenter zeigte sich, dass der thermophile Fermenter im Schnitt 8 % des N_{ges} im FAR zurückhält. Es wurden jedoch auch Rückhalteraten von bis zu 20 % gemessen. Bei dem mesophilen Fermenter konnte dagegen nur ein Aufkonzentrierungsgrad von 5 % ermittelt werden.

Bei der Berechnung des Anteiles von $\text{NH}_4\text{-N}$ an N_{ges} im Fermenter konnte gezeigt werden, dass der thermophile Fermenter in der Lage war, 42 % des vorliegenden N_{ges} zu $\text{NH}_4\text{-N}$ aufzuschließen, und der mesophile Fermenter bei dieser Betrachtung nur auf einen Aufschluss von 28 % kam. Somit ist für den Aufschluss von N_{ges} zu $\text{NH}_4\text{-N}$ ein Vorteil durch die thermophile Verfahrensvariante gegeben. Bezogen auf die erhöhte Rückbelastung der Nachbehandlung der Gärreste ist es allerdings ein Nachteil.

Sehr auffällig war, dass bei nahezu allen Einzelmessungen über den gesamten Untersuchungszeitraum, also im Fließgleichgewicht, die N_{ges} -Konzentrationen nicht nur in den beiden Fermentern (was teilweise durch den FAR-Rückhalt erklärt werden kann) sondern auch in beiden FAR signifikant (ca. 16 %) höher waren/sind als in der Gesamt-Zufuhr. Das kann nur mit systematischen Messungenauigkeiten der Zufuhrfraktionen, insbesondere der festen Fraktionen, erklärt werden: Die N_{ges} -Messung beruht auf einem Chemo-/Thermo-Aufschluss des Substrates vor der eigentlichen photometrischen Messung. Auf Grund analoger Massenbilanz-Inkonsistenzen bei Messuntersuchungen anderer Substrate bisheriger Projekte gehen wir davon aus, dass diese Aufschlüsse bei vielen Substraten nicht vollständig sind und es daher zu einer zu geringen N_{ges} -Messung kommt. Diese Aufschluss-Problematik ist bei Fermenter- und FAR-Proben viel geringer, weil dort schon ein Großteil (fast 50 %) des N_{ges} als unproblematisch zu messender $\text{NH}_4\text{-N}$ vorliegt und weil die Substrate durch den Fermentationsprozess schon sehr weitgehend homogenisiert worden sind. Daher ist davon auszugehen, dass die „richtigen“ N_{ges} -Werte (auch bezogen auf den Zulauf) im Ablauf und im Fermenter zu finden sind.

Wie schon beim Stickstoff kam es auch beim Phosphor dazu, dass es durch den TS-Rückhalt im FAR zu einer Aufkonzentrierung von P_{ges} und $\text{PO}_4\text{-P}$ in den Fermentern kam. Die noch deutlicher erhöhten Ablaufwerte im Vergleich zu den Zulaufwerten (ca. 29 %) werden analog der N_{ges} -Aufschlussproblematik erklärt.

Die folgende Tabelle zeigt eine Übersicht über die Phosphorkonzentrationen.

Tabelle 6: Phosphorkonzentrationen der Fermenter.

| | | mesophiler Fermenter | thermophiler Fermenter |
|-----------|--------------------------------|----------------------|------------------------|
| Zulauf | P_{ges} [mg/l] | 186 | 186 |
| | $\text{PO}_4\text{-P}$ [mg/l] | 121 | 121 |
| Fermenter | P_{ges} [mg/l] | 240 | 308 |
| | $\text{PO}_4\text{-P}$ [mg/l] | 187 | 264 |
| Ablauf | P_{ges} [mg/l] | 234 | 251 |
| | $\text{PO}_4\text{-P}$ [mg/l] | 185 | 218 |

Im mesophilen Fermenter ergibt sich daraus ein Rückhaltegrad für P_{ges} im FAR von 5 %, für den thermophilen Fermenter von durchschnittlich 18 %. Der thermophile Fermenter war in der Lage, das vorliegende P_{ges} zu 85 % in $\text{PO}_4\text{-P}$ aufzuschließen, der mesophile Fermenter jedoch nur zu durchschnittlich 77 %. Diese sehr hohe $\text{PO}_4\text{-P}$ Rücklösung kann nur damit erklärt werden, dass das (durch den Substratabbau) rückgelöste Phosphat nicht oder kaum als Struvit ($\text{Mg}^{2+}\text{NH}_4^+\text{PO}_4^{3-}$) ausfällt. Das wiederum kann nur an dem vergleichsweise geringen pH Wert (6,9 – 7,1 während des gesamten Untersuchungszeitraumes), den vergleichsweise geringen $\text{NH}_4\text{-N}$ Konzentrationen und wahrscheinlich geringen Mg^{2+} -Konzentrationen liegen. Damit liegen günstige Voraussetzungen für eine Struvit Rückgewinnung aus den Gärresten vor (siehe nächstes Kapitel) da im Mittel die „fällbaren“ $\text{PO}_4\text{-P}$ Konzentrationen bei vergleichsweise hohen 225 mg/l liegen.

Im mesophilen Fermenter konnte ein Rückhalt von TS zwischen 0,1 - 11 % festgestellt werden, der im Mittel bei 5,6 % lag. Dagegen zeigte der thermophile Fermenter einen wesentlich besseren TR-Rückhalt zwischen 15 - 37 %. Im Mittel konnte für den thermophilen Fermenter ein TS-Rückhalt von 25 % festgestellt werden. Daraus lässt sich schließen, dass die Biomasse des thermophilen Fermenters bessere Absetzeigenschaften zeigt als die des mesophilen Fermenters.

Von allen Stoffbilanzierungen erwies sich die $\text{NH}_4\text{-N}$ Bilanzierung als diejenige, die am genauesten mit den unterschiedlichen Gaserträgen bzw. CSB Abbaugraden der beiden Fermenter zur Deckung gebracht werden konnte.

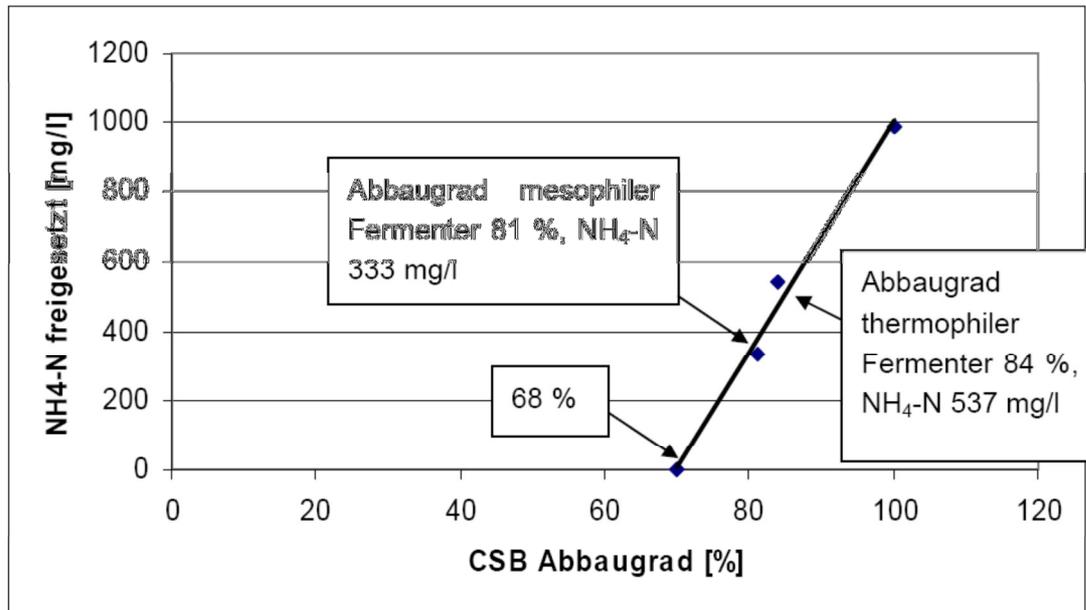


Abbildung 7: Korrelation $\text{NH}_4\text{-N}$ freigesetzt zu CSB-Abbaugrad.

In der Abbildung 7 ist die freigesetzte $\text{NH}_4\text{-N}$ Konzentration der beiden mittleren Fermenterabläufe sowie der Ausgangszulaufwert zum mittleren CSB-Abbaugrad aufgeführt. Der Schnittpunkt der Regressionsgrade mit der X-Achse an der Stelle, wo keine NH_4^+ -Freisetzung erfolgt bzw. wo der gesamte Stickstoff des Zulaufs für den Aufbau der Faulschlamm biomasse benötigt wurde, kennzeichnet den CSB-Abbaugrad, der erforderlich ist, damit genügend N für die Faulschlamm bildung ammonifiziert worden ist.

Damit ist es möglich bei gewünschten/möglichen Abbaugrad den Mindest-N im Zulauf zu bemessen. Zudem besteht damit die Möglichkeit über die freigesetzte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration den CSB-Abbaugrad bzw. den Biogasertrag indirekt zu ermitteln.

Voraussetzung dafür ist allerdings, dass der gesamte ammonifizierte Stickstoff, also der aus dem N_{ges} im Verlaufe der Fermentation freigesetzte NH_4^+ , nicht nachfolgend wieder ausfällt, beispielsweise als Struvit. Und das ist auf Grund der sehr hohen $\text{P}_{04}\text{-P}$ Freisetzung (siehe Seite 23) höchstwahrscheinlich der Fall.

7.2.3 Biogaspotenzial der aeroben SBR-Überschuss-Schlämme und der Algenbiomasse

Auf Grund der Probleme mit dem großtechnischen MAK-Betrieb (siehe Seite 18) konnten keine ausreichend reine Algenbiomasse geerntet werden, und somit auch keine chemischen Charakterisierungen und BMP - Tests mit Algenbiomasse durchgeführt werden. In den letzten Jahren sind dazu allerdings andere Projekte durchgeführt worden. In allen Fällen wurde von vergleichsweise geringen Biogasausbeuten berichtet (300 – 500 l Biogas/kg oTS Algenbiomasse, ca. 60 % Methan). Das ist im Vergleich zu den Biogasausbeuten der Gemüsereste und Gemüsespülwasser der Fa. Gemüse Meyer ca. 40 % weniger. Möglicherweise haben viele planktische Algenarten Resistenzen gegen einen anaeroben Abbau entwickelt, um im natürlichen Ökosystem längere Ruhestadien überleben zu können.

Bemerkenswert sind die vergleichsweise hohen N-Gehalte in den Algenbiomassen. Es wird von 7 bis 9 % bezogen auf den TS berichtet. Im Vergleich hierzu weisen aerobe Überschuss-Schlämme von Kläranlagen „nur“ ca. 5 % N in TS auf. Daraus kann abgeleitet werden, dass Algenmassenkulturen

hervorragend als N-Senke geeignet sind, dafür aber als Biomasse für die Biogasproduktion weniger Ertrag als erwartet bringen; das hat aber den positiven Nebeneffekt, dass dadurch auch weniger N rückgelöst wird und die Nährstoff-Rückgewinnung somit einfacher wäre.

Mit den aeroben SBR Überschuss-Schlämmen sind dagegen mesophile und thermophile BMP-Tests durchgeführt worden. Ziel dieser Untersuchungen war, die Eignung dieser intern produzierten Biomasse für eine Rückführung in die Fermenter zu evaluieren.

Tabelle 7: BMP von aeroben SBR-Überschuss-Schlämmen unter thermophilen und mesophilen Bedingungen.

| BMP (l Biogas/kg oTS) | Mesophil (39 °C) | Thermophil (52 °C) |
|--------------------------------|------------------|--------------------|
| Aerober SBR-Überschuss-Schlamm | 100 | 200 |

Aerobe Überschuss-Schlämme aus kommunalen Kläranlagen weisen Werte von 200 – 300 l Biogas/(kg oTS) auf und somit deutlich weniger als Primärschlämme, die bei 400 – 500 l Biogas/(kg oTS) liegen. Das ist unmittelbar nachvollziehbar, da die aeroben Überschuss-Schlämme als Produkt einer aeroben Behandlung (meistens sogar mit Nitri-/Denitrifikation, d.h. einem hohen Schlammalter von über 10 Tagen) insbesondere den CSB Anteil schon veratmet haben, der besonders schnell abbaubar ist.

Die aeroben Überschuss-Schlämme der GM (siehe Tabelle 7) haben ein viel geringeres BMP. Es ist allerdings zu bedenken, dass die gesamte CSB/BSB Zufuhr in die aerobe SBR Biologie zuvor einer intensiven anaeroben Behandlung unterzogen worden ist, bei dem die anaerob gut abbaubaren Bestandteile somit alle schon zu Biogas umgewandelt worden sind. Diese Überschuss-Schlämme werden daher mit besonders hohen CSB-Fraktionen behaftet sein, die gar nicht oder nur sehr langsam anaerob abbaubar sind. Insofern ist das geringe Biogaspotenzial nachvollziehbar. Ausgehend davon, dass über 80 % des CSB schon in den Fermentern zu Biogas umgewandelt worden ist und in der aeroben SBR-Biologie noch ca. 35 % aerob veratmet werden, stellt der aerobe Überschuss-Schlamm nur ca. 5 % der oTS bzw. CSB Fracht des Zulaufes zu den Fermentern dar. Mit im Mittel nur 150 l Biogas/kg oTS wäre der bilanzielle Beitrag dieses Überschuss-Schlamm zur Gesamtbiogas Produktion nur ca. $0,05 \times 150/750 = 1 \%$. Auf Wunsch des Kunden GM (Die Gesamt-Überschuss-Schlammmenge sollte reduziert werden, da die Schlamm-Entsorgung einen bedeutenden Kostenfaktor darstellt) wurden die maschinell eingedickten aeroben SBR-Überschuss-Schlämme (ca. 30 m³/d) trotzdem für mehrere Wochen in den anaeroben Fermentern rezykliert. In der Fermentation konnte keine signifikante Erhöhung der Gasproduktion festgestellt werden, allerdings auch keine Verringerung, was angesichts der deutlichen hydraulischen Mehrbelastung überraschend war. Nach einigen Wochen kam es allerdings zu erheblichen Betriebsproblemen in der Nachfällung: Der refraktäre, gelöste CSB konnte nicht unterhalb des erforderlichen Grenzwertes von 120 mg/l CSB reduziert werden und deshalb wurde die Rückführung der aeroben Überschuss-Schlämme in die Fermentation beendet. Es wird vermutet, dass mit dieser Rückführung der kolloidale und überwiegend gefällte CSB immer weiter angestiegen ist und es unter anaeroben Verhältnissen teilweise zu einer Rücklösung dieses CSB gekommen ist, der die Probleme verursacht hat.

Da mit der online Kalibrierungsmethode der großtechnischen Anlagenparameter (siehe Kapitel 7.3.2) ein kalibriertes Modell erstellt werden konnte, das zu einer weitgehenden Deckung aller wichtigen Fermentationsparameter führte (Biogasmenge, oTR-, TR- und CSB-Abbaugrad, NH₄-N Freisetzung), wurden keine zusätzlichen BMP-Versuche mit den Zufuhrsubstraten durchgeführt.

7.2.4 Versuche zur Struvit-Rückgewinnung aus den Gärresten

Durch die erforderliche Veränderung der Verfahrenstechnik wird Phosphor (als gelöstes Ortho-Phosphat, PO₄³⁻) nicht mittels Umkehrosiose sondern mittels der FeCl₃-Nachfällung aus der Wasserphase entfernt. Die zwecks CSB Elimination installierte Fe(III) Nachfällung fällt parallel zum CSB auch das Ortho-Phosphat nahezu vollständig auf unter 0,5 mg/l PO₄-P aus.

Auf Grund der vergleichsweise hohen gelösten $\text{PO}_4\text{-P}$ Konzentration im Gärrest von 180 mg/l im mesophilen Betrieb ist eine stöchiometrisch entsprechend hohe Zugabe von Fe(III) erforderlich, um das gesamte Ortho-Phosphat zu fällen. Deshalb wurden Versuche zur Struvit-Ausfällung als alternative P-Rückgewinnung aus dem Gärrest durchgeführt.

Dabei wurde in einem ersten Schritt der Gärrest im Labormaßstab (1 l Glaszylinder) mit einer Aquarienpumpe und einem Belüftungstäbchen nur belüftet. Mit der Belüftung erfolgte eine CO_2 -Strippung und damit eine Alkalisierung des Gärrestes. Bei jedem durchgeführten Versuch ergab sich ein pH-Wert-Anstieg von 7,0 auf ca. 8,5. Mit diesem Anstieg erfolgt eine starke Verschiebung des Struvit-Löslichkeitsproduktes in Richtung Ausfällung, da die PO_4^{3-} -Konzentration auf Kosten der HPO_4^{2-} -Konzentration stark ansteigt. Eine Messung der $\text{PO}_4\text{-P}$ Konzentration nach der Belüftung zeigte eine deutliche Verringerung im Vergleich zum Belüftungsbeginn. Da die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration in dieser Zeit iso-stöchiometrisch reduziert wurde, kann von einer Struvit-Fällung ausgegangen werden.

Weiterhin wurden Versuche mit und ohne Belüftung zur Verbesserung der Fällung durch Zugabe von MgCl_2 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$ und MgO durchgeführt. Die Ergebnisse aller Versuche sind in Tabelle 8 aufgeführt.

Tabelle 8: Ergebnisse der Versuche zur Struvit Fällung mittels Belüftung und/oder Zugabe von Magnesiumsalzen mit und ohne Belüftung. Die Magnesiumsalz - Zugaben erfolgten 20 % überstöchiometrisch, bezogen auf die anfänglichen $\text{PO}_4\text{-P}$ Konzentrationen.

| Probe | pH | $\text{PO}_4\text{-P}$ |
|---|------|------------------------|
| | [-] | [mg/l] |
| mesophiler Fermenter | | |
| Proben vom 04.06.2009 | | |
| Überstand | 6,95 | 53.14 |
| Überstand nach 15 min Belüftung | 8,42 | 25.52 |
| Proben vom 05.06.2009 | | |
| Überstand | 7,07 | 64.84 |
| Überstand nach 15 min Belüftung | 8,40 | 24.02 |
| Überstand nach Zugabe von MgCl_2 und 15 min Rührung | 7,40 | 64.54 |
| Überstand nach Zugabe von MgCl_2 und 15 min Belüftung | 8,16 | 33.62 |
| thermophiler Fermenter | | |
| Proben vom 04.06.2009 | | |
| Überstand | 7,34 | 64.84 |
| Überstand nach 15 min Belüftung | 8,60 | 45.33 |
| Proben vom 05.06.2009 | | |
| Überstand | 7,31 | 72.05 |
| Überstand nach 15 min Belüftung | 8,57 | 47.13 |
| Überstand nach Zugabe von MgCl_2 und 15 min Rührung | 7,53 | 67.54 |
| Überstand nach Zugabe von MgCl_2 und 15 min Belüftung | 8,56 | 47.73 |
| Proben vom 08.06.2009 | | |
| Überstand | 7,28 | 75.65 |
| Überstand nach 15 min Belüftung | 8,53 | 48.23 |
| Überstand nach Zugabe von MgCl_2 und 15 min Belüftung | 8,56 | 54.04 |
| Proben vom 11.06.2009 | | |
| Überstand | 7,14 | 80.75 |
| Überstand nach 15 min Belüftung | 8,50 | 54.17 |
| Überstand nach Zugabe von MgCl_2 und 15 min Belüftung | 8,56 | 57.23 |
| Überstand nach Zugabe von $\text{Mg}(\text{OH})_2$ und 15 min Belüftung | 8,49 | 33.02 |
| Überstand nach Zugabe von MgO und 15 min Belüftung | 8,76 | 21.91 |

Die Versuche zeigen, dass mit dem mesophilen Überstand das Phosphat nur mittels Belüftung um 50 - 60 % reduziert werden kann, beim thermophilen Überstand dagegen nur um ca. 35 %. Mit MgCl_2 -Zugaben ohne Belüftung wurde nahezu keine P-Fällung erreicht. Diese Zugabe implizierte auch den geringsten pH-Wert Anstieg. Bemerkenswerterweise ergaben die MgCl_2 -Zugaben mit Belüftung zwar

gewisse P-Fällungen; diese waren aber nie so hoch wie bei den Versuchen nur mit Belüftung. Das lag möglicherweise daran, dass bei Belüftung und MgCl₂-Zugabe der pH-Wert-Anstieg geringer war als bei nur Belüftung. Die besten Fällergebnisse ergaben sich bei Belüftung und Zugabe von MgOH (60 %) und MgO (72 %). Das war insofern überraschend, da mit diesen beiden Fällmitteln der pH-Wert nicht weiter angehoben wurde als mit MgCl₂.

Schlussfolgerung: Es ist möglich den PO₄-P-Anteil im Flüssiggärrest nach der Fermentation nur mittels Belüftung um ca. 50 % zu reduzieren, mittels Mg(OH)₂ oder MgO sogar um 60 – 70 %. Damit könnte ein gewisser Anteil an der für die erforderliche CSB- und P-Reduktion erforderlichen FeCl₃ Dosierung im Nachfällreaktor eingespart werden. Aus Sicht des Betriebes GM überwiegen die Aufwendungen zurzeit jedoch die Einsparungen.

7.3 Untersuchung des Absetzverhaltens der FAR

Das Absetzverhalten der beiden FAR wurde detailliert untersucht (Ptak 2009) Für jeden FAR wurde bestimmt, welche Betriebsweise (ohne Gas- und Umwälzpumpe; mit Gaspumpe; mit Umwälzpumpe, mit Gas- und Umwälzpumpe) bei verschiedenen Zeiten das beste Absetzverhalten hervorbrachte. Für die beste Betriebsweise wurden für jeden FAR eine CSB-Bilanz bis zur Schlammrückführung und eine CSB-Bilanz bis zur Trübwasserentnahme erstellt (siehe Tabelle 8).

Im Nachfolgenden sind beispielhaft die Ergebnisse von vier Versuchsreihen dargestellt.

FAR des mesophilen Fermenters

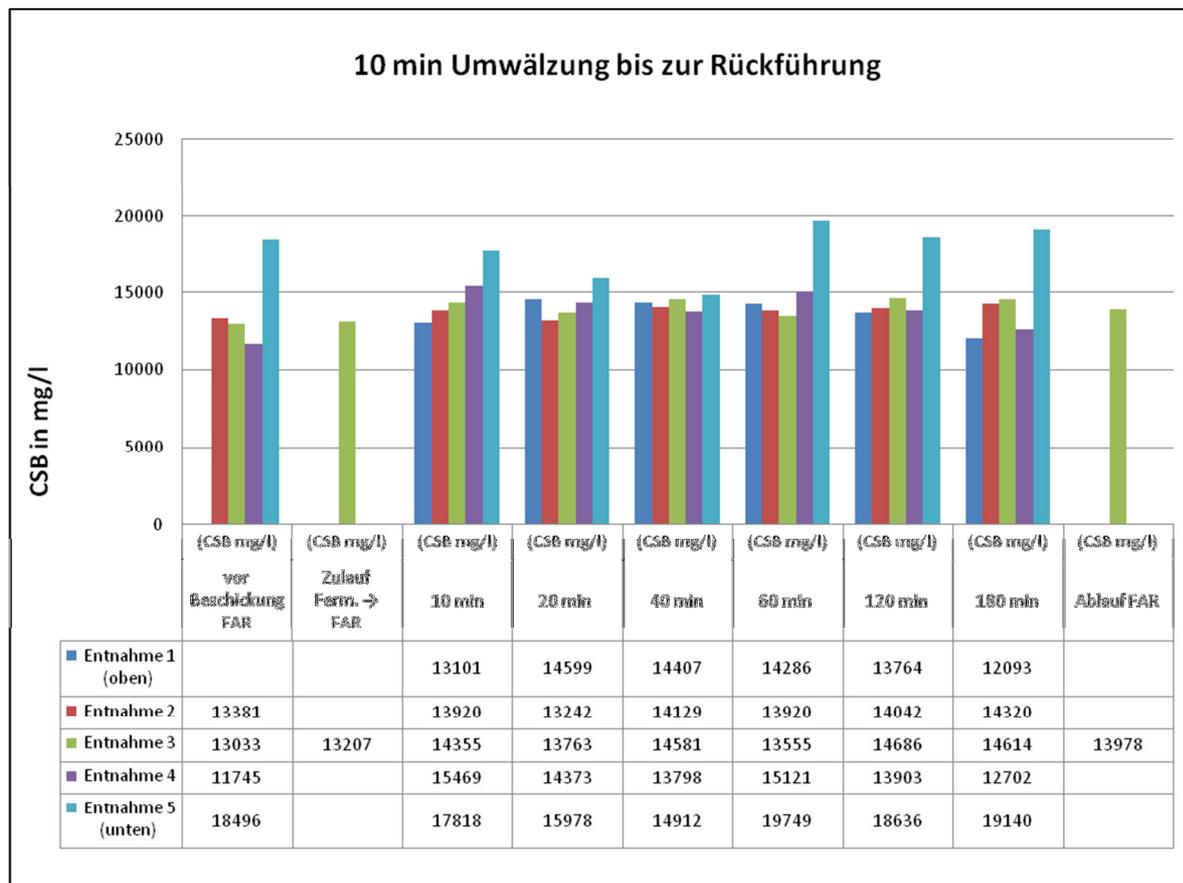


Abbildung 8: Mesophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Schlammrückführung, beste Einstellung 10 min Umwälzung.

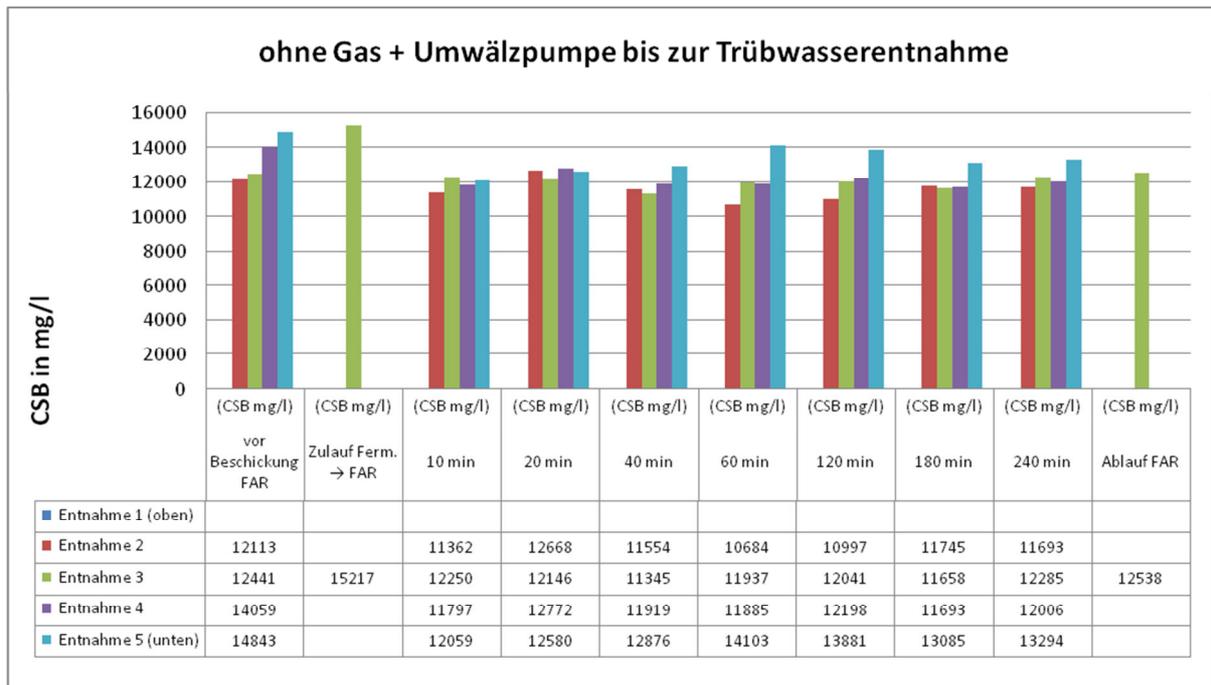


Abbildung 9: Mesophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Trübwasserentnahme nach der Schlammrückführung, beste Einstellung ohne Gas- und Umwälzpumpe.

Das Absetzverhalten und der Rückhalt im mesophilen FAR sind nicht sehr gut, was vermutlich mit dem spezifischem Substrat, der Temperatur und der dadurch verbundenen Viskosität des Materials zusammenhängt. Durch das generell schlechte Absetzen schon im Fermenter (hierzu wurden stichprobenartig parallel Messungen durchgeführt) gelangt folglich bei den Beschickungen der FAR noch zu viel Schlamm in den FAR. Durch das im Schlamm noch gebundene Gas schwimmt dieser auf und kann sich nicht absetzen. Die Messergebnisse zeigen, dass sich eine reine Wasser/Schlammtrennung nicht einstellt. Auch Versuche, die Schwimmschicht mit der nachträglich installierten Umwälzpumpe zu zerschlagen, erbrachten keine signifikanten Verbesserungen. Es konnte im Durchschnitt ein Rückhaltevermögen im FAR I von ca. 5 % erreicht werden bei der besten Betriebseinstellung (siehe Tabelle 8) waren es 17 %.

Das Absetzverhalten und der Rückhalt im thermophilen FAR funktioniert gut, was vermutlich mit der höheren Temperatur und der dadurch geringeren Viskosität des Mediums zusammen hängt. Im FAR bildet sich abhängig vom Material und Gas eine Schwimmschlammschicht. Die Messergebnisse zeigen, dass sich keine reine Wasser/Schlammtrennung einstellt. Versuche die Schwimmschicht mit der Inbetriebnahme der Umwälzung zu zerschlagen, erwiesen sich als unwirksam. Es konnte ein durchschnittliches Rückhaltevermögen im FAR II von ca. 19,8 % und bei der besten Betriebseinstellung (siehe Tabelle 8) von 33 % erreicht werden.

FAR des thermophilen Fermenters

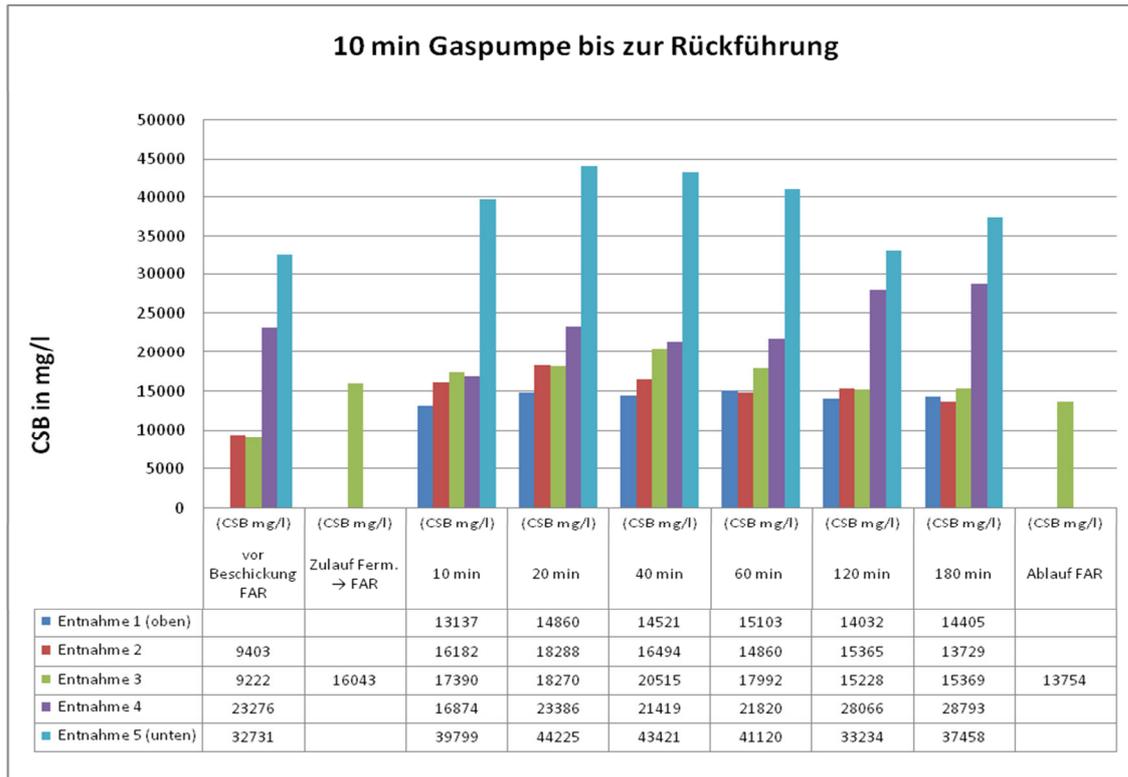


Abbildung 10: Thermophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Schlammrückführung, beste Einstellung 10 min mit Gas Pumpe.

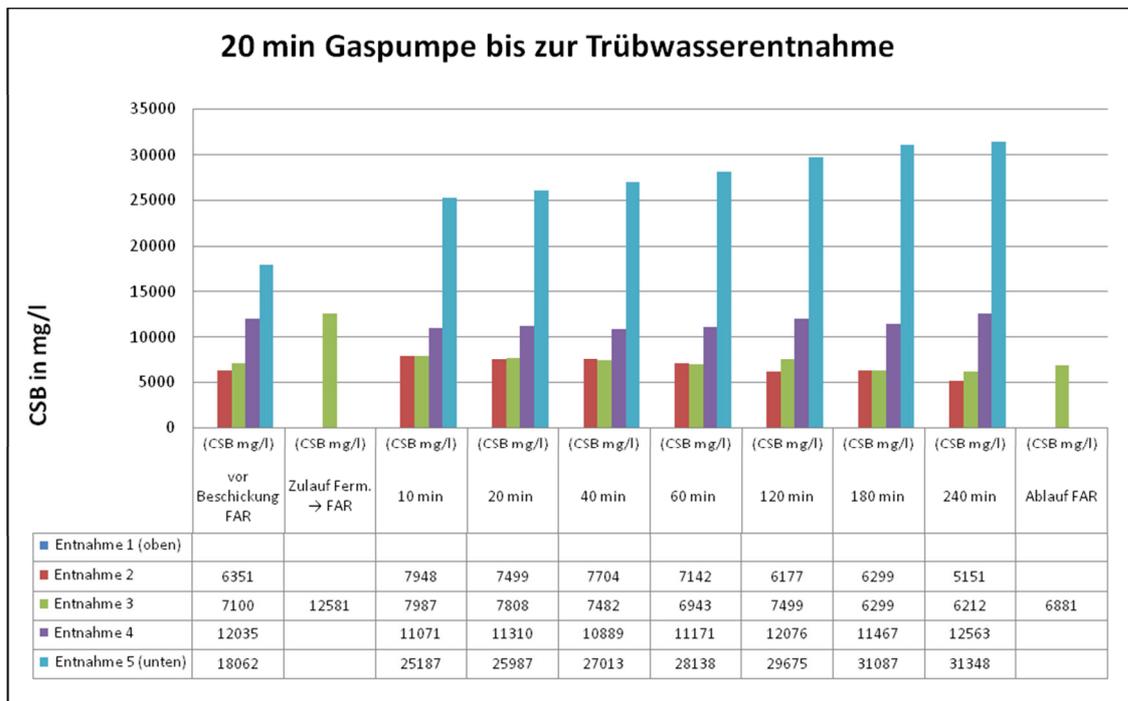


Abbildung 11: Thermophiler FAR, CSB-Bilanz bis zur Trübwasserentnahme nach der Schlammrückführung, beste Einstellung 20 min mit Gaspumpe.

7.3.1 Vergleich der FAR der beiden Fermenter

Der Ablauf und die Rückführung wurden weitestgehend vom TS/CSB-Rückhalt im FAR bestimmt. Eine Beurteilung nur über den TR ist ungeeignet, da im TR auch gelöste Salze und der kolloidal gelöste CSB mit erfasst werden. Diese Inhaltsstoffe sind jedoch nicht absetzbar und liegen im Abwasser gelöst vor. Mit dem CSB werden dagegen insbesondere die partikulären Bestandteile erfasst.

Der Rückhalt an Faulschlamm im thermophilen FAR ist gegenüber dem mesophilen FAR wesentlich besser. Das höchste Rückhaltevermögen im thermophilen FAR ist 33 % und im mesophilen FAR 17 %. Ein Grund für das bessere Absetzverhalten im FAR II kann die höhere Temperatur sein (52 °C gegenüber 39 °C), da dann die Viskosität geringer ist. Außerdem ist der thermophile Fermenter weitergehend ausgegast womit die weitere Gasblasenbildung verringert ist. Daher stellt sich schon im thermophilen Fermenter ein besseres Absetzverhalten ein. Ansonsten sind die Absetzeigenschaften bei beiden problematisch, da sie eine Schwimmschlammschicht bilden und dadurch ein gewisser Teil immer wieder mit in den Ablauf des FAR gelangt.

Generell ist die Betriebsweise mit der Gaspumpe für die Rückführungen in die Fermenter die effektivste Einstellung für das Absetzverhalten. Bis zur Entnahme von Trübwasser aus dem FAR wäre diese Einstellung geeignet, aber in Hinsicht auf die hohen Energiekosten würde auch eine normale Absetzphase ohne Aggregate ausreichen.

In der nachfolgenden Tabelle sind die durchschnittlichen Rückhalteigenschaften der beiden FAR in Abhängigkeit von verschiedenen Betriebsweisen vergleichend dargestellt.

Nach Abschluss dieser Arbeiten und den Ergebnissen gemäß Tabelle 8 hat sich der Betreiber GM dafür entschieden, die beiden Umwälzpumpen ganz außer Betrieb zu nehmen. Die Gaspumpen sind jedoch weiterhin in Betrieb. Sie führen zwar zu keiner signifikanten Verbesserung der FAR Betriebe, es wird aber mehr Biogas gewonnen.

Nachfolgend ergab sich für den Betrieb eine Effektivität des thermophilen FAR von ca. 50 % und für den mesophilen von ca. 15 %.

Die FAR Ergebnisse führten in der Nachfolgezeit dazu, dass eine Vielzahl an unterschiedlichen Betriebsweisen der Fermenter (mit aber auch ohne FAR) simulatorisch untersucht wurden, siehe hierzu insbesondere das Kapitel 7.3.2.10.

Tabelle 9: Vergleich zwischen FAR I des mesophilen Fermenters und FAR II des thermophilen Fermenters in Bezug auf verschiedene Betriebsweisen.

| Vergleich FAR I + II - bis Schlammrückführung | Faktoren | FAR I | Absetz- eigenschaften | FAR II | Absetz- eigenschaften | Vergleich Abbau (FAR II zu FAR I) |
|--|-----------------|---------------------|----------------------------------|---------------------|----------------------------------|--|
| | | Ø - Faktoren | % | Ø - Faktoren | | |
| ohne Gas+Umwälzpumpe bis Schlammrückführung | 1,00 | 0,965 | -3,50 | 1,305 | 30,50 | 35,23 |
| mit 10/20/40 und 60 min Gaspumpe bis Schlammrückführung | 1,00 | 1,038 | 3,80 | 1,333 | 33,30 | 28,42 |
| mit 10/20/40 und 60 min Umwälzpumpe bis Schlammrückführung | 1,00 | 1,015 | 1,50 | 1,097 | 9,70 | 8,08 |
| mit 10/20/40 und 60 min Gas + Umwälzpumpe bis Schlammrückführung | 1,00 | 1,007 | 0,70 | 1,052 | 5,20 | 4,47 |
| Vergleich FAR I + II - bis Trübwasserentnahme | | | | | | |
| ohne Gas+Umwälzpumpe bis Trübwasserentnahme | 1,00 | 0,829 | 17,10 | 0,798 | 20,20 | 3,74 |
| mit 10/20/40 und 60 min Gaspumpe bis Trübwasserentnahme | 1,00 | 0,918 | 8,20 | 0,782 | 21,80 | 14,81 |
| mit 10/20/40 und 60 min Umwälzpumpe bis Trübwasserentnahme | 1,00 | 0,975 | 2,50 | 0,869 | 13,10 | 10,87 |
| mit 10/20/40 und 60 min Gas + Umwälzpumpe bis Trübwasserentnahme | 1,00 | 0,964 | 3,60 | 0,761 | 23,90 | 21,06 |
| | | MW | 4,24 | | 19,71 | 15,84 |

7.3.2 Dynamisch-mathematische Simulation der anaeroben Fermenter

Die Simulation des anaeroben Faulungsprozesses wird zunehmend als Werkzeug für die Prozessoptimierung oder die Interpretation beobachteter Phänomene in Forschungsprojekten verwendet. Das am häufigsten verwendete Modell ist das "Anaerobic Digestion Model n°1" (ADM1) (Batstone et al. 2002). Unabhängig vom jeweiligen Modell gibt es stets zwei Kernthemen:

- Fraktionierung und Charakterisierung des Zuflusses (Definition der Zufluss-Zusammensetzung bezüglich der Substratvariablen des Modells)
- Kalibrierung (Abschätzung der sensitiven Parameter des Modells).

7.3.2.1 Fraktionierung und Kalibrierung

Die CSB-Fraktionierung des Substrates, die mit der Simulation die bisher beste Übereinstimmung mit den Messdaten ergab, ist in der folgenden Tabelle dargestellt. Wie erwartet, ist der größte Anteil des CSB des Zuflusses in X_{CH} , ca. ein Drittel ist die lösliche Fraktion, welche durch Prähydrolyse des Prozesswassers im Puffertank entstanden ist, einschließlich S_{ac} für die Einstellung des Zufluss-pH-Wertes.

Tabelle 10: Fraktionierung des Zuflusses. Hinsichtlich der Fraktionierungssymbolik wird verwiesen auf ADM1

| Fraktion | | S_{su} | S_{aa} | S_{fa} | $S_{ac_}$ | S_I | X_I | X_{CH} | X_{PR} | X_{LI} |
|---------------|-------------------------|----------|----------|----------|------------|-------|-------|----------|----------|----------|
| Konzentration | mg/L | 17.7 | 3.8 | 1.6 | 0.3 | 2.3 | 3.9 | 27.8 | 5.9 | 2.4 |
| Fraktion | % of CSB _{ges} | 27.0 | 5.7 | 2.4 | 0.5 | 3.4 | 5.9 | 42.4 | 9.0 | 3.7 |

In den folgenden Abbildungen sind die Ergebnisse beider Fermenter und beider FAR nach Kalibrierung dargestellt.

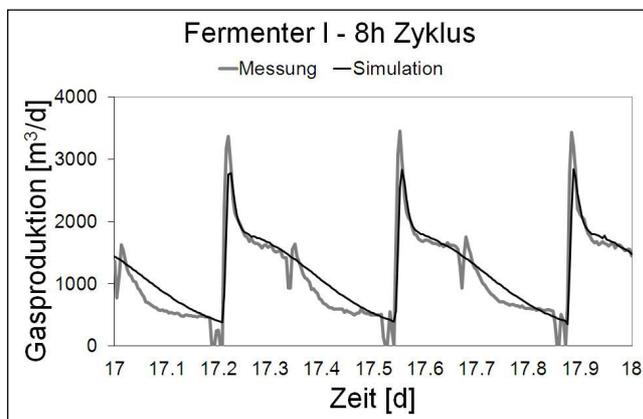


Abbildung 12: Kalibrierungsergebnisse für die Gesamtgasproduktion im mesophilen Fermenter I.

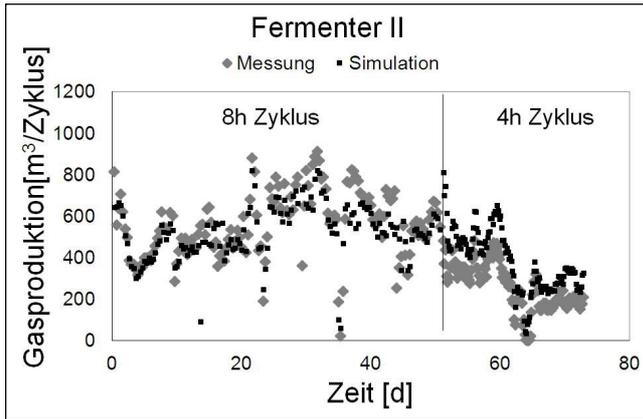


Abbildung 13: Kalibrierungsergebnisse für die Gesamtgasproduktion im thermophilen Fermenter II.

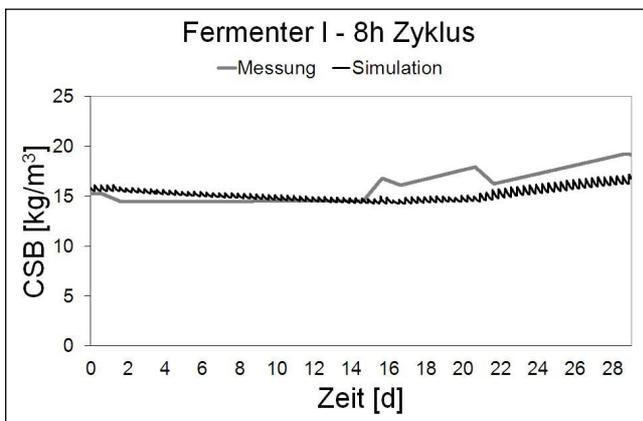


Abbildung 14: Kalibrierungsergebnisse für CSB im mesophilen Fermenter I.

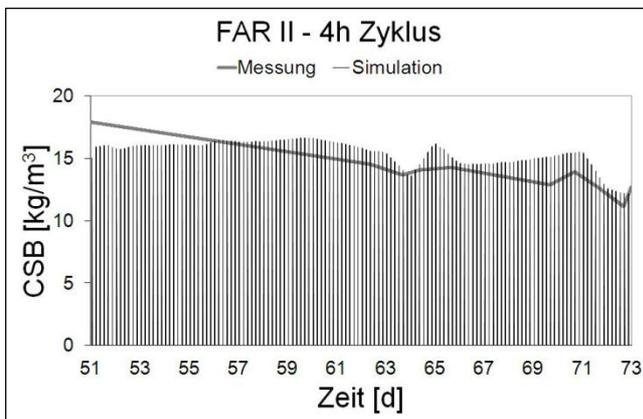


Abbildung 15: Kalibrierungsergebnisse für CSB im Ablauf von FAR II des thermophilen Fermenters II.

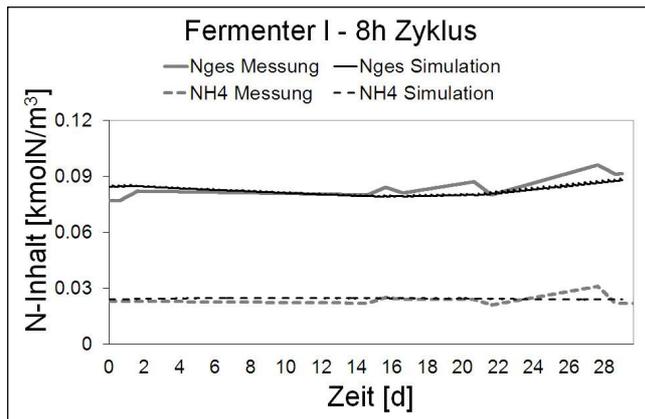


Abbildung 16: Kalibrierungsergebnisse für N_{ges} und NH_4-N im mesophilen Fermenter I.

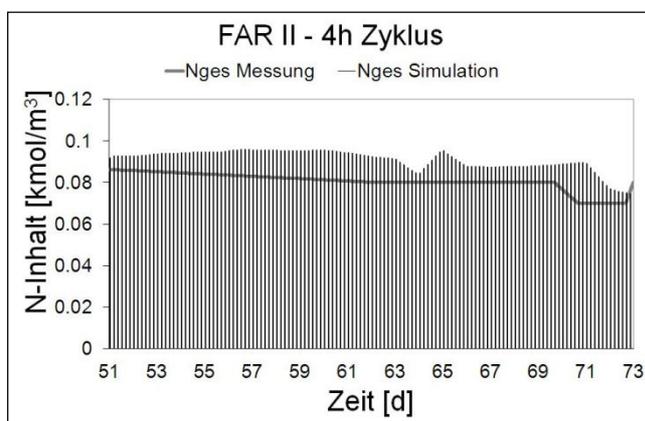


Abbildung 17: Kalibrierungsergebnisse für N_{ges} im Ablauf des FAR II des thermophilen Fermenter II.

Die simulierten Daten für die Gasproduktion, CSB, N_{ges} und die NH_4-N -Konzentration (im mesophilen Fermenter und im FAR-Ablauf) stimmen gut mit den Messdaten überein (Abbildung 12, 14 und 15). Im thermophilen Fermenter und im FAR-Ablauf ist der CSB geringfügig zu niedrig, hingegen ist N_{ges} ein wenig zu hoch. Dies deutet darauf hin, dass X_I (der nicht abbaubare, d. h. refraktäre CSB) ein wenig zu niedrig und dass der X_I -Stickstoff-Gehalt zu hoch war (Abbildung 15 und 17).

Für den mesophilen Fermenter wurde eine CSB-Abbaurrate von 77,4 % und eine Gasproduktion von $0,59 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ CSB simuliert; für den thermophilen Fermenter 79,9 % CSB und $0,612 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ CSB, was gut mit den gemessenen Daten übereinstimmt. Bezüglich der gesamten Gasproduktion waren die durch die löslichen Fraktionen ausgelösten Gasspitzen niedriger als die Messwerte für beide Fermenter (Abbildung 12). Deshalb würden ansteigende lösliche Fraktionen wohl eine bessere Übereinstimmung in den Gaskurven ergeben. Allerdings stimmen sowohl die simulierte gesamte Gasproduktion per Zyklus als auch der Methangehalt in beiden Fermentern gut mit den Messdaten überein (Abbildung 13). Diese Resultate zeigen deutlich, dass die Kalibrierung aufgrund von Stickstoff, NH_4-N - und CSB-Gehalt im Zufluss, Fermenter und Ablauf in Kombination mit der Onlinedaten-Kalibrierungsprozedur, wie sie von Rönner-Holm et al. (2006) beschrieben wurden, eine geeignete Methode für die Kalibrierung von ADM1-Modellen ist, insbesondere für gemischte Substrate in der SBR-Technologie. In diesem Fall ergaben die Fraktionierungsmethoden nach Henze et al. (2002) keine ausreichende Übereinstimmung mit den Messdaten, während Vergleiche mit den Methoden nach Lübken et al. (2007) und Wichern et al. (2008) eine gute Übereinstimmung ergaben.

7.3.2.2 Simulierte Optimierungs-/Kalibrierungsstudien

Während der Messkampagnen enthielt das Ausgangsmaterial im Mittel 65,5 g CSB/l, 990 mg N_{ges} /l und 65 mg $NH_4\text{-N}$ /l. In den anaeroben Fermentern betrug die CSB-Eliminierungsrate annähernd 78,7 % im mesophilen Fermenter und 80,4 % im thermophilen Fermenter. Details sind in Girault et al. (2010) zusammengefasst.

Die Fraktionierungsmethode auf der Basis von balanciert gemessenem CSB, $NH_4\text{-N}$ und Stickstoffkonzentrationen im Fermenter-Zufluss (Zak 2009, Girault et al. 2010) in Kombination mit der Online-Daten-Kalibrierungsprozedur auf der Basis von online gemessenen Gasmengen und -gehalten (Röner-Holm et al. 2006) konnte erfolgreich eingesetzt werden. Die simulierten Daten für den Fermenter- und FAR-Ablauf in Bezug auf die Gasproduktion, CSB-, N_{ges} - und $NH_4\text{-N}$ -Konzentrationen zeigten in jedem Fall eine sehr gute Übereinstimmung mit den gemessenen Daten.

7.3.2.3 Einfluss der Temperatur und maximale Behandlungsmengen

In der Simulation war die Gas- oder Methanproduktion im thermophilen Fermenter (52 °C) immer im Mittel 3 % höher als im mesophilen Fermenter (39 °C) unabhängig davon, welche Betriebsbedingung oder welche Zykluslänge gewählt wurde. Gannoun et al. (2007) berichten von ähnlichen Ergebnissen.

Darüber hinaus konnte der thermophile Fermenter beinahe zweimal so viel CSB-Fracht verarbeiten wie der mesophile Fermenter bevor eine Hemmung auftrat. Die CSB-Abbaurrate war 2 - 4 % höher.

Obwohl thermophile Betriebsbedingungen aufgrund der Freisetzung höherer Ammoniak-Konzentrationen mehr Instabilitäten aufweisen können, war der thermophile Fermenter in diesem Fall stabiler als der mesophile. Eine Hemmung durch zu hohe CSB-Beschickung zeigte sich sowohl in der Simulation als auch bei voller Beschickung beim mesophilen Fermenter. Bei thermophiler Betriebsweise unter voller Beladung zeigte sich keine Hemmung, weil die Maximalbeschickungsgrenze hier nie erreicht wurde.

Aufgrund dieser Ergebnisse kann der Betreiber der Anlage mit Hilfe der Analyse verschiedener Substratzusammensetzungen entscheiden, welche Beschickungsmengen bestimmter Zusammensetzung er für beide Fermenter einsetzen kann, bevor es zu einer Hemmung der Gasproduktion kommt.

Da eine Hemmung immer eintritt, wenn der pH-Wert fällt, wird vermutet, dass die Modellvorhersagen für den pH-Wert immer 0,3 – 0,5 Einheiten niedriger waren als der gemessene Wert. Diese konnten durch Ändern der Anionen/Kationen-Zugabe nicht stabilisiert werden. Deshalb sind aus simulatorischer Sicht wahrscheinlich etwas höhere Beschickungsmengen möglich. Das wurde in der betrieblichen Praxis auch dadurch bestätigt, dass die Anlage unter mesophilen Bedingungen deutlich mehr CSB-Fracht und auch höhere Mengen verarbeiten kann als die Maximalmengen gemäß den Simulationsanalysen. Diese liegen somit bezogen auf die Auslegung auf der sicheren Seite.

7.3.2.4 Einfluss verschiedener Zykluslängen

Abbildung 18 zeigt einen Vergleich der mittleren Methanproduktion bei verschiedenen Zykluslängen mit Substraten niedriger Konzentration sowohl in der mesophilen als auch in der thermophilen Betriebsweise. Die optimale Zykluslänge für beide Temperaturen ist zwei Stunden. Zusätzliche Simulationsanalysen mit Substraten mittlerer, hoher und sehr hoher Konzentration zeigten, dass konstante 2-h-Zyklen in mesophilen/thermophilen Fermentern im parallelen Betrieb im Maximum eine 1 % höherer Methanproduktion erbrachten als ein 8 h-Zyklus.

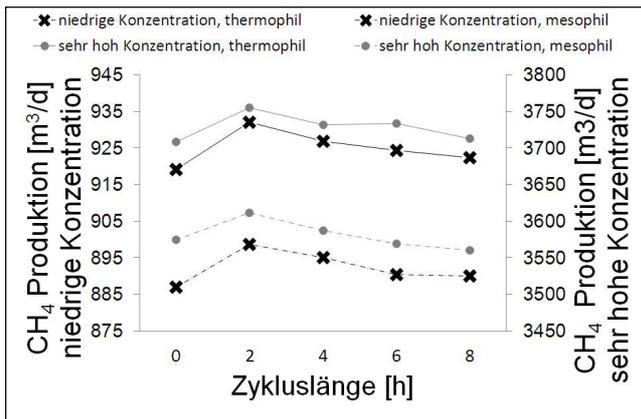


Abbildung 18: Methanproduktion in Abhängigkeit von verschiedenen Zykluslängen für Substrat mit niedriger Konzentration mit 100 % FAR (Zykluslänge: 0 h = kontinuierliche Beschickung über 1,5 h und 0,5 h Pause für FAR; 2, 4, 6, 8 h = 0,5 h Beschickung am Anfang des Zyklus und 0,5 h FAR am Ende des Zyklus)

7.3.2.5 Einfluss der Schlamm-anreicherung

Die Analyse von Zyklen mit Substraten niedriger und mittlerer Konzentration mit und ohne Schlamm-anreicherung zeigten im Fall des mesophilen Fermenters eine bis zu 2 % höhere CSB-Abbauraten und Methanproduktion mit FAR in paralleler und serieller Betriebsweise bei gleichen CSB-Beschickungs-situationen. Der Unterschied der simulierten Schlamm-anreicherung zwischen mesophilen und thermophilem Fermenter stimmte gut mit den gemessenen Werten von ca. 10 % für den mesophilen und ca. 35 % für den thermophilen Fermenter überein. Diese geringen Anreicherungs-raten können durch schlechte Schlamm-sedimentationen zustande kommen. Ursache könnte die hohe Viskosität der vergärten Substrate und/oder eine ungenügende Entgasung sein. Bei voller Auslastung wurden nur Substrate mit niedriger Konzentration untersucht. Deshalb werden weitere Untersuchungen zu verschiedenen Substraten erforderlich sein. Mit der FAR-Betriebsweise ist eine sehr viel höhere maximale CSB-Beschickung möglich, insbesondere für den thermophilen Fermenter. Die Vorteile des FAR-Betriebs steigen mit sinkenden CSB-Beschickungs-raten.

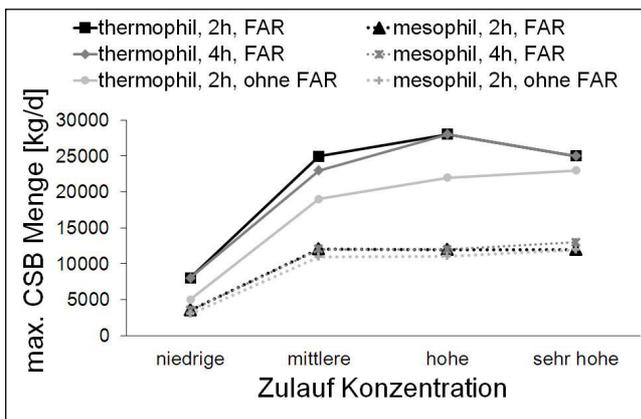


Abbildung 19: Maximale CSB-Fracht in Abhängigkeit von verschiedenen Substraten.

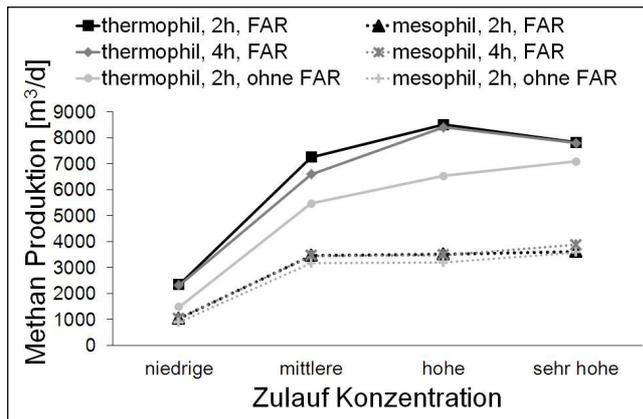


Abbildung 20: Korrespondierende Methanproduktion.

7.3.2.6 Parallele Betriebsart

In der folgenden Tabelle sind die Resultate für die Methanproduktion und den CSB-Abbau in 2-h-Zyklen für alle analysierten Substrate (siehe Tabelle 11) aufgelistet.

Tabelle 11: Simulierte CH₄-Produktion und CSB-Abbau in 2-Stunden-Zyklen mit maximaler Beschickung der Fermenter mit 100 % FAR.

| Substrat | Fermenter | CSB Konzen- tration [kg/m ³] | Beschickungs- CSB- Menge [m ³ /d] | CSB- Menge [kg/d] | CH ₄ Produktion [m ³ /d] | CSB Abbau % |
|-------------------------|------------|--|--|-------------------|--|-------------|
| Niedrige Konzentration | mesophil | 65,5 | 53,9 | 3527 | 1041 | 76,4 |
| | thermophil | 65,5 | 123,1 | 8062 | 2362 | 76,0 |
| Mittlere Konzentration | mesophil | 138 | 87 | 12006 | 3455 | 76,7 |
| | thermophil | 160 | 156 | 24960 | 7250 | 77,4 |
| Hohe Konzentration | mesophil | 165,5 | 72,5 | 11999 | 3509 | 77,2 |
| | thermophil | 386,2 | 72,5 | 28000 | 8505 | 80,4 |
| Sehr hohe Konzentration | mesophil | 333,3 | 36 | 11999 | 3605 | 79,7 |
| | thermophil | 694 | 36 | 24984 | 7824 | 83,1 |

Substrate mit niedrigen Konzentration ergaben die geringsten Gasausbeuten. Diese geringen Konzentrationen (65,5 kg/m³ CSB) entsprachen in etwa den realen Gesamt-Beschickungs-Konzentrationen bei GM. Für den mesophilen Fermenter wurde die höchste CSB-Fracht und die höchste Gasmenge beim Einsatz mittlerer, hoher und sehr hoher Substratkonzentrationen erreicht. Bei allen Substrateinsätzen mit Ausnahme solcher geringer Konzentration ist die maximale CSB-Fracht für den mesophilen Fermenter ähnlich. Im Gegensatz dazu ist beim thermophilen Fermenter eine maximale CSB-Fracht bei Nutzung von Substraten mit hoher Konzentration möglich. Eine lineare Korrelation zwischen Gasmenge und CSB-Fracht wurde für beide Fermenter bei der parallelen Betriebsweise gefunden.

Bemerkenswert war, dass mit den niedrigen Konzentrationen im mesophilen Fermenter die simulato- risch maximal mögliche Beschickungsmenge mit 53,9 m³/d (darüber führt ein pH-Abfall zu einer Hemmung bzw. zum Zusammenbruch des Prozesses) ca. 10 m³/d unter den tatsächlich realisierten Maximalmengen lag. Es wird vermutet, dass die Ursache hierfür in einer unzureichenden pH-Wert- Simulation gelegen hat.

7.3.2.7 Serielle Betriebsart

Bisher funktionieren nur ein 2 h-/2 h-Zyklus, und ein 2 h-/4 h-Zyklus in mesophil/thermophiler und thermophil/ thermophiler serieller Betriebsart und 2 h-/2 h-Zyklen in mesophil/mesophiler Betriebsart. Höhere Zykluslängen-Kombinationen zeigten eine vorzeitige pH-Hemmung.

Ganz gleich, welche Substrat-Konzentrationen genutzt wurden, die höhere Maximum-CSB-Fracht wurde in 2 h-/2 h-Zyklen im Vergleich zu 2 h-/4 h-Zyklen erreicht. Allerdings erbrachten 2 h/4 h-Zyklen eine 1 % höhere Methanmenge. Wieder wurde eine lineare Korrelation zwischen der maximalen CSB-Fracht und der zugehörigen Gasmenge gefunden.

7.3.2.8 Trennung von Feststoffen und Prozesswasser

Auf Basis der kalibrierten und validierten Parameter und auf Grund des Einsatzes von Substraten niedriger Konzentration wurde die Beschickung in Feststoffe und Prozesswasser unterteilt. In der parallelen Betriebsart mit beiden Substratkonzentrationen ergab die Befüllung des mesophilen Fermenters mit Prozesswasser und die Befüllung des thermophilen Fermenters mit Feststoffen eine höhere maximale CSB-Fracht und eine annähernd 3 % höhere Methanproduktion als in der umgekehrten Befüllungssituation. Im Vergleich zu der parallelen Betriebsart mit gemischten Substraten in beiden Fermentern wurde ca. 1 % mehr Methan mit der gesplitteten Befüllung produziert, obwohl die maximale Fracht von 18.500 kg CSB nicht erreicht wurde. Die maximal mögliche CSB-Fracht und Methanproduktion für beide Konzentrationen wurde im seriellen Betrieb erreicht, wenn zunächst die Feststoffe in den Fermenter I gegeben und dann der Ablauf des Fermenters I zusammen mit Prozesswasser in den Fermenter II gegeben wurde. In der seriellen Betriebsart konnten höhere CSB-Frachten als in der Simulation mit gemischtem Substrat abgebaut werden. Solange alle Feststoffe in Fermenter I gefüllt wurden, ergab die serielle Betriebsart im Vergleich zur parallelen Betriebsart die besten Ergebnisse. Allerdings ergaben Simulationen, in denen die Feststoffe in Fermenter II gefüllt wurden, eine höhere Effizienz für die parallele Betriebsart.

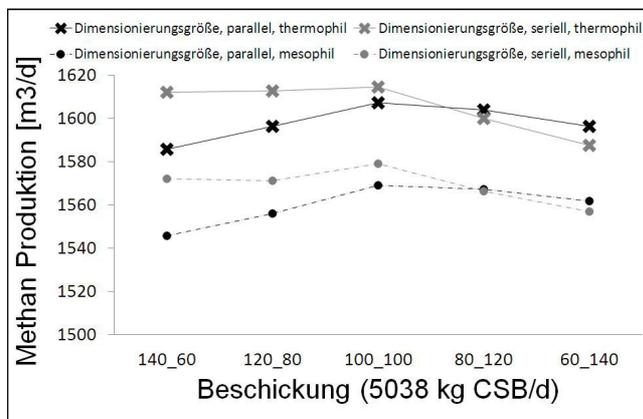


Abbildung 21: Vergleich paralleler und serieller Betriebsweise mit getrennten Feststoffen und Prozesswasser mit vorgegebenen Substratmengen: zum Beispiel bedeutet 140_60 100 % Feststoffe und 40% Prozesswasser im mesophilen Fermenter und 0 % Feststoffe und 60 % Prozesswasser im thermophilen Fermenter.

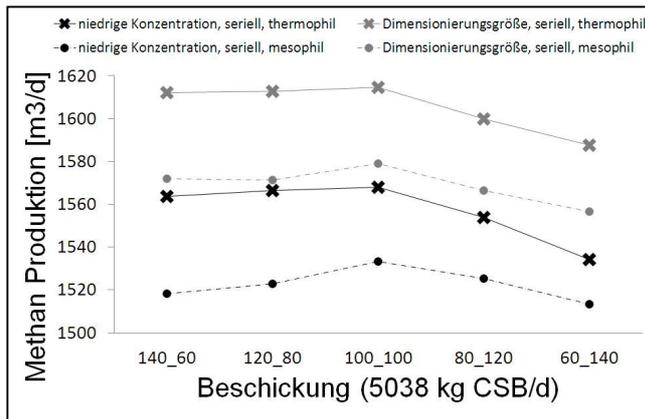


Abbildung 22: Vergleich von Beschickungen mit getrennten Feststoffen und Prozesswasser bei unterschiedlichen Substraten.

7.3.2.9 Vergleich der parallelen und seriellen Betriebsart bei verschiedenen Substrateinsätzen, Temperaturen und FAR Betrieb

Mit der parallelen Betriebsweise wurde im Vergleich zur seriellen Betriebsart (ohne Hemmung mit gemischtem Substrat) mehr als das Doppelte der maximalen CSB-Fracht vergärt. Allerdings wurde in der seriellen Betriebsart bei ähnlichen CSB-Frachten bis zu 2 % mehr Methan produziert. Wieder muss hierbei berücksichtigt werden, dass die Vorhersage des pH-Werts des Modells immer um 0,3 - 0,5 Einheiten geringer war als die tatsächliche Messung. Dies könnte eine zu frühe Inhibition bewirken, besonders im Fall der seriellen Betriebsart, was vielleicht zu geringeren Maximalfrachten führte als bei der parallelen Betriebsart.

Tabelle 12: Simulierte Methanproduktion und CSB-Abbau im 2-h-Zyklus mit maximaler Beschickung für zwei Fermenter in serieller Betriebsweise, 100 % FAR und Schlammrückführung.

| Substrat-Konzentration | niedrig | | mittel | | hoch | | sehr hoch | |
|-----------------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|---------------------|
| | max. CH ₄ - | |
| | CSB Fracht | Produktion | CSB Fracht | Produktion | CSB Fracht | Produktion | CSB Fracht | Produktion |
| Parameter | [kg/d] | [m ³ /d] | [kg/d] | [m ³ /d] | [kg/d] | [m ³ /d] | [kg/d] | [m ³ /d] |
| 2h meso-/2h mesophil | | | | | | | | |
| Mit FAR, Schlammrückführung | 4031 | 1222 | 13028 | 3932 | 15000 | 4574 | 11016 | 3270 |
| Ohne FAR, Schlammrückführung | 4031 | 1218 | 10022 | 3008 | 10000 | 3003 | 10008 | 3100 |
| Ohne FAR, ohne Schlammrückführung | 3023 | 929 | 11006 | 3303 | 10998 | 3317 | 11999 | 3739 |
| 2h meso-/2h thermophile | | | | | | | | |
| Mit FAR, Schlammrückführung | 6046 | 1844 | 11006 | 3381 | 11020 | 3402 | 12024 | 3803 |
| Ohne FAR, Schlammrückführung | 4031 | 1237 | 10022 | 3039 | 10005 | 3043 | 10008 | 3142 |
| Ohne FAR, ohne Schlammrückführung | 3023 | 946 | 11006 | 3365 | 10998 | 3361 | 11999 | 3795 |
| 2h thermo-/2h thermophile | | | | | | | | |
| Mit FAR, Schlammrückführung | 9069 | 2747 | 21029 | 6388 | 22983 | 7162 | 24012 | 7725 |
| Ohne FAR, Schlammrückführung | 6046 | 1837 | 19003 | 5693 | 21025 | 6476 | 21996 | 6985 |
| Ohne FAR, ohne Schlammrückführung | 5038 | 1551 | 19003 | 5722 | 22004 | 6804 | 22997 | 7332 |

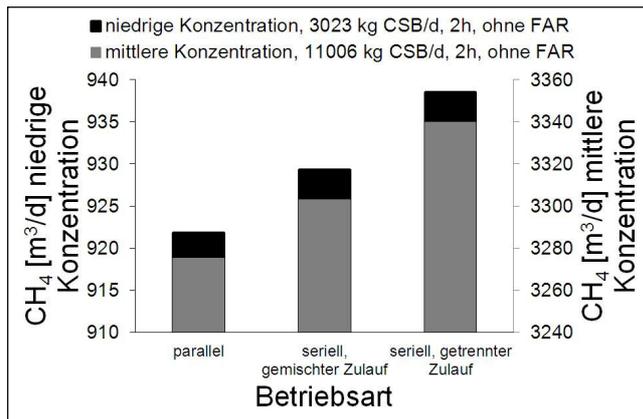


Abbildung 23: Methanproduktion in Abhängigkeit von verschiedenen mesophilen Betriebsweisen im 2 h-Zyklus.

In allen Fällen zeigte die parallele Betriebsart bei gleicher Beschickung die niedrigsten und die serielle Betriebsart die höchsten Methanmengen, insbesondere bei Beschickung mit getrennten Materialien.

7.3.2.10 Kombination der seriellen und parallelen Betriebsart: Neuartiger differentieller, serieller Betrieb

Ausgehend von den Tatsachen, dass

1. die hydraulische Aufenthaltszeit nur ein bedingt nutzbarer Parameter zur Dimensionierung von Anaerob-Prozessen ist (auch die Schlammbelastung ist wichtig und damit die Konzentration an aktiver anaerober Biomasse) und
2. Feste Substrate im Allgemeinen eine höhere Aufenthaltszeit bis zur vollständigen Ausgasung benötigen als Flüssigsubstrate

wurde eine völlig neue Betriebsstrategie entwickelt, die genau diesen beiden Kriterien Rechnung trägt. Ziel war das Auffinden einer Alternative zum FAR-Verfahren, das wesentlich effektiver ist, d.h. auf ganz anderen Wegen eine wesentlich höhere Schlamm-anreicherung gewährleistet.

Diese neue Betriebsstrategie wurde basierend auf den kalibrierten Parametern und mit dem Grundmodell vergleichend simulatorisch untersucht. Grundlage waren dabei die tatsächlichen chemischen Zusammensetzungen der beiden Substratfraktionen fest und flüssig. In einem ersten Schritt (die ersten fünf vorbereitenden Betriebsstrategien) wurden vergleichende Simulationen durchgeführt mit dem tatsächlichen Mengenverhältnissen bei der GM, d. h. bei Versuchen zur Maximierung der Durchsatzmengen wurde das Mengenverhältnis (1 : 0,45 Spülwasser zu festen Abfallstoffen) nicht verändert. In Rahmen der sechsten Betriebsstrategie wurden Gesamtmaximierungen untersucht, wobei es zu Abweichungen von diesem Verhältnis kommen konnte. Somit wurden insgesamt sechs unterschiedliche Betriebsstrategien untersucht, wobei die ersten fünf nur als Vorbereitung der entscheidenden Betriebsstrategie Nr. 6 (BS6) dienten. Bei allen sechs Versuchs-Konfigurationen wurden beide Fermenter (F1 = erste Stufe und F2 = zweite Stufe) entweder mesophil oder thermophil betrieben ohne FAR Prozess:

BS1: Bei dieser Versuchskonfiguration handelt es sich um den bekannten parallelen Betrieb, allerdings mit einer Maximierung der Zufuhrfracht unter Beibehaltung des realen großtechnischen Mengenverhältnisses, siehe Abbildung 24c. Die maximale Durchsatzmenge unter mesophilen Betriebsbedingungen betrug nur 93 t/d insgesamt, d.h. 46 t/d pro Fermenter (allerdings ohne FAR). Das ist wiederum (siehe Kap. 7.3.2.6) etwas weniger als real auf der großtechnischen Anlage durchgesetzt werden kann und wird. Alle diese Simulationsergebnisse liegen somit im sicheren Bemessungs-Bereich.

BS2: Bei dieser Versuchskonfiguration handelt es sich um den bekannten seriellen Betrieb, allerdings mit einer Maximierung der Zufuhrfracht unter Beibehaltung des realen großtechnischen Mengenverhältnisses, siehe Abbildung 24d.

BS3: Bei dieser Versuchskonfiguration handelt es sich teilweise um die neue Betriebsart: Ein Teil der Substrate (immer im gleichen Mischungsverhältnis) wird in die erste Fermenter-Stufe (F1) gefördert. Von dort erfolgt die serielle Weiterförderung in die zweite Stufe (F2). Diese Stufe wird zusätzlich auch mit frischem Substrat (im gleichen Mischungsverhältnis) gefüttert. Auch hier erfolgten die Fütterungen mit einer Maximierung der Zufuhrfracht unter Beibehaltung des realen großtechnischen Mengenverhältnisses, siehe Abbildung 24e.

BS4: Bei dieser Versuchskonfiguration wurden beide Fermenter strikt parallel beschickt, allerdings unter Berücksichtigung der Mengenverhältnisse, bis zum Maximum eines der beiden Substrate, siehe Abbildung 24f.

BS5: Bei dieser Versuchskonfiguration handelt es sich um eine Synthese von BS3 und BS4: Unter Berücksichtigung der Mengenverhältnisse wurde F1 nur mit den festen Substraten beschickt (mit Überlauf in F2) und F2 nur mit dem Spülwasser. Der Maximalzustand wurde zuerst mit dem Spülwasser erreicht, siehe Abbildung 24g.

BS6: Diese Versuchskonfiguration entspricht BS5, nur mit dem Unterschied, dass ohne Berücksichtigung der realen Mengenverhältnisse F1 mit der maximal möglichen Menge an festen Gemüseabfällen beschickt wurde und F2 mit der maximal möglichen Menge an Spülwasser, wodurch verhältnismäßig mehr an festen Gemüseabfällen verarbeitet werden konnte, siehe Abbildung 24h.

In Abbildung 24a und b sind zusammenfassend die CSB-Zufuhren und Methanproduktionen aufgeführt:

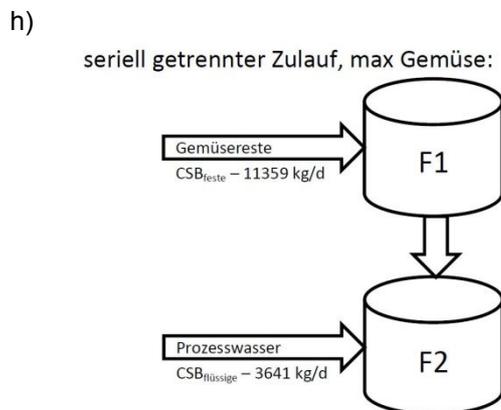
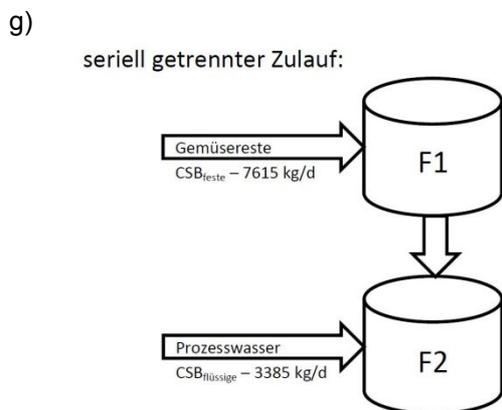
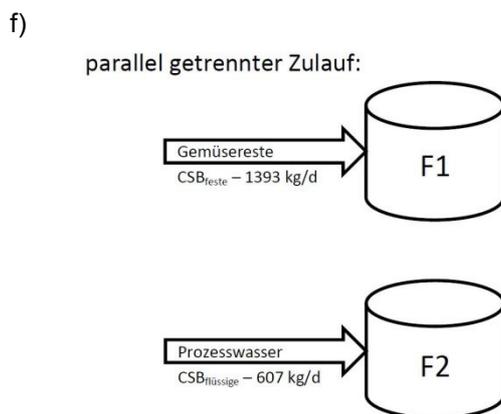
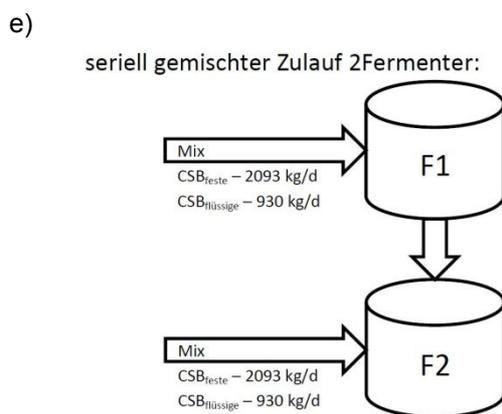
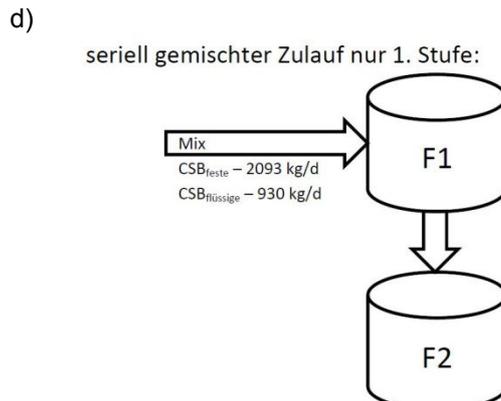
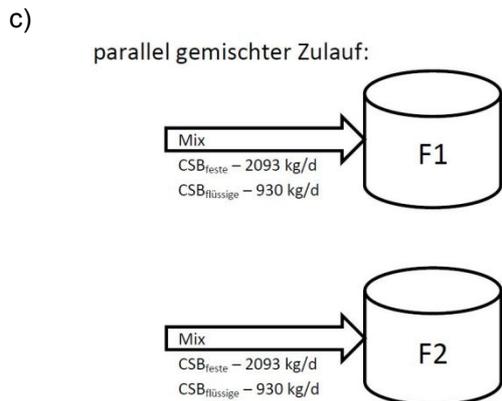
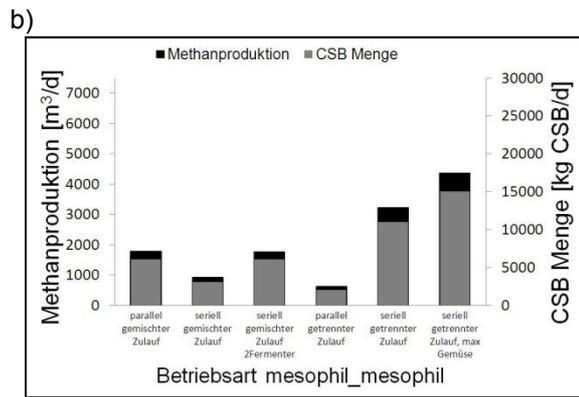
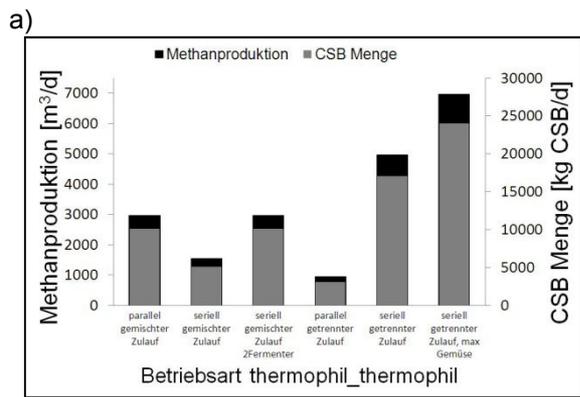


Abbildung 24: Maximale CSB Menge und Methanproduktion mit verschiedenen Betriebsarten a) - thermophil; b) - mesophil; c), d), e), f), g), h), i) – detaillierte CSB Mengen mit verschiedenen, mesophilen Betriebsarten.

In Tabelle 13 und Tabelle 14 sind die Ergebnisse der hydraulischen Aufenthaltszeiten (HAZ) in Tagen und organischen Raumbelastungen (ORB) in kg oTS/(m³*d) zusammenfassend aufgeführt. Die HAZ beziehen sich nur auf den jeweils zweiten Fermenter, der bei den interessantesten Betriebsstrategien mit den gesamten Flüssigsubstraten inklusive des Überlaufes aus dem ersten Fermenter bei serieller Betriebsart beschickt wird.

Tabelle 13: Simulierte Methanproduktionen mit HAZ (F2), ORB für maximale CSB Menge bei thermophiler Betriebsart.

| | CSB im feste Fracht | CSB im flüssige Fracht | CSB Fracht Zusammen | CH ₄ Produktion | Spezifische Methanproduktion | HAZ F2 | ORB F2 |
|---------------------------------------|---------------------|------------------------|---------------------|----------------------------|--|--------|------------------------------|
| | [kg/d] | [kg/d] | [kg/d] | [m ³ /d] | [m ³ CH ₄ /kg CSB] | [Tage] | [kg oTS/(m ³ *d)] |
| parallel gemischter Zulauf | 6976 | 3101 | 10077 | 2968 | 0.295 | 12.2 | 3.99 |
| seriell gemischter Zulauf | 3488 | 1550 | 5038 | 1551 | 0.308 | 12.2 | - |
| seriell gemischter Zulauf 2Fermenter | 6976 | 3101 | 10077 | 2963 | 0.294 | 6.1 | 7.98 |
| parallel getrennter Zulauf | 2093 | 930 | 3023 | 954 | 0.315 | 29.4 | 0.74 |
| seriell getrennter Zulauf | 11769 | 5231 | 17000 | 4966 | 0.292 | 3.6 | 6 |
| seriell getrennter Zulauf, max Gemüse | 18769 | 5231 | 24000 | 6974 | 0.291 | 3 | 7.1 |

Tabelle 14: Simulierte Methanproduktionen mit HAZ (F2), ORB für maximale CSB Menge bei mesophiler Betriebsart.

| | CSB im feste Fracht | CSB im flüssige Fracht | CSB Fracht Zusammen | CH ₄ Produktion | Spezifische Methanproduktion | HAZ F2 | ORB F2 |
|---------------------------------------|---------------------|------------------------|---------------------|----------------------------|--|--------|------------------------------|
| | [kg/d] | [kg/d] | [kg/d] | [m ³ /d] | [m ³ CH ₄ /kg CSB] | [Tage] | [kg oTS/(m ³ *d)] |
| parallel gemischter Zulauf | 4186 | 1860 | 6046 | 1786 | 0.295 | 20.4 | 2.39 |
| seriell gemischter Zulauf | 2093 | 930 | 3023 | 929 | 0.307 | 20.4 | - |
| seriell gemischter Zulauf 2Fermenter | 4186 | 1860 | 6046 | 1774 | 0.293 | 10.2 | 4.79 |
| parallel getrennter Zulauf | 1393 | 607 | 2000 | 627 | 0.314 | 45 | 0.48 |
| seriell getrennter Zulauf | 7615 | 3385 | 11000 | 3221 | 0.293 | 5.6 | 3.89 |
| seriell getrennter Zulauf, max Gemüse | 11359 | 3641 | 15000 | 4366 | 0.291 | 4.6 | 4.68 |

Die Ergebnisse können wie folgt zusammengefasst werden:

1. Die maximal möglichen Durchsatzmengen in kg CSB pro Tag und die maximal möglichen Methanproduktionen sind beim thermophilen Betrieb 1,5 – 1,67 mal höher als beim mesophilen. Aus der thermophilen Großtechnik wird jedoch häufiger von labilen Betriebszuständen berichtet und es kommt dort offensichtlich häufiger zu Betriebsstörungen als bei mesophilen Betrieben. Dazu muss allerdings bemerkt werden, dass es bei der GM beim thermophilen Fermenter in den ersten drei Betriebsjahren zu keinen nennenswerten Betriebsstörungen gekommen ist. Da die Unterschiede thermophil/mesophil bei den sechs Betriebsarten nahezu gleich waren, wird nachfolgend nur auf die mesophilen Simulationsergebnisse eingegangen.
2. Da alle Versuche bis zu den maximal möglichen CSB-Lasten durchgeführt wurden, ist der Gärrest aus allen Versuchen noch hochreaktiv und beinhaltet noch ein hohes Gaspotenzial. Daher liegen alle spezifischen Methanproduktionen (0,291 – 0,314) noch deutlich unter den

maximal möglichen bei z.B. der doppelten Aufenthaltszeit (dann ca. 10 – 20 % unter den maximal möglichen).

3. Der seriell gemischte Zulauf mit Zulauf nur in die erste Stufe (Abbildung 24d, BS2) weist das zweitschlechteste Ergebnis auf. Das ist insofern erklärbar, als dass das Ergebnis nur halb so gut sein kann wie beim parallel gemischten Zulauf (Abbildung 24c, BS1), bei dem schlicht ein Fermenter in der gleichen Betriebsart mehr betrieben wird.

Bemerkenswert ist allerdings, dass diese Betriebsart auf den meisten der über 8.000 großtechnischen deutschen Biogasanlagen realisiert wird. Dabei entspricht F2 dem sogenannten Nachgärbehälter. Dieser scheinbare Widerspruch zwischen Simulationsergebnissen und den tatsächlichen großtechnischen Betriebsarten wird jedoch stark relativiert durch die Erfordernisse an reale großtechnische Betriebsarten: Diese können in der ersten Stufe nicht bis an die theoretisch maximalen (simulatorische ermittelten) Belastungsgrenzen betrieben werden, weil Zulaufschwankungen und Fluktuationen in den dynamischen biochemischen Reaktionszuständen in den Fermentern ansonsten viel zu oft zu völligen Zusammenbrüchen der anaeroben Biologien führen würde. Mit der zweiten Nachgärbehälterstufe wird das Restgaspotenzial ausgeschöpft, um die spezifischen Gaserträge für die Substrate wirtschaftlich voll auszunutzen. Zudem würde ein Maximallastbetrieb einen Gärrest generieren der noch hochreaktiv wäre und erhebliche Geruchsbelastungen verursachen würde.

Obwohl daher der seriell gemischte Zulauf mit Zulauf nur in die erste Stufe bei diesen Substraten so schlechte Ergebnisse aufweist, ist diese Betriebsart für großtechnische Anlagen, die überwiegend Mais verarbeiten, trotzdem die richtige Betriebsart. Wie die weiteren Ausführungen zeigen werden, gilt das aber nicht, wenn, wie in diesem Fall, bedeutende Mengen an Flüssigsubstraten vorliegen.

4. Beim seriell gemischten Zulauf in beide Fermenter-Stufen (Abbildung 24e, BS3) kann in die zweite Stufe (in der auch der Überlauf aus der ersten Stufe geführt wird) exakt die gleiche Fracht zugegeben werden wie in die erste Stufe. Die spezifische Methanproduktion ist nur minimal reduziert. Es wird vermutet, dass die Ursachen hierfür in der nur halben hydraulischen Aufenthaltszeit in der zweiten Stufe liegen im Vergleich zum parallel gemischten Zulauf (BS1): Dadurch werden die Substrate, die in die zweite Stufe geführt werden, nicht ganz so weitgehend ausgegast. Daher ist eine Substratkonstellation unwahrscheinlich, in der diese Betriebsart die günstigste sein könnte.
5. Unter Beibehaltung der realen Mengenverhältnisse weist die Betriebsart mit parallel getrenntem Zulauf (BS4) die mit Abstand schlechtesten Ergebnisse auf. Die maximal behandelbare Spülwassermenge beträgt nur ca. 30 % der Maximalmengen von BS1 und BS3. Daher werden auch viel weniger feste Abfälle behandelt als möglich wären (nach BS6 wäre die achtfache Menge möglich). Auch für diese Betriebsart ist daher eine Substratkonstellation unwahrscheinlich, in der diese Betriebsart die günstigste sein könnte. Allerdings gibt es andere externe Gründe, die die Realisierung selbst dieser Betriebsart denkbar machen.
6. Mit dem seriell getrennten Zulauf (BS5) kann nahezu doppelt bis fünfmal so viel Biogas produziert werden, wie mit BS1 – BS4. Da BS6 nur eine einzige Modifikation gegenüber BS5 beinhaltet, die ausschließlich positiv zu bewerten ist, wird nachfolgend nur BS6 detailliert erläutert.
7. Nach BS6 wird die erste Stufe mit der maximal möglichen Menge an festen Abfällen beschickt (das ist immerhin 49 % mehr als nach BS5). Die zweite Stufe (in die auch der Überlauf aus der ersten Stufe geführt wird) wird mit der maximal möglichen Menge an Spülwasser beschickt. Dadurch kann gegenüber den realen Mengenverhältnissen bei der GM etwas mehr an festen Abfällen (ca. 28 %) verarbeitet werden. Mit dieser optimierten Betriebsstrategie wird gegenüber BS5 die Biogasproduktion noch einmal um ca. 36 % erhöht (von 11.000 m³/d Methan auf 15.000 m³/d). Das bemerkenswerte bei den BS6-Simulationsergebnissen ist nicht die hohe Behandlungskapazität an festen Abfällen. Genau die gleiche Behandlungskapazität (und

Biogasproduktion) würde sich auch bei einem einstufigen Betrieb nur mit den festen Abfällen ergeben. Das bemerkenswerte ist der extreme Anstieg der Behandlungskapazität des Spülwassers: Gegenüber BS4 mit einer einstufigen reinen Spülwasserbehandlungsstufe (für die eine hydraulische Aufenthaltszeit von 45 Tagen erforderlich ist) kann mit BS6 genau die sechsfache Spülwassermenge in der zweiten Stufe behandelt werden, wodurch die hydraulische Aufenthaltszeit in dieser zweiten Stufe durch die zusätzliche Zugabe des Überlaufes aus der ersten Stufe auf 4,6 Tage reduziert werden kann. Das ist nur ein Zehntel der hydraulischen Aufenthaltszeit gegenüber BS4.

Obwohl nach BS6 50 % mehr Gärrest in die zweite Stufe geleitet wird, erhöht sich hier gegenüber BS5 die Behandlungskapazität um 8 %.

Der Grund hierfür ist die kontinuierliche Zufütterung mit hochkonzentrierter und hochreaktiver anaerober Biomasse aus der ersten Stufe. Diese spezifische Betriebsart ist daher empfehlenswert für alle größeren Anlagen (ab ca. 500 kW_{el}), die feste Substrate und einen hohen Anteil an Flüssigsubstraten behandeln.

7.3.2.11 Schlussfolgerungen

Für diese ungewöhnlich zusammengesetzten Substrate (hohe Mengen an Spülabwasser) führten Simulationen mit Methoden nach Henze et al. (2002) nicht zu einer überzeugenden Übereinstimmung mit den gemessenen Daten. Der Vergleich dieser Methoden mit der hier entwickelten Methode zeigt, dass eine Fraktionierung, die auf dem Abgleichen von NH₄-N, Gesamtstickstoff und CSB-Konzentrationen gemäß der Messdaten der Zu- und Abflüsse der Fermenter beruht, besonders wichtig ist. Darüber hinaus kann die Onlinedaten-Kalibrierung beruhend auf den Onlinedaten der Gasproduktion für eine detaillierte Charakterisierung der Substrate, besonders bei der sequenziellen Beschickung, genutzt werden. Auf diese Weise kann der Prozentsatz an schnell und langsam abbaubaren Substraten genauer abgeschätzt werden.

Es konnte demonstriert werden, dass ADM1 für die Optimierungsanalysen von großtechnischen Anlagen geeignet ist. Viele Betriebsweisen können untersucht und auf ihr Optimierungspotenzial hin verglichen werden. Mit der Wahl geeigneter Substrate für die Simulationsanalyse können maximale CSB-Beschickungsraten abgeschätzt und optimale Befüllungsanteile im großen Maßstab vorhergesagt werden, die keine Inhibition verursachen und die größte Methanmenge produzieren.

Neue Strategien können analysiert werden, ohne Probleme bei der Anlage zu verursachen. Einige Simulationsergebnisse konnten bereits durch Messdaten der Großanlage bestätigt, andere müssen noch verifiziert werden. Auf jeden Fall sollte das Modell zur besseren Übereinstimmung des simulierten pH-Wertes modifiziert werden, um eine Inhibition realistischer vorhersagen zu können. Dies ist für zukünftige Optimierungsstudien und die Nutzung von ADM1 von großer Bedeutung.

Ein absolutes Highlight der vergleichenden Optimierungssimulationen stellen die Ergebnisse mit differentieller serieller Beschickung der beiden Fermenter (BS6, siehe oben) dar. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass das zu Grunde liegende Modell erst nach sehr aufwendigen Kalibrierungsanpassungen und Vergleichen mit den Daten der großtechnischen Anlage genutzt wurde.

Mit dieser gänzlich neuen Betriebsstrategie (mittlerweile von LimnoTec patentiert) wird genau das in wesentlich besserer und einfacher Art erreicht, was mit dem FAR-Prinzip angestrebt wurde: Eine Biomassenanreicherung in den Fermentern. Dieses neue Verfahrensprinzip benötigt dafür allerdings mindestens zwei Fermenter: Der erste Fermenter wird überwiegend/nur mit den Substraten beschickt, die einen besonders hohen TS – Gehalt aufweisen und die für eine vollständige Ausgasung eine besonders lange hydraulische Aufenthaltszeit benötigen. Der Netto-Output aus diesem Fermenter (die erste Stufe) wird nachfolgend in einen zweiten Fermenter (die zweite Stufe) geleitet. Dieser Output besteht nach der Fermentation allerdings zu einem großen Anteil aus hochaktiver und hochkonzentrierter anaerober Biomasse. Und erst in diese zweite Stufe wird das flüssige (das Spülabwasser), viel schneller abbaubare Substrat gefördert. Die gesamte hydraulische Aufenthaltszeit dieses zweiten Substrates (das nur eine sehr geringe Aufenthaltszeit benötigt) folgt somit nur aus der Aufenthaltszeit

in der zweiten Stufe, während die Aufenthaltszeit des ersten Substrates aus beiden Stufen erfolgt. Darüber hinaus zeigen die Ergebnisse der entsprechenden Simulationsstudien, dass die erforderliche hydraulische Aufenthaltszeit des Flüssigsubstrates noch viel geringer wird (-> große Volumeneinsparungen) als bei einer Mono-Vergärung dieses Flüssigsubstrates. Dieser Vorteil ergibt sich aus der gleichzeitigen, quasi kontinuierlichen Zufütterung mit der hochkonzentrierten Biomasse aus der ersten Stufe.

Auf diesen Aspekt wird im Kapitel 7.6, Wirtschaftliche Verwertungspotentiale, noch detailliert eingegangen.

7.4 Massenalgenkulturen (MAK)

7.4.1 Großtechnische MAK Anlage und Laborversuche

Die Probleme mit dem großtechnischen MAK ergaben sich im Wesentlichen daraus, dass in der Behandlungsstufe davor (der CSB und PO_4 Fällung mit FeCl_3) die Fällmittelzugabe auf pH 5 geregelt werden musste, um eine ausreichende Fällung zu realisieren. Die nach der anschließenden maschinellen Schlammverdickung generierte Wasserfraktion (der Zulauf in das 1.000 m² MAK) weist daher einen pH Wert unter 6 auf. Das ist ein für die Züchtung von Algen ungünstig tiefer Wert. Im MAK steigt der pH Wert zwar oft auf über pH 6, nachts sinkt er allerdings immer unter pH 6 ab.

Zudem kommt es im MAK zu teilweise massiven Nachfällreaktionen, erkennbar in Form der beigen Flocken (Abbildungen 26 und 27). Dieser mittels Nachfällung produzierte Chemieschlamm überlagert bzw. verhindert eine stabile und reproduzierbare Algenproduktion während der Zeit des Forschungsvorhabens.

Daher wurden in dieser Zeit Versuche im Pilotmaßstab mit 10 l Glaszylindern durchgeführt, siehe Abbildung 25. Dafür wurde teilweise schon nachgefälltes Wasser eingesetzt (aus dem Ablauf des MAK), um das Ausmaß an Nachfällungen zu reduzieren. Der pH Wert wurde auf ca. 7 eingestellt. Einige der Versuche wurden mit künstlicher Beleuchtung durchgeführt. Als Impfalgen wurde Aufwuchs der MAK Beckenperipherie genutzt. Die Versuche wurden über einen Zeitraum von ca. zwei Monaten im Sommer 2010 durchgeführt.

In einigen der Versuche konnte über einige Wochen intensives Algenwachstum erreicht werden (siehe Abbildung 25: Zur Vermeidung des Auftretens planktischer Algen erfolgte jedoch täglich ein Volumenaustausch von mehr als 50 % mit MAK Wasser. In dieser Zeit ist das Algenwachstum offensichtlich höher gewesen als die simultan stattfindende Nachfällung, erkennbar an den beigen Flocken (Abbildung 26 und Abbildung 27). Spätestens nach 4 Wochen kam es allerdings bei allen Kulturen zu einem Zusammenbruch des Algenwachstums, das dann von dem Material der Nachfällungen überlagert wurde.



Abbildung 25: 10 l Kultur zur Algenproduktion mit MAK Wasser. Deutlich erkennbar ist der Algenaufwuchs.

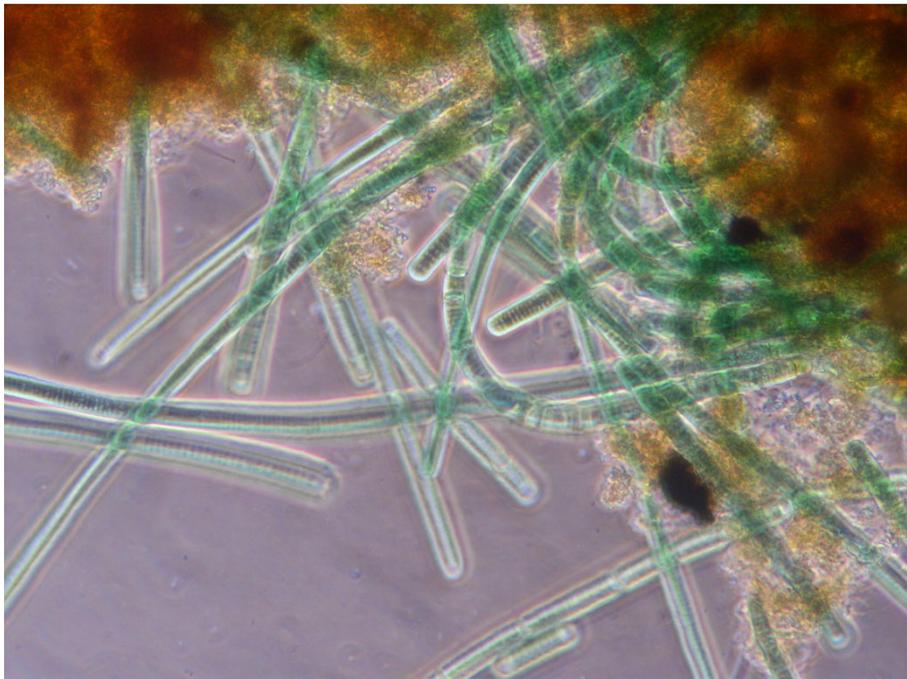


Abbildung 26: Beispielhaftes Binokular-Foto aus der Kultur der Abbildung 25. Gut zu erkennen sind die fädigen blau-grünen Algen, die aus den beige Nachfällflocken herausreichen.

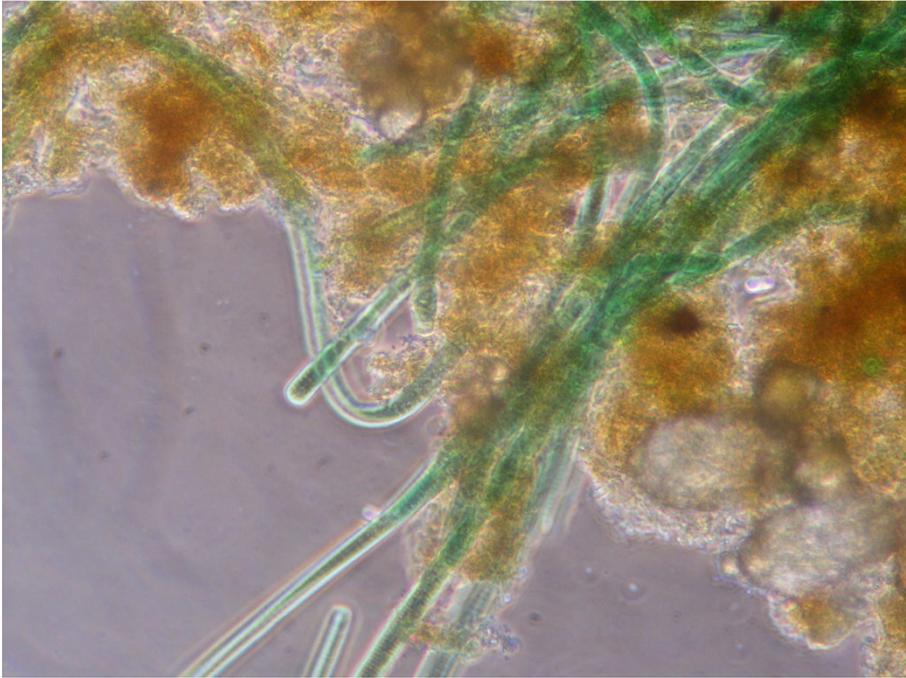


Abbildung 27: Binokular Foto aus der Algenkultur der Abbildung 25.

Daher war es leider nicht möglich Wachstumsraten oder Nährstoffaufnahmen der Algenkulturen im MAK im Verlaufe des Forschungsvorhabens reproduzierbar zu ermitteln.

Ein ganz zentraler Aspekt des Forschungsvorhabens, die Züchtung von nur sedimentierbaren Algenpopulationen unter vollständiger Vermeidung des Wachstums planktischer Algen, konnte im Sommer 2009 großtechnisch demonstriert werden: Zu diesem Zeitpunkt wurde der Wasserspiegel des MAK (siehe Abbildung 28) schrittweise angehoben auf bis zu 20 cm, das implizierte eine hydraulische Aufenthaltszeit des Wassers von ca. 2 Tagen. Unter diesen Bedingungen trat nach wenigen Tagen massives Wachstum planktischer Algen auf, das ganze Wasser war tiefgrün gefärbt. Diese planktischen Algen konnten mit keinem der nachfolgenden Behandlungsschritte (Parallelplattenabscheider und Sandfiltration) entfernt werden, mit der Folge dass tiefgrünes Wasser in die Vorflut gelangte. Danach wurde der Wasserspiegel auf unter 10 cm abgesenkt (-> Aufenthaltszeit geringer als einen Tag) und nach einer Woche waren alle planktischen Algen „rausgewaschen“.

Ende 2010 wurde auf der Anlage eine automatische NaOH-Dosierung installiert, um im MAK durchgängig einen pH Wert von ca. 7 zu gewährleisten. Die NaOH-Dosierung war nicht nur für das MAK notwendig sondern auch um die Bedingungen für die Direkteinleitung einzuhalten.



Abbildung 28: Foto des MAK.

In den Hochsommermonaten 2011 und 2012 (4 – 6 Wochen im Juni und Juli) zeigte sich dann im MAK ein massives Algenwachstum (Auskunft Betriebspersonal). In dieser Zeit stieg der pH deutlich höher an als sonst und der Sauerstoffgehalt überstieg am späten Vormittag die Messwertgrenze der online-Sauerstoffsonde von 20 mg/l. Das Algenwachstum führte somit zu einer massiven Sauerstoff-Übersättigung und pH Wert Erhöhung des Wassers. Stichprobenartige $\text{NH}_4\text{-N}$ -Messungen im MAK Zu- und Ablauf zeigten $\text{NH}_4\text{-N}$ Reduktionsraten bis zu 5 mg/l. Dieses Algenwachstum war ausschließlich die Folge des Wachstums sedimentierbarer Algenpopulationen, da der zentrale MAK–Ablauf praktisch frei von Algen (keine Grün-Färbung vorhanden). Die produzierten Algen wurden mit der Räumereinrichtung kontinuierlich in den zentralen Trichter des Beckens gefördert, von wo aus sie diskontinuierlich entnommen und in die Fermenter gefördert wurden. Nach diesen 4 – 6 Wochen kam es allerdings wieder zu den Überlagerungen mit dem Nachfallschlamm. Daraus kann gefolgert werden, dass nur unter Bedingungen der höchsten Lichtintensitäten in den 4 – 6 Hochsommerwochen eine so hohe Algenwachstumsrate erreicht werden kann, dass die simultan stattfindende Nachfällung dieses Wachstum nicht überlagert.

Die betriebliche Praxis des MAK sieht daher seit 2011 folgendermaßen aus: Das ganze Jahr über wird Nachfallschlamm produziert, der über die Räumereinrichtungen der zentralen Entnahme zugeführt wird, von wo aus die Weiterleitung in die Fermenter erfolgt (ca. 1 m³/Tag). Dieses Sedimentat besteht im Spätherbst, Winter und frühen Frühling nahezu ausschließlich aus chemischen Fällschlamm. In den 4 – 6 Hochsommerwochen besteht dieses Sedimentat überwiegend aus Algenbiomasse und in den Zeiten dazwischen aus einer Mischung aus Algenbiomasse und chemischem Fällschlamm. Nur mit Hilfe der im MAK stattfindenden Nachfällung kann der CSB Direkteinleitwert eingehalten werden. Zudem wird mit dem MAK ein Hydraulikausgleich und eine Vergleichmäßigung von N und P Spitzen erreicht.

7.4.1.1 Schlussfolgerungen

Trotz der großen Betriebsprobleme mit dem MAK konnten einige der zentralen Ziele des Forschungsvorhabens erreicht werden:

1. Es ist möglich mittels einer entsprechenden Einstellung des hydraulischen Durchsatzes durch ein MAK das Wachstum von planktischen Mikroalgen (die nicht sedimentieren und daher extrem aufwendig zu ernten sind) zu vermeiden. Wie das Beispiel im Sommer 2009 auf der MAK bei GM zeigt, muss der hydraulische Durchsatz höher gewählt werden (im Sommer muss die hydraulische Aufenthaltszeit dann unter einem Tag liegen) als die maximale Wachstumsrate dieser planktischen Algen zu dieser Zeit ist. Mittels dieser hydraulischen Erhöhung (in Praxis mittels Senkung des MAK Wasserspiegels von ca. 20 cm auf unter 10 cm) wurden eine massive Blüte von planktischen Algen (in dieser Zeit war der MAK Ablauf tiefgrün) nach wenigen Tagen ausgewaschen und es verblieben nur die sedimentierbaren Algen.
2. Es ist möglich mit der großtechnisch gewählten Beckengeometrie mit zentraler Trichter-Entnahme, zentralem Ablauf des Klarwasser-Überstandes sowie kontinuierlich betriebener Räumleinrichtung sedimentierbare Algen zu züchten und im Becken auf die gewünschte und zwingend erforderliche Konzentration anzureichern. Das wird durch den selektiven Rückhalt der intermittierend sedimentierten Algen gegenüber dem Wasser erreicht sowie der optionalen Möglichkeit aus dem unteren zentralen Trichterbereich ein Teil der Algen an die Beckenperipherie zu rezirkulieren. Zwecks Optimierung der Räumleinrichtung sind allerdings noch erhebliche Modifikationen dieses Technik-Teils erforderlich, siehe Kapitel 7.4.4.7.
3. Wenn keine Überlagerung mit Nachfallschlamm vorhanden ist, müsste eine stabile und hohe spezifische Algenproduktion mit dieser Technologie während mindestens 7 – 9 Monate im Jahr möglich sein. Unter den gegebenen klimatischen Verhältnissen ist während der verbleibenden Wintermonate nur von einem sehr geringen oder gar keinem Algenwachstum auszugehen.
4. Mittels Optimierung der Nährstoffzufuhr, in diesem konkreten Fall insbesondere einer CO₂ Nachfütterung, müsste eine wesentliche Erhöhung der Algenproduktion möglich sein. Dann müsste die hydraulische Aufenthaltszeit natürlich auch weiter reduziert werden. Dadurch kann die Algenproduktionszeit möglicherweise auf 3 – 5 Monate erhöht werden.

7.4.2 Dynamische Simulation der MAK Biologie

Das Institut für Automation und Kommunikation e.V. Magdeburg (ifak) erarbeitete ein völlig neues Modell zur Abbildung von Algenmassenkulturen, das strukturell an die vorhandenen ASM- und ADM-Modelle angepasst wurde, um nachfolgend zu den beiden etablierten Modellen Verknüpfungen einfacher durchführen zu können. Schwerpunkt war dabei die Implementierung der Biochemie und Biophysik der Photosynthese mit allen wichtigen Auswirkungen auf den Prozess, wie die Entwicklung des pH-Wertes, die Entwicklung des photosynthetisch produzierten Sauerstoffes sowie das Kohlensäure-Gleichgewicht. Weiterhin sollte das Modell Veränderungen in der Algenkonzentration durch Sedimentation berücksichtigen können. Dieses Modell diene als Grundlage für vergleichende Simulationsstudien. Im Folgenden wird die Entwicklung des Modells dargestellt. Einzelheiten hierzu finden sich in der Diplomarbeit von Pastagiya (2010).

7.4.3 Chemisch-physikalische Modellgrundlagen

7.4.3.1 CO₂-Puffer und Kohlenstoff Massebilanz

Das Puffersystem wurde vereinfachend durch den Karbonat-Puffer beschrieben (siehe Gl. (1)).



mit der Gleichgewichtskonstante

$$K_{eq,1} = 10^{-pK_{eq,1}} = \frac{[\text{HCO}_3^-][\text{H}^+]}{[\text{CO}_2]} \quad [\text{mol/l}] \quad (2)$$

Für die Gleichgewichtskonstante wurde unter anderem die folgenden Beziehungen angegeben:

Tabelle 15: Gleichgewichtskonstanten.

| Quelle | Formel | Einheit Keq,1 |
|---------------------|---|--------------------|
| RWQM1, 2001 | $pK_{eq,1} = -1 * (17.843 - 3404.71 / (273.15 + T) - 0.03278 * (273.15 + T))$ | g H/m ³ |
| | $pK_{eq,1} = -1 * (17.843 - 3404.71 / (273.15 + T) - 0.03278 * (273.15 + T)) + 3$ | mol/l |
| Musvoto et al. 2000 | $pK_{eq,1} = 3404.7 / (273.15 + T) - 14.8435 + 0.03279 * (273.15 + T)$ | mol/l |
| Jordan, HMULV. 2004 | $pK_{eq,1} = 6.3$ | mol/l |

Wie aus der folgenden Abbildung ersichtlich sind diese Zusammenhänge praktisch identisch.

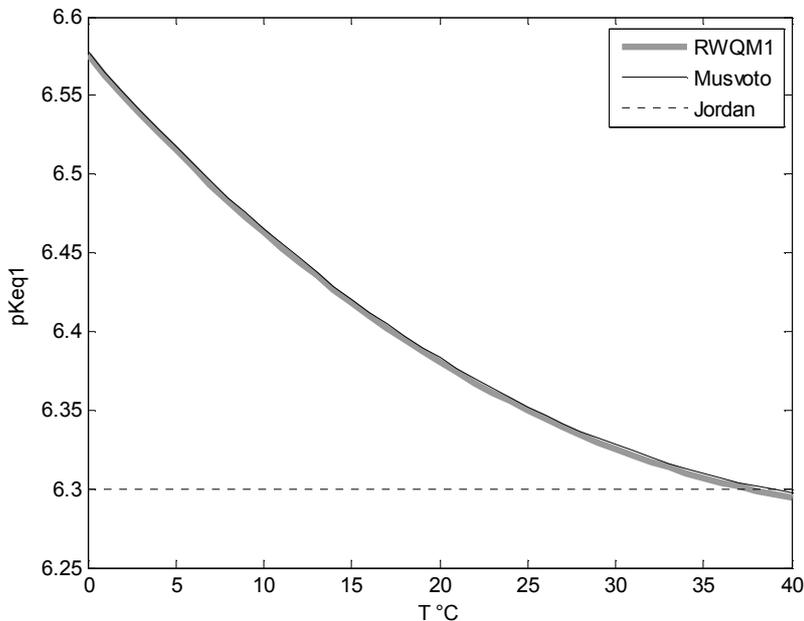


Abbildung 29: Temperaturabhängige pK-Werte für das CO₂/HCO₃⁻ Gleichgewicht.

Es wurde letztlich die Formel aus dem RWQM1 2001 implementiert. Für eine vereinfachte pH und CO₂ Modellierung wurden zwei Stoffgruppen definiert:

SALK: Alkalinität [mol HCO₃⁻/m³] wobei angenommen wird, dass der gesamte Puffer aus Karbonatpuffer besteht.

SIC Anorganischer Kohlenstoff als Summenparameter in [mol C/m³] als Summe von CO₂, HCO₃⁻, HCO₃⁻ und CO₃²⁻.

Mit diese beiden Konzentrationen und (2) ergibt sich für die H⁺ Konzentration:

$$[H^+] = 10^{-pK_{eq,1}} \frac{[SIC] - [SALK]}{[SALK]} \quad [\text{mol/l}] \quad (3)$$

und für den pH Wert:

$$pH = -\log_{10} \left(10^{-pK_{eq,1}} \left(\frac{SIC}{SALK} - 1 \right) \right) \quad (4)$$

bzw.

$$pH = pK_{eq,1} - \log_{10} \left(\frac{SIC - SALK}{SALK} \right) \quad (5)$$

Mit diesem Zusammenhang wird im Modell der pH-Wert abgeschätzt. Damit im Modell die beiden Bilanzen für SALK und SIC korrekt gerechnet werden können, müssen diese beiden Stoffgruppen an den Zuflüssen des modellierten Teiches bzw. Beckens aus verfügbaren Informationen abgeschätzt werden. Es wird angenommen, dass Messwerte für die Alkalinität und den pH-Wert des Zuflusses vorliegen. Damit wird dann die Stoffgruppe SIC im Zulauf wie folgt abgeschätzt:

$$SIC = SALK + CO_2 \quad [\text{mol/m}^3] \quad (6)$$

$$SIC = SALK + SALK \frac{[H^+]}{K_{eq,1}} \quad [\text{mol/m}^3] \quad (7)$$

$$SIC = SALK + SALK \frac{10^{-pH}}{10^{-pK_{eq,1}}} \quad [\text{mol/m}^3] \quad (8)$$

$$SIC = SALK \left(1 + 10^{pK_{eq,1} - pH} \right) \quad [\text{mol/m}^3] \quad (9)$$

7.4.3.2 Ammonium/Ammoniak-Gleichgewicht

Mit dem pH-Wert entsprechend Gl. (5) kann dann auch das Ammonium/Ammoniak-Gleichgewicht berechnet werden. Für das Ammonium/Ammoniak-Gleichgewicht wurden folgende Zusammenhänge verwendet:



mit der Gleichgewichtskonstanten

$$K_{eq,N} = 10^{-pK_{eq,N}} = \frac{[NH_3][H^+]}{[NH_4^+]} \quad [\text{mol/l}] \quad (11)$$

Für die Gleichgewichtskonstante wurden folgende Temperaturabhängigkeiten gefunden:

Tabelle 16: Temperaturabhängigkeiten für Gleichgewichtskonstanten.

| Quelle | Formel | Einheit Keq,N |
|---------------------|---|--------------------|
| RWQM1 2001 | $pK_{eq,N} = -1 \cdot (2.891 - 2727. / (273.15 + T))$ | g H/m ³ |
| | $pK_{eq,N} = -1 \cdot (2.891 - 2727. / (273.15 + T)) + 3$ | mol/l |
| Emerson et al. 1975 | $pK_{eq,N} = 0.09018 + (2729.92. / (T + 273.15))$ | mol/l |

Diese Quellen sind praktisch identisch (siehe folgende Abbildung).

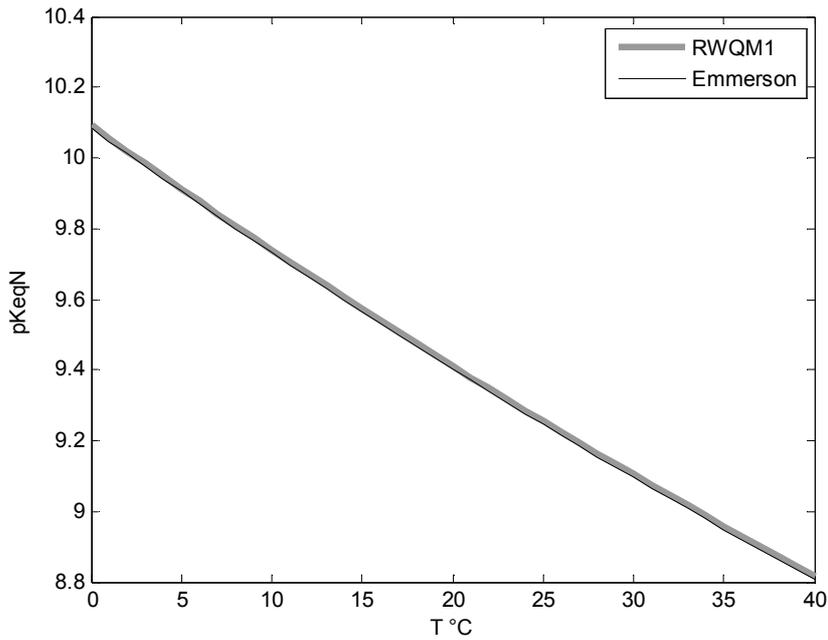


Abbildung 30: Temperaturabhängige pK-Werte für das $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$ Gleichgewicht.

Mit den Funktionen des RWQM1 stellt sich der Puffer ($T = 20\text{ °C}$) wie folgt dar:

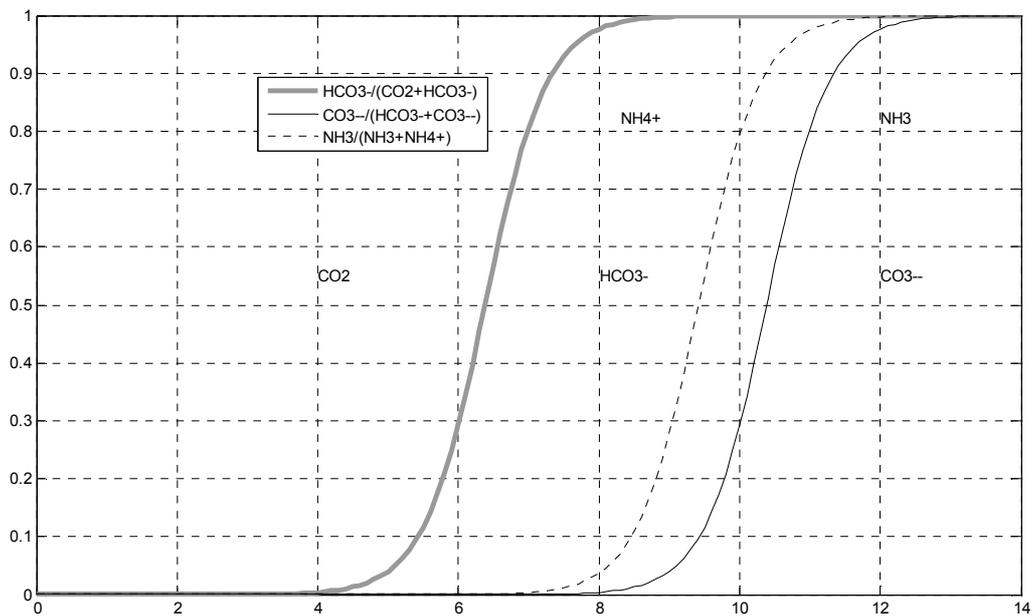


Abbildung 31: Karbonat- und NH_3 -Puffer.

7.4.3.3 pH-Limitierungen

Es wurde eine direkte pH-Wert-Abhängigkeit aller Wachstumsprozesse unter Nutzung von Hill-Funktionen für den unteren Grenzwert und von Monod-Termen für die obere Grenze implementiert (siehe z. B. Sellner 1992).

$$I(pH) = \frac{KI_{pH,L}^2}{KI_{pH,L}^2 + SH^2} \frac{SH}{KI_{pH,H} + SH} \quad (12)$$

Für die Methanbildner bzw. aeroben/anaeroben heterotrophen Bakterien wurde darüber hinaus eine Ammonium/Ammoniak-Inhibition berücksichtigt:

$$I(NH_3) = \frac{KI_{NH_3}}{KI_{NH_3} + NH_3} \quad (13)$$

Für die Gleichgewichtskonstanten wurden folgende Parameter gewählt:

$$KI_{pH,L} = 10^{-4.1}, KI_{pH,A,L} = 10^{-4.8},$$

$$KI_{pH,H} = 10^{-9.5}, KI_{pH,A,H} = 10^{-9.5},$$

$$KI_{NH_3} = 8 \text{ g N/m}^3$$

Bei $SNH = 100 \text{ g N/m}^3$ ergeben sich die in der folgenden Abbildung dargestellten pH-Wert-Abhängigkeiten.

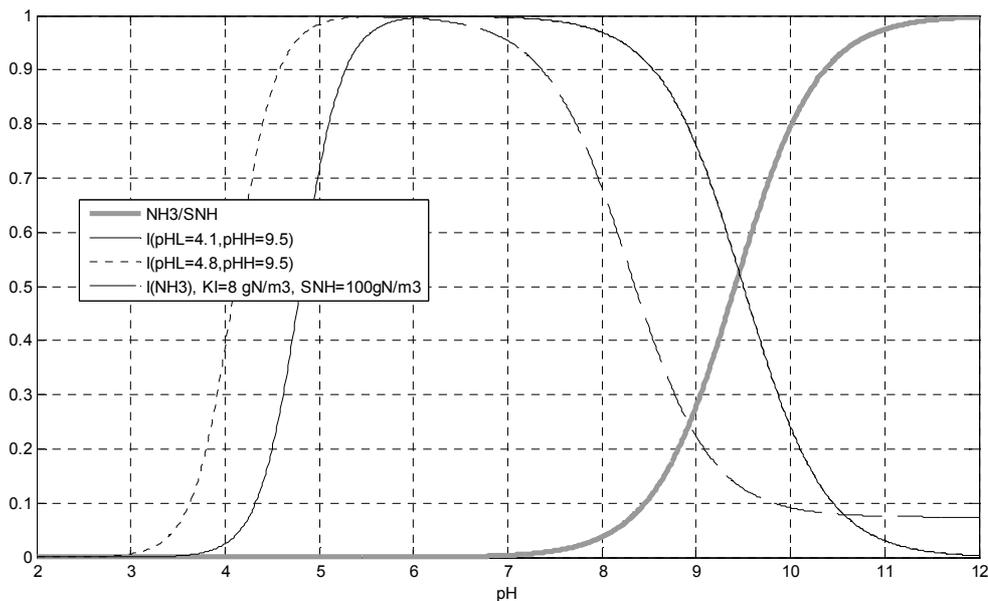


Abbildung 32: pH-Wert-Abhängigkeiten beim Wachstum.

Diese direkten Abhängigkeiten vom pH-Wert können mit den typischerweise verwendeten Halbsättigungskonstanten bezüglich der Alkalinität wie folgt in Zusammenhang gebracht werden:

Mit

$$SIC = SALK(pH = 7) \left(1 + 10^{pK_{eq}1-7}\right) \quad (14)$$

ergibt sich die pH Wert Limitierung:

$$pK_{pH} = pK_{eq,1} - \log_{10} \left(\frac{SIC - K_{ALK}}{K_{ALK}} \right) \quad (15)$$

z.B. SALK(pH = 7) = 14:

$$K_{N,ALK} = 0,5 \text{ mol/m}^3 \leftrightarrow pK_{pH} = 4,85$$

$$K_{H,ALK} = 0,1 \text{ mol/m}^3 \leftrightarrow pK_{pH} = 4,14$$

7.4.3.4 Gasaustausch

7.4.3.5 Gasaustausch CO₂

Das in gelöster Form in der Flüssigkeit vorliegende CO₂ (SIC-SALK) steht im Austausch mit einer Gasphase. Dabei sind zwei Fälle zu unterscheiden:

Fall 1 unbelüftetes Becken,

Fall 2 belüftetes Becken.

Der Austauschprozess kann für beide Fälle wie folgt beschrieben werden:

$$r_{gas,CO_2} = \eta_{CO_2} \alpha k_L a_{20} 1.024^{T-20} (C_{CO_2} - C_{CO_2,s}) \text{ [mol/m}^3\text{/d]} \quad (16)$$

| | | |
|----------------|--|---|
| r_{gas,CO_2} | CO ₂ Austausch Flüssigkeit ↔ Gas | [mol CO ₂ / m ³ /d] |
| η_{CO_2} | Abminderung k _{la} CO ₂ bezogen auf k _{la} O ₂ , Der Wert 0,9 wird in (ATV 1997), [Teichgräber 1988] angegeben | 0,9 [-] |
| α | Abminderungsfaktor Gasaustausch Reinwasser und Betrieb | 0,6 [-] |
| $k_L a_{20}$ | Spezifischer O ₂ -Eintrag bei 20° C und Reinwasser | [1/d] |
| C_{CO_2} | CO ₂ -Konzentration SIC-SALK | [mol/m ³] |
| $C_{CO_2,s}$ | Sättigungs CO ₂ -Konzentration | [mol/m ³] |

Für Fall 1 berechnet sich die Sättigungskonzentration wie folgt:

$$C_{CO_2,s} = K_{H,CO_2} p_{CO_2} \text{ [mol/m}^3\text{]} \quad (17)$$

$$p_{CO_2} = p X_{CO_2} \text{ [1013 hPa]} \quad (18)$$

mit

| | | |
|--------------|--|----------------------------------|
| K_{H,CO_2} | Henry-Konstante CO ₂ , 0,035 [M/bar] bei 25°C in [ADM1], entspricht 35 [mol/m ³ /1013 hPa] | [mol /m ³ / 1013hPa] |
| p_{CO_2} | Partialdruck CO ₂ in der Gasphase | [1013 hPa] |
| p | Druck Gasphase = 1 | [1013 hPa] |
| X_{CO_2} | relativer Volumenanteil CO ₂ in der Gasphase, z.Z. 0,000385 in der Luft | [-] |

$$K_{H,CO_2} = K_{H,CO_2,25} e^{-0.02629(T-25)} \text{ [mol/m}^3\text{/1013 hPa]} \quad (19)$$

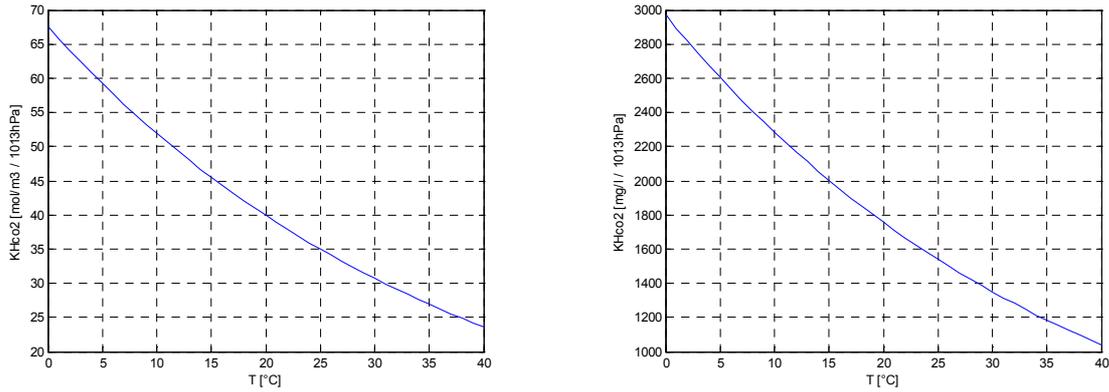


Abbildung 33: KH, CO₂ als Funktion der Temperatur aus ADM1.

Daraus resultieren die folgenden Sättigungskonzentrationen $C_{CO_2,S} = K_{H,CO_2} p_{CO_2}$ im Vergleich zu verschiedenen Modellimplementierungen.

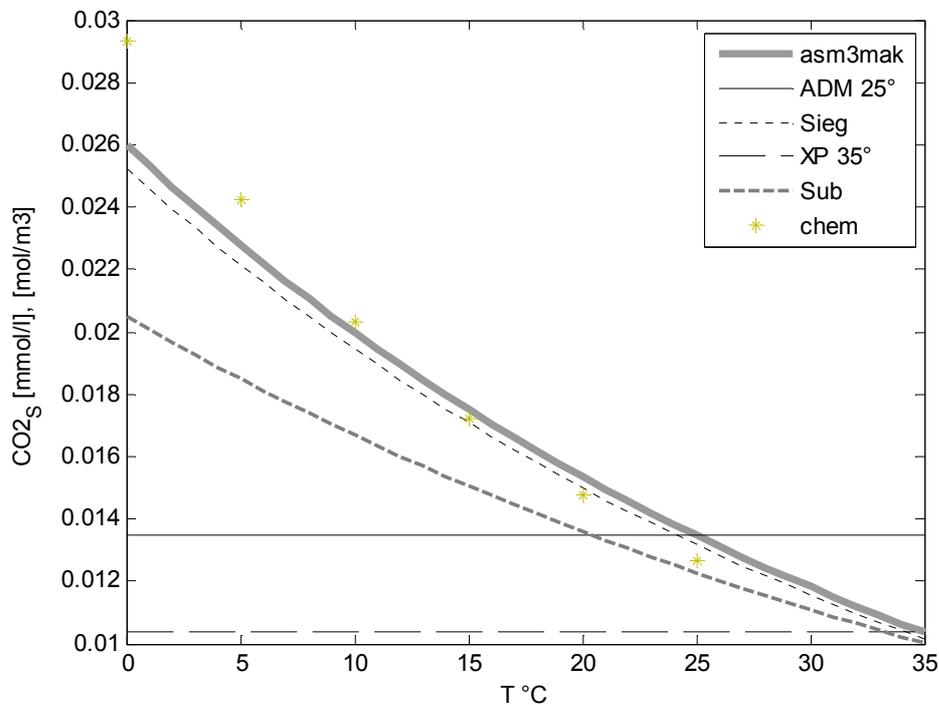


Abbildung 34: Sättigungskonzentrationen in verschiedenen Modellen (ADM: ADM1 2002, Sieg: Siegrist et al. 2002, XP: Wett et al. 2006, Sub: vereinfachtes Siegrist Modell aus SIMBA 2006, chem: Lange's Handbook of Chemistry, McGraw-Hill, 1979).

Für Fall 2 ist der CO₂-Partialdruck im Innern der aufsteigenden Gasblasen maßgeblich für die Sättigungskonzentration (siehe z. B. ATV 1997, S. 349).

Der in den aufsteigenden Gasblasen transportierte CO₂-Strom berechnet sich u. a. durch:

$$m_{CO_2} = \frac{q_L X_e \rho_{CO_2}}{M_{CO_2}} \quad [\text{mol/d}] \quad (20)$$

mit

| | | |
|-------|---|-----------------------|
| q_L | Luft Volumenstrom | [N m ³ /d] |
| X_e | Volumenanteil CO ₂ in der Gasblase nahe der Oberfläche | [-] |

| | | |
|---------------|---|---------------------|
| ρ_{CO_2} | Dichte CO ₂ = 1.980 g/m ³ | [g/m ³] |
| M_{CO_2} | molare Masse CO ₂ = 44 | [g/mol] |

Dieser Strom ist identisch mit

$$m_{CO_2} = V r_{gas,CO_2} \quad [\text{mol/d}] \quad (21)$$

Mit dem Einsetzen der mittleren CO₂-Konzentration und dem mittleren Druck über das Becken ergibt sich als Sättigungskonzentration:

$$C_{CO_2,S,2} = K_{H,CO_2} \frac{X_e + X_0}{2} \left(1 + \frac{h_e}{20.65} \right) \quad [\text{mol/m}^3] \quad (22)$$

mit

| | | |
|-------|--|-----|
| X_0 | Volumenanteil CO ₂ in der Gasblase am Boden = XCO ₂ ≈ 0 | [-] |
| h_e | Einblastiefe Luft | [m] |

Durch Einsetzen von (16),(22) und (20) in (21) ergibt sich als Abschätzung für Xe:

$$X_e = \frac{\eta_{CO_2} \alpha k_L a 1.024^{T-20} C_{CO_2}}{\frac{q_L}{V} \frac{\rho_{CO_2}}{M_{CO_2}} + \eta_{CO_2} \alpha k_L a 1.024^{T-20} K_{H,CO_2} \frac{1}{2} \left(1 + \frac{h_e}{20.65} \right)} \quad [-] \quad (23)$$

damit kann dann über (22) die Sättigungskonzentration berechnet werden.

7.4.3.6 Gasaustausch weitere Gase

Allgemein kann für beliebige Gase der folgende Zusammenhang verwendet werden:

$$r_{gas,X} = \eta_X \alpha k_L a_{20} 1.024^{T-20} (C_X - C_{X,S}) \quad [\text{mol/m}^3/\text{d}] \quad (24)$$

Mit:

| | | |
|---------------|--|----------------------------|
| $r_{gas,X}$ | Austausch Flüssigkeit ↔ Gas | [mol / m ³ / d] |
| η_{CO_2} | Abminderung kla X bezogen auf kla O ₂ | 0.9 [-] |
| α | Abminderungsfaktor Gasaustausch Reinwasser und Betrieb | 0.6 [-] |
| $k_L a_{20}$ | Spezifischer O ₂ -Eintrag bei 20°C und Reinwasser | [1/d] |
| C_X | Gas X-Konzentration | [mol/m ³] |
| $C_{X,S}$ | Sättigungs Gas-Konzentration | [mol/m ³] |

Mit

$$C_{X,S} = K_{H,X} p_X \quad [\text{mol/m}^3] \quad (25)$$

$$p_X = p X_x \quad \text{Partialdruck [1013 hPa]} \quad (26)$$

mit

| | | |
|------------|----------------------------------|----------------------------------|
| $K_{H,X}$ | Löslichkeit, (1/Henry-Konstante) | [mol / m ³ / 1013hPa] |
| p_{CO_2} | Partialdruck X in der Gasphase | [1013 hPa] |

p Druck Gasphase = 1 [1013 hPa]
 X_x relativer Volumenanteil X in der Gasphase, [-]

Tabelle 17: Parameter Gasaustausch für verschiedene Gase.

| Gas | M [g/mol] | Volumenanteil Luft | Löslichkeit [mol/m ³ /1013 hPa] | Abminderung kla |
|------------------|-----------|--------------------------------------|---|-----------------|
| CO ₂ | 44,01 | 0,000385 | $K_{H,CO_2} = 35 e^{-0,02629(T-25)}$ $K_{H,CO_2} = 26,4 e^{-0,02629(T-35)}$ (Siegrist) | 0,9 |
| CH ₄ | 16,05 | 1,6 - 2 10 ⁻⁶ 1,76 ppm | $K_{H,CH_4} = 1,1405 e^{-0,017(T-35)}$ (Siegrist) | 0,9 |
| H ₂ | 2,016 | 0,5 10 ⁻⁶ | $K_{H,H_2} = 0,738$ (35 °C) (ADM1) | |
| NH ₃ | 17 | 0 | $K_{H,NH_3} = 27705$ (25°C) $K_{H,NH_3} = 27705 e^{-0,0249(T-25)}$ (chem) | |
| O ₂ | 32 | 0,20942 | [g/m ³ /atm] (chem) $K_{H,O_2} = 43,4 e^{-0,0213(T-20)}$ | 1,0 |
| N ₂ | 28,02 | 0,78084 | | |
| Ar | 39,94 | 0,00934 | | |
| H ₂ O | 18,01 | variabel Sättigung? | | |
| S ₂ O | 64,07 | variabel Sättigung? | | |

Für die Methan-Sättigungskonzentration ergibt sich z. B. der in der folgenden Abbildung dargestellte Zusammenhang für verschiedene Modelle

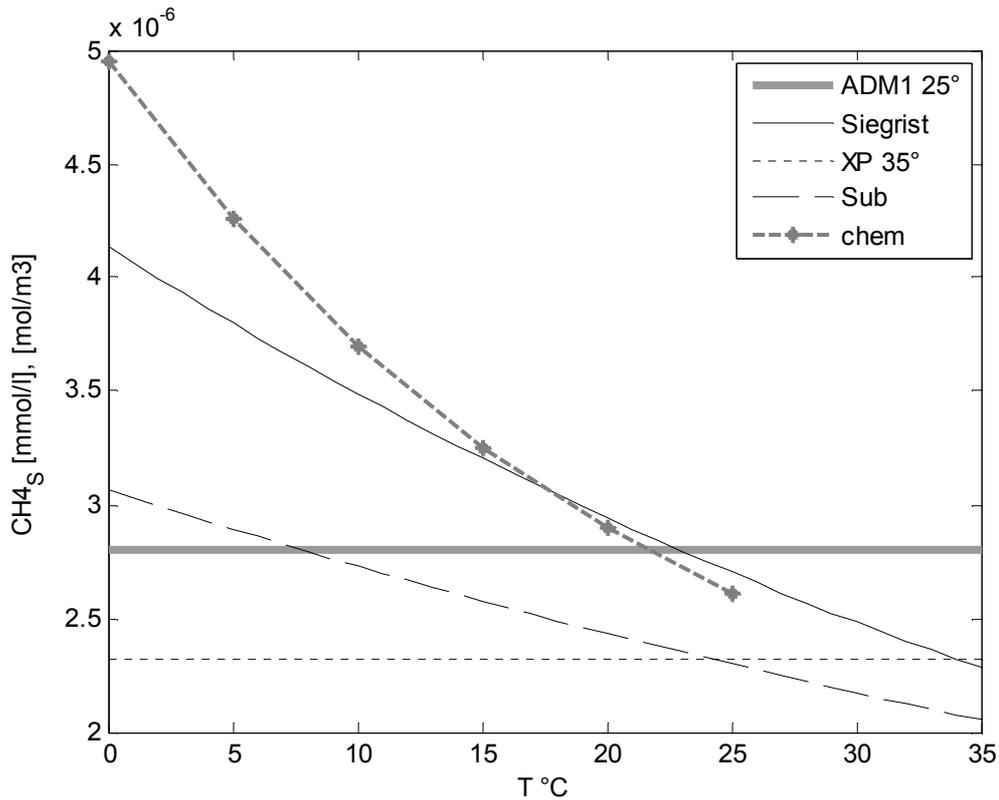


Abbildung 35: Sättigung Methan (bei CH₄ = 2e-6 Volumenanteil in Luft), (ADM: ADM1 2002, Sieg: Siegrist et al. 2002, XP: Wett et al. 2006, Sub: vereinfachtes Siegrist Modell aus SIMBA 2006, chem: Lange's Handbook of Chemistry, McGraw-Hill, 1979).

7.4.3.7 Gasaustausch Sauerstoff

Für den Fall 1, unbelüftetes Becken, wird folgendes für den Gasaustauschkoeffizienten für Sauerstoff angenommen:

Sauerstoffeintrag volumenspezifisch:

$$r_{gas,O_2} = \alpha k_L a_{20} 1.024^{T-20} (C_{O,S} - C_O) \text{ [g/m}^3\text{/d]} \quad (27)$$

$$r_{gas,O_2} = \alpha k_L a (C_{O,S} - C_O) \text{ [g/m}^3\text{/d]} \quad (28)$$

Sauerstoffeintrag für Eintrag über die Oberfläche:

$$r_{gas,O_2} = DOS \frac{A}{V} (C_{O,S} - C_O) \text{ [g/m}^3\text{/d]} \quad (29)$$

$$r_{gas,O_2} = \frac{DOS}{h} (C_{O,S} - C_O) \text{ [g/m}^3\text{/d]} \quad (30)$$

mit

| | | |
|----------------|--|---------------------|
| A | Sauerstoffeintragsfaktor Betriebsbedingungen | [-] |
| $k_L a_{20}$ | spezifischer Eintrag bei 20°C und Reinbedingungen | [1/d] |
| $\alpha k_L a$ | spezifischer Eintrag | [1/d] |
| C_O | Sauerstoffkonzentration | [g/m ³] |
| $C_{O,S}$ | Sauerstoffsättigungskonzentration | [g/m ³] |
| | $13.89 - T \cdot 0.3825 + T^2 \cdot 0.007311 - T^3 \cdot 0.00006588$ | |
| A | Oberfläche | [m ²] |

| | | |
|-------|---------------------------------|-------|
| H | Tiefe | [m] |
| DOS | Oberflächenspezifischer Eintrag | [m/d] |

Der beobachtete Sauerstoffeintrag ist

$$OC = DOS (C_{O,S} - C_O) \text{ [g/m}^2\text{/d]} \quad (31)$$

Bei maximalem Sauerstoffdefizit (C_O) tritt der maximale oberflächenbezogene O_2 -Eintrag auf.

$$OC_{\max} = DOS C_{O,S} \text{ [g/m}^2\text{/d]} \quad (32)$$

In ATV 1997 werden Werte für OC von 1 - 15 g/(m² × d) genannt, mit der Empfehlung für die Bemessung mit $OC = 4 \text{ g/(m}^2 \times \text{d)}$ zu rechnen. Diese OC Werte werden für C_O von etwa der halben Sättigung betrachtet. Die OC_{\max} Werte sind dementsprechend doppelt so hoch.

Tabelle 18: Belüftungsraten von Teichen, bei T = 20 °C, mit $C_{O,S}=8.64 \text{ g/m}^3$.

| Quelle | Oberflächen bezogener Sauerstoffeintrag DOS [m/d] | Oberflächen bezogener Sauerstoffeintrag bei $SO=0$ OC_{\max} [g/m ² /d] | Bemerkung |
|---------------------------|---|--|-------------------------|
| ATV 1997, Imhoff 1979 | 0,1737 | 1,5 | kleiner Teich ohne Wind |
| ATV 1997, Imhoff 1979 | 0,555 | 4,8 | großer See |
| ATV 1997, Imhoff 1979 | 3,47 | 30 | kleiner Teich mit Wind |
| ATV 1997, O'Connor 1960 | 4 | 35 | Abwasserteich |
| Muschalle 2006, Wolf 1974 | 0,5 | 4,31 | Wolf v=0 |

Berechnet man OC für verschiedene Sauerstoffkonzentrationen für die ersten drei Ansätze ergibt sich folgendes Bild.

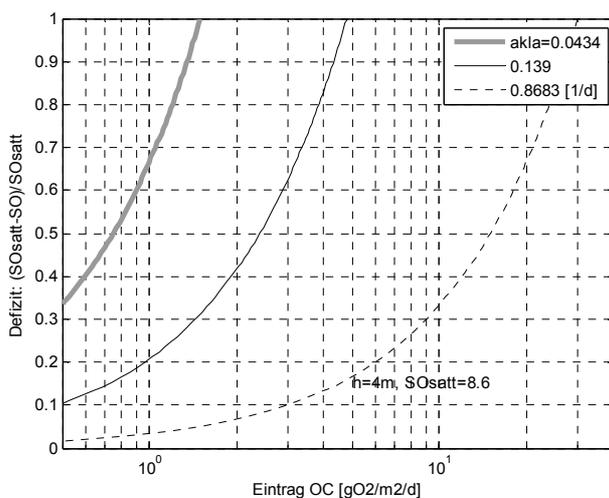


Abbildung 36: ATV Werte rekonstruiert (Siehe ATV 1997, S. 62).

Für die Wiederbelüftungsrate von Fließgewässern existiert eine Vielzahl von Vorschlägen. In Muschalla (2006) wird der Vorschlag von Wolf (1974) im Vergleich zu einer Kombination nach Chapra (1997) diskutiert. Der Belüftungsansatz nach Muschalla, basierend auf Chapra (1997), definiert folgende Funktionen:

$$k_{O_2} = 5.32 \frac{v^{0.67}}{h^{1.85}} \text{ [1/d]}, \text{Owens, } h < 0.61 \text{ m} \quad (33)$$

$$k_{O_2} = 3.93 \frac{v^{0.5}}{h^{1.5}} \text{ [1/d]}, \text{O'Connor, } h \geq 0.61 \text{ m, } h > 3.45 v^{2.5} \text{ m} \quad (34)$$

$$k_{O_2} = 5.026 \frac{v}{h^{1.67}} \text{ [1/d]}, \text{Churchill, sonst} \quad (35)$$

Der Belüftungsansatz nach Wolf lautet wie folgt:

$$k_{O_2} = \frac{\left(3 + \frac{40}{k_{st}}\right) \frac{v}{h} + 0.5}{h} \text{ [1/d]} \quad (36)$$

mit

| | | |
|-----------|-------------------------------------|-------|
| k_{O_2} | spezifischer O ₂ Eintrag | [1/d] |
| v | Fließgeschwindigkeit | [m/s] |
| h | Wassertiefe | [m] |

In der folgenden Abbildung sind die Wiederbelüftungsrate für die genannten Ansätze im Vergleich dargestellt. In den weiteren Abbildungen werden verschiedene Darstellungsarten verwendet, um die unterschiedlichen Ansätze zu vergleichen.

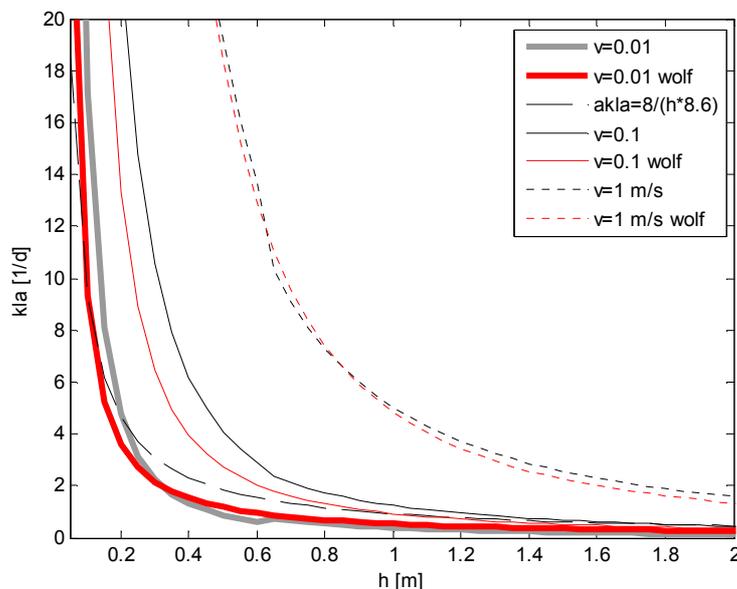


Abbildung 37: Vergleich der Ansätze Wolf, 1974 und Chapra, 1997, $K_{st}=30 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$.

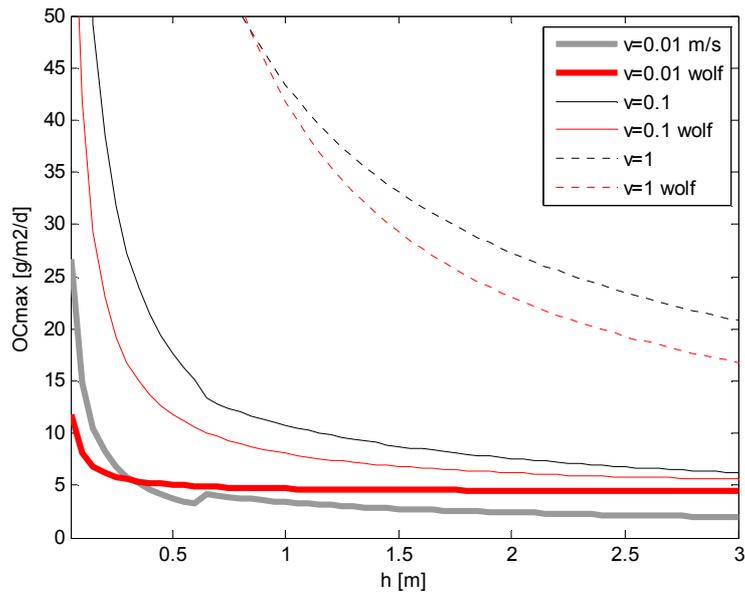


Abbildung 38: Vergleich der Ansätze (OCmax) Wolf 1974 und Chapra 1997, $K_{st}=30 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$.

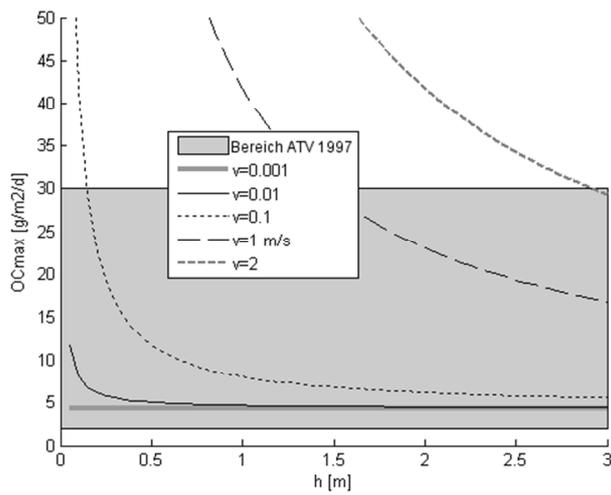


Abbildung 39: Ansatz Wolf 1974, $K_{st} = 30 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$, im Vergleich zu Bereich nach ATV 1997.

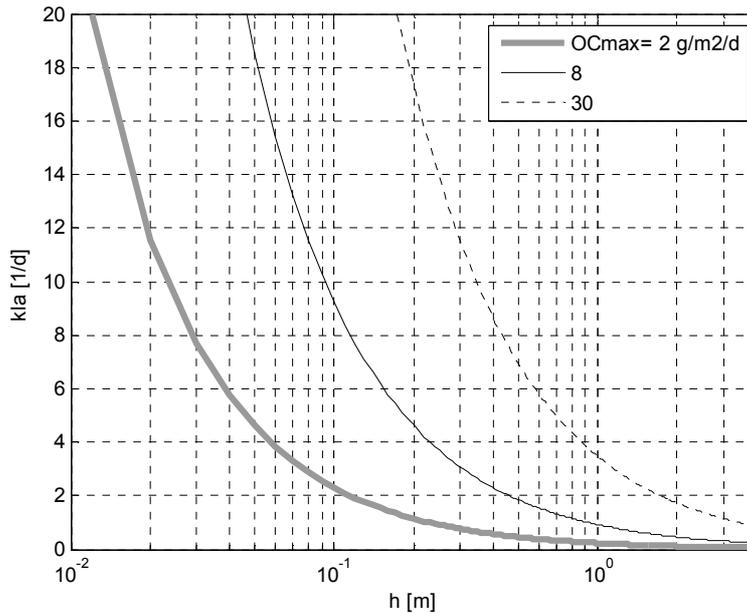


Abbildung 40: Resultierende kLa Werte für verschiedene OC_{max} Werte als Funktion der Beckentiefe.

7.4.3.8 Lichtintensität und Beschattung

7.4.3.8.1 Lichtintensität

Die resultierende Lichtintensität am Ort des Algenwachstums spielt eine entscheidende Rolle. Dabei ist die Lichtintensität an der Gewässeroberfläche eine Funktion von Uhrzeit, Jahreszeit und meteorologischen Bedingungen.

Für die Lichtintensität werden verschiedene Definitionen und Einheiten verwendet. Generell wird entweder zwischen einem Strom von Photonen oder einem Energiestrom unterschieden. Die Anzahl von 1 mol Photonen wird als Einstein (E) bezeichnet. Der Energieinhalt ist abhängig von der Wellenlänge. Lichtintensitäten werden dementsprechend in $\mu E/(s \times m^2)$ oder in $J/(s \times m^2)$ bzw. W/m^2 gemessen.

Generell muss zwischen der gesamten Energie, die im Licht enthalten ist (Globalstrahlung) und dem Anteil, der in durch Photosynthese nutzbaren Wellenbereichen vorliegt (PAR, Photosynthetically active radiation), unterschieden werden. Die Globalstrahlung kann in die folgenden Bereiche unterteilt werden:

- Ultraviolettes Licht mit Wellenlängen von < 400 nm, (< 5 % der Globalstrahlung)
- Sichtbares Licht (Wellenlängen zwischen 400 und 750 nm, entspricht in etwa dem durch Photosynthese nutzbaren Bereich PAR, etwa 45 - 50% der Energie der Globalstrahlung, (z. B. Kirk 1994)
- Infrarote Strahlung, Wellenlänge > 750 nm, (ca. 50 % der Globalstrahlung)

Bei Literaturangaben ist zu unterscheiden ob die Intensität der Globalstrahlung oder nur PAR gemessen wurde.

$$\begin{aligned}
 1 \text{ W/m}^2 &\approx 5 \mu E / \text{m}^2 \text{ s} = 1 \text{ J} / \text{m}^2 \text{ s} \\
 &= 37.9 \text{ foot-candle} = 407.84 \text{ lux} \\
 &= 0.239 \text{ cal} / (\text{m}^2 \times \text{s}) = 2.06 \text{ ly/d} (\text{cal} / \text{cm}^2 \text{ day}) \\
 &= 1.895 \mu \text{mol} / (\text{m}^2 \times \text{s}) (\text{PAR})
 \end{aligned}$$

Zur Abschätzung der Lichtintensität kann mit der auf der äußeren Atmosphäre eingefangenen Strahlung der Sonne von im Mittel 1367 W/m^2 (Globalstrahlung) gerechnet werden. Durch Interaktion mit

der Atmosphäre reduziert sich dieser Wert bis auf die Erdoberfläche auf ca. 1000 W/m^2 (Globalstrahlung).

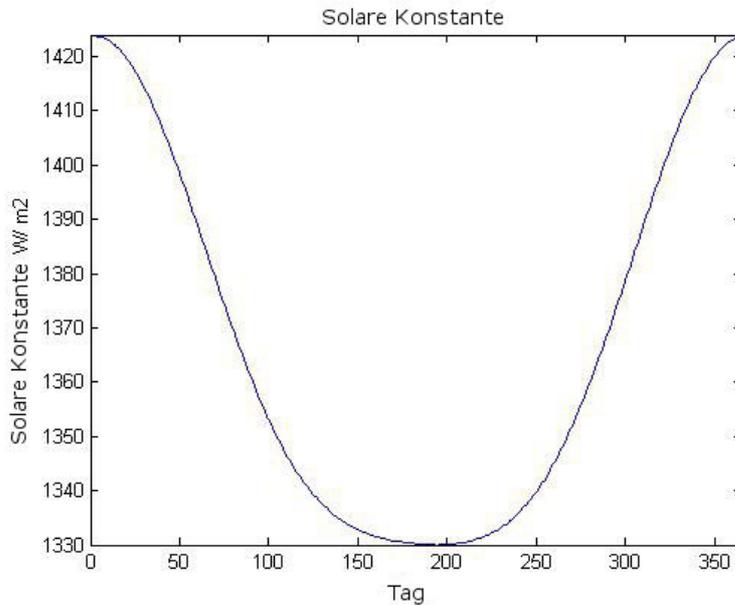


Abbildung 41: Solare Konstante als Funktion der Jahreszeit.

Abhängig vom Breitengrad ergibt sich eine Abschwächung der maximalen Intensität zur Mittagszeit. Über den Tag ergibt sich ein Tagesgang der durch Sonnenauf- und -untergang geprägt ist. Von der Globalstrahlung ist somit nur ein Anteil von 0,47 % für die Photosynthese nutzbar. Damit ergibt sich z. B. für Schottland (Breite 55.29°N) die in der folgenden Abbildung dargestellte mittlere tägliche Lichtintensität (PAR).

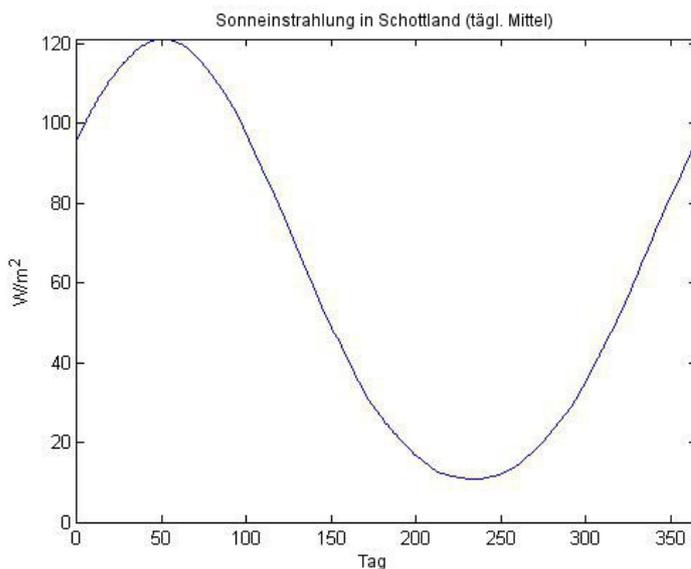


Abbildung 42: Mittlere tägliche Lichtintensität in Schottland über ein Jahr (PAR).

Zur Verdeutlichung, in Mitteleuropa wird an einem Sommertag mittags eine Globalstrahlung von ca. 900 W/m^2 gemessen (von maximal 1000 W/m^2), bei trübem Wetter werden mittags aber auch nur 100 W/m^2 erreicht.

7.4.3.8.2 Algenwachstum als Funktion der Lichtintensität

Für die Abhängigkeit des Algenwachstums von der Lichtintensität wurden verschiedene Ansätze publiziert. Drei typische Ansätze, die auch in QUAL2K (2005) implementiert wurden, sind die Ansätze nach Steele 1962:

$$r(I) = \frac{I}{K_I} e^{1 - \frac{I}{K_I}} \quad [-] \quad (37)$$

mit

| | | |
|--------|--|-------------------------|
| I | Lichtintensität (PAR) | $[\text{W}/\text{m}^2]$ |
| K_I | Intensität mit der maximalen Produktion = 140 (PAR) | $[\text{W}/\text{m}^2]$ |
| $r(I)$ | Limitierungsterm Licht | $[-]$ |

mit einer Monod bzw. Michaelis-Menten Funktion:

$$r(I) = \frac{I}{I + K_I} \quad [-] \quad (38)$$

mit

| | | |
|-------|--|-------------------------|
| K_I | Intensität mit der halben Produktion = 30 (PAR) | $[\text{W}/\text{m}^2]$ |
|-------|--|-------------------------|

oder nach Smith (1936):

$$r(I) = \frac{I}{\sqrt{I^2 + K_I^2}} \quad [-] \quad (39)$$

mit

| | | |
|-------|--|-------------------------|
| K_I | Intensität mit der 70 % Produktion = 50 (PAR) | $[\text{W}/\text{m}^2]$ |
|-------|--|-------------------------|

In der folgenden Abbildung sind die drei Ansätze gegenübergestellt.

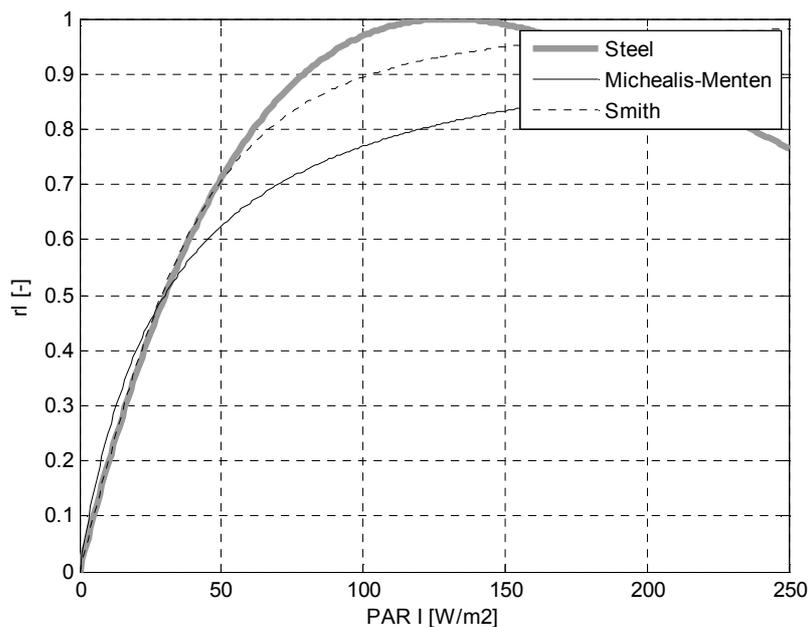


Abbildung 43: Limitierung des Algenwachstums als Funktion der lokalen Lichtintensität (PAR).

In diesem Projekt wurde die Funktion nach Steele (1962) verwendet.

Da das Algenwachstum von der Lichtintensität am Ort der Alge abhängig ist, ist es wichtig, die jeweils lokal herrschende Lichtintensität zu kennen. Für diese Abschätzung ist die Dämpfung des Lichts durch das Wasser und durch die im Wasser enthaltenen Substanzen zu berücksichtigen. Für die Abnahme der lokalen Lichtintensität über die Tiefe wird in der Regel der Zusammenhang nach Lambert-Beer verwendet (siehe z. B. QUAL2K 2005).

$$I(h) = I_0 e^{-\lambda h} \text{ [W/m}^2\text{]} \quad (40)$$

Die folgende Abbildung veranschaulicht diese dämpfende Wirkung.

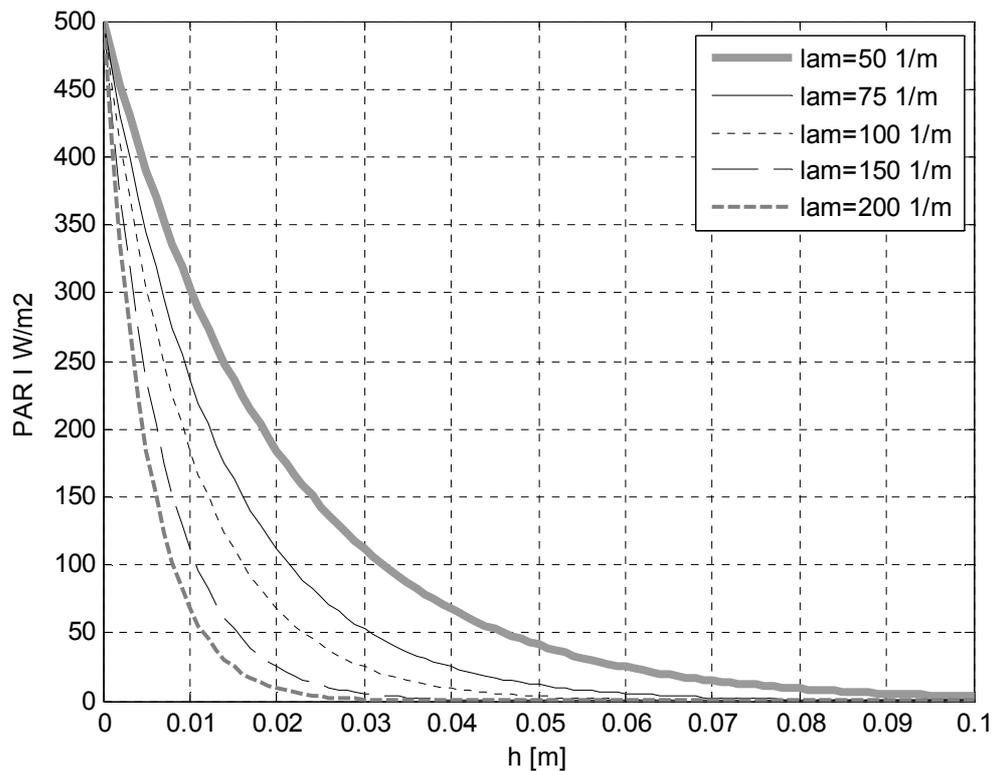


Abbildung 44: Abnahme der Lichtintensität über die Wassertiefe bei unterschiedlichen Dämpfungskonstanten.

Für das lokale Algenwachstum in unterschiedlichen Tiefen ergibt sich das in der folgenden Abbildung dargestellte Verhalten (Gl. (40) eingesetzt in (37)).

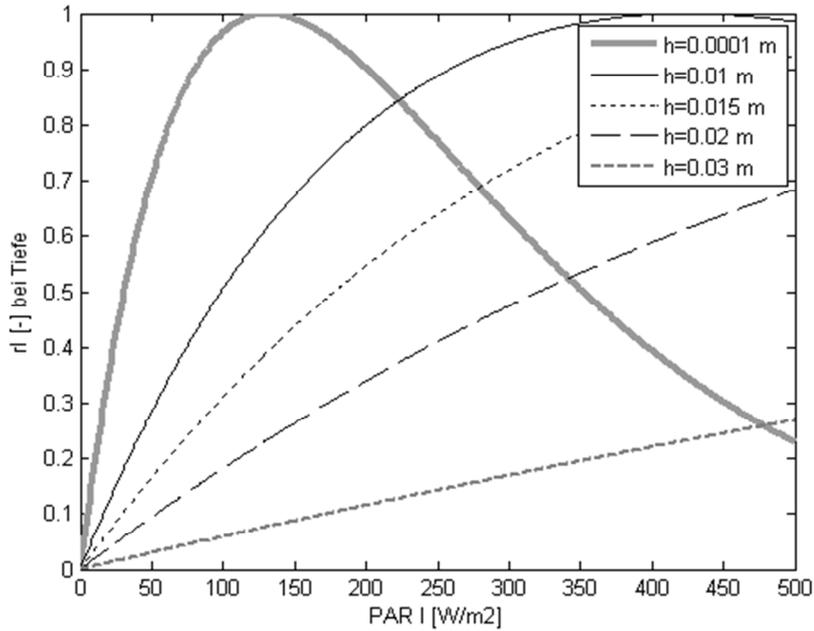


Abbildung 45: Algenwachstum als Funktion der Tiefe .

Mit dieser Funktion müsste in einer Simulation gearbeitet werden, bei der jeweils sehr dünne Wasserschichten einzeln betrachtet werden. Werden dickere Wasserschichten als ein Bilanzraum betrachtet, muss eine gemittelte Limitierung für die gesamte Schicht verwendet werden. Diese Mittelung lässt sich analytisch berechnen und resultiert in:

$$r(I) = \frac{e}{\lambda d} \left(e^{-\frac{I_0}{K_I} e^{-\lambda d}} - e^{-\frac{I_0}{K_I}} \right) \quad [-] \quad (41)$$

für eine Schicht der Dicke d und der Lichtintensität oberhalb der Schicht I_0 .

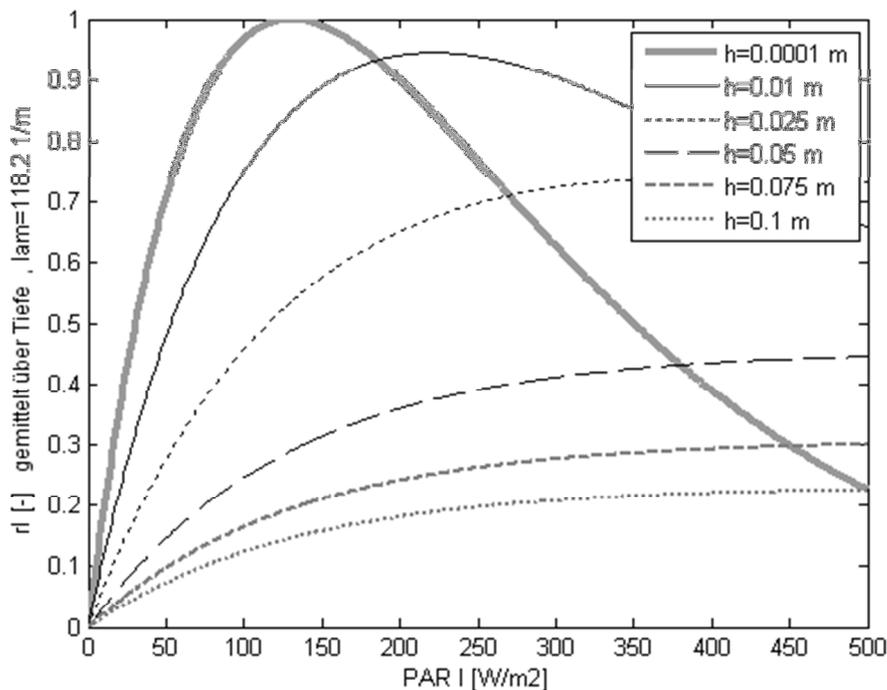


Abbildung 46: Mittlere Limitierung Algenwachstum für unterschiedlich starke Wasserschichten.

Für die Berechnung der Dämpfungskonstante λ wurden ebenfalls verschiedenste Ansätze publiziert. Einen guten Überblick bietet QUAL2K (2005).

Eine einfachere Variante beschreibt neben einer Grunddämpfung die Selbstbeschattung durch Algen:

$$\lambda = \lambda_0 + \lambda_1 CH(XALG) + \lambda_2 CH(XALG)^{\frac{2}{3}} \quad [1/m] \quad (42)$$

mit

| | | |
|-------------|--|-----------------------------------|
| λ_0 | Basis Extinktion durch Wasser, 0,2 | [1/m] |
| λ_1 | Extinktion durch Chlorophyll (linear) 0,0088 | [1/m/ $\mu\text{g Chlo}$] |
| λ_2 | Extinktion durch Chlorophyll (2/3) 0,054 | [1/m/ $\mu\text{g Chlo}^{-2/3}$] |

in QUAL2K (2005) wird die folgende Formel verwendet:

$$\lambda = \lambda_0 + \alpha_i XMI + \alpha_o XS + \alpha_p CH(XALG) + \alpha_{pn} CH(XALG)^{\frac{2}{3}} \quad (43)$$

mit

| | | |
|---------------|--|-----------------------------------|
| λ_0 | Basis Extinktion durch Wasser, 0,2 | [1/m] |
| α_i | Extinktion durch mineralische Feststoffe 0,052 (Di Toro 1978) | [1/m/ mg /l] |
| α_o | Extinktion durch organische Feststoffe 0,174 (Di Toro 1978) | [1/m/ mg /l] |
| α_p | Extinktion durch Chloropyll (linear) 0,0088 (Riley 1956) | [1/m/ $\mu\text{g Chlo}$] |
| α_{pn} | Extinktion durch Chloropyll (2/3) 0,054 (Riley 1956) | [1/m/ $\mu\text{g Chlo}^{-2/3}$] |

Für das hier entwickelte Modell wird in Anlehnung an (43) der folgende Zusammenhang benutzt:

$$\lambda = \lambda_0 + \lambda_i XMI + \lambda_o (TS_{XS} + TS_{XBH} + TS_{XBA} + TS_{XI} + TS_{XP}) + \lambda_p 10 XALG + \lambda_{pn} (10 XALG)^{\frac{2}{3}} \quad (44)$$

mit

| | | |
|----------------|--|-------------------------------------|
| λ_0 | Basis Extinktion durch Wasser, 0,2 | [1/m] |
| λ_i | Extinktion durch mineralische Feststoffe 0,052 (Di Toro 1978) | [1/m/ mg /l] |
| λ_o | Extinktion durch organische Feststoffe 0,174 (Di Toro 1978) | [1/m/ mg /l] |
| λ_p | Extinktion durch Chloropyll (linear) 0,0088 (Riley 1956) | [1/m/ $\mu\text{g Chlo/l}$] |
| λ_{pn} | Extinktion durch Chloropyll (2/3) 0,054 (Riley 1956) | [1/m/ $\mu\text{g Chlo/l}^{-2/3}$] |

Da in diesem Modell die Algenbiomasse in g CSB/m³ bilanziert wird, muss eine Umrechnung von der Algenbiomasse [mg CSB/l] auf Chlorophyllmasse [$\mu\text{g Chlo/l}$] erfolgen.

Mit der Annahme, dass 50 g C von Algenbiomasse 1 g Chlorophyll enthalten und einem CSB- zu TOC-Verhältnis von 2,66 kommt man auf einen Chlorophyll Anteil von 0,008 g Chla pro g CSB. In Gehring et al. 2010 wurden 0,012 g Chla /g CSB gemessen. Hier wird ein Verhältnis von

$$i_{chla,xalg} = \frac{\mu\text{gChla}}{\text{mgCSB}} = 10 \quad (45)$$

angenommen.

Bei einem Dämpfungswert von $\lambda=200$ 1/m ergeben sich die in den folgenden Abbildungen dargestellten Verhältnisse.

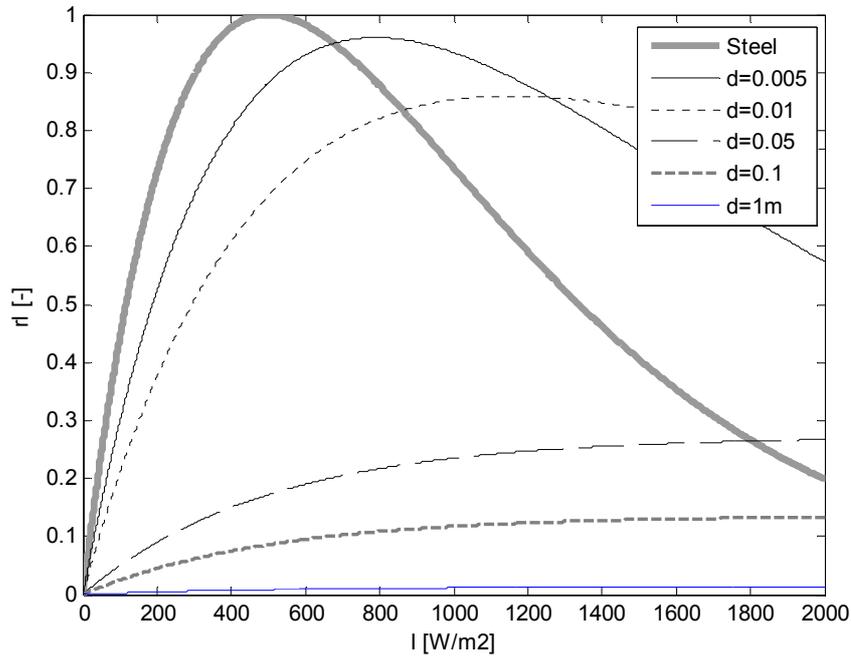


Abbildung 47: Relative volumenbezogene Wachstumsrate von Algen als Funktion der Beckentiefe ($\lambda=200$ 1/m).

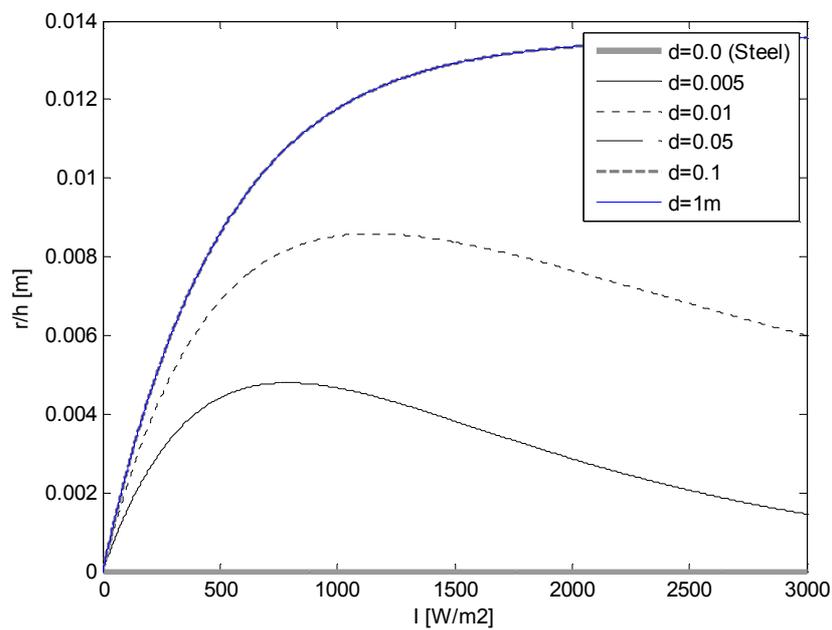


Abbildung 48: Relative oberflächenbezogene Wachstumsrate von Algen als Funktion der Beckentiefe ($\lambda=200$ 1/m).
(Kommentar: ab 1 cm Wassertiefe kein Licht mehr).

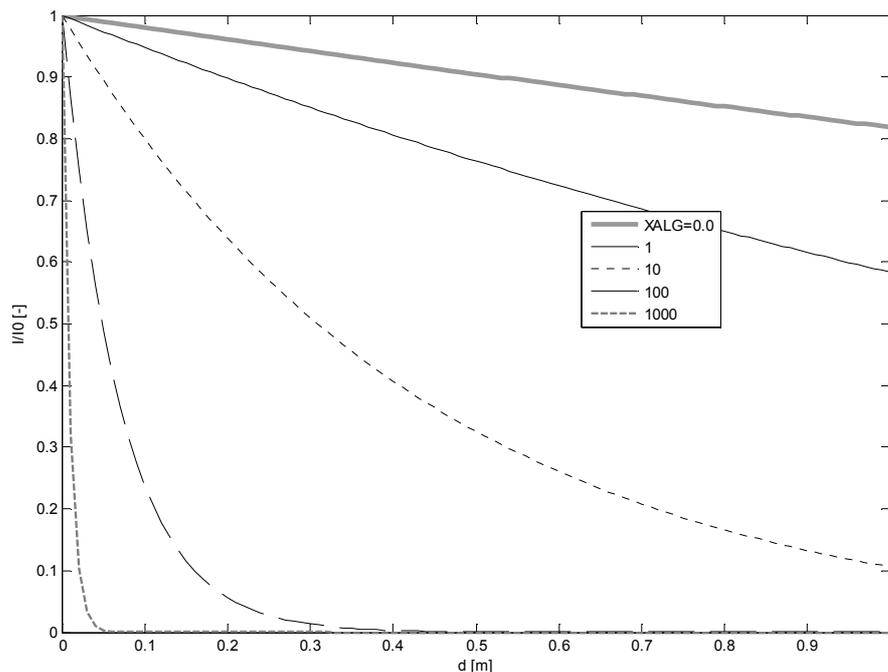


Abbildung 49: Abnahme der Lichtintensität über die Wassertiefe bei unterschiedlichen Algenkonzentrationen.

7.4.4 Das Biomasse-Algen-Modell

Im Projekt wurden zwei unterschiedlich komplexe Modelle entwickelt. Die erste, einfachere Version verzichtet auf die Abbildung anaerober Prozesse. Die zweite, erweiterte Version bezieht diese mit ein. Im Folgenden ist die erweiterte Version beschrieben, Simulationsergebnisse wurden allerdings teilweise mit der einfachen Version berechnet. Die Gleichungen des vollständigen Modells finden sich im Anhang.

7.4.4.1 Stoffgruppen

Es werden folgende Stoffgruppen definiert (Beschreibung auf Englisch in Anlehnung an die ASM und ADM Nomenklatur):

SO [g O₂/ m³]: Dissolved oxygen can directly be measured and is subject to gas exchange. In stoichiometric computations SO is introduced as negative ThOD. (from ASM3)

SS [g COD/ m³]: Readily biodegradable substrate, this fraction of the soluble COD is directly available for consumption. (from ASM3)

SNH [g N/ m³]: Ammonium and ammonia nitrogen, for the balance of the electrical charges, SNH is assumed to be all NH₄⁺. (from ASM3)

SNO [g N/ m³]: Nitrate and nitrite nitrogen, SNO is assumed to include nitrate as well as nitrite nitrogen, since nitrite is not included as a separate model compound. For all stoichiometric computations (ThOD conservation), SNO is considered to be NO₃-N only. SNO has a negative ThOD. (from ASM3)

SALK [mol HCO₃⁻/ m³]: Alkalinity is used to approximate the conservation of ionic charge in biological reactions. SALK is assumed to be bicarbonate, HCO₃⁻, only. (from ASM3)

SI [g COD / m³]: Soluble inert organic matter, this material is assumed to be part of the influent and it is also assumed to be produced in the context of hydrolysis of particulate substrates XS.

- XI [g COD / m³]: Particulate inert organic matter. This material is not degraded within the systems of interest. It is flocculated onto the activated sludge. XI may be a fraction of the influent or may be produced in the context of biomass decay.
- XS [g COD / m³]: Slowly biodegradable substrates are high molecular weight, colloidal and particulate organic substrates which must undergo cell external hydrolysis before they are available for degradation. It is assumed that the products of hydrolysis may be fermented.
- XH [g COD / m³]: Heterotrophic biomass (organisms). These organisms are assumed to be the 'all-rounder' heterotrophic organisms, they may grow aerobically and anoxically (denitrification). They are responsible for hydrolysis of particulate substrates XS and can use all degradable organic substrates under all relevant environmental conditions.
- XSTO [g COD / m³]: Organic storage product is a cell internal storage product of heterotrophic organisms (COD). XSTO is only a functional compound required for modelling but not directly identifiable chemically. XSTO may, however, be recovered in COD analysis and must satisfy ThOD conservation. For stoichiometric considerations, XSTO is assumed to have the chemical composition of poly-hydroxy-butyrate (C₄H₆O₂)_n.
- XA [g COD / m³]: Autotrophic biomasses (organisms) are responsible for nitrification; they are obligate aerobic, chemo-litho autotrophic. It is assumed that Nitrifiers oxidize ammonium SNH directly to nitrate SNO (Nitrifiers include both ammonium and nitrite oxidizers).
- XMI [g TSS / m³]: Particulate mineralic fraction. This is not a biological component but chemical inert matter.
- SIC [mol / m³]: It is sum of the HCO₃⁻, H₂CO₃, CO₂. It is used to calculate the carbon mass and pH
- XALG [g / m³]: Algae (Plant). They mostly depend on the presence of sun light radiation and nutrients. And they grow in aerobic, anoxic and anaerobic condition. They are responsible for the particulate substrate XS and XI and can use all degradable organic substrate.
- XME [g COD / m³]: Activated anaerobic biomass (organisms). Methane producing biomass.
- SCH4 [g / m³]: Methane, CH₄. SCH4 is assumed to be the product of methanogenic process. It may be subject to gas exchange with atmosphere. (in solution)
- GN2 [g N / m³]: Dinitrogen gas, N₂. GN2 is assumed to be the only nitrogenous product of denitrification. (Gas phase)
- GO2 [g N / m³]: Oxygen gas, O₂. GO2 is in exchange with the corresponding fraction SO in solution. (Gas phase)
- GCO2 [mol/ m³]: CO₂ gas. GCO2 is in exchange with the corresponding fraction SIC in solution. (Gas phase)
- GNH3 [g N/ m³]: NH₃ gas. GNH3 is in exchange with the corresponding fraction SNH in solution. (Gas phase)
- GCH4 [mol/ m³]: NH₃ gas. GNH3 is in exchange with the corresponding fraction SCH4 in solution. (Gas phase)

7.4.4.2 Prozesse Bakterien

Die Prozesse des Biomasse-Wachstums und -Zerfalls (XBH, XA) entsprechen den Prozessen des ASM3 (siehe Matrix im Anhang). In Erweiterung zum ASM3 wird für jeden Prozess auch die C-Bilanz gebildet und über SIC ausgeglichen. Folgende kleine Modifikationen wurden zusätzlich vorgenommen:

- Wachstumsprozesse heterotrophe Biomasse (p4, p5): Die Limitierung durch die Alkalinität wurde ersetzt durch eine direkte pH-Wert-Limitierung unter Nutzung von Gl. (12)
- Wachstumsprozesse autotrophe Biomasse (r10): Die Limitierung durch die Alkalinität wurde ersetzt durch eine direkte pH-Wert-Limitierung unter Nutzung von Gl. (12)

7.4.4.3 Prozesse Algenwachstum

Das Wachstum von Algen wird bestimmt durch eine temperaturabhängige Wachstumsrate, den Nährstoff Stickstoff (hier $\text{NH}_3\text{-N}$) das Ausgangsprodukt CO_2 , das Lichtangebot Ia und die Menge verfügbarer Algen:

Wachstumsrate:

$$\mu_{ALG} = \theta_{alg} * \frac{SNH}{K_{NH,Alg} + SNH} * Ia * \frac{S_{CO2}}{K_{CO2} + S_{CO2}} * X_{ALG} \quad (46)$$

mit

$$Ia = 2.7183 \frac{e^{-1 \frac{In}{K_{I,Alg}} - 1 \frac{In}{K_{I,Alg}}}}{lam \ h} \quad (47)$$

$$lam = lamW + lamXMI \ XMI + lamCOD \ (XI + XS + XH + XA + XSTO) + lamA \ X_{ALG} \quad (48)$$

$$\theta_{alg} = e^{-0.046 \ (20 - T)} \quad (49)$$

Im Fall, dass kein Ammoniumstickstoff zur Verfügung steht, wird auf Nitratstickstoff umgeschaltet:

$$\mu_{ALG} = \theta_{alg} * \frac{SNO}{K_{N,Alg} + SNO} * \frac{K_{NH,Alg}}{K_{NH,Alg} + SNH} * Ia * \frac{S_{CO2}}{K_{CO2} + S_{CO2}} * X_{ALG} \quad (50)$$

Der Prozess der Respiration (Grundatmung von Algen) wird durch folgende Prozessraten bestimmt

$$m_{Alg} = \theta_{alg} * \frac{SO}{K_{O,Alg} + SO} * X_{ALG} \quad (51)$$

Das Absterben wird durch folgenden Prozess bestimmt

$$b_{Alg} = \theta_{alg} * X_{ALG} \quad (52)$$

7.4.4.4 Prozesse Methanbildner bzw. anaerobe Prozesse

Für die anaeroben Prozesse wird angenommen, dass neben der durch heterotrophe Bakterien (wenn vorhanden) verursachten enzymatischen Hydrolyse von organischen Verbindungen auch anaerobe und aerobe Bakterien mit Enzymen zur Hydrolyse beitragen (wenn vorhanden). Dies wird mit einem zweiten Hydrolyseprozess (r21) beschrieben:

$$K_{h20,ME} = \theta_{04} * \frac{XS}{X_{ME}} * \frac{1}{K_{X,ME} + \frac{XS}{X_{ME}}} * X_{ME} \quad (53)$$

Für das Wachstum der anaeroben Biomasse wird in Anlehnung an Siegrist et al. 2002 der Prozess (r22) mit folgender Prozessrate eingeführt:

$$\mu_{ME} = \frac{K_{ME,O2}}{K_{ME,O2} + SO + SNO} * \frac{SNH}{K_{HNNH4} + SNH} * \frac{SS}{K_{SS,ME} + SS} * I_{pH,L} * I_{NH3} * X_{ME} \quad (54)$$

Das Wachstum wird durch pH und Ammoniak limitiert

$$I_{pH,L} = \frac{K_{I,pH,L}^2}{K_{I,pH,L}^2 + S_H^2} \quad (55)$$

$$I_{NH3} = \frac{K_{I,NH3}}{K_{I,NH3} + S_{NH3}} \quad (56)$$

Das Absterben der Methanbildner bzw. anaeroben/aeroben Bakterien-Biomasse wird wie folgt abgebildet

$$b_{ME} = X_{ME} \quad (57)$$

7.4.4.5 Prüfung der Massebilanzen

Das beschriebene Modell sichert folgende Massebilanzen:

Tabelle 19: Massenbilanz CSB.

| | SO | SS | SNH | SNO | SALK | SI | XI | XS | XH | XSTO | XA | XMI | S _{IC} | X _{ALG} | X _{ME} | S _{CH4} | S _{N2,G} | S _{O,G} | S _{CO2,G} | S _{NH3,G} | S _{CH4,G} | Sum |
|-----|----------|----------|-----|-----------|------|----|-----|-----|----|----------|----|-----|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-------------------|------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-----|
| p1 | -0 | 1 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p2 | 0.1625 | -1 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.8375 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p3 | -0 | -1 | 0 | 0.3152 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.803 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.1182 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p4 | 0.25 | 0 | -0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 1 | -1.25 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p5 | -0 | 0 | -0 | 0.68571 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | -1.42857 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.25714 | -0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r6 | 0.8 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.2 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r7 | -0 | 0 | 0 | 1.28 | 0 | 0 | 0.2 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.48 | -0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r8 | 1 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r9 | -0 | 0 | 0 | 1.6 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.6 | -0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r10 | 18.04762 | 0 | -0 | -19.04762 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r11 | 0.8 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.2 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r12 | -0 | 0 | 0 | 1.28 | 0 | 0 | 0.2 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.48 | -0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r15 | -1 | 0 | -0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 1 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r16 | -1.36571 | 0 | 0 | 0.36571 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 1 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r17 | 0.8 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r18 | -0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.2 | 0.8 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r21 | -0 | 1 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r22 | -0 | -9.09091 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 8.09091 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r23 | -0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.2 | 0.8 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r13 | -1 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r14 | -0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 |
| r19 | -0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | -0 | 0 | 0 |
| r20 | -0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 64 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | -64 |

Tabelle 20: Stickstoffbilanz.

| | SO | SS | SNH | SNO | SALK | SI | XI | XS | XH | XSTO | XA | XMI | S _{IC} | X _{ALG} | X _{ME} | S _{CH4} | S _{N2,G} | S _{O,G} | S _{CO2,G} | S _{NH3,G} | S _{CH4,G} | Sum |
|-----|----|----------|----------|----------|------|----|-------|-------|-------|------|-------|-----|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-------------------|------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-----|
| p1 | 0 | 0.03 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.03 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p2 | -0 | -0.03 | 0.03 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p3 | 0 | -0.03 | 0.03 | -0.06895 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.06895 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p4 | -0 | 0 | -0.08 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0.08 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p5 | 0 | 0 | -0.08 | -0.15 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.08 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.15 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r6 | -0 | 0 | 0.071 | 0 | 0 | 0 | 0.009 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r7 | 0 | 0 | 0.071 | -0.28 | 0 | 0 | 0.009 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.28 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r8 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r9 | 0 | 0 | 0 | -0.35 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.35 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r10 | -0 | 0 | -4.24667 | 4.16667 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.08 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r11 | -0 | 0 | 0.071 | 0 | 0 | 0 | 0.009 | 0 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r12 | 0 | 0 | 0.071 | -0.28 | 0 | 0 | 0.009 | 0 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.28 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r15 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r16 | 0 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r17 | -0 | 0 | 0.071 | 0 | 0 | 0 | 0.009 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r18 | 0 | 0 | 0.047 | 0 | 0 | 0 | 0.009 | 0.024 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r21 | 0 | 0.03 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.03 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r22 | 0 | -0.27273 | 0.19273 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r23 | 0 | 0 | 0.047 | 0 | 0 | 0 | 0.009 | 0.024 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.08 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r13 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r14 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 |
| r19 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 |
| r20 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 |

Tabelle 21: Ladungsbilanz (Puffer).

| | SO | SS | SNH | SNO | SALK | SI | XI | XS | XH | XSTO | XA | XMI | S _{IC} | X _{ALG} | X _{ME} | S _{CH4} | S _{N2,G} | S _{O,G} | S _{CO2,G} | S _{NH3,G} | S _{CH4,G} | Sum | |
|-----|----|----|----------|----------|----------|----|----|----|----|------|----|-----|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-------------------|------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-----|----|
| p1 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p2 | -0 | -0 | -0.00214 | 0 | 0.00214 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p3 | 0 | -0 | -0.00214 | -0.00492 | 0.00707 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p4 | -0 | 0 | 0.00571 | 0 | -0.00571 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p5 | 0 | 0 | 0.00571 | -0.01071 | 0.005 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r6 | -0 | 0 | -0.00507 | 0 | 0.00507 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r7 | 0 | 0 | -0.00507 | -0.02 | 0.02507 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r8 | -0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r9 | 0 | 0 | -0 | -0.025 | 0.025 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r10 | -0 | 0 | 0.30333 | 0.29762 | -0.60095 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r11 | -0 | 0 | -0.00507 | 0 | 0.00507 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r12 | 0 | 0 | -0.00507 | -0.02 | 0.02507 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r15 | 0 | 0 | 0.00571 | 0 | -0.00571 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r16 | 0 | 0 | -0 | -0.00571 | 0.00571 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r17 | -0 | 0 | -0.00507 | 0 | 0.00507 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r18 | 0 | 0 | -0.00336 | 0 | 0.00336 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r21 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r22 | 0 | -0 | -0.01377 | 0 | 0.01377 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r23 | 0 | 0 | -0.00336 | 0 | 0.00336 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r13 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r14 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r19 | 0 | 0 | -0.07143 | 0 | 0.07143 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 |
| r20 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 |

Tabelle 22: Kohlenstoffbilanz.

| | SO | SS | SNH | SNO | SALK | SI | XI | XS | XH | XSTO | XA | XMI | S _{IC} | X _{ALG} | X _{ME} | S _{CH4} | S _{N2,G} | S _{O,G} | S _{CO2,G} | S _{NH3,G} | S _{CH4,G} | Sum | |
|-----|----|----------|-----|-----|------|----|---------|---------|---------|----------|---------|-----|-----------------|------------------|-----------------|------------------|-------------------|------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-----|----|
| p1 | 0 | 0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p2 | -0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.02621 | 0 | 0 | 0.00509 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| p3 | 0 | -0.0313 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.02513 | 0 | 0 | 0.00617 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p4 | -0 | 0 | -0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0.0313 | -0.03912 | 0 | 0 | 0.00782 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| p5 | 0 | 0 | -0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.0313 | -0.04471 | 0 | 0 | 0.01341 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 |
| r6 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0.02504 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r7 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0.02504 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r8 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r9 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r10 | -0 | 0 | -0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.0313 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r11 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0.02504 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r12 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0.02504 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r15 | 0 | 0 | -0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r16 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r17 | -0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.02504 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r18 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0.02504 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r21 | 0 | 0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r22 | 0 | -0.28455 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.12683 | 0 | 0.0313 | 0.12642 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r23 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.00626 | 0.02504 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0.0313 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| r13 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 | 0 | 0 |
| r14 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 |
| r19 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -0 | 0 |
| r20 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 |

7.4.4.6 Testsimulationen und Schlussfolgerungen

Mit den entwickelten Modellen wurde eine Reihe von Testsimulationen durchgeführt. In dem folgenden Beispiel wurde reines Wasser in ein Algenbecken geleitet, wobei künstlich CO_2 , NH_4^+ und Puffer (SALK) aufgestockt wurden, um Limitierungen des Algenwachstums zu verhindern.

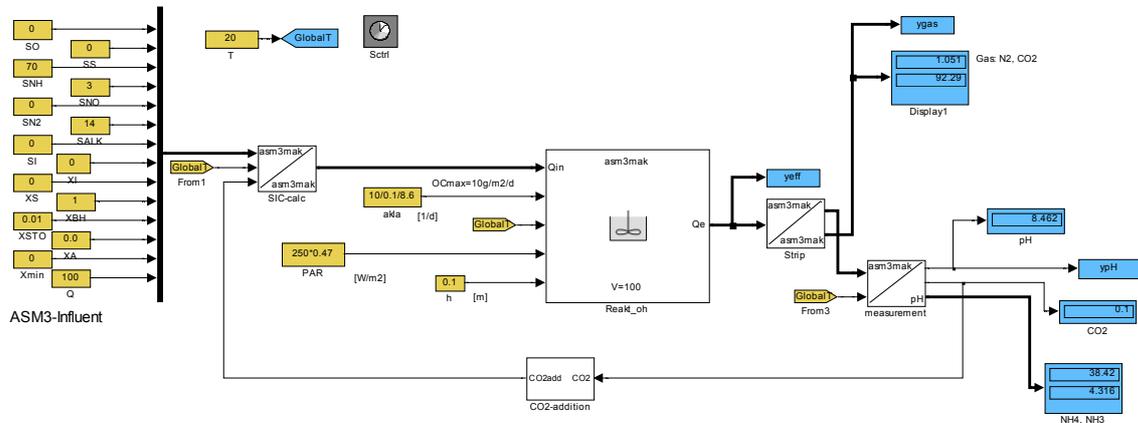


Abbildung 50: Testmodell.

Dieses einfache Modell wurde über einen Bereich hydraulischer Aufenthaltszeiten (hier gleich der Schlammaufenthaltszeit: Chemostat) simuliert. Es ergeben sich die in den folgenden Abbildungen dargestellten Simulationsergebnisse. Es wurde bei $T = 20\text{ }^\circ\text{C}$, einer mittleren Lichtintensität von $\text{PAR} = 250 \cdot 0.47\text{ W/m}^2$ und einer Beckentiefe von $h = 0,1\text{ m}$ simuliert.

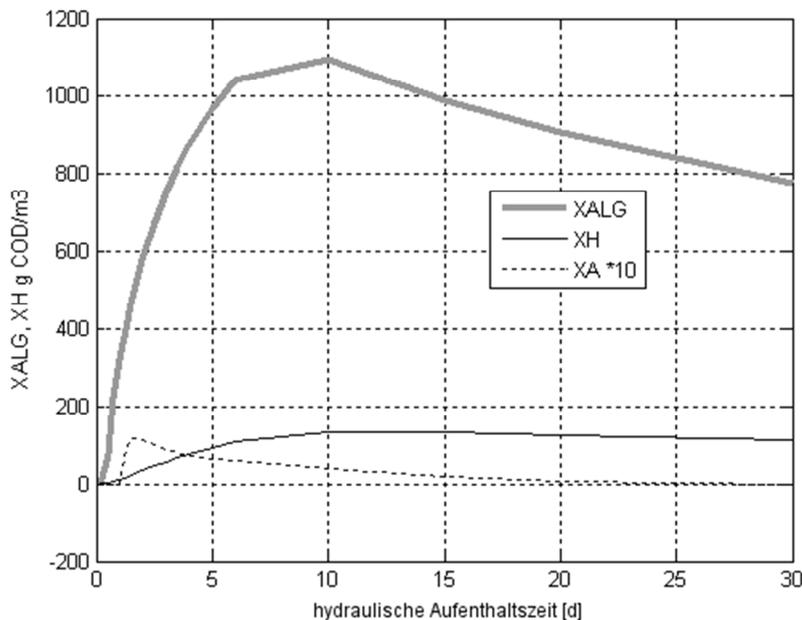


Abbildung 51: Biomasse-Zusammensetzung.

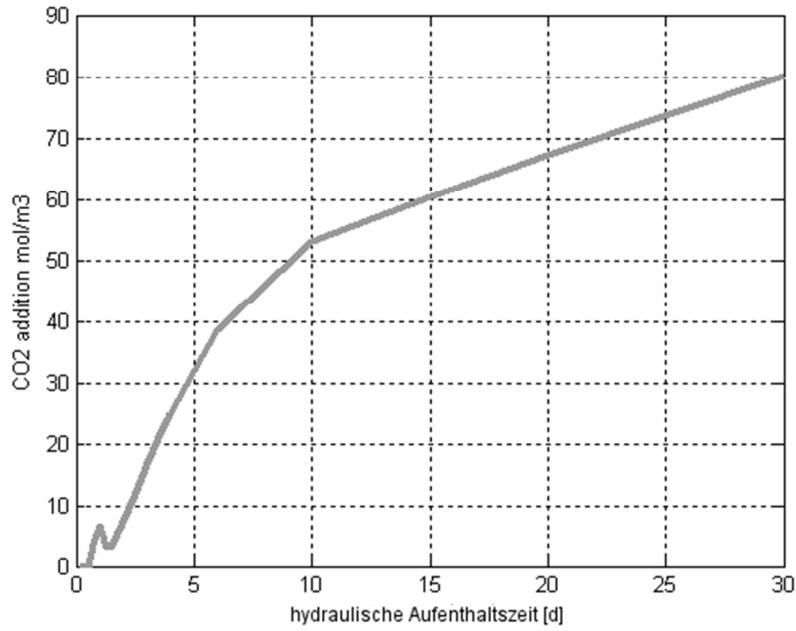


Abbildung 52: Erforderliche CO₂-Dosierung.

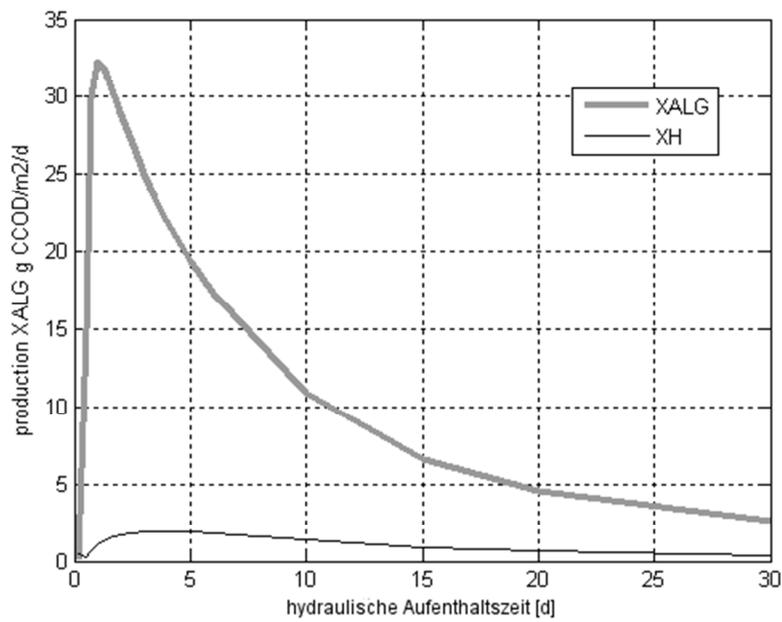


Abbildung 53: Oberflächenspezifische Biomasseproduktion.

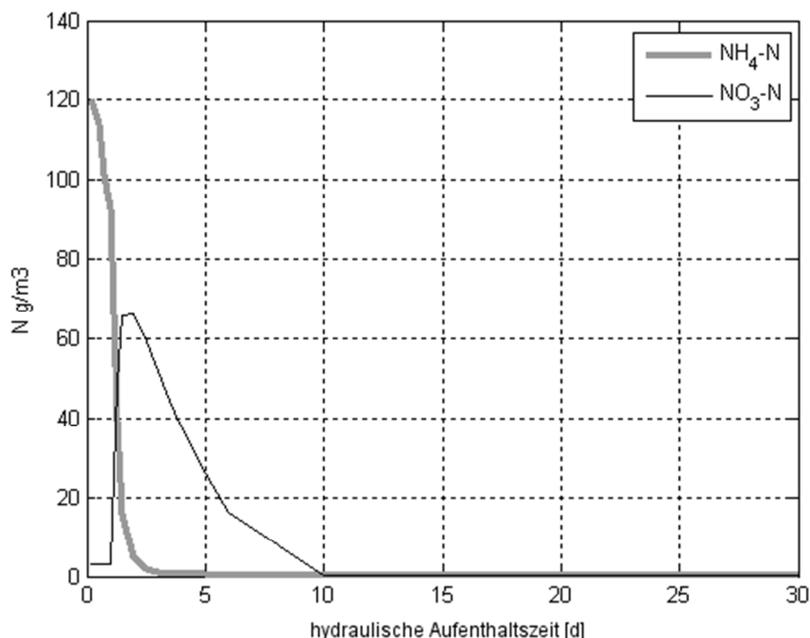


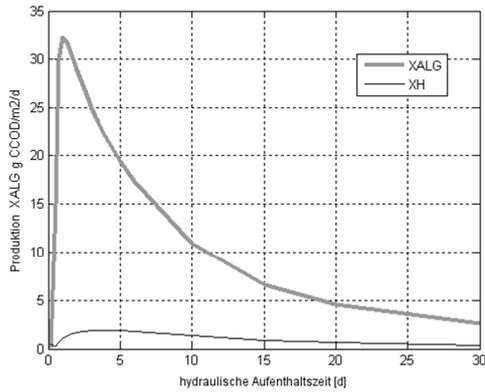
Abbildung 54: Stickstoffkonzentrationen im Becken.

Dieser Testlauf reproduziert typische Eigenschaften eines Algenbeckens. Bei einer Aufenthaltszeit von ca. 10 Tagen wird die maximale Konzentration an Algen erreicht (ca. 1100 g CSB/m³ bzw. 110 g CSB/m²). Die maximale oberflächenspezifische Algenproduktion wird bei etwa einem Tag Aufenthaltszeit mit einem Wert von ca. 33 g CSB/(m²*d) erreicht.

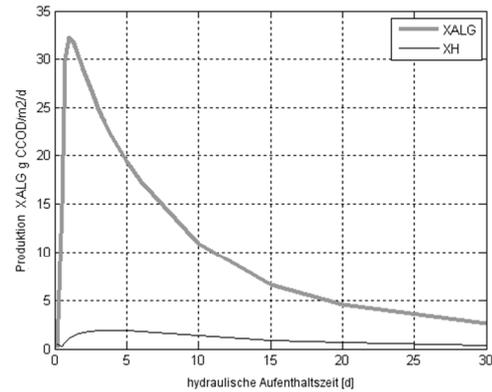
Dieser maximale CSB Ertrag dürfte ca. einem TS-Ertrag von 25 g/(m² * d) entsprechen. Das liegt im oberen dessen, was als Maximalertrag bei großtechnischen Versuchsanlagen gemessen wurde. Hierbei ist allerdings zu berücksichtigen, dass mit diesen Simulationsläufen nie eine CO₂-Untersättigung aufgetreten ist und somit optimale Voraussetzungen für eine durchgängig hohe Algenwachstumsrate vorgelegen hat. Hinsichtlich der auf Basis der entscheidenden Wachstumsfaktoren Licht, Temperatur, CO₂ und N erzielbaren Ertragsraten kann daher von bemerkenswert realistischen Simulationsergebnissen gesprochen werden.

In dem simulierten Testlauf tritt im Bereich von 1,5 bis 10 Tagen Nitrifikation auf. Bei höheren Aufenthaltszeiten wird Stickstoff vollständig durch die Algen eingebunden, so dass keine Nitrifikation mehr möglich ist. Um ein realistisches Verhalten zu erreichen wird über eine modifizierte Beschreibung des Wachstums von Nitrifikanten nachgedacht (NH₃-Inhibition, pH-Inhibition).

In der folgenden Abbildung ist die oberflächenspezifische Biomasse bzw. Algenproduktion für unterschiedlich tiefe Becken dargestellt.



h= 0.1m



h=0.5m

Abbildung 55: Oberflächenspezifische Produktionsraten für unterschiedliche tiefe Becken.

Hieraus wird deutlich, dass ab der Tiefe von ca. 10 cm keine signifikante Steigerung der Algenproduktion mehr möglich ist. Die implementierte Funktion der Selbstbeschattung limitiert die mittlere Produktivität auf die mittlere Lichtintensität über die gesamte Tiefe.

Die Testsimulationen zeigen, dass das neue Modell hinsichtlich vieler wichtiger Parameter Ergebnisse liefert, die im Bereich der Messergebnisse vergleichbarer großtechnischer Anlagen liegen. Somit kann es für die Dimensionierung neuer großtechnischer Anlagen genutzt werden und auf Basis der Produktionsergebnisse dieser Anlagen entsprechend angepasst werden (durch Justierung der Parameter und Gleichungen) ohne die Grundstruktur nennenswert zu verändern.

7.4.5 Strömungssimulation für das MAK-Becken

Alle Algenmassenkulturanlagen, ob Labor-, Pilot- oder Großanlagen, ob Umlaufgräben, Rundbecken (wie in diesem Forschungsvorhaben) oder geschlossene Röhren-Systeme, weisen eine hydraulisch/geometrische Besonderheit aus: Es wird mit sehr geringen Wassertiefen (1 – 50 cm) und mit sehr großen Flächen gearbeitet.

Während bei aeroben und anaeroben Reinigungsprozessen und bei der Biogasproduktion die entscheidende Bemessungseinheit das Volumen ist (m^3), ist es bei MAK die Fläche (m^2). Hier sind die Erträge, Umsatzraten usw. direkt proportional zur beleuchteten Fläche, sei es nur mit Sonnenlicht oder mit künstlichen Lichtquellen. Die genaue Wassertiefe (1 – 30 cm) ist nur für Randphänomene von Bedeutung.

In solchen flachen Systemen sind die Hydraulik-Phänomene anders als in tiefen Becken. Das gilt besonders dann, wenn wie in diesem Forschungsvorhaben nicht mit planktischen Algen gearbeitet wird, sondern mit möglichst schnell sedimentierbaren Algenmischpopulationen. Dabei besteht die besondere Herausforderung darin, diese Algen trotz ihrer (gewünschten) Tendenz schnell zu sedimentieren, außerhalb des zentralen Trichterbereiches durchgängig in Schwebelage zu halten, um hohe Ertragsraten zu erzielen.

Deshalb wurde aus rein technischer Sicht das 1.000 m^2 MAK mit zwei Räumarmen errichtet, die kontinuierlich das MAK umkreisen und sedimentierte Algen wieder aufwälzen, ähnlich wie ein Nachklärbeckenräumer bei Kläranlagen. Nur der zentrale Trichter des MAK wird nicht von Räumarmen erfasst: Hier soll die Algenbiomasse sedimentieren.

Mittels der Strömungssimulation für das MAK sollte der Einfluss verschiedener Rahmenparameter auf den Anteil des Zustandes „in Schwebelage“ (im Vergleich zum sedimentierten Flächenanteil) untersucht werden.

Die wichtigsten Rahmenparameter bei diesen Untersuchungen waren:

1. Wassertiefe
2. Geschwindigkeiten der Räumung
3. Schlammindex ISV der Algenpopulation
4. Abwasser Zu- und Ablauf und Rate Rücklaufschlammförderung
5. Dichte der Algenbiomasse

Die FlowConcept GmbH aus Hannover erarbeitete ein völlig neues Strömungsmodell zur Abbildung des GM MAK. Die Berechnung der Systemverhältnisse im realen 1.000 m² Algenbecken, siehe Abbildung 28, erfolgte auf Basis des Programmsystems FLUENT (Fluent Germany GmbH, 2006).

Das Programmsystem FLUENT beinhaltet eine Vielzahl mathematischer Modellansätze zur Beschreibung strömungsmechanischer Prozesse, wobei die Lösung der Gleichungssysteme auf Basis der Finite-Volumen-Methode erfolgt.

Die computergestützte Untersuchung des runden Algenbeckens erfolgte vollständig 3-dimensional und instationär.

Um eine realitätsnahe Beschreibung der Systemverhältnisse gewährleisten zu können, wurden folgende Prozesse und Phänomene berücksichtigt:

1. Strömung
2. Turbulenz
3. Dichteänderung
4. Viskositätsänderung
5. Transport der Algen inklusive ihrer Sedimentation

Die Berechnung der Strömung erfolgte durch Lösung der Kontinuitäts- und der Navier-Stokes-Gleichung (Massen - Impulserhaltung).

Für die Beschreibung der Turbulenz wurde das rng-k-e-Modell (Orszag et al. 1996) verwendet.

In Folge des Absinkens der Algen verändert sich die Feststoffkonzentration über die Tiefe des Beckens, wodurch sich auch die Dichte des Fluids verändert. Um diese Veränderungen im Modell berücksichtigen zu können, wurde an jedem Berechnungsknoten die Mischdichte aus Wasser und vorliegender Algenkonzentration berechnet. Diese Mischdichte fand dann wiederum Eingang in der Navier-Stokes-Gleichung, so dass eine direkte Wechselwirkung zwischen Strömung und Algen vorlag.

Die Änderung der Viskosität des Mediums Wasser-Algen infolge steigender Algenkonzentration wurde durch einen eigenen entwickelten Ansatz modelliert.

Der Transport der Algen wurde durch Lösung der Advektions-Diffusion-Gleichung realisiert. In ihr war auch die Sinkgeschwindigkeit der Algen integriert.

Der Räumler wurde mit seiner Geometrie vollständig im Modell abgebildet und als echt drehender Körper modelliert.

7.4.5.1 Testsimulationen

Mit dem entwickelten Modell wurden drei Testsimulationen durchgeführt. Eine Reihe von grundlegenden Parametern wurde entsprechend den Erwartungen für einen typischen großtechnischen Betrieb gewählt und bei den drei Testläufen nicht variiert:

1. Der Wasserstand wurde auf 5 cm festgelegt. Diese niedrige Wassertiefe wurde gewählt, um einen hohen hydraulischen Durchsatz zu gewährleisten, damit das Wachstum planktischer Algen nicht möglich ist, siehe Kap. 7.4.1.

2. Die Abwasser Zu- und Ablaufmenge wurde auf 20 m³/h und die Rücklauf-Algen-Schlammmenge (kontinuierlich aus der Trichterspitze zurück zur Peripherie) auf 40 m³/h festgelegt. Diese vergleichsweise hohen Werte wurden gewählt, um die Nachklärbeckenfunktion des zentralen Trichters stark zu beanspruchen. Die Zufuhr erfolgte punktförmig am äußeren Räumende an der Beckenperipherie und der Ablauf zentral als Überstand.
3. Die Vorbelegung des gesamten Beckens erfolgte mit einer Algenschlammkonzentration von 0,2 g/l (Testlauf 1) und 0,133 g/l (Testläufe 2 und 3). Das ergibt für Testlauf 1 mit 5 cm Wasserstand 10 g/m². Das ist ein recht geringer Wert passend für die Frühjahrs- und Herbst-Betriebsstrategie.
4. Der TS am Einlauf Rücklaufschlamm (RS) wurde auf 0,2 g/l gewählt und der TS im Abwasserzulauf mit 0 g/l. Das ergab einen gemischten Gesamtzulauf von 0,133 g/l. Der TS RS wurde so gering gewählt auf Grund der hohen Menge von 40 m³/h.
5. Für den Algen-Schlammindex wurde ein Wert von 100 ml/g gewählt, weil dieser Wert in etwa dem Mittelwert des Schlammindex von aeroben Belebtschlämmen großtechnischer Kläranlagen entspricht.

Als Test-Variable wurde die Drehgeschwindigkeit des Räumers gewählt. Diesem Parameter wurde die größte Bedeutung beigemessen, weil überwiegend damit das Ausmaß der „In Schwebelagerung“ der Algenbiomasse beeinflusst werden kann. Dieses Ausmaß zu maximieren (ohne dass aus dem zentralen Ablauf Algenbiomasse mit abläuft) ist sehr wichtig, um die Algenbiomasse-Produktion zu maximieren. Für Testlauf 1 wurde eine sehr langsame Räumgeschwindigkeit von 0,016 rpm (= 0,03 m/s an der Beckenperipherie) gewählt, für Testlauf 2 wurde eine Räumgeschwindigkeit von 0,052 rpm (= 0,1 m/s an der Beckenperipherie) gewählt und für Testlauf 3 wurde eine schnelle Räumgeschwindigkeit von 0,52 rpm (= 0,3 m/s an der Beckenperipherie) gewählt

Ergebnisse Testlauf 1 mit den Randbedingungen:

- Wasserstand im Becken 5 cm
- Q_{zu} Abwasser = 20 m³/h
- Q_{zu} RS Schlamm = 40 m³/h
- Entnahme am Klarwasserablauf = 20 m³/h
- Vorbelegung des gesamten Beckens mit einer Schlammkonzentration von 0,2 g/l
- Drehung des Schlammräumers 0,016 rpm
- TS am Einlauf RS = 0,2 g/l
- TS am Einlauf Abwasser = 0 g/l
- Absetzfunktion für ISV 100 ml/g

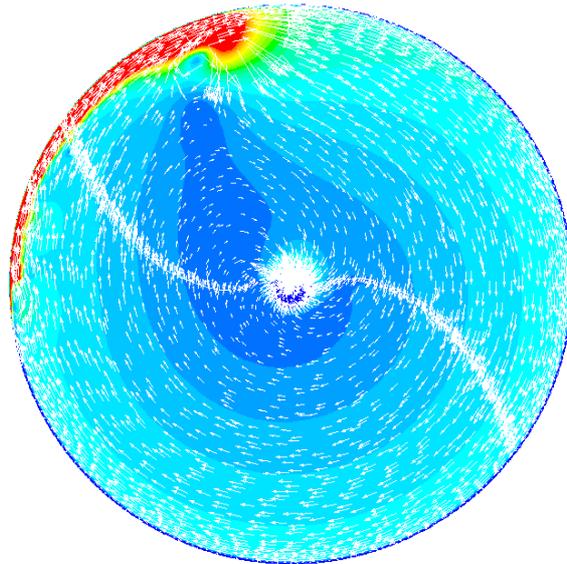


Abbildung 56: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden.

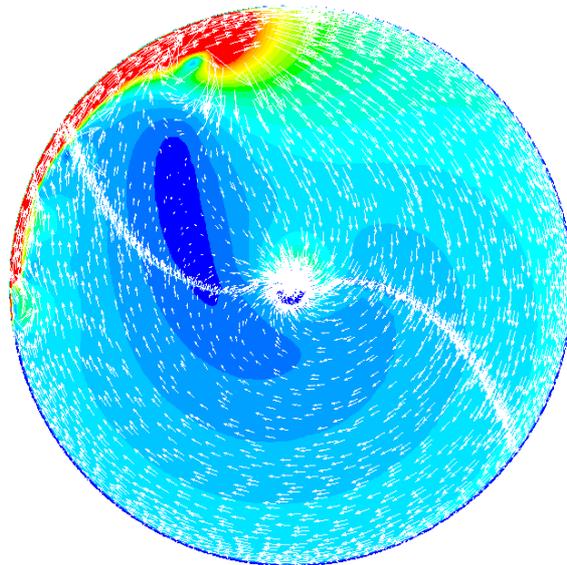


Abbildung 57: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,015$ m über Boden.

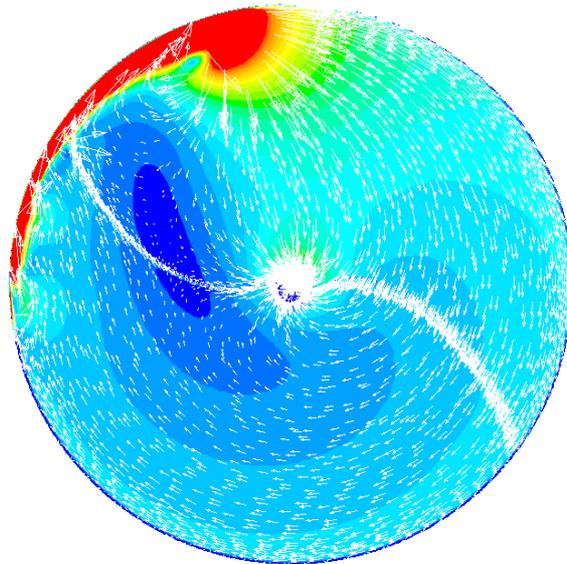


Abbildung 58: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,03$ m über Boden.

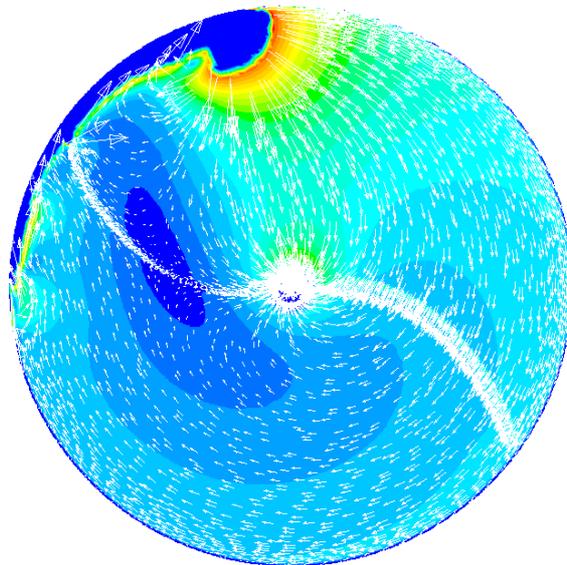


Abbildung 59: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden.

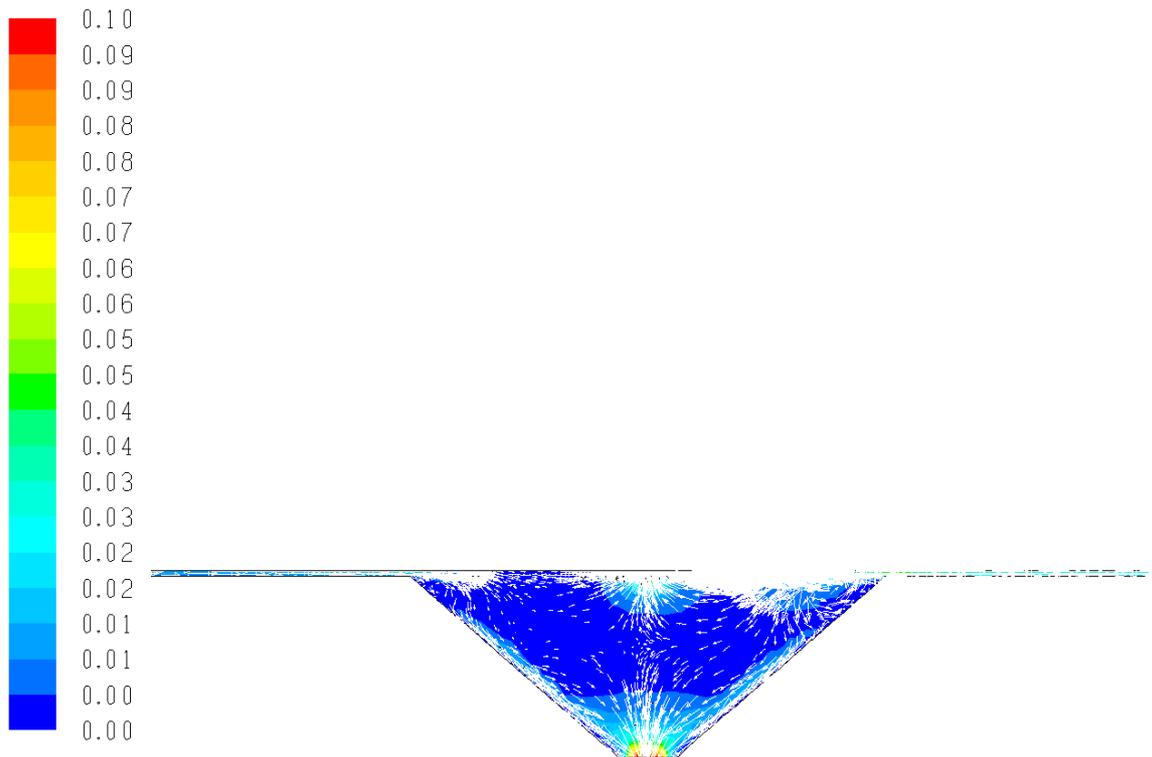


Abbildung 60: Geschwindigkeitsverteilung im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens. Geschwindigkeiten in m/s

Algenkonzentrationsverteilung

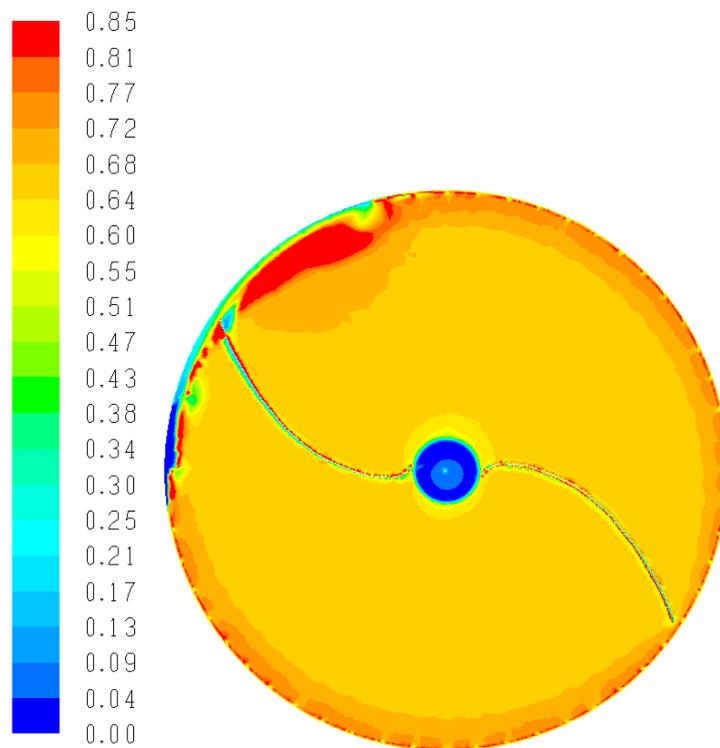


Abbildung 61: Algenbiomasse - Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden Skaliert 0 – 0,85.

Die nachfolgenden Abbildungen sind 0 – 0,2 skaliert

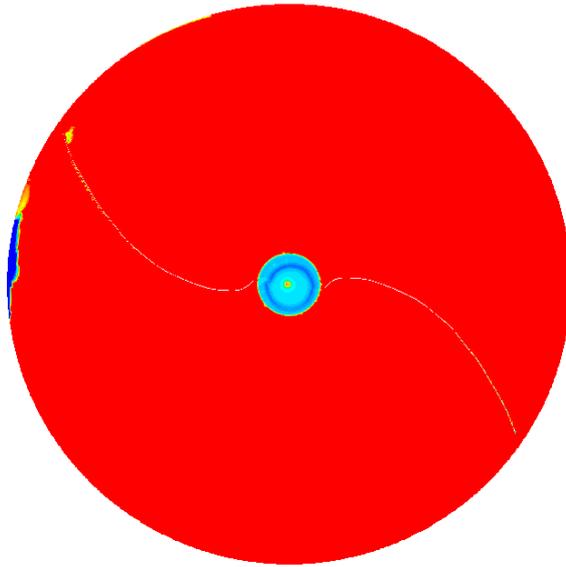


Abbildung 62: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden.

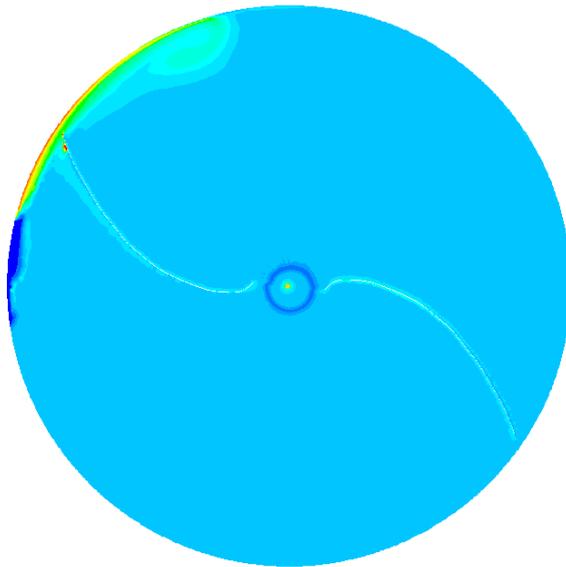


Abbildung 63: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,015$ m über Boden.

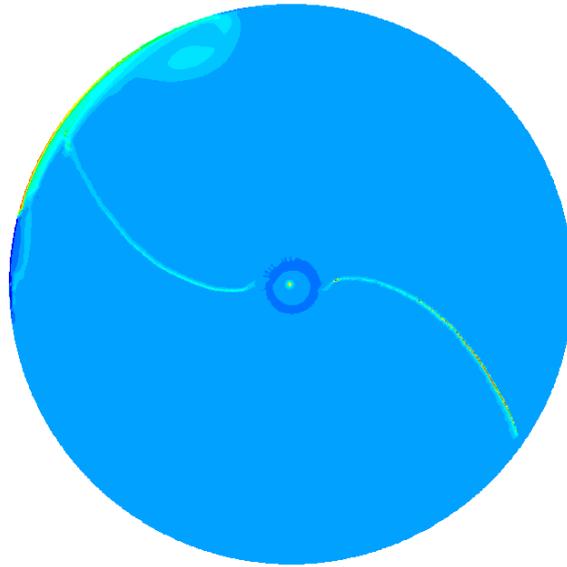


Abbildung 64: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,03$ m über Boden.

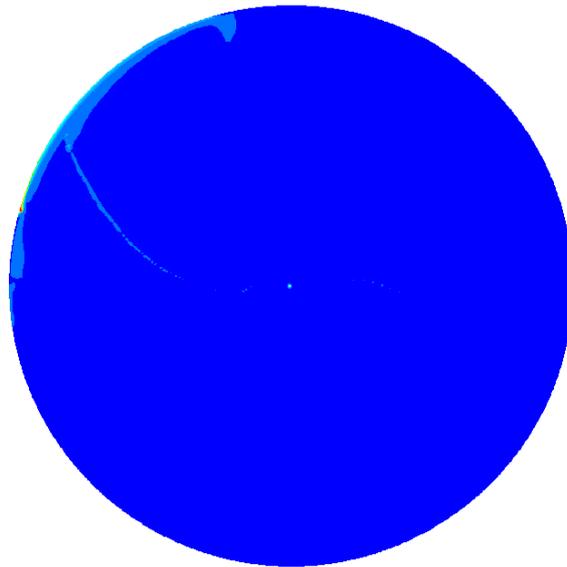


Abbildung 65: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden.

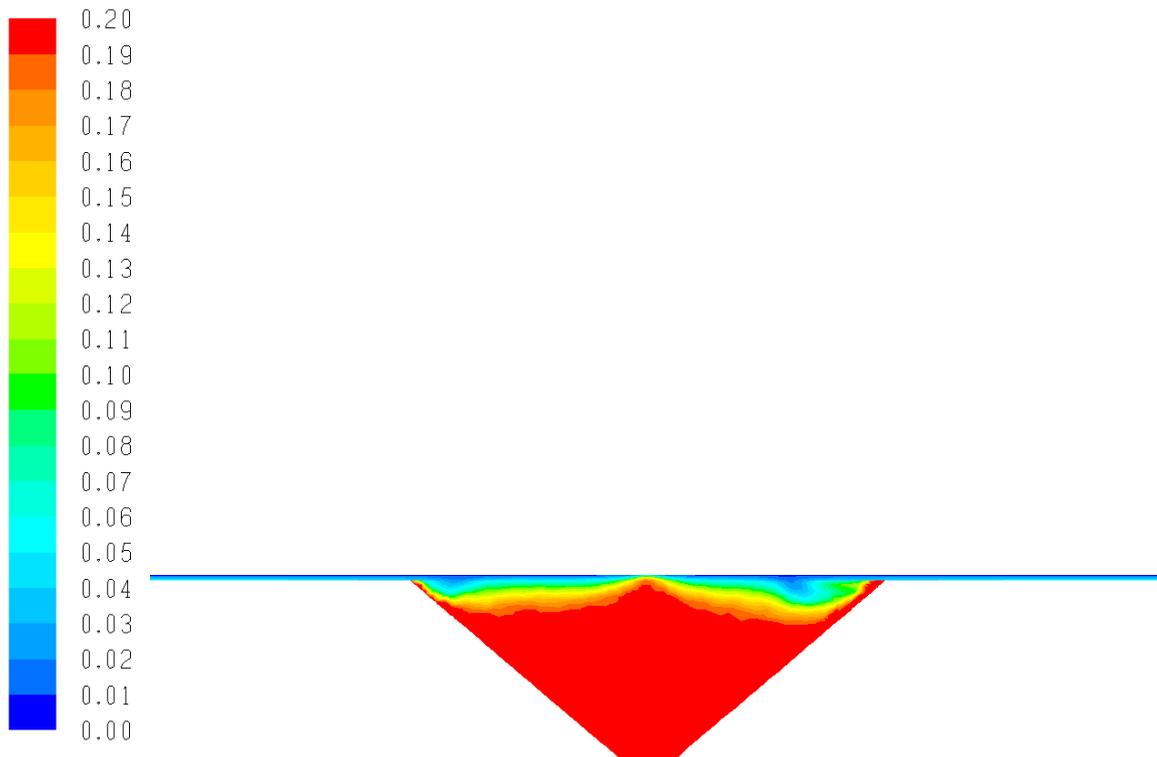


Abbildung 66: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens.

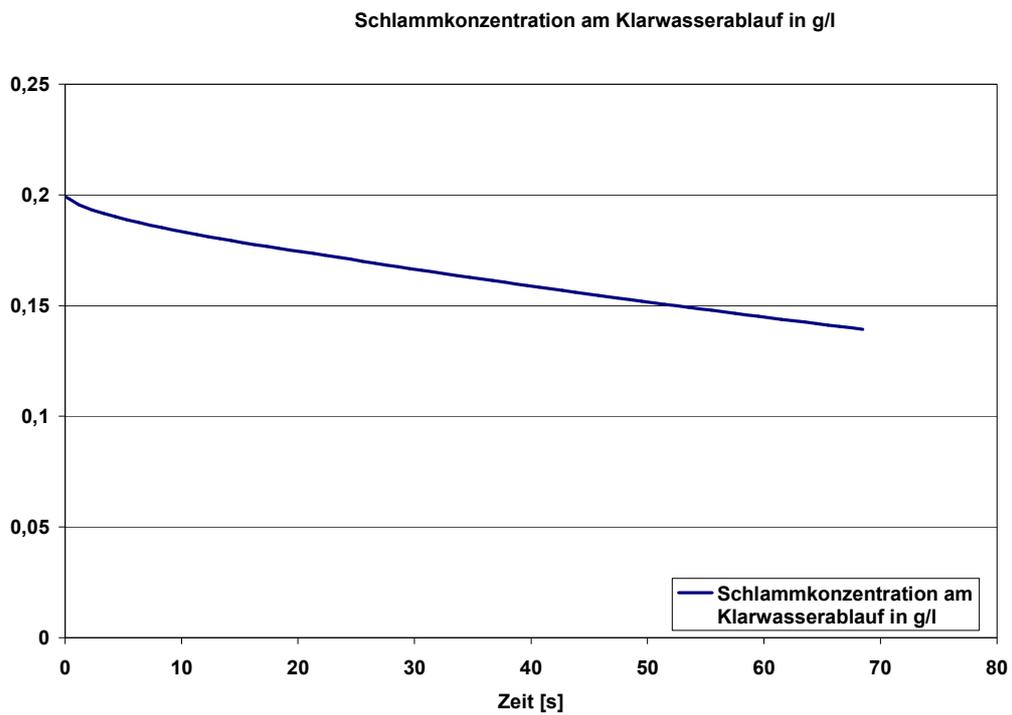


Abbildung 67: Algenkonzentration am Klarwasserablauf in g/l.

Ergebnisse Testlauf 2 mit den Randbedingungen:

- Wasserstand im Becken 5 cm
- Q_{zu} Abwasser = 20 m³/h
- Q_{zu} RS Schlamm = 40 m³/h
- Entnahme am Klarwasserablauf = 20 m³/h
- Vorbelegung des gesamten Beckens mit einer Schlammkonzentration von 0,133 g/l
- Drehung des Schlammräumers 0,052 rpm
- TS am Einlauf 0,133 g/l
- Absetzfunktion für ISV 100 ml/g

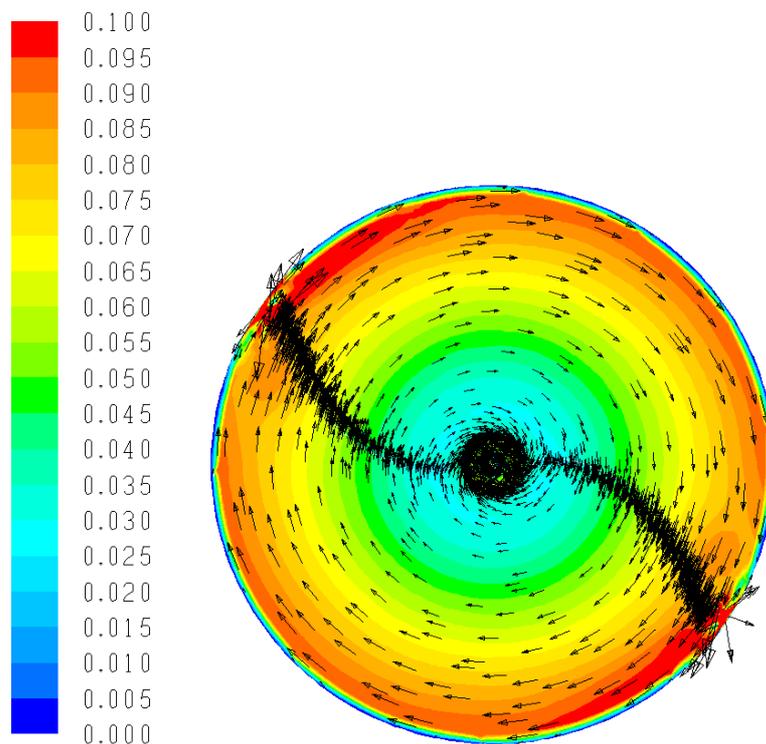


Abbildung 68: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden. Geschwindigkeiten in m/s

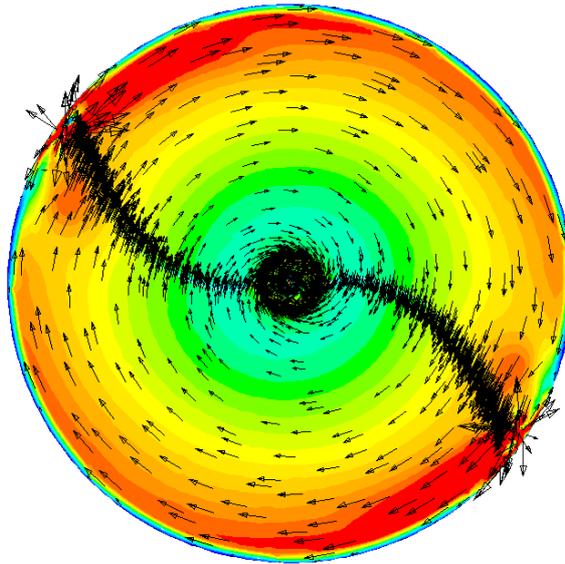


Abbildung 69: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,015$ m ,über Boden.

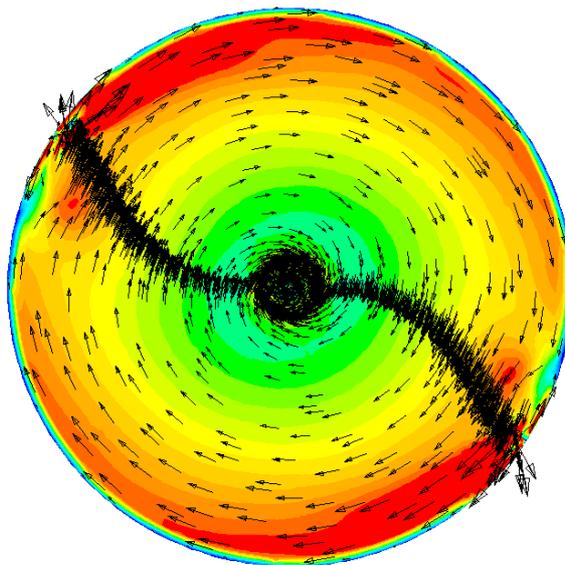


Abbildung 70: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,03$ m über Boden.

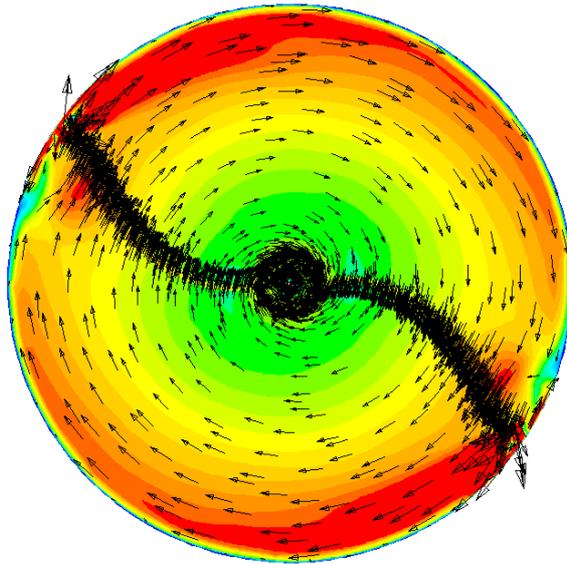


Abbildung 71: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden.

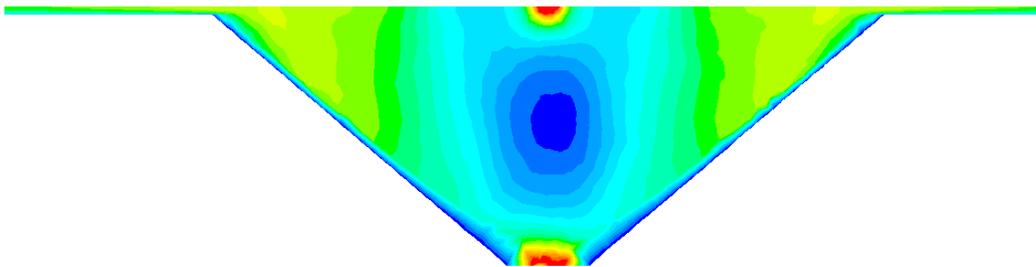


Abbildung 72: Geschwindigkeitsverteilung im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens.

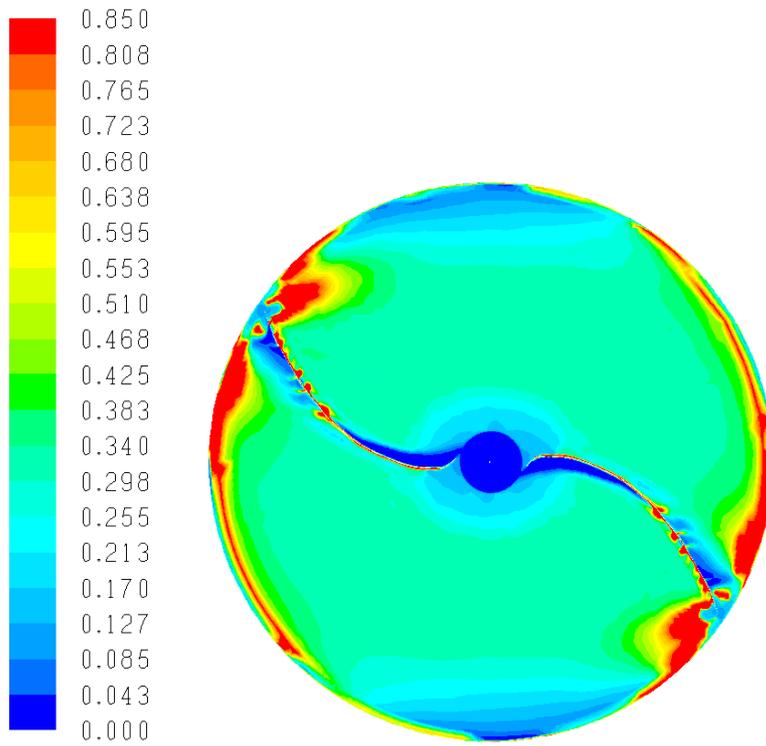


Abbildung 73: Algenkonzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden mit 0 – 0,85 Skalierung.

Die nachfolgenden Abbildungen sind in 0 – 0,2 Skalierung

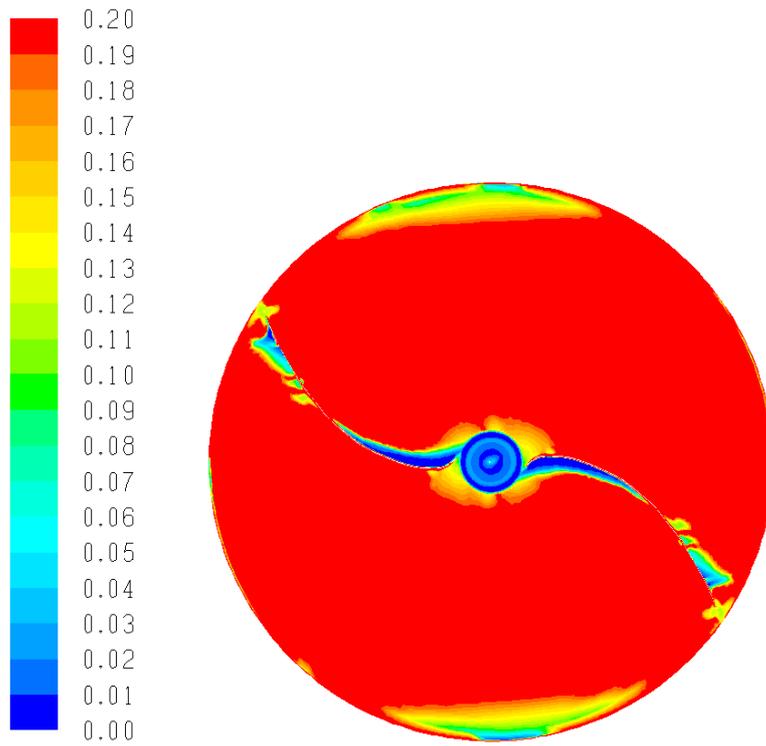


Abbildung 74: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden.

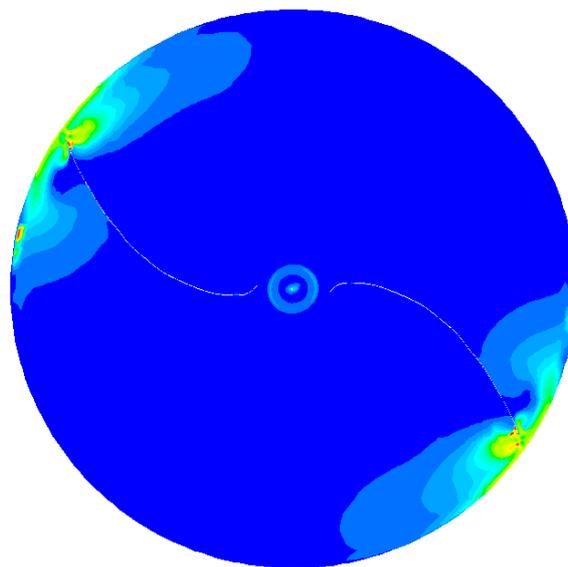


Abbildung 75: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,015 m über Boden.

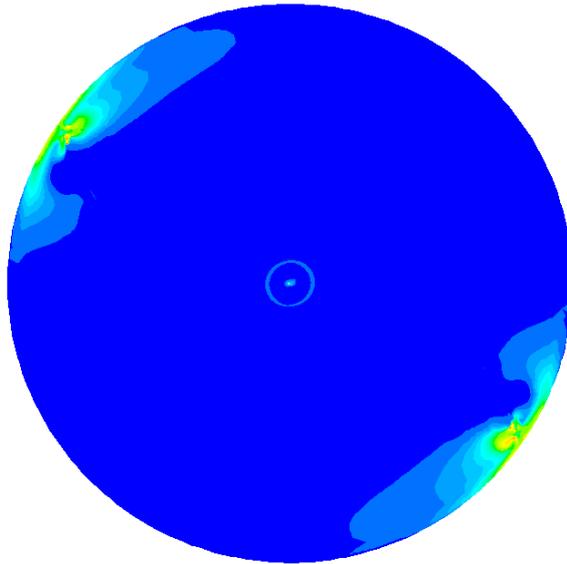


Abbildung 76: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,03$ m über Boden.

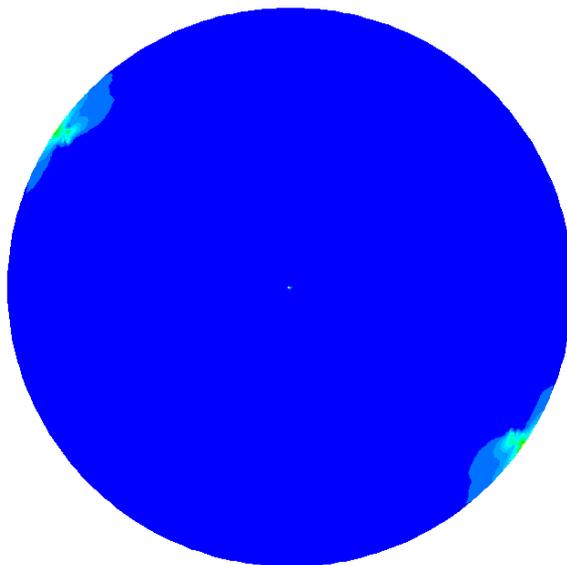


Abbildung 77: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden.

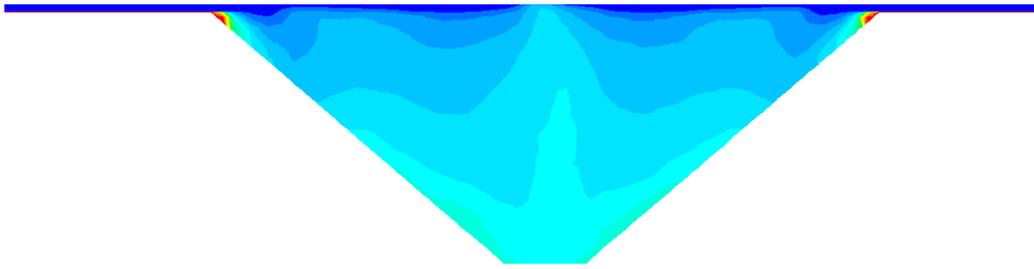


Abbildung 78: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens.

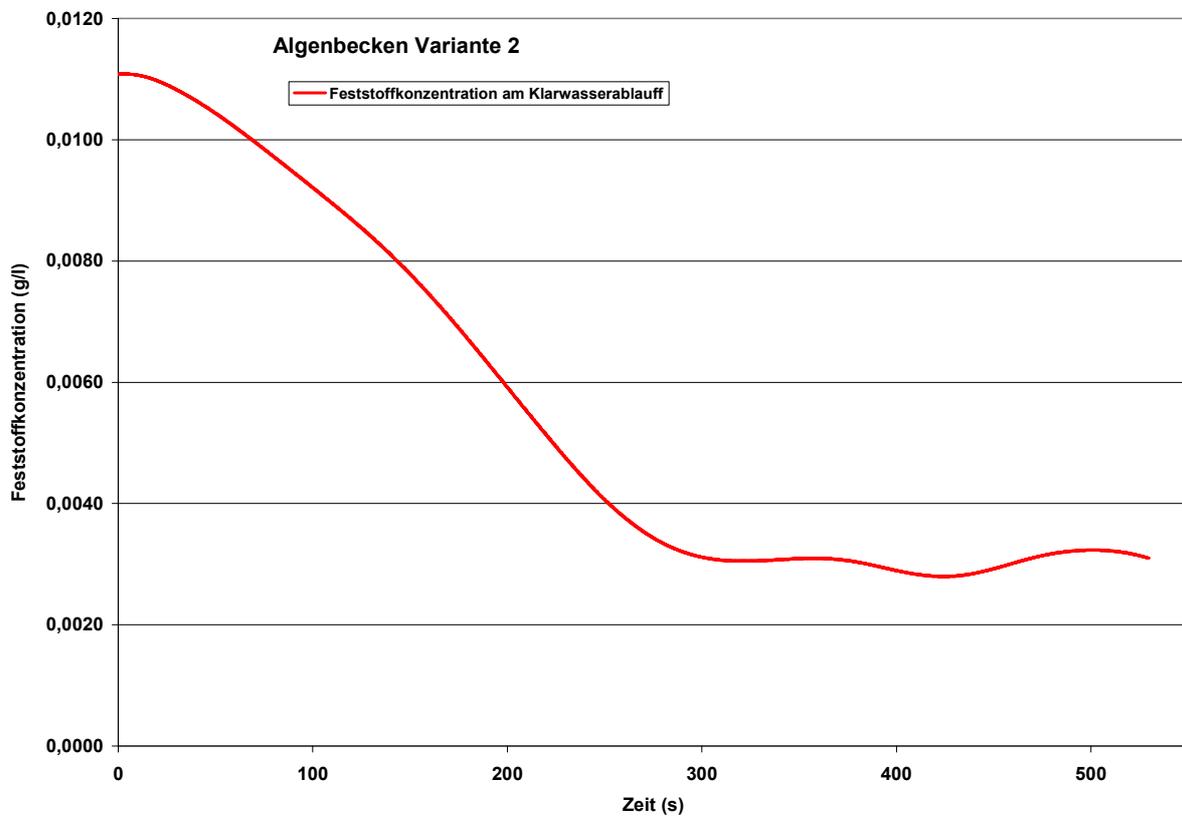


Abbildung 79: Feststoffkonzentration am Klarwasserablauf in g/l.

Ergebnisse Testlauf 3 mit den Randbedingungen:

- Wasserstand im Becken 5 cm
- Q_{zu} Abwasser = 20 m³/h
- Q_{zu} RS Schlamm = 40 m³/h
- Entnahme am Klarwasserablauf = 20 m³/h
- Vorbelegung des gesamten Beckens mit einer Schlammkonzentration von 0,133 g/l
- Drehung des Schlammräumers 0,52 rpm
- TS am Einlauf 0,133 g/l
- Absetzfunktion für ISV 100 ml/g

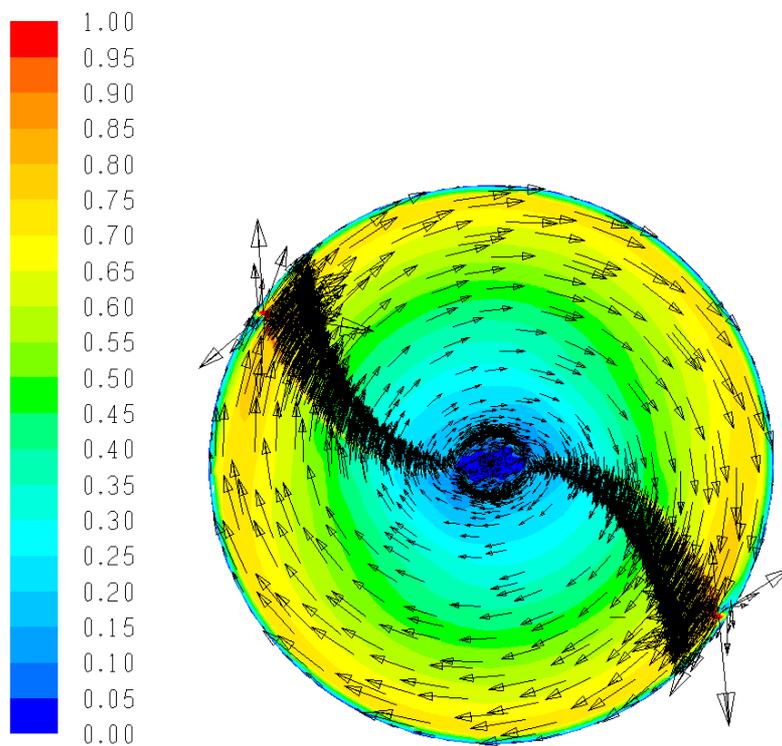


Abbildung 80: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,005$ m über Boden. Geschwindigkeit in m/s

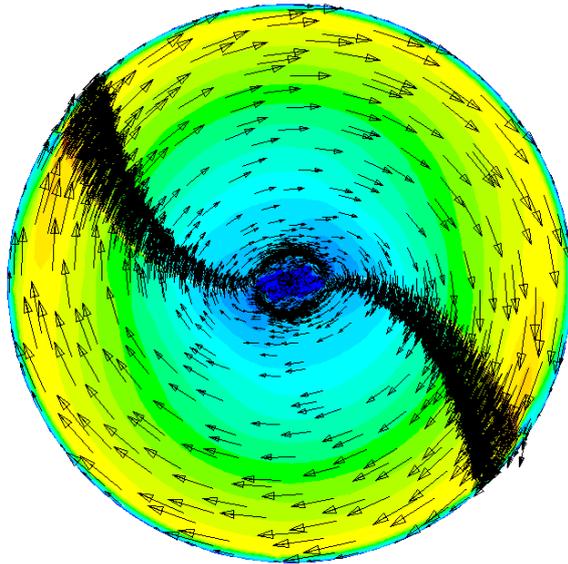


Abbildung 81: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,015$ m über Boden.

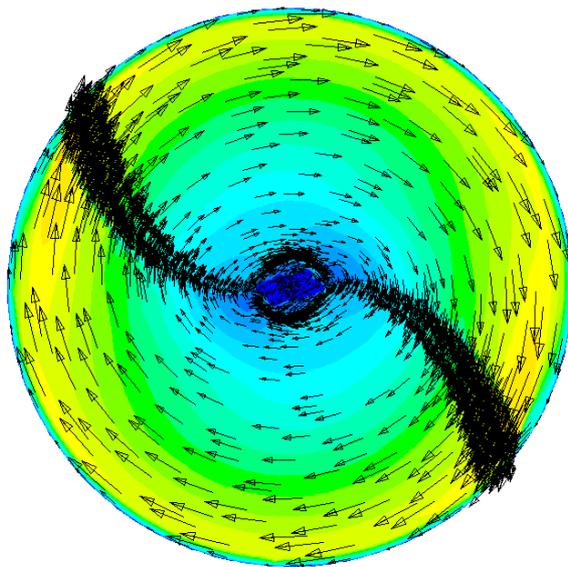


Abbildung 82: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,03$ m über Boden.

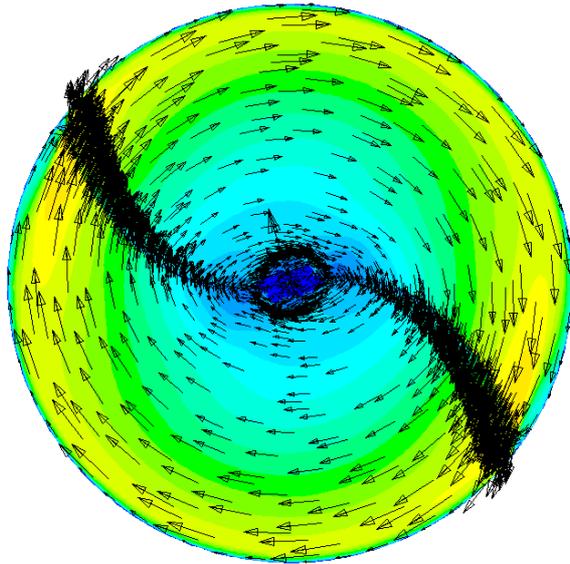


Abbildung 83: Geschwindigkeitsverteilung im Horizontalschnitt $Y=0,05$ m über Boden.

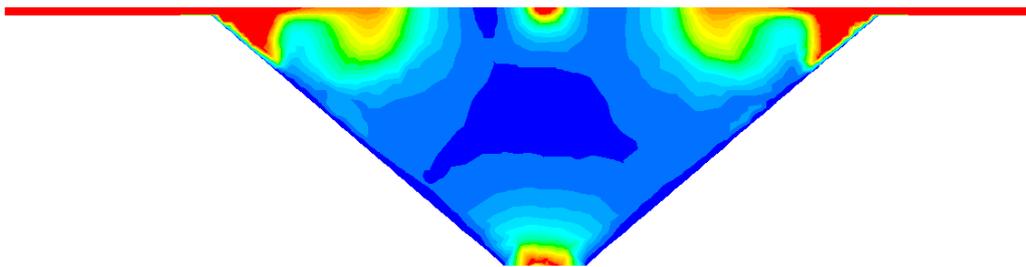
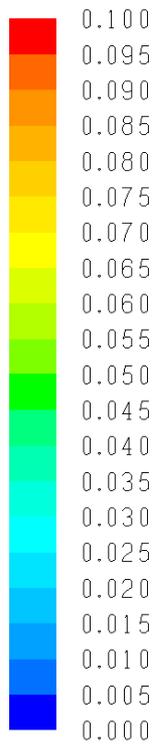


Abbildung 84: Geschwindigkeitsverteilung in m/s im Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens.

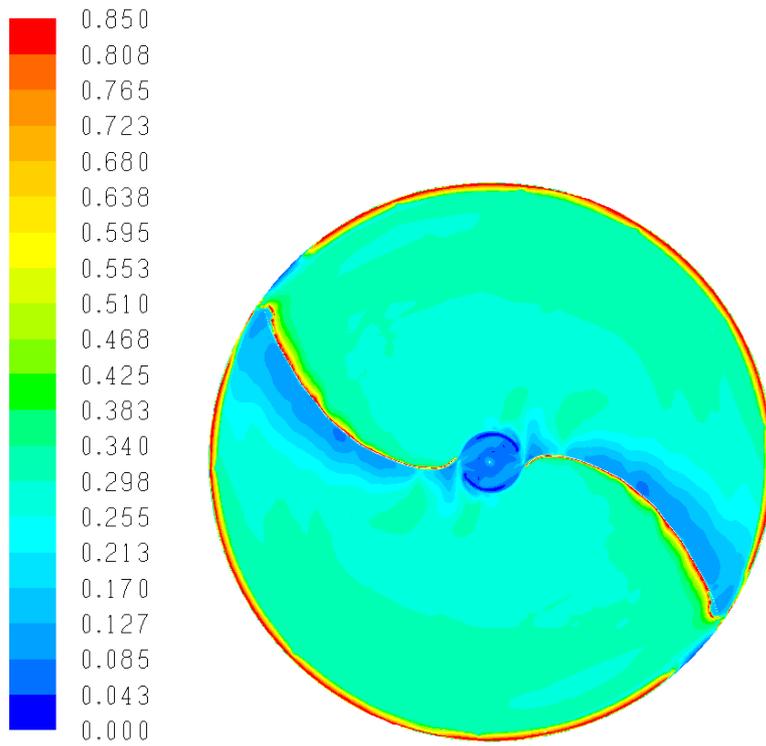


Abbildung 85: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden.

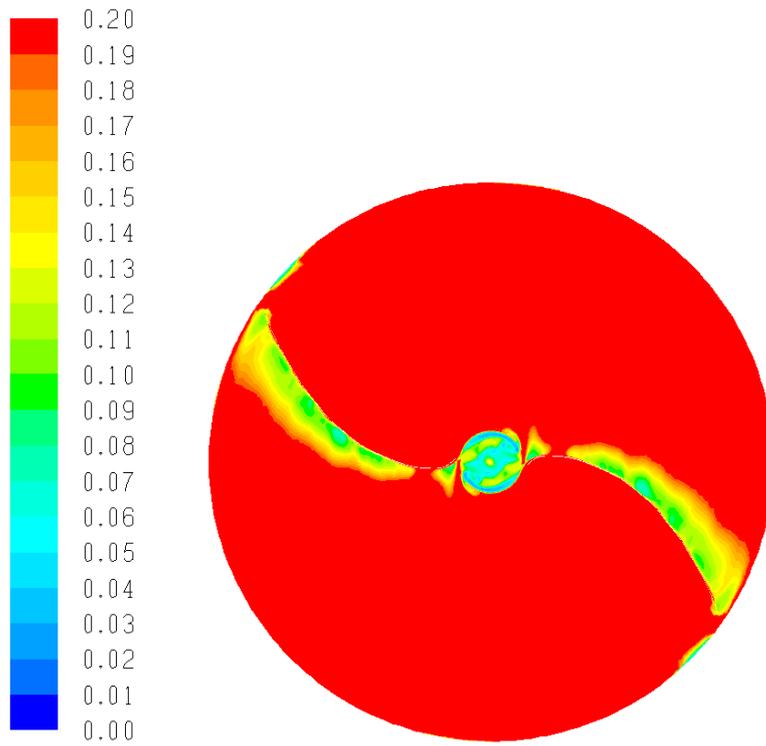


Abbildung 86: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,005 m über Boden.

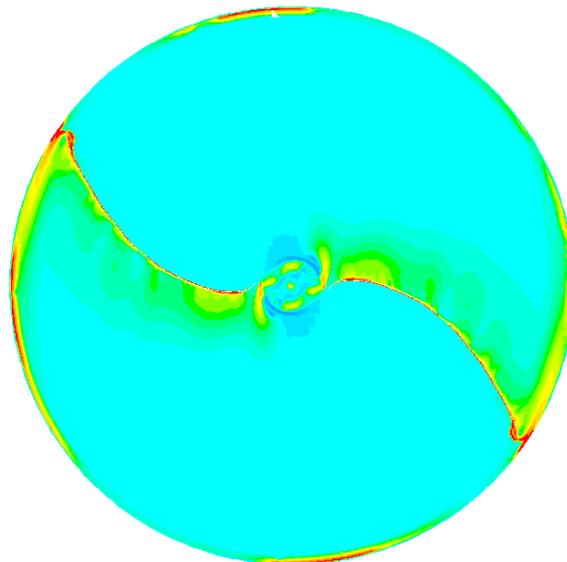


Abbildung 87: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,015 m über Boden.

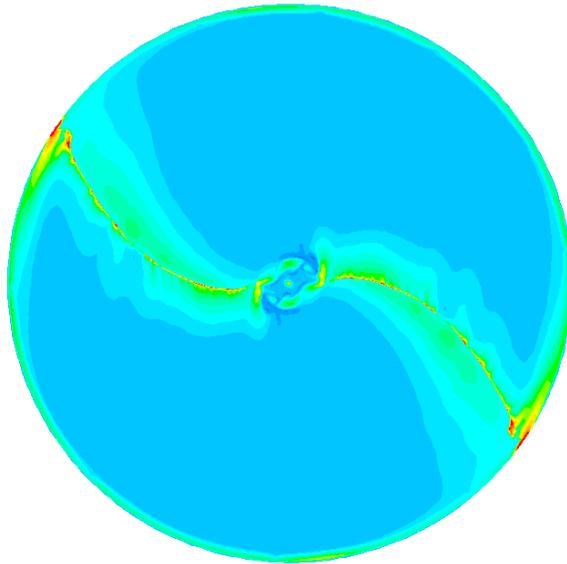


Abbildung 88: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,03 m über Boden.

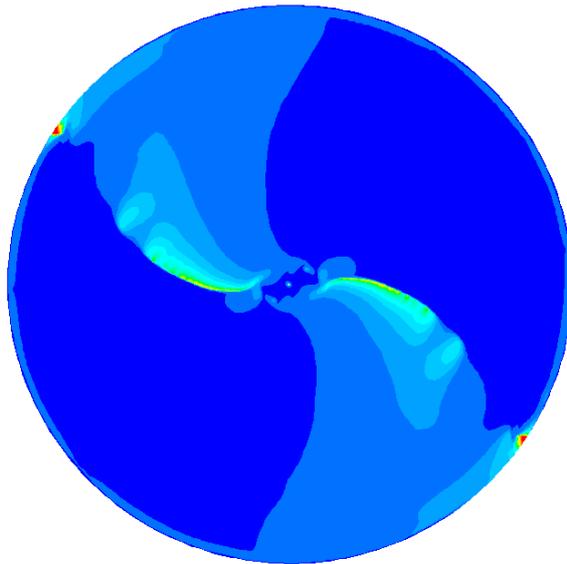


Abbildung 89: Algenbiomasse – Konzentrationen in g/l im Horizontalschnitt Y=0,05 m über Boden.

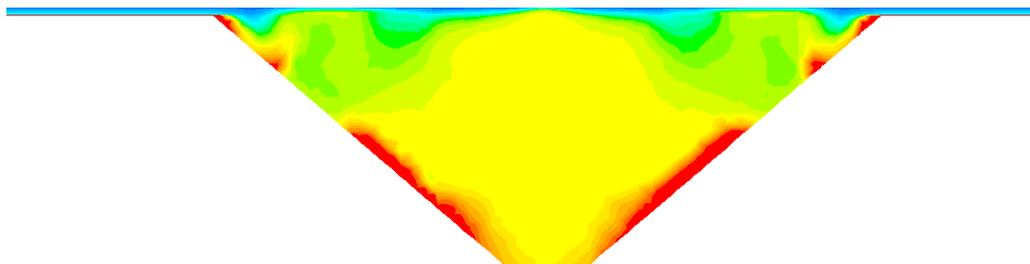


Abbildung 90: Feststoffkonzentration Vertikalschnitt durch die Mitte des Beckens.

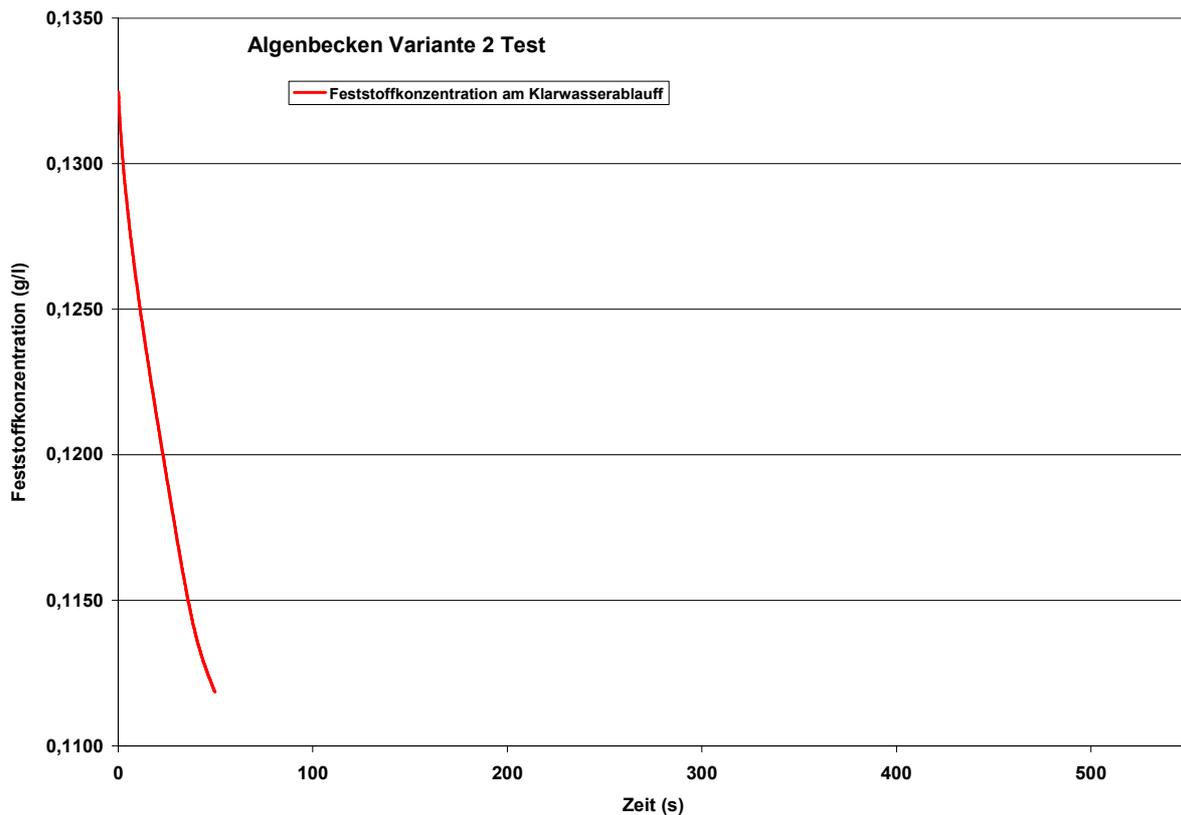


Abbildung 91: Feststoffkonzentration am Klarwasserablauf in g/l.

7.4.5.2 Schlussfolgerungen

Die Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

1. Anhand der Geschwindigkeitsverteilungen ist deutlich zu erkennen, dass nur bei den Testläufen 2 und 3 über die gesamte Wassertiefe inklusive der Einlaufstelle eine nahezu ausschließliche Kreisströmung erfolgt. Diese $60 \text{ m}^3/\text{h}$ Punktzufuhr wird bei diesen höheren Räumgeschwindigkeiten somit vollständig in die vorhandene Kreisströmung hineingezwungen. Das ist sehr wichtig, weil dadurch eine Kurzschluss-Strömung vermieden wird. Beim Testlauf 1 ist ab 1,5 cm über der Beckensohle eine deutliche Kurzschluss-Strömung direkt vom Einlauf in den Ablauf zu sehen, was im realen Betrieb auf alle Fälle vermieden werden muss.
2. Nur mit Testlauf 3 konnten Aufwirbelungen über die ganze Wassertiefe und bis zum Zentrum erreicht werden, allerdings nur in unmittelbarer Nähe der Räumung, so dass nur ca. 15 % der Gesamtfläche (um die Räumwände herum) deutlich aufgewirbelt waren. Bei den verbleibenden 85 % lag die Algenkonzentration schon bei 1,5 cm über der Sohle deutlich unter der mittleren Konzentration. Bei den Testläufen 1 und 2 waren die Räumgeschwindigkeiten so gering, dass bei weit über 90 % der Fläche die Algen sedimentiert waren und dort von deutlich verringerten Wachstumsraten auszugehen ist.
3. Nur mit Testlauf 2 wurde ein Klarwasserablauf generiert, der praktisch frei von Algen war. Es wird vermutet, dass mit Testlauf 1 die Kurzschluss-Strömung und bei Testlauf 3 die massive Aufwirbelung selbst in der Nähe zum Zentrum keinen Klarwasserablauf ohne Algen zulassen.

Schlussfolgerungen: Das Ausmaß an Aufwirbelung muss insbesondere außerhalb des Zentrums sehr stark erhöht werden. Dies muss mit einer Räumgeschwindigkeit erfolgen die deutlich geringer ist als

die Räumgeschwindigkeit von Testlauf 3, weil sonst kein Algen-freier Ablauf gewährleistet werden kann. Möglicherweise kann dies auch mit einer reduzierten Rücklaufschlammrate erreicht werden.

Um das zu erreichen wird für Folgeprojekte vorgeschlagen:

1. Die Anzahl der Räumarme von 2 auf mindestens 8 zu erhöhen und an diesen Armen gegebenenfalls multiple Räumschilder zu installieren, insbesondere im peripheren Bereich.
2. Den Zulauf auf 2 bis 4 Räumarme zu verteilen, um Kurzschluss-Strömungen völlig auszuschließen
3. Die Rücklaufschlammrate stark zu reduzieren
4. Die Räumgeschwindigkeit im Bereich von Testlauf 2 zu untersuchen.

Mit Einstellung dieser vier Veränderungen können neue Simulationsläufe durchgeführt werden um den Betrieb weiter zu optimieren, insbesondere bezogen auf die Räumgeschwindigkeit. Damit müssten die verfahrenstechnischen Voraussetzungen weitestgehend erfüllbar sein, um eine Annäherung an die maximal mögliche Ertragsrate pro Flächeneinheit zu erreichen.

Da ein Abgleich mit großtechnischen Messdaten des MAK bei GM nicht möglich war, wurden keine weiteren Detailsimulationen durchgeführt. Dafür bietet das entwickelte Hydraulik-Programm aber jederzeit bei Folgeprojekten die Möglichkeit.

7.5 Ökologische, technologische und ökonomische Bewertung der Ergebnisse

Vor der Inbetriebnahme der neuen Großanlage wurden bei der Firma Meyer Gemüsebearbeitung sowohl die thermische (4.881 MWh/a im Jahre 2005) als auch die elektrische Energie (1.431 MWh/a im Jahre 2005), die für die Produktion benötigt wurden, vollständig aus konventionellen Quellen bezogen. Außerdem wurde für die Gemüsebearbeitung jährlich ca. 36.000 m³/a Frischwasser aus dem öffentlichen Netz verbraucht. Das daraus resultierende Abwasser war mit organischen Substanzen mit hohem Energiegehalt (CSB-Gehalt) belastet. Ein Teilstrom des Wassers (4.000 m³/a) wurde in die öffentliche Kläranlage abgeführt, die Hauptmenge des Abwassers (20.000 m³/a) wurde auf landwirtschaftliche Flächen aufgebracht.

Darüber hinaus wurden ca. 10.000 m³/a Feststoffe landwirtschaftlich verbracht. Der energetische Aufwand für die Abwasserreinigung und für den Transport von Wasser und Feststoffen war enorm und die im Abwasser bzw. die in den Feststoffen enthaltene Energie blieb ungenutzt. Außerdem wurden mit dem Abwasser wertvolle Nährstoffe, vor allem Stickstoff und Phosphor, in die kommunale Kläranlage geleitet, um dort mit hohem Aufwand aus dem Wasser entfernt bzw. eliminiert zu werden.

Mit der in diesem Projekt gebauten Biogas-/Kläranlage ist es gelungen, in großem Maßstab Energie zu sparen, indem die Abfallprodukte der Produktion (Feststoffe und Abwasser) sehr effizient zur Energieerzeugung durch Methan, welches in einem Blockheizkraftwerk verstromt wird, genutzt werden.

Die besondere Effizienz dieser Anlage kommt durch die innovative Anlagenkonzeption zustande. Die Abfallprodukte wiesen für eine effiziente Biogaserzeugung einen zu geringen CSB-Gehalt auf, der aber für eine aerobe Behandlung zu hoch war. Durch die Kombination eines mesophilen und eines thermophilen Fermenters, die beide zusätzlich über einen Faulschlammanreicherungsreaktor verfügen, war es möglich, die Aufenthaltszeit der partikulären Bestandteile in der Biogasanlage zu erhöhen, so dass ein wirtschaftlicher Betrieb der Anlage möglich wurde. So werden 80 % der CSB-Zulaufmengen in Biogas und weniger als 10 % aerob unter Energieverbrauch zu CO₂ umgesetzt. Die restlichen 5 % verbleiben im Gärrest, der landwirtschaftlich verwertet wird.

Mit einem kalibrierten Anaerob-Modell der Fermentation konnten eine Reihe alternativer Betriebsweisen im Detail untersucht werden. Insbesondere die serielle, differentielle Betriebsart mit Zufuhr der festen Abfälle in die erste Fermentationsstufe und des Spülwassers erst in die zweite Stufe erwies sich als außerordentlich effektiv für die Mitbehandlung flüssiger Substrate. Für 2013 war eine Umstellung der Betriebsweise auf diesen neuen Prozess inklusive einer Verdoppelung der Behandlungskapazität geplant.

pazität ohne Erweiterungsmaßnahmen vorgesehen. Vor einer tatsächlichen Realisierung muss allerdings noch eine erweiterte Einleitgenehmigung erteilt werden.

Die Behandlungsanlage produziert ca. 200 – 280 Nm³/h Biogas mit i. M. 51 % Methan. Das ergibt eine elektrische Energieproduktion von 400 – 512 kW_{el} mit den beiden installierten 256 kW_{el} BHKW. Ein Teil der Abwärme wird für die Erwärmung der beiden Fermenter benötigt, der Rest wird innerbetrieblich genutzt und von der Stadt Twistringen zur Erwärmung des Freibades abgenommen.

Die Energiebilanz der Anlage ist sehr positiv, da nur ca. 15 % der produzierten elektrischen Energie als Eigenverbrauch zu Buche schlägt.

Die Anlage beinhaltet neben der Biogasanlage einen SB-Reaktor, eine Denitrifikation, eine Nachfällung und ein Massenalgenkulturbecken, um das Abwasser vorflutergerecht zu reinigen. Eine geplante Ultrafiltration konnte nicht in Betrieb genommen werden, da die Viskosität des Trübwassers zu hoch war und sich die Filter dicht setzten. Mit der Nachfällung gelingt es aber, den CSB des Ablaufs auf unter 100 mg/l zu senken, so dass die gesetzlichen Grenzwerte für die Direkteinleitung in den Vorfluter eingehalten werden. Der größte Teil des generierten Wassers wird nach der Sandfiltration in die Vorflut abgeleitet. Die Umkehrosmoseanlage wird nur intermittierend zur Reinstwasserproduktion genutzt. Ein Teil dieses Wassers wird betriebsintern verwendet.

Die Nährstoffrückgewinnung war ein weiteres Ziel dieses Projektes, da speziell Phosphor und Stickstoff zur Eutrophierung von Gewässern führen. Mit der Anlage in der jetzigen Form wird der Phosphor zu 99,9 % mit dem Gärrest zurückgewonnen. Das ist allerdings nur auf Grund der Nachfällung möglich. Der Stickstoff wird nur zu ca. 40 % mit dem Gärrest zurück gewonnen. Weniger als 1 % N werden in die Vorflut abgegeben, die restlichen ca. 60 % werden mittels Nitrifikation/Denitrifikation eliminiert.

Die Massenalgenkultur wurde gebaut, um ca. 8 Monate im Jahr die SBR-MBR-Biologie zu entlasten. Durch die Prozessführung sollte eine gut sedimentierende Algen-Bakterien-Mischkultur etabliert werden und die mittlere Aufenthaltszeit der Biomasse signifikant höher sein als die hydraulische Aufenthaltszeit. Das entnommene Klarwasser sollte dann über die SBR-MBR-Filtration endgereinigt werden, was geringere Betriebskosten verursacht hätte oder direkt verregnet werden. Da technische und verfahrenstechnische Gründe die Fertigstellung sowie die Inbetriebnahme des MAK-Beckens erheblich verzögert haben, liegen außer zwei theoretischen Modellen noch keine Daten hierfür vor. Es kann also zu diesem Zeitpunkt nichts Konkretes über die Reinigungsleistung oder das Ausmaß der Biomasseproduktion und dem damit verbundenen Energiegewinn durch Biogasproduktion gesagt werden.

Durch den Bau und die nachfolgende Optimierung der Anlage konnte die CO₂-Bilanz und die Energiebilanz des Betriebes erheblich verbessert und die Betriebskosten deutlich gesenkt werden, da Strom- und Wärmeenergie nun selbst erzeugt werden und sogar eine Einspeisung ins öffentliche Netz möglich wurde. Die Schlammengen, die vorher nicht genutzt und auch transportiert werden mussten, konnten stark reduziert werden. Das Abwasser wird nicht mehr in die kommunale Kläranlage eingeleitet, so dass die entsprechenden Gebühren eingespart werden. Außerdem werden die im Abwasser enthaltenen Nährstoffe zu einem großen Teil zurück gewonnen, was in Zukunft eine immer größere Rolle spielen wird.

Durch die in diesem Projekt erstellten Modelle für die mathematisch-dynamische Simulation der anaeroben Fermenter und der Massenalgenkultur ließen sich darüber hinaus grundsätzliche Erkenntnisse gewinnen, die allen Interessierten zur Verfügung stehen und vielseitig auch für andere Anlagenkonzepte einsetzbar sind. Dies unterstreicht den Modellcharakter dieses Projektes.

7.6 Wirtschaftliche Verwertungspotenziale

Im Zentrum der Untersuchungen standen drei neue Verfahrensideen, das FAR Verfahren, das spezielle MAK Konzept und die Schlammwäsche.

Die technischen und verfahrenstechnischen Probleme mit dem FAR Verfahren haben LimnoTec veranlasst Alternativen zu untersuchen. Als sehr erfolgreich hat sich dabei das neue Prozessprinzip der

seriellen und differentiellen Beschickungsstrategie erwiesen (siehe Kap. 7.3.2.10). 2013 ist ein EU Patent für dieses Verfahren der LimnoTec erteilt worden. Auf dieser Basis hat die LimnoTec schon mehrere größere Biogasanlagen geplant, errichtet sowie in Betrieb genommen. Dazu gehört die Biogasanlage Lenguty (1,2 MW_{el}, ca 32,5 Mio € Invest) in Polen und Querfurth (600 kW_{el}, ca. 3 Mio € Invest) in Deutschland. Die Genehmigung für den Bau einer Großbiogasanlage in Belgien (10,8 MW_{el} mit 1.250 t/d Substrate. Investitionskosten ca. 70 Mio €) nach diesem neuen Verfahrensprinzip ist erteilt und der Baubeginn für den Herbst 2013 vorgesehen.

Auf Grund der Probleme mit der Ultrafiltration und der Umkehrosmose konnte die Pilot Schlammwaschanlage nicht untersucht werden. LimnoTec hält das Potenzial dieser neuen Verfahrenstechnik jedoch für so hoch, dass für 2013 der Bau einer neuen entsprechenden Pilotanlage für eine Reihe alternativer Anwendungsfälle im Labor der LimnoTec geplant ist.

Aus Sicht von LimnoTec ist das MAK Potential insbesondere für die Behandlung von Grauwasser (aus alternativen Sanitärsystemen) sehr hoch. In einem Folgeprojekt mit einer dezentralen Einheit mit 200 EW und alternativen Sanitärsystemen mit Schwarz-/Grau-/Gelb Wasser-Trennung ist die Errichtung einer 200 m² Pilotanlage nach Laborversuchen mit 10 L Photobioreaktoren geplant.

7.7 Maßnahmen zur Verbreitung der Ergebnisse

Die Ergebnisse dieses Projektes wurden bereits größtenteils veröffentlicht. So sind hieraus vier Diplomarbeiten entstanden:

Pastagiya, Hirenkumar: Modelling and simulation of Biomass-Algae-Systems used for waste water treatment. Master Thesis, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, FVST, IAUT 2010

Ptak, M.: „Parametrierung betrieblicher Faktoren zur Minimierung der CSB/TS - Konzentrationen im FAR Trübwasserablauf am Beispiel des mesophilen und thermophilen Fermenters der Prozesswasserbehandlungsanlage der Firma Gemüse Meyer - Twistring. Diplomarbeit Leuphana Universität Lüneburg – Campus Suderburg, Fachbereich Ingenieurwissenschaften, Studiengang Wasserwirtschaft und Bodenmanagement. 2009

Riesebieter, H.: Bilanzierung der Biogasbildung mittels vergleichender Input-Output-Bilanzierung von CSB, oTS, N_{ges} und P_{ges} Beispiel der nach dem FAR-SBR-Verfahren betriebenen mesophilen und thermophilen Fermentern bei der Firma Gemüse Meyer. Diplomarbeit Hochschule Ostwestfalen-Lippe, Fachbereich technischer Umweltschutz. 2008

Żak, A. Metody frakcjonowania substratu dla modelu ADM1 na przykładzie biogazowni Gemüse-Meyer (Methoden der Substrat – Fraktionierung für das ADM1 Modell am Beispiel der Biogasanlage Gemüse Meyer), Diplomarbeit Technische Universität in Lublin, Lublin 2009

Darüber hinaus wurden auf Basis dieser Arbeiten sowie detaillierter dynamischer Simulationsstudien zu unterschiedlichen Betriebsweisen der Fermenter sechs wissenschaftliche Artikel im Rahmen von Symposien veröffentlicht:

Alex, J., Pastagiya, H., Holm, N. C.: First results of the development of a combined high rate biomass-algal model for wastewater treatment applications., WWTmod 2010, Quebec. Poster presentation, Proceedings pp 273-282 (2010)

Girault R., Steyer J-P., Batstone D.J., Jensen P.D., Nopens I., Zaher U., Sadowski A-G., Béline F., Żak A., Kujawski O., Holm N.C., Rönner-Holm S.G.E. (2010) Influent fractionation and parameter calibration for ADM1: Lab-scale and full-scale experiments, Proceedings of the 2nd Wastewater Treatment Modelling Seminar, Canada, Quebec, 171-182

Holm, N. C.; Ptak, M.; Kujawski, O.; Żak, A.; Rönner-Holm, S.: Modellhafte Umsetzung eines weitgehend autarken Energie- und Stoffkreislaufmanagements. 11. Hannoversche Industriewasser-Tagung (HIT) Wasser- und Energieeffizienz für die industrielle Wasserwirtschaft. Innovative Reinigungskonzepte für industrielle Abwässer. 10./11. März 2010 Hannover

- Holm, N., Kujawski, O., Austermann-Haun, U., Rönner-Holm, S.: Mischsubstrate für die Biogaserzeugung – Bilanzierung. 5. Frankfurter Abwassersymposium. Klär- und Biogas: Energieträger mit neutraler Treibhausbilanz? 25 Juni 2009, Frankfurt am Main 63-76
- Kujawski, O., Rönner-Holm, S., Holm, N.: Biogasausbeute von Gemüseabfällen und Abwasser einer Firma der Lebensmittelindustrie bei thermophiler und mesophiler Betriebsweise einer SBR-Biogasanlage: vergleichende Simulation in ADM 1 und ADM 1 xp. 16. SIMBA Anwendertreffen Bernburg. 26 und 27 Mai 2009
- Rönner-Holm, S. G. E., Žak, A., Holm, N. C.: Comparison of different conditions, substrates and operation modes by dynamic simulation of a full-scale anaerobic SBR plant, *Water Science & Technology*, 65 (3), 558 – 566, 2012

8 Fazit

Die Großanlage der Firma Meyer Gemüsebearbeitung GmbH konnte in großen Teilen wie geplant realisiert werden. Der Betrieb der beiden anaeroben Fermenter inklusive der beiden dazugehörigen Faulschlammanreicherungs-Reaktoren (FAR) wurde mit umfangreichen Messkampagnen untersucht. Hierzu gehörten neben der vergleichenden Bestimmung der CSB-Abbauraten und der Gasproduktion auch die Erstellung von Stickstoff- und Phosphorbilanzen. Interessant war in diesem Zusammenhang insbesondere die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Bilanzierung, da sich eine lineare Korrelation zwischen freigesetztem $\text{NH}_4\text{-N}$ und dem CSB-Abbaugrad feststellen ließ. Damit ist es möglich, für einen bestimmten CSB-Abbaugrad den Mindest-N-Gehalt im Zulauf zu bemessen. Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, über die freigesetzte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration den CSB-Abbaugrad bzw. den Biogasertrag indirekt zu ermitteln. Mit dieser Kohlenstoff- und Gasertragsbilanzierung mittels einer $\text{NH}_4\text{-N}$ -Bilanzierung sind mit einer sehr einfachen Messmethodik vergleichende Aussagen über Umsatzraten möglich, was für viele andere Biogasanlagen die Möglichkeit erschließt, die Leistungsfähigkeit verschiedener Verfahren zu erfassen und zu vergleichen.

Der thermophile Fermenter erzeugt je nach Belastung und Zykluslänge ca. 5 – 20 % mehr Biogas pro kg zugeführtem oTS bzw. CSB als der mesophile Fermenter. Während der mesophile Fermenter zeitweise an seine hydraulische Belastungsgrenze geriet, konnte unter großtechnischen Bedingungen bisher weder die hydraulische noch eine frachtmäßige Obergrenze des thermophilen Fermenters erreicht werden.

Das Verhalten der zu den Fermentern gehörigen FAR wurde unter verschiedenen Betriebsbedingungen (Betrieb der Gas- bzw. Umwälzpumpe) genau untersucht. Die Unterschiede zwischen den beiden FAR waren erheblich. Der mesophilen FAR erreichte nur eine ca. 15 %ige Faulschlammanreicherung. Der thermophile FAR erbrachte immerhin eine Faulschlammanreicherung von ca. 50 %. Bei beiden Fermentern waren Schwimmschlamm- und die hohe Viskosität des Gärrestes die Hauptprobleme. Es wird vermutet, dass ein Temperatureffekt hierbei eine Rolle spielt, da die Viskosität des Gärrestes bei 52 °C geringer als bei 39 °C sein wird, und daher ein besseres Sedimentationsverhalten erwartet wird. Bezüglich der Energiebilanz wäre ein thermophiler Betrieb vorteilhaft.

Für die anaeroben Fermenter wurde ein mathematisch-dynamisches Simulationsmodell kalibriert und validiert. Hierzu wurden verschiedene bekannte Modelle getestet und eine neue Methode entwickelt, die auf dem Abgleichen von $\text{NH}_4\text{-N}$, Gesamtstickstoff und CSB-Konzentrationen gemäß der Messdaten der Zu- und Abflüsse der Fermenter beruht, und besonders geeignet für ungewöhnliche und gemischte Substrate ist. Darüber hinaus kann die Onlinedaten-Kalibrierung für eine detaillierte Charakterisierung der Substrate beruhend auf den Onlinedaten der Gasproduktion besonders bei der sequenziellen Beschickung genutzt werden. Auf diese Weise kann der Prozentsatz an schnell und langsam abbaubaren Substraten genauer abgeschätzt werden.

Mit diesem neuen Modell basierend auf ADM1 konnten zahlreiche Betriebsweisen der anaeroben Fermenter ausgewertet und optimiert werden. Die Simulation ergab im Hinblick auf die Gasproduktion bessere Ergebnisse für die thermophile Betriebsweise und den 2h-Zyklus. Bei beiden Fermentern

bestand eine lineare Korrelation zwischen CSB-Fracht und produzierter Gasmenge. Außerdem wurden die parallele und die serielle Betriebsart in Zusammenhang mit verschiedenen Substratkonzentrationen sowie die Trennung von Feststoffen und Prozesswasser untersucht.

Eines der Hauptprobleme der Großanlage lag in der hohen Viskosität der Gärreste, dazu kam ein gelöster CSB von ca. 4.000 – 6.000 mg/l. Diese führte nicht nur zu einer suboptimalen Faulschlamm-anreicherung in den FAR, sondern der gelöste CSB nach aerober Endbehandlung des gesamten Gärrestes betrug immer noch 700 - 1200 mg/l und bewirkte auch im Klarwasser eine sehr hohe Viskosität. Die Ultrafiltrationsstufe des MBR erwies sich deshalb nach kurzer Zeit als nicht betreibbar. Ganz offensichtlich führten die hohen gelösten CSB-Konzentrationen zu sehr schnellen Verblockungen der Ultrafiltrations-Module, für die der Reinigungsaufwand wirtschaftlich nicht vertretbar war. Deshalb war zur Erreichung von vorflutergeeignetem Klarwasser ein Umbau der Anlage erforderlich.

Die einstufige aerobe SBR-Betriebsweise mit vorgeschalteter Denitrifikation gewährleistet ganzjährig die erforderliche Reduktion von $N_{\text{ges,anorg}}$ und BSB. Der Faulschlamm liefert weit mehr CSB/BSB als für eine vollständige Denitrifikation erforderlich ist. Daher werden Maßnahmen geplant, einen Teil des Faulschlammes aus den FAR-Abläufen vor Ableitung in den aeroben SBR auszuschleusen. Die Energieeffizienz könnte damit noch etwas gesteigert werden.

Der sehr spezifische Dekantier-Betrieb der SBR-Stufe erlaubt eine gewisse Schlammindex-Selektion: Schon 15 min nach Beendigung der Belüftungs-/Rührphase wird der Dekanter aktiviert. Mit der Überstandsentsnahme erfolgt auch die Entnahme von Schwimmschlamm. Die ersten ca. 10 – 20 cm Dekantat bestehen aus Klarwasser, erst die weitere Dekantiermenge enthält auch den Überschuss-Schlamm.

Durch eine Reihe von Fällungsversuchen zeigte sich, dass mit pH-geregelter Zugabe von FeCl_3 der gelöste CSB auf unter 100 mg/l reduziert werden konnte. Wegen des großen Volumens des Niederschlages musste eine Nachfällung gebaut werden, in der auch der im SBR gebildete Überschuss-Schlamm behandelt wird.

Mit mehreren nachfolgenden Schlammbehandlungsschritten konnte dann ein Klarwasser generiert werden, dass die Anforderungen der Direkteinleitung erfüllt. Der größte Teil des generierten Wassers mit Vorfluterqualität wird nach der Sandfiltration in die Vorflut abgeleitet. Die Umkehrosiose Anlage wird nur intermittierend zur Reinwasser-Produktion genutzt. Ein Teil dieses Wassers wird betriebsintern genutzt.

Zusammenfassend wurde eine über 80 %ige Umsetzung der CSB-Zulaufmengen in Biogas errechnet, während weniger als 10 % unter Energieverbrauch aerob zu CO_2 umgesetzt werden. Die restlichen ca. 5 % verbleiben im landwirtschaftlich verwerteten Gärrest, ca. 25 m³/d mit ca. 4 % TS.

Der Phosphor wird zu 99,9 % mit dem Gärrest zurückgewonnen. Das ist allerdings nur auf Grund der Nachfällung möglich.

Der Stickstoff wird nur zu ca. 40 % mit dem Gärrest zurückgewonnen. Weniger als 1 % N werden in die Vorflut abgegeben, die restlichen ca. 65 % werden mittels Nitrifikation/Denitrifikation eliminiert.

Die Behandlungsanlage produziert ca. 200 – 280 Nm³/h Biogas mit im Mittel 51 % Methan. Das ergibt eine elektrische Energieproduktion von 400 – 512 kW_{el} mit den beiden installierten 256 kW_{el} BHKW. Ein Teil der Abwärme wird für die Erwärmung der beiden Fermenter benötigt, der Rest wird innerbetrieblich genutzt und von der Stadt Twistringen abgenommen.

Die Energiebilanz der Anlage ist sehr positiv, da nur ca. 15 % der produzierten elektrischen Energie als Eigenverbrauch zu Buche schlägt. Bei Betrieb der Umkehrosiose Anlage steigt dieser Wert noch etwas an.

Für das MAK-Becken liegen noch keine Ergebnisse von Messkampagnen vor. Allerdings wurde ein theoretisches Modell für die biologische und ein Modell für die hydraulische Simulation entwickelt und getestet. Hierzu wurden zunächst die chemisch-physikalischen Parameter, wie der CO_2 -Puffer, die Kohlenstoffmassebilanz, das Ammonium/Ammoniak-Gleichgewicht, pH-Wert-Limitierungen und der

Gasaustausch betrachtet. Dann wurde das Algenwachstum in Abhängigkeit von der Lichtintensität erfasst. Anschließend wurde ein Biomasse-Algen-Modell entwickelt, das neben den aeroben auch anaerobe Prozesse beinhaltet. Es wurden die Wachstumsprozesse sowohl heterotropher als auch autotropher Organismen berücksichtigt. Mit dem so beschriebenen Modell konnten Massenbilanzen für CSB, Stickstoff, Kohlenstoff und Puffer gesichert werden.

Mit den entwickelten Modellen wurde eine Reihe von Testsimulationen durchgeführt. Hierzu wurde angenommen, dass reines Wasser in ein Algenbecken geleitet wird, wobei künstlich CO_2 , NH_4 und Puffer (SALK) aufgestockt wurden, um Limitierungen des Algenwachstums zu verhindern.

Dieser Testlauf reproduziert typische Eigenschaften eines Algenbeckens. Bei einer Aufenthaltszeit von ca. 10 Tagen wird die maximale Konzentration an Algen erreicht (ca. 1100 g CSB/m^3 , bzw. 110 g CSB/m^2). Die maximale oberflächenspezifische Algenproduktion wird bei etwa einem Tag Aufenthaltszeit mit einem Wert von ca. $33 \text{ g CSB}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ erreicht.

In dem simulierten Testlauf tritt in dem Bereich von 1,5 bis 10 Tagen Nitrifikation auf. Bei höheren Aufenthaltszeiten wird Stickstoff vollständig durch die Algen eingebunden, so dass keine Nitrifikation mehr möglich ist. Außerdem wurde deutlich, dass ab der Tiefe von ca. 10 cm keine signifikante Steigerung der Algenproduktion mehr möglich ist.

Für die weitere Entwicklung des Modells sind die Abbildung der Schichtung und der Stoffaustausch zwischen unterschiedlichen Zonen eines Beckens oder eines Teiches notwendig. Das allgemeine Drei-Schichten-Modell aus SIMBA bietet hierfür einen geeigneten Ansatz. Darüber hinaus ist für bestimmte Anwendungen eine verbesserte Abbildung des Gas-Bilanzraumes sinnvoll.

Abschließend ist eine breite Verifikation anhand von experimentellen Untersuchungen noch erforderlich.

Für die Firma LimnoTec sind die erzielten Projektergebnisse sehr zufriedenstellend. Die auf Grund der technischen und verfahrenstechnischen Probleme gefundenen Alternativen wie das neue Prozessprinzip der seriellen und differentiellen Beschickungsstrategie haben sich als sehr nützlich erwiesen. Darauf aufbauend konnten mehrere größere Biogasanlagen geplant, errichtet und in Betrieb genommen werden, außerdem wurde LimnoTec 2013 ein EU-Patent für dieses Verfahren erteilt. Auch die Potenziale der Komponenten Schlammwaschanlage und MAK schätzt LimnoTec als sehr hoch ein, so dass in diesem Bereich weitere Forschung betrieben wird.

Die Bedeutung und der Nutzen der Projektergebnisse spiegeln sich nicht zuletzt in der Vielzahl der daraus entstandenen Veröffentlichungen und Abschlussarbeiten wider.

9 Literaturverzeichnis

- Alex, J., H. Pastagiya, N. C. Holm : First results of the development of a combined high rate biomass-algal model for wastewater treatment applications., WWTmod 2010, Quebec. Poster presentation, Proceedings pp 273-282 (2010)
- ADM1 2002: Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W., Siegrist, H. and Vavilin, V., 2002, Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1), (IWA Scientific and technical report No. 13), IWA Publishing, London, UK.
- ANSYS 2006: Fluent-Benutzerhandbuch. Fluent Germany GmbH, Darmstadt
- ATV Handbuch: Biologische und weitergehende Abwasserreinigung. 4. Auflage, Ernst & Sohn, Berlin, 1997. ISBN 3-433-01462-0
- Batstone D.J., Keller J., Angelidaki I., Kaluzhnyi S.V., Pavlostatis S.G. Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H., Vavilin (2002) Anaerobic Digestion Model No.1, Scientific and Technical Report No.13, IWA Publishing, ISBN: 1 900222 78 7
- Bowie, G.L., Mills, W.B., Porcella, D.B., Campbell, C.L., Pagenkopf, J.R., Rupp, G.L., Johnson, K.M., Chan, P.W.H., Gherini, S.A., Chamberlin, C.E., 1985, Rates, Constants, and Kinetic Formulations in Surface water Quality Modeling, U.S. Environmental Protection Agency, Athens, Georgia. EPA/600/3-85/040.
- Buhr, H.O. and Miller, S.B.: A dynamic model of high rate algal bacterial wastewater treatment ponds. *Wat. Res.*, 17, 29-37, 1983
- Chapra, S.C., Pelleiter, G.J. and Tao, H., 2005, QUAL2K: A modelling framework for simulating river and stream water quality ver. 2.04: Documentation and User manual.
- Chapra, S. C. 1997. Surface water-quality modeling. McGraw-Hill series in water resources and environmental engineering (USA).
- Dochain, D., Gregoire, S., Pauss, A., Schaegger, M., 2003, Dynamical modelling of a waste stabilization pond, *Bioprocess Biosystem Engineering*, 26, 19-26.
- Emerson, K.; Russo, R. C.; Lund, R. E. & Thurston, R. V. (1975): Aqueous ammonia equilibrium calculations. Effect of pH and temperature. *J. Fish. Res. Can.* 32, S. 2379-2381.
- Gannoun H., Othman B.N., Moktar H. (2007) Mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion of olive mill wastewaters and abattoir wastewaters in an upflow anaerobic filter. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 46, 6737-6743.
- Gehring, T., Silva, J.D., Kehl, O., Castilhos Jr., A.B., Costa, R.H.R., Uhlenhut, F., Alex, J., Horn, H., Wichern, M.: Modeling waste stabilization ponds with an extended version of ASM3. *Water science and technology*. 2010, Vol 61 (3), p.723-720
- Girault R., Steyer J-P., Batstone D.J., Jensen P.D., Nopens I., Zaher U., Sadowski A-G., Béline F., Žak A., Kujawski O., Holm N.C., Rönner-Holm S.G.E. (2010) Influent fractionation and parameter calibration for ADM1: Lab-scale and full-scale experiments, Proceedings of the 2nd Wastewater Treatment Modelling Seminar, Canada, Quebec, 171-182
- Grobbelaar, J.U.: Modeling algal productivity in large outdoor cultures and waste treatment systems. *Biomass*, Vol. 21 (1990), 297-314
- Henze M., Harremoës P., Jansen J. I. C., Arvin E., Wastewater Treatment. Biological and Chemical Processes, Springer Verlag Berlin, 1997.
- Henze M., Gujer W., Mino T. and van Loosdrecht M. C. M. (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. Scientific and technical report No.9, IWA Publishing, Great Britain, ISBN 1.900222.24.8

- HMULV. 2004. Leitfaden für das Erkennen ökologisch kritischer Gewässerbelastungen durch Abwasserreinleitungen in Hessen. Begleitband. Wiesbaden, Germany: Hessisches Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz.
- Holm, N.H., Kujawski, O., Austermann-Haun, U., Rönner-Holm, S.: Mischsubstrate für die Biogasproduktion – Bilanzierung. 5. Frankfurter Abwassersymposium. Klär- und Biogas: Energieträger mit neutraler Treibhausbilanz? 25 Juni 2009, Frankfurt am Main 63-76
- Holm, N. C.; Ptak, M.; Kujawski, O.; Zak, A.; Rönner-Holm, S.: Modellhafte Umsetzung eines weitgehend autarken Energie- und Stoffkreislaufmanagements. 11. Hannoversche Industriewassersymposium (HIT) Wasser- und Energieeffizienz für die industrielle Wasserwirtschaft. Innovative Reinigungskonzepte für industrielle Abwässer. 10./11. März 2010 Hannover
- Imhoff, K., Imhoff, K.R.: Taschenbuch der Stadtentwässerung. 25. Auflage, Oldenbourg Verlag München, Wien, 1979.
- Jupsin, H., Preat, E., and Vassel, J.-L.: Dynamic mathematical model of high rate algal pond (HRAP). *Wat. Sci. Techn.* Vol 48 No.2, pp. 197-204 (2003)
- Kirk, J.T.O., 1994, *Light and photosynthesis in Aquatic Ecosystems*, 2nd edition Cambridge University Press, Cambridge.
- Kujawski, O., Rönner-Holm, S., Holm, N.: Biogasausbeute von Gemüseabfällen und Abwasser einer Firma der Lebensmittelindustrie bei thermophiler und mesophiler Betriebsweise einer SBR-Biogasanlage: vergleichende Simulation in ADM 1 und ADM 1 xp. 16. SIMBA Anwendertreffen Bernburg. 26 und 27 Mai 2009
- Lübken M., Wichern M., Schlattmann M., Gronauer A., Horn H., Modelling the energy balance of an anaerobic digester fed with cattle manure and renewable energy crops, *Water Research*, No. 41 (2007), 4085 – 4096
- Muschalla, D.: Evolutionäre multikriterielle Optimierung komplexer wasserwirtschaftlicher Systeme. Mitteilungen des Instituts für Wasserbau und Wasserwirtschaft der TU Darmstadt. Heft 137. 2006.
- Musvoto E.V., Wentzel M.C. and Ekama G.A., Integrated chemical-physical processes modelling I. Development of a kinetic based model for weak acid/base systems. *Water Res.*, 34, 1857-1867 (2000).
- O'Connor, D.J., Eckenfelder, W.W.: *Treatment of Organic Wastes in Aerated Lagoons*. Journal WPCF. 1960
- Orszag, S.A., Staroselsky, I., Flannery, W.S. and Zhang, Y.: Introduction to renormalisation group modelling of turbulence. In: *Simulation and Modelling of Turbulent Flows*, Oxford University Press. 1996
- Pastagiya, Hirenkumar: Modelling and simulation of Biomass-Algae-Systems used for waste water treatment. Master Thesis, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, FVST, IAUT 2010
- Ptak, M.: „Parametrierung betrieblicher Faktoren zur Minimierung der CSB/TS - Konzentrationen im FAR Trübwasserablauf am Beispiel des mesophilen und thermophilen Fermenters der Prozesswasserbehandlungsanlage der Firma Gemüse Meyer - Twistringen. Diplomarbeit Leuphana Universität Lüneburg – Campus Suderburg, Fachbereich Ingenieurwissenschaften, Studiengang Wasserwirtschaft und Bodenmanagement. 2009
- Reichert, P., Borchardt, D., Henze, M., Rauch, W., Shanahan, P., Somlyódy, L., Vanrolleghem, P.A.: *River Water Quality Model No.1*. Scientific and Technical Report No.12. IWA (2001), ISBN 1 900222 82
- Riesebieter, H.: Bilanzierung der Biogasbildung mittels vergleichender Input-Output-Bilanzierung von CSB, oTS, N_{ges} und P_{ges} Beispiel der nach dem FAR-SBR-Verfahren betriebenen mesophilen und thermophilen Fermentern bei der Firma Gemüse Meyer. Diplomarbeit Hochschule Ostwestfalen-Lippe, Fachbereich technischer Umweltschutz. 2008

- Rönner-Holm, S. G. E., Żak, A., Holm, N. C. (2012): Comparison of different conditions, substrates and operation modes by dynamic simulation of a full-scale anaerobic SBR plant, *Water Science & Technology*, 65 (3), 558 – 566
- Rönner-Holm S., Mennerich A., Holm N. (2006). Specific SBR population behavior as revealed by comparative dynamic simulation analysis of three full scale municipal SBR wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, 54 (1), 71-80.
- Sellner, B.R. 1992: Zum Einfluß von Temperatur, pH und Substrat auf die N-Oxidationsaktivität und das Wachstum von *Nitrosomonas europaea* unter besonderer Berücksichtigung des Ammoniak-Dissoziationsgleichgewichtes. Diplomarbeit der Ruhr-Universität Bochum
- Shelef, G.: High rate algal ponds for wastewater treatment and protein production. *Wat. Sci. Techn.* Vol 14, pp. 439-452. 1982
- Siegrist H., Voigt D., Garcia-Heras J. L., Gujer W.: Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion; *Environ. Sci. Technol.*, 36,1113-1123, 2002
- SIMBA 5.2. Handbuch. Institut für Automation und Kommunikation ifak Magdeburg e. V., Barleben (2006).
- HMULV. 2004. Leitfaden für das Erkennen ökologisch kritischer Gewässerbelastungen durch Abwassereinleitungen in Hessen. Begleitband. Wiesbaden, Germany: Hessisches Ministerium für Umwelt, ländlichen Raum und Verbraucherschutz.
- Smith, E.L., 1936, Photosynthesis in relation to light and carbon dioxide, *Physiology*, 22, 504-511.
- Steele, J.H. Environmental control of photosynthesis in the sea. *Limnol. Oceanogr.* 7:137-150. 1962
- Teichgräber, B.: Zur Nitrifikation von von Abwässern mit geringer Säurekapazität. Veröff. des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft der TU Braunschweig, Heft 45 (1988)
- Wett B., Eladawy A. and Ogurek M. : Description of nitrogen incorporation and -release in anaerobic digestion modelling., *Water Science & Technology* Vol. 54, No.4, pp 67-76 (2006)
- Wichern M., Gehring T., Fischer K., Andrade D., Lübken M., Koch K., Gronauer A., Horn H., Monfermentation of grass silage under mesophilic conditions: Measurements and mathematical modeling with ADM 1, *Bioresource Technology*, No. 100 (2009), 1675–1681
- Wolf, P.: Simulation des Sauerstoffhaushaltes in Fließgewässern. *Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft*, 53, München, Oldenbourg 1974.
- Żak. A. Metody frakcjonowania substratu dla modelu ADM1 na przykładzie biogazowni Gemüse-Meyer (Methoden der Substrat – Fraktionierung für das ADM1 Modell am Beispiel der Biogasanlage Gemüse Meyer), Diplomarbeit Technische Universität in Lublin, Lublin 2009

10 Anhang

asm3anamak

Parameters

| Name | Default | Description | Unit |
|-------------------------------|--------------------|---|--|
| <i>iNSI</i> | 0.01 | N content of inert soluble COD SI | g N/ g COD |
| <i>iNSS</i> | 0.03 | N content of readily biodegradable substrate | g N/g COD |
| <i>iNXI</i> | 0.045 | N content of inert particulate COD XI | g N/g COD |
| <i>iNXS</i> | 0.03 | N content of slowly biodegradable substrate | g N/g COD |
| <i>iNBM</i> | 0.08 | N content of biomass, XH, XA | g N/g COD |
| <i>iTSSXI</i> | 0.75 | TSS to COD ratio for XI | g TSS/g COD |
| <i>iTSSXS</i> | 0.75 | TSS to COD ratio for XS | g TSS/g COD |
| <i>iTSSSTO</i> | 0.6 | TSS to COD ratio for STO | g TSS/g COD |
| <i>iTSSBM</i> | 0.9 | TSS to COD ratio for biomass XH, XA | g TSS/g COD |
| <i>fSI</i> | 0 | Production of SI in hydrolysis | g COD/g COD |
| <i>YH_{aer}</i> | 0.8 | Yield coefficient for heterotrophs in aerobic growth | g COD/g COD |
| <i>YH_{anox}</i> | 0.7 | (0.65) Yield coefficient for heterotrophs in anoxic growth | g COD/g COD |
| <i>YSTO_{aer}</i> | 0.8375 | (0.8) Yield coefficient for STO in aerobic growth | g COD/g COD |
| <i>YSTO_{anox}</i> | 0.803 | (0.7) bzw 0.72 Yield coefficient for STO in anoxic growth | g COD/g COD |
| <i>fXI</i> | 0.2 | Fraction of inert COD generated in biomass lysis | g COD/g COD |
| <i>YA</i> | 0.24 | Yield coefficient for autotrophs | g COD/g COD |
| <i>Kh20</i> | 9 | Hydrolysis rate constant at 20°C | 1/d |
| <i>KX</i> | 1 | Saturation/inhibition coefficient for particulate COD | g XS/g XH |
| <i>k_{sto20}</i> | 12 | Maximum storage rate at 20°C | 1/d |
| <i>muH20</i> | 3 | Maximum growth rate on substrate at 20°C | g XS/(g XH*d) |
| <i>etaHNO3</i> | 0.5 | 0.5 Reduction factor for denitrification | - |
| <i>bH20</i> | 0.33 | (0.24) Rate constant for lysis and decay at20°C | 1/d |
| <i>etaHend</i> | 0.5 | (0.33) Reduction factor for bH under anoxic conditions | - |
| <i>KHO2</i> | 0.2 | Saturation/inhibition coefficient for oxygen, het. growth | g O2/m ³ |
| <i>KHSS</i> | 10 | Saturation/inhibition coefficient for readily biodegradable substrates | g COD/m ³ |
| <i>KHNO3</i> | 0.5 | Saturation/inhibition coefficient for nitrate | g N/m ³ |
| <i>KHNH4</i> | 0.01 | Saturation/inhibition coefficient for ammonium (nutrient) | g N/m ³ |
| <i>KHALK</i> | 0.1 | Saturation coefficient for alkalinity (HCO ₃ ⁻) | mole HCO ₃ ⁻ /m ³ |
| <i>KHSTO</i> | 0.1 | 0.1 Saturation coefficient for storage products | g COD/m ³ |
| <i>muAUT20</i> | 1.12 | Maximum growth rate of XAUT at 20°C | 1/d |
| <i>baUT20</i> | 0.18 | Decay rate of XAUT at 20°C | 1/d |
| <i>etaNend</i> | 0.5 | Reduction factor for bAUT under anoxic conditions | - |
| <i>KNO2</i> | 0.5 | Saturation coefficient for oxygen, aut. growth | g O2/m ³ |
| <i>KNNH4</i> | 0.7 | (>1) Saturation coefficient for ammonium (substrate), aut. growth | g N/m ³ |
| <i>KNALK</i> | 0.5 | Saturation coefficient for alkalinity (HCO ₃ ⁻), aut. growth | mole HCO ₃ ⁻ /m ³ |
| <i>ηCO2</i> | 0.9 | reduction of klaO2 to CO2 | - |
| <i>KHco20.035</i> | 1000 | Henry constant (25°C) | mmol/l /1013 hPa |
| <i>iO2,Alg</i> | 1 | - | - |
| <i>μ_{ALG}</i> | 2.5 | growth rate of algae | 1/d |
| <i>m_{Alg}</i> | 0.1 | respiration rate algae | 1/d |
| <i>b_{Alg}</i> | 0.1 | decay rate algae | 1/d |
| <i>K_{O,Alg}</i> | 0.2 | half saturation constant (SO) for respiration of algae | g/m3 |
| <i>f_{XI,Alg}</i> | 0.2 | - | - |
| <i>K_{N,Alg}</i> | 0.05 | nitrogen half saturation constant algae | g N/m3 |
| <i>K_{NH,Alg}</i> | 0.1 | switch constant | gN/m3 |
| <i>K_{L,Alg}</i> | 140 | inhibition constant light (140 Qual2K) | W/m2 |
| <i>i_{C,COD}</i> | 0.0313 | C to COD ratio of substrates (1/32) | mol C/g COD |
| <i>K_{CO2}</i> | 0.001 | half sat. coef. CO2 for algae growth | mol/m3 |
| <i>i_{Chl,Alg}</i> | 0.01 | Chlorophyll content of algae | g ChlA/G COD |
| <i>lamW</i> | 0.2 | light extinction of water | 1/m |
| <i>lamXMI</i> | 0.03 | light extinction factor XMI (0.052) | 1/m / g/m3 |
| <i>lamCOD</i> | 0.03 | light extinction factor organic matter (0.05) | 1/m / gCOD/m3 |
| <i>lamA</i> | 0.088 | light extinction factor algae | 1/m / gCOD/m3 |
| <i>ηNH3</i> | 1 | reduction of klaO2 to NH3 | - |
| <i>K_{H,NH3}</i> | 27705 | solubility ammonia at 25°C | mol/m3/atm |
| <i>K_{H,CH4}</i> | 1.1405 | Solubility methane at 35°C | mol/m3/atm |
| <i>i_{COD,CH4}</i> | 64 | COD/CH4 ratio | gCOD/mol CH4 |
| <i>ηCH4</i> | 1 | reduction of klaO2 to CH4 | - |
| <i>K_{X,ME}</i> | 1 | hydrolysis half saturation concentration od methanogenic biomass | - |
| <i>K_{h20,ME}</i> | 9 | - | 1/d |
| <i>K_{ME,O2}</i> | 0.2 | - | - |
| <i>K_{SS,ME}</i> | 10 | - | - |
| <i>μ_{ME35}</i> | 0.33 | maximum growth rate ana. biomass | - |
| <i>b_{ME35}</i> | 0.02 | - | - |
| <i>Y_{ME}</i> | 0.11 | - | - |
| <i>f_{XI,ME}</i> | 0.2 | - | - |
| <i>K_{L,NH3}</i> | 10 | half sat. constant NH3 inhibition of methanogenesis | g N/m3 |
| <i>K_{L,pH,L}</i> | 10 ⁻⁴ | lower limit pH inhibition het. | - |
| <i>K_{L,pH,L,Aut}</i> | 10 ⁻⁵ | lower limit pH inhibition autotrophs | - |
| <i>K_{L,pH,H}</i> | 10 ^{-9.5} | higher limit pH inhibition | - |
| <i>K_{L,pH,H,Aut}</i> | 10 ^{-9.5} | - | - |

| Variables | Variable Description | Unit |
|--|---|---------|
| V (pre-defined Variable) | | |
| akla20 (external Variable) | Specific oxygen input | 1/d |
| T (external Variable) | Temperature | C |
| ln (external Variable) | Light intensity (PAR) | W/m2 |
| h (external Variable) | water depth | m |
| EN2 (external Variable) | N2 partial pressure [atm] (0.0) [atm] | - |
| Eo2 (external Variable) | O2 partial pressure [atm] (0.20942) [atm] | [atm] |
| Eco2 (external Variable) | CO2 partial pressure [atm] (0.000385) [atm] | [atm] |
| Enh3 (external Variable) | NH3 partial pressure [atm] (0.0) [atm] | [atm] |
| Ech4 (external Variable) | CH4 partial pressure [atm] (2e-6) [atm] | [atm] |
| $c1n = iNXS - iNSI \cdot fSI - (1 - fSI) \cdot iNSS$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c2n = iNSS$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c3n = iNSS$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c4n = -1 \cdot iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c5n = -1 \cdot iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c6n = -1 \cdot fXI \cdot iNXI + iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c7n = -1 \cdot fXI \cdot iNXI + iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c10n = \frac{-1}{Y_A} \cdot iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c11n = -1 \cdot fXI \cdot iNXI + iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c12n = -1 \cdot fXI \cdot iNXI + iNBM$ | Stoichiometric coefficient for SNH4 | - |
| $c3no = \frac{YSTO_{max} \cdot 1}{40 - 14}$ | Stoichiometric coefficient for SNO3 | - |
| $c5no = \frac{1 - \frac{1}{YH_{max}}}{40 - 14}$ | Stoichiometric coefficient for SNO3 | - |
| $c7no = \frac{fXI - 1}{40 - 14}$ | Stoichiometric coefficient for SNO3 | - |
| $e9no = \frac{-14}{40}$ | Stoichiometric coefficient for SNO3 | - |
| $c10no = \frac{1}{Y_A}$ | Stoichiometric coefficient for SNO3 | - |
| $c12no = \frac{fXI - 1}{40 - 14}$ | Stoichiometric coefficient for SNO3 | - |
| $c1a = \frac{c1n}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c2a = \frac{c2n}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c3a = \frac{c3n - c3no}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c4a = \frac{c4n}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c5a = \frac{c5n - c5no}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c6a = \frac{c6n}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c7a = \frac{c7n - c7no}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c9a = \frac{1}{40}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c10a = \frac{c10n - c10no}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c11a = \frac{c11n}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $c12a = \frac{c12n - c12no}{14}$ | Stoichiometric coefficient for SALK | - |
| $\theta_{04} = e^{-0.04 \cdot (20 - T)}$ | temperature term for hydrolysis | - |
| $\beta_{07} = e^{-0.07 \cdot (20 - T)}$ | temperature term for heterotrophs | - |
| $\beta_{105} = e^{-0.105 \cdot (20 - T)}$ | temperature term for autotrophs | - |
| $\theta_k = 1.024 \cdot (T - 20)$ | temperature Term for kla | - |
| $k_{s0} = k_{s020} \cdot \beta_{07}$ | temperature corrected storage rate | 1/d |
| $\mu_{H20} = \mu_{H20} \cdot \beta_{07}$ | temperature corrected growth rate | 1/d |
| $b_{H20} = b_{H20} \cdot \beta_{07}$ | temperature corrected decay rate | 1/d |
| $\mu_{AUT} = \mu_{AUT20} \cdot \beta_{105}$ | temperature corrected growth rate | 1/d |
| $b_{AUT} = b_{AUT20} \cdot \beta_{105}$ | temperature corrected decay rate | 1/d |
| $SO_{sat} = \frac{Eo2}{0.20942} \cdot (13.89 - T \cdot 0.3825 + T \cdot T \cdot 0.007311 - T \cdot T \cdot T \cdot 6.588E-05)$ | DO saturation concentration | g DO/m3 |
| $pK_{eq1} = -1 \cdot (17.843 - \frac{3404.71}{273.15 + T} - 0.03278 \cdot (273.15 + T)) + 3$ | pK Value CO2-HCO3 equil. | - |
| $pK_{eq} = -1 \cdot (2.891 - \frac{2727}{273.15 + T}) + 3$ | pK Value NH3-NH4 equil. | mol/l |
| $pH = pK_{eq1} - \log(\frac{max}{i_{HCO2}})$ | pH Value | - |
| $\theta_{HCO2} = e^{-0.02629 \cdot (T - 25)}$ </tr | | |

Anlagen zum Forschungsprojekt

Einführung eines Energie- und Stoffkreislaufmanagements bei der Behandlung von Spülwasser und Gemüseresten in der Lebensmittelindustrie bei weitestgehender Entkoppelung von externen Ressourcen am Beispiel eines gemüseverarbeitenden Betriebes

Teil I: Diplomarbeit

Ptak, M.: „Parametrierung betrieblicher Faktoren zur Minimierung der CSB/TS - Konzentrationen im FAR Trübwasserablauf am Beispiel des mesophilen und thermophilen Fermenters der Prozesswasserbehandlungsanlage der Firma Gemüse Meyer - Twistring. Diplomarbeit Leuphana Universität Lüneburg – Campus Suderburg, Fachbereich Ingenieurwissenschaften, Studiengang Wasserwirtschaft und Bodenmanagement. 2009

Teil II: Diplomarbeit

Riesebieter, H.: Bilanzierung der Biogasbildung mittels vergleichender Input-Output-Bilanzierung von CSB, oTS, N_{ges} und P_{ges} Beispiel der nach dem FAR-SBR-Verfahren betriebenen mesophilen und thermophilen Fermentern bei der Firma Gemüse Meyer. Diplomarbeit Hochschule Ostwestfalen-Lippe, Fachbereich technischer Umweltschutz. 2008

Teil III: Diplomarbeiten

- (A) Pastagiya, Hirenkumar: Modelling and simulation of Biomass-Algae-Systems used for waste water treatment. Master Thesis, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, FVST, IAUT 2010
- (B) Żak, A. Metody frakcjonowania substratu dla modelu ADM1 na przykładzie biogazowni Gemüse-Meyer (Methoden der Substrat – Fraktionierung für das ADM1 Modell am Beispiel der Biogasanlage Gemüse Meyer), Diplomarbeit Technische Universität in Lublin, Lublin 2009

Teil IV: Veröffentlichungen

- (A) Alex, J., Pastagiya, H., Holm, N. C.: First results of the development of a combined high rate biomass- algal model for wastewater treatment applications., WWTmod 2010, Quebec. Poster presentation, Proceedings pp 273-282 (2010)
- (B) Girault R., Steyer J-P., Batstone D.J., Jensen P.D., Nopens I., Zaher U., Sadowski A-G., Béline F., Żak A., Kujawski O., Holm N.C., Rönner-Holm S.G.E. (2010) Influent fractionation and parameter calibration for ADM1: Lab-scale and full-scale experiments, Proceedings of the 2nd Wastewater Treatment Modelling Seminar, Canada, Quebec, 171-182
- (C) Holm, N. C.; Ptak, M.; Kujawski, O.; Zak, A.; Rönner-Holm, S.: Modellhafte Umsetzung eines weitgehend autarken Energie- und Stoffkreislaufmanagements. 11. Hannoversche Industriewasser-Tagung (HIT) Wasser- und Energieeffizienz für die industrielle Wasserwirtschaft. Innovative Reinigungskonzepte für industrielle Abwässer. 10./11. März 2010 Hannover
- (D) Holm, N., Kujawski, O., Austermann-Haun, U., Rönner-Holm, S.: Mischsubstrate für die Biogaserzeugung – Bilanzierung. 5. Frankfurter Abwassersymposium. Klär- und Biogas: Energieträger mit neutraler Treibhausbilanz? 25 Juni 2009, Frankfurt am Main 63-76
- (E) Kujawski, O., Rönner-Holm, S., Holm, N.: Biogasausbeute von Gemüseabfällen und Abwasser einer Firma der Lebensmittelindustrie bei thermophiler und mesophiler Betriebsweise einer SBR-Biogasanlage: vergleichende Simulation in ADM 1 und ADM 1 xp. 16. SIMBA Anwendertreffen Bernburg. 26 und 27 Mai 2009
- (F) Rönner-Holm, S. G. E., Żak, A., Holm, N. C.: Comparison of different conditions, substrates and operation modes by dynamic simulation of a full-scale anaerobic SBR plant, Water Science & Technology, 65 (3), 558 – 566, 2012