TECHNISCHE UNIVERSITÄT MÜNCHEN

Lehrstuhl für Bioverfahrenstechnik

Offene Flachgerinnereaktoren zur Massenproduktion von Mikroalgen mit physikalischer Klimasimulation

Andreas Christoph Apel

Vollständiger Abdruck der von der Fakultät für Maschinenwesen der Technischen Universität München zur Erlangung des akademischen Grades eines

Doktor-Ingenieurs

genehmigten Dissertation.

Vorsitzender:		Prof. Dr.-Ing. Mirko Hornung
Prüfer der Dissertation:	1.	Prof. Dr.-Ing. Dirk Weuster-Botz
	2.	Prof. Dr. Thomas Brück

Die Dissertation wurde am 13.09.2017 bei der Technischen Universität München eingereicht und durch die Fakultät für Maschinenwesen am 30.11.2017 angenommen.

Wie könnt' ich stehenbleiben als größter Fan des Fortschritts?

Dendemann

Danksagung

Diese Dissertation entstand im Rahmen meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl für Bioverfahrenstechnik der Technischen Universität München unter der Leitung von Prof. Dr.-Ing. Dirk Weuster-Botz. Zum Gelingen dieser Arbeit haben in den vergangenen fünf Jahren viele Menschen auf unterschiedlichste Weise beigetragen. Ihnen möchte ich hier danken.

Prof. Weuster-Botz für das umfangreiche Vertrauen und die Freiheiten bei der Gestaltung des Algentechnikums und der Forschungsanlagen, sowie für die hervorragende und professionelle Betreuung.

Dem Algenteam Christina Pfaffinger, Anja Koller, Timm Severin, Johannes Schmidt, Matthias Glemser, Lara Wolf, Torben Schädler und Ingmar Polte für die hervorragende Zusammenarbeit.

Thomas Brück, Daniel Garbe, Alexander Schütz, Ismail Kuru, Ronny Vetterlein, Fabio Kapun, Marco Müller, Manuel Aulenbach und Thomas Meister für die sehr gute Kooperation von TUM, Airbus, Obermeyer und Siemens bei der Realisierung des Algentechnikums.

Peer Schenk, Skye Thomas-Hall und Simon Tannock für die lehrreichen Erfahrungen am Algae Biotechnology Lab der University of Queensland in Brisbane.

Philipp Mayer-Ullmann, Jakob Schmidt, Christian Burger, Florian Böck, Michael Neßlauer, Johannes Sporrer, Johanna Göbel, Julia Sauter, Natascha Basedahl, Natascha Mittwollen, Hanh My Bui, Peter Sinner, Manuel Moos, Elisabeth Gleis, Tiasa Ghosh, Harish Reddy, Peter Kämpf und Camila Castro Rico für die tatkräftige studentische Unterstützung.

Ellen Truxius, Gabriele Herbrik, Georg Kojro, Markus Amann und Norbert Werth für die Unterstützung mit Verwaltung, Logistik und Sonderanfertigungen.

Allen (ehemaligen) Mitarbeitern und Mitarbeiterinnen bei BVT, SBT und STT.

Meiner Familie, für Alles.

Sarah, für unendliche Energie, mitreißenden Enthusiasmus und wunderbare Ideen.

Inhaltsverzeichnis

1 Einleitung 1

2 Problemstellung und Zielsetzung 3

3 Theoretische Grundlagen 8

3.1 Mikroalgen 8

3.1.1 Phototropher Metabolismus 9
3.1.2 Einfluss der Umgebungsbedingungen 10
3.1.3 Massenprodukte aus Mikroalgen 15

3.2 Offene Photobioreaktoren 16

3.2.1 Anforderungen 16
3.2.2 Reaktortypen 18

3.3 Flachgerinnereaktoren 21

3.3.1 Historie 21
3.3.2 Berechnung offener Gerinneströmungen 22
3.3.3 Verweilzeitspektrum und Modell der axialen Dispersion 27

4 Material und Methoden 32

4.1 Algentechnikum 32

4.2 Klimasimulation 32

4.3 *Nannochloropsis salina* 34

4.4 Medien 35

4.5 Flachgerinnereaktoren 37

4.6 Analytik 41

4.7 Berechnung der Prozesskenngrößen 44

5 Auslegung der Klimasimulationstechnik 47

5.1 Festlegung der zu simulierenden Umgebungsbedingungen 48

5.2 Dimensionierung der Leistungsfähigkeit der Klimasimulationstechnik 51

5.3 Auswahl der Zielklimata 57

6 Gestaltung der Flachgerinnereaktoren 60

6.1 Randbedingungen im Algentechnikum 60

6.2 Grundlegende Gestaltungselemente 61

6.2.1 Materialien 62
6.2.2 Komponenten 63

6.3 Technische Realisierung der Flachgerinnereaktoren 71

6.3.1 Reaktoren mit 4 m² und 8 m² Grundfläche 71
6.3.2 Reaktoren mit 50 m² Grundfläche 73

7 Charakterisierung der Klimasimulation 78

7.1 Sonnenlichtsimulation 78

7.1.1 Lichtspektrum 78
7.1.2 Verteilung des LED-Lichts auf den Flachgerinnereaktoren 82
7.1.3 Verteilung des solaren Lichts auf den Flachgerinnereaktoren 86
7.1.4 Lichtverteilung auf den Reaktoren bei Sonnenlichtsimulation 92
7.1.5 Übereinstimmung der Sonnenlichtsimulation mit dem Zielklima 95
7.1.6 Zusammenfassung 96

7.2 Luftklimasimulation 98

7.2.1 Natürliche und mechanische Konvektion 98
7.2.2 Übereinstimmung der Luftklimasimulation mit dem Zielklima 100
7.2.3 Diskussion 101

8 Verfahrenstechnische Charakterisierung der Flachgerinnereaktoren 104

8.1 Volumenkonstanz und Verdunstung 104

8.2 Durchmischung 114

8.2.1 Experimentelle Vorgehensweise 114
8.2.2 Zeitanteile der beleuchteten und nicht beleuchteten Reaktorbereiche 117
8.2.3 Axiale Dispersion und Verweilzeitspektrum 118
8.2.4 Mischzeit 120

8.3 Diskussion 121

9 Verfahrenstechnische Untersuchungen zur Herstellung von *Nannochloropsis salina* in Flachgerinnereaktoren 125

9.1 Gerinne 126

9.1.1 Vergleich fester Gerinne und ebener Teichfoliengerinne 126
9.1.2 Gerinnebodenform bei Teichfoliengerinnen 132

9.2 Prozessführung 137

9.2.1 Maximale Biotrockenmassekonzentration und Zellzahl 137
9.2.2 Semikontinuierliche Prozessführung 146
9.2.3 Satzprozesse in unterschiedlichen Jahreszeiten 149

9.3 Übertragbarkeit eines Satzprozesses in den 50 m²-Reaktor 153

10 Zusammenfassung 165

11 Ausblick 174

12 Abkürzungsverzeichnis 176

13 Anhang: Technische Zeichnungen 177

14 Literaturverzeichnis 188

1 Einleitung

Mikroalgen sind photosynthetisch aktive Mikroorganismen, die Sonnenlicht als Energiequelle und das Treibhausgas CO_2 als Kohlenstoffquelle nutzen können. Aufgrund dieser Eigenschaften stellen sie eine erneuerbare Ressource dar, mithilfe derer der Klimaerwärmung entgegengewirkt werden kann. Zudem kann ihre Produktion auf nicht landwirtschaftlich nutzbaren Flächen und unter Verwendung von Salzwasser erfolgen, wodurch keine ethisch kritische Konkurrenz zur klassischen landwirtschaftlichen Nahrungsmittelproduktion besteht und kostbare Trinkwasservorräte geschont werden (Hu 2008; Schenk 2008). Dies positioniert Mikroalgen als geeigneten Rohstoff für die chemische Produktion und deren Transformation zu einer nachhaltigen *grünen* Industrie (Anastas 2010).

Die Nutzung von Mikroalgen durch den Menschen begann vor mehreren Jahrhunderten mit der Ernte natürlich vorhandener Massenkulturen in alkalischen Seen in Mittelamerika und Afrika. Die getrocknete Biomasse wurde dabei zur Ernährung verwendet (Becker 2013). Nachdem der wissenschaftliche Fortschritt im 19. und 20. Jahrhundert die Aufklärung der biochemischen Zusammensetzung von Mikroalgen ermöglichte, eröffneten sich weitere Nutzungsmöglichkeiten. So wurde in der ersten Hälfte des 20. Jahrhunderts aufgrund einer Knappheit fossiler Rohstoffe begonnen, die Herstellung von Lipiden mit Mikroalgen zu erforschen, die chemisch zu Kraftstoffen weiterverarbeitet werden können (Borowitzka 2013b). Wenig später, in der Mitte des 20. Jahrhunderts, prognostizierten Experten der Vereinten Nationen eine bevorstehende globale Nahrungsmittelkrise, da die Weltbevölkerung stärker zunahm als die Nahrungsmittelproduktion. Daraufhin wurde in umfangreichen Studien zur Biologie, technischen Herstellung und Lebensmittelqualität untersucht, inwiefern Mikroalgen einen Beitrag zur globalen Nahrungsversorgung leisten können (Becker 1982).

Die prinzipielle Nutzbarkeit von Mikroalgen zur Kraftstoff- und Nahrungsproduktion wurde dabei gezeigt – die Produktionsprozesse waren jedoch zu teuer, um eine wirtschaftliche Massenproduktion zu ermöglichen (Benemann 2013). Anders war dies bei höherwertigen Produkten: Die industrielle Massenproduktion von Mikroalgen zur Gewinnung von Lebensmittelfarbstoffen und Nahrungsergänzungsmitteln ist seit mehreren Jahrzehnten etabliert (Borowitzka 1990; Rosello Sastre 2012).

Eine Reduktion der Herstellkosten von Mikroalgen könnte eine wirtschaftliche erneuerbare Herstellung von Produkten mit geringer Wertschöpfung wie Kraftstoffen und Nahrungsmitteln ermöglichen. Außerdem könnte die Wertschöpfung etablierter industrieller Produktionsprozesse gesteigert, neue Prozessrouten realisiert und weitere Produkte für den Massenmarkt verfügbar gemacht werden. Da die Massenproduktion von Mikroalgen jedoch bereits seit mehreren Jahrzehnten weltweit erforscht wird und dennoch bislang keine wirtschaftlichen Prozesse zur Herstellung von Produkten mit geringer Wertschöpfung entwickelt wurden, erscheint die Lösung der bestehenden wissenschaftlich-technischen Probleme nicht trivial. Grundlegend neue Herangehensweisen zur Untersuchung der wissenschaftlichen Fragestellungen könnten neue Impulse liefern, um die Wirtschaftlichkeit der Massenproduktion von Mikroalgen zu verbessern.

2 Problemstellung und Zielsetzung

Die phototrophe Massenproduktion von Mikroalgen wird in Photobioreaktoren durchgeführt – Reaktionsgefäße, in denen geeignete Wachstumsbedingungen vorliegen und das Licht möglichst gleichmäßig auf die Mikroalgen verteilt wird (Grobbelaar 2009; Chmiel 2011). Photobioreaktoren werden – abhängig vom Ausmaß, in dem die Mikroalgen den Umgebungsbedingungen ausgesetzt sind – in *offene* oder *geschlossene* Systeme eingeteilt. Offene Reaktoren weisen große Oberflächen mit direktem Kontakt zwischen der Algensuspension und der Atmosphäre auf, während geschlossene Reaktoren aus Behältern bestehen, in denen die Algensuspension von transparenten Materialien umgeben ist. Geschlossene Photobioreaktoren sind daher durch eine bessere Kontrollierbarkeit der Wachstumsbedingungen sowie ein reduziertes Kontaminationsrisiko charakterisiert. Allerdings weisen sie eine größere technische Komplexität, höhere Investitions- und Betriebskosten sowie eine schlechtere Reinigbarkeit auf (Pulz 2001). Die Massenproduktion von Produkten mit geringer Wertschöpfung wie Lipiden, die chemisch zu Kraftstoffen weiterverarbeitet werden können, wird nach Meinung vieler Wissenschaftler nur in offenen Photobioreaktoren möglich sein (Sheehan 1998; Pienkos 2009; Lundquist 2010; Luque 2010; Wigmosta 2011; Grobbelaar 2013). Aufgrund der geringen Effizienz der natürlichen Photosynthese von 4–5 % würden bei Verwendung künstlicher Lichtquellen erhebliche Energieverluste entstehen (Masojídek 2013). Sonnenlicht ist hingegen kostenlos verfügbar und stellt daher eine geeignete Lichtquelle zur phototrophen Massenproduktion von Mikroalgen zur Herstellung von Produkten mit geringer Wertschöpfung dar (Schenk 2008).

In offenen Photobioreaktoren liegt ein markanter Einfluss des Wetters und der Umgebungsbedingungen auf das Wachstum vor. Das verfügbare Sonnenlicht wird durch die geographische Position des Reaktors, die Tages- und Jahreszeit sowie die Bewölkung und weitere atmosphärische Bedingungen wie die Partikeldichte beeinflusst (NREL 2012). Die Wärmebilanz des Reaktors ist vom Sonnenlicht, von den Temperaturen der Luft und des Bodens sowie von der Luftfeuchte und Windgeschwindigkeit abhängig (Béchet 2011). Kontaminationen der Algensuspension mit Mikroalgen, Bakterien, höheren Lebewesen sowie Sand, Staub und Steinen können den Verlauf eines Bioprozesses verändern (Heussler 1978b; Merino 1985; Bínová 1998; Day 2012b; Letcher 2013; Wang 2013). Bei geeigneter Standortwahl können die Einflüsse einiger der vorgenannten Effekte reduziert werden – beispielsweise kann eine Region mit üblicherweise stabilen Wetterlagen als Standort eines

Photobioreaktors gewählt werden. Auch dabei sind jedoch gelegentliche Änderungen des Wetters nicht auszuschließen und können, da Mikroalgen langsam wachsen und die Bioprozesse daher oft mehrere Tage oder Wochen dauern, die Interpretation der Messdaten erschweren und die Aussagekraft der durchgeführten Untersuchungen einschränken. Zudem kann der Aufbau und Betrieb von großen offenen Photobioreaktoren in geeigneten Regionen von erheblichem Aufwand begleitet sein, sodass die damit verbundenen Kosten dazu führen können, dass derartige Projekte nicht oder nur eingeschränkt durchgeführt werden können. So kann es zum Beispiel zunächst nötig sein, eine grundlegende Infrastruktur (Wege, Wasserversorgung, Anschluss an das Elektrizitätsnetz) herzustellen, da genügend großes Bauland nur selten in der Nähe von Städten verfügbar ist (Borowitzka 2012). Dabei entstehen auch lange Anfahrtswege für die Mitarbeiter. Administrativer Aufwand kann mit der Beschaffung der Nutzungsrechte für das Bauland, den Baugenehmigungen und der Prüfung der lokalen juristischen Vorschriften verbunden sein. Übermäßige Bürokratie, Baumängel, die nötige Ausbildung lokaler Arbeitskräfte und die Sicherung der Anlagen stellen weitere Aufwandsposten dar (Grobbelaar 2009). Schließlich ist es möglich, dass sich ein ausgewählter Standort aufgrund unvorhergesehener lokaler Gegebenheiten, beispielsweise Partikelimmissionen aus nahen Industriestandorten oder häufiges Auftreten von Nebel, im Nachhinein als nicht geeignet herausstellt (Heussler 1978a; Heussler 1985b). Sind bis zum Zeitpunkt dieser Erkenntnis und des Verwerfens eines Standorts bereits Kosten angefallen, so müssen diese abgeschrieben werden.

Eine effiziente Untersuchung von Photobioreaktoren und Bioprozessen unter kontrollierten Bedingungen ist daher im Freiland nicht möglich. Sie wäre jedoch zur Aufklärung von Ursache-Wirkungs-Mechanismen und einer darauf basierenden zielgerichteten Verbesserung der Reaktoren und Prozesse förderlich. Eine vielversprechende Alternative zum Freiland stellt die *physikalische Klimasimulation* dar. Dabei werden mittels technischer Anlagen die Umgebungsbedingungen des Freilandes in einer geschlossenen Umgebung reproduziert. Klimaanlagen ermöglichen die Konditionierung der Raumluft, und mit Leuchtdioden (*light-emitting diodes,* LEDs) kann seit wenigen Jahren eine Simulation des Sonnenlichts realistischer verwirklicht werden als mit aufwendigsten Kombinationen zuvor verfügbarer Lichtquellen (Senger 1994). Damit wird es technisch möglich, die Auswirkungen der prozessbestimmenden Fluktuationen der Umgebungsbedingungen (Benemann 1987) unter kontrollierten Bedingungen zu untersuchen. Zudem wird ein Vergleich unterschiedlicher Reaktoren und Prozessführungsstrategien möglich, der zuvor dadurch erschwert wurde, dass Versuchsergebnisse bei

unterschiedlichen Bedingungen erzielt wurden (Terry 1985). Während eine Klimasimulation bei geschlossenen Reaktoren im Labormaßstab aufgrund der geringen Reaktormaße verhältnismäßig einfach zu realisieren ist (Lucker 2014), ist für offene Reaktoren bislang nur ein Ansatz bekannt, bei dem die Reaktortemperatur durch Heiz- und Kühlelemente eingestellt wird (Huesemann 2017). Dazu ist es jedoch erforderlich, Kenntnis über die Temperaturverläufe in gleichartigen Reaktoren im Freiland zu haben. Es müssen also entweder bereits gleichartige Reaktoren an dem zu simulierenden Standort aufgebaut und betrieben worden sein, um die Temperaturverläufe aufzuzeichnen, oder die Temperaturverläufe anhand von Simulationen mit entsprechenden Unsicherheiten abgeschätzt worden sein. Eine physikalische Klimasimulation, mit der ohne derartige Vorkenntnisse beliebige Reaktoren an beliebigen Standorten simuliert werden können, war bislang nicht bekannt.

Die Technische Universität München hat daher gemeinsam mit der Airbus Group beschlossen, auf dem Ludwig Bölkow Campus in Ottobrunn bei München ein als *Algentechnikum* bezeichnetes Forschungsgebäude zur Untersuchung der offenen Massenproduktion von Mikroalgen unter physikalischer Klimasimulation aufzubauen. Dabei soll die Klimasimulation ausschließlich die Umgebungsbedingungen umfassen – dadurch sollen sich in den Reaktoren identische Bedingungen wie im Freiland einstellen. Zur Durchführung einer solchen Klimasimulation werden nur meteorologische Messdaten der Umgebungsbedingungen am zu simulierenden Standort benötigt, um im Algentechnikum beliebige Reaktoren zu untersuchen. Die Umgebungsbedingungen sollen am Algentechnikum nicht nur über künstliche Lichtquellen und Lüftungsgeräte eingestellt werden – die lokal vorhandenen Umgebungsbedingungen (Sonnenlicht, Außenluft) sollen ebenfalls einbezogen werden, um eine realistische und wirtschaftliche Klimasimulation zu ermöglichen. Die erste Zielsetzung der vorliegenden Arbeit ist daher die Auslegung der Technik zur physikalischen Klimasimulation im Algentechnikum sowie die Charakterisierung der Übereinstimmung der physikalisch simulierten Bedingungen mit den zu simulierenden Bedingungen.

Die kommerzielle Produktion von Mikroalgen findet gegenwärtig vorwiegend in *Raceway Ponds* statt (Benemann 2013). Dies sind offene Photobioreaktoren mit einer Schichtdicke der Algensuspension von 10–30 cm, in denen die Algensuspension mit Schaufelrädern in Kanälen mit Fließgeschwindigkeiten von 15–30 cm s^{-1} zirkuliert wird (Dodd 1986; Oswald 1988; Weissman 1988; Benemann 1996). *Raceway Ponds* existieren in Größen bis zu 8000 m². Ein wesentlicher Nachteil bei der Massenproduktion von Mikroalgen in *Raceway Ponds* ist die

niedrige Biotrockenmassekonzentration: Das Optimum der Biomasseproduktivität wird bei einer Biotrockenmassekonzentration von nur 0,5 g L^{-1} erreicht, die maximalen Biotrockenmassekonzentrationen liegen bei 1,5 g L^{-1} (Boussiba 1987; Borowitzka 1999; Grobbelaar 2009). Aus diesem Grund müssen in der Produktaufarbeitung große Suspensionsvolumina behandelt werden, für die entsprechend große technische Anlagen benötigt werden, die mit hohen Investitions- und Betriebskosten einhergehen (Allnutt 2015). Ein Problem der gegenwärtig verfügbaren Produktionsprozesse mit Mikroalgen in *Raceway Ponds* ist daher, dass nur Produkte mit hoher Wertschöpfung wie Pigmente oder Nahrungsergänzungsmittel wirtschaftlich hergestellt werden können (Lundquist 2010; Benemann 2013).

Eine Senkung der Produktaufarbeitungkosten könnte zu einer Senkung der gesamten Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse beitragen. Ein Ansatz dazu ist die Reduktion der Schichtdicke der Algensuspension. Dies ermöglicht – aufgrund der besseren Lichtverfügbarkeit in dünnen Suspensionsschichten im Vergleich zum *Raceway Pond* – eine Erhöhung der Biotrockenmassekonzentration und volumetrischen Biomasseproduktivität (Cheng-Wu 2001; Doucha 2014; Vieira 2015). Eine technische Umsetzung der offenen Massenproduktion von Mikroalgen mit dünnen Suspensionsschichten wurde seit den 1960er Jahren in Třeboň (Tschechien) entwickelt (Šetlík 1970). Diese *Flachgerinnereaktoren* (engl. *thin-layer cascades*) weisen geneigte Gerinne auf, die schwerkraftgetrieben von der Algensuspension überströmt werden. Eine Pumpe hebt die Algensuspension nach dem Durchlauf durch den Reaktor wieder zum Anfang der Gerinne. Bei Schichtdicken von unter einem Zentimeter und einer Gerinneneigung von 1,0° wurden mit Süßwasseralgen wie *Chlorella* und *Scenedesmus* maximale Biotrockenmassekonzentrationen von 50 g L^{-1} beobachtet – dies ist um einen Faktor 30 höher als in *Raceway Ponds* (Doucha 2009). Die Reaktoren sind jedoch nicht zur Massenproduktion von Produkten geringer Wertschöpfung geeignet, da teure Baumaterialien wie Stahl und Glas (Doucha 1995, 2014; Masojídek 2015) deutlich höhere Investitionskosten im Vergleich zu *Raceway Ponds* verursachen, die in großen Maßstäben mit kostengünstiger Teichfolie realisiert werden (Belay 1997; Borowitzka 2005; Borowitzka 2013c; White 2015). Zudem ist eine unabhängige Untersuchung und Optimierung der in Třeboň entwickelten Flachgerinnereaktoren durch die wissenschaftliche Gemeinschaft nicht möglich, da – anders als bei *Raceway Ponds* (Soeder 1972; Lundquist 2010) – keine technischen Details der Reaktorkonstruktion publiziert sind.

Die zweite Zielsetzung dieser Arbeit ist daher die Gestaltung, Konstruktion und Untersuchung von Flachgerinnereaktoren, mit denen die Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse gesenkt werden können. Die Flachgerinnereaktoren sollen zur Herstellung saliner Mikroalgen geeignet sein, da so die Abhängigkeit von Süßwasservorräten reduziert werden kann und viele Kontaminanten bei hohen osmotischen Drücken nicht überleben können (Borowitzka 1986; Bartley 2013). Zudem ist der pH in Salzwasser üblicherweise höher als in Süßwasser, was eine weitere Verminderung der Kontaminationsanfälligkeit bewirken kann und Verluste der Kohlenstoffquelle CO_2 durch Gasaustausch mit der Atmosphäre verringert, da aufgrund des Carbonat-Puffersystems bei hohem pH vorwiegend Hydrogencarbonat und Carbonat statt CO_2 vorliegen (Zeebe 2007). Die Flachgerinnereaktoren sollen so konstruiert sein, dass eine kostengünstige Skalierung in große Maßstäbe möglich ist. Wirtschaftliche Prozesskenngrößen wie Verdunstungsraten, Biomasseproduktivitäten und Effizienzen sollen unter physikalischer Klimasimulation einer Region, die zur offenen Massenproduktion von Mikroalgen geeignet ist, bestimmt werden. Dabei soll die Prozessführung optimiert werden, um über längere Zeiträume beständig hohe Biomasseproduktivitäten zu ermöglichen.

Aus den beiden Zielsetzungen der vorliegenden Arbeit ergeben sich die folgenden Aufgabenstellungen:

- Festlegung der in der Klimasimulation zu simulierenden Umgebungsbedingungen
- Festlegung der Leistungsfähigkeit der Klimasimulationstechnik
- Evaluation der Übereinstimmung des simulierten Klimas mit dem zu simulierenden Klima

- Gestaltung, Konstruktion und Inbetriebnahme offener Photobioreaktoren mit dünnen Suspensionsschichten und mehreren Quadratmetern Grundfläche
- Verfahrenstechnische Charakterisierung der Reaktoren (Verdunstung, Verweilzeit-spektrum, Mischzeit)
- Evaluation und Optimierung wirtschaftlicher Bioprozesskenngrößen (Verdunstung, Produktivität, Effizienz, Leistungseintrag)
- Optimierung der Reaktorbauweise und Prozessführung hinsichtlich der Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse und der Skalierbarkeit der Reaktoren

3 Theoretische Grundlagen

In diesem Kapitel werden zunächst physiologische Aspekte von Mikroalgen diskutiert, die bei der Massenproduktion relevant sind. Anschließend werden die Anforderungen an offene Photobioreaktoren zur Massenproduktion von Mikroalgen aufgestellt. Nach einem kurzen Überblick über existierende Reaktortypen wird der in dieser Arbeit untersuchte *Flachgerinnereaktor* detailliert betrachtet. Dabei werden verfahrenstechnische Methoden zur Beschreibung und Analyse der Strömung in Flachgerinnereaktoren erläutert.

3.1 Mikroalgen

Der Begriff *Mikroalgen* bezeichnet ein- oder vielzellige photosynthetisch aktive Mikroorganismen, die den Prokaryoten oder Eukaryoten zugeordnet sein können und verschiedenste Habitate vom Meeresgrund bis zu Berggipfeln aufweisen können. Als Phytoplankton bilden Mikroalgen die Basis der Nahrungspyramide in den Ozeanen und nehmen eine wichtige Rolle in globalen Stoffkreisläufen ein (Gualtieri 2004).

Nachdem Mikroalgen in der Wissenschaft zunächst zur Aufklärung der Mechanismen der Photosynthese dienten, wurde seit dem ersten Drittel des 20. Jahrhunderts auch die wirtschaftliche Nutzung von Mikroalgen untersucht (Borowitzka 2013b). Potentielle wirtschaftliche Vorteile einer phototrophen Produktion von Mikroalgen im Freiland bestehen darin, dass dabei das kostenlos verfügbare Sonnenlicht als Energiequelle für den Metabolismus verwendet werden kann, der Prozess eine Senke für das Treibhausgas CO_2 darstellt und Abwässer als Nährstoffquelle für die Mikroalgen nutzbar sind. Zudem werden keine wertvollen landwirtschaftlich nutzbaren Flächen benötigt, da die Produktion der Mikroalgen in *Photobioreaktoren* durchgeführt wird. Da viele Mikroalgen in Salzwasser wachsen können, ist ihre Produktion außerdem in Regionen möglich, in denen Süßwasser nur eingeschränkt verfügbar ist (Schenk 2008).

Die phototrophe Produktion von Mikroalgen im Freiland birgt jedoch einige Herausforderungen. So müssen geeignete Wachstumsbedingungen im gesamten Photobioreaktor sichergestellt werden, damit das auf der verwendeten Landfläche verfügbare Sonnenlicht optimal ausgenutzt werden kann. Zudem besteht eine Abhängigkeit von nicht kontrollierbaren Umgebungsbedingungen wie der Lufttemperatur oder Niederschlägen. Je nach apparativem

Aufwand hinsichtlich der Photobioreaktoren können zwar geeignete Wachstumsbedingungen eingestellt werden, allerdings kann dies aufgrund hoher Investitions- und Betriebskosten der Photobioreaktoren zu unwirtschaftlichen Prozessen führen. Die Wirtschaftlichkeit der phototrophen Massenproduktion von Mikroalgen wird somit wesentlich von den Photobioreaktoren und Prozessführungsstrategien beeinflusst.

3.1.1 Phototropher Metabolismus

In diesem Kapitel wird ein kurzer Überblick über den phototrophen Metabolismus von Mikroalgen gegeben. Die Angaben beruhen auf den Publikationen von Nelson (2004) und Gualtieri (2004). Bei der oxygenen Photosynthese werden Photonen (Lichtquanten) als Energiequelle verwendet, um aus Kohlenstoffdioxid reduzierte organische Moleküle herzustellen. Dabei wird Wasser gespalten und Sauerstoff in die Umgebung freigesetzt. Die Photosynthese besteht aus einer Vielzahl von Reaktionsschritten, die in die *Lichtreaktion* und die *Dunkelreaktion* aufgeteilt werden. Die Nettogleichung der Photosynthese lautet:

$$CO_2 + H_2O \rightarrow CH_2O + O_2$$

In der Lichtreaktion werden Photonen von der Zelle zur Energiegewinnung absorbiert. Zur Absorption werden – je nach Wellenlänge der Photonen – verschiedene Moleküle verwendet, die zu den *Chlorophyllen* oder zu *akzessorischen Pigmenten* zählen. Unterschiedliche Mikroalgen weisen unterschiedliche Zusammensetzungen hinsichtlich der Chlorophylle und Pigmente auf und können daher Photonen unterschiedlicher Wellenlängen absorbieren. Im Rahmen der *Photoakklimation* können die Zellen ihre molekulare Austattung an verschiedene Umgebungsbedingungen anpassen. Beispielsweise können mehr Chlorophylle gebildet werden, wenn wenig Licht zur Verfügung steht. Andererseits können schützende Pigmente gebildet werden, um die Zellen vor zu intensivem Licht zu schützen.

In der Dunkelreaktion wird CO_2 in Kohlenhydrate umgewandelt. Dabei wird die in der Lichtreaktion gewonnene Energie verwendet. Das zentrale Enzym der Dunkelreaktion ist die Ribulose-1,5-bisphosphat-Carboxylase (*Rubisco*). Die Rubisco kann sowohl CO_2 als auch O_2 als Substrat verwenden, jedoch ist nur die Verwendung von CO_2 als Substrat nützlich für den phototrophen Metabolismus, während die Verwendung von O_2 als Substrat (*Photorespiration*) zu Energieverlusten führt.

Während die Photorespiration biochemisch eine Atmung bei Vorhandensein von Licht ist, findet bei Abwesenheit von Licht *Dunkelatmung (Respiration*) statt. Dabei werden energiereiche Verbindungen, die während der Lichtphasen photosynthetisch hergestellt wurden, wieder veratmet. Die innerhalb einer Nacht durch Respiration verursachte Abnahme der Biotrockenmasse kann bis zu 22 % betragen (Edmundson 2015).

3.1.2 Einfluss der Umgebungsbedingungen

In diesem Kapitel wird der Einfluss verschiedener Umgebungsbedingungen auf das phototrophe Wachstum von Mikroalgen erläutert.

Licht

Licht kann sowohl als Welle als auch als Teilchen (Photonen) beschrieben werden (Welle-Teilchen-Dualismus). Die Energie der Photonen hängt von ihrer Wellenlänge ab, dabei weisen geringere Wellenlängen höhere Energien auf. Seit einigen Jahrzehnten ist jedoch in der Erforschung photosynthetisch aktiver Lebewesen die vereinfachende Annahme etabliert, dass alle Photonen im Wellenlängenbereich 400–700 nm gleichwertig in der Photosynthese nutzbar sind, während Photonen außerhalb dieses Bereichs nicht photosynthetisch nutzbar seien (McCree 1972; Ross 2000). Licht mit Wellenlängen im Bereich 400–700 nm wird daher als photosynthetisch aktive Strahlung (*photosynthetically active radiation,* PAR*)* bezeichnet. Eine Unterscheidung der Photonen des PAR-Bereichs nach ihrer Energie ist nach dieser Betrachtungsweise nicht notwendig. Die Photonenflussdichte (PFD) im PAR-Bereich wird als *photosynthetisch aktive Photonenflussdichte* (PPFD) bezeichnet.

In Abb. 3.1 sind die Unterschiede dieser beiden Betrachtungsweisen der Lichtintensität visualisiert, indem das Spektrum des auf der Erde auftreffenden Sonnenlichts sowohl als spektrale *Bestrahlungsstärke* (Betrachtung der Energie der Photonen, Einheit: W m^{-2}) als auch als spektrale *Photonenflussdichte* (Betrachtung der Anzahl der Photonen, Einheit: µmol m^{-2} s^{-1}) dargestellt ist. Bei niedrigen Wellenlängen liegt die Bestrahlungsstärke höher als die Photonenflussdichte, da die Photonen niedriger Wellenlängen hohe Energien aufweisen und somit bereits eine geringe Anzahl von Photonen zu hohen Energien führt. Ab einer Wellenlänge von 600 nm kehrt sich dies um: Die Photonenflussdichte liegt über der Bestrahlungsstärke, da selbst eine hohe Anzahl langwelliger Photonen nur eine niedrige Energie aufweist.

Ist das Spektrum der Bestrahlungsstärke oder Photonenflussdichte bekannt, so können die beiden Spektren ineinander umgerechnet werden (Ross 2000). Sind jedoch keine spektralen Daten, sondern nur die über einen Wellenlängenbereich integrierte Bestrahlungsstärke oder Photonenflussdichte bekannt, so ist keine Umrechnung möglich. In dieser Arbeit wurden alle Lichtmessungen spektral aufgelöst durchgeführt und geeignete integrale Größen anhand der Spektren berechnet. Im Folgenden wird bei Betrachtung des Wachstums von Mikroalgen die integrale Photonenflussdichte verwendet, bei Betrachtung energetischer Prozesse (beispielsweise die Erwärmung einer Flüssigkeit durch Licht) die integrale Bestrahlungsstärke.

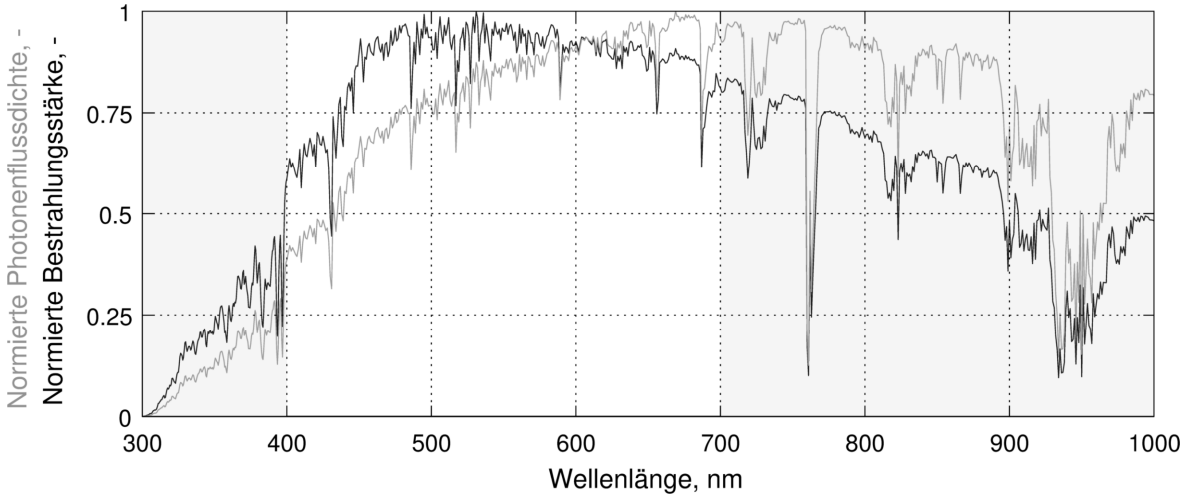


Abb. 3.1 Spektrale Bestrahlungsstärke (schwarz) und spektrale Photonenflussdichte (grau) des auf der Erde auftreffenden Sonnenlichts. Beide Spektren wurden auf einen maximalen Wert von 1 normiert. Der Bereich der photosynthetisch aktiven Strahlung (PAR) ist mit weißem Hintergrund hervorgehoben. Quelle der Spektraldaten: NREL (2012).

Die allgemein verwendete Definition des PAR-Bereichs vernachlässigt, dass auch Photonen niedrigerer (< 400 nm, ultraviolette Strahlung, UV) und höherer Wellenlängen (> 700 nm, infrarote Strahlung) von einigen Organismen zur Photosynthese verwendet werden können (Larkum 2005; Chen 2011; Raven 2012). UV-Strahlung kann außerdem zu Zellschäden führen und auf diese Weise die Zellphysiologie beeinflussen (Larkum 1993; Häder 2007). Photonen im PAR-Bereich sind nicht beliebig durch Photonen anderer Wellenlängen des PAR-Bereichs ersetzbar, da wellenlängenabhängige Signaleffekte auf die Physiologie von Mikroalgen existieren. So beeinflussen spektrale Unterschiede die Pigmentzusammensetzung, Respiration, Synthese intrazellulärer Produkte, Zellgröße und den Ablauf des Zellzyklus (Steup 1975; Senger 1994; Kopecký 1996; Cepák 2006; Zhao 2013; Kula 2014; Rockwell 2014). Photonen aller Wellenlängen können zudem zur Erwärmung einer Algensuspension beitragen.

Die mannigfaltigen spektralen Effekte von Licht auf die Zellphysiologie sind noch Gegenstand der Forschung. Die Effekte der integralen Photonenflussdichte auf die Photosyntheserate sind hingegen gut beschrieben und können in die drei Bereiche *Lichtlimitierung*, *Lichtsättigung* und *Lichtinhibition* eingeteilt werden, die mit steigender Photonenflussdichte durchschritten werden (Gualtieri 2004). Bei Wachstum unter Lichtlimitierung ist die Photonenflussdichte der limitierende Faktor und die Zellen bilden im Rahmen der Photoakklimation Chlorophylle und akzessorische Pigmente, um das wenige verfügbare Licht besser nutzen zu können. Bei Lichtsättigung liegt eine optimale Photonenflussdichte vor. Steigt die Photonenflussdichte noch höher, können Schäden durch die intensive Strahlung auftreten. Die Zellen bilden im Rahmen der Photoakklimation schützende Pigmente, die eine gewisse Anpassung erlauben. Dies geht jedoch zu Lasten der Photosyntheserate. Da die mögliche Wachstumsrate von der Photosyntheserate abhängt, treten die maximalen Wachstumsraten im Bereich der Lichtsättigung auf. Bei einer – für großtechnische Prozesse potentiell geeigneten – kontinuierlichen Prozessführung hingegen berechnet sich die volumetrische Biomasse-produktivität einer Algensuspension im Fließgleichgewicht aus dem Produkt der Wachstumsrate und der Zellkonzentration, weswegen das Maximum der Produktivität auftritt, wenn Mikroalgen bei hohen Zellkonzentrationen lichtlimitiert wachsen (Soeder 1970).

Die absoluten Werte der Photonenflussdichte, die die Bereiche der Lichtlimitierung, Lichtsättigung und Lichtinhibition eingrenzen, sind speziesspezifisch und zudem von weiteren Randbedingungen wie der Bestrahlungsdauer, Zelldichte, Durchmischung und Temperatur abhängig (Chernavskaya 1967; Borowitzka 2005; Pfaffinger 2016).

Temperatur

Die Temperatur hat vielfältige Einflüsse auf die Zellphysiologie. Eine einfache Beschreibung des temperaturabhängigen Wachstums kann anhand dreier *Kardinaltemperaturen* erfolgen: der minimalen, optimalen und maximalen Temperatur (Bernard 2012). Unterhalb der minimalen und oberhalb der maximalen Temperatur ist kein Wachstum möglich. Mit steigender Temperatur steigt die Wachstumsrate zwischen minimaler und optimaler Temperatur, während sie oberhalb der optimalen Temperatur wieder sinkt. Die absoluten Werte der Kardinaltemperaturen sind speziesspezifisch und zudem von weiteren Randbedingungen abhängig. So können extreme Temperaturen, bei denen unter konstanten Bedingungen kein Wachstum möglich ist, für eingeschränkte Zeiträume problemlos toleriert werden (Soeder

1971). Eine weitere Interaktion besteht mit der Photonenflussdichte: Bei niedrigen Temperaturen tritt eine Lichtinhibition bereits bei niedrigeren Photonenflussdichten auf als bei optimalen Temperaturen (Borowitzka 2005). Zudem beeinflusst die Temperatur weitere Eigenschaften, die sich auf die Zellphysiologie auswirken können: so sinkt mit steigender Temperatur die Löslichkeit von CO_2 stärker als die Löslichkeit von O_2, wodurch die Photorespiration zunimmt und eine Verschiebung des pH auftreten kann. Auch die Dunkelatmung nimmt bei hohen Temperaturen zu (Edmundson 2015).

Salinität

Die Salinität beziehungsweise der Salzgehalt einer Algensuspension beeinflusst das Wachstum und die Produktbildung von Mikroalgen (Borowitzka 1986; Pal 2011; Bartley 2013). In natürlichen Gewässern sind Salze wie Natriumchlorid, Kaliumchlorid und Magnesiumsulfat in unterschiedlichen Anteilen vorhanden – eine präzise Bestimmung der Salinität erfordert daher genaue chemische Analysen. Daher wird die Salinität häufig anhand vereinfachender Skalen wie der dimensionslosen *Practical Salinity* angegeben (eine *Practical Salinity* von 35 entspricht etwa 35 Gramm Salz pro Kilogramm Wasser) oder ausschließlich auf Natriumchlorid bezogen, welches im Regelfall das mit dem größten Anteil vorliegende Salz darstellt (Lewis 1980; Zeebe 2007). Da die tolerierten Salinitäten verschiedener Organismen stark variieren können, kann durch Einstellung der Salinität der Algensuspension eine Bevorzugung bestimmter Organismen erreicht werden (Borowitzka 1986). In offenen Photobioreaktoren im Freiland ergeben sich Änderungen der Salinität durch Wasseraustausch mit der Atmosphäre (Verdunstung und Niederschlag).

pH und CO_2

In Algensuspensionen liegt im Regelfall ein Carbonat-Puffersystem vor, welches als Kohlenstoffquelle dient (Goldman 1981; Borowitzka 2013c). Dabei steht der pH der Suspension in Wechselwirkung mit den Konzentrationen von CO_2, HCO_3^- und CO_3^{2-}:

$$CO_2 + H_2O \leftrightarrow HCO_3^- + H^+ \leftrightarrow CO_3^{2-} + 2H^+$$

Die Dissoziationskonstanten des Puffersystems hängen von der Temperatur und der Salinität ab (Zeebe 2007). In Abb. 3.2 sind die Gleichgewichtslagen des Carbonat-Puffersystems in Süßwasser und Salzwasser dargestellt.

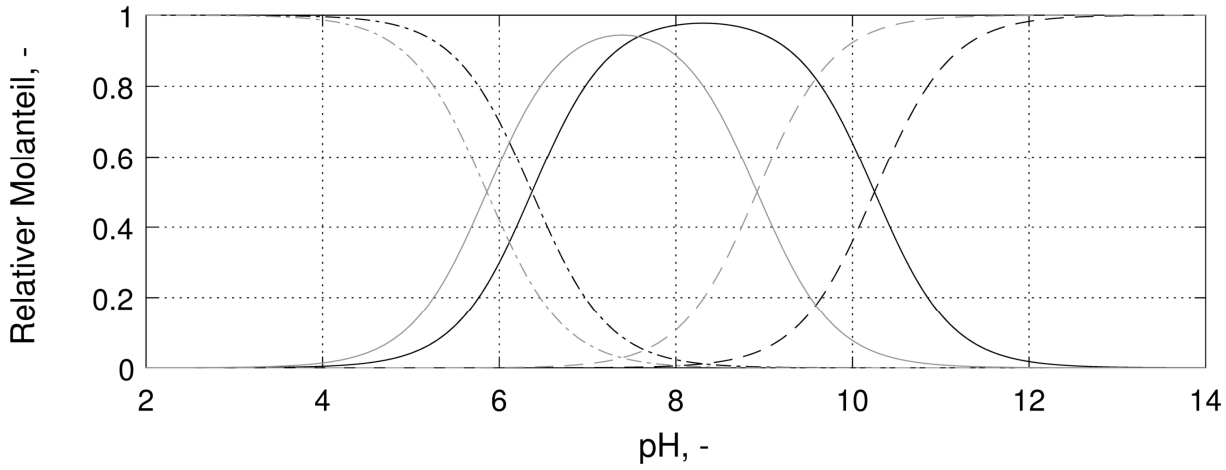


Abb. 3.2 Gleichgewichtslagen des Carbonat-Puffersystems bei 25 °C in Süßwasser (schwarz, Salinität 0 g kg^{-1}, pKs_1 = 6,35, pKs_2 = 10,33) und Salzwasser (grau, Salinität 35 g kg^{-1}, pKs_1 = 5,86, pKs_2 = 8,92), Daten nach Zeebe (2007). Spezies: Kohlenstoffdioxid (CO_2, ▪ · ▪), Hydrogencarbonat (HCO_3^-, ▬) und Carbonat (CO_3^{2-}, - -).

Wenn Mikroalgen CO_2 in der Photosynthese verwerten, verschiebt sich das Gleichgewicht des Carbonat-Puffersystems und der pH steigt. Durch externe Zugabe von CO_2 kann der pH verringert und gleichzeitig die Kohlenstoffversorgung der Mikroalgen sichergestellt werden (Borowitzka 2013c). Auch der Gasaustausch zwischen Algensuspension und Luft kann zu Änderungen des Carbonat-Puffersystems führen, in der Regel geschieht dies durch Ausgasen von CO_2 aus der Algensuspension in die Atmosphäre (Lívanský 1990). Dies kann durch Betrieb des Prozesses bei möglichst hohem pH vermindert werden, da der anorganische Kohlenstoff in der Suspension dann vorwiegend als HCO_3^- und CO_3^{2-} vorliegt (Abb. 3.2) und nicht ausgasen kann – bei sehr niedrigem CO_2-Gehalt in der Algensuspension kann sogar CO_2 aus der Atmosphäre in die Algensuspension eingetragen werden (Richmond 1986b).

Sauerstoff

Bei der Photosynthese entsteht Sauerstoff, der in der wässrigen Algensuspension gelöst ist. Dadurch kann eine Übersättigung der wässrigen Algensuspension entstehen – es ist dann mehr Sauerstoff gelöst, als im Gleichgewicht mit der Atmosphäre gelöst wäre. Da die Rubisco

sowohl Sauerstoff als auch CO_2 als Substrat verwenden kann, führen erhöhte Sauerstoffkonzentrationen zu erhöhter Photorespiration und sind somit unerwünscht. In der Mittagszeit kann die Übersättigung einen Faktor von 4–5 annehmen und zu erheblichen Zellschäden führen (Neenan 1986; Richmond 1986a; Ugwu 2007).

Nährstoffe

Über Licht als Energiequelle und CO_2 als Kohlenstoffquelle hinaus werden zum Wachstum von Mikroalgen weitere Nährstoffe benötigt. Dies sind im Wesentlichen Stickstoff, Schwefel und Phosphor. In geringen Mengen werden Calcium, Kalium, Natrium, Magnesium, Eisen und weitere Spurenelemente benötigt (Ho 2003; Gualtieri 2004). Das molare Verhältnis von Kohlenstoff, Stickstoff und Phosphor ist sowohl im Meerwasser als auch in fast allen Mikroalgen weltweit konstant und beträgt 106:16:1 (C:N:P). Dieses Verhältnis wird nach seinem Entdecker als *Redfield*-Verhältnis bezeichnet und kann zur Analyse und Formulierung von Nährstofflösungen verwendet werden. Weist beispielsweise eine Nährstofflösung ein molares N:P-Verhältnis von 12:1 auf, so wird Stickstoff mit hoher Wahrscheinlichkeit als Erstes limitierend werden (Harrison 2005).

3.1.3 Massenprodukte aus Mikroalgen

Die älteste bekannte Verwendung von Mikroalgen-Biomasse betrifft *Spirulina (Arthrospira)*, die im Tschad und in Mexiko seit Jahrhunderten an der Oberfläche alkalischer Seen geerntet, getrocknet und verzehrt wird (Becker 2013). Heutzutage werden jährlich mehrere Tausend Tonnen von *Spirulina, Chlorella* und *Dunaliella* in natürlichen Gewässern und Photobioreaktoren produziert und in der menschlichen Ernährung sowie als Tierfuttermittel verwendet (Rosello Sastre 2012). Auch in der Aquakultur wird Ganzzell-Biomasse eingesetzt (Muller-Fuega 2013).

In großen Mengen kommerziell erhältliche intrazelluläre Wertprodukte von Mikroalgen sind beispielsweise Proteine, Aminosäuren, Polysaccharide, Pigmente, Lipide und mehrfach ungesättigte Fettsäuren. Die Pigmente Astaxanthin, ß-Carotin und Phycocyanin werden als natürliche Lebensmittelfarbstoffe und Antioxidantien eingesetzt. Mehrfach ungesättigte Fettsäuren werden in der Säuglingsernährung und Aquakulturen verwendet (Rosello Sastre 2012).

Die Massenproduktion erneuerbarer Kraftstoffe mit Mikroalgen wurde erstmals im Jahr 1942 diskutiert und ist seitdem Gegenstand der Forschung (Borowitzka 2013b). Sie basiert auf der Extraktion intrazellulärer Lipide, die einige Mikroalgen unter bestimmten Wachstumsbedingungen mit bis zu 80 % (w/w) ihrer Biomasse einlagern können (Chisti 2007; Sharma 2012), oder auf der Verwertung von Ganzzellbiomasse in Prozessen wie der hydrothermalen Verflüssigung (Brennan 2010). Während die prinzipielle technische Machbarkeit bekannt ist, existieren noch keine kommerziell erfolgreichen Prozesse (Klein-Marcuschamer 2013).

3.2 Offene Photobioreaktoren

Die im vorigen Kapitel vorgestellten kommerziell erhältlichen Massenprodukte werden fast ausschließlich in offenen Photobioreaktoren unter Verwendung des Sonnenlichts als Lichtquelle hergestellt (Rosello Sastre 2012). Dabei besteht eine intensive Beeinflussung des Wachstums durch die Umgebungsbedingungen. Dies führt zu spezifischen Anforderungen an offene Photobioreaktoren, die in der Entwicklung unterschiedlicher technischer Lösungen resultierten. Diese Anforderungen sowie einige technische Lösungen werden in diesem Kapitel vorgestellt.

3.2.1 Anforderungen

Die Anforderungen an offene Photobioreaktoren ergeben sich aus dem Ziel, geeignete Wachstumsbedingungen für Mikroalgen zu schaffen, sowie aus dem Umstand, dass die Wachstumsbedingungen in den Reaktoren wesentlich durch die Umgebungsbedingungen beeinflusst werden.

Die wichtigste Anforderung ist nach Terry (1985) die Durchmischung: *„The history of mass culture growth unit design reflects, more than any other single factor, a history of system design for the turbulent or ordered mixing of water in layers of a few centimetres to about one metre in depth spread over large surface areas”.* Die dabei erwähnte Schichtdicke der Algensuspension ist von großer Bedeutung, da aufgrund der Absorption des Lichts durch die Mikroalgen in den oberen Flüssigkeitsschichten mehr Licht zur Verfügung steht als darunter. Die maximale Schichtdicke offener Photobioreaktoren ist daher begrenzt, weswegen große Landflächen für Photobioreaktoren benötigt werden. Durch die Durchmischung kann das vorhandene Licht allen Mikroalgen gleichmäßig zur Verfügung gestellt werden, sodass

Lichtinhibierungen an der Wasseroberfläche und Lichtlimitierungen am Grund des Reaktors verhindert werden. Eine ausreichende Durchmischung stellt zudem sicher, dass keine Sedimentation, pH- und Temperaturgradienten sowie Konzentrationsgradienten von Nährstoffen, CO_2 und O_2 auftreten.

Aufgrund der offenen Wasseroberfläche besteht ein Stoffaustausch mit der Atmosphäre (Bajpai 2014). Verdunstung reduziert das Wasservolumen im offenen Photobioreaktor und erhöht dabei die Konzentrationen gelöster Stoffe, Niederschläge erhöhen das Wasservolumen und senken die Konzentrationen. Während Verdunstung stets stattfindet und langsame Veränderungen des Wasservolumens im Reaktor hervorruft, können Niederschläge plötzlich auftreten und innerhalb kurzer Zeit deutliche Veränderungen des Wasservolumens oder sogar eine Überflutung verursachen (Neenan 1986). Diese Änderungen der Wachstumsbedingungen durch den Wasseraustausch können unerwünschte Folgen für den Prozessverlauf haben (Borowitzka 1986). Der Wasseraustausch ist jedoch nicht ausschließlich negativ zu sehen. Ein wichtiger Effekt der Verdunstung ist die Verdunstungskühlung, die eine übermäßiges Aufheizen der Algensuspension in der Mittagssonne verhindern kann. Niederschläge können Süßwasser liefern, das zum Ausgleich von verdunstetem Wasservolumen verwendet werden kann. Neben dem Wasseraustausch kann auch ein Gasaustausch mit der Atmosphäre stattfinden. So kann gelöstes CO_2 oder NH_3 in die Atmosphäre übergehen oder CO_2 in die Algensuspension eingetragen werden (Lívanský 1990; Borowitzka 2013a; Morales-Amaral 2015).

Die große offene Wasseroberfläche vereinfacht den Eintrag von Kontaminanten. Diese können unbelebter oder belebter Natur sein. Unbelebte Kontaminanten umfassen beispielsweise Staub, Sand, Steine sowie Blätter und verendete Tiere, belebte Kontaminanten sind Bakterien und Pilze, konkurrierende Mikroalgen sowie Fressfeinde der Mikroalgen, beispielsweise Wimperntierchen (Merino 1985; Dodd 1986; Oswald 1988; Becker 1993; Belay 1997; Day 2012a). Konkurrierende Mikroalgen können die gewünschten Mikroalgen verdrängen, wenn sie eine höhere Wachstumsrate aufweisen oder die Zelldichte der gewünschten Mikroalgen gering ist (Mayer 1964; Cheng-Wu 2001; Doucha 2014). Kontaminanten können den Prozessverlauf negativ beeinflussen, indem sie die Produktivität verringern oder Schäden an Bauteilen der Photobioreaktoren hervorrufen. Zudem können sie die Produktqualität und somit die erzielbaren Verkaufspreise verringern (Belay 1997).

Photobioreaktoren und Prozessführungsstrategien müssen daher so gestaltet sein, dass eine ausreichende Durchmischung der Algensuspension stattfindet, der Stoffaustausch mit der Atmosphäre in einem geeigneten Rahmen gehalten wird sowie Kontaminationen möglichst vermieden werden oder zumindest keine relevanten negativen Effekte verursachen können. Bei all dem sind weiterhin die Investitions- und Betriebskosten für die Reaktoren und Prozesse möglichst gering zu halten, um die Herstellkosten der Mikroalgen zu minimieren.

3.2.2 Reaktortypen

Seit Beginn der Erforschung der offenen Massenproduktion von Mikroalgen wurde eine Vielzahl verschiedener Reaktortypen entwickelt und erprobt, die den im vorigen Kapitel genannten Anforderungen genügen sollen. Dabei waren viele Reaktoren geometrische Variationen einiger grundlegender Typen und/oder wurden nur in frühen Prototyp-Stadien erforscht. In diesem Kapitel werden daher nur relevante Reaktortypen vorgestellt. Die Relevanz eines Reaktortyps wurde als gegeben gesehen, wenn ein Reaktortyp über mehrere Jahre erforscht oder kommerziell eingesetzt wurde. Die Reaktoren werden meist im Satzverfahren oder semikontinuierlich mit regelmäßigen Teilernten betrieben.

Die Gliederung des Kapitels erfolgt nach der von Terry (1985) entwickelten dreigliedrigen Klassifizierung von Reaktortypen nach dem funktionalen Aspekt der Durchmischung (*passiv durchmischte Reaktoren*, *aktiv durchmischte tiefe Reaktoren* und *aktiv durchmischte flache Reaktoren*), die zur systematischen Einordnung und Analyse der bislang entwickelten Reaktortypen geeignet ist.

Passiv durchmischte Reaktoren

In passiv durchmischten Reaktoren wird die Durchmischung ausschließlich durch natürliche Kräfte wie Wind und natürliche Konvektion aufgrund von Dichteunterschieden bewerkstelligt. Diese Reaktoren weisen daher nur einen geringen Leistungseintrag auf, was zu niedrigen Produktivitäten, aber auch zu niedrigen Kosten führt. Der CO_2-Eintrag erfolgt passiv aus der Atmosphäre (Borowitzka 1999; Benemann 2013). Die Reaktoren existieren in Größen bis zu 250 ha und sind 20–40 cm tief. Übliche Zelldichten betragen 0,1–0,5 g L^{-1}. Einer der ältesten kommerziell erfolgreichen Produktionsprozesse mit Mikroalgen basiert auf dem halophilen Stamm *Dunaliella salina*, der in flachen, passiv durchmischten Salzseen in Australien wächst

und für die Herstellung von ß-Carotin verwendet wird. Aufgrund der hohen Salzgehalte von 15–25 % ist dabei die Kontaminationsgefahr gering (Borowitzka 1986; Borowitzka 1990; Borowitzka 2005). Auch die im vorigen Kapitel genannten alkalischen Seen, in denen *Spirulina* produziert wird, zählen zu den passiv durchmischten Reaktoren.

Niederschlag kann zu erheblichen Produktivitätseinbußen führen, wenn beispielsweise durch die reduzierte Salinität das Wachstum von konkurrierenden Mikroalgen oder Fressfeinden möglich wird. So sind ausgeklügelte Prozessführungsstrategien nötig, um die Folgen von Niederschlag auszugleichen. Bei der Produktion von *Dunaliella salina* werden die Dichteunterschiede des Niederschlagswassers und des Salzwassers genutzt. Das beim Niederschlag in den Reaktor eingetragene Süßwasser bildet aufgrund seiner geringeren Dichte eine Schicht auf dem Salzwasser des Reaktors, die mit Überlaufwehren selektiv abgelassen werden kann, solange noch keine Durchmischung der Schichten stattgefunden hat (Borowitzka 1984; Borowitzka 1986). Auf der Insel Martinique wurde die Salinität der zur Produktion von *Spirulina* verwendeten Seen unter Berücksichtigung der üblichen Regen- und Trockenzeiten bereits in Trockenzeiten vorausschauend so angepasst, dass sich die Seen zu Beginn der Regenzeiten an der oberen Grenze der tolerierten Salinität befanden (Galiby 1988).

Aktiv durchmischte tiefe Reaktoren

In Abb. 3.3 sind drei der im Folgenden vorgestellten Reaktortypen schematisch dargestellt. Mit einer Schichtdicke von 15–30 cm gehören *Raceway Ponds,* in denen ein Großteil der kommerziell verwendeten Mikroalgen-Biomasse hergestellt wird, zu den tiefen aktiv durchmischten Reaktoren (Abb. 3.3 links). *Raceway Ponds* existieren in Größen bis zu 8000 m², die Zelldichten liegen bei maximal 1,5 g L^{-1} (Grobbelaar 2009; Benemann 2013). Der Name leitet sich von der Form des Reaktors in der Draufsicht her, die an eine ovale Rennstrecke erinnert (Soeder 1972). Seit den grundlegenden Arbeiten in den 1970er Jahren (Soeder 1971; Stengel 1971; Soeder 1972; Oswald 1988; Borowitzka 2013b) haben sich *Raceway Ponds* zu einem de facto-Industriestandard entwickelt und werden auch heutzutage weiterhin rege erforscht. In kleinen Maßstäben bestehen *Raceway Ponds* meist aus Kunststoffbecken, in großen Maßstäben wird Teichfolie verwendet (White 2015). *Raceway Ponds* werden auf ebenem Grund errichtet, die Durchmischung erfolgt üblicherweise mit Schaufelrädern (Dodd 1986). Direkt nach dem Schaufelrad und in den Kurven findet ein Großteil der Durchmischung

statt, während die Strömung auf den langen geraden Strecken laminar sein kann (Grobbelaar 1995).

Rundbecken sind zylinderförmige Becken, die durch einen zentral gelagerten, rotierenden Arm durchmischt werden. Sie können aufgrund der ungleichmäßigen Durchmischung, die wegen der unterschiedlichen Umfangsgeschwindigkeiten entlang des rotierenden Arms entsteht, nur bis zu 1000 m² groß sein (Soeder 1972; Benemann 2013). Sie werden vorwiegend in Asien zur Produktion von *Chlorella* verwendet, jedoch aufgrund der begrenzten Skalierbarkeit nicht weiter erforscht.

Im peruanisch-deutschen Mikroalgenforschungsprojekt der 1970/80er Jahre wurde ein offenes Gerinne mit 30 cm Schichtdicke und einer Größe von 1000 m² errichtet, in dem die Algensuspension schwerkraftgetrieben in Serpentinen an Berghängen herabfließt, am tiefsten Punkt gesammelt und wieder hoch zum Beginn des Gerinnes gepumpt wird (Abb. 3.3 rechts). Nach der Einstellung der öffentlichen Förderung und dem Ende des Forschungsprojekts wurde dieser Reaktor nicht mehr verwendet oder weiter entwickelt (Heussler 1978c; Becker 1982; Heussler 1985a). Dreißig Jahre später rückte dieser Reaktortyp wieder in den Fokus und es wurde ein sehr ähnliches System vorgeschlagen (Davis 2016) und ein Hybrid mit einem *Raceway Pond* entwickelt (Crowe 2012).

Der CO_2-Eintrag erfolgt in aktiv durchmischten tiefen Reaktoren oft in Vertiefungen quer zum Gerinne, durch die die Algensuspension geleitet wird. Dabei kommen unterschiedlichste CO_2-Eintragssysteme zum Einsatz, beispielsweise Venturi-Düsen, Membranen oder poröse Begasungsschläuche (Warner 2012). Außerdem werden Abdeckungen der Algensuspension verwendet, unter denen sich eine mit CO_2 angereicherte Atmosphäre befindet (Heussler 1985a; Vasquez 1985; de Vree 2015).

Aktiv durchmischte flache Reaktoren

In flachen aktiv durchmischten Reaktoren beträgt die Schichtdicke der Algensuspension nur wenige Millimeter, wodurch aufgrund der hohen Lichtverfügbarkeit hohe Zelldichten erreichbar sind. Der CO_2-Eintrag erfolgt üblicherweise im Pumpentrakt. Da derartige Flachgerinnereaktoren im Zentrum der vorliegenden Arbeit stehen, werden sie im folgenden Kapitel detailliert betrachtet.

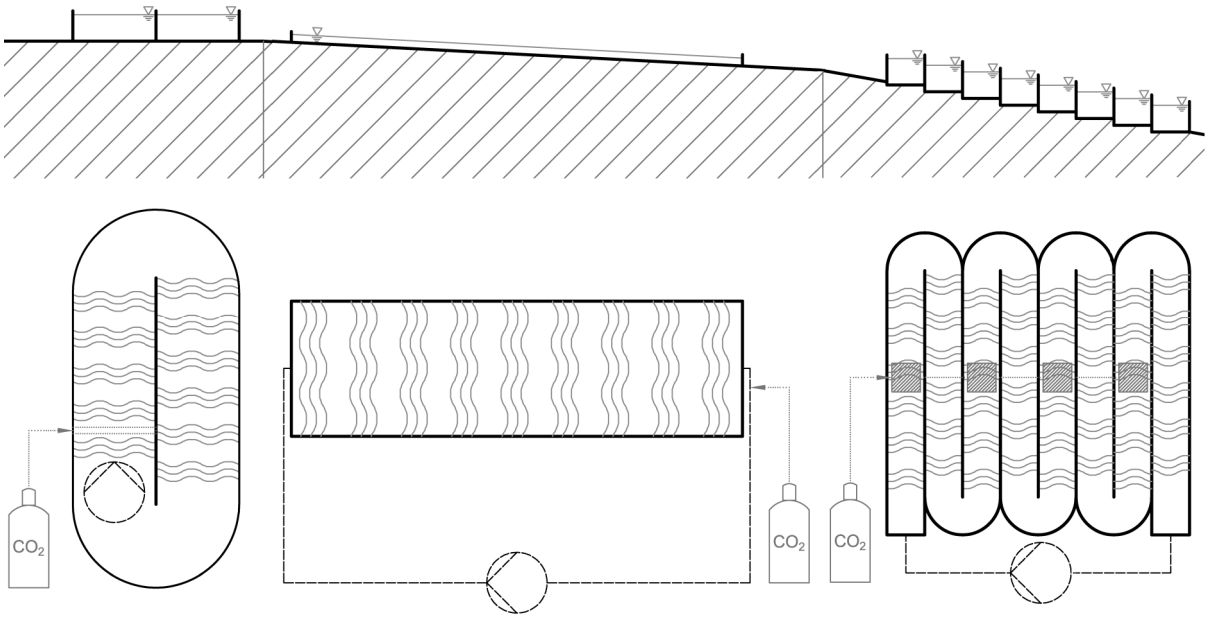


Abb. 3.3 Prinzipskizzen dreier aktiv durchmischter Reaktortypen. Oben: Querschnitt. Unten: Draufsicht. *Raceway Ponds* (links) sind üblicherweise mit einem Schaufelrad zur Durchmischung ausgestattet und besonders für ebenes Gelände geeignet, der CO_2-Eintrag wird oft in einer Vertiefung nahe des Schaufelrads vorgenommen. Flache (Mitte) und tiefe (rechts) Gerinne sind meist mit Kreiselpumpen ausgestattet und eignen sich für Gelände unterschiedlicher Gefälle. Der CO_2-Eintrag wird in flachen Gerinnen im Regelfall im Pumpentrakt vorgenommen, in tiefen Gerinnen durch schwimmende Abdeckungen, unter denen eine hohe Konzentration von gasförmigem CO_2 vorliegt.

3.3 Flachgerinnereaktoren

In diesem Kapitel wird zunächst kurz die Historie der Erforschung von Flachgerinnereaktoren vorgestellt. Anschließend wird eine empirische Gleichung zur Beschreibung der Strömung in offenen Gerinnen sowie die Berechnung der Reynolds-Zahl und des hydraulischen Leistungseintrags erläutert. Schließlich wird eine Methode zur Analyse der Strömung in Reaktoren mit vollständiger Kreislaufführung anhand des Verweilzeitspektrums und dem Modell der axialen Dispersion vorgestellt.

3.3.1 Historie

Flachgerinnereaktoren wurden in den 1960er Jahren in Třeboň (Tschechien) entwickelt (Šetlík 1970; Doucha 2014). In Abb. 3.3 (Mitte) ist der grundlegende Aufbau eines Flachgerinnereaktors dargestellt. Am höchsten Punkt des Reaktors wird die hochgepumpte Algensuspension

gleichmäßig auf dem nachfolgenden Gerinne verteilt. Anschließend strömt sie schwerkraftgetrieben in einer dünnen Flüssigkeitsschicht über das geneigte Gerinne. Mit Verbindungselementen können dabei zwei Gerinne mit entgegengesetzten Neigungen gekoppelt werden, sodass die Fließrichtung umgekehrt wird und die Algensuspension über das zweite Gerinne zurück zur Pumpe fließt. Am niedrigsten Punkt des Reaktors wird die Algensuspension in einem Sammelbecken aufgefangen und wieder zur Pumpe geleitet.

Das ursprüngliche Ziel der Forscher in Třeboň war, im Sommer – wenn Gewächshäuser nicht zur Produktion von Pflanzen benötigt werden – deren geneigte Glasdächer zur Produktion von Mikroalgen zu nutzen, indem die Algensuspension darüber geleitet wird (Šetlík 1970). Zur Erprobung dieses Konzepts wurden offene Gerinne aus Stahl und Glas mit einer Neigung von 3 % angefertigt (Größe 900 m²). Die Schichtdicken betrugen 4–5 cm und wurden durch Aufstauung der Algensuspension an regelmäßig installierten Strömungsbrechern eingestellt. Die Fließgeschwindigkeit der Algensuspension auf den Gerinnen betrug 8 cm s^{-1}, die mit *Scenedesmus* beobachtete Biotrockenmassekonzentration lag bei 2 g L^{-1}. Es stellte sich jedoch heraus, dass die Reinigung der Gerinne und Strömungsbrecher sehr aufwendig war. Daher wurde ein überarbeiteter Flachgerinnereaktor entwickelt, bei dem die Gerinneneigung nur noch 1,7 % betrug (Größe 224 m²). Dieser Flachgerinnereaktor wurde ohne Strömungsbrecher betrieben (Doucha 1995). Im tschechischen und griechischen Sommer wurden mit *Scenedesmus* und *Chlorella* Zelldichten bis zu 45 g L^{-1} beobachtet. Dabei betrug die Schichtdicke 6–8 mm und die Fließgeschwindigkeit 50–60 cm s^{-1} (Doucha 2009). Auch bei diesem Reaktor bestand das Gerinne aus Glas und Stahl. Die Untersuchung von Flachgerinnereaktoren erfolgte bislang ausschließlich durch die Forschungsgruppe aus Třeboň, teilweise in Kooperation mit Wissenschaftlern aus Kuwait, Italien und Spanien (Balloni 1981; Prokop 1984; Jerez 2014; Jerez 2016). Zeitweise wurden Flachgerinnereaktoren in Bulgarien zur kommerziellen Produktion von Mikroalgen eingesetzt (Soeder 1972).

3.3.2 Berechnung offener Gerinneströmungen

In diesem Kapitel werden Methoden zur Berechnung wichtiger Kennwerte offener Gerinneströmungen vorgestellt. Dies umfasst die empirische Fließformel nach Manning, die Reynolds-Zahl und den hydraulischen Leistungseintrag.

Fließformel nach Manning

Zur Beschreibung der Strömung in offenen Gerinnen wird in der wasserbaulichen Praxis häufig die empirische Fließformel nach Manning verwendet. Diese setzt Gerinneneigung, Volumenstrom, Fließgeschwindigkeit und Schichtdicke in Relation. Zur Berücksichtigung unterschiedlicher Gerinnebodenformen wird ein Rauheitsbeiwert verwendet (Oswald 1988). Die Fließgeschwindigkeit berechnet sich nach Manning wie folgt:

$$u = \frac{R^{2/3} \cdot \sqrt{S}}{n} \qquad 3.1$$

mit u Fließgeschwindigkeit, m s^{-1}

R Hydraulischer Radius, m

S Gerinneneigung (engl. *slope*), m m^{-1}

n Rauheitsbeiwert, s m$^{-1/3}$

Der in Gleichung 3.1 benötigte *hydraulische Radius* ist als Verhältnis der durchströmten Querschnittsfläche und des benetzten Umfanges definiert. Zur Vereinfachung wird in flachen Gerinnen oft angenommen, dass die Schichtdicke h gegenüber der Gerinnebreite b vernachlässigbar klein ist ($h \ll b$). Dann gilt in flachen Gerinnen mit annähernd rechteckigem Querschnitt für den hydraulischen Radius R:

$$R = \frac{A}{U} = \frac{b \cdot h}{b + 2 \cdot h} \overset{h \ll b}{\approx} h \qquad 3.2$$

mit A Strömungsquerschnitt, m^2

U Benetzter Umfang, m

h Schichtdicke, m

b Breite des Gerinnes, m

Der zur Einstellung einer gewünschten Schichtdicke benötigte Volumenstrom $\dot{V}$ beträgt:

$$\dot{V} = A \cdot u = (b \cdot h) \cdot u = (b \cdot h) \cdot \frac{R^{2/3} \cdot \sqrt{S}}{n} \overset{h \ll b}{\approx} \frac{b \cdot h^{5/3} \cdot \sqrt{S}}{n} \qquad 3.3$$

mit $\dot{V}$ Volumenstrom, m^3 s^{-1}

Umgekehrt lassen sich bei gegebenem Volumenstrom $\dot{V}$ die Schichtdicke h und mittlere Fließgeschwindigkeit u nach den folgenden Gleichungen berechnen:

$$h = \left(\frac{\dot{V} \cdot n}{b \cdot \sqrt{S}}\right)^{3/5} \qquad 3.4$$

$$u = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{b \cdot h} = \frac{\dot{V}}{b} \cdot \left(\frac{b \cdot \sqrt{S}}{\dot{V} \cdot n}\right)^{3/5} = \left(\frac{\dot{V}}{b}\right)^{2/5} \cdot \left(\frac{\sqrt{S}}{n}\right)^{3/5} \qquad 3.5$$

Der Rauheitsbeiwert n variiert je nach Gerinnematerial und Beschaffenheit der Oberfläche, auf der das Gerinnematerial aufgelegt ist. In der vorliegenden Arbeit wird der Rauheitsbeiwert n = 0,008 s m$^{-1/3}$ verwendet, der nach Oswald (1988) für Gerinne aus glattem Kunstoff gilt, die auf glattem betonierten Untergrund installiert sind.

Reynolds-Zahl in offenen Gerinnen

In offenen Gerinnen wird der hydraulische Durchmesser als charakteristische Länge zur Berechnung der Reynolds-Zahl Re verwendet. Für flache Gerinne gilt daher mit Gleichung 3.2:

$$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot h}{\eta} = \frac{u \cdot h}{\nu} \qquad 3.6$$

mit	Re	Reynolds-Zahl, -
	ρ	Dichte der Flüssigkeit, kg m^{-3}
	η	Dynamische Viskosität der Flüssigkeit, kg m^{-1} s^{-1}
	ν	Kinematische Viskosität der Flüssigkeit, m^{2} s^{-1}

Die Einordnung der Strömungsform anhand der Reynolds-Zahl wird in offenen Gerinnen wie folgt vorgenommen (French 1987):

$Re \leq 500$	Laminare Strömung
$500 < Re < 12500$	Übergangsbereich zwischen laminarer und turbulenter Strömung
$Re \geq 12500$	Turbulente Strömung

Hydraulischer Leistungseintrag in Flachgerinnereaktoren

Um ein Fluid der Dichte ρ mit dem Volumenstrom $\dot{V}$ um eine Höhe ΔH zu heben, wird eine Leistung P nach Gleichung 3.7 benötigt:

$$P = \rho \cdot \dot{V} \cdot g \cdot \Delta H \qquad 3.7$$

mit P Leistung, W

g Erdbeschleunigung, m s^{-2}

ΔH Höhendifferenz, m

Bezieht man Gleichung 3.7 auf die Fläche des Reaktors, so ergibt sich – unter Vernachlässigung der Flächen der Einlauf-, Wende- und Sammelbecken, die gegenüber der Gerinnefläche nur sehr klein sind – Gleichung 3.8:

$$\frac{P}{A_{\text{Gerinne}}} = \frac{\rho \cdot \dot{V} \cdot g \cdot \Delta H}{b \cdot l} = \rho \cdot g \cdot \left(\frac{\dot{V}}{b}\right) \cdot \left(\frac{\Delta H}{l}\right) \qquad 3.8$$

mit A_{Gerinne} Fläche des Gerinnes (Produkt aus Länge und Breite des Gerinnes), m^2

l Länge des Gerinnes, m

Der flächenbezogene hydraulische Leistungseintrag wird demnach durch den auf die Gerinnebreite normierten Volumenstrom und die auf die Gerinnelänge normierte Höhendifferenz beeinflusst. Der Volumenstrom kann mit einer geeigneten Ansteuerung der Pumpe eingestellt werden, die Höhendifferenz ist hingegen aufgrund der Reaktorkonstruktion vorgegeben.

In Abb. 3.4 ist die gesamte Höhendifferenz skizziert. Sie setzt sich zusammen aus den Höhendifferenzen aufgrund der Gerinneneigung und den übrigen Höhendifferenzen im Reaktor, die aus den summierten Höhensprüngen zwischen den Reaktormodulen resultieren (Gleichung 3.9).

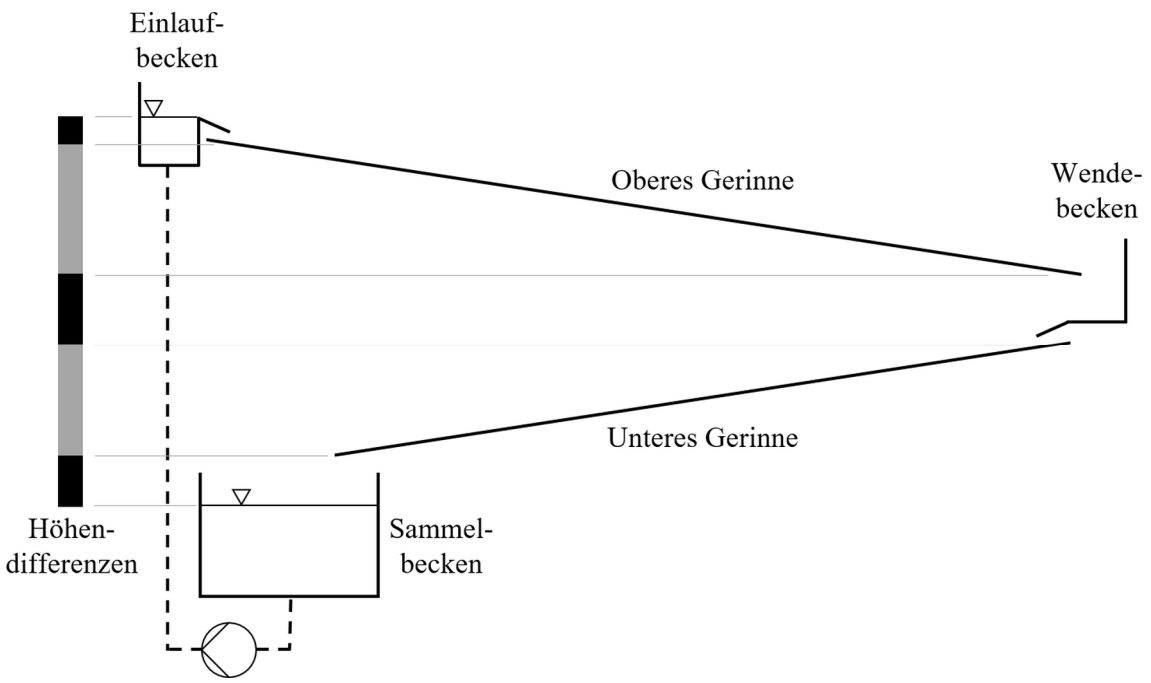


Abb. 3.4 Schematische Darstellung der Höhendifferenzen (links) in einem Flachgerinnereaktor (rechts, seitliche Ansicht), die den hydraulischen Leistungseintrag beeinflussen. Grau gezeichnete Höhendifferenzen werden durch die Gerinneneigung verursacht, schwarz gezeichnete Höhendifferenzen werden durch Höhensprünge verursacht.

$$\frac{\Delta H_{\text{Gesamt}}}{l} = \frac{\Delta H_{\text{Gerinne}} + \Delta H_{\text{Höhensprünge}}}{l} = S + \frac{\Delta H_{\text{Höhensprünge}}}{l} \qquad 3.9$$

mit $\Delta H_{\text{Höhensprünge}}$ Summe der Höhensprünge zwischen Reaktormodulen (Abb. 3.4):

- Einlaufbecken → Oberes Gerinne
- Oberes Gerinne → Wendebecken → Unteres Gerinne
- Unteres Gerinne → Sammelbecken

Der Einfluss der Höhensprünge auf den hydraulischen Leistungseintrag wird entsprechend Gleichung 3.8 und Gleichung 3.9 durch die Gerinnelänge definiert. Dabei liegt ein hyperbolischer Zusammenhang vor:

$$\frac{P}{A_{\text{Gerinne}}} = \rho \cdot g \cdot \left(\frac{\dot{V}}{b}\right) \cdot \left(S + \frac{\Delta H_{\text{Höhensprünge}}}{l}\right) \qquad 3.10$$

Die durch die Höhensprünge verursachte prozentuale Zunahme ξ des hydraulischen Leistungseintrags gegenüber dem allein durch die Gerinne bedingten hydraulischen Leistungseintrag beträgt demnach:

$$\xi = \frac{\Delta H_{\text{Höhensprünge}}}{S \cdot l} \tag{3.11}$$

Damit gilt:

$$\frac{P}{A_{\text{Gerinne}}} = \rho \cdot g \cdot \left(\frac{\dot{V}}{b}\right) \cdot S \cdot (1 + \xi) \tag{3.12}$$

3.3.3 Verweilzeitspektrum und Modell der axialen Dispersion

Zur Untersuchung der Durchmischung in realen Reaktoren kann die Verweilzeit von infinitesimalen Fluidelementen in Reaktoren untersucht werden. Die *mittlere hydraulische Verweilzeit* eines Fluidelements in einem Reaktor wird anhand des Volumenstroms $\dot{V}$ und des durchströmten Reaktorvolumens V berechnet:

$$\tau_{\text{hydr}} = \frac{V}{\dot{V}} \tag{3.13}$$

In der Realität weist jedoch nicht jedes Fluidelement dieselbe Verweilzeit auf. Bei Betrachtung mehrerer Fluidelemente ergeben sich vielmehr unterschiedliche Verweilzeiten. Dies kann durch das *Verweilzeitspektrum* beschrieben werden, das für die Durchmischung in einem Reaktor charakteristisch ist. Die folgenden Erläuterungen basieren, wenn nicht anders angegeben, auf den Publikationen von Levenspiel (1999) und Hagen (2017).

Zur Bestimmung des Verweilzeitspektrums eines Reaktors können Pulsexperimente durchgeführt werden. Dabei wird stoßartig eine Markierungssubstanz in den Reaktor gegeben und anschließend der zeitliche Verlauf der Verteilung der Markierungssubstanz im Reaktor beobachtet. So kann beispielsweise hochkonzentriertes Salzwasser in einen mit Süßwasser gefüllten Reaktor gegeben werden. Mittels einer am Ausgang des Reaktors positionierten Salinitätssonde kann anschließend gemessen werden, zu welchem Zeitpunkt welcher Anteil des Salzwasserpulses den Reaktor durchströmt hat.

Zur Berechnung des Verweilzeitspektrums E_t anhand eines Pulsexperimentes wird das zeitlich aufgelöste Signal der Salinitätssonde $c(t)$ durch das zeitliche Integral des Salinitätssignals geteilt und somit die Fläche unter der Kurve auf 1 normiert:

$$E(t) = E_t = \frac{c(t)}{\int_0^\infty c(t)\,\mathrm{d}t} \qquad 3.14$$

Die *mittlere Verweilzeit* $\bar{t}$ unterscheidet sich bei einem unsymmetrischen Verweilzeitspektrum von der bereits bekannten mittleren hydraulischen Verweilzeit τ_{hydr} (Gleichung 3.13) und berechnet sich anhand des *ersten Moments* des Salinitätssignals:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^\infty t \cdot c(t)\,\mathrm{d}t}{\int_0^\infty c(t)\,\mathrm{d}t} \qquad 3.15$$

Mit der mittleren Verweilzeit $\bar{t}$ wird die dimensionsbehaftete Zeit t in die dimensionslose Zeit Θ umgerechnet, damit das dimensionslose Verweilzeitspektrum E_Θ bestimmt werden kann:

$$\Theta = \frac{t}{\bar{t}} \qquad 3.16$$

$$E(\Theta) = E_\Theta = \bar{t} \cdot E_t \qquad 3.17$$

Das Verweilzeitspektrum E_Θ ist unabhängig von den Gegebenheiten, unter denen das Pulsexperiment durchgeführt wurde. Es eignet sich daher zum Vergleich der Durchmischung in unterschiedlichen Reaktoren oder bei unterschiedlichen Betriebspunkten von Reaktoren.

Flachgerinnereaktoren können aufgrund ihrer langen Gerinne in erster Näherung als *Strömungsrohrreaktoren* betrachtet werden. Ideale Strömungsrohrreaktoren weisen die Strömungsform der Pfropfenströmung auf, bei der keinerlei Rückvermischung während der Durchströmung des Rohrreaktors stattfindet. In realen Strömungsrohrreaktoren findet jedoch eine gewisse Rückvermischung statt, beispielsweise durch Wandreibung. Das *Modell der axialen Dispersion* ermöglicht die mathematische Beschreibung solcher Strömungsformen.

Im axialen Dispersionsmodell wird angenommen, dass eine Pfropfenströmung mit einem gewissen Anteil von Rückvermischung (*Dispersion*) in Richtung der Strömung (*axial*) überlagert ist. Das Ausmaß der Dispersion entlang der Ortskoordinate x wird dabei mittels einer

Analogie zum 2. Fick'schen Diffusionsgesetz beschrieben, indem der *axiale Dispersionskoeffizient* D_{ax} eingeführt wird:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_{\mathrm{ax}} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \qquad 3.18$$

In dimensionsloser Form (Ortskoordinate $z = (u \cdot t + x) \cdot L^{-1}$, Strömungsgeschwindigkeit u) wird das axiale Dispersionsmodell durch folgende Differentialgleichung beschrieben:

$$\frac{\partial c}{\partial \Theta} = \left(\frac{D_{\mathrm{ax}}}{u \cdot L}\right) \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} - \frac{\partial c}{\partial z} \qquad 3.19$$

Der reziproke Wert der in der Differentialgleichung enthaltenen dimensionslosen Kennzahl wird als *Bodenstein-Zahl (Bo)* bezeichnet:

$$Bo = \frac{u \cdot L}{D_{\mathrm{ax}}} \qquad 3.20$$

Die Bodenstein-Zahl beschreibt das Ausmaß der axialen Dispersion. Es gilt:

$Bo \rightarrow 0$ Hohe axiale Dispersion, also starke Rückvermischung

$Bo \rightarrow \infty$ Geringe axiale Dispersion, also reine Pfropfenströmung

Für offene Randbedingungen, also ungehinderte Dispersion am Anfang und Ende des Reaktors, kann die Differentialgleichung analytisch gelöst werden und man erhält das Verweilzeitspektrum E_{Θ} mit:

$$E(\Theta) = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{\frac{Bo}{\pi}} \cdot \exp\left(-Bo \cdot \frac{(1-\Theta)^2}{4 \cdot \Theta}\right) \qquad 3.21$$

In Abb. 3.5 ist das Verweilzeitspektrum nach Gleichung 3.21 bei drei verschiedenen Bodenstein-Zahlen dargestellt. Je niedriger die Bodenstein-Zahl, desto größer die axiale Dispersion und die Asymmetrie der Kurve: Die Zeitkoordinate des Maximums der Kurve nimmt ab, während ein markanter auslaufender Abschnitt der Kurve bei hohen Θ entsteht.

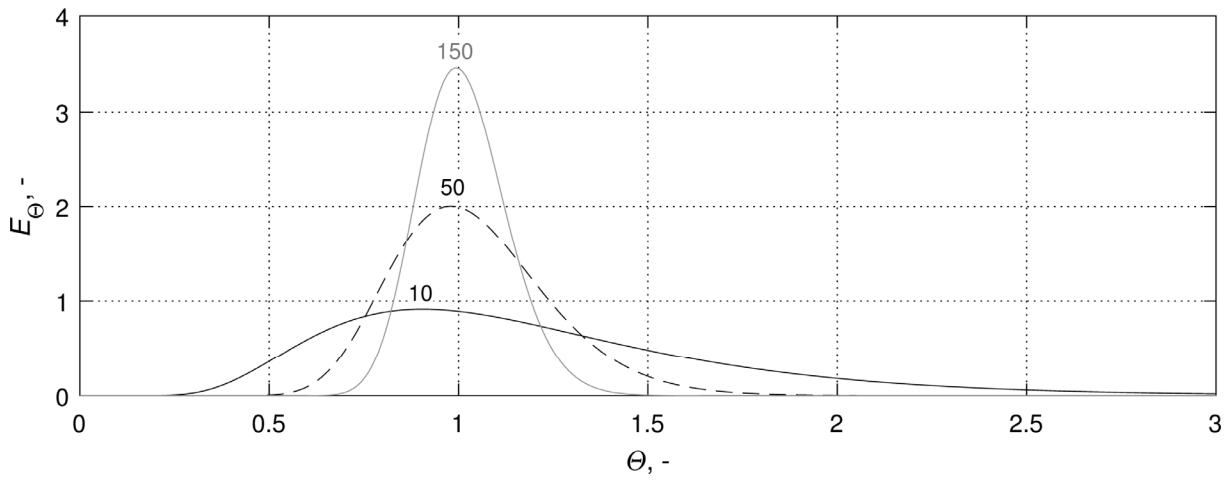


Abb. 3.5 Verweilzeitspektrum nach dem axialen Dispersionsmodell bei drei verschiedenen Bodenstein-Zahlen (10, 50, 150).

Aufgrund der vollständigen Kreislaufführung der Flüssigkeit in den Flachgerinnereaktoren überlagern sich bei Betrachtung mehrerer Reaktorumläufe des Pulses die Verweilzeitspektren jedes Umlaufes. Bei vollständiger und endloser Kreislaufführung wird das gesamte Verweilzeitspektrum durch folgende Gleichung beschrieben (Harrell 1968; Miller 1981):

$$E(\Theta) = \sum_{j=1}^{\infty} \frac{1}{2} \cdot \sqrt{\frac{Bo}{\pi \cdot \Theta}} \cdot \exp\left(-Bo \cdot \frac{(j-\Theta)^2}{4 \cdot \Theta}\right) \qquad 3.22$$

Die Mischzeit Θ_α, nach der eine Homogenität von α % im Flachgerinnereaktor erreicht ist, berechnet sich wie folgt (Miller 1981):

$$\Theta_\alpha = \frac{-\ln\left(\frac{1}{2} \cdot \left(1 - \frac{\alpha}{100}\right)\right)}{4 \cdot \pi^2} \cdot Bo \qquad 3.23$$

In Abb. 3.6 ist das nach Gleichung 3.22 berechnete Verweilzeitspektrum von zwei Flachgerinnereaktoren mit unterschiedlichen Bodenstein-Zahlen nach Zugabe eines Salzwasser-Pulses dargestellt. Anhand der wiederholten Passage des Salzpulses an der Messposition ist die fortschreitende Rückvermischung erkennbar. Im Reaktor mit der niedrigeren Bodenstein-Zahl liegt eine hohe axiale Dispersion vor und die Maxima der einzelnen Umläufe überlagern sich deutlich. Im Reaktor mit der hohen Bodenstein-Zahl ist die axiale Dispersion gering – die Strömungsform ist ähnlich einer Pfropfenströmung und die ersten

beiden Maxima sind klar voneinander abgegrenzt. In Flachgerinnereaktoren ist eine hohe axiale Dispersion wünschenswert, da dadurch die Einstellung gleichmäßiger Wachstumsbedingungen im gesamten Reaktor gefördert wird.

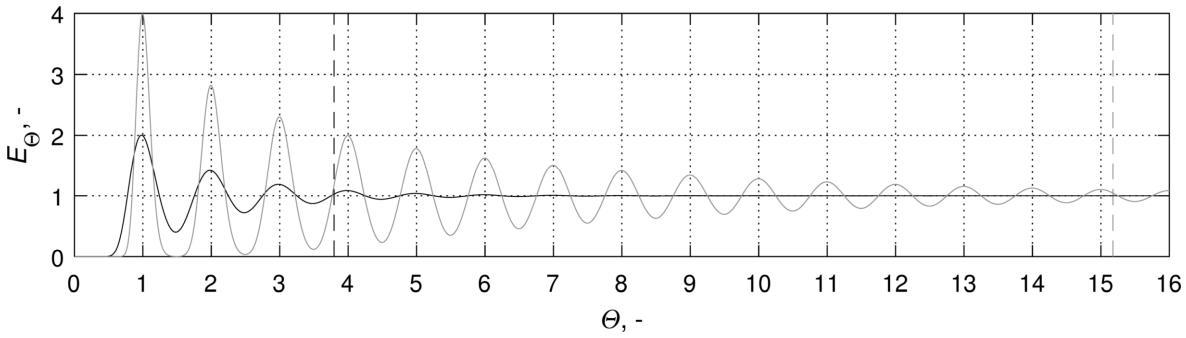


Abb. 3.6 Verweilzeitspektren E_Θ von zwei Flachgerinnereaktoren mit unterschiedlichen Bodenstein-Zahlen (schwarz: Bo = 50, grau: Bo = 200) nach Zugabe eines Salzwasser-Pulses. Senkrechte gestrichelte Linien: Mischzeiten $\Theta_{90\%}$.

4 Material und Methoden

4.1 Algentechnikum

Alle experimentellen Untersuchungen erfolgten in dem *Algentechnikum* (Abb. 4.1), das die Technische Universität München in Kooperation mit der Airbus Group auf dem Ludwig Bölkow Campus in Ottobrunn bei München (Deutschland) aufgebaut hat. Dieses Forschungsgebäude für photosynthetische Mikroorganismen ermöglichte eine kontrollierte Einstellung der Lufttemperatur, Luftfeuchte und Photonenflussdichte in drei separaten Klimasimulationshallen. Somit war es möglich, offene Photobioreaktoren unter den Umgebungsbedingungen verschiedener Orte zu untersuchen.

Abb. 4.1 Das Algentechnikum in Ottobrunn bei München (Ansicht von Süden). Das Dach war um 20° geneigt, um bei hohem Sonnenstand die Reflexion am Dachglas zu minimieren und eine effektive Durchströmung der Hallen mit Außenluft bei offenen Fenstern zu ermöglichen. Die Aufteilung in drei separate Klimasimulationshallen (je 20 m x 10 m Grundfläche) mit je einem Tor ist erkennbar. In der rechten Halle (Halle 3) sind die Fenster geöffnet (weitere Fenster befanden sich auf der gegenüberliegenden Seite der Hallen).

4.2 Klimasimulation

Die Klimasimulation umfasste die Sonnenlichtsimulation und die Luftklimasimulation. In Abb. 4.3 sind die Komponenten der Klimasimulation schematisch dargestellt.

Neue Sollwerte wurden minütlich an die Klimasimulationstechnik übermittelt. Die Istwerte der Sonnenlichtsimulation (solare und LED-Photonenflussdichte) wurden alle 5 s aufgezeichnet, die Istwerte der Luftklimasimulation (Temperatur, Luftfeuchte, Anlagenzustand) minütlich. Die verwendeten Zielklimata sind in Kapitel 5.3 vorgestellt.

Sonnenlichtsimulation

Die Sonnenlichtsimulation erfolgte durch Nutzung von Sonnenlicht und LED-Licht. Die LED-Anlage (FutureLED, Berlin, Deutschland) bestand aus 26 Segmenten (Abb. 4.2) mit je vier LED-Leuchten. In den Leuchten wurden acht verschiedenfarbige LED-Typen verwendet, die ein sonnenlichtähnliches Lichtspektrum im Wellenlängenbereich von 420–750 nm generierten. Die Anlage war auf eine maximale Photonenflussdichte von 1900 µmol m^{-2} s^{-1} bei einem Abstand von 25 cm ausgelegt.

Die Charakterisierung der Verteilung des LED-Lichts auf den Reaktoren wurde im Betriebsmodus *Direkte Sollwertvorgabe* durchgeführt, bei dem die LED-Anlage den vorgegebenen Sollwert der Photonenflussdichte emittierte. Alle anderen Untersuchungen wurden im Betriebsmodus *Sonnenlichtausgleich* durchgeführt. Dabei emittierte die LED-Anlage die Differenz zwischen der vorgegebenen Photonenflussdichte und einem definierten Anteil der am Dachspektrometer gemessenen solaren Photonenflussdichte. Der Anteil wurde nach experimenteller Untersuchung auf 31 % festgelegt (Kapitel 7.1.4). Das Dachspektrometer war in der mittleren Halle direkt unter dem Glasdach installiert.

Abb. 4.2 Zwei LED-Segmente der LED-Anlage im Algentechnikum. Die Segmente bestanden aus je vier parallelen wassergekühlten Leuchten. Der Abmessungen des Rahmens eines Segmentes betrugen 2,00 m x 2,30 m.

Luftklimasimulation

Die Luftklimasimulation erfolgte mittels natürlicher Konvektion (Fensteröffnung) und mechanischer Konvektion (raumlufttechnische Anlagen zur Konditionierung der Hallenluft).

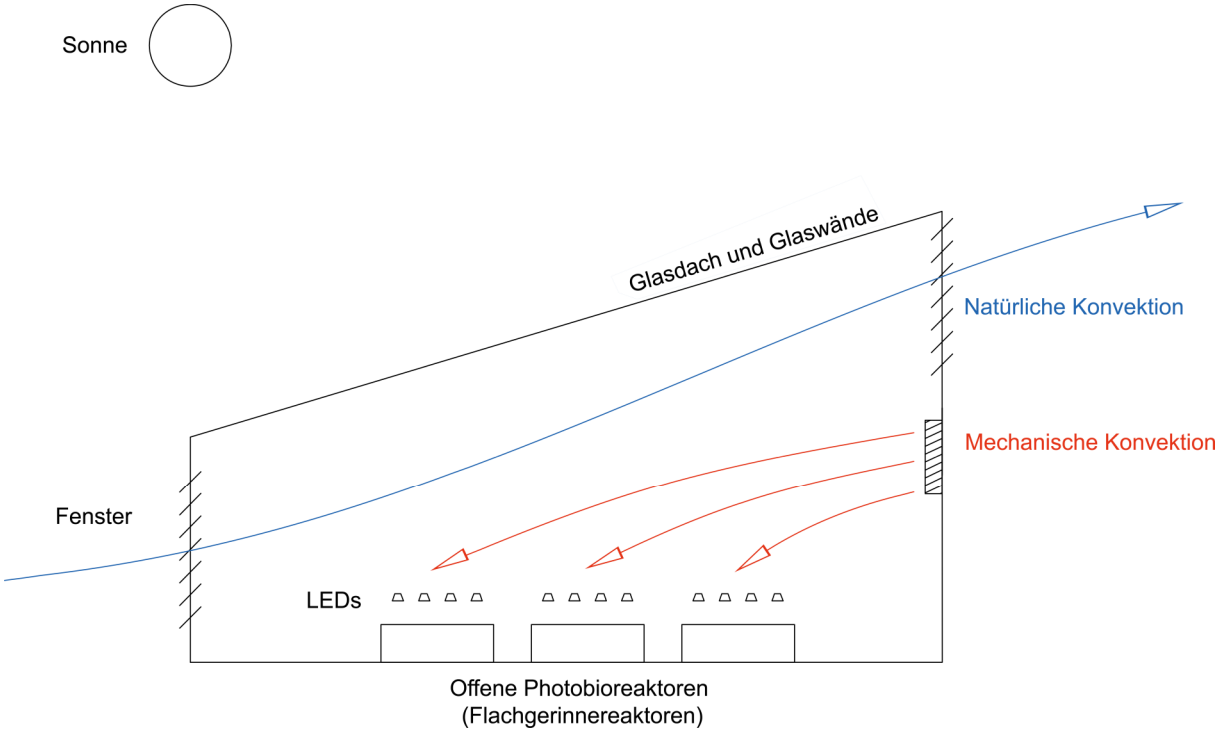


Abb. 4.3 Schematische Darstellung der Klimasimulation. Die Sonnenlichtsimulation erfolgte durch solares Licht und LED-Licht. Bei offenen Fenstern erfolgte eine Durchströmung der Hallen aufgrund natürlicher Konvektion. Bei aktiven raumlufttechnischen Anlagen erfolgte die Durchströmung der Hallen mittels mechanischer Konvektion. Dazu waren in den Hallen Zuluft- und Abluftkanäle verteilt.

4.3 *Nannochloropsis salina*

Alle Bioprozesse wurden mit der Mikroalge *Nannochloropsis salina* (Sammlung von Algenkulturen der Universität Göttingen, SAG 40.85) durchgeführt. Dieser marine Stamm wurde auf der Isle of Cumbrae in Schottland isoliert und weist sphärische Zellen mit 3–4 µm Durchmesser auf, die sich nicht zusammenlagern (Abb. 4.4). Das Wachstumsoptimum liegt bei pH 7,5–8,0 und 28 °C (Boussiba 1987). Pfaffinger (2017) führte eine ausführliche reaktionstechnische Charakterisierung der Wachstumskinetik von *Nannochloropsis salina* durch und stellte die in der vorliegenden Arbeit verwendeten Vorkulturen zur Verfügung.

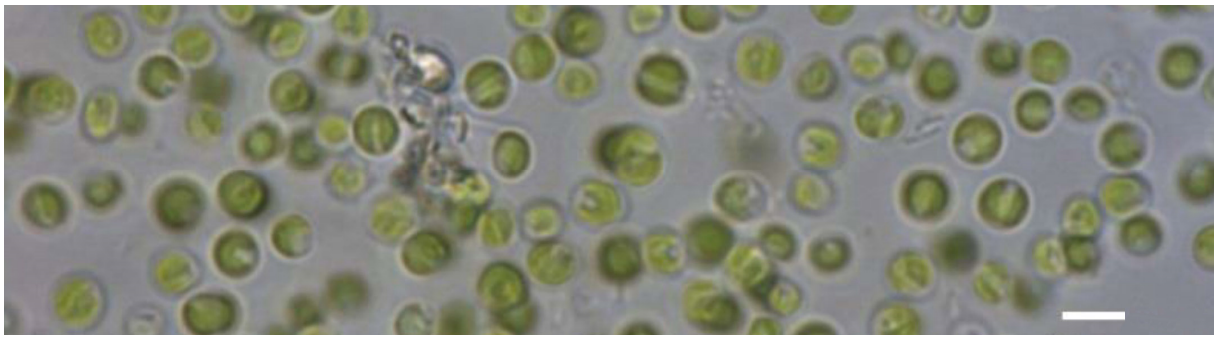


Abb. 4.4 Lichtmikroskopische Aufnahme von *Nannochloropsis salina.* Maßstabsbalken 4 µm.

4.4 Medien

Es wurde ein Inokulationsmedium und ein Zulaufmedium verwendet. Beide Medien basierten auf dem *Artificial Seawater* (ASW)-Medium von Boussiba (1987).

Inokulationsmedium

Das Inokulationsmedium entsprach mit einer Änderung dem ASW-Medium: Da Calciumchlorid eine der mengenmäßig größten Komponenten des Mediums ist, wurde auf das zusätzliche Calciumchlorid, das Teil der Spurenelementlösung des ASW-Mediums ist, verzichtet. In Tab. 4.1 ist die Zusammensetzung des verwendeten Inokulationsmediums dargestellt. Die Hauptkomponente (NaCl) wurde als wässrige Lösung in der gewünschten Konzentration durch den Soleerzeuger des Algentechnikums (ReichTank, Pürgen, Deutschland) bereitgestellt. Der Soleerzeuger war mit *Brezelsalz ohne Trennmittel* gefüllt (Art. 22690, Südsalz, Heilbronn, Deutschland, 99,9 % NaCl).

Tab. 4.1 Zusammensetzung des Inokulationsmediums.

Komponente	Konzentration im Medium, g L^{-1}
NaCl	27,0
$MgSO_4 \cdot 7\ H_2O$	6,6
$CaCl_2 \cdot 2\ H_2O$	1,5
KNO_3	1,0
KH_2PO_4	0,070
$FeCl_3 \cdot 6\ H_2O$	0,014
$Na_2EDTA \cdot 2\ H_2O$	0,021
Spurenelementlösung	1,0 mL L^{-1}

Die Spurenelementlösung (Tab. 4.2) wurde in Volumina von 5 L mit VE-Wasser vorbereitet und im Kühlschrank gelagert.

Tab. 4.2 Zusammensetzung der Spurenelementlösung.

Komponente	Konzentration im Medium, mg L^{-1}
$ZnCl_2$	40,0
H_3BO_3	600,0
$CuCl_2 \cdot 2\ H_2O$	40,0
$MnCl_2 \cdot 4\ H_2O$	629,0
$(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4\ H_2O$	370,0

Zulaufmedium

Um Nährstofflimitierungen der Algen zu vermeiden, wurden verbrauchte Nährstoffe während der Prozesse durch manuelle Zugabe eines Zulaufmediums aufgefüllt. Zur Entwicklung des Zulaufmediums wurden die Medienkomponenten des ASW-Mediums sowohl anhand des Redfield-Verhältnisses als auch mit Angaben aus der Literatur (Gualtieri 2004) hinsichtlich der Wahrscheinlichkeit bewertet, dass sie im Prozessverlauf limitierend werden. Darauf basierend

wurde das Zulaufmedium nur aus jenen Komponenten zusammengestellt, für die das Auftreten einer Limitierung als wahrscheinlich bewertet wurde. In Tab. 4.3 ist die Zusammensetzung des Zulaufmediums dargestellt.

Tab. 4.3 Zusammensetzung des Zulaufmediums.

Komponente	Konzentration im Medium, g L^{-1}
KNO_3	1,0
KH_2PO_4	0,070
$FeCl_3 \cdot 6\ H_2O$	0,014
$Na_2EDTA \cdot 2\ H_2O$	0,021
Spurenelementlösung	1,0 mL L^{-1}

4.5 Flachgerinnereaktoren

Es wurden neun Flachgerinnereaktoren (Bezeichnung: FGR 2–10) verwendet (Abb. 4.5). Der Aufbau der Reaktoren ist in Kapitel 6 beschrieben.

Die Reaktoren 4 und 5 (je 4 m² Grundfläche) dienten zur Bereitstellung des Inokulums und befanden sich in Halle 2. Die Reaktoren 2, 3, 6–9 (je 8 m² Grundfläche) wurden in den meisten Untersuchungen in dieser Arbeit verwendet und befanden sich in Halle 1. Der Reaktor 10 (50 m² Grundfläche) befand sich in Halle 3.

Die 8 m²-Reaktoren wiesen unterschiedliche Gerinnematerialien auf (Kapitel 6.2.2 und 9.1):

- Reaktoren 2, 3, 6, 7: Festes Gerinne
- Reaktoren 8, 9: Teichfoliengerinne

Die an den Flachgerinnereaktoren verwendeten Bauteile sind in Tab. 4.4 zusammengefasst.

Tab. 4.4 Bauteile der Flachgerinnereaktoren. Abkürzungen: D, Deutschland; CH, Schweiz.

Bauteil	Produkt und Hersteller/Lieferant
Reaktorbecken und feste Gerinne	PE-HD 10 mm, Rauch, Feldkirchen, D
Teichfolie	PE-Bändchenfolie 320 g m^{-2}, Daedler, Trittau, D
Reaktorgestell	Aluminiumprofile 80x80E/L, Alvarís, Suhl, D
Drahtgitter-Auflagefläche für Teichfolie	PS3030KFE, 30/3 mm, Mutanox, Berlin, D
Dreiwegehahn	PVC-Welt, Pegnitz, D
Pumpschlauch	Rauspiraflex Liquitec, Rehau, Rehau, D
Pumpe	MKPG, Ventaix, Monschau, D
Volumenstromsensor	MIK, Kobold, Hofheim, D
Frequenzumrichter	Movitrac LTE-B, SEW Eurodrive, Bruchsal, D
pH-Transmitter	ecoTrans pH 03, Jumo, Fulda, D
pH/Temperatur-Sonde	tecLine 201020/51-18-04-18-120, Jumo, Fulda, D
Magnetventil Verdunstungsausgleich	Typ 52, Gemü, Ingelfingen, D
Füllstandssensor	LFFS, Baumer, Friedberg, D
CO_2-Massendurchflussregler	red-y smart, Voegtlin, Aesch, CH
CO_2-Zugabeschlauch	Solvocarb, Linde, Pullach, D
Analog/Digital-Wandler	U6, Labjack, Lakewood, CO, USA
Programmiersprache Prozessleitsystem	Labview 2015, National Instruments, Austin, TX, USA

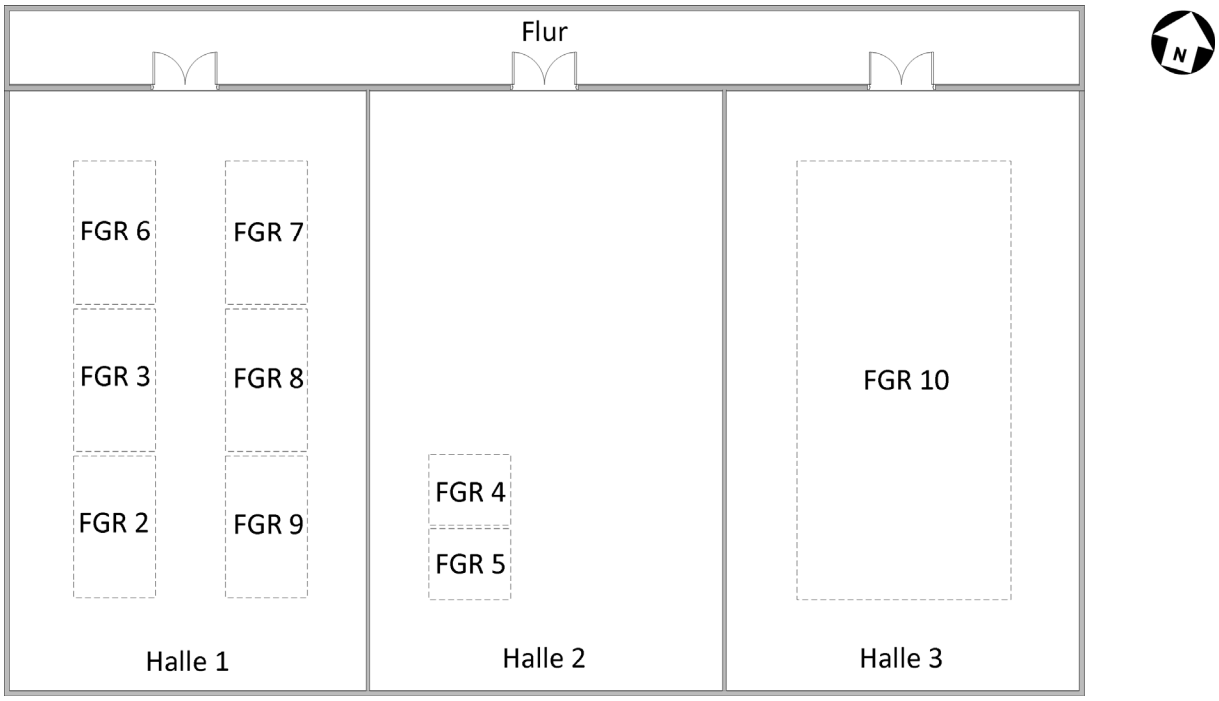


Abb. 4.5 Positionen der verwendeten Flachgerinnereaktoren (FGR) in den drei Hallen des Algentechnikums.

Satzprozesse

Die Bezeichnung *Satzprozesse* bezieht sich darauf, dass das Reaktionsvolumen stets konstant war. Während der Satzprozesse erfolgten folgende Transporte aus dem und in den Reaktor:

- Transport aus dem Reaktor
  - Verdunstung von Wasser
  - Ausgasung von CO_2

- Transport in den Reaktor
  - Automatische Wasserzugaben zum Verdunstungsausgleich (Kapitel 8.1)
  - Automatische CO_2-Zugabe durch pH-Regelung
  - Photoneneintrag entsprechend der Tagesganglinien der Zielklimata (Kapitel 5.3)
  - Intermittierende manuelle Nährstoffzugaben

Unmittelbar vor dem Beginn der Satzprozesse erfolgte eine manuelle und eine chemische Reinigung der Reaktoren. Dazu wurden die Reaktoren mit Schwämmen und warmem Leitungswasser gereinigt. Anschließend wurde Leitungswasser im Reaktor zirkuliert und

Salzsäure zugegeben. Diese saure Reinigungslösung (0,1 mol L^{-1} HCl) wurde über einen Zeitraum von 20 min im Reaktor zirkuliert. Nach Ablauf dieser Zeit wurde die Säure durch Zugabe von Natriumhydroxid neutralisiert und eine Konzentration von 0,01 mol L^{-1} NaOH eingestellt. Diese basische Reinigungslösung wurde über einen Zeitraum von 3 h im Reaktor zirkuliert. Abschließend erfolgte eine Neutralisation der basischen Lösung durch Zugabe von CO_2 auf pH 9. Die neutralisierte Lösung wurde in das Abwassernetz geleitet.

Beim Beginn der Satzprozesse wurde Inokulationsmedium im Reaktor vorgelegt und zirkuliert. Die Basis des Inokulationsmediums bildete Salzwasser, das durch den Soleerzeuger des Algentechnikums in gewünschter Konzentration bereitgestellt und in das Sammelbecken des Reaktors geleitet wurde. Die weiteren Komponenten des Inokulationsmediums wurden anschließend in das zirkulierende Salzwasser gegeben. Die Inokulation erfolgte nachmittags auf eine Biotrockenmassekonzentration von 0,3 g L^{-1} (8 m²-Reaktor) beziehungsweise 1 g L^{-1} (50 m²-Reaktor). Die Algensuspension wurde ununterbrochen (tagsüber und nachts) zirkuliert.

Um Nährstofflimitierungen zu vermeiden, wurde konzentriertes Zulaufmedium manuell in das Sammelbecken gegeben, sobald die Nitratkonzentration unter 2 g L^{-1} gefallen war. Die Konzentration des Zulaufmediums wurde anhand einer Prozessimulation in Matlab (Mathworks, Natick, Massachusetts, USA) so berechnet, dass die Nitratkonzentration über einen Zeitraum von mindestens zwei Tagen über 2 g L^{-1} lag. Die Prozessimulation berechnete dafür den Stickstoffverbrauch anhand von geschätzten Wachstumsraten und einem Stickstoffverbrauchskoeffizient von $0{,}09\ g_N\ g_{BTM}^{-1}$. Im 8 m²-Reaktor wurden die Komponenten des konzentrierten Zulaufmediums in flüssiger Form (in 1 L Wasser gelöst) hinzugegeben, im 50 m²-Reaktor aufgrund der großen Mengen in fester Form.

Vor jedem Experiment erfolgte eine Kalibrierung der pH/Temperatur-Sonde mittels einer Zweipunktkalibrierung des pH bei pH 7 und pH 10 (HI 7007 und HI 7010, Hanna Instruments, Woonsocket, USA) sowie einer Einpunktkalibrierung der Temperatur mit einem kalibrierten Thermometer (HI 98509, Hanna Instruments, Woonsocket, USA). Während der Experimente wurde der online gemessene pH regelmäßig durch offline-Messungen überprüft (HandyLab 100, SI Analytics, Mainz, D). Dabei wurde auch nach mehreren Wochen nur eine geringe Abweichung von maximal pH 0,2 beobachtet. Der pH wurde mittels der CO_2-Massendurchflussrate als Stellgröße auf pH 8,5 geregelt. Diese Regelung wurde mit dem PID-Algorithmus von Labview realisiert (Parameter $K_c = -5$, $T_i = 1$, $T_d = 0{,}1$). Die Temperatur der

Algensuspension wurde gemessen, aber nicht geregelt. Die kombinierte pH/Temperatursonde war im Sammelbecken positioniert. Die Prozessgrößen Temperatur, pH, Volumenstrom und CO_2-Massendurchflussrate wurden alle 30 s in einer SQL-Datenbank aufgezeichnet. Zugaben von Wasser zum Verdunstungsausgleich wurden in der Datenbank aufgezeichnet, sobald sie sich ereigneten. Zum Verdunstungsausgleich wurde Leitungswasser (Trinkwasser) verwendet.

Die Vorgehensweise bei dem Prozess, der als Satzprozess gestartet und nach einigen Tagen auf semikontinuierliche Prozessführung umgestellt wurde, ist in dem entsprechenden Kapitel beschrieben (Kapitel 9.2.2).

Vorkulturbereitstellung

Die Reaktoren 4 und 5 wurden dauerhaft mit je 40 L Volumen zur Vorkulturbereitstellung von *Nannochloropsis salina* betrieben. Die Vorkulturen waren stets in der exponentiellen Wachstumsphase, da sie bei Erreichen einer optischen Dichte bei 750 nm (OD_{750}) von 20 mit Inokulationsmedium auf eine $OD_{750} = 1$ verdünnt wurden. Dabei wurde der spanische Sommertag (Kapitel 5.3) mit zwei Änderungen simuliert: Eine Reduktion der Photonenflussdichte um 80 %, um die dünnen Algenkulturen vor zu hohen Photonenflussdichten zu schützen, und eine minimale nächtliche Lufttemperatur von 22 °C, um kühle Reaktortemperaturen am Vormittag zu vermeiden, wenn die Photonenflussdichte zunimmt. Das Wachstum der Vorkulturen wurde anhand einer täglichen Messung der optischen Dichte sowie Messung im Durchflusszytometer beobachtet, um den nächsten Verdünnungszeitpunkt abzuschätzen und das Wachstum von Kontaminanten zu verfolgen. Zudem erfolgte einmal täglich eine Messung der Salinität und eine Bestimmung der Nitratkonzentration. Durch regelmäßige Zugabe von Zulaufmedium wurde letztere über 1-2 g L^{-1} gehalten, um einer Nährstofflimitierung vorzubeugen. Der pH wurde mittels CO_2-Zugabe auf pH 8,5 geregelt. Wurden Algen zur Inokulation von Versuchsreaktoren entnommen, so wurde das entnommene Volumen durch Inokulationsmedium ersetzt oder eine Verdünnung mit Inokulationsmedium auf $OD_{750} = 1$ durchgeführt.

4.6 Analytik

In diesem Kapitel werden alle in dieser Arbeit verwendeten analytischen Methoden aufgeführt und erläutert.

Optische Dichte

Der Wachstumsverlauf der Algen wurde durch Bestimmung der optischen Dichte bei 750 nm (OD_{750}) verfolgt. Die Messungen erfolgten als Dreifachbestimmung in einem Spektralphotometer (Genesys 10S UV-VIS, Thermo Fisher, Waltham, USA). Hierzu wurden die Proben mit Salzwasser (27 g L^{-1} NaCl), welche ebenfalls zur Leerwertmessung verwendet wurde, auf eine OD_{750} zwischen 0,1 und 0,3 verdünnt und anschließend im Photometer gemessen.

Biotrockenmasse

Zur Bestimmung der Biotrockenmasse wurden Filter mit 1,2 µm Porengröße aus Borosilikatglas (GF/C 1822-025, 25 mm, Sigma-Aldrich, St. Louis, USA), sowie eine Vakuumpumpe (Laboport N 816.3, KNF Lab, Freiburg, D) verwendet. Die Filter wurden zunächst für mindestens 24 Stunden bei 80 °C bis zum Erreichen der Massenkonstanz getrocknet. Danach wurde das Leergewicht der Filter bestimmt und mithilfe der OD_{750} das benötigte Probenvolumen abgeschätzt, um mindestens 1 mg Trockengewicht auf dem Filter zu erhalten. Das Probenvolumen wurde bei eingeschalteter Vakuumpumpe langsam auf einen angefeuchteten Filter pipettiert und der entstandene Filterkuchen anschließend mit dem doppelten Volumen an vollentsalztem Wasser gewaschen. Die Filter wurden mindestens 48 Stunden bei 80 °C getrocknet und anschließend erneut gewogen. Die Biotrockenmasse wurde täglich in Zweifach- oder Dreifachansätzen bestimmt und anhand der Differenz der Gewichte der gefüllten und leeren Filter sowie der Probenvolumina berechnet.

Zellzahl

Die Zellzahl wurde mit einem Durchflusszytometer (Cytoflex, Beckman-Coulter, Brea, USA) bestimmt. Dazu wurden die verdünnten Proben gemessen, die auch zur Bestimmung der OD_{750} verwendet wurden. Zur Selektion der Algen-Population wurde eine Auftragung der Chlorophyll-Fluoreszenz (Kanal 780_{638}: Anregung mit 638 nm, Messung der Emission bei 780 nm) über dem *Forward Scatter* vorgenommen. Die Selektion der Population erfolgte bei jeder Probe individuell mit rechteckigen Selektionsgattern, da im Prozessverlauf nicht vernachlässigbare Verschiebungen der Lage und Größe der Populationen auftraten. Ein Beispiel für eine selektierte Algen-Population ist in Abb. 9.8 dargestellt.

Nitrat

Um den Nährstoffgehalt in der Algenkultur zu überwachen und den Zeitpunkt der nächsten Nährstoffzugabe abzuschätzen, wurde die Nitratkonzentration als Leitgröße verwendet. Sie wurde zweimal täglich mit semiquantitativen Teststäbchen (Quantofix Nitrat/Nitrit, MN91313, Macherey-Nagel, Düren, Deutschland) bestimmt. Dazu wurden 2 mL Probe zentrifugiert (14.500 × *g*, 4 min). Der Überstand wurde abgenommen und mit VE-Wasser verdünnt, sodass die Nitratkonzentration im Messbereich der Teststäbchen lag. Anschließend wurde das Teststäbchen eine Sekunde lang in den verdünnten Überstand getaucht, kurz abgeschüttelt und 60 Sekunden lang an der Luft getrocknet. Die Nitratkonzentration wurde anhand der mitgelieferten Farbskala ermittelt.

Salinität

Zur quantitativen Salinitätsbestimmung wurden 200 µL des zur Nitratbestimmung zentrifugierten Überstands in einem elektronischen Refraktometer (HI 96822, Hanna Instruments, Woonsocket, USA) mit integriertem Temperatursensor und automatischer Temperaturkompensation analysiert. Das Refraktometer wurde zuvor mit vollentsalztem Wasser kalibriert. Die zeitlich hochaufgelöste Messung der Salinität im Reaktor zur Analyse der Durchmischung erfolgte mit den von Severin (2017b) entwickelten Sensoren.

Lichtspektren und Photonenflussdichten

Die Messungen von Spektren und Photonenflussdichten wurden mit radiometrisch kalibrierten Spektroradiometern (BlueWave UVNb, Stellarnet, Tampa, Florida, USA; Flame-T, Ocean Optics, Dunedin, Florida, USA) und Kosinus-korrigierten Messoptiken vorgenommen.

Lichtmikroskopie

Um die Morphologie der Algen sowie verschiedener Kontaminanten im Laufe der Kultivierung zu beobachten, wurden Proben der Algenkulturen zweimal wöchentlich in einem Lichtmikroskop (Eclipse E200 LED MVRS, Nikon, Tokyo, Japan) mit 100-facher Vergrößerung (MRD31905, Nikon, Tokyo, Japan) untersucht.

4.7 Berechnung der Prozesskenngrößen

In diesem Kapitel wird die Berechnung aller in dieser Arbeit verwendeten Prozesskenngrößen definiert. Die Bezugsgröße für flächenbezogene Prozesskenngrößen (Flächenproduktivität und Verdunstungsrate) war die vom Reaktor belegte Grundfläche (8 m² oder 50 m²). Die Betriebsweise der Prozesse ist in Kapitel 4.5 erläutert.

Tageswachstumsraten

Bei separater Betrachtung einzelner Tagphasen (6:00–20:00 Uhr) wurde bei Biotrockenmassekonzentrationen unter 10 g L^{-1} exponentielles Wachstum innerhalb der Tagphasen beobachtet. Zur Beschreibung dieses Wachstums und zum Vergleich verschiedener Prozesse wurden Tageswachstumsraten berechnet. Zur Berechnung der Tageswachstumsraten wurden alle Messpunkte der optischen Dichte der entsprechenden Tagesphase verwendet, um eine Parameterschätzung der optischen Dichte des ersten Messpunktes des Tages $OD(t_0 = 0)$ und der Tageswachstumsrate μ_{Tag} nach der Gleichung $OD(t) = OD(t_0) \cdot e^{\mu_{\mathrm{Tag}} \cdot t}$ durchzuführen. Dazu wurde die Methode der kleinsten Quadrate mit dem Levenberg-Marquardt-Algorithmus verwendet (Matlab R2016b, Mathworks, Natick, Massachusetts, USA).

Verdunstung

Innerhalb eines Tages, also von 00:00 Uhr bis 23:59 Uhr, wurde die Summenkurve des zum Verdunstungsausgleich zugegebenen Wasservolumens mit einer einfach-sigmoiden Funktion angenähert (*Richards-Funktion*, Seber (1989), Gleichung 4.1). In Abb. 4.6 ist der Einfluss der Parameter der Funktion auf die Form der Kurve schematisch dargestellt. Die Verdunstungsrate wurde mit der Ableitung der abgeschätzten Summenkurve berechnet (Gleichung 4.2).

$$V_{\text{Verdunst}}(t) = \mathrm{a} \cdot \left(1 + (\mathrm{b} - 1) \cdot e^{-\mathrm{c} \cdot (t - \mathrm{d})}\right)^{(1-\mathrm{b})^{-1}} \quad 4.1$$

$$\dot{V}_{\text{Verdunst}}(t) = \mathrm{a} \cdot \mathrm{c} \cdot e^{\mathrm{c} \cdot \mathrm{d} + \mathrm{c} \cdot (\mathrm{b}-1)^{-1} \cdot t} \cdot \left((\mathrm{b} - 1) \cdot e^{\mathrm{c} \cdot \mathrm{d}} + e^{\mathrm{c} \cdot t}\right)^{\mathrm{b} \cdot (1-\mathrm{b})^{-1}} \quad 4.2$$

mit

- a — Obere horizontale Asymptote der Sigmoiden, Definitionsbereich $\mathrm{a} > 0$
- b — Asymmetrieparameter, definiert die Rotationssymmetrie der Sigmoiden um den Wendepunkt, Definitionsbereich $\mathrm{b} > 1$
- c — Parameter für horizontale Stauchung/Streckung der Sigmoiden, Definitionsbereich $\mathrm{c} > 0$
- d — Abszisse des Wendepunkts der Sigmoiden, Definitionsbereich $\mathrm{d} > 0$

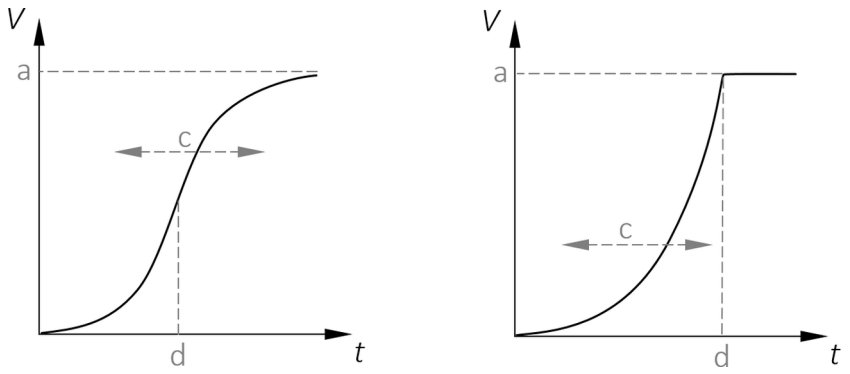


Abb. 4.6 Schematische Darstellung der Parameter (grau) der sigmoiden Funktion (schwarz), die zur Schätzung einer stetigen Verdunstungssummenkurve verwendet wurde. Links: Asymmetrieparameter $\mathrm{b} \approx 1$. Rechts: Asymmetrieparameter $\mathrm{b} \gg 1$.

Produktivitäten und Effizienzen

Alle wirtschaftlichen Prozesskenngrößen (Produktivitäten und Effizienzen) wurden zwischen zwei Prozesszeitpunkten t_1, t_2 bestimmt. Gesamtprozesskenngrößen wurden auf den Beginn des Prozesses bezogen ($t_1 = 0$). Tagesprozesskenngrößen wurden anhand der jeweils ersten täglichen OD_{750}-Messung berechnet und auf die vorigen 24 Stunden bezogen. Sie wurden also zur Prozesszeit $t_2 = t_1 + 24$ h angegeben. Alle Prozesskenngrößen erfassen somit die tagsüber stattfindende Biomassezunahme sowie die nachts stattfindende Biomasseabnahme. Da die Tagesprozesskenngrößen anhand von nur zwei Probenahmezeitpunkten bestimmt wurden,

zwischen denen zudem nur ein relativ kurzer Zeitraum lag, waren die Tagesprozesskenngrößen mit einer gewissen Unsicherheit behaftet und daher nur als grober Indikator interpretierbar.

Volumetrische Produktivitäten P_V und *Flächenproduktivitäten* P_A wurden anhand der OD_{750}-basierten Biotrockenmassekonzentration wie folgt berechnet:

$$P_V = \left(BTM(t_2) - BTM(t_1)\right) \cdot (t_2 - t_1)^{-1} \quad 4.3$$

$$P_A = P_V \cdot SV^{-1} \quad 4.4$$

mit SV Oberfläche-zu-Volumenverhältnis, m^2 L

A_R Grundfläche des Reaktors, m^2

V_R Volumen des Reaktors, L

Die *CO_2-Nutzungseffizienz* η_{CO_2} setzt die Masse des in Biomasse fixierten Kohlenstoffs $m_{C,fixiert}$ in Relation zur Masse des als CO_2 in den Prozess eingetragenen Kohlenstoffs $m_{C,eingetragen}$:

$$\eta_{CO_2} = m_{C,fixiert} \cdot m_{C,eingetragen}^{-1} \quad 4.5$$

$$m_{C,fixiert} = 0.5 \cdot \left(BTM(t_2) - BTM(t_1)\right) \cdot V_R$$

$$m_{C,eingetragen} = 0.273 \cdot \int_{t_1}^{t_2} \dot{m}_{CO_2} \, dt$$

Dabei wurde die Masse des in Biomasse fixierten Kohlenstoffs anhand der Biotrockenmassekonzentration berechnet, wobei angenommen wurde, dass 50 % der Biotrockenmasse aus Kohlenstoff besteht (Becker 1993). Die Masse des eingetragenen Kohlenstoffs wurde anhand des Integrals der CO_2-Massendurchflussrate und des Massenanteils von Kohlenstoff in einem CO_2-Molekül (27.3 %) berechnet.

Die *photosynthetische Effizienz* η_{phot} setzt die in Biomasse fixierte Energie $E_{fixiert}$ in Relation zur Energie $E_{eingetragen}$, die als photosynthetisch aktive Strahlung in den Prozess eingetragen wurde:

$$\eta_{phot} = E_{fixiert} \cdot E_{eingetragen}^{-1} \quad 4.6$$

$$E_{fixiert} = \left(BTM(t_2) - BTM(t_1)\right) \cdot \Delta_C H^0$$

$$E_{eingetragen} = A_R \cdot \int_{t_1}^{t_2} I_{PAR} \, dt$$

Dabei ist $\Delta_C H^0 = 22{,}5$ kJ g^{-1} die Standardverbrennungsenthalpie trockener Mikroalgen-Biomasse (de Vree 2015) und I_{PAR} die photosynthetisch aktive Bestrahlungsstärke (Wellenlängenbereich 400–700 nm) in W m^{-2}.

5 Auslegung der Klimasimulationstechnik*

Das Algentechnikum der Technischen Universität München sollte physikalisch simulierte Klimabedingungen ermöglichen, um die Untersuchung von offenen Photobioreaktoren und Bioprozessen im Vergleich zu Freiland-Experimenten zu vereinfachen. Zur Durchführung der Klimasimulation wurden technische Anlagen benötigt, deren Leistungsfähigkeit zu Beginn dieser Arbeit auszulegen war. In diesem Kapitel wird beschrieben, wie die Anforderungen an die Klimasimulationstechnik festgelegt wurden.

Die gesamte Klimasimulation des Algentechnikums lässt sich in die *Sonnenlichtsimulation* und die *Luftklimasimulation* aufteilen. Die Sonnenlichtsimulation sollte durch zeitgleiche Nutzung von natürlichem Sonnenlicht (*solares Licht)* und durch Leuchtdioden (light-emitting diodes, LEDs) erzeugtem künstlichen Sonnenlicht (*LED-Licht)* erfolgen. Die Luftklimasimulation sollte durch alternierende Nutzung von passiver und aktiver Durchströmung der Klimasimulationshallen des Algentechnikums erfolgen. Die passive Durchströmung mit Außenluft bei Fensteröffnung wurde als *natürliche Konvektion* bezeichnet, die aktive Durchströmung mit Luft, die in Klimaanlagen konditioniert wurde, als *mechanische Konvektion*. Ziele dieser kombinierten Nutzungen waren eine hohe Wirtschaftlichkeit im Vergleich zu rein gerätetechnischer Klimasimulation sowie eine realitätsgetreue Simulation des Lichtspektrums.

Zur Auslegung der Klimasimulationstechnik wurden zunächst die zu simulierenden Umgebungsbedingungen ausgewählt. Anschließend wurden anhand meteorologischer Messungen typische Werte der gewählten Umgebungsbedingungen identifiziert und davon ausgehend – unter Berücksichtigung der technischen und wirtschaftlichen Machbarkeit – die erforderliche Leistungsfähigkeit der Klimasimulationstechnik dimensioniert. Abschließend wurden zwei zu simulierende Zielklimata festgelegt, unter denen Bioprozesse durchgeführt werden sollten.

* Teile der Ergebnisse sind bereits publiziert in: Apel AC, Weuster-Botz D (2015) Engineering solutions for open microalgae mass cultivation and realistic indoor simulation of outdoor environments. *Bioprocess Biosyst Eng* 38 (6), pp. 995–1008.

5.1 Festlegung der zu simulierenden Umgebungsbedingungen

In diesem Kapitel wird der erste Schritt der Auslegung der Klimasimulationstechnik beschrieben. Dabei wurden die zu simulierenden Umgebungsbedingungen festgelegt.

Simulationen basieren auf einer vereinfachten Abbildung der Realität. Dabei gilt der Leitsatz ‚so einfach wie möglich, so komplex wie nötig' – es wird angestrebt, die Simulation möglichst einfach zu gestalten, ohne jedoch wichtige Eigenschaften der Realität zu vernachlässigen. Das Ziel einer Simulation definiert, welche Eigenschaften der Realität in der Simulation abzubilden sind (Motta 2013). Ziel der Klimasimulation war es, Bioprozesse in offenen Photobioreaktoren derart durchführen zu können, dass der Prozessverlauf im Algentechnikum identisch zu dem Prozessverlauf im Freiland ist. Die Klimasimulation sollte daher nur jene Umgebungsbedingungen abbilden, die einen relevanten Einfluss auf die Kultivierungsbedingungen haben.

Sonnenlichtsimulation

Phototrophe Bioprozesse im Freiland werden maßgeblich durch Sonnenlicht beeinflusst. Die direkte Wirkung auf photosynthetisch aktive Mikroorganismen beruht auf der Funktion als Energiequelle in der Photosynthese sowie als Steuerungssignal für physiologische Vorgänge in der Zelle. Weiterhin spielt Sonnenlicht eine wesentliche Rolle in der Wärmebilanz – und somit der Temperatur – offener Reaktoren. Daraus ergibt sich eine indirekte Wirkung von Sonnenlicht auf die Mikroorganismen: die Temperatur des Reaktors beeinflusst die Physiologie der Algen sowie die Verdunstungsrate, wodurch die Konzentration gelöster Substanzen geändert werden kann.

Ein offener Photobioreaktor kann als ebene und waagerechte Fläche angenähert werden. Im Freiland ist diese Fläche aufgrund der Sonneneinstrahlung zeitlich variablen Bedingungen hinsichtlich Lichtspektrum, Photonenflussdichte und Einfallswinkel des Lichts ausgesetzt. Die Verfügbarkeit von Photonen in der Algensuspension hängt von allen genannten Größen ab. Lichtspektrum und Photonenflussdichte definieren die Anzahl der Photonen bestimmter Wellenlängen, die zum Eintrag in die Algensuspension zur Verfügung stehen. Der Einfallswinkel des Lichts beeinflusst den Anteil der Photonen, der an der Luft-Flüssigkeit-Grenzfläche reflektiert wird und somit nicht innerhalb der Algensuspension zur Verfügung steht.

In einer perfekten Sonnenlichtsimulation müsste der zeitliche Verlauf von Lichtspektrum, Photonenflussdichte und Einfallswinkel exakt nachgebildet werden. Dies ist jedoch technisch und wirtschaftlich schwierig, weswegen in dieser Arbeit drei Ansätze zur Vereinfachung der Sonnenlichtsimulation verfolgt wurden. Dazu wurde untersucht, ob eine Simulation des gesamten Lichtspektrums sowie der zeitlichen Verläufe des Lichtspektrums und des Einfallswinkels erforderlich ist.

Im ersten Vereinfachungsansatz wurde untersucht, welche Wellenlängen in der Sonnenlichtsimulation enthalten sein sollten. Die höchste Simulationsqualität würde unter vollständiger Simulation aller Spektralbereiche erreicht werden. Es wurde jedoch beschlossen, die Simulation von UV-Strahlung aufgrund der damit einhergehenden Gesundheitsgefahren einzuschränken. Der UV-Bereich sollte daher nicht durch LEDs, sondern nur durch solare Strahlung abgedeckt werden. Im infraroten Bereich sollte nur der Abschnitt mit 700–750 nm in die Simulation integriert werden. Somit sollte das Spektrum der Sonnenlichtsimulation im Wesentlichen den Bereich der photosynthetisch aktiven Strahlung (PAR, 400–700 nm) umfassen. Der PAR-Bereich sollte realitätsgetreu abgebildet werden, um spektrale Effekte auf die Zellphysiologie und Eindringtiefe korrekt zu simulieren. Aus der eingeschränkten Simulation der ultravioletten und infraroten Spektralbereiche ergeben sich mehrere mögliche Abweichungen im Algentechnikum im Vergleich zum Freiland. Aufgrund der fehlenden UV-Strahlung könnten im Algentechnikum weniger Zellschäden und Mutationen sowie geringere Photosyntheseraten und ein veränderter Selektionsdruck auftreten. Aufgrund der fehlenden infraroten Strahlung könnte die Erwärmung einer Algensuspension im Algentechnikum verringert sein.

Der im zweiten Vereinfachungsansatz untersuchte zeitliche Verlauf des Sonnenlichtspektrums variiert je nach Sonnenstand und Zustand der Erdatmosphäre. Dabei wirken sich Sonnenstand und atmosphärische Konzentrationen von Wasser, Staub und Gasen auf das Spektrum der direkten Sonnenstrahlung aus, während die Wolkenbedeckung des Himmels die Anteile der direkten und diffusen Sonnenstrahlung beeinflusst. Da keine meteorologischen Messreihen mit Aufzeichnung der Sonnenlichtspektrums verfügbar waren, wäre eine zeitliche Variation des Spektrums der Sonnenlichtsimulation nicht anhand von Messdaten, sondern nur anhand theoretischer Überlegungen möglich gewesen. Aus der Literatur waren zudem keine Informationen über Auswirkungen der Dämmerung auf die Zellphysiologie von Mikroalgen bekannt. Unter der Annahme, dass das Sonnenlichtspektrum tagsüber annähernd gleich bleibt

und sich nur während vernachlässigbar kurzer Tagesrandzeiten merklich ins Rötliche verschiebt, wurde ein über den Tag konstantes Spektrum der Sonnenlichtsimulation festgelegt. Aufgrund der Mitnutzung des solaren Lichts in der Sonnenlichtsimulation bildete diese dennoch anteilig die Dämmerung ab.

Der im dritten Vereinfachungsansatz untersuchte reflektierte Anteil der Photonen liegt bei glatten Wasseroberflächen bei Einfallswinkeln unter 60° unter 5 % (Béchet 2011). Bei hohem Sonnenstand wird die in der Luft messbare Photonenflussdichte daher fast vollständig in einen Freilandreaktor eingetragen, während in Tagesrandzeiten größere Anteile der Photonen aufgrund von Reflexion nicht in der Algensuspension zur Verfügung stehen. Bei Gestaltung der Sonnenlichtsimulation mit einem festen Einfallswinkel ≈ 0° würden in Tagesrandzeiten mehr Photonen in die Algensuspension eingetragen werden als in einem Freilandreaktor. Da die Tagesrandzeiten in äquatornahen Regionen, die aufgrund der hohen Sonneneinstrahlung und warmen Temperaturen besonders für die Mikroalgenproduktion im Freiland geeignet sind, im Vergleich zur gesamten Tageslänge relativ kurz ausfallen und in dieser kurzen Zeit ohnehin nur eine geringe Photonenflussdichte vorliegt, wurde der dadurch entstehende Fehler als vernachlässigbar bewertet. Sollen dennoch einmal längere Tagesrandzeiten simuliert werden, so kann die Photonenflussdichte reduziert werden, um die Reflexion zu berücksichtigen.

Luftklimasimulation

Die Wärmebilanz offener Photobioreaktoren im Freiland wird – über den Einfluss der direkten Sonnenstrahlung hinaus – im Wesentlichen durch den Strahlungsaustausch zwischen Luft und Photobioreaktor sowie durch die Verdunstung beeinflusst. Konvektiver Austausch an der Grenzfläche zwischen Luft und Algensuspension, Wärmeleitung zwischen Photobioreaktor und Erdboden sowie Regen und prozessbedingte Wasserzugaben wurden aufgrund des geringen Anteils von insgesamt 4 % der kumulierten Wärmeströme (Béchet 2011) hingegen vernachlässigt. Bei Simulation der Lufttemperatur und relativer Luftfeuchte wurde daher im Algentechnikum ein vergleichbarer Strahlungsaustausch zwischen Photobioreaktor und Luft, eine vergleichbare Verdunstung und eine vergleichbare Reaktortemperatur wie im Freiland erwartet.

Abweichungen zwischen den Situationen im Algentechnikum und im Freiland könnten sich dadurch ergeben, dass das Glasdach eine Strahlungsbarriere darstellt. Sonnenstrahlung kann

das Glasdach anteilig nicht passieren, somit könnte sich ein Reaktor im Algentechnikum tagsüber geringer erwärmen als im Freiland. Da von der Algensuspension emittierte Wärmestrahlung am Glasdach teilweise reflektiert wird, könnte die Abkühlung der Reaktoren durch Strahlungsabgabe ganztags reduziert sein.

Weiterhin könnten Unterschiede entstehen, wenn die Photobioreaktoren im Algentechnikum anders aufgebaut werden als im Freiland – beispielsweise auf Gestellen im Algentechnikum statt auf dem Erdboden im Freiland. Dadurch könnte der Wärmestrom an der Reaktorunterseite, der im Freiland durch Wärmeleitung zwischen Reaktor und Erdboden entsteht und aufgrund des geringen Anteils vernachlässigt wurde, im Algentechnikum durch einen durch Strahlungsaustausch verursachten Wärmestrom abweichender Höhe ersetzt werden.

Zusammenfassung

Es wurde festgelegt, dass die Sonnenlichtsimulation des Algentechnikums den zeitlichen Verlauf der Photonenflussdichte bei konstantem Einfallswinkel und Lichtspektrum umfassen sollte. Die Simulation des Luftklimas sollte den zeitliche Verlauf der Lufttemperatur und Luftfeuchte abbilden.

5.2 Dimensionierung der Leistungsfähigkeit der Klimasimulationstechnik

Im Rahmen der Auslegung der Klimasimulationstechnik wurden im vorigen Kapitel die zu simulierenden Umgebungsbedingungen festgelegt. In diesem Kapitel erfolgt ein Vergleich meteorologischer Daten vom Standort des Algentechnikums (Ottobrunn bei München, Deutschland) sowie von Regionen, die für die Freilandkultivierung von Mikroalgen geeignet sind. Zudem wird ein Referenzspektrum für Sonnenlicht ausgewählt. Basierend auf diesen Vergleichsdaten wurde die Leistungsfähigkeit der technischen Anlagen dimensioniert.

Meteorologische Datenquellen

Die meteorologischen Daten sollten Messwerte des solaren Lichts (Bestrahlungsstärke oder Photonenflussdichte) sowie der Lufttemperatur und -feuchte umfassen. Zur Erfassung der häufig variierenden Intensität des solaren Lichts bei teilweise bewölktem Himmel sollte die zeitliche Auflösung der Messwerte in der Größenordnung von einer Minute liegen. Die Betreiber der meteorologischen Messeinrichtung sollten die Qualität der Messdaten durch

regelmäßige Kalibrierung sowie Plausibilitätsprüfungen der Aufzeichnungen sicherstellen. Schließlich sollten die Messreihen möglichst aktuell sein, lange Zeiträume lückenlos umfassen und für wissenschaftliche Zwecke kostenlos zur Verfügung stehen.

Das internationale *Baseline Surface Radiation Network* (BSRN; Ohmura 1998; McArthur 2005) sowie das USA-zentrierte *Surface Radiation Network* (SURFRAD; Augustine 2000; Augustine 2005) erfüllten diese Anforderungen und wurden daher zur Dimensionierung der Klimasimulationstechnik verwendet. Die zum Standort des Algentechnikums nächstgelegene Messstelle befand sich am Forschungszentrum Garching (Oskar von Miller-Turm, Garching bei München, Deutschland) und wurde vom Meteorologischen Institut der Ludwig-Maximilians-Universität (LMU, München, Deutschland) betrieben. Aufgrund der örtlichen Nähe wurde diese Messstelle ebenfalls berücksichtigt, obwohl sie nicht dem BSRN angegliedert war.

Das Klima am Standort des Algentechnikums in Ottobrunn bei München wurde anhand der nächstgelegenen Station des BSRN (Lindenberg bei Berlin, Deutschland) sowie der Station in Garching (LMU) angenähert. Die Klimata von Regionen, die für die Freilandkultivierung von Mikroalgen geeignet sind, wurden durch zwei Stationen mit trockenem Wüstenklima (Desert Rock, USA, BSRN/SURFRAD; Sede Boqer, Israel, BSRN) sowie zwei Stationen mit tropisch-maritimen Klima (Kwajalein und Nauru, beides Atolle im Pazifischen Ozean, BSRN) repräsentiert.

Dimensionierung des Lichtspektrums

Nach Hogewoning (2010) ist das Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct + Circumsolar* (NREL 2012) am besten geeignet, um das Spektrum des auf der Erdoberfläche auftreffenden solaren Lichts zu repräsentieren. Daher wurde es als Vorgabe für das Spektrum der Sonnenlicht-simulation im Algentechnikum verwendet. Da die Sonnenlichtsimulation aus einer Kombination von solarem Licht und LED-Licht bestehen sollte, sollte die Summe der einzelnen Spektren dieser beiden Lichtquellen das gewählte Referenzspektrum ergeben. Es erfolgte daher eine Messung des Spektrums des solaren Lichts am Standort des Algentechnikums in Ottobrunn. Anhand dieser Messung wurde das LED-Spektrum dimensioniert.
In Abb. 5.1 ist ein Vergleich der spektralen Photonenflussdichte des Referenzspektrums mit dem in Ottobrunn gemessenen solaren Licht dargestellt. In Abb. 5.1 A ist erkennbar, dass beide

Spektren einen vergleichbares Muster der lokalen Extrema aufweisen, das gemessene Spektrum jedoch auf der Achse der Wellenlängen minimal gegenüber dem Referenzspektrum verschoben ist. Dies resultiert aus Ungenauigkeiten der Wellenlängenkalibrierung des verwendeten Spektroradiometers. Bei Messungen von solarem Licht verursachten diese Ungenauigkeiten sehr schmale Extrema (in Abb. 5.1 B beispielsweise bei 430 nm, 480 nm und 680 nm). Da die Ungenauigkeit der Wellenlängenkalibrierung nicht über den gesamten betrachteten Wellenlängenbereich konstant war, war sie nicht durch eine einfache Verschiebung korrigierbar. Die Extrema in Abb. 5.1 B waren daher Mess-Artefakte und wurden bei der folgenden Auswertung ignoriert.

Im Wellenlängenbereich 450–550 nm war die spektrale Photonenflussdichte des gemessenen solaren Lichts bis zu 10 % höher als bei dem Referenzspektrum, im Wellenlängenbereich 600–700 nm dagegen bis zu 12 % geringer. Diese Unterschiede resultieren aus der Normierung der dargestellten Daten sowie aus der Messmethode. Die Spektren wurden auf eine identische photosynthetisch aktive Photonenflussdichte, das heißt auf ein identisches Integral im Bereich der photosynthetisch aktiven Strahlung (PAR, 400–700 nm), normiert. Diese Normierung ermöglicht einen sinnvollen Vergleich von Lichtquellen zur Beleuchtung photosynthetischer Organismen. Die in Ottobrunn verwendete Messmethode erfasste andere Lichtanteile als das Referenzspektrum: Bei der Messung des Lichts in Ottobrunn wurde mit dem waagerecht ausgerichteten Sensor des Spektroradiometers das Licht aus dem gesamten Bereich einer Halbkugel oberhalb des Sensors gemessen, also über das direkte solare Licht hinaus auch das blaue Himmelslicht. Das Referenzspektrum bezieht sich hingegen auf das Licht der sichtbaren Sonnenscheibe sowie ihrer direkten Umgebung – das Licht des restlichen Himmels ist nicht enthalten.

Mit einer mittleren Abweichung von 0,2 % (90 %-Perzentil des Betrags der Abweichungen 8 %, maximale Abweichung –12 %) waren das Referenzspektrum und das in Ottobrunn gemessene Spektrum des solaren Lichts im PAR-Bereich praktisch identisch. Es wurde daher beschlossen, dass das Spektrum der LED-Leuchten dem Referenzspektrum entsprechen sollte.

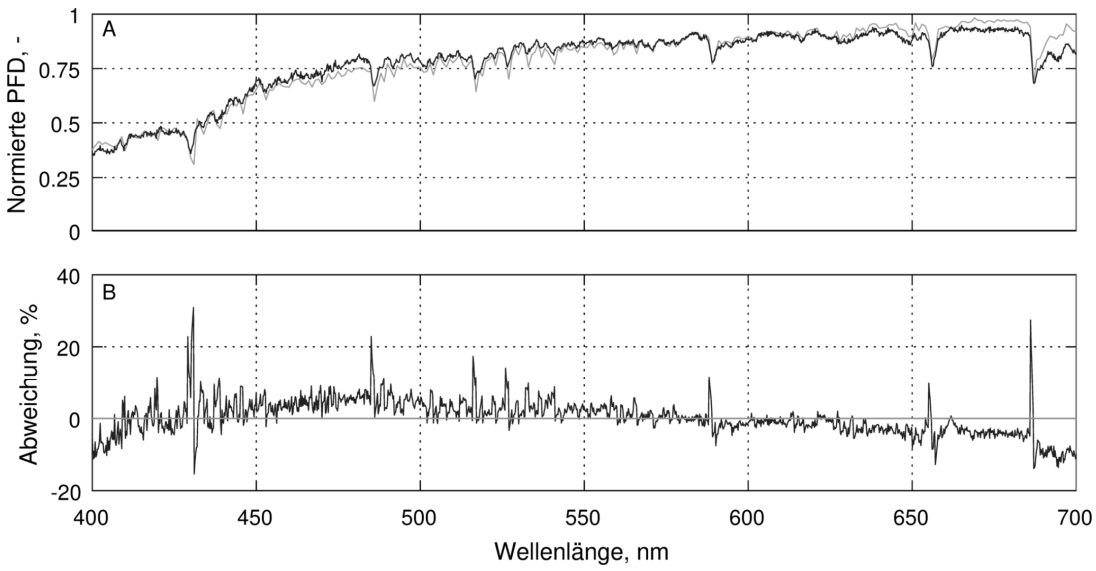


Abb. 5.1 Vergleich der spektralen Photonenflussdichte (PFD) des in Ottobrunn gemessenen Sonnenlichts (▬) mit dem Sonnenlicht-Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct + Circumsolar* (▬). A: Auf identische photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (identisches Integral im Bereich 400–700 nm) normierte Spektren. Die Skalierung der Ordinate wurde willkürlich festgelegt, um die Spektren klar zu visualisieren. B: Abweichung des gemessenen Spektrums von dem Referenzspektrum.

Dimensionierung der Photonenflussdichte

In Abb. 5.2 ist der Jahresverlauf der täglichen Maxima der photosynthetisch aktiven Photonenflussdichte an den ausgewählten Stationen dargestellt. Ein Vergleich unterschiedlicher Jahre ergab, dass sich die Jahresverläufe je Station nur unwesentlich unterscheiden (Daten nicht gezeigt). Daher kann das Klima jeder Station durch ein beliebiges Jahr repräsentiert werden. Da nicht alle Stationen durchgängig betrieben wurden, wurden für die Abbildung Daten unterschiedlicher Jahre mit möglichst vollständigen Messreihen ausgewählt.

Die Maxima aller Stationen liegen bei 2.500 µmol m^{-2} s^{-1}. Während dieser Wert am Äquator nahezu über das gesamte Jahr erreicht wird, sinken die täglichen Maxima in Regionen mit ausgeprägteren Jahreszeiten an sonnigen Tagen im Winter auf 1.000 µmol m^{-2} s^{-1} (Wüstenklimata) und 500 µmol m^{-2} s^{-1} (Deutschland). Bei bedecktem Himmel liegen unter 100 µmol m^{-2} s^{-1} vor. Im Extremfall müsste die Sonnenlichtsimulation bei bedecktem Himmel am Algentechnikum also 2.500 µmol m^{-2} s^{-1} liefern können. Da eine derart hohe Leistung aus Kostengründen nicht realisiert werden konnte, wurde die maximale photosynthetisch aktive Photonenflussdichte der LED-Anlage auf 1.800 µmol m^{-2} s^{-1} festgelegt. Damit ergibt sich eine gewisse Abhängigkeit der Klimasimulation von dem solaren Licht – Klimata mit besonders

hoher Sonnenstrahlung können im Algentechnikum, je nach lokaler Jahreszeit, Wetterbedingungen, Abstand zwischen Reaktoroberfläche und LED-Leuchten sowie Abschwächung des solaren Lichts durch Gebäudestrukturen, mitunter nicht vollständig simuliert werden.

Da die Maximalleistung der LED-Anlage nur in wenigen Fällen benötigt wird, muss die Photonenflussdichte gedimmt werden können. Üblicherweise werden LEDs mittels Pulsweitenmodulation gedimmt. Dabei werden die LEDs mit hohen, für das menschliche Auge nicht wahrnehmbaren Frequenzen, an- und ausgeschaltet. Im zeitlichen Mittel ergibt sich daraus eine – je nach Dauer der An- und Abschaltzeiten – reduzierte Helligkeit. Die Anwendung dieser Methode ist in kommerziellen Photobioreaktoren üblich, da sie kostengünstig und einfach zu realisieren ist. Allerdings ist sie kritisch zu sehen, da ihre Auswirkungen auf photosynthetische Organismen unbekannt sind. Besonders in Verbindung mit dem bislang nicht vollständig aufgeklärten *flashing light effect* (Grobbelaar 2013), der eine Wachstumsverbesserung bei bestimmten Blinkfrequenzen des Lichts postuliert, ist eine Beeinflussung der Photosynthese nicht auszuschließen. Die LEDs im Algentechnikum sollten daher nicht mittels Pulsweitenmodulation, sondern mittels Konstantstromreduktion gedimmt werden. Dabei wird die verminderte Helligkeit durch eine reduzierte Stromstärke erreicht, weswegen keine wachstumsbeeinflussenden Effekte erwartet wurden.

Dimensionierung der Luftklimasimulation

Abb. 5.3 zeigt die Häufigkeit der Zustände von Lufttemperatur und relativer Luftfeuchte an den Stationen, die mögliche zu simulierende Klimata repräsentieren. Die Daten umfassen alle Tage und Nächte eines gesamten Jahres und dienen aufgrund dieser komprimierenden Zusammenfassung nur zu einer qualitativen Einordnung. Während die tropisch-maritimen Klimata sehr konstante Umgebungsbedingungen bieten, liegen bei den Wüstenklimata vorwiegend kalt-feuchte und heiß-trockene Bedingungen vor. Diese Diagramme wurden zur Dimensionierung der Klimaanlagen des Algentechnikums verwendet.

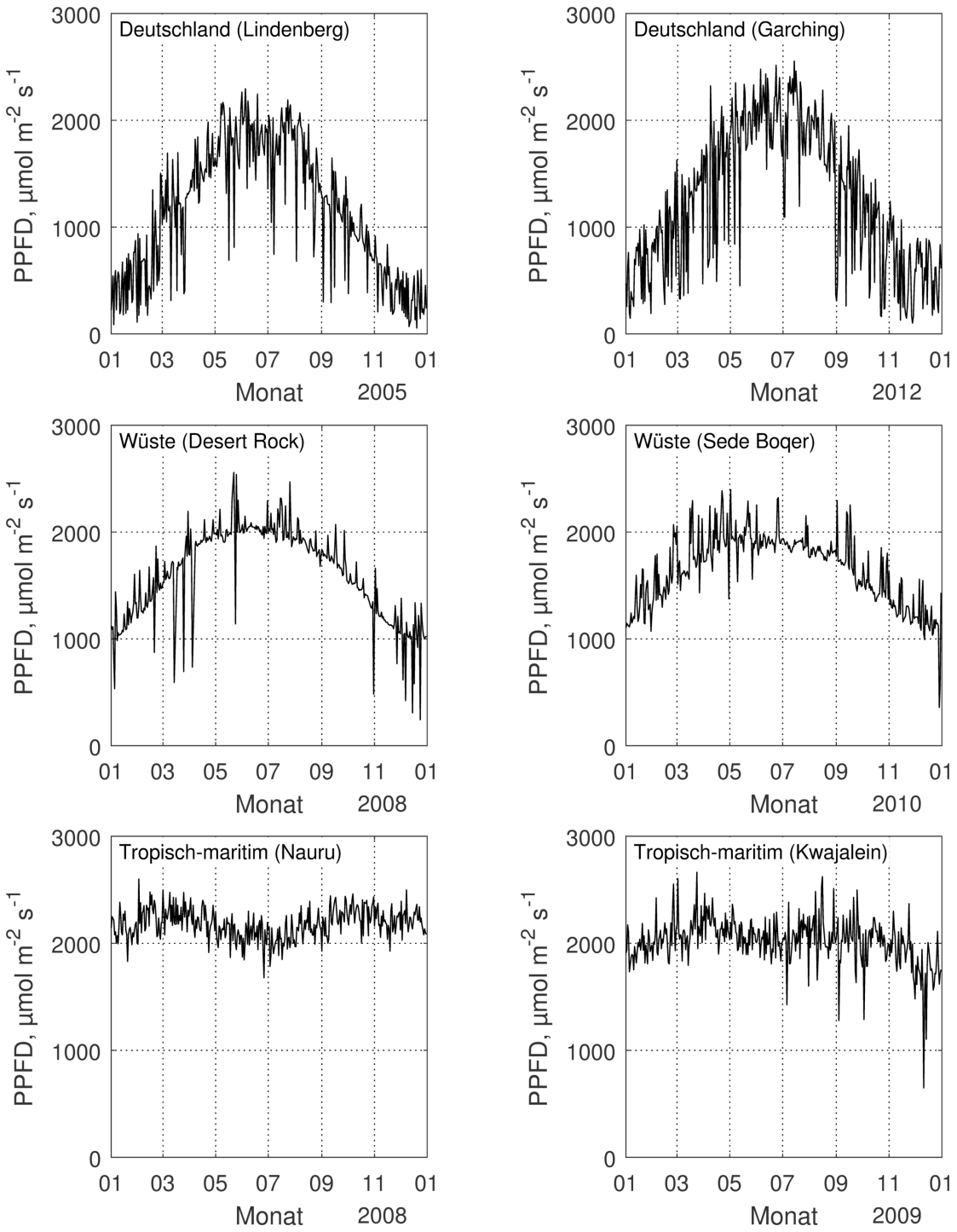


Abb. 5.2 Jahresverlauf der täglichen Maxima der photosynthetisch aktiven Photonenflussdichte an verschiedenen Orten. Oben: Klimata, die Ottobrunn (Standort des Algentechnikums) repräsentierten. Mitte: Wüstenklimata. Unten: Tropisch-maritime Klimata. Datenquelle: BSRN (2017) (außer Garching: H. Lösslein, LMU). Globalstrahlung umgerechnet in PPFD mit den Konversionsfaktoren 0,4 (Anteil photosynthetisch aktiver Strahlung an Globalstrahlung, Apel (2015)) und 4,6 µmol W^{-1} s^{-1} (Bestrahlungsstärke zu PPFD, Biggs (1986)).

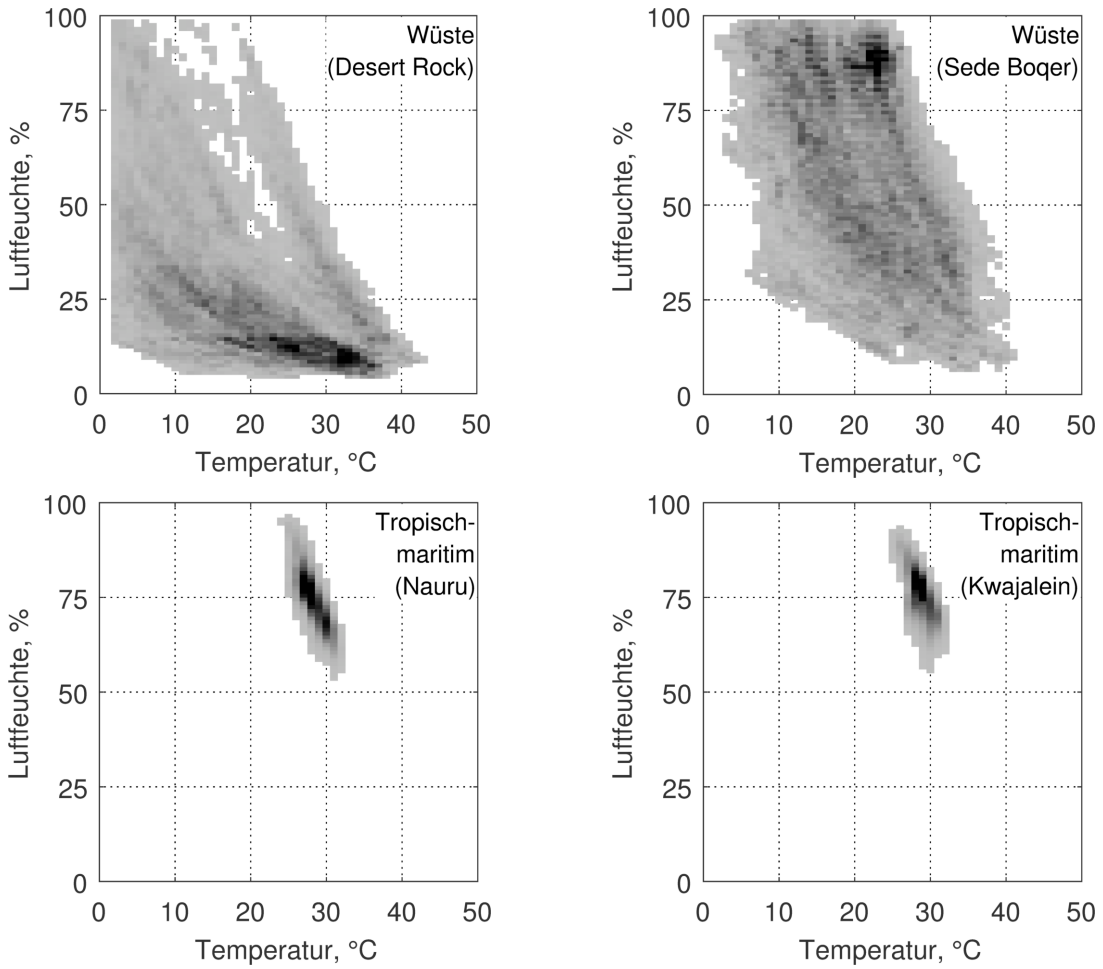


Abb. 5.3 Häufigkeit der Zustände von Lufttemperatur und relativer Luftfeuchte an verschiedenen Orten innerhalb eines Jahres. Oben: Wüstenklimata. Unten: Tropisch-maritime Klimata. Je dunkler das Grau, desto häufiger der Zustand. Datenquelle: BSRN (2017) (außer Desert Rock: SURFRAD (2017))

5.3 Auswahl der Zielklimata

Die in den vorigen Kapiteln betrachteten Klimata zeichneten sich durch vergleichsweise extreme Bedingungen aus – dies qualifizierte sie zur Nutzung als Auslegungsgrundlage, jedoch nicht notwendigerweise auch als im Rahmen der Mikroalgenforschung zu simulierende Zielklimata. Ein für die Freiland-Kultivierung von Mikroalgen geeigneter Ort sollte nicht nur intensive Sonnenstrahlung und warme Temperaturen bieten, sondern auch aus praktischer Sicht für die Kultivierung von Mikroalgen im Großmaßstab nutzbar sein. Dies umfasst das Vorhandensein von nicht landwirtschaftlich nutzbarer Fläche und Wasser für die Reaktoren und Kultivierungsmedien, eine gut ausgebaute Infrastruktur sowie stabile politische Bedingungen.

Ein Ort, der diese Anforderungen erfüllt, ist Almería an der südlichen Küste von Spanien. Die Region erhält im Vergleich zum restlichen Europa sehr viel Sonnenstrahlung (Sancho 2012) und durch das Mittelmeer ist Meerwasser als Basis für Kultivierungsmedien vorhanden. Intensive Gewächshauskulturen von Landpflanzen werden in Almería seit Jahrzehnten in großem Umfang durchgeführt, sodass technische Ausrüstung und landwirtschaflich-technisches Wissen vorliegen und reines CO_2 kostengünstig verfügbar ist (Valera Martínez 2016). Die seit Jahrzehnten stabile politischen Bedingungen können bei einer Investition in eine Algenproduktionsanlage als weiterer Vorteil gesehen werden.

Um eine Maximalabschätzung des in Almería möglichen Algenwachstums zu erlangen, wurde ein warmer und wolkenloser Sommertag mit annähernd maximalem Sonnenstand als erstes Zielklima ausgewählt. Für die Abschätzung des möglichen Algenwachstums in den Übergangs-jahreszeiten wurde ein warmer und wolkenloser Herbsttag als zweites Zielklima ausgewählt. Die solare Photonenflussdichte sowie die Lufttemperatur und relative Luftfeuchte der gewählten Tage sind in Abb. 5.4 dargestellt.

Der Herbsttag zeichnete sich gegenüber dem Sommertag durch eine kürzere Lichtphase mit einer um 25 % geringeren maximale Photonenflussdichte und einer um 40 % geringeren Photonensumme aus. Der Verlauf der Lufttemperatur und Luftfeuchte war bei beiden Zielklimata fast identisch. Dadurch sollten Unterschiede des Algenwachstums zwischen Sommer- und Herbsttag mit hoher Wahrscheinlichkeit auf die reduzierte Lichtverfügbarkeit zurückgeführt werden können. Weiterhin ermöglichte dies, innerhalb einer Halle des Algentechnikums parallele Prozesse unter Sommer- und Herbstklima durchzuführen. Dazu wurden die Sollwerte der LEDs über den parallelen Reaktoren entsprechend der für die einzelnen Reaktoren vorgesehenen Zielklimata eingestellt, während alle Reaktoren identischer Lufttemperatur und Luftfeuchte ausgesetzt waren.

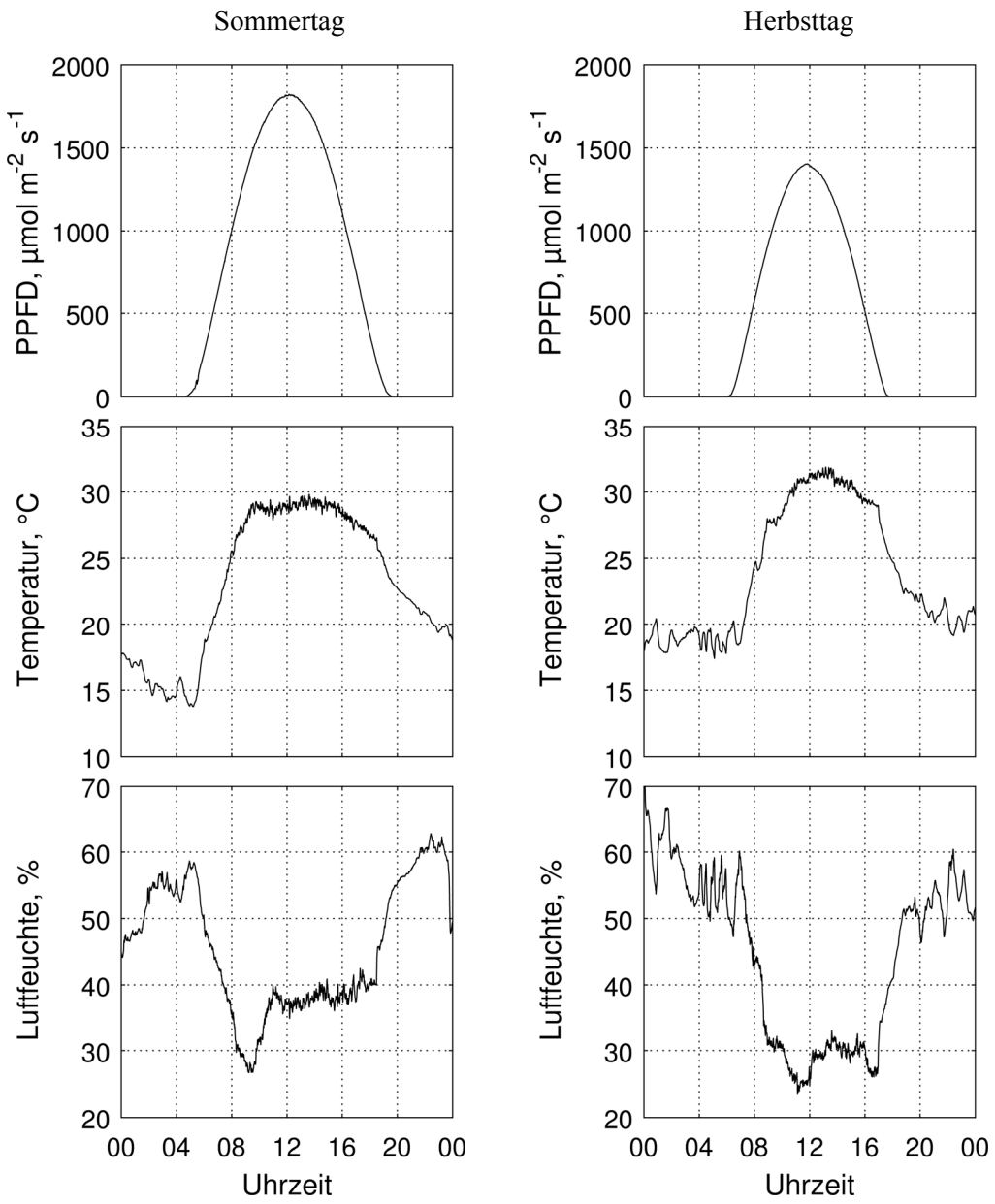


Abb. 5.4 Umgebungsbedingungen des Sommertags (15. Juni 2012, links) und Herbsttags (09. Oktober 2012, rechts) in Almería (Spanien), die als Zielklimata für die Klimasimulation ausgewählt wurden. Datenquelle: Wilbert (2013). Globalstrahlung umgerechnet in PPFD mit den Konversionsfaktoren 0,4 (Anteil photosynthetisch aktiver Strahlung an Globalstrahlung, Apel (2015)) und 4,6 µmol W^{-1} s^{-1} (Bestrahlungsstärke zu PPFD, Biggs (1986)).

6 Gestaltung der Flachgerinnereaktoren*

Ein Ziel dieser Arbeit war die Gestaltung offener Photobioreaktoren, die eine kostengünstige Massenproduktion von Mikroalgen ermöglichen. Eine Analyse der wissenschaftlichen Literatur hatte ergeben, dass die bislang nur gering erforschte Verwendung dünner Suspensionsschichten (< 10 mm Schichtdicke) Vorteile gegenüber den heutzutage häufig verwendeten offenen Photobioreaktoren des Typs *Raceway Pond* bietet.

In diesem Kapitel wird beschrieben, wie das Konzept der Verwendung dünner Suspensionsschichten technisch in offenen Photobioreaktoren des Typs ‚Flachgerinnereaktor' realisiert wurde. Dazu werden zunächst die Anforderungen an die Reaktoren beschrieben, die spezifisch aufgrund der Gegebenheiten im Algentechnikum entstanden. Im Anschluss werden die grundlegenden Gestaltungselemente der Reaktoren erläutert. Abschließend werden die mit 4 m², 8 m² und 50 m² Grundfläche realisierten Flachgerinnereaktoren vorgestellt.

6.1 Randbedingungen im Algentechnikum

Die räumlichen und technischen Gegebenheiten im Algentechnikum definierten Randbedingungen, die bei der Gestaltung der Flachgerinnereaktoren zu beachten waren. Für das Freiland konzipierte Flachgerinnereaktoren könnten unabhängig von diesen Randbedingungen geplant werden und würden daher mehr Freiheitsgrade in der Gestaltung bieten. Die in dieser Arbeit berücksichtigten Algentechnikum-spezifischen Randbedingungen werden im Folgenden beschrieben.

Grundfläche

Um flexible Versuchsanordnungen im Algentechnikum zu ermöglichen, war die LED-Beleuchtung des Algentechnikums in waagerechte Segmente unterteilt, die je 4 m² (2 m x 2 m) Grundfläche bestrahlten. Die Photonenflussdichte jedes LED-Segments war separat festlegbar, außerdem waren alle Segmente unabhängig voneinander vertikal und horizontal verschiebbar.

* Teile der Ergebnisse sind bereits publiziert in: Apel AC, Pfaffinger CE, Basedahl N, Mittwollen N, Göbel J, Sauter J, Brück T, Weuster-Botz D (2017) Open thin-layer cascade reactors for saline microalgae production evaluated in a physically simulated Mediterranean summer climate. *Algal Res* 25, pp. 381–390.

Da die LED-Segmente über den offenen Photobioreaktoren befestigt wurden, legten die LED-Segmente auch die Grundfläche der Reaktoren fest.

Die minimale Grundfläche eines Reaktors, für den separate Lichtbedingungen festgelegt werden konnten, entsprach der Fläche, die durch ein einzelnes LED-Segment beleuchtet wurde. Die maximale Grundfläche eines zusammenhängend aufgebauten Reaktors war durch die Anzahl der LED-Segmente begrenzt und betrug jeweils 48 m² (6 x 2 Segmente, also 12 m x 4 m) in den äußeren beiden Klimasimulationshallen sowie 8 m² (2 x 1 Segmente, also 8 m x 4 m) in der mittleren Klimasimulationshalle.

Gestellkonstruktion

Da bei Forschungsarbeiten häufige Umbauten der Reaktoren zu erwarten waren, sollten die Gestelle eine einfache Modifikation der Reaktorgeometrie ermöglichen. Die Gestelle sowie alle weiteren Bauteile der Flachgerinnereaktoren sollten außerdem nicht über die Reaktorgrundfläche hinausragen, damit der Raum, der von den benachbarten LED-Segmenten beleuchtet wurde, vollständig für die benachbarten Reaktoren verwendet werden konnte.

Die LED-Segmente wurden mittels einer Stahlkette von darüber befindlichen Stahlträgern abgehängt. Diese Abhängung durfte nur kurzfristig – während einer Änderung der Segmentposition – lasttragend sein. Im normalen Betrieb sollten die LED-Segmente auf der Gestellkonstruktion des Reaktors fixiert werden. Diese hatte daher neben dem Reaktor auch das LED-Segment zu tragen. Die Masse eines mit Kühlwasser gefüllten LED-Segments betrug 300 kg, sodass bei Fixierung des LED-Segments an den vier Eckpunkten jede Stütze des Gestells eine Last von mindestens 75 kg trug. Aufgrund des hoch gelegenen Kraftangriffspunkts war eine ausreichende Knickstabilität der Eckstützen durch Querverstrebungen sicherzustellen.

6.2 Grundlegende Gestaltungselemente

In diesem Kapitel werden die grundlegenden Gestaltungselemente beschrieben, aus denen Flachgerinnereaktoren bestehen. Dabei wird auf die Materialien und die Komponenten eingegangen.

6.2.1 Materialien

In diesem Kapitel werden die Anforderungen an die Reaktormaterialien vorgestellt und die ausgewählten Materialien genannt.

Anforderungen

Die Materialien der Flachgerinnereaktoren standen in direktem Kontakt mit den Mikroalgen und sollten daher keine negativen Einflüsse auf die Physiologie der Mikroalgen ausüben. Im Algentechnikum sollten vorwiegend saline Mikroalgen erforscht werden, um die Kontaminationsgefahr der offenen Reaktoren zu reduzieren. Daher war eine hohe Korrosionsresistenz der verwendeten Materialien wichtig. Da das Dachglas nur langwellige UV-Anteile (> 350 nm) des Sonnenlichts transmittierte und die LED-Anlage kein UV-Licht lieferte, war die UV-Stabilität der Materialien – anders als im Freiland – nicht relevant.

Die Verwendung der Reaktoren zu Forschungszwecken bedingte, dass häufig Umbauten der Reaktoren vorgenommen werden und dass unterschiedliche Mikroalgen-Stämme verwendet werden. Daher sollten die Materialien leicht verarbeitbar sein, sodass Sonderanfertigungen der Reaktormodule kostengünstig realisiert werden und nachträgliche Veränderungen unkompliziert und wirtschaftlich durchgeführt werden könnten. Um Kontaminationen durch Reste voriger Experimente zu vermeiden, war eine gute Reinigbarkeit der Reaktoren wichtig. Diese sollte mechanisch sowie chemisch durchgeführt werden, daher mussten die Materialien eine hohe Beständigkeit gegenüber sauren (HCl) und basischen (NaOH) wässrigen Lösungen sowie Ethanol aufweisen.

Um die wirtschaftliche Skalierbarkeit der entwickelten Reaktoren zu ermöglichen, sollten Materialien ausgewählt werden, die in großen Mengen kostengünstig verfügbar waren. Zudem sollten die Materialien umweltverträglich entsorgt werden können.

Gewählte Materialien

Auf Basis der beschriebenen Anforderungen wurden die Kunststoffe Polyethylen (PE), Polyethylenterephtalat-Glycol (PETG), Polyvinylidenfluorid (PVDF) und Polypropylen (PP)

sowie die Metalle Edelstahl und Aluminium ausgewählt. Diese wurden in unterschiedlichen Reaktorkomponenten eingesetzt.

Das Material PE wurde für alle Reaktormodule (Einlaufbecken, Gerinne, Wendebecken, Sammelbecken) verwendet und stellte damit das in größtem Umfang verwendete Material dar. Transparentes PETG wurde für Transmissions-Messfenster in den Gerinnen eingesetzt. Siebe dienten in den Sammelbecken zum Schutz der Pumpe vor größeren Fremdkörpern. Sie wurden aufgrund der hohen Dichte, die das Verbleiben des Siebe am Boden des Sammelbeckens sicherstellte, aus PVDF gefertigt. Das Material PP wurde für Verbindungsstücke in den Schlauchleitungen verwendet. Edelstahl wurde bei dauerhaft (Füllstandssensor) sowie häufig (Schlauchschellen, reaktornahe Schrauben, Auflagegitter für Teichfoliengerinne, Leitungswasser-Kugelhähne) medienberührten Komponenten eingesetzt. Das Gestell der Reaktoren bestand aus Aluminium.

Da einige Reaktorkomponenten nicht in den genannten Materialien verfügbar waren, wurden auch Materialien verwendet, die nicht alle Anforderungen erfüllten. So bestanden der Schlauch zwischen Sammelbecken, Pumpe und Einlaufbecken aus lebensmittelgeeignetem Weich-PVC, einige Kugelhähne sowie Schlauchverbindungsstücke bestanden aus Hart-PVC. Schrauben, die nur selten mit salzhaltigen Flüssigkeiten in Berührung kamen, bestanden aus Kostengründen aus nicht korrosionsresistentem Stahl. Im Rahmen des zweijährigen Betriebs wurden keine negativen Effekte aufgrund der gewählten Materialien beobachtet.

6.2.2 Komponenten

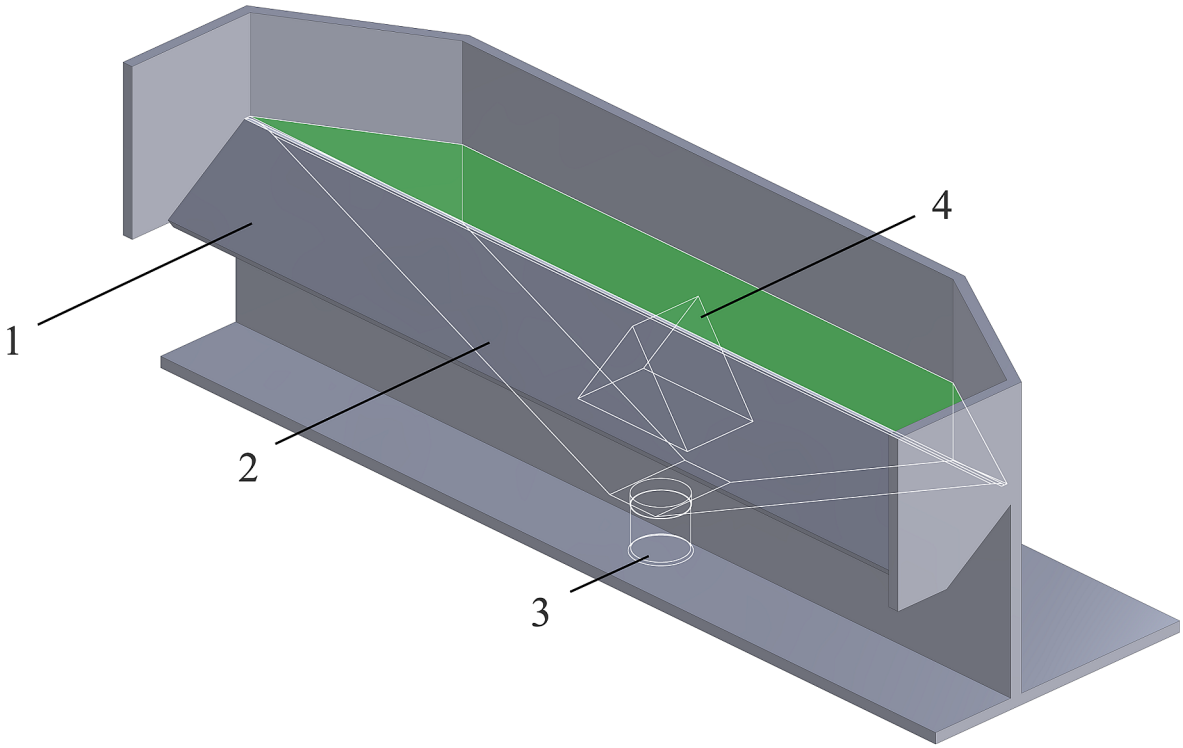
In diesem Kapitel werden die Komponenten vorgestellt, aus denen die Flachgerinnereaktoren zusammengesetzt wurden. Dies waren eine Pumpe, verschiedene Reaktormodule (Einlaufbecken, Gerinne, Wendebecken, Sammelbecken) sowie Gestelle. Um flexible Versuchsaufbauten zu ermöglichen, wurden alle Reaktormodule in dieser Arbeit so gestaltet, dass sie keine Berührpunkte miteinander hatten. Die Algensuspension strömte daher in freiem Fall von einem Reaktormodul in das Nächste.

Pumpe

Da die Algensuspension in Flachgerinnereaktoren schwerkraftgetrieben durch den Reaktor strömte, musste zunächst die potentielle Energie der Algensuspension erhöht werden. Der Pumpentyp sollte hohe Volumenströme bei niedrigen Drücken ermöglichen und die verwendeten Mikroalgenstämme nicht beschädigen. Weiterhin sollten der Pumpentyp geringe Investitions- und Betriebskosten aufweisen und in verschiedenen Maßstäben verfügbar sein, um eine wirtschaftliche Maßstabsübertragung der Prozesse zu ermöglichen. Zudem sollte der Pumpentyp technisch gut charakterisiert sein, um eine wirtschaftliche Dimensionierung der Pumpe zu ermöglichen. Basierend auf diesen Anforderungen wurde eine als Serienprodukt kommerziell erhältliche magnetisch gekuppelte Kreiselpumpe aus Polypropylen gewählt.

Einlaufbecken

Ein Einlaufbecken diente zur Verteilung der aus der Pumpe strömenden Algensuspension auf die Gerinnebreite, damit das Gerinne gleichmäßig überströmt wurde. In Abb. 6.1 ist ein Einlaufbecken des 8 m²-Reaktors dargestellt. Die Algensuspension strömte von unten in das Einlaufbecken und lief über eine Kante und eine geneigte Fläche in das nachfolgende Gerinne. Der von der Pumpe zu fördernde Volumenstrom wurde durch die gewünschte Strömungsgeschwindigkeit und Schichtdichte auf dem Gerinne definiert. Aufgrund der hohen Breite der Gerinne im Vergleich zum Durchmesser der Pumpenschläuche lag eine hohe Strömungsgeschwindigkeit der Algensuspension in den Schläuchen vor. Diese wurde im Einlaufbecken mit einem zentralen Strömungsstörer reduziert. Die Beruhigung der Algensuspension und die Ausbildung einer gleichmäßigen Oberfläche wurde darüber hinaus durch den statischen Druck des Füllstands im Einlaufbecken unterstützt. Das Becken wurde strömungsgünstig konstruiert – dies bedeutet, dass alle medienberührten Flächen senkrecht oder geneigt gestaltet wurden, um Sedimentation entgegenzuwirken und ein vollständiges Ablaufen der Algensuspension bei Abschalten der Pumpe zu gewährleisten.



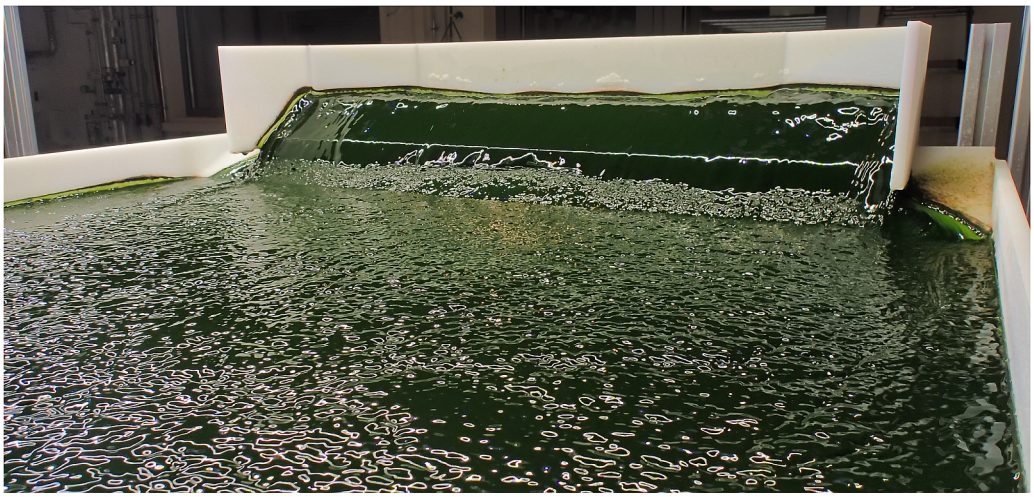


Abb. 6.1 Einlaufbecken der 4 m²- und 8 m²-Flachgerinnereaktoren (3D-Modell und Foto). (1) Geneigte Fläche zur Überleitung der Algensuspension in das nachfolgende Gerinne, (2) Strömungsgünstige Konstruktion durch geneigten Boden innerhalb des Beckens, (3) Stutzen zur Einströmung der Algensuspension von der Pumpe in das Einlaufbecken, (4) Strömungsstörer zum Abbau der kinetischen Energie und zur seitwärtigen Verteilung der einströmenden Algensuspension. Zwischen Strömungsstörer und Rückwand des Beckens war ein schmaler Spalt, damit die Suspension nicht vollständig nach außen umgelenkt wurde, sondern anteilig auch in der Mitte des Einlaufbeckens aufströmte und von dort in das nachfolgende Gerinne gelangte. Eine fluiddynamische Charakterisierung des Einlaufbeckens wurde von Severin (2017a) durchgeführt. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

Gerinne

Das Gerinne stellte die wesentliche photosynthetisch aktive Fläche der Flachgerinnereaktoren dar und kann vereinfacht als schräge Ebene betrachtet werden. Die Einlaufschräge ermöglichte einen strömungsgünstigen Übergang der Algensuspension vom Einlaufbecken in das Gerinne. Ein 5–10 cm hoher Rand verhinderte das seitliche Abfließen der Algensuspension. Ein vollständiger Übergang der Algensuspension zum nächsten Reaktormodul wurde mit einer Tropfkante erreicht.

In Abb. 6.2 sind zwei Gerinne unterschiedlicher Bauart dargestellt. Gerinne wurden sowohl aus festen Kunststoffplatten (Polyethylen mit 10 mm Stärke, Abb. 6.2 links) als auch aus Teichfolie (Polyethylen-Bändchenfolie mit 320 g m^{-2} Flächengewicht, Abb. 6.2 rechts) hergestellt. Aufgrund der hohen Biegesteifigkeit wurden die festen Gerinne direkt auf dem Reaktorgestell platziert, das eine Maschenweite von 70 cm aufwies. Die Teichfolie-Gerinne hingegen wurden auf Punktschweißgitter (Maschenweite 3 cm) gelegt, um lokale Vertiefungen zu vermeiden. Die Punktschweißgitter wurden auf den Reaktorgestellen platziert.

Abb. 6.2 Feste Gerinne (links) und Teichfoliengerinne (rechts). Die Punktschweißgitter sind durch die dünne Teichfolie sichtbar.

Wendebecken

Bei 4 m²- und 8 m²-Reaktoren wurde ein Wendebecken verwendet, um die Algensuspension mit umgekehrter Fließrichtung über ein zweites Gerinne wieder zurück zur Pumpe zu führen. Dadurch wurde die Dauer, während der sich die Algensuspension in nicht beleuchteten Leitungen befand, minimiert.

In Abb. 6.3 ist ein Wendebecken dargestellt. Die Algensuspension strömte über die gesamte Gerinnebreite in die obere Hälfte des Wendebeckens ein. Um ein zügiges Abfließen der Suspension zu fördern, war der Boden der oberen Hälfte des Wendebeckens in Fließrichtung, also in Richtung der unteren Hälfte des Wendebeckens, geneigt. Die untere Hälfte des Wendebeckens war ebenfalls in der gewünschten Fließrichtung, also in Richtung des folgenden Gerinnes, geneigt. Mittels zweier Strömungsstörer wurde die Umlenkung der Algensuspension in das untere Gerinne unterstützt.

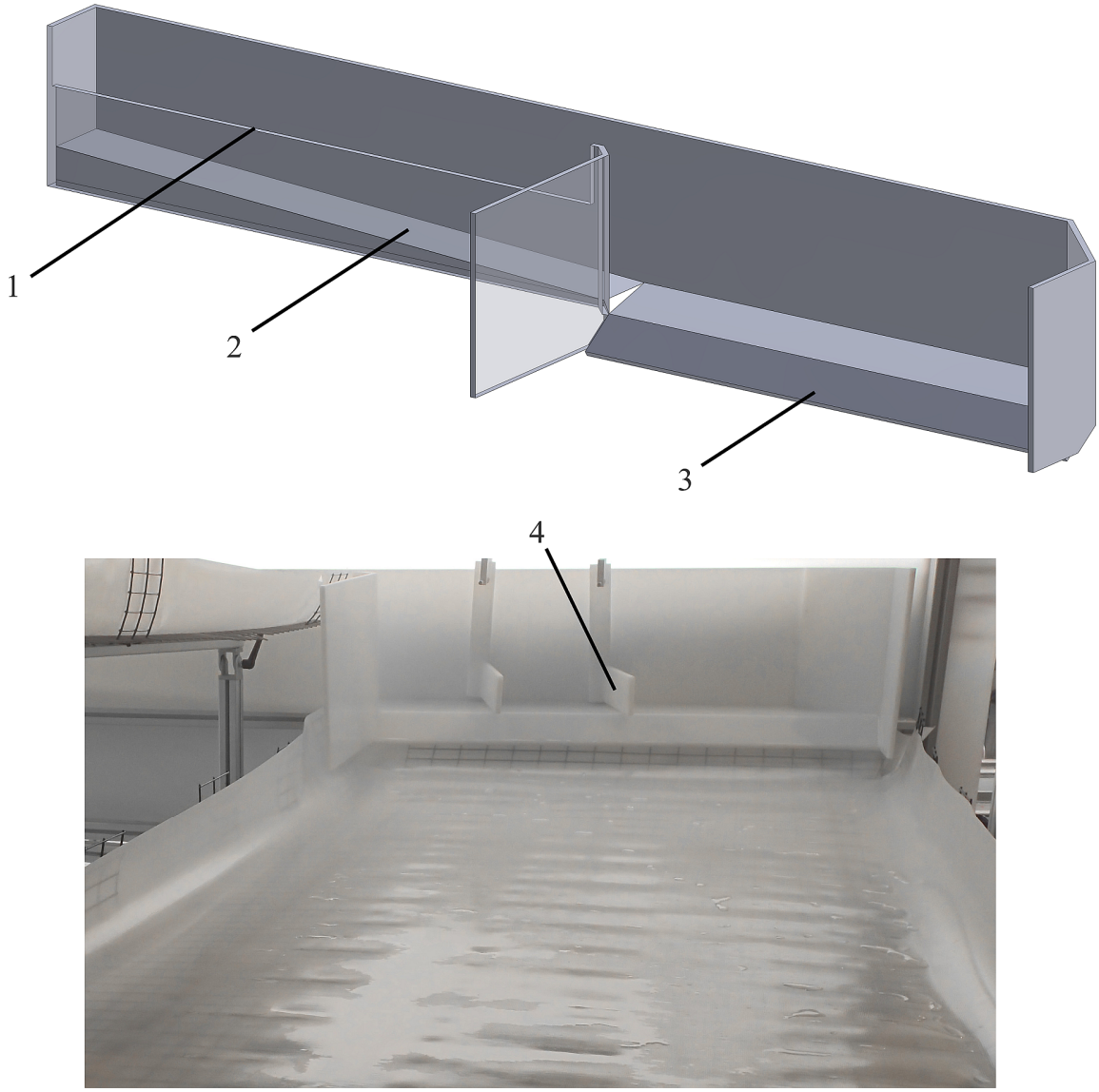


Abb. 6.3 Wendebecken der 4 m²- und 8 m²-Reaktoren (3D-Modell und Foto). (1) Einlaufzone der Algensuspension von dem vorgeschalteten Gerinne, (2) Strömungsgünstige Konstruktion durch geneigten Boden innerhalb des Beckens, (3) geneigte Fläche und Strömungsstörer (4) zur Überleitung der Algensuspension in das nachfolgende Gerinne, (4). Eine fluiddynamische Charakterisierung des Wendebeckens wurde von Severin (2017a) durchgeführt. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

Sammelbecken

Ein Sammelbecken diente zum Auffangen der Algensuspension nach dem Durchgang durch den Flachgerinnereaktor. In Abb. 6.4 ist ein Sammelbecken eines 8 m²-Reaktors dargestellt.

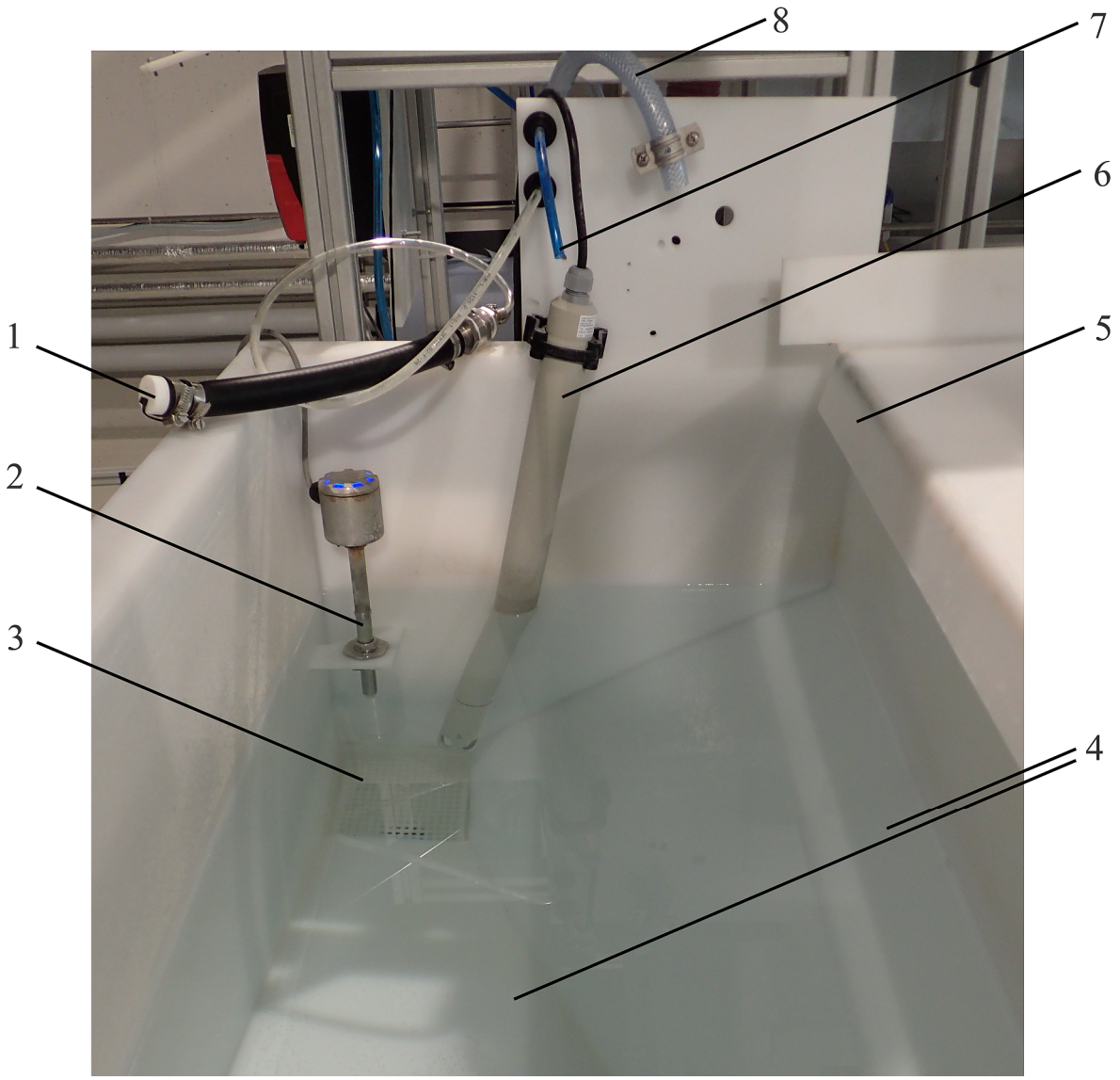


Abb. 6.4 Sammelbecken der 8 m²-Reaktoren (Foto). (1) Poröser Schlauch zur CO_2-Zugabe (liegt im Betrieb untergetaucht auf dem Boden des Sammelbeckens), (2) Füllstandssensor, (3) Sieb, (4) Strömungsgünstige Konstruktion durch in zwei Richtungen geneigten Boden innerhalb des Beckens, (5) Tropfkante des vorgeschalteten Gerinnes, (6) Eintaucharmatur des kombinierten pH/Temperatur-Sensors, (7) Schlauch zur automatischen Zugabe geringer Wassermengen für den Verdunstungsausgleich, (8) Schlauch zur manuellen Zugabe größerer Frischwasser-Volumenströme beim Füllen oder Reinigen des Reaktors. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

Der Boden des Sammelbeckens war in zwei Richtungen geneigt, um ein vollständiges Abfließen der Algensuspension zum tiefsten Punkt des Beckens zu erreichen, an dem der Saugschlauch der Pumpe angeschlossen war. Über dem Schlauchstutzen befand sich ein Sieb, um das Eindringen größerer Fremdkörper in die Pumpe zu verhindern. Im Sammelbecken erfolgte die Messung von Füllstand, pH und Temperatur sowie die Zugabe von CO_2 und Wasser für den Verdunstungsausgleich.

Gestell

In Abb. 6.5 ist ein Gestell dargestellt, welches für die Gerinne und das Wendebecken sowie die zwei darüber befindlichen LED-Segmente konstruiert wurde. Das Gestell kann funktional in zwei miteinander verbundene Gruppen unterteilt werden: ein Basisgestell und eine Auflagefläche für die Gerinne.

Das Basisgestell glich mittels höhenverstellbarer Standfüße die Neigung des Bodens im Algentechnikum aus und stellte somit eine ebene Basis für die Fixierung der Auflagefläche für die Gerinne zur Verfügung. Die Auflagefläche für die Gerinne erlaubte die geometrische Variation der Position und Ausrichtung der Gerinne. So waren mit einem einzigen Gestell Versuchsanordnungen mit 0–3° Neigungswinkel der Gerinne möglich.

Zusätzlich zu diesem Gestell wurde je ein separates mobiles Gestell für das Einlaufbecken und das Sammelbecken konstruiert. Die Höhe des Einlaufbeckens war variierbar. Alle Gestelle bestanden aus einem kostengünstigen Bausatzsystem von Aluminiumprofilen und zugehörigen Profilverbindern, sodass schnelle und wirtschaftliche Umbauten möglich waren.

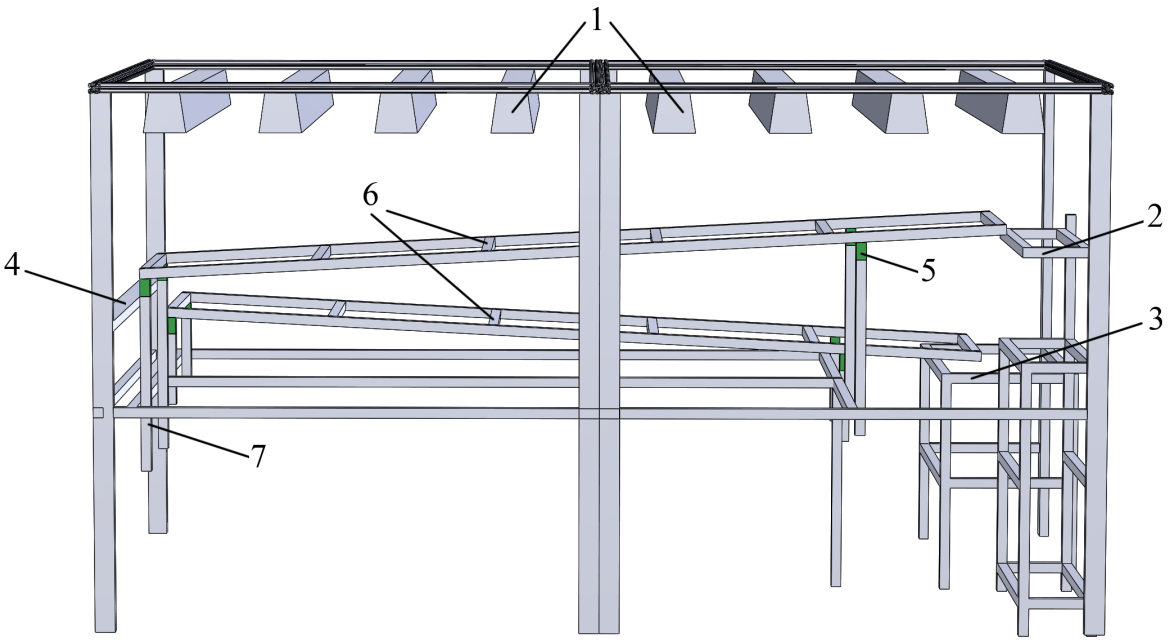


Abb. 6.5 Gestell der 8 m²-Reaktoren (3D-Modell). Beide LED-Segmente (1, je vier Leuchten pro Segment) wurden an ihren vier Eckpunkten abgestützt. Separate Gestelle trugen das Einlaufbecken (2) und Sammelbecken (3). Das breite waagerechte Profil am linken Rand (4) trug das Wendebecken. Die grünen Elemente (5) symbolisieren Gelenke, die die Ausrichtung der Auflagefläche für die Gerinne mit verschiedenen Neigungswinkeln ermöglichten. Die Höhe der Auflagefläche für die Gerinne (6) konnte verstellt werden, indem die senkrechten Stützen (7) in unterschiedlicher Höhe am Basisgestell fixiert wurden. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

6.3 Technische Realisierung der Flachgerinnereaktoren

Mit den im vorigen Kapitel beschriebenen Reaktorkomponenten wurden vollständige Flachgerinnereaktoren in drei Größen realisiert, die in diesem Kapitel beschrieben werden. In Abb. 6.6 ist ein maßstabsgetreuer Vergleich der drei Reaktorgrößen dargestellt. Aufgrund der unterschiedlichen Konstruktionsprinzipien werden im Folgenden die 4 m²- und 8 m²-Reaktoren separat vom 50 m²-Reaktor vorgestellt.

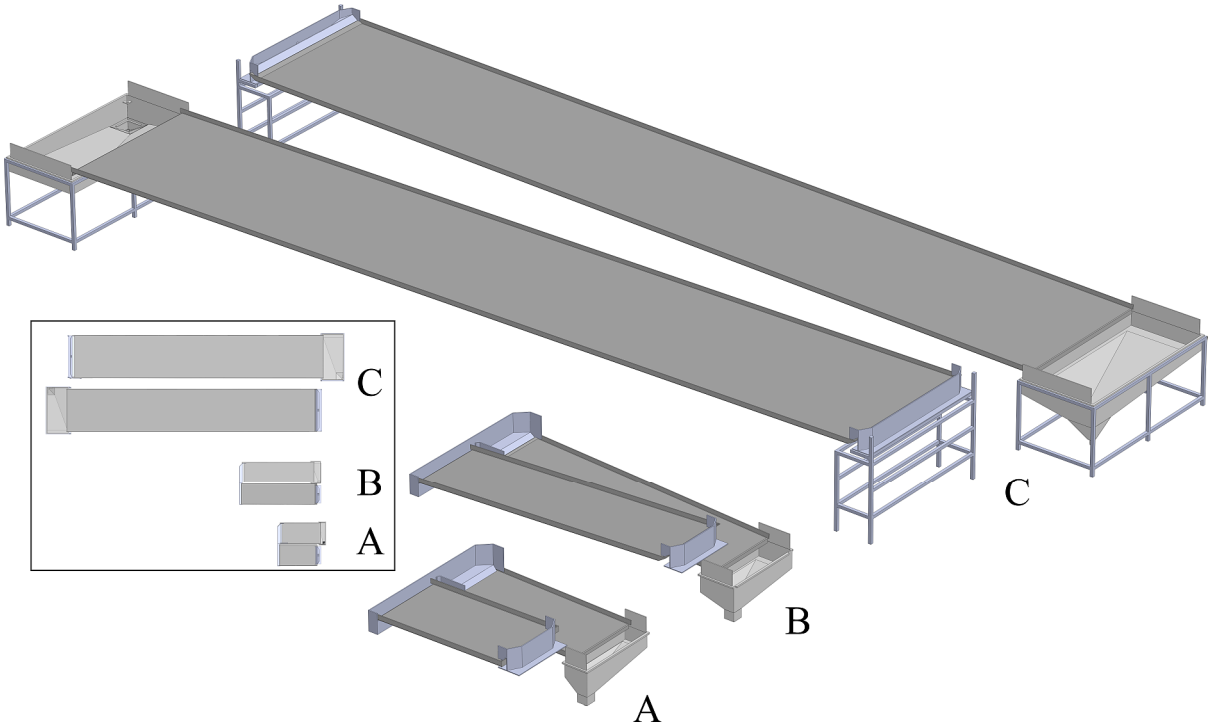
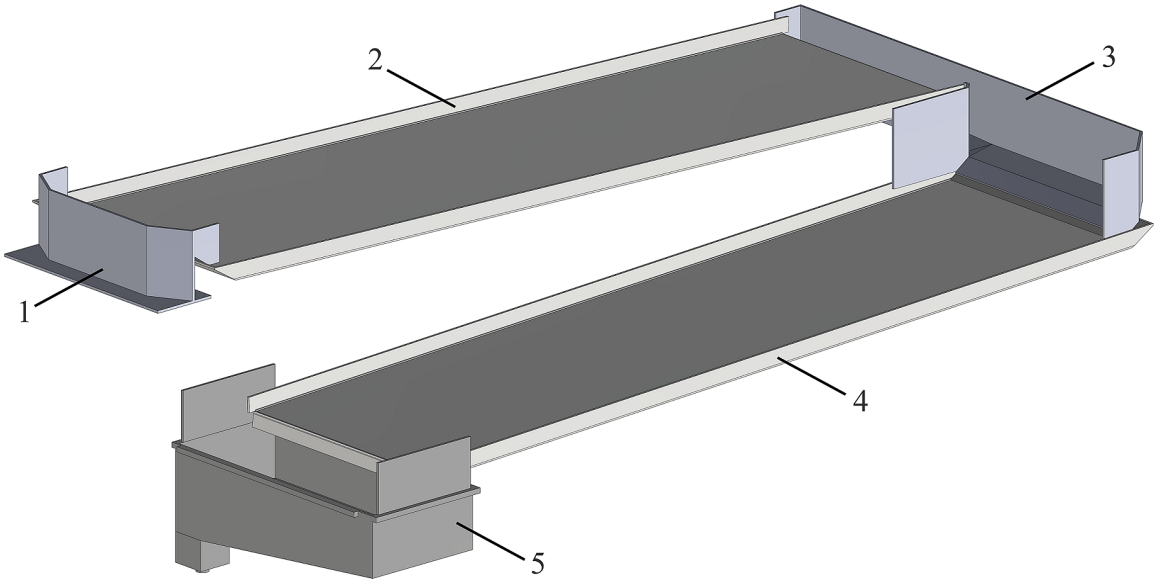


Abb. 6.6 Maßstabsgetreuer Vergleich der drei Flachgerinnereaktor-Größen (3D-Modelle, räumliche Ansicht und – im Kasten – Draufsicht). Die Reaktoren mit 4 m² (A) und 8 m² (B) Grundfläche (Gerinnebreite je 1 m, Gerinnelänge 1,7 m und 3,7 m) beruhten auf einem identischen Konstruktionsprinzip (eine Pumpe, ein Wendebecken). Der Reaktor mit 50 m² (C) Grundfläche (Gerinnemaße 12 m x 2 m) war neben seiner deutlich größeren Fläche auch anders konstruktiert (zwei Pumpen, kein Wendebecken) als die 4 m²- und 8 m²-Reaktoren. Für die Abbildung wurden die Reaktoren am Einlaufbecken ausgerichtet. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

6.3.1 Reaktoren mit 4 m² und 8 m² Grundfläche

Die Reaktoren mit 4 m² und 8 m² Grundfläche bestanden aus (in Fließrichtung) Einlaufbecken, oberem Gerinne, Wendebecken, unterem Gerinne und Sammelbecken. In Abb. 6.7 ist ein

Reaktor mit 8 m² Grundfläche abgebildet. Es wurden sowohl feste Gerinne als auch Teichfolien-Gerinne mit jeweils 1 m Breite verwendet. In Abb. 6.8 ist der Pumpentrakt eines Reaktors abgebildet. Unter dem Sammelbecken war ein Dreiwegehahn befestigt, über den die Flüssigkeit zur Pumpe geleitet oder aus dem Reaktor abgelassen werden konnte. Druckseitig der mit einem Frequenzumrichter betriebenen Pumpe befand sich ein magnetisch-induktiver Volumenstromsensor.



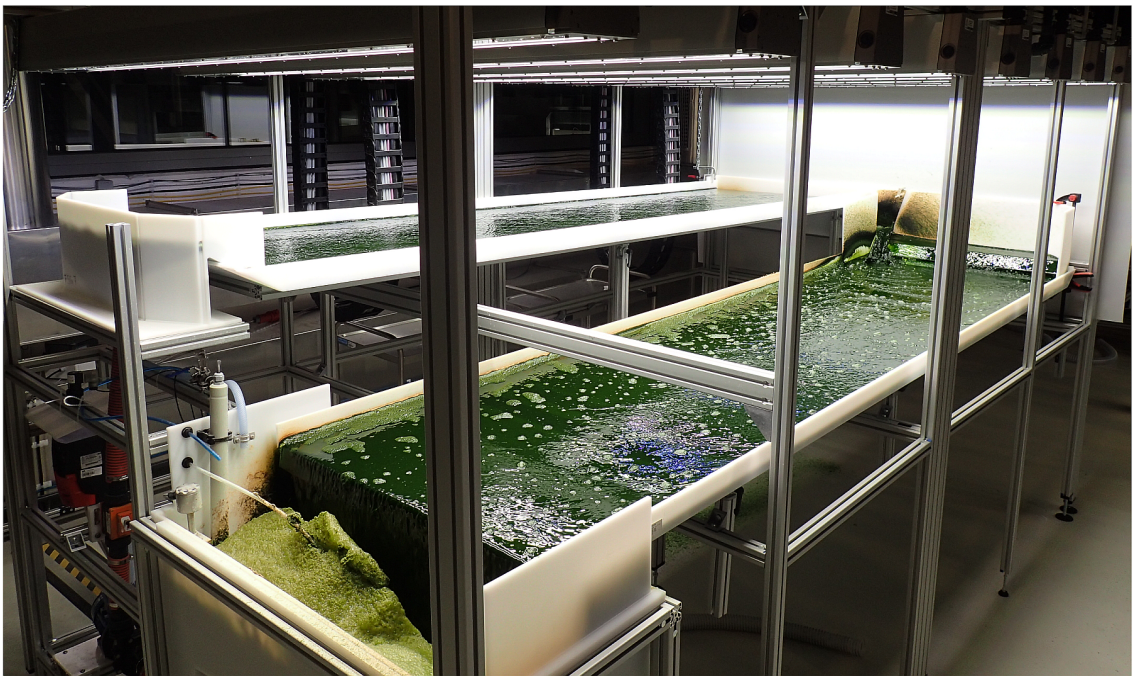


Abb. 6.7 Flachgerinnereaktor mit 8 m² Grundfläche: 3D-Modell (oben) und Foto (unten). (1) Einlaufbecken, (2) Oberes Gerinne, (3) Wendebecken, (4) Unteres Gerinne, (5) Sammelbecken. Gerinnebreite je 1 m, Gerinnelänge je 3,7 m. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

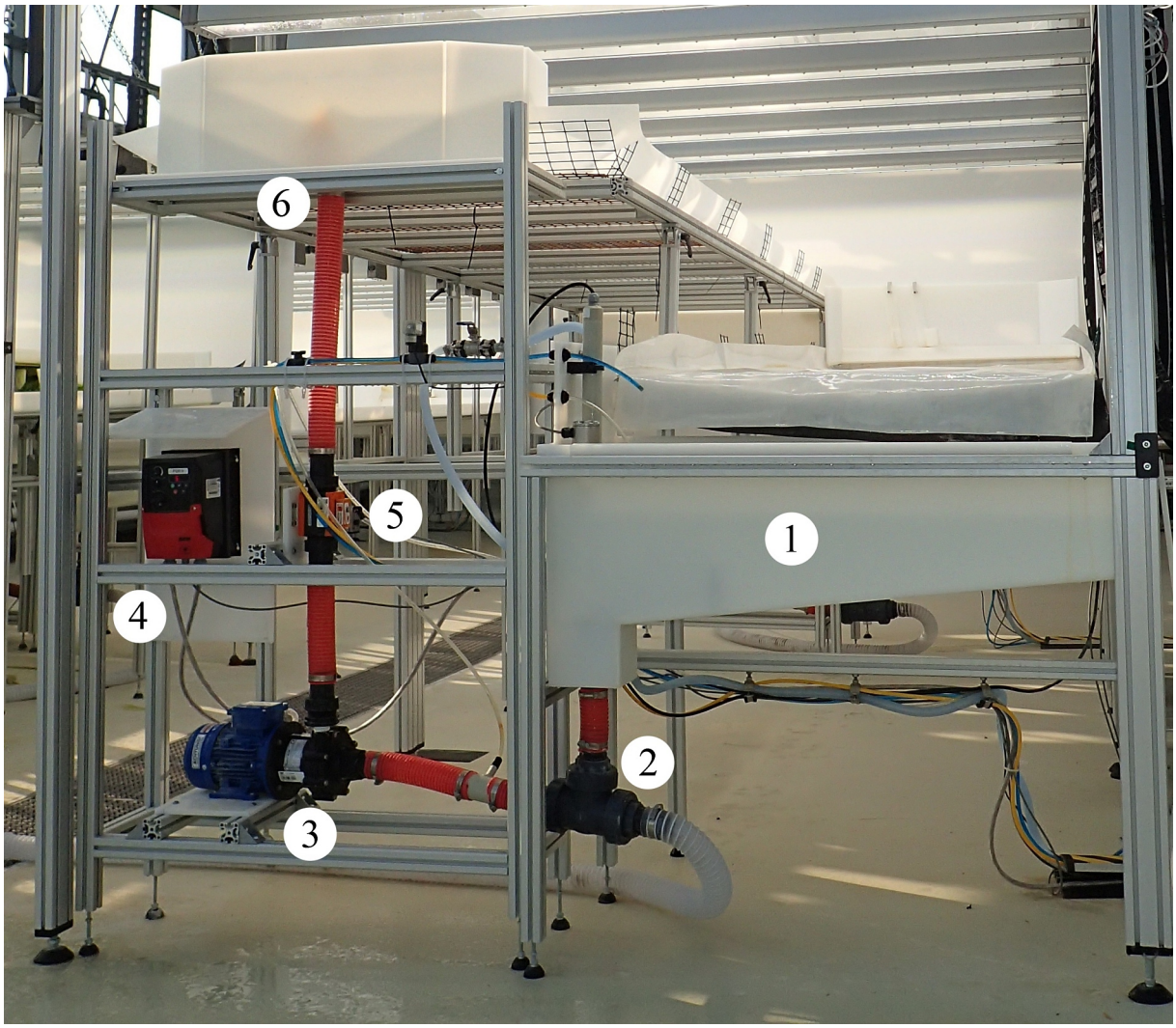


Abb. 6.8 Pumpentrakt eines 8 m²-Reaktors (Foto). (1) Sammelbecken, (2) Dreiwegehahn, (3) Pumpe, (4) Frequenzumrichter, (5) Volumenstromsensor, (6) Einlaufbecken.

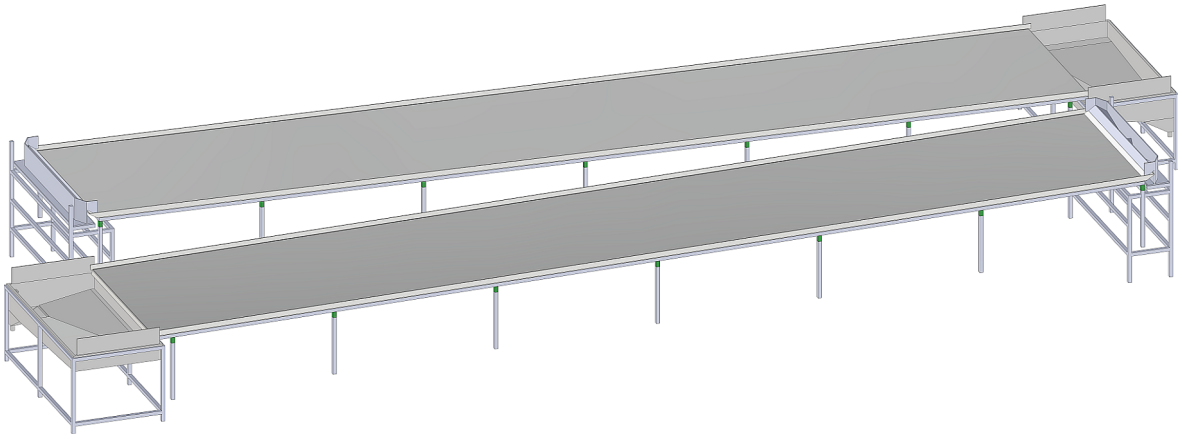
6.3.2 Reaktoren mit 50 m² Grundfläche

Bei Flachgerinnereaktoren mit langen Gerinnen können selbst bei geringen Gerinnesteigungen beachtliche Höhenunterschiede erreicht werden. Die Erdarbeiten, die zur Geländeformung für Teichfolien-basierte Reaktoren im Freiland erforderlich sind, könnten ein wesentlicher Kostenfaktor werden. Um diese Kosten zu vermeiden, können mehrere Gerinne hintereinander geschaltet werden. Die Koppelung der Gerinne kann durch eine Kombination jeweils eines Sammel- und Einlaufbeckens erfolgen, die wasserbautechnisch als Pumpwerk bezeichnet werden kann. Diese Konstruktion ermöglicht den Aufbau sehr großer Flachgerinnereaktoren bei reduzierter Komplexität, da nur drei Reaktormodule (Einlaufbecken, Gerinne, Sammelbecken) in mehrfacher identischer Ausführung, aber keine Wendebecken benötigt

werden. Da an jedem Pumpwerk eine Aufsättigung der Algensuspension mit CO_2 erfolgen kann, trägt diese Konstruktion auch zur Etablierung gleichmäßiger Wachstumsbedingungen bei. Aufgrund der Verwendung mehrerer Pumpen ergibt sich jedoch eine Erhöhung der Komplexität des Reaktors an anderer Stelle. Die Volumenströme aller Pumpen müssten identisch sein, um einen dauerhaften Betrieb zu ermöglichen. Dies ist jedoch praktisch nicht realisierbar, weswegen eine Regelung der Volumenströme aller Pumpen vorgenommen werden muss.

Um die praktische Tauglichkeit der Bauweise von Flachgerinnereaktoren mit mehreren gekoppelten Gerinnen zu untersuchen, wurde ein Flachgerinnereaktor mit 50 m² Grundfläche gestaltet, der auf einer Kopplung zweier Gerinne basierte. Der Reaktor bestand aus zwei identischen Anordnungen je eines Einlaufbeckens, Gerinnes und Sammelbeckens. Die beiden Anordnungen waren gegenläufig nebeneinander platziert. In Abb. 6.9 ist dieser Reaktor dargestellt.

Zur Konstruktion des 50 m²-Reaktors wurde eine Maßstabsvergrößerung der Reaktormodule der 8 m²-Reaktoren vorgenommen. Die Maßstabsvergrößerung des Einlaufbeckens erfolgte durch eine verdoppelte Breite bei Beibehaltung aller anderen Maße (Abb. 6.10). Das Gerinne wurde durch Verwendung von Teichfolie doppelter Breite realisiert. Bei der Maßstabsvergrößerung des Sammelbeckens wurden mehrere geometrische Maße verändert, die Form und Funktion jedoch größtenteils beibehalten. Die einzigen funktionalen Änderungen betreffen den Bereich über dem Anschlussstutzen des Pumpen-Saugschlauchs. Dieser Bereich wurde zur Verbesserung der Durchströmung und der Reinigbarkeit mit geneigten Wänden konstruiert, außerdem wurde kein Sieb verwendet, damit die CO_2-Eintragsschläuche tiefer eintauchen konnten (Abb. 6.11). Im 50 m²-Reaktor befand sich der Dreiwegehahn nicht direkt unter dem Sammelbecken, sondern in der waagerechten Leitung zur Pumpe. Dies ermöglichte eine strömungsgünstige Führung der Algensuspension durch einen mit großem Biegeradius verlegten Schlauch.



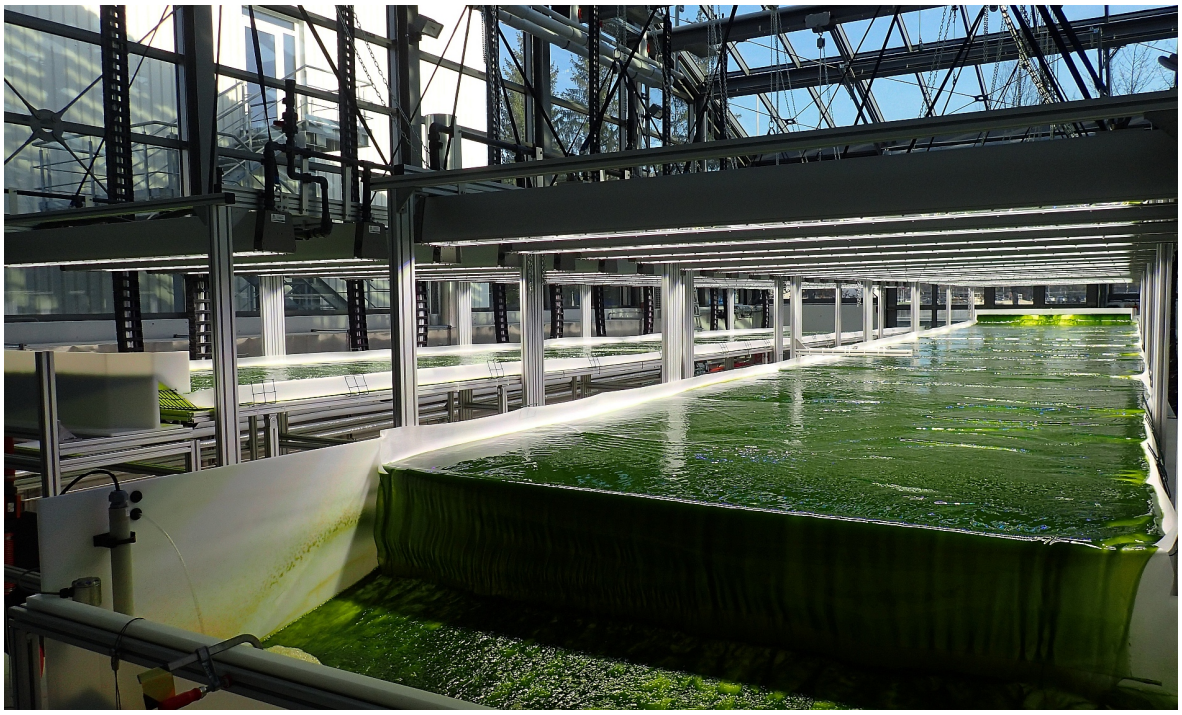


Abb. 6.9 Flachgerinnereaktor mit 50 m² Grundfläche (3D-Modell und Foto). Der Reaktor bestand aus zwei identischen, gegenläufig angeordneten Kombinationen von Einlaufbecken, Gerinne und Sammelbecken. Gerinnebreite je 2 m, Gerinnelänge je 12 m.

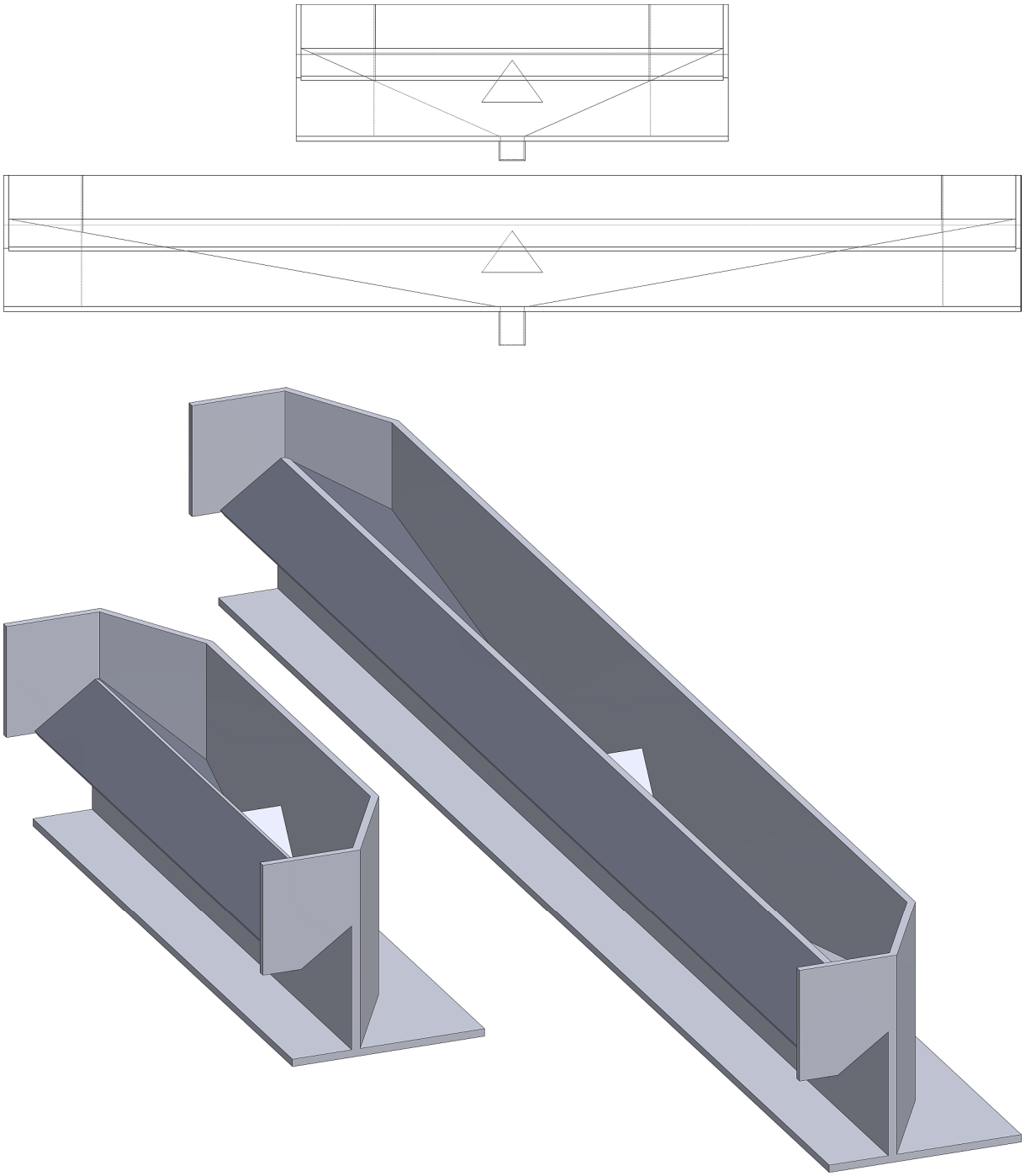


Abb. 6.10 Einlaufbecken der Reaktoren mit einer Grundfläche von 8 m² und 50 m². Oben: Frontalansicht mit Darstellung der inneren Gestalt. Unten: 3D-Modelle. Eine fluiddynamische Charakterisierung der Einlaufbecken wurde von Severin (2017a) durchgeführt. Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

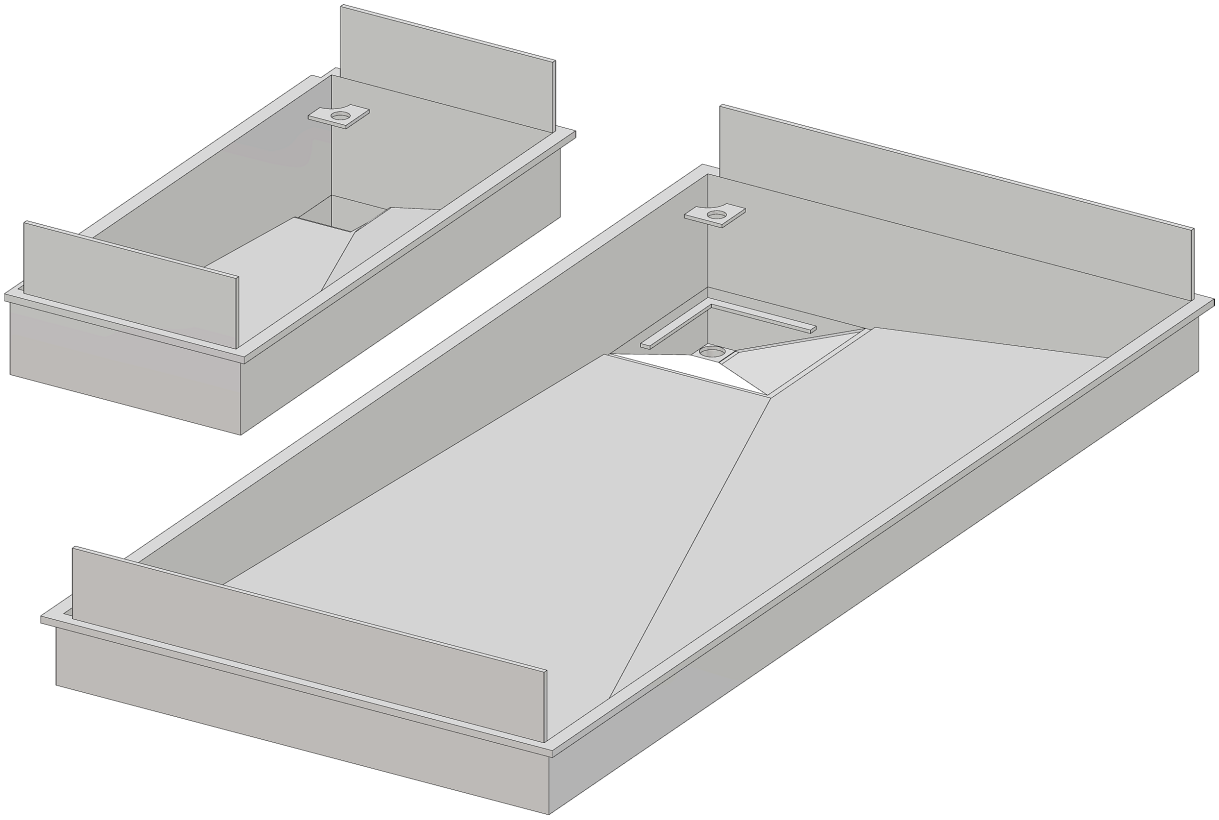


Abb. 6.11 Sammelbecken der Reaktoren mit einer Grundfläche von 8 m² und 50 m² (3D-Modelle). Vollständig bemaßte technische Zeichnungen befinden sich im Anhang der vorliegenden Arbeit (Kapitel 13).

7 Charakterisierung der Klimasimulation

In den vorigen Kapiteln wurde die Auslegung der Klimasimulationstechnik und die Gestaltung der Flachgerinnereaktoren beschrieben. In diesem Kapitel werden diese beiden Bereiche zusammengeführt und die Klimasimulation an den Flachgerinnereaktoren charakterisiert. Dazu wurde das komplexe Zusammenspiel der Komponenten der Klimasimulation hinsichtlich der Übereinstimmung der simulierten Umgebungsbedingungen mit Freiland-Bedingungen untersucht und optimiert. Die Sonnenlichtsimulation und die Luftklimasimulation wurden dabei separat betrachtet.

7.1 Sonnenlichtsimulation

Die Sonnenlichtsimulation erfolgte durch zeitgleiche Nutzung von natürlichem Sonnenlicht (*solares Licht)* und künstlich durch Leuchtdioden (LEDs) erzeugtem Sonnenlicht (*LED-Licht)*. Ziele der Sonnenlichtsimulation waren eine hohe spektrale Übereinstimmung mit solarem Licht sowie eine räumlich homogene Bestrahlung der Flachgerinnereaktoren mit der Photonenfluss-dichte des Zielklimas. In diesem Kapitel wird die Erreichung dieser Ziele untersucht.

7.1.1 Lichtspektrum

Bei der Auslegung der Klimasimulationstechnik war beschlossen worden, dass das Lichtspektrum der Sonnenlichtsimulation das Sonnenlicht-Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct + Circumsolar* nachbilden sollte. Dies könnte durch verschiedene Lichtquellen bewerkstelligt werden. In Abb. 7.1 ist ein Vergleich der spektralen Photonenflussdichte verschiedener Lichtquellen im Wellenlängenbereich der photosynthetisch aktiven Strahlung (PAR, 400–700 nm) sowie angrenzenden Wellenlängen dargestellt. Die Spektren wurden auf eine identische photosynthetisch aktive Photonenflussdichte, das heißt auf ein identisches Integral im PAR-Bereich, normiert. Diese Normierung ermöglicht einen sinnvollen Vergleich von Lichtquellen zur Beleuchtung photosynthetischer Organismen. Leuchtstoffröhren weisen schmale Banden mit sehr hoher Intensität auf und weichen daher stark von dem Referenzspektrum ab (Abb. 7.1 A). Eine besssere Übereinstimmung wird bei Verwendung einer weißen LED erreicht – dabei werden jedoch blaue Anteile des Referenzspektrums unter- und gelb-rote Anteile überrepräsentiert (Abb. 7.1 B). Bei der im Algentechnikum gewählten

Zusammenstellung verschiedenfarbiger LEDs verblieben nur geringe Lücken in Wellenlängenbereichen, für die keine LEDs auf dem Markt erhältlich waren oder die aus Gründen des Gesundheitsschutzes (UV-Licht < 400 nm) nicht integriert wurden (Abb. 7.1 C). Diese verbleibenden Abweichungen wurden durch die gleichzeitige Nutzung des solaren Lichts und LED-Lichts noch weiter reduziert. Mit einer mittleren Abweichung von –1,4 % (90 %-Perzentil des Betrags der Abweichungen 22 %, maximale Abweichung 33 %) war eine hohe spektrale Qualität der Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum gegeben (Abb. 7.1 D).

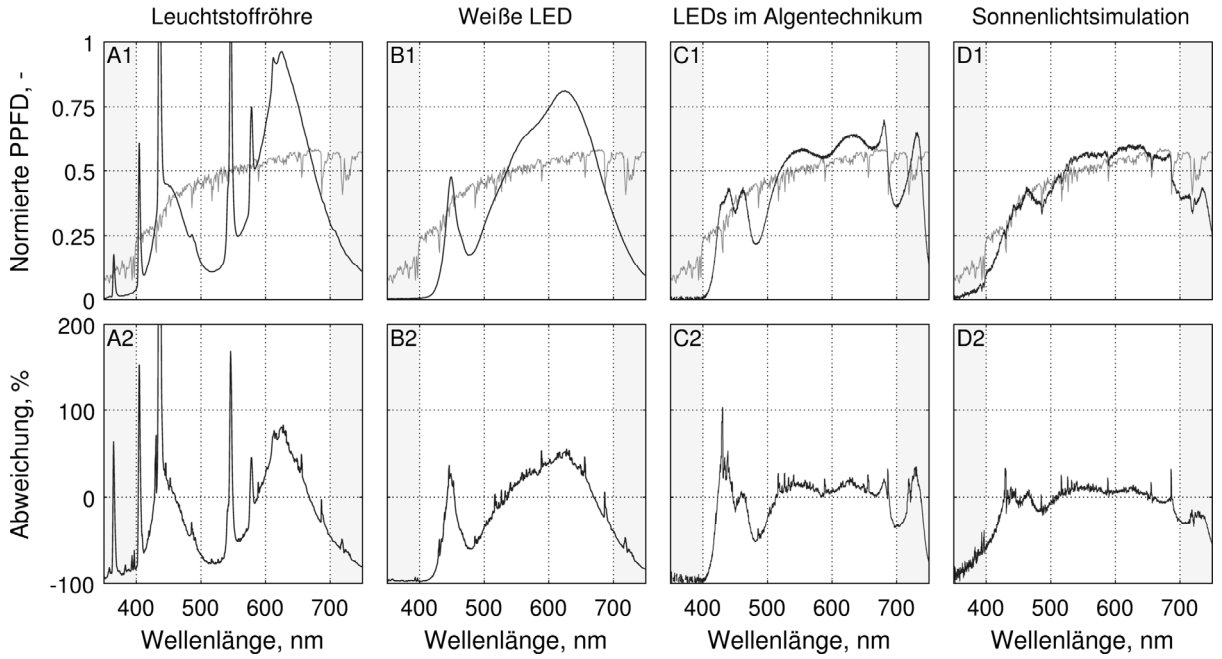


Abb. 7.1 Spektrale Photonenflussdichte verschiedener Lichtquellen (▬) im Vergleich mit dem Sonnenlicht-Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct + Circumsolar* (▬). Oben: Auf identische photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD) normierte Spektren. Die Skalierung der Ordinate wurde willkürlich festgelegt, um die Spektren klar zu visualisieren. Unten: Abweichung der Spektren von dem Referenzspektrum. A: Leuchtstoffröhre für die Pflanzenzucht (Osram Fluora). B: Weiße LED eines geschlossenen Photobioreaktors im Labormaßstab (Infors 5 Lux). C: LED-Licht im Algentechnikum. D: Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum (jeweils 50 % der gesamten Bestrahlungsstärke durch solares Licht und LED-Licht bereitgestellt). A2: Das über den oberen Diagrammrand herausragende Extremum endet bei 700 %. D2: Sehr schmale Extrema, z.B. bei 430 nm und 680 nm, traten bei Messungen des solaren Lichts auf. Sie resultieren aus Ungenauigkeiten der Wellenlängenkalibrierung und können wie bei Abb. 5.1 erläutert als Mess-Artefakte vernachlässigt werden.

Bei der Auslegung der Klimasimulation war die vereinfachende Annahme getroffen worden, dass das Spektrum des Sonnenlichts im Tagesverlauf konstant ist. Die Überprüfung dieser

Annahme erfolgte anhand der Spektren, die vom Dachspektrometer im Algentechnikum aufgezeichnet wurden. Bei Photonenflussdichten über 60 µmol m^{-2} s^{-1} wurde keine Rotverschiebung beobachtet. Bei niedrigeren Photonenflussdichten war das Messrauschen zu hoch, um den Verlauf des Spektrums identifizieren zu können (Daten nicht gezeigt). Daher wurde eine Photonenflussdichte von 60 µmol m^{-2} s^{-1} als obere Grenze für das Auftreten der Rotverschiebung in der Dämmerung festgelegt.

Diskussion

Die einzige andere Studie, in der eine Zusammenstellung verschiedenfarbiger LEDs (jedoch ohne solares Licht) mit dem Ziel der realitätsgetreuen Simulation des Sonnenlichtspektrums an offenen Photobioreaktoren verwendet wurde, wurde von Huesemann (2017) publiziert. In Abb. 7.2 ist ein Vergleich der spektralen Photonenflussdichte der von Huesemann verwendeten LEDs (A) mit den LEDs im Algentechnikum (B) und der Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum (C) dargestellt.

Beide LED-Spektren (Abb. 7.2 A, B) wurden ohne Wellenlängen unter 420 nm realisiert. Die langwelligen Absorptionsmaxima der oft vorkommenden Chlorophylle a und b (650–700 nm, Chen (2011)) waren bei Huesemann (Abb. 7.2 A2) mit –62 % (Algentechnikum LEDs: –0,2 %, B2) deutlich unterrepräsentiert. Beide Spektren waren im Wellenlängenbereich der kurzwelligen Absorptionsmaxima von Chlorophyll a und b (400–500 nm, Chen (2011)) vergleichbar. Mit der Verwendung solaren Lichts in der Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum wurde die Übereinstimmung mit dem Referenzspektrum in diesem Bereich markant verbessert (C2). Der Vergleich der Spektren zeigt, dass das Algentechnikum eine bislang unübertroffene spektrale Übereinstimmung einer Sonnenlichtsimulation für Photobioreaktoren mit dem Sonnenlicht-Referenzspektrum ermöglicht.

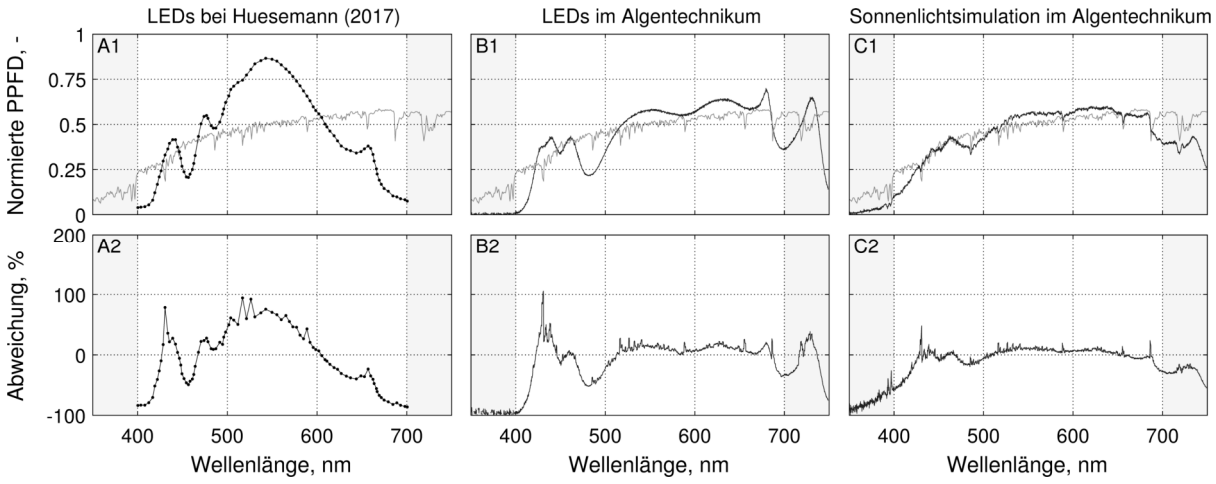


Abb. 7.2 Spektrale Photonenflussdichte verschiedener Lichtquellen (▬) im Vergleich mit dem Sonnenlicht-Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct + Circumsolar* (▬). Oben: Auf identische photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD), das heißt auf ein identisches Integral bei 400–700 nm, normierte Spektren. Die Skalierung der Ordinate wurde willkürlich festgelegt, um die Spektren klar zu visualisieren. Unten: Abweichung der Spektren von dem Referenzspektrum. A: Von Huesemann (2017) verwendetes LED-Licht. Das Spektrum wurde anhand der Abbildung S1 in den Zusatzmaterialien der Publikation von Huesemann an den gezeichneten Punkten digitalisiert. B: LED-Licht im Algentechnikum. C: Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum (jeweils 50 % der gesamten Bestrahlungsstärke durch solares Licht und LED-Licht bereitgestellt). C2: Sehr schmale Extrema, z.B. bei 430 nm und 680 nm, traten bei Messungen des solaren Lichts auf. Sie resultieren aus Ungenauigkeiten der Wellenlängenkalibrierung und können wie bei Abb. 5.1 erläutert als Mess-Artefakte vernachlässigt werden.

Möglicherweise trat bei Photonenflussdichten unter 60 µmol m^{-2} s^{-1} eine Rotverschiebung des Spektrums des solaren Lichts auf, die messtechnisch nicht nachweisbar war. Derart niedrige Photonenflussdichten traten im Zielklima des spanischer Sommertages nur morgens und abends über eine Dauer von insgesamt 1 h auf (7 % der gesamten Tageslichtphase). Mit nur 3 % der maximalen Photonenflussdichte des Zielklimas würde selbst bei geringen Biomassekonzentrationen nur eine minimale Eindringtiefe des Lichts in die Algensuspension vorliegen. Somit wäre nur ein geringer Anteil der Mikroalgen für kurze Zeit einem rötlicheren Licht ausgesetzt gewesen. Zudem war das Ausmaß der Rotverschiebung aufgrund des hohen Signal-Rausch-Verhältnisses nicht quantifizierbar und hätte somit nur unter weiteren Annahmen in der Klimasimulation berücksichtigt werden können. Daher war die Annahme eines konstanten Tageslichtspektrums gerechtfertigt und es wurde keine variable Ansteuerung der einzelnen LED-Farben zur Nachbildung unterschiedlicher Spektren im Tagesverlauf vorgenommen.

7.1.2 Verteilung des LED-Lichts auf den Flachgerinnereaktoren

In diesem Kapitel wird die Verteilung des LED-Lichts charakterisiert, mit dem die Flachgerinnereaktoren beleuchtet wurden. Das solare Licht und andere Lichtquellen wurden bei allen Messungen stets durch eine Ummantelung des untersuchten Raumes mit schwarzer Teichfolie ausgeschlossen.

Um einheitliche Wachstumsbedingungen für die Mikroalgen bereitzustellen, sollte die Photonenflussdichte auf der gesamten Gerinnefläche der Flachgerinnereaktoren identisch sein. Zur Prüfung der Erfüllung dieser Anforderung durch die LED-Anlage wurde die räumliche Verteilung des Lichts eines LED-Segments gemessen. Die Messung erfolgte an zwei nebeneinander positionierten LED-Segmenten, um die Lichtverteilung bei einem Flachgerinnereaktor mit 8 m² Grundfläche (welcher ebenfalls mit zwei benachbarte LED-Segmente betrieben wurde) abzubilden. Beide Segmente wurden mit 500 µmol m^{-2} s^{-1} betrieben, die gemessene Photonenflussdichte wurde auf diesen Wert bezogen dargestellt. Da die LED-Segmente technisch identisch waren, wurde die Messung an nur einem der beiden Segmente durchgeführt und die Messdaten für die Abbildung gespiegelt.

In Abb. 7.3 ist die gemessene räumliche Verteilung des LED-Lichts dargestellt. Eine deutliche Abschwächung der Messwerte war an den Rändern des Messbereichs zu sehen, insbesondere bei geringem Abstand von den LEDs. Der zum benachbarten LED-Segment gelegene Rand war besser ausgeleuchtet. Die Homogenität der Messwerte einer Messebene nahm mit steigendem Abstand der Messebene von den LEDs zu. Im Abstand von 25 cm (Abb. 7.3 A) und 50 cm (Abb. 7.3 B) von den LEDs überschritt die Photonenflussdichte den eingestellten Sollwert an mehreren Stellen um über 20 %. Im Abstand von 75 cm (Abb. 7.3 C) wurde eine relativ gleichmäßige Ausleuchtung beobachtet: die Photonenflussdichte lag bei einem Großteil der Reaktorfläche bei ± 20 % des eingestellten Sollwerts. Im Abstand von 100 cm (Abb. 7.3 D) wurde der eingestellte Sollwert mit Ausnahme einer Messposition überall unterschritten.

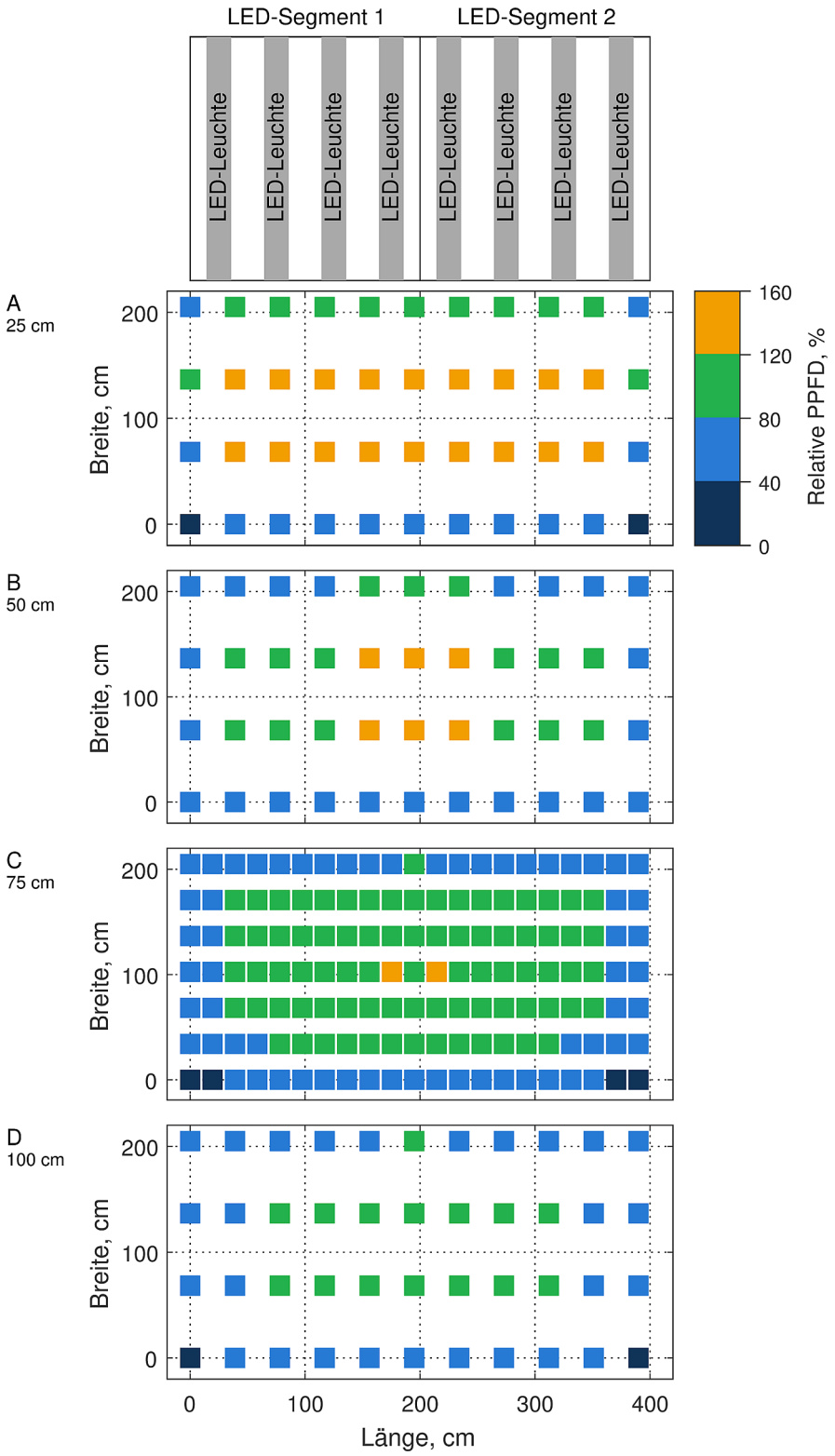


Abb. 7.3 Räumliche Verteilung der LED-Photonenflussdichte unter zwei benachbarten LED-Segmenten im Abstand von 25 cm (A), 50 cm (B), 75 cm (C) und 100 cm (D) von den Segmenten. Oben: Anordnung der LEDs. Minimale und maximale Werte: 33 %, 136 %. Bei dem mittleren Abstand der Flachgerinnereaktoren von den LED-Segmenten von 75 cm wurde das Raster der Messpunkte höher aufgelöst. Die Verteilung wurde auch bei einem Sollwert von 1800 µmol m^{-2} s^{-1} (maximale Leistung der LED-Anlage) bestimmt und war vergleichbar (Daten nicht gezeigt).

Da die Gerinne der Flachgerinnereaktoren geneigt waren, befanden sie sich nicht auf einer waagerechten Ebene. Daher wurde eine dreidimensionale Interpolation der diskreten Messdaten der räumlichen Verteilung der Photonenflussdichte durchgeführt. So war eine kontinuierliche Lichtverteilung in dem Raum unter den LED-Segmenten verfügbar. Anschließend wurde anhand der kontinuierlichen Lichtverteilung und den dreidimensionalen Koordinaten der Gerinne die Photonenflussdichte auf den Gerinnen berechnet. Zur Validierung wurde die Photonenflussdichte an mehreren Positionen auf den Gerinnen gemessen. In Abb. 7.4 sind die interpolierte Photonenflussdichte auf den Gerinnen und die Validierungsmessungen dargestellt.

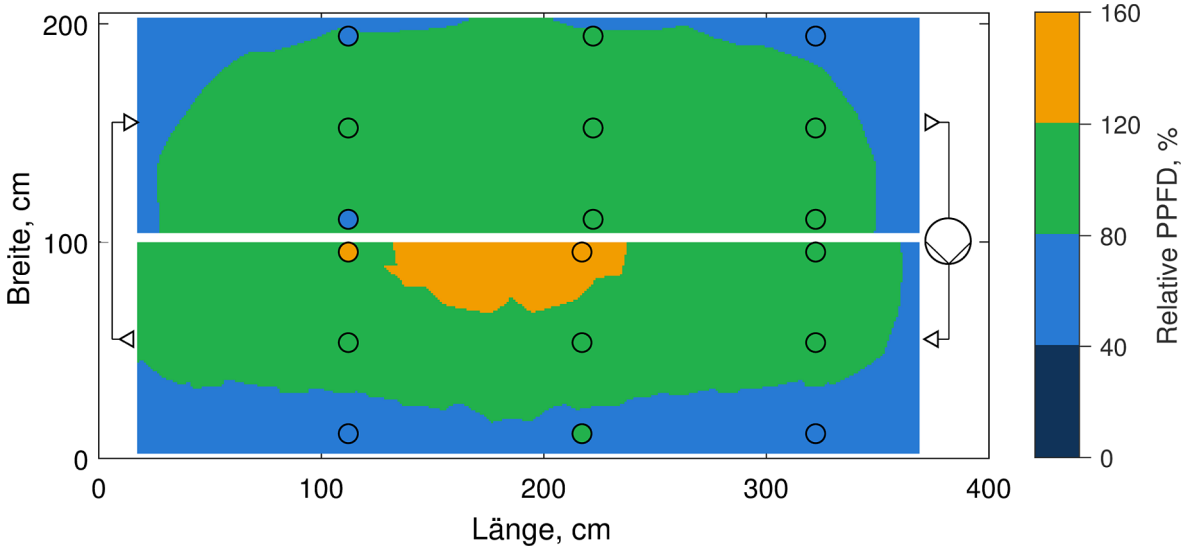


Abb. 7.4 Verteilung des LED-Lichts auf den Gerinnen eines Flachgerinnereaktors mit 8 m² Grundfläche. Farbige Flächen: Berechnete Verteilung. Farbige Kreise: Messungen zur Validierung der berechneten Verteilung. Dargestellt ist die Draufsicht auf die beiden Gerinne. Die weiße waagerechte Linie in der Mitte des Diagramms trennt die beiden Gerinne. Das höhere Gerinne des Reaktors befindet sich in der unteren Hälfte der Abbildung – aufgrund seiner größeren Nähe zu den LEDs wurde es stärker beleuchtet. Die Fließrichtung außerhalb der Gerinne ist durch Pfeile gezeichnet, das Einlaufbecken befand sich unten rechts. Mittlerer Abstand der Gerinne von den LEDs 75 cm (nahe dem Wendebecken). Minimaler und maximaler Abstand: 69 cm (nahe dem Einlaufbecken) und 81 cm (nahe dem Sammelbecken). Gerinneneigung 1,0°.

Bei 14 der 18 Messpositionen (78 %) lag eine Übereinstimmung der Validierungsmessung mit der berechneten Photonenflussdichte vor. Bei drei der 18 Messpositionen (17 %) lag eine geringe Abweichung vor – die gemessene Photonenflussdichte lag im nächsthöheren Bereich im Vergleich zu den interpolierten Daten und die Messpositionen lagen in unmittelbarer Nähe eines Bereichs mit der nächsthöheren Photonenflussdichte. Bei einer Messposition (6 %) lag

eine hohe Abweichung vor – diese Messposition wurden im Vergleich zu den interpolierten Daten schwächer bestrahlt und lag nicht in der Nähe eines Bereiches mit entsprechender Photonenflussdichte.

Diskussion

Obwohl die LED-Anlage laut Hersteller den eingestellten Sollwert in einem Abstand von 25 cm erreichen sollte, wurde im Abstand von 75 cm die beste Übereinstimmung der Messwerte mit dem eingestellten Sollwert beobachtet. Die sich überlagernden Lichtkegel der vier parallelen Leuchten des LED-Segments führten offenbar mit steigendem Abstand von den Leuchten zu einer Verbesserung der räumlichen Homogenität der Photonenflussdichte in waagerechten Ebenen. Aufgrund der hohen Homogenität und der besten Übereinstimmung der Istwerte mit den Sollwerten wurden die Flachgerinnereaktoren in einem mittleren Abstand von 75 cm zu den LEDs installiert.

Die geringe Abweichung bei drei Messpositionen kann mit geringen Ungenauigkeiten erklärt werden, welche durch die Messung oder die Interpolation entstanden. Die Messposition mit hoher Abweichung zwischen Interpolation und Messung befand sich an dem zur Reaktormitte gelegenen Rand des unteren Gerinnes. Sie wurde nicht von allen Seiten bestrahlt, da das obere Gerinne 20–30 cm über ihr lag und einen Teil des Lichts, das von den LEDs über dem oberen Gerinne stammte, verdeckte. Diese Teilbeschattung war bei der Messung der räumlichen Verteilung der Photonenflussdichte der LED-Segmente nicht vorhanden, da diese Messung ohne installierten Flachgerinnereaktor durchgeführt worden war, und wurde somit in den interpolierten Daten nicht berücksichtigt.

Die Ergebnisse zeigen, dass die Photonenflussdichte auf dem Großteil der Gerinnefläche durch die interpolierten Daten korrekt beschrieben wurde. Daher ermöglichten sie verlässliche Aussagen zur räumlichen Verteilung des LED-Lichts: Bei einem mittleren Abstand von 75 cm zwischen Reaktoroberfläche und LEDs lag eine homogene räumliche Verteilung des LED-Lichts auf den Gerinnen vor. Nur in vernachlässigbar kleinen Bereichen (äußerster Rand der Reaktoren sowie eine kleine Zone in der Mitte der Reaktoren) wich die Photonenflussdichte um mehr als 20 % von dem an der LED-Anlage eingestellten Sollwert ab.

7.1.3 Verteilung des solaren Lichts auf den Flachgerinnereaktoren

In diesem Kapitel wird das solare Licht charakterisiert, das auf die Reaktoren traf. Es variierte in Abhängigkeit der Tages- und Jahreszeit sowie der Position und Geometrie der Reaktoren. Die LED-Anlage war bei allen Messungen in der Betriebsposition über den Reaktoren installiert, aber stets inaktiv.

Klassifizierung von Bereichen unterschiedlicher Helligkeit

Bei Betrachtung eines ausschließlich durch solares Licht beleuchteten Flachgerinnereaktors im Algentechnikum waren mehrere Bereiche unterschiedlicher Helligkeit sichtbar, deren Auftreten durch verschiedene schattenwerfende Objekte verursacht wurde. In Abb. 7.5 ist dies exemplarisch dargestellt. Um diese Bereiche und ihren Einfluss auf die Sonnenlichtsimulation zu charakterisieren, stellte sich zunächst die Frage, wieviele Bereiche unterschiedlicher Helligkeit auf dem Reaktor unterschieden werden sollten.

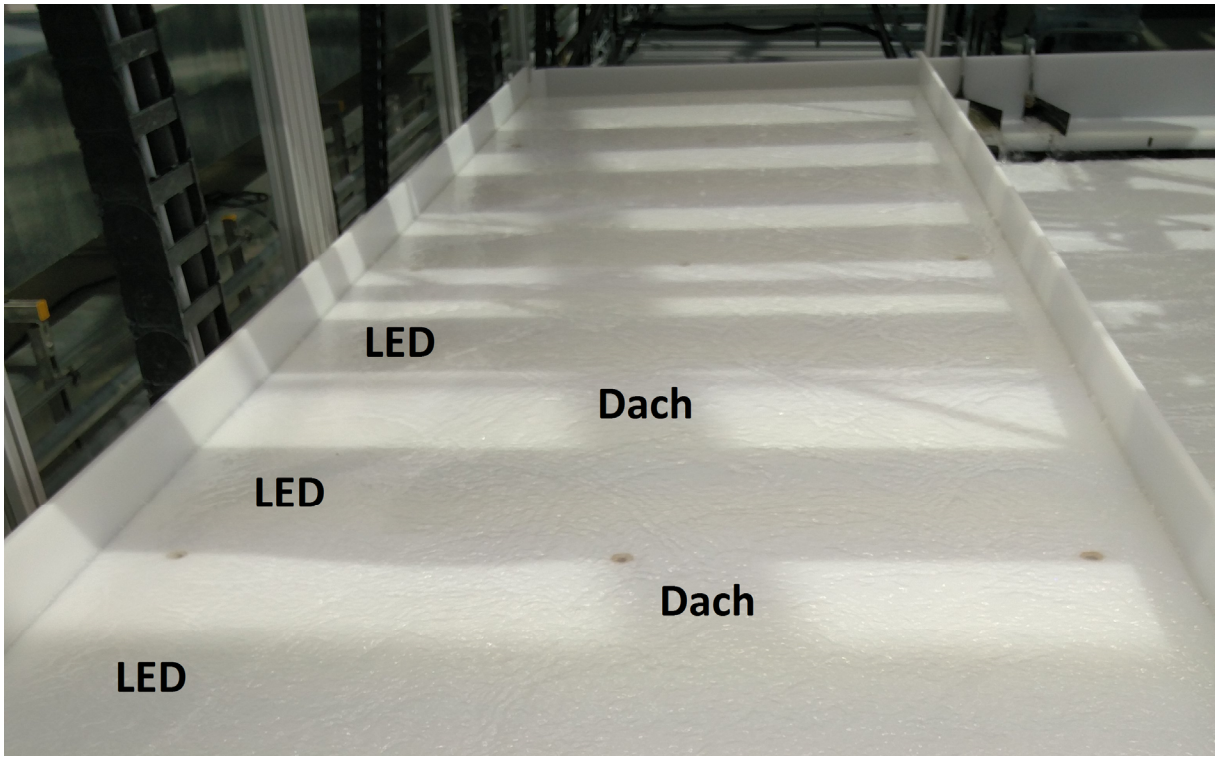


Abb. 7.5 Bereiche unterschiedlicher Helligkeit auf einem Flachgerinnereaktor mit 8 m² Grundfläche. Die Messung erfolgte bei inaktiver LED-Anlage an einem sonnigen Sommertag. Die hellen Flächen wurden direkt durch die Sonne bestrahlt. Die dunklen Flächen wurden durch verschiedene Strukturen beschattet. Zur Zuordnung wurden die Schatten einiger LED-Leuchten und eines Dachträgers in der Abbildung beschriftet.

Es wurde beobachtet, dass die Schatten im Wesentlichen durch die LED-Anlage und die Dachträger verursacht wurden. Zur Charakterisierung der Schatten wurde die Photonenflussdichte an einem sonnigen Sommertag an mehreren Positionen auf einem Flachgerinnereaktor gemessen. Dabei wurden diese Positionen der direkten Sonnenbestrahlung, dem Schatten von Dachträgern oder dem Schatten von LED-Leuchten zugeordnet. Die gemessene Photonenflussdichte wurde auf den Messwert des Dachspektrometers bezogen und als *relative Photonenflussdichte* bezeichnet. Der Mittelwert und die Standardabweichung der relativen Photonenflussdichten betrugen in den Flächen direkter Sonnenbestrahlung 88 ± 1 %, im Schatten der Dachträger 15 ± 2 % und im Schatten der LED-Leuchten 12 ± 2 %.

Diskussion

In den Sonnenflächen war die solare Photonenflussdichte um 12 % geringer als am Dachspektrometer. Da das Dachspektrometer und die Reaktoren unter identischem Dachglas installiert waren, wurde dieser Effekt vermutlich nicht durch eine Abschwächung des direkten Sonnenlichts durch das Glas, sondern durch unterschiedliche Anteile des indirekten, diffusen solaren Lichts (Himmelslicht) verursacht. Beide Spektrometer maßen Licht aus allen Richtungen einer gedachten Halbkugel über dem Sensor. Während das Dachspektrometer nur wenige Zentimeter unter dem Dachglas montiert war und somit fast dem gesamten Himmelslicht ausgesetzt war, wurde das Himmelslicht an den Reaktoren durch die umgebenden Gebäudestrukturen und LED-Segmente reduziert.

Die unterschiedlichen Photonenflussdichten in den Schattenbereichen waren darin begründet, dass die LED-Leuchten deutlich näher an der Reaktoroberfläche waren (Abstand mehrere 10 cm) als die Dachträger (Abstand mehrere Meter). Der Schatten der Dachträger wurde aufgrund des höheren Abstandes stärker durch Himmelslicht aufgehellt als der Schatten der LED-Leuchten. Aufgrund der geringen Abweichung zwischen den Mittelwerten der Photonenflussdichten, die in verschiedenen Schattenbereichen gemessenen wurden, wurden für alle folgenden Untersuchungen alle Schattenbereiche zusammengefasst, die durch unterschiedliche Objekte verursacht wurden. Die durch die Sonne bestrahlte Reaktoroberfläche wurde somit binär in *Sonnen*- und *Schattenflächen* unterteilt.

Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen im Tagesverlauf

Zur Charakterisierung des Tagesverlaufs der Photonenflussdichte in den Sonnen- und Schattenflächen wurde die Photonenflussdichte an 18 gleichmäßig über den Flachgerinnereaktor verteilten Positionen an einem sonnigen Sommertag jeweils morgens, mittags und abends gemessen. Zu jeder Messung wurde notiert, ob sich der Messpunkt in einer Sonnen- oder Schattenfläche befand. In Tab. 7.1 sind die Ergebnisse dieser Untersuchung zusammengefasst. Im Tagesverlauf wurden relative Photonenflussdichten in den Sonnenflächen von 76 % bis 84 % und in den Schattenflächen von 12 % bis 15 % beobachtet. Die morgens in Sonnenflächen bestimmte relative Photonenflussdichte war mit 76 % etwas geringer als die mittags und abends bestimmten Werte mit 84 %.

Tab. 7.1 Mittelwerte der in Sonnen- und Schattenflächen auf einem Flachgerinnereaktor gemessenen Photonenflussdichten. Die Messung erfolgte an einem sonnigen Sommertag zu drei verschiedenen Tageszeiten, der Abstand zwischen Reaktor und LEDs betrug 75 cm. Die Werte wurden auf die Photonenflussdichte bezogen, die zum jeweiligen Zeitpunkt am Dachspektrometer gemessen wurde. Die Standardabweichungen der Messreihen, die zur Mittelwertbildung an jeder Messposition aufgenommen wurden (200 Einzelmessungen pro Messreihe), lagen unter 1 %. Zu jeder der drei betrachteten Tageszeiten wurden zwei Gruppen (Sonnenflächen und Schattenflächen) gebildet, denen die Messpositionen zugeordnet wurden. Die Standardabweichungen der Messpositionen in den Gruppen lagen zwischen 4 und 17 %.

Tageszeit	Relative PPFD (Sonne)	Relative PPFD (Schatten)	Anzahl Messpunkte in Sonne | Schatten
Morgens	76 %	14 %	3 | 15
Mittags	84 %	12 %	4 | 14
Abends	84 %	15 %	8 | 10

Diskussion

Die Ursache für die Variation der relativen Photonenflussdichten in den Sonnenflächen war, dass die Sonne morgens nicht durch das Dach, sondern durch die verglasten Seitenwände der Klimasimulationshallen im Algentechnikum auf den Reaktor schien. Abhängig von den Positionen der Sonne und der Flachgerinnereaktoren trat dieser Effekt zu unterschiedlichen Zeitpunkten auf. Aus der geringen Variation wurde gefolgert, dass keine zeitliche

Unterscheidung der Photonenflussdichten in den Sonnen- und Schattenflächen im Tagesverlauf notwendig war. Daher wurden Tagesmittelwerte von 81 % (Sonnenflächen) beziehungsweise 14 % (Schattenflächen) berechnet, um die auf den Messwert des Dachspektrometers bezogene solare Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen der Flachgerinnereaktoren vereinfacht beschreiben zu können:

$$I_{\text{Sonne}} = 0{,}81 \cdot I_{\text{Dach}} \qquad 7.1$$

$$I_{\text{Schatten}} = 0{,}14 \cdot I_{\text{Dach}} \qquad 7.2$$

mit I_{Sonne} Photonenflussdichte in Sonnenflächen des Reaktors, µmol m^{-2} s^{-1}

I_{Schatten} Photonenflussdichte in Schattenflächen des Reaktors, µmol m^{-2} s^{-1}

I_{Dach} Photonenflussdichte am Dachspektrometer, µmol m^{-2} s^{-1}

Flächenanteile der Sonnen- und Schattenflächen im Tagesverlauf

Bei einer Änderung der Sonnenposition änderte sich auch der Schattenwurf auf die Reaktoren. Zur Charakterisierung der Lichtverteilung auf den Reaktoren war daher die Änderung der Flächenanteile der Sonnen- und Schattenflächen im Tagesverlauf von Interesse. Daher wurden die Sonnen- und Schattenflächen an vier Flachgerinnereaktoren mit je 8 m² Grundfläche im Tagesverlauf eines sonnigen Sommertages mehrmals vermessen. Da die Reaktoren an unterschiedlichen Positionen im Algentechnikum installiert waren, waren die Ergebnisse dieser Untersuchung auch als Indikator für Verteilung des Sonnenlichts im gesamten Algentechnikum verwendbar.

In Abb. 7.6 ist der prozentuale Anteil der Schattenflächen an der Gesamtfläche zweier Flachgerinnereaktoren dargestellt. Die Messungen wurden an einem sonnigen Sommertag durchgeführt. Die Daten im linken Diagramm wurde an einem Reaktor in Halle 1 des Algentechnikums aufgezeichnet, der westlichen der drei Hallen. Am Nachmittag war daher ein größerer Teil des Reaktors direkt durch die Sonne bestrahlt als am Vormittag, da das vormittags von Südosten einstrahlende Sonnenlicht teils durch Gebäudestrukturen der Hallen 2 und 3 verdeckt wurde. Die Daten im rechten Diagramm wurden in der östlichen Halle (Halle 3) aufgezeichnet, dort war der Reaktor entsprechend morgens weniger beschattet als nachmittags.

Im Tagesverlauf traten bei beiden Reaktoren Schwankungen des Anteils der Schattenfläche zwischen 63 % und 87 % auf. Ein vergleichbarer Verlauf wurde an zwei weiteren Flachgerinnereaktoren beobachtet (Daten nicht gezeigt). Der Anteils der Schattenfläche an der gesamten Reaktorfläche wurde über den Tagesverlauf und alle vier untersuchten Flachgerinnereaktoren gemittelt: Mittelwert und Standardbweichung lagen bei 74 ± 9 %.

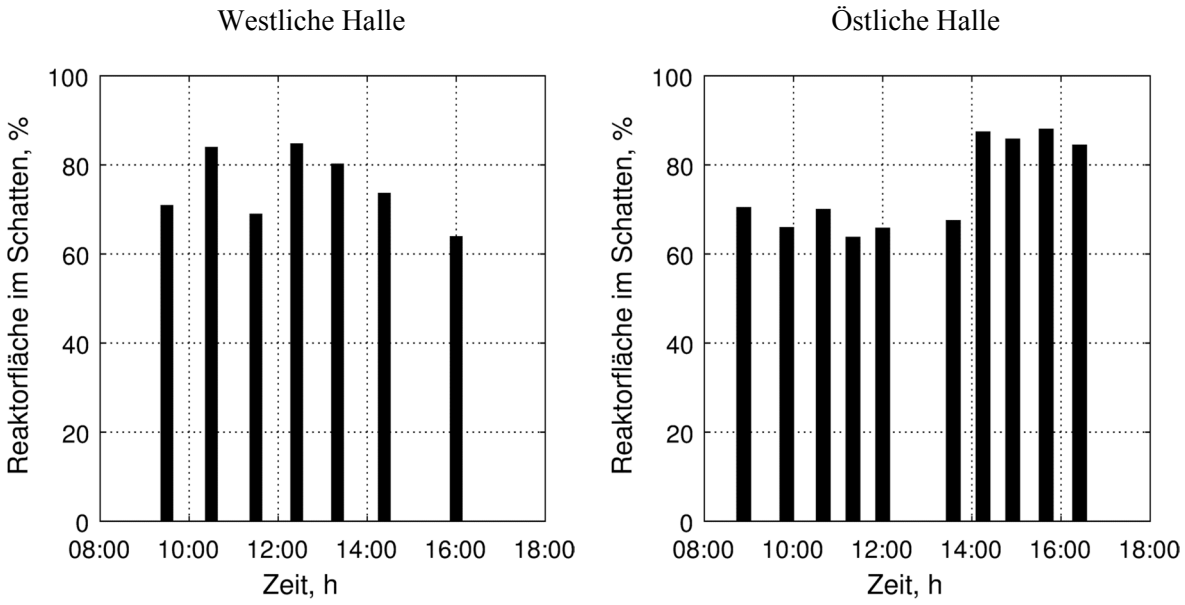


Abb. 7.6 Tagesverlauf der beschatteten Fläche zweier Flachgerinnereaktoren, bezogen auf die Gesamtfläche der Reaktoren.

Diskussion

Trotz unterschiedlicher Positionen der Reaktoren im Algentechnikum lag eine geringe Standardabweichung vor, was auf eine hohe Homogenität der Lichtverhältnisse im Algentechnikum hinweist. Die hohe Homogenität der Lichtverhältnisse verdeutlichte den vorherrschenden Einfluss des Schattens der überall gleichartig installierten LED-Leuchten (im Vergleich zum stärker sonnenstandsabhängigen Schatten der Gebäudestrukturen). Daher wurde angenommen, dass diese im Sommer ermittelten Ergebnisse im gesamten Jahresverlauf gültig waren.

Die Anteil der Sonnen- und Schattenflächen wurden somit mit den Gleichungen 7.3 und 7.4 angenähert:

$$A_{\text{Sonne}} = 0{,}26 \cdot A_{\text{Reaktor}} \quad 7.3$$

$$A_{\text{Schatten}} = 0{,}74 \cdot A_{\text{Reaktor}} \quad 7.4$$

mit A_{Sonne} Sonnenfläche des Reaktors, m²

A_{Schatten} Schattenfläche des Reaktors, m²

A_{Reaktor} Gesamtfläche des Reaktors, m²

Mittelwert der solaren Photonenflussdichte auf den Flachgerinnereaktoren

In den vorigen Abschnitten wurde die solare Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen auf den Flachgerinnereaktoren anhand von Mittelwerten charakterisiert. Eine weitergehende Vereinfachung wurde durch Zusammenfassung der Sonnen- und Schattenflächen erreicht. Dadurch ergab sich ein einziger Mittelwert für die solare Photonenflussdichte, die auf den Flachgerinnereaktoren verfügbar war. Dieser war nur von der am Dachspektrometer gemessenen solaren Photonenflussdichte abhängig. Die Berechnung erfolgte anhand Gleichung 7.5:

$$\frac{I_{\text{Solar,Reaktor}}}{I_{\text{Dach}}} = \frac{I_{\text{Sonne}}}{I_{\text{Dach}}} \cdot \frac{A_{\text{Sonne}}}{A_{\text{Reaktor}}} + \frac{I_{\text{Schatten}}}{I_{\text{Dach}}} \cdot \frac{A_{\text{Schatten}}}{A_{\text{Reaktor}}} \quad 7.5$$

Nach Einsetzen der in den vorigen Abschnitten berechneten prozentualen Anteile (Gleichungen 7.1–7.4) in Gleichung 7.5 ergab sich folgende vereinfachte Gleichung 7.6:

$$I_{\text{Solar,Reaktor}} = 0{,}31 \cdot I_{\text{Dach}} \quad 7.6$$

Im Mittel waren also zu jedem Zeitpunkt 31 % der solaren Photonenflussdichte, die am Dachspektrometer gemessen wurde, auf den Flachgerinnereaktoren verfügbar.

Zusammenfassung

Bei ausgeschalteter LED-Anlage wurden an sonnigen Tagen Bereiche unterschiedlicher Helligkeit auf den Flachgerinnereaktoren beobachtet, die durch Schatten der LED-Leuchten

und der Gebäudestrukturen entstanden. In Schattenflächen betrug die solare Photonenflussdichte nur 14 % des am Dachspektrometer gemessenen Werts, in Sonnenflächen 81 %. Vor allem aufgrund der großen LED-Leuchten war im Tagesverlauf 75 % der Reaktorfläche beschattet. Dadurch war im Mittel nur 31 % der solaren Photonenflussdichte auf den Flachgerinnereaktoren verfügbar.

7.1.4 Lichtverteilung auf den Reaktoren bei Sonnenlichtsimulation

Bislang wurde die Lichtverteilung auf den Flachgerinnereaktoren bei Beleuchtung mit LED-Licht und solarem Licht separat betrachtet, um die grundlegenden Eigenschaften dieser beiden Lichtquellen im Algentechnikum zu charakterisieren. Für die Sonnenlichtsimulation wurden beide Lichtquellen gemeinsam genutzt. Daher erfolgte – aufbauend auf den vorigen Kapiteln – eine Charakterisierung der Lichtverteilung bei zeitgleicher Nutzung beider Lichtquellen.

Die LED-Anlage emittierte LED-Licht mit einer Photonenflussdichte, die der Differenz zwischen der Photonenflussdichte des Zielklimas und der am Dachspektrometer des Algentechnikums gemessenen solaren Photonenflussdichte entsprach. Letztere wurde dabei mit einem Faktor δ multipliziert, um zu berücksichtigen, dass die am Dachspektrometer gemessene solare Photonenflussdichte höher war als die auf dem Flachgerinnereaktor auftreffenden solare Photonenflussdichte (Gleichung 7.7).

$$I_{\mathrm{LED}} = I_{\mathrm{Zielklima}} - \delta \cdot I_{\mathrm{Dach}} \qquad 7.7$$

mit I_{LED} Photonenflussdichte der LED-Anlage

$I_{\mathrm{Zielklima}}$ Photonenflussdichte des zu simulierenden Zielklimas

Die hohe Homogenität der LED-Beleuchtung glich einen Teil der Unterschiede zwischen Sonnen- und Schattenflächen aus. Die Unterschiede zwischen Sonnen- und Schattenflächen waren daher umso geringer, je größer der Anteil der LED-Beleuchtung an der gesamten Photonenflussdichte war. Bei geringer solarer Photonenflussdichte am Algentechnikum – also an Sonnentagen im Winter und an bewölkten Tagen in jeder Jahreszeit – lag daher die höchste Homogenität der räumlichen Lichtverteilung bei Sonnenlichtsimulation vor. Das Ausmaß der verbleibenden Unterschiede der Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen wird im Folgenden durch eine theoretische Betrachtung evaluiert und anschließend durch Messungen validiert.

Bei Nutzung der LED-Anlage wurden die Gleichungen zur Beschreibung der solaren Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen (Gleichungen 7.1, 7.2) um das zusätzliche LED-Licht ergänzt. Damit ergaben sich folgende Gleichungen für die Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen bei zeitgleicher Verwendung von solarem Licht und LED-Licht:

$$I_{\text{Sonne}} = 0{,}81 \cdot I_{\text{Dach}} + I_{\text{LED}} \tag{7.8}$$

$$I_{\text{Schatten}} = 0{,}14 \cdot I_{\text{Dach}} + I_{\text{LED}} \tag{7.9}$$

Durch Einsetzen von Gleichung 7.7 in die Gleichungen 7.8 und 7.9 wurde die Photonenflussdichte in Sonnen- und Schattenflächen in Abhängigkeit der lokalen Sonnenstrahlung und des Zielklimas wie folgt beschrieben:

$$I_{\text{Sonne}} = I_{\text{Zielklima}} + (0{,}81 - \delta) \cdot I_{\text{Dach}} \tag{7.10}$$

$$I_{\text{Schatten}} = I_{\text{Zielklima}} + (0{,}14 - \delta) \cdot I_{\text{Dach}} \tag{7.11}$$

Der Faktor δ, mit dem das am Dachspektrometer gemessene Licht multipliziert wurde, wurde entsprechend Gleichung 7.6 in allen Untersuchungen dieser Arbeit auf 31 % festgelegt. Daher lieferte die LED-Anlage die Photonenflussdichte nach Gleichung 7.12:

$$I_{\text{LED}} = I_{\text{Zielklima}} - 0{,}31 \cdot I_{\text{Dach}} \tag{7.12}$$

Mit Gleichung 7.12 vereinfachten sich die Gleichungen zur Beschreibung der Photonenfluss-dichte in Sonnen- und Schattenflächen (Gleichungen 7.8, 7.9) wie folgt:

$$I_{\text{Sonne}} = I_{\text{Zielklima}} + 0{,}50 \cdot I_{\text{Dach}} \tag{7.13}$$

$$I_{\text{Schatten}} = I_{\text{Zielklima}} - 0{,}17 \cdot I_{\text{Dach}} \tag{7.14}$$

In der Sonne wurde demnach die Photonenflussdichte des Zielklimas immer überschritten (Gleichung 7.13), im Schatten immer unterschritten (Gleichung 7.14).

In Tab. 7.2 wurde das Ausmaß der Abweichungen bei den in dieser Arbeit verwendeten Zielklimata quantifiziert, indem repräsentative maximale Photonenflussdichten eines Sommertages in verschiedenen Jahreszeiten ausgewählt wurden. Es handelte sich somit um eine Maximalabschätzung – an bewölkten Tagen wurde entsprechend mehr Licht durch die LEDs bereitgestellt, wodurch die Abweichungen der Sonnen- und Schattenflächen reduziert wurden.

Die Tabelle zeigt, dass wie erwartet im Sommer die größten Abweichungen auftraten. Bei geringerer Photonenflussdichte des Zielklimas – dem spanischen Herbsttag – wurde im Vergleich zum spanischen Sommertag anteilig mehr Licht durch die lokale Sonnenstrahlung bereitgestellt, sodass die Abweichungen aufgrund des geringeren Anteils der homogeneren LED-Beleuchtung stiegen. Während die Abweichungen in Schattenflächen nicht größer als –20 % waren, wurden für Sonnenflächen maximale Abweichungen vom Zielklima von bis zu +45 % (spanischer Sommertag) beziehungsweise +60 % (spanischer Herbsttag) berechnet. In den Übergangsjahreszeiten und im Winter war die Homogenität der Lichtverteilung hingegen mit Abweichungen von maximal +23 % (spanischer Sommertag) und +31 % (spanischer Herbsttag) deutlich höher.

Tab. 7.2 Abweichung der Photonenflussdichte auf den Flachgerinnereaktoren vom Zielklima. Die Abweichungen wurden separat für Sonnen- und Schattenflächen berechnet. Die Tabelle gilt für die Zielklimata *Spanischer Sommertag* und *Spanischer Herbsttag*, wenn diese an sonnigen Tagen in verschiedenen Jahreszeiten simuliert werden. Die Schätzung der Abweichung erfolgte anhand der Gleichungen 7.13 und 7.14 mit den maximalen täglichen Photonenflussdichten von 2300 µmol m^{-2} s^{-1} (Sommer), 1200 µmol m^{-2} s^{-1} (Frühjahr/Herbst) und 500 µmol m^{-2} s^{-1} (Winter). Diese wurden im Verlauf des Jahres 2016 durch das Dachspektrometer gemessen. Bei der Berechnung der Tabelle wurden identische Tageszeiten der simulierten und lokalen Klimata angenommen, d.h. 12:00 Uhr mittags des Zielklimas wurden um 12:00 Uhr mittags in Ottobrunn simuliert (alle Klimasimulationen dieser Arbeit wurden auf diese Weise durchgeführt). Alle Werte wurden für 12:00 Uhr mittags berechnet.

	Simulation des spanischen Sommertages im deutschen…			Simulation des spanischen Herbsttages im deutschen…		
	Sommer	Frühjahr/ Herbst	Winter	Sommer	Frühjahr/ Herbst	Winter
Sonnenflächen	+ 45 %	+ 23 %	+ 10 %	+ 60 %	+ 31 %	+ 13 %
Schattenflächen	– 17 %	– 14 %	– 13 %	– 19 %	– 16 %	– 13 %

7.1.5 Übereinstimmung der Sonnenlichtsimulation mit dem Zielklima

Zur Validierung der Aussagen, die in den vorigen Abschnitten aus Mittelwerten hergeleitetet wurden, wurde der Verlauf der Photonenflussdichte an einem Flachgerinnereaktor aufgezeichnet. Die Messung erfolgte an einem sonnigen Tag im April 2017, die maximale solare Photonenflussdichte betrug am Dachspektrometer 1210 µmol m^{-2} s^{-1}. Als Zielklima war der spanische Sommertag eingestellt, das Spektroradiometer befand sich 10 cm über dem Gerinne des Flachgerinnereaktors.

In Abb. 7.7 sind die gemessenenen Photonenflussdichten dargestellt und mit dem eingestellten Zielklima, dem spanischen Sommertag, verglichen. Da die Messung in Halle 3 des Algentechnikums stattfand, die die östliche der drei Hallen ist, wurde vorwiegend vormittags und mittags direkte Sonnenstrahlung gemessen (Abb. 7.7 A). Die Messposition befand sich einen Großteil des Tages im Schatten, die längste ununterbrochene Sonnenphase dauerte 20 min.

Die höchsten absoluten (Abb. 7.7 B) und relativen (Abb. 7.7 C) Abweichungen vom Zielklima wurden mittags in den Sonnenphasen beobachtet. Die maximale absolute und relative Abweichung betrug in den Sonnenphasen +480 µmol m^{-2} s^{-1} (+26 %) und in den Schattenphasen –230 µmol m^{-2} s^{-1} (–14 %). Die über den gesamten Tag gebildete Summe der Photonen betrug bei dem Zielklima 12,17 mol m^{-2}, gemessen wurde am Reaktor 12,03 mol m^{-2}. Dies entspricht einer Abweichung von –1 %. Der in Abb. 7.7 dargestellte Tag war repräsentativ für eine mehrwöchige Messreihe im März und April 2017.

Diskussion

Die beobachteten Abweichungen weisen eine hohe Übereinstimmung mit den erwarteten Abweichungen auf, die in den vorigen Abschnitten aus Mittelwerten abgeleitet wurden und bei +23 % in Sonnenflächen und –14 % in Schattenflächen lagen (Tab. 7.2). Mit den umfangreichen räumlichen und zeitlichen Mittelungen und Vereinfachungen, die in Kapitel 7.1.3 vorgenommen wurden, ist demnach eine theoretische Beschreibung der Sonnenlicht-simulation im Algentechnikum möglich.

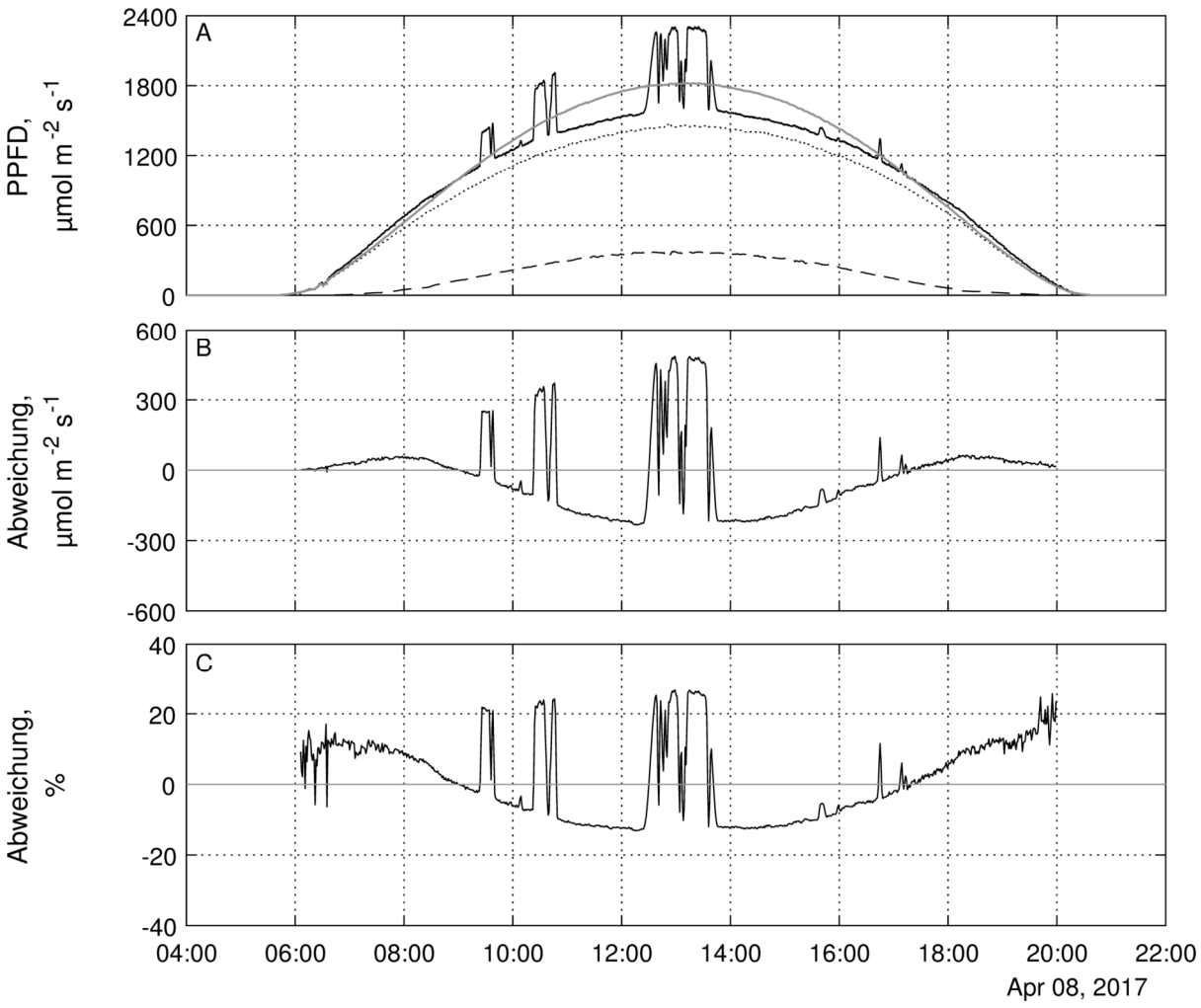


Abb. 7.7 Charakterisierung des Tagesverlaufs der photosynthetisch aktiven Photonenflussdichte (PPFD) über einem Flachgerinnereaktor. A: PPFD des Zielklimas (▬, Sommertag in Almería), am Reaktor gemessene PPFD (▬) und PPFD der LEDs (····) beziehungsweise der Sonne (- -, 31 % des Messwerts des Dachspektrometers). Absolute (B) und relative (C) Abweichung der PPFD am Reaktor vom Zielklima.

7.1.6 Zusammenfassung

In diesem Kapitel wurde untersucht, ob mit der Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum eine hohe spektrale Übereinstimmung mit realem Sonnenlicht sowie eine räumlich homogene Bestrahlung der Flachgerinnereaktoren mit der Photonenflussdichte des Zielklimas erreicht wurde.

Das Spektrum der verwendeten LEDs näherte das Sonnenlicht-Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct + Circumsolar* besser an als Leuchtstoffröhren und weiße LEDs. Durch die

kombinierte Verwendung von LED-Licht und solarem Licht wurde eine sehr gute Übereinstimmung mit dem Sonnenlicht-Referenzspektrum erreicht.

Die Untersuchung der räumlichen Homogenität der Photonenflussdichte auf den Flachgerinnereaktoren war komplex, da die gesamte Photonenflussdichte durch die Überlagung des LED-Lichts und des solaren Lichts definiert wurde. Daher wurden die Effekte der Lichtquellen zunächst separat untersucht und später kombiniert betrachtet.
Die räumliche Verteilung des LED-Lichts auf den Reaktoren war homogen, wenn die Reaktoren im Abstand von 75 cm von den LEDs aufgebaut wurden. Nur in vernachlässigbar kleinen Bereichen waren die verbleibenden Abweichungen vom Sollwert der Photonenflussdichte größer als 20 %.
Die räumliche Verteilung des solaren Lichts auf den Reaktoren wurde stark durch den Sonnenstand und den Schattenwurf verschiedener Objekte beeinflusst. Daher wurden mehrere Vereinfachungen vorgenommen, um die Lichtverteilung beschreiben zu können:

- Zunächst wurde festgestellt, dass Bereiche unterschiedlicher Helligkeit auf den Reaktoren vereinfacht in zwei Gruppen aufgeteilt werden können: Sonnen- und Schattenflächen. In Schattenflächen betrug die solare Photonenflussdichte nur 14 % des am Dachspektrometer gemessenen Werts, in Sonnenflächen 81 %.
- Anschließend wurden die Flächenanteile der Sonnen- und Schattenflächen im Tagesverlauf vermessen. Da die Schattenflächen vor allem durch die überall gleichmäßig vorhandenen LED-Leuchten verursacht wurden und ihr Anteil an der gesamten Reaktorfläche im Tagesverlauf nur gering variierte, wurde vereinfachend angenommen, dass im Tagesverlauf konstant 75 % der Reaktorfläche beschattet war.
- Schließlich wurden die Photonenflussdichten und Flächenanteile der Sonnen- und Schattenflächen gemittelt und festgestellt, dass im Mittel nur 31 % der solaren Photonenflussdichte auf den Flachgerinnereaktoren verfügbar waren.

In der Sonnenlichtsimulation emittierten die LEDs die Differenz der Photonenflussdichte des Zielklimas und der am Algentechnikum gemessenen solaren Photonenflussdichte. Aufgrund der Vereinfachungen, die bei der vorigen Untersuchung der Verteilung des solaren Lichts vorgenommen wurden, wurde der Regelungsalgorithmus der LED-Anlage modifiziert.
Entsprechend der abschließenden Vereinfachung, der zufolge im Mittel nur 31 % der solaren Photonenflussdichte auf den Flachgerinnereaktoren verfügbar waren, wurden nur 31 % des Messwertes des Dachspektrometers von der LED-Anlage berücksichtigt, um die nötige

Photonenflussdichte des LED-Lichts bei der Sonnenlichtsimulation zu berechnen. Daraus resultierte, dass Sonnenflächen stärker und Schattenflächen schwächer bestrahlt wurden als im Zielklima. Die theoretisch erwarteten maximalen Abweichungen vom Zielklima wurden für verschiedene Zielklimata und Jahreszeiten berechnet. Zur Validierung der Berechnung wurde die Photonenflussdichte an einem Flachgerinnereaktor im Tagesverlauf gemessen. Dabei wurde eine sehr gute Übereinstimmung mit den Vorhersagen beobachtet.

7.2 Luftklimasimulation

Neben der Sonnenlichtsimulation umfasste die Klimasimulation auch die Simulation der Lufttemperatur und Luftfeuchte des Zielklimas. Dies wurde als *Luftklimasimulation* bezeichnet. Ziel der Luftklimasimulation war eine wirtschaftliche Einstellung der Lufttemperatur und Luftfeuchte auf eine hohe Übereinstimmung mit dem Zielklima. In diesem Kapitel wird die Erreichung dieses Ziels untersucht.

7.2.1 Natürliche und mechanische Konvektion

Die Luftklimasimulation erfolgte durch alternierende Nutzung von passiver und aktiver Luftdurchströmung der Klimasimulationshallen des Algentechnikums. Die passive Durchströmung mit Außenluft wurde als *natürliche Konvektion* bezeichnet. Dabei erfolgte die Durchströmung der Hallen allein aufgrund der Temperaturunterschiede zwischen der Hallenluft und der Außenluft (Kamineffekt) und erforderte – abgesehen vom motorischen Öffnen der Fenster – keinen Energieeinsatz. Die aktive Durchströmung der Hallen wurde als *mechanische Konvektion* bezeichnet. Dabei wurde die Hallenluft unter Energieeinsatz konditioniert.

Anders als bei der Sonnenlichtsimulation war bei der Simulation der Luftbedingungen eine gleichzeitige Nutzung der beiden Methoden zur Einstellung der Luftklimas (mechanische und natürlichen Konvektion) nicht vorgesehen, da die mechanische Konvektion präzise eingestellte Druckverhältnisse in den Zu- und Abluftleitungen benötigte, diese aber bei geöffneten Fenstern nicht einstellbar waren. War die *mechanische Konvektion* aktiv, so wurde kontinuierlich Raumluft am Hallenboden abgesaugt und in raumlufttechnischen Anlagen konditioniert. Dabei wurde ein Teilstrom durch Außenluft ausgetauscht und mittels Kühlern und Erhitzern eine definierte Temperatur und Luftfeuchte eingestellt, bevor die Luft als Zuluft wieder in die Hallen geleitet wurde. Die Einleitung der Zuluft erfolgte an der Hallennordseite sowie an beiden

Hallenlängsseiten. War die *natürliche Konvektion* aktiv, so waren die Lüftungsanlagen ausgeschaltet. Die Öffnung der Fenster wurde automatisch in mehreren Schritten zwischen *vollständig geschlossen* und *vollständig geöffnet* variiert, um das Zielklima in den Hallen einzustellen.

Der Betriebsmodus der Luftklimasimulation konnte fest auf natürliche oder mechanische Konvektion eingestellt werden. Zusätzlich war es möglich, den Betriebsmodus automatisch von einer Regelung wählen zu lassen. Diese Regelung präferierte aus Wirtschaftlichkeitsgründen natürliche Konvektion, griff aber auf mechanische Konvektion zurück, wenn das Zielklima mit natürlicher Konvektion nicht erreichbar war.

In Vorversuchen zeigte sich, dass die gleichzeitige Einstellung von Lufttemperatur und Luftfeuchte mittels natürlicher Konvektion kaum möglich war, da die Außenbedingungen nur selten so lagen, dass sie eine Korrektur der Lufttemperatur und Luftfeuchte in der Halle in die benötigte Richtung ermöglichten. In dieser Arbeit wurde der Lufttemperatur eine höhere Wichtigkeit für die Klimasimulation beigemessen als der Luftfeuchte, denn während die Lufttemperatur die für Bioprozesse entscheidende Reaktortemperatur direkt und stark beeinflusste, war ein Einfluss der Luftfeuchte auf die Reaktortemperatur nur mittelbar und in geringerem Ausmaß über die Verdunstungsrate gegeben. Daher wurde die Regelung so eingestellt, dass sie im Betrieb mit natürlicher Konvektion die Luftfeuchte ignorierte und nur die Lufttemperatur dem Sollwert entsprechend einstellte.

Bei zu hoher Abweichung (> 1°C) der Lufttemperatur vom Sollwert wurde die mechanische Konvektion aktiviert. Nach dem Wechsel von natürlicher zu mechanischer Konvektion blieb diese für eine Mindesteinschaltdauer von 30 min aktiv. Dabei stellte die Regelung die Zuluftbedingungen mittels der Klimageräte so ein, dass sowohl Lufttemperatur als auch Luftfeuchte in der Halle dem Zielklima entsprachen. Danach schaltete die Regelung selbsttätig wieder zur natürlichen Konvektion, wenn die Temperatur weniger als 1 °C vom Sollwert abwich und zwischen Hallentemperatur und Außentemperatur eine zur Erreichung des Sollwerts geeignete Temperaturdifferenz von mindestens 0,5 °C vorlag.

Der geringste Energieeinsatz war mit natürlicher Konvektion möglich. Allerdings war dabei auch die Abhängigkeit von den Außenbedingungen am Größten. Zur Erreichung eines

Optimums von Energieeinsatz und Simulationsqualität waren je nach Außenbedingungen unterschiedliche Betriebsmodi sinnvoll.

7.2.2 Übereinstimmung der Luftklimasimulation mit dem Zielklima

In Abb. 7.8 ist die Übereinstimmung des simulierten Luftklimas mit dem Zielklima des spanischen Sommertages bei verschiedenen Außenbedingungen dargestellt. Abb. 7.8 A zeigt die Außentemperatur sowie die Soll- und Isttemperatur in Halle 1 des Algentechnikums. Abb. 7.8 B zeigt den Betriebsmodus der Luftklimasimulation anhand binärer Zustände der raumlufttechnischen Anlage (RLT-Anlage) und der Fenster. Die RLT-Anlage war meist über längere Zeiträume eingeschaltet, die Fenster hingegen waren oft nur sehr kurz geöffnet. Es wurde nur aufgezeichnet, ob die Fenster geöffnet oder geschlossen waren, nicht jedoch der Öffnungsgrad der Fenster. Abb. 7.8 C und D zeigen die Differenz des Istwerts vom Sollwert der Lufttemperatur und Luftfeuchte. Die gezeigten Tage stellen Ausschnitte aus mehrtägigen Klimasimulationen mit täglich identischen Sollwertverläufen dar.

Bei sehr kalten Außentemperaturen (ganztags unter 0 °C, Abb. 7.8 A1) war die RLT-Anlage tagsüber fast durchgängig aktiv. Gegen Mittag schaltete die Mischbetrieb-Regelung die mechanische Konvektion ab (Abb. 7.8 B1), da die Abweichung zwischen Soll- und Istwert der Temperatur unter 1 °C lag (Abb. 7.8 C1). Aufgrund der hohen Innentemperatur (29 °C) und der niedrigen Außentemperatur (–5 °C) kühlte die Halle jedoch trotz noch geschlossener Fenster so schnell aus, dass die mechanische Konvektion innerhalb weniger Minuten wieder aktiviert wurde. Nachts wurden die Fenster trotz Außentemperaturen von fast –10°C zeitweise geöffnet. Die Abweichung der Temperatur betrug maximal 2 °C. Bei Fensteröffnung wich die Luftfeuchte um bis zu 30 Prozentpunkte vom Sollwert ab, bei aktiver mechanischer Konvektion hingegen nur um unter 10 Prozentpunkte.

Bei gemäßigten Außentemperaturen (nachts 12 °C, tagsüber 25 °C, Abb. 7.8 A2) arbeitete die Luftklimasimulation über 24 Stunden ausschließlich mit natürlicher Konvektion (Abb. 7.8 B2). Die RLT-Anlagen wurden nicht eingeschaltet, da stets eine ausreichend große (mind. 0,5 °C) Temperaturdifferenz zwischen Hallentemperatur und Außentemperatur vorlag, um die Hallentemperatur durch kurze Fensteröffnung in die Richtung des Sollwerts zu korrigieren. Allerdings war die Temperaturdifferenz zwischen Außen und Innen nachts nicht hoch genug, um ein ausreichendes Auskühlen der Hallen durch Fensterlüftung zu ermöglichen, es verblieb

eine Abweichung von 2 °C (Abb. 7.8 A3). Vormittags wurde die Halle bei geschlossenen Fenstern durch die steigende Außentemperatur und den Wärmeeintrag durch solares Licht in einem der Solltemperatur ähnlichen Verlauf aufgeheizt (Daten des solaren Lichts nicht gezeigt). Nachmittags wurde trotz kontinuierlichem Strahlungswärmeeintrag die Abweichung der Temperatur mittels Fensteröffnung unter 2 °C gehalten. Die Abweichung der relativen Feuchte lag über den Großteil des Tages unter 20 Prozentpunkten.

Bei heißen Außentemperaturen (nachts 15 °C, tagsüber 34 °C, Abb. 7.8 A3) war nachts und spätnachmittags die automatische Wahl des Betriebsmodus aktiv, während tagsüber die mechanische Konvektion fest eingestellt war. Die feste Einstellung wurde vorgenommen, da aus der Wettervorhersage bereits bekannt war, dass die Außentemperaturen höher als der Sollwert liegen würden und natürliche Konvektion tagsüber somit keine ausreichende Kühlung bereitstellen würde (Abb. 7.8 B3). Es zeigte sich, dass die gemäßigten nächtlichen Temperaturen des Zielklimas (15 °C) bei ähnlichen Außentemperaturen weder mit mechanischer noch mit natürlicher Konvektion erreichbar waren. In der dargestellten Nacht verblieb eine Temperaturabweichung von 4 °C (Abb. 7.8 C3). Tagsüber wurde bei Verwendung der mechanischen Konvektion eine Temperaturabweichung von unter 2 °C beobachtet. Die Abweichung der relativen Luftfeuchte lag – unabhängig vom Betriebsmodus der Luftklima-simulation – über die gesamten 24 Stunden bei unter 20 Prozentpunkten

7.2.3 Diskussion

Die Fensteröffnung in kalten Winternächten weist darauf hin, dass der Wärmetransport durch das Dachglas bei gemäßigten Innentemperaturen um 20 °C so gering war, dass kühle Außenluft benötigt wurde, um den Sollwert der Hallentemperatur von 15 °C zu erreichen. Um die Sicherheit der Anlagen im Algentechnikum zu gewährleisten, war die Regelung mit einem Sicherheitskriterium ausgestattet, nach welchem die Fenster spätestens dann schließen, wenn die Temperatur an einem der beiden Temperatursensoren in der Halle unter 5 °C fällt. Bereits bei Temperaturen in der Halle unter 10 °C wurde zudem ein Umlufterhitzer aktiviert.

Die minimale Zulufttemperatur der RLT-Anlagen betrug 12 °C. Bei sehr warmen Nächten bestand somit weder mit natürlicher noch mit mechanischer Konvektion eine Möglichkeit, die Halle ausreichend zu kühlen, um das Zielklima des spanischer Sommertages zu erreichen.

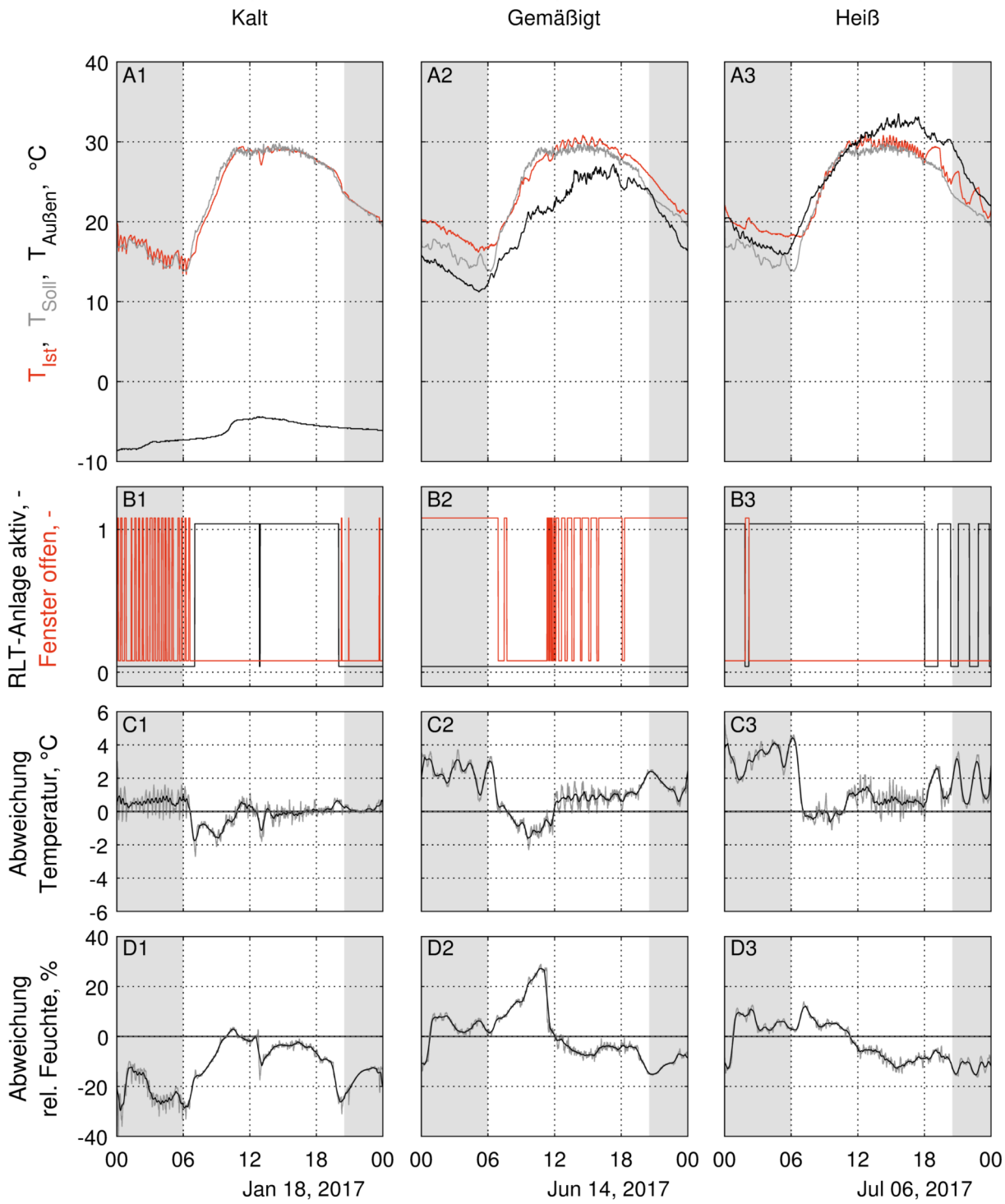


Abb. 7.8 Simulation des Luftklimas in Halle 1 des Algentechnikums bei kalten (1), gemäßigten (2) und heißen (3) Außentemperaturen. Als Zielklima war der spanische Sommertag eingestellt. Die Nachtphase ist grau hinterlegt. A: Ist- (—) und Sollwert (—) der Lufttemperatur in der Halle, Außentemperatur (—). B: Betriebszustand der Klimasimulation: Mechanische Konvektion (RLT-Anlage) inaktiv (0) / aktiv (1) (—), Fenster geschlossen (0) / offen (1) (—). Zur besseren Lesbarkeit sind die logischen Werte leicht vertikal versetzt dargestellt. C, D: Abweichung (—) des Istwerts vom Sollwert der Lufttemperatur (C) und relativen Luftfeuchte (D), 20-Minuten-Mittelwert der Abweichung (—).

Insgesamt wurde mit der verwendeten Kombination aus natürlicher Konvektion in der Nacht und mechanischer Konvektion tagsüber bei kalten Außenbedingungen eine sehr gute Übereinstimmung der Soll- und Istwerte beobachtet. Bei gemäßigten Außentemperaturen und sonnigem Wetter wurde der spanische Sommertag alleine mit natürlicher Konvektion – und somit mit sehr geringem Energieaufwand – mit hoher Übereinstimmung im Algentechnikum simuliert. Bei sehr warmen Außentemperaturen war das Sollklima des spanischer Sommertags tagsüber gut, nachts jedoch nur mit Abweichungen von 4 °C simulierbar.

Die Betriebsmodi der Luftklimasimulation ermöglichten somit – unabhängig von den Außenbedingungen – über den gesamten Jahresverlauf eine realitätsgetreue Simulation des spanischen Sommertages im Algentechnikum. Die Abweichungen zwischen Soll- und Istwert der Temperatur lagen dabei im Regelfall unter 2 °C, die maximalen Abweichungen unter 4 °C. Auch die Luftfeuchte wich im Regelfall um weniger als 10 Prozentpunkte vom Sollwert ab.

Da das Zielklima des spanischen Sommertages nur einen einzigen Tag umfasst, werden wetterbedingte Unterschiede einer mehrtätigen Periode im spanischen Sommer nicht in der Klimasimulation abgebildet. Bereits einen Tag vor dem gewählten spanischen Sommertag lag die maximale Tagestemperatur um 3 °C niedriger, am Tag danach um 2 °C höher. Die Nachttemperaturen wiesen eine ähnliche Variation auf. Die beobachteten Abweichungen in der Luftklimasimulation liegen daher im Rahmen üblicher Schwankungen in Almería.

Der Einfluss der Lufttemperatur auf Bioprozesse wurde wichtiger eingestuft als der Einfluss der Luftfeuchte. Zudem wurde die Energieeinsparung, die durch natürliche Konvektion möglich war, höher priorisiert als die Übereinstimmung der Luftfeuchte mit dem Sollwert. Bei natürlicher Konvektion wurde daher nur die Temperatur des Zielklimas simuliert, nicht jedoch die Luftfeuchte. Dennoch lagen die gemessenen Abweichungen der Luftfeuchte auch bei natürlicher Konvektion unter 20 Prozentpunkten.

8 Verfahrenstechnische Charakterisierung der Flachgerinnereaktoren

Um ein grundlegendes Verständnis der in dieser Arbeit gestalteten Flachgerinnereaktoren zu erhalten und den Verlauf darin durchgeführter Bioprozesse interpretieren zu können, wurde eine verfahrenstechnische Charakterisierung der Reaktoren durchgeführt. Diese erfolgte mit Wasser, um das physikalische Verhalten der Reaktoren ohne biologische Effekte untersuchen zu können.

Zunächst wurde die Konstanz des Reaktionsvolumens untersucht, um den Verlauf prozessrelevanter Konzentrationen – beispielsweise der Biomasse- oder Nährstoffkonzentrationen – korrekt darstellen zu können. Dabei wurde das Ausmaß der Verdunstung unter verschiedenen Betriebsbedingungen charakterisiert. Die Verdunstung ist eng mit der Volumenkonstanz verbunden und kann aufgrund der zum Verdunstungsausgleich benötigten Frischwasserzufuhr ein relevanter Kostenfaktor in Bioprozessen sein. Abschließend erfolgte eine Analyse der Durchmischung in den Reaktoren, um eine effiziente Maßstabsvergrößerung und zielgerichtete Verbesserungen der Bau- und Betriebsweise der Reaktoren zu ermöglichen.

8.1 Volumenkonstanz und Verdunstung

Ein konstantes Reaktionsvolumen war die Voraussetzung für eine verlässliche Bestimmbarkeit volumenabhängiger Größen wie der optischen Dichte sowie von Konzentrationen wie der Zellzahl, der Biotrockenmassekonzentration und dem Salz- und Nährstoffgehalt der Algensuspension. Daher erfolgte eine Untersuchung der Konstanz des Reaktionsvolumens in den Flachgerinnereaktoren.

Im Satzbetrieb waren die *Verdunstung* und der *Verdunstungsausgleich* die wesentlichen Senken- und Quellenterme für das Reaktionsvolumen. Weitere Senken- und Quellenterme waren in Bioprozessen gelegentliche Probennahmen und Nährstoffzugaben in flüssiger Form. Diese waren jedoch vernachlässigbar, da sie im Verhältnis zum Reaktionsvolumen gering waren (Probenvolumen < 0,1 %, Nährstofflösungsvolumen < 2 %) und das ursprüngliche Reaktionsvolumen innerhalb von Sekunden (Probennahme: via Verdunstungsausgleich) beziehungsweise Minuten (Nährstoffzugabe: via Verdunstung) wiederhergestellt wurde.

Das gesamte Reaktionsvolumen wurde durch die Volumina definiert, die in den einzelnen Reaktormodulen vorhanden waren. Das Volumen der Einlaufbecken war aufgrund des Zulaufs von unten und des Überlaufs über das Wehr immer konstant. Das Volumen auf den Gerinnen und in den Wendebecken stellte sich in Abhängigkeit von Gerinneneigung, Volumenstrom und Gerinnebodenform ein. Die Füllhöhe der Sammelbecken wurde durch die Installationshöhe der Füllstandssensoren definiert.

Wasserzugaben zum Verdunstungsausgleich

Das binäre Signal der Füllstandssensoren (1 – *Flüssigkeit gemessen*, 0 – *keine Flüssigkeit gemessen*) wurde von dem Prozessleitsystem zur Regelung des Reaktionsvolumens verwendet, indem Wasser zum Verdunstungsausgleich zugegeben wurde. Ein Ventil wurde dann für eine feste Dauer geöffnet – in diesem Zeitraum floss ein vom Wasserdruck in der Versorgungsleitung abhängiges Wasservolumen in den Reaktor. Der Wasserdruck war von der Verlegung der Versorgungsleitung und von zeitgleich geöffneten anderen Ventilen abhängig. Pro Ventilöffnung wurden Zugabevolumina von 350–550 mL (8 m²-Reaktor) und 515 mL (50 m²-Reaktor) gemessen. Bei den verwendeten Reaktionsvolumina von 50 L (8 m²-Reaktor) und 330 L (50 m²-Reaktor) entsprach dies einer verdunstungsbedingten Variation der Reaktionsvolumina von maximal 1 % (8 m²-Reaktor) und 0,2 % (50 m²-Reaktor).

Reaktoren mit 8 m² Grundfläche

Alle das Reaktionsvolumen beeinflussenden Betriebsparameter der 8 m²-Reaktoren (Neigungswinkel und Gerinnebodenform, Volumenstrom und Installationshöhe des Füllstandssensors) waren während aller Prozesse stets konstant eingestellt. Die Zirkulationspumpen der Reaktoren wurden dabei mit einem festen Sollwert der Frequenz betrieben. Der daraus resultierende, vom Volumenstromsensor gemessene Volumenstrom war bei Klimasimulation des spanischen Sommertages im Tages- und Nachtverlauf mit der Reaktortemperatur korreliert: Er folgte dabei einer regelmäßigen Schwingung von maximal ± 2 % um den Mittelwert (Daten nicht gezeigt). Darüber hinaus wurden keine Variationen des Volumenstroms beobachtet.

Es bestand keine Möglichkeit zur direkten Messung des Reaktionsvolumens. Das Volumen war jedoch rechnerisch bestimmbar, indem die Konzentration einer Substanz gemessen wurde, deren Menge im Reaktor unveränderlich war. Dies wurde anhand einer refraktometrischen Salinitätsmessung durchgeführt. Die Änderungen des Reaktionsvolumens waren jedoch in den

8 m²-Reaktoren so gering, dass sie anhand der Salinität nicht nachweisbar waren. Daher wurde das Reaktionsvolumen als konstant angenommen. Der Verdunstungsausgleich war daher in den 8 m²-Reaktoren ein direktes Maß der Verdunstung.

In Abb. 8.1 ist die Verdunstung in einem 8 m²-Reaktor im Verlauf eines Tages unter drei verschiedenen klimatischen Bedingungen charakterisiert. Abb. 8.1 A, B zeigen Umgebungsbedingungen, die einen wesentlichen Einfluss auf die Verdunstung haben, und dienen zur Einordnung der Zeiträume, in denen niedrige beziehungsweise hohe Verdunstungsraten erwartet wurden. In Abb. 8.1 C ist das verdunstete Volumen anhand der kumulierten Wasserzugaben dargestellt. Anhand dieser Daten wurde ein stetiger Verlauf des verdunsteten Volumens mit einer sigmoiden Funktion (Gleichung 4.1) geschätzt. In Abb. 8.1 D ist die Ableitung dieser Funktion (Gleichung 4.2) als Näherung der Verdunstungsrate dargestellt.

Von 0–6 Uhr war die sigmoide Schätzfunktion nur eingeschränkt zur Abbildung des Verlaufs der Wasserzugaben geeignet (Abb. 8.1 C). Somit war auch die Verdunstungsrate mit einer größeren Unsicherheit behaftet und wurde daher in diesem Zeitraum nicht dargestellt (Abb. 8.1 D). In den restlichen 18 Stunden des Tages (6–0 Uhr) stimmte die sigmoide Schätzfunktion mit den Messwerten überein.

Die maximale Verdunstungsrate wurde am frühen Nachmittag erreicht und betrug 350 mL m^{-2} h^{-1}, die minimale Verdunstungsrate lag um Mitternacht vor und betrug 100 mL m^{-2} h^{-1}. Über 24 Stunden verdunsteten 3,5–5,0 L m^{-2}. Rechnerisch wäre das gesamte Reaktionsvolumen von 50 L damit nach 1,3–1,8 Tagen verdunstet.

Der Vergleich der Verdunstung unter Klimasimulation der spanischen Herbst- und Sommertage bei jeweils hohem Anteil des solaren Lichts an der gesamten Bestrahlungsstärke (Abb. 8.1 Links, Mitte) zeigt, dass die Verdunstungsraten fast identisch waren, obwohl die gesamte Bestrahlungsstärke am Sommertag deutlich höher war. Bei Vergleich der Verdunstung unter Klimasimulation der spanischen Sommertages bei hoher und niedriger Anteil des solaren Lichts an der gesamten Bestrahlungsstärke (Abb. 8.1 Mitte, Rechts) wurde bei niedrigem Anteil des solaren Lichts eine deutlich geringere Verdunstungsrate gemessen als bei hohem Anteil.

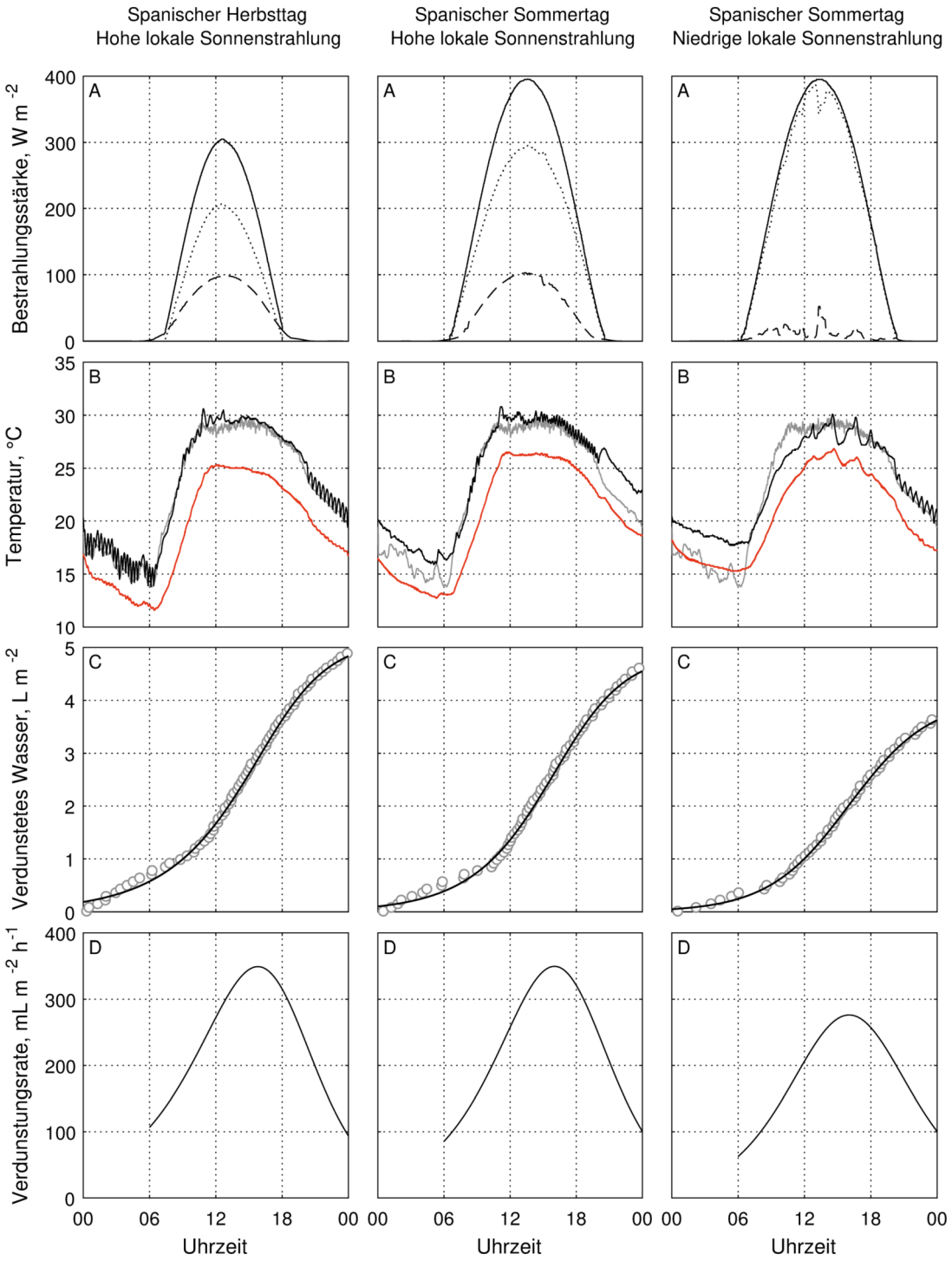


Abb. 8.1 Charakterisierung der Verdunstung in einem Flachgerinnereaktor mit 8 m² Grundfläche bei Zirkulation von Wasser unter verschiedenen klimatischen Bedingungen. A, B: Umgebungsbedingungen, die die Verdunstung beeinflussen. A: Gesamte (▬), LED-basierte (····) und solare (- -) Bestrahlungsstärke. B: Reaktortemperatur (▬), Soll- (▬) und Istwert (▬) der Lufttemperatur. C: Verdunstetes Wasservolumen (○, jeder Punkt entspricht einer Wasserzugabe von ca. 70 mL m^{-2}), sigmoide Schätzfunktion (▬) des verdunsteten Wasservolumens. D: Verdunstungsrate im Zeitraum hoher Übereinstimmung der Sigmoiden mit den Messwerten des verdunsteten Volumens (6–0 Uhr). Reaktionsvolumen 50 L, Volumenstrom 2,4 L s^{-1}, Gerinneneigung 1,0°.

Diskussion

Die aus einer Änderung des Volumenstroms resultierende Schwankung des Reaktionsvolumens lässt sich anhand der Manning-Gleichung (Gleichung 3.4) in Verbindung mit der Füllstandsregelung der 8 m²-Reaktoren qualitativ zeigen: Bei höherem Volumenstrom nimmt die Schichtdicke und somit das auf den Gerinnen und im Wendebecken befindliche Volumen zu. Dies bedeutet, dass sich die Verteilung des gesamten Reaktionsvolumens ändert – ein größerer Anteil befindet sich nun auf den Gerinnen, entsprechend befindet sich ein geringerer Anteil im Sammelbecken. Daraufhin erfolgt durch das Prozessleitsystem eine Wasserzugabe im Sammelbecken, damit der Füllstandssensor wieder Kontakt zur Flüssigkeit meldet. Der im Rahmen der beschriebenen Schwingung jeden Tag beobachtete geringe Anstieg des Volumenstroms erfolgte über mehrere Stunden. Daher wurden die daraus resultierenden geringen Wasserzugaben durch die häufigeren durch Verdunstung ausgelösten Wasserzugaben überdeckt. Für die ebenfalls jeden Tag beobachtete Abnahme des Volumenstroms gilt entsprechend dasselbe. In Bioprozessen ist zu erwarten, dass zusätzlich eine Veränderung der Gerinnebodenform durch Sedimentation oder Biofilmbildung einen Einfluss auf das Reaktionsvolumen ausübt. Eine weniger ebene Gerinnebodenform führt nach der Manning-Gleichung zu einer größeren Schichtdicke und einer geringeren Fließgeschwindigkeit, was einem größeren Volumen auf den Gerinnen entspricht. Das gesamte Reaktionsvolumen würde dann etwas größer werden.

Der Grund für die annähernd identischen Verdunstungsraten bei Vergleich des Sommertags und Herbsttags war vermutlich, dass die Experimente mit Wasser durchgeführt wurden und ein Großteil der eingestrahlten Energie durch Reflektion an den weißen Reaktorgerinnen wieder abgestrahlt wurde. In Bioprozessen würde die Absorption der eingestrahlten Energie mit steigender Zelldichte zunehmen und somit zu höheren Reaktortemperaturen und höheren Verdunstungsraten führen.

Der Grund für die unterschiedlichen Verdunstungsraten bei Vergleich des Sommertags bei unterschiedlichen Anteilen des solaren Lichts an der gesamten Bestrahlungsstärke war der infrarote (> 700 nm) Anteil des solaren Lichts. Die in Abb. 8.1 A dargestellten Bestrahlungsstärken beziehen sich, genau wie die gesamte Sonnenlichtsimulation im Algentechnikum, nur auf den Wellenlängenbereich der photosynthetisch aktiven Strahlung (PAR, 400–700 nm). In Abb. 8.2 sind die spektralen Bestrahlungsstärken der LEDs und des in der Halle des

Algentechnikums gemessenen solaren Lichts dargestellt und die infraroten Anteile farblich markiert. Die dargestellten Spektren wurden auf eine identische Photonenflussdichte im PAR-Bereich normiert und würden somit in der Sonnenlichtsimulation des Algentechnikums als gleichwertig gelten. Da das Dachglas im infraroten Bereich eine wellenlängenabhängige Transmission von bis zu 60 % aufwies, ging das solare Licht mit einem um 30 % höheren Infrarot-Anteil einher als das LED-Licht. Zudem ist die spektrale Absorption von flüssigem Wasser im infraroten Bereich höher als im PAR-Bereich (Buiteveld 1994). Dies führte zu einem größeren Eintrag von Strahlungsenergie in den Reaktor, wenn ein hoher Anteil von solarem Licht für die Sonnenlichtsimulation genutzt wurde. Die Reaktortemperatur stieg jedoch – vermutlich aufgrund der Verdunstungskühlung – nicht merklich an. In Bioprozessen könnte sich dieser Effekt beispielsweise in Form veränderter Wachstumsraten auswirken, wenn bei hohen Biomassekonzentrationen erhöhte Strahlungsabsorption vorliegt und diese nicht ausreichend durch Verdunstungskühlung ausgeglichen werden kann.

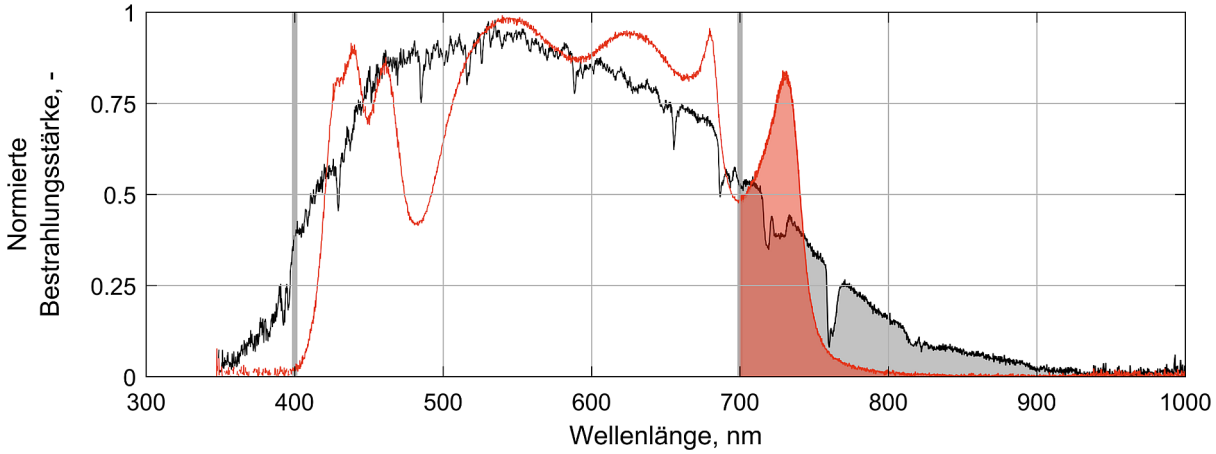


Abb. 8.2 Vergleich der Infrarot-Anteile (gefüllte Flächen) des solaren Lichts (▬) und LED-Lichts (▬) im Algentechnikum. Die Spektren wurden auf eine identische Photonenflussdichte im PAR-Bereich (400–700 nm) normiert. Die Skalierung der Ordinate wurde willkürlich festgelegt, um die Spektren klar zu visualisieren. Die senkrechten grauen Linien trennen die Wellenlängenbereiche von UV-Licht (< 400 nm), photosynthetisch aktiver Strahlung (PAR, 400-700 nm) und infrarotem Licht (> 700 nm).

Alle in Abb. 8.1 dargestellten Daten stammen aus demselben Flachgerinnereaktor. Bei anderen Reaktoren waren die relativen Verhältnisse unter den drei dargestellten Klimabedingungen gleich, die absoluten Werte unterschieden sich jedoch zwischen den Reaktoren. Ein Teil dieser Unterschiede könnte darin begründet sein, dass die zugegebene Wassermenge mit einem festen Kalibrierungsfaktor aus den Öffnungsdauern der Ventile berechnet wurde. Zur Erhöhung der

Genauigkeit könnte an jedem Reaktor ein Volumenzähler installiert werden. Alternativ könnte der Verdunstungsausgleich nicht zeitgesteuert, sondern volumengeregelt ausgeführt werden.

Reaktor mit 50 m² Grundfläche

Bei dem 50 m²-Reaktor war, genau wie bei den 8 m²-Reaktoren, der Neigungswinkel der Gerinne im Prozessverlauf konstant. Der wesentliche Unterschied zu den 8 m²-Reaktoren ergab sich daraus, dass die Volumenströme der beiden Pumpen geregelt wurden und somit Schwankungen aufwiesen, was zu einer Variation des Reaktionsvolumens führen könnte. Da aus der Literatur keine vergleichbaren Konstruktionen oder Lösungsansätze zur Regelung derartig hydrodynamisch gekoppelter Pumpen bekannt waren, wurde eine neuartige Regelung entwickelt. Ziel der Regelung war es, die Füllstände in den beiden Sammelbecken und somit das gesamte Reaktionsvolumen konstant zu halten. Alle Parameter der Regelungen wurden experimentell ermittelt.

Die Regelung jeder Pumpe basierte auf dem binären Signal des Füllstandssensors (1 – Flüssigkeit gemessen, 0 – keine Flüssigkeit gemessen), der in dem saugseitig der Pumpe angeordneten Sammelbecken installiert war. Die Regelgröße berechnete sich aus einer zeitlichen Mittelung dieses binären Signals über zwei Sekunden. Die Stellgröße war der Volumenstrom der Pumpe und wurde mit einer Dreipunktregelung variiert. Der Sollwert der Regelgröße war 0,5 – somit wurde der Volumenstrom so variiert, dass der Füllstand im Sammelbecken annähernd konstant auf Höhe des Füllstandssensors gehalten wurde. Vorteile dieser Regelung waren die geringe Totzeit (eine Änderung des Volumenstroms ändert innerhalb kurzer Zeit den Füllstand im Sammelbecken vor der Pumpe – somit erfolgt eine schnelle Reaktion auf kurzzeitig erhöhte Volumenströme, die vom Gerinne in das Sammelbecken fließen) sowie die Einsetzbarkeit der Regelung in Flachgerinnereaktoren mit mehreren Pumpwerken und beliebigen Gerinnelängen (die Regelung war unabhängig von der Gerinnegeometrie, Fließgeschwindigkeit oder dem Zustand anderer Pumpen).

Die Wasserzugabe zum Verdunstungsausgleich erfolgte im 50 m²-Reaktor – anders als in den 4 m²- und 8 m²-Reaktoren – nicht bei jedem Nullsignal des Füllstandssensors, sondern nur wenn jede von vier aufeinanderfolgenden zeitlich gemittelte Messungen in beiden Sammelbecken einen Mittelwert des Füllstands unter 0,5 ergeben hatten. So wurde eine übermäßige Wasserzugabe bei statistischen Schwankungen der Füllstände verhindert. Die Wasserzugabe

fand also nur statt, wenn beide Pumpen aufgrund des zu geringen Reaktionsvolumens bereits am Minimum der erlaubten Pumpgeschwindigkeit betrieben wurden und somit keine Erhöhung der Füllstände in den Sammelbecken durch weitere Reduktion der Pumpgeschwindigkeiten möglich war.

Im Folgenden ist die Dreipunktregelung der Volumenströme in Pseudo-Code dargestellt. Die Regelung der Ansteuerungsfrequenz der Pumpen zur Erreichung des gewünschten Sollwerts des Volumenstroms wurde mit PID-Reglern in Labview durchgeführt. Die Parameter der Frequenzregelung waren Kc = 0,1, Ti = 0,04, Td = 0.

```
Frage über einen Zeitraum von 2 s alle 20 ms das Signal der
Füllstandssensoren ab und bilde den Mittelwert der Signale
für jeden Füllstandssensor

Falls Mittelwerte beider Füllstandssensoren in jedem der
vergangenen 4 Schleifendurchläufe < 0,5:
     Wasser zum Verdunstungsausgleich zugeben

Für jeden Füllstandssensor:

     Falls Füllstands-Mittelwert < 0,4:
          Soll-Volumenstrom der Pumpe um 3 % reduzieren

     Falls Füllstands-Mittelwert > 0,6:
          Soll-Volumenstrom der Pumpe um 3 % erhöhen
```

Auch im 50 m²-Reaktor wurde daher anhand einer refraktometrischen Salinitätsmessung überprüft, ob das Reaktionsvolumen konstant war. Die Salinität lag im Tagesverlauf zwischen 22 ppt und 23 ppt. Da die Messgenauigkeit des Refraktometers 1 ppt betrug, kann die gemessene Variation nicht eindeutig auf eine Änderung der Salinität zurückgeführt werden. Falls die gemessene Variation der Salinität aufgrund einer Änderung des Reaktionsvolumens (330 L) geschah, so schwankte dieses nur um ± 2 %. Es wurde daher als konstant angenommen. Der Verdunstungsausgleich war daher auch im 50 m²-Reaktor ein direktes Maß der Verdunstung.

In Abb. 8.3 ist die Verdunstung in dem 50 m²-Reaktor im Verlauf eines Tages bei Klimasimulation des spanischen Sommertages charakterisiert. Abb. 8.3 A, B zeigen Umgebungsbedingungen, die einen wesentlichen Einfluss auf die Verdunstung haben, und dienen zur Einordnung der Zeiträume, in denen niedrige beziehungsweise hohe Verdunstungsraten erwartet wurden. In Abb. 8.3 C ist das verdunstete Volumen anhand der kumulierten Wasserzugaben an einem Tag dargestellt. Anhand dieser Daten wurde ein stetiger Verlauf des verdunsteten Volumens mit einer sigmoiden Funktion (Gleichung 4.1) geschätzt. Die Ableitung dieser Funktion (Gleichung 4.2) ist eine Näherung der Verdunstungsrate (Abb. 8.3 D).
In den Zeiträumen von 0–6 Uhr und 20–0 Uhr war die sigmoide Schätzfunktion nur eingeschränkt zur Abbildung des Verlaufs der Wasserzugaben geeignet (Abb. 8.3 C). Somit war auch die Verdunstungsrate mit einer größeren Unsicherheit behaftet und wurde daher in diesen Zeiträumen nicht dargestellt (Abb. 8.3 D). In den restlichen 14 Stunden des Tages (6–20 Uhr) stimmte die sigmoide Schätzfunktion mit den Messwerten überein.
Die maximale Verdunstungsrate wurde am frühen Nachmittag erreicht und betrug 190 mL m^{-2} h^{-1}, die minimale Verdunstungsrate lag in der Nacht vor und betrug 60 mL m^{-2} h^{-1}. Über 24 Stunden verdunsteten 2,5 L m^{-2}. Rechnerisch wäre das gesamte Reaktionsvolumen von 330 L damit nach 2,6 Tagen verdunstet.

Diskussion

Die Untersuchung wurde an einem sonnigen Tag im Sommer durchgeführt, die Luftfeuchte betrug tagsüber 30–40 %. Die Bedingungen entsprachen damit denen in der mittleren Spalte von Abb. 8.1 (Spanischer Sommertag, hoher Anteil des solaren Lichts an der gesamten Bestrahlungsstärke, Verdunstung 4,5 L m^{-2} d^{-1}, Luftfeuchte tagsüber 20–30 %). Trotz der vergleichbaren Bedingungen lag im 50 m²-Reaktor eine um 45 % geringere Verdunstungsrate vor als in den 8 m²-Reaktoren. Ein Teil dieses Unterschieds könnte dadurch verursacht worden sein, dass die Luftfeuchte nicht identisch war. Auch die Luftströmung über den Reaktoren könnte unterschiedlich gewesen sein: Zwar waren sowohl die Volumenströme der Lüftungsanlagen als auch die Position und Ausrichtung der Lüftungskanäle in den beiden verwendeten Hallen (Halle 1, 8 m²-Reaktoren; Halle 3, 50 m²-Reaktor, Abb. 4.5) identisch und zudem so gewählt, dass an den Reaktoren kein Luftzug merklich war, die Aufbauten der Reaktoren unterschieden sich jedoch in den Hallen und könnten somit eine veränderte Luftströmung verursacht haben. Im Wesentlichen ist der Unterschied jedoch vermutlich darauf

zurückzuführen, dass die Flüssigkeit in den 8 m²-Reaktoren relativ zum gesamten Reaktionsvolumen gesehen häufiger von den Gerinnen in das Sammelbecken fällt und dabei eine große Grenzfläche zwischen der Algensuspension und der umgebenden Luft entsteht, in der möglicherweise ein großer Anteil der Verdunstung stattfindet. Bei einer Fallhöhe vom Gerinne in das Sammelbecken von 30 cm befand sich in 8 m²-Reaktoren zu jedem Zeitpunkt 3,6 % des Reaktorvolumens im freien Fall in das Sammelbecken, im 50 m²-Reaktor nur 2,2 % – dies entspricht einem um 40 % geringeren Anteil. Die große Grenzfläche beim Fall der Suspension vom Gerinne in das Sammelbecken führt ebenfalls dazu, dass dort der größte Anteil des Sauerstofftransfers aus der Algensuspension in die Atmosphäre stattfindet (Doucha 2014).

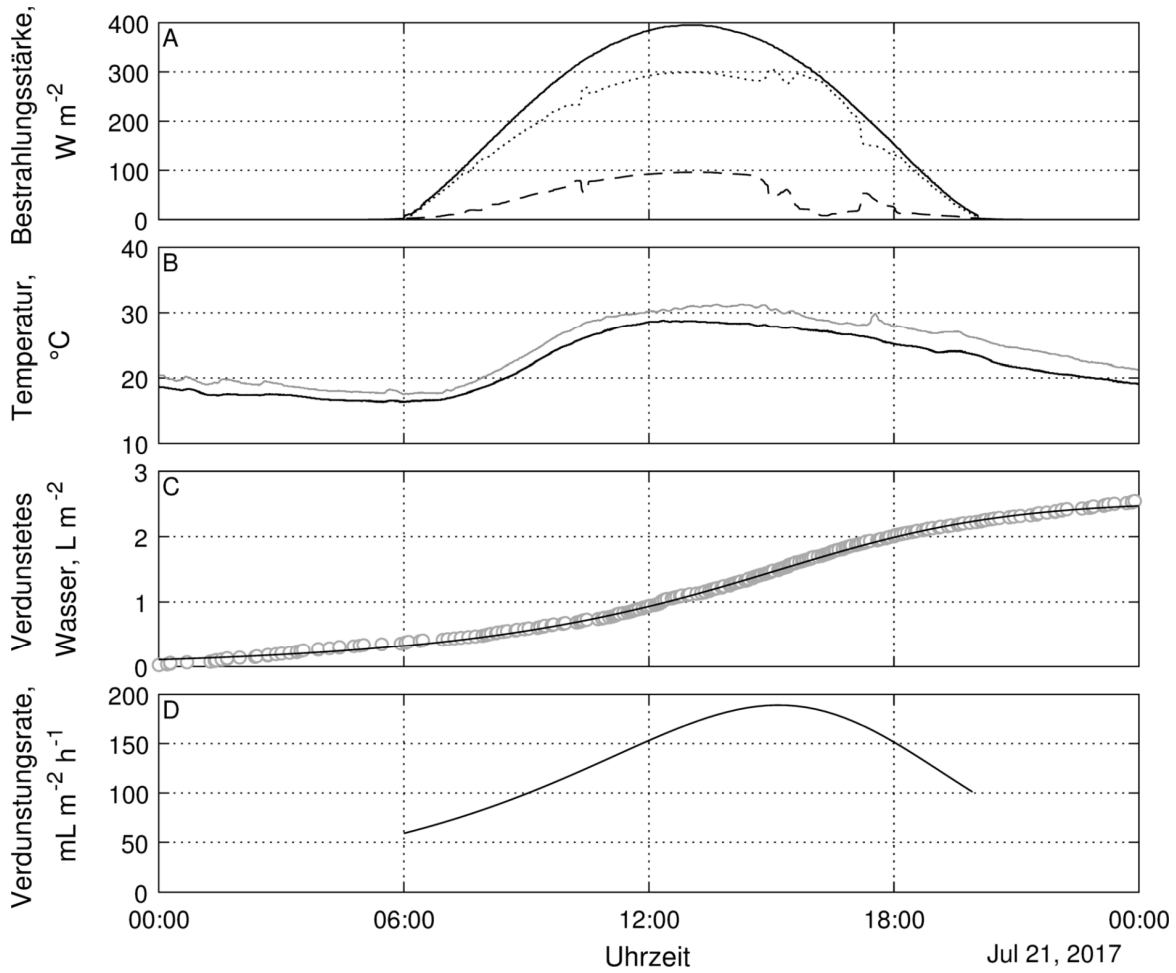


Abb. 8.3 Verdunstung in dem Flachgerinnereaktor mit 50 m² Grundfläche bei Zirkulation von Wasser und Klimasimulation des spanischen Sommertages. A, B: Umgebungsbedingungen, die die Verdunstung beeinflussen. A: Gesamte (▬), LED-basierte (····) und solare (- -) Bestrahlungsstärke. B: Reaktor- (▬) und Lufttemperatur (▬). C: Verdunstetes Wasservolumen (○, jeder Punkt entspricht einer Wasserzugabe von ca. 10 mL m^{-2}), sigmoide Schätzfunktion (▬) des verdunsteten Wasservolumens. D: Verdunstungsrate im Zeitraum hoher Übereinstimmung der Sigmoiden mit den Messwerten des verdunsteten Volumens (6–20 Uhr). Volumen 330 L, Volumenstrom 4,8 L s^{-1}, Gerinneneigung 1,0°.

8.2 Durchmischung

Die Charakterisierung der Durchmischung in den Flachgerinnereaktoren sollte dazu dienen, das Strömungsverhalten aufzuklären und so eine zielgerichtete Vorgehensweise zur Maßstabsvergrößerung und Verbesserung der Bau- und Betriebsweise der Reaktoren zu ermöglichen. Da die Gerinnebodenform bei Flachgerinnereaktoren in großen Maßstäben vermutlich ein relevanter Kostenfaktor sein wird, war von besonderem Interesse, wie sich die Durchmischung bei ebenen und unebenen Teichfolien-Gerinnen unterscheidet und welche Mechanismen dabei wirken. Außerdem sollte die Mischzeit bestimmt werden, um abschätzen zu können, wie Nährstoffzugaben erfolgen sollten, damit die Nährstoffe homogen im Reaktor verteilt werden.

8.2.1 Experimentelle Vorgehensweise

Zur Charakterisierung der Durchmischung wurden Pulsexperimente durchgeführt. Dabei wurde zum Zeitpunkt $t \approx 0$ s stoßartig (Zugabedauer $\Delta t < 1$ s) ein geringes Volumen Salzwasser (100 g L^{-1} NaCl, $V_{Puls} = 0{,}01 \cdot V_{Reaktor}$) manuell mittels eines Meßbechers in das Sammelbecken der mit Leitungswasser betriebenen Reaktoren gegeben. In Abb. 8.4 sind die Positionen auf den Reaktoren dargestellt, an denen die Salinität des zirkulierenden Wassers gemessen wurde. Aufgrund der vollständigen Kreislaufführung in den Flachgerinnereaktoren wurde von jedem Sensor mehrfach eine kurzzeitige Erhöhung der Salinität gemessen, bis das gesamte Volumen schließlich homogenisiert war.

Der erfasste zeitliche Verlauf der Salinität des zirkulierenden Wassers wurde zur Bestimmung der zeitlichen Anteile von beleuchteten und unbeleuchteten Bereichen der Reaktoren verwendet. Hinsichtlich des Strömungsverhaltens des Gesamtreaktors, d.h. unter Mittelung der Einflüsse der einzelnen Reaktormodule, wurden die Messdaten außerdem zur Schätzung der Bodenstein-Zahl anhand des axialen Dispersionsmodells und zur Charakterisierung des Verweilzeitspektrums ausgewertet.

Es wurden zwei Reaktoren mit 8 m² Grundfläche und unterschiedlichen Gerinnebodenformen (ebene und unebene Teichfolie) untersucht. Diese wurden bei den Pulsexperimenten mit fester Höhe des Füllstandssensors und drei verschiedenen Volumenströmen betrieben. Alle Bioprozesse in dieser Arbeit wurden bei einem Volumenstrom von 2,4 L s^{-1} durchgeführt. Da die Reaktoren für variable Betriebszustände geeignet waren und möglicherweise in späteren

Forschungsarbeiten andere Betriebspunkte gewählt werden könnten, wurden zur erweiterten Charakterisierung der Reaktoren auch zwei Volumenströme untersucht, die um jeweils ~30 % nach oben und nach unten von dem in dieser Arbeit für Bioprozesse verwendeten Betriebspunkt abwichen. Im Reaktor mit 50 m² Grundfläche wurde nur der Betriebspunkt untersucht, der bei dem in dieser Arbeit durchgeführten Bioprozess eingestellt war (Volumenstrom 4,8 L s^{-1}, entspricht auf die Gerinnebreite bezogen 2,4 L s^{-1} m^{-1} und war somit hinsichtlich der Strömung auf den Gerinnen identisch zu den 8 m²-Reaktoren) Das Reaktionsvolumen wurde bei allen Experimenten so eingestellt, dass sich bei Betrieb des Reaktors der Füllstand im Sammelbecken genau auf Höhe des Füllstandssensors befand.

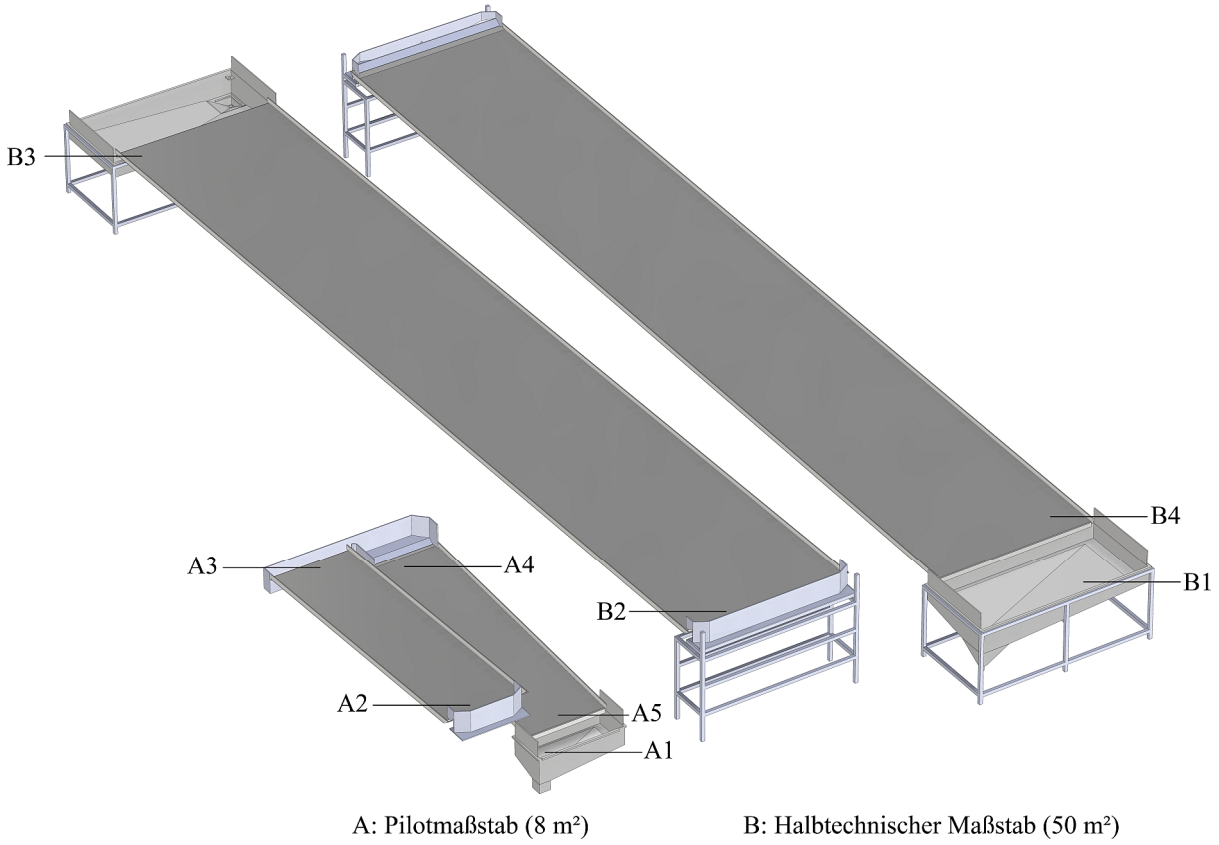


Abb. 8.4 Messpositionen der Salinität in den Flachgerinnereaktoren zur Untersuchung der Durchmischung. Maßstabsgetreue Darstellung (ausgerichtet am Einlaufbecken). A: Reaktor mit 8 m² Grundfläche. Zugabe des Salzpulses im Sammelbecken (A1), Messung der Salinität nach dem Einlaufbecken (A2), am Ende des oberen Gerinnes (A3), nach dem Wendebecken (A4) und am Ende des unteren Gerinnes (A5). B: Reaktor mit 50 m² Grundfläche. Zugabe des Salzpulses in einem der beiden Sammelbecken (B1), Messung der Salinität nach dem ersten folgenden Einlaufbecken (B2), am Ende des ersten folgenden Gerinnes (B3) und am Ende des zweiten folgenden Gerinnes (B4).

In Tab. 8.1 sind die verwendeten Betriebspunkte zusammengefasst. Dabei wurde das Volumen beim Befüllen des Reaktors mit einem Wasserzähler gemessen und die Fließgeschwindigkeit auf den Gerinnen anhand der Gerinnelänge und den Zeitpunkten der Maxima der Salinität an den Sensoren am Beginn und Ende der Gerinne berechnet. Die Umlaufzeit τ wurde anhand des zeitlichen Abstands zweier aufeinander folgender Maxima an einem Sensor bestimmt. Die Berechnung des hydraulischen Leistungseintrags erfolgte mit der Dichte von Salzwasser (1020 kg m^{-3}) nach Gleichung 3.8. Die Reynoldszahl wurde mit der kinematischen Viskosität von Salzwasser bei 20 °C ($1{,}05 \cdot 10^{-6}$ m^2 s^{-1}), der gemessenen Fließgeschwindigkeit und der Schichtdicke als charakteristische Länge berechnet. Die Schichtdicke wurde mit der Manning-Gleichung für offene Gerinneströmungen (Gleichung 3.4) und einem Rauheitsbeiwert von 0,008 s $m^{-1/3}$ bestimmt. Die Reynolds-Zahlen lagen bei allen Betriebspunkten im Übergangsbereich zwischen laminarer und turbulenter Strömung (Re = 500–12 500).

Tab. 8.1 Übersicht der bei der Untersuchung der Durchmischung der Flachgerinnereaktoren verwendeten Betriebspunkte. Die Benennung der Betriebspunkte bezieht sich auf den Volumenstrom. Die Betriebspunkte bei 2,4 L s^{-1} (8 m²-Reaktor) und 4,8 L s^{-1} (50 m²-Reaktor: 4,8 L s^{-1} bei 2 m Gerinnebreite, also ebenfalls 2,4 L s^{-1} m^{-1} und somit hinsichtlich der Strömung auf den Gerinnen identisch zum 8 m²-Reaktor) wurden als ‚Normal' bezeichnet, da bei diesen Volumenströmen alle Bioprozesse in dieser Arbeit durchgeführt wurden. Gerinneneigung stets 1,0°. Höhenunterschied Wasserspiegel Einlaufbecken-Sammelbecken: 75 cm (8 m²-Reaktor), 2x je 65 cm (50 m²-Reaktor).

Reaktor-grundfläche, m²	Betriebs-punkt	Volumen, L	Volumen-strom, L s^{-1}	Hydraul. Leistungs-eintrag (Gerinne; Reaktor), W m^{-2}	Umlaufzeit, s	Fließgeschw. auf den Gerinnen, cm s^{-1}	Reynolds-Zahl Re, -
8	Niedrig	44	1,6	0,27; 1,5	28	Eben: 35 Uneben: 34	1300 1260
8	Normal	55	2,4	0,41; 2,3	23	Eben: 47 Uneben: 47	2240
8	Hoch	60	3,1	0,53; 2,9	19	Eben: 55 Uneben: 53	3040 2930
50	Normal	330	4,8	0,41; 1,3	78	43	2040

8.2.2 Zeitanteile der beleuchteten und nicht beleuchteten Reaktorbereiche

In Abb. 8.5 sind die zeitlichen Anteile der beleuchteten und nicht beleuchteten Reaktorbereiche in den Reaktoren mit 8 m² und 50 m² Grundfläche dargestellt. Sie wurden anhand der Zeitpunkte bestimmt, an denen die Maxima der Salinität von den in Abb. 8.4 dargestellten Sensoren gemessen wurden. Die Auftragung erfolgte anteilig zur gesamten Umlaufzeit, um verschiedene Betriebspunkte miteinander vergleichen zu können. Aufgrund von im Verlauf der Messungen ausgefallenen Sensoren wurden die Anteile nur bei dem 8 m²-Reaktor mit ebener Teichfolie auf die einzelnen Reaktormodule aufgeschlüsselt.

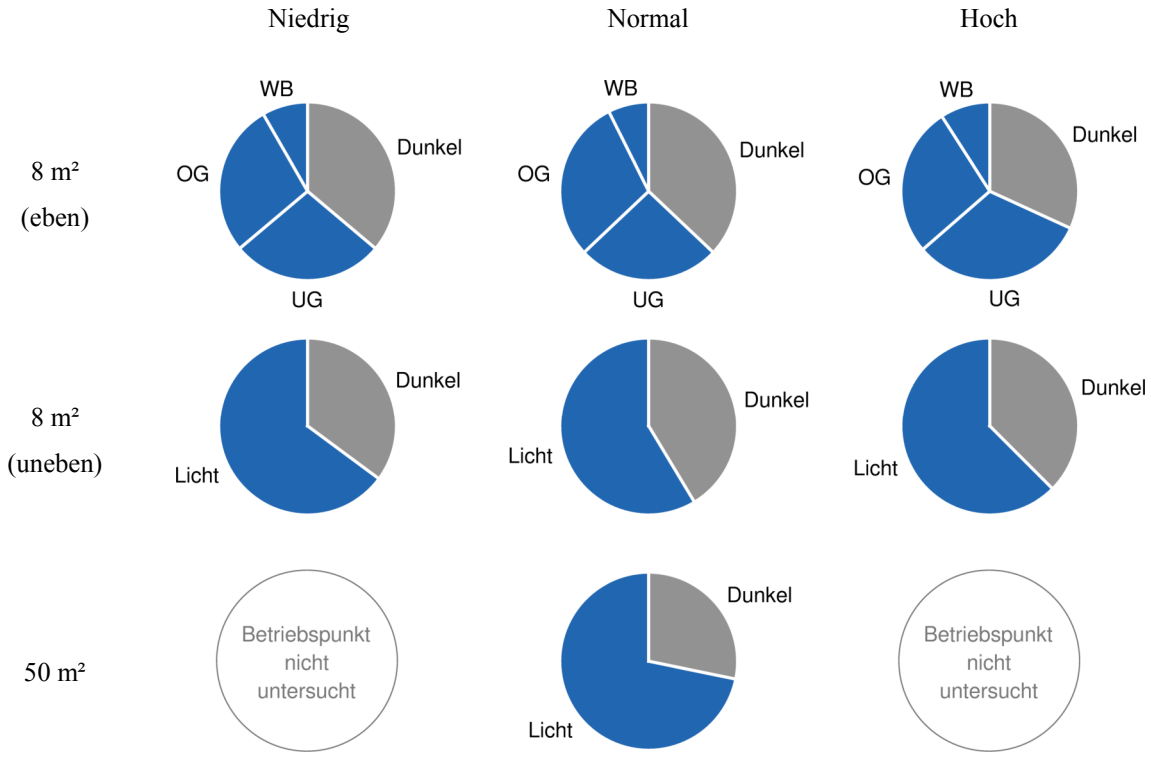


Abb. 8.5 Zeitliche Anteile der beleuchteten und nicht beleuchteten Reaktorbereiche in Reaktoren mit 8 m² und 50 m² Grundfläche. *OG* Oberes Gerinne, *WB* Wendebecken, *UG* Unteres Gerinne, *Dunkel* Sammelbecken, Pumpentrakt und Einlaufbecken, *Licht* OG, WB und UG. REIHEN Verschiedene Flachgerinnereaktoren: *Oben* 8 m²-Reaktor mit ebener Teichfolie, *Mitte* 8 m²-Reaktor mit unebener Teichfolie, *Unten* 50 m²-Reaktor. SPALTEN Verschiedene Volumenströme: *Niedrig* 1,6 L s^{-1}, *Normal* 2,4 L s^{-1} (50 m²: 4,8 L s^{-1} bei 2 m Gerinnebreite, also ebenfalls 2,4 L s^{-1} m^{-1}), *Hoch* 3,1 L s^{-1}. Bei den in der mittleren Spalte angeordneten Volumenströmen wurden in dieser Arbeit Bioprozesse durchgeführt.

Die Messdaten zeigen, dass in den 8 m²-Reaktoren – unabhängig von der Gerinnebodenform und vom Volumenstrom – fast identische relative Anteile der beleuchteten und nicht beleuchteten Bereiche vorlagen: Die beobachteten Unterschiede waren gering (Mittelwert und

Standardabweichung 64 ± 3 %) und folgten keiner erkennbaren Systematik, sodass sie als unwesentlich angesehen wurden. Im 50 m²-Reaktor war der Anteil der beleuchteten Bereiche mit 72 % aufgrund der längeren Gerinne größer als in den 8 m²-Reaktoren.

Diskussion

Bei Durchführung von Bioprozessen unter verschiedenen Bedingungen in den 8 m²-Reaktoren können Übertragungskriterien wie die Schichtdicke oder Durchmischung untersucht werden, ohne dass ein Einfluss des zeitlichen Anteils der beleuchteten und nicht beleuchteten Bereiche zu erwarten ist. Bei Übertragung von Prozessen zwischen den 8 m²-Reaktoren und dem 50 m²-Reaktor hingegen könnten auftretende Unterschiede auf die unterschiedlichen zeitlichen Anteile der beleuchteten und nicht beleuchteten Bereiche zurückzuführen sein.

8.2.3 Axiale Dispersion und Verweilzeitspektrum

In Abb. 8.6 ist der Verlauf des gemessenen und berechneten Verweilzeitspektrums nach Zugabe der Salzpulse aufgetragen. Die Auftragung erfolgte über der auf die Umlaufzeit bezogenen dimensionslosen Zeit. Die Berechnung des Verweilzeitspektrums wurde mit dem axialen Dispersionsmodell mit vollständiger Kreislaufführung und beidseitig offenen Randbedingungen durchgeführt (Kapitel 3.3.3). Das berechnete Verweilzeitspektrum begann bei 0 und strebte für $\Theta \rightarrow \infty$ gegen 1. Um das gemessene und das berechnete Verweilzeitspektrum vergleichen zu können, wurde die zu Beginn der Aufzeichnung mit Leitungswasser gemessene Salinität von allen Messwerten subtrahiert. Außerdem wurden alle Messwerte der Salinität durch die am Ende der Aufzeichnung gemessene Gleichgewichtskonzentration dividiert. Durch die Parameterschätzung für das axiale Dispersionmodell wurde die Bodenstein-Zahl *Bo* erhalten, deren Zahlenwert in der oberen rechten Ecke der Diagramme angegeben ist.

In Abb. 8.6 ist sichtbar, dass das erste Maximum des gemessenen Verweilzeitspektrums nur eingeschränkt mit dem berechneten Verlauf übereinstimmte – der Anstieg war steiler, zudem waren die maximalen Werte teilweise um 10 % höher als berechnet. Nach dem ersten Maximum stimmte das gemessene und das berechnete Verweilzeitspektrum überein.

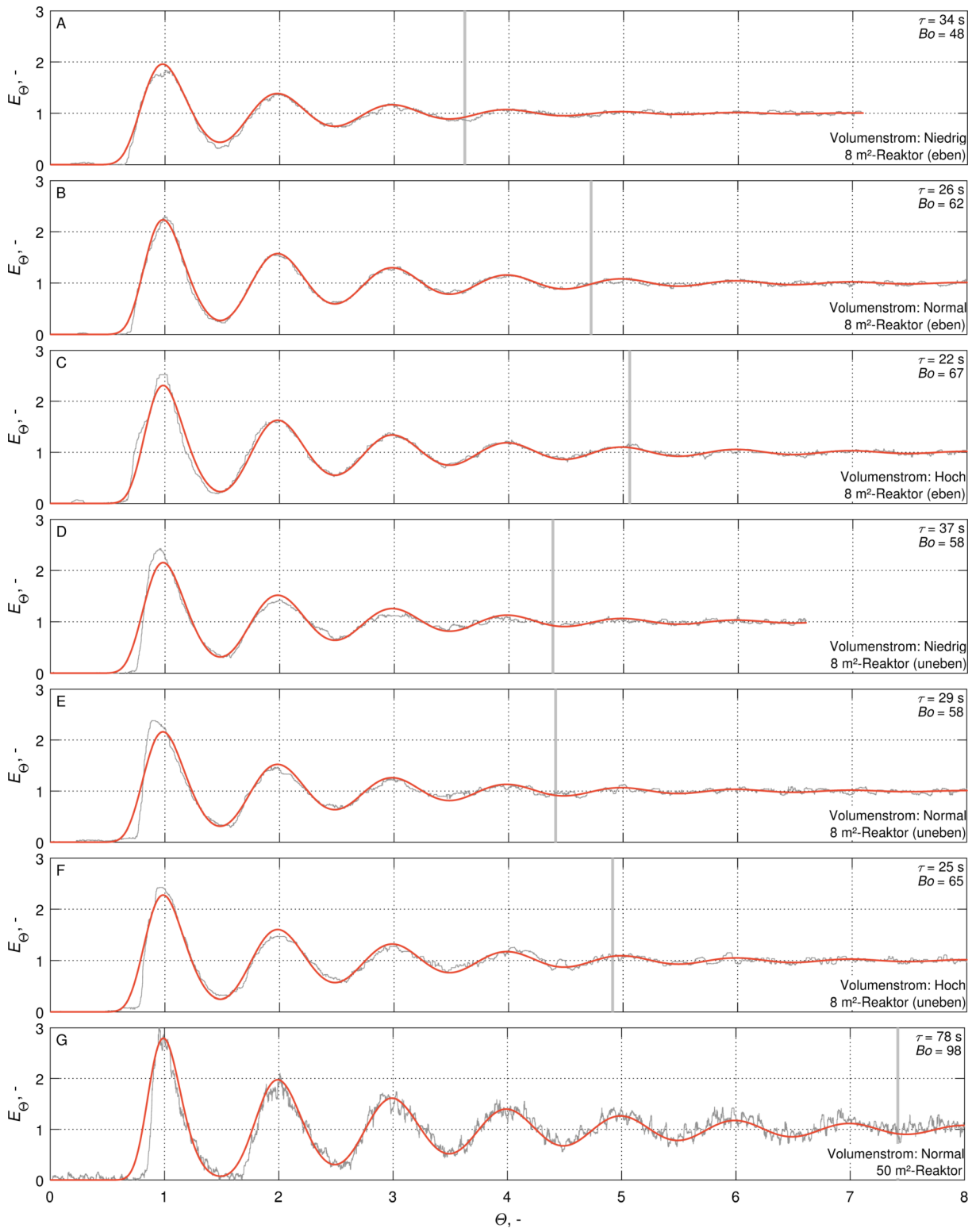


Abb. 8.6 Charakterisierung der Durchmischung in den Flachgerinnereaktoren. Gemessenes (▬) und anhand des axialen Dispersionmodells berechnetes (▬) Verweilzeitspektrum über der dimensionslosen Zeit $\Theta = t/\tau$. Angaben oben rechts: Umlaufzeit τ, Bodenstein-Zahl *Bo*. Senkrechte graue Linie: Mischzeit Θ_{90}. 8 m²-Reaktoren mit ebener (A,B,C) und unebener (D,E,F) Teichfolie bei verschiedenen Volumenströmen (A,D 1,6 L s^{-1}; B,E 2,4 L s^{-1}; C,F 3,1 L s^{-1}), 50 m²-Reaktor (G, 50 m², 4,8 L s^{-1} bei 2 m Gerinnebreite, also ebenfalls 2,4 L s^{-1} m^{-1}). Salinitätsmesswerte mit einem gleitenden 95 %-Perzentil über ein Zeitfenster von 2 s geglättet.

Diskussion

Da die Zugabe des Salzwassers manuell in das Sammelbecken erfolgte, könnte die Form des Salzpulses von der erforderlichen Form eines Dirac-Pulses abgewichen haben. Dies hat möglicherweise die reduzierte Übereinstimmung des berechneten und gemessenen ersten Maximums der Verweilzeitspektren verursacht. Da die Salinitätssensoren nicht getaucht im Pumpentrakt verwendbar waren, lag keine Aufzeichnung des vollständigen aufgegebenen Pulses vor, mit der die Form des zugegebenen Pulses charakterisiert werden könnte. Eine methodische Verbesserung könnte durch Verwendung anderer Sensoren oder anderer Vorgehensweisen zur Zugabe des Salzpulses erreicht werden. So könnte sowohl die Zugabe des Salzwassers als auch die Messung der Salinität im Pumpentrakt erfolgen.

Eine andere Vorgehensweise war für die Untersuchungen in dieser Arbeit nicht notwendig, da in Abb. 8.6 erkennbar ist, dass die gesamte Durchmischung nach dem ersten Maximum mit dem axialen Dispersionsmodell bei allen untersuchten Reaktoren und Volumenströmen präzise abgebildet wurde. Die anhand des Modells bestimmten Bodenstein-Zahlen waren daher bei mehreren konsekutiven Reaktordurchläufen repräsentativ für die gesamte Durchmischung bis zur Einstellung der Gleichgewichtskonzentration. Daher wurden die Bodenstein-Zahlen zur Berechnung der Mischzeiten und zur Bewertung der Strömungsform des gesamten Reaktors bei mehrfacher Kreislaufführung verwendet.

8.2.4 Mischzeit

Die Mischzeiten $\Theta_{90\%}$ wurden anhand der mit dem axialen Dispersionsmodell geschätzten Bodenstein-Zahl bestimmt (Gleichung 3.23). In den 8 m²-Reaktoren lagen die dimensionslosen Mischzeiten $\Theta_{90\%}$ zwischen 3,6 und 5,1, im 50 m²-Reaktor bei 7,4. Dies entspricht 2–3 Minuten in den 8 m²-Reaktoren und 10 Minuten im 50 m²-Reaktor.

Bei separater Betrachtung der beiden Gerinnebodenformen in den 8 m²-Reaktoren (A-C ebene Teichfolie, D-F unebene Teichfolie) nahmen die Mischzeiten und die Bodenstein-Zahlen mit steigendem Volumenstrom zu oder blieben konstant. Demnach lag in den Flachgerinne-reaktoren bei niedrigen Volumenströmen die höchste Rückvermischung vor. Mit Bodenstein-Zahlen zwischen 48 und 67 waren die Unterschiede jedoch gering.

Bei vergleichender Betrachtung der beiden Gerinnebodenformen in den 8 m²-Reaktoren zeigte sich, dass die Rückvermischung bei dem niedrigen Volumenstrom (1,6 L s^{-1}, Abb. 8.6 A, D) bei ebener Teichfolie (*Bo* = 48) höher war als bei unebener Teichfolie (*Bo* = 58). Bei dem normalen Volumenstrom (2,4 L s^{-1}, Abb. 8.6 B, E) war die Strömungsform bei den beiden Gerinnebodenformen praktisch identisch (eben: *Bo* = 62, uneben: *Bo* = 58). Gleiches galt für den hohem Volumenstrom (3,1 L s^{-1}, Abb. 8.6 C, F, eben: *Bo* = 67, uneben: *Bo* = 65).

Bei vergleichender Betrachtung der beiden Reaktorgrößen (8 m² und 50 m²) bei identischem auf die Gerinnebreite bezogenen Volumenstrom und ebener Teichfolie (2,4 L s^{-1} m^{-1}, Abb. 8.6 B, G) lag im 50 m²-Reaktor (*Bo* = 98) eine deutlich geringere Rückvermischung vor als im 8 m²-Reaktor (*Bo* = 62).

Diskussion

Der im 8 m²-Reaktor mit steigendem Volumenstrom beobachtete Anstieg der Bodenstein-Zahl lässt sich durch unterschiedlich schnell strömende vertikale Schichten in der Flüssigkeit auf den Gerinnen erklären. Da mit steigendem Volumenstrom die Schichtdicke zunimmt (Gleichung 3.4), die Wandreibung aber identisch bleibt, könnte mit steigender Schichtdicke ein steigender Anteil der Flüssigkeit mit hoher Geschwindigkeit über eine langsamere bodennahe Flüssigkeitsschicht geströmt sein.

Das Messsignal der Salinität war in allen Untersuchungen des 50 m²-Reaktors aus unbekannten Gründen stärker verrauscht als in den 8 m²-Reaktoren. Da das Signalrauschen bereits vor der Salzwasserzugabe vorlag, wurde es möglicherweise nicht durch Leitfähigkeitsunterschiede des Wassers ausgelöst, sondern durch elektromagnetische Störquellen. Trotz des erhöhten Signalrauschens war der Salzpuls jedoch deutlich erkennbar. Die höhere Mischzeit im 50 m²-Reaktor ist vermutlich auf die längeren Gerinne und den entsprechend geringeren zeitlichen Anteil der durchmischungs-fördernden Reaktormodule (Sammelbecken, Pumpe, Einlaufbecken) an einem Umlauf zurückzuführen (Abb. 8.5).

8.3 Diskussion

In diesem Kapitel wurden Flachgerinnereaktoren mit 8 m² und 50 m² Grundfläche verfahrenstechnisch charakterisiert. Ziele waren die Bewertung der Verlässlichkeit

konzentrationsbasierter Prozessgrößen, die Abschätzung der benötigten Wassermenge zum Ausgleich der Verdunstung sowie die Aufklärung des Strömungsverhaltens zur Ermöglichung einer zielgerichteten Vorgehensweise bei der Maßstabsvergrößerung und Verbesserungen der Reaktoren und Betriebsweisen. Dazu wurden die Konstanz des Reaktionsvolumens, die Verdunstung und die Durchmischung unter verschiedenen Betriebsbedingungen untersucht. Alle Experimente erfolgten mit Wasser, um zunächst ein grundlegendes Verständnis der Reaktoren ohne biologische Effekte zu erhalten.

Das Reaktionsvolumen variierte in beiden Reaktorgrößen um maximal ± 2 % und wurde daher als konstant angenommen. Dadurch war eine direkte Bestimmung konzentrationsbasierter Prozessgrößen möglich.

Die Verdunstung betrug im 8 m²-Reaktor 3,5–5 L m^{-2} d^{-1} und war damit höher als im 50 m²-Reaktor (2,5 L m^{-2} d^{-1}). Dies lag vermutlich daran, dass die Flüssigkeit in den 8 m²-Reaktoren relativ zum gesamten Reaktionsvolumen gesehen häufiger von den Gerinnen in das Sammelbecken fällt und dabei eine große Grenzfläche zur umgebenden Luft entsteht, in der möglicherweise ein großer Anteil der Verdunstung stattfindet.

Es wurde festgestellt, dass die im Algentechnikum verwendete Sonnenlichtsimulation geringe Unterschiede in der Verdunstungsrate verursachte, da der Infrarotanteil des solaren Lichts höher war als der Infrarotanteil der LED-Lichts. Dies wirkte sich jedoch aufgrund der Verdunstungskühlung nicht auf die Reaktortemperatur aus.

Die gemessene Verdunstung war geringer als Vergleichswerte aus der Literatur. In *Raceway Ponds* und Flachgerinnereaktoren in Almería wurden 5–6 L m^{-2} d^{-1} gemessen (Godos 2014; Morales-Amaral 2015), an anderen Orten sogar 6–20 L m^{-2} d^{-1} (Heussler 1978a; Prokop 1984; Doucha 2014; Fon Sing 2014). Da die Untersuchungen in diesem Kapitel mit Wasser erfolgten und die Gerinne aus weißen Materialien bestanden, wurde vermutlich ein großer Strahlungsanteil reflektiert. In Bioprozessen, bei denen eingestrahlte Energie nicht am Gerinneboden reflektiert, sondern von Mikroalgen und dem Gerinnematerial absorbiert wird, ist daher eine höhere Verdunstung zu erwarten.

Die Durchmischung in den Flachgerinnereaktoren wurde mit Pulsexperimenten untersucht. Dazu wurde gemessen, wie sich Salzpulse im Verlauf der Zirkulation in den Reaktoren

veränderten. Es wurden zwei Reaktoren mit 8 m² Grundfläche mit unterschiedlichen Gerinnebodenformen (ebene und unebene Teichfolie) sowie ein Reaktor mit 50 m² Grundfläche (ebene Teichfolie) bei drei Volumenströmen (8 m²-Reaktoren) beziehungsweise einem Volumenstrom (50 m²-Reaktor) untersucht.

Der hydraulische Leistungseintrag lag bei den untersuchten Volumenströmen mit 0,27–0,53 W m^{-2} um 8–112 % höher als in *Raceway Ponds* (0,24–0,26 W m^{-2}, Lundquist (2010), Huntley (2015)), aber niedriger als in anderen Flachgerinnereaktoren (0,6–0,8 W m^{-2}, Doucha (2006)). Dabei wurde nur der Leistungseintrag auf den Gerinnen berücksichtigt. Bei Berücksichtigung der Höhenunterschiede der Wasserspiegel von Sammel- und Einlaufbecken lag der hydraulische Leistungseintrag in den 8 m²-Reaktoren mit 1,5–2,9 W m^{-2} um einen Faktor 6–11 höher als in *Raceway Ponds* und im 50 m²-Reaktor mit 1,2 W m^{-2} um einen Faktor 5 höher als in *Raceway Ponds*.

Der zeitliche Anteil beleuchteter Reaktorbereiche war im 50 m²-Reaktor mit 72 % größer als in den 8 m²-Reaktoren (63 %). Dies lag vermutlich an der unterschiedlichen Reaktorgeometrie und könnte die Übertragbarkeit von Bioprozessen zwischen den beiden Reaktorgrößen beeinflussen.

Ein einzelner Reaktordurchlauf eines Salzpulses war nur eingeschränkt mit dem axialen Dispersionsmodell abbildbar. Bei mehrfachen konsekutiven Reaktordurchläufen des Salzpulses war das axiale Dispersionsmodell hingegen bei allen untersuchten Bedingungen sehr gut geeignet, um den zeitlichen Verlauf des Salzpulses präzise abzubilden. Das Modell wurde daher zur Bestimmung der Bodenstein-Zahl und der Mischzeit verwendet.

Die Mischzeit nahm mit steigendem Volumenstrom zu, somit nahm die Rückvermischung ab. In den 8 m²-Reaktoren waren alle Mischzeiten ($\Theta_{90\%}$ = 3,6–5,1, entspricht 2–3 Minuten) und Bodenstein-Zahlen (*Bo* = 48–67) ähnlich, sodass die Unterschiede der Durchmischung in den untersuchten Reaktoren und Betriebsbedingungen insgesamt gering waren. Die Rückvermischung im 50 m²-Reaktor war geringer ($\Theta_{90\%}$ = 7,4, entspricht 10 Minuten, *Bo* = 98).
Im Vergleich zu *Raceway Ponds* mit Größen von 0,8–281 m², bei denen Miller und Buhr (1981) Bodenstein-Zahlen von 123–285 (Mischzeiten $\Theta_{90\%}$ = 9,3–21,6, entspricht bis zu 30 Minuten) beobachteten, wiesen die in dieser Arbeit gestalteten Flachgerinnereaktoren eine höhere Rückvermischung auf. Dies ist vorteilhaft, da sich Nährstoffzugaben schneller verteilen und ein

homogenes Reaktionsvolumen generell als zuträglich für Bioprozesse gelten kann. Nährstoffe brauchen daher nicht über einen längeren Zeitraum verteilt zugegeben werden, sondern können direkt in voller Menge in die Flachgerinnereaktoren gegeben werden. Bei reaktionstechnischen Charakterisierungen von Bioprozessen können die Flachgerinnereaktoren als ideal durchmischt angesehen werden, da die Mischzeiten mit wenigen Minuten deutlich geringer waren als typische Verdopplungszeiten von Mikroalgen (mehrere Stunden). Bei Reaktoren mit deutlich längeren Gerinnen würde der Einfluss der Sammel- und Einlaufbecken, deren Wirbelbildung die Rückvermischung fördert, in den Hintergrund treten – in solchen Reaktoren sollte die axiale Dispersion erneut untersucht werden.

9 Verfahrenstechnische Untersuchungen zur Herstellung von *Nannochloropsis salina* in Flachgerinnereaktoren*

Die in dieser Arbeit gestalteten Flachgerinnereaktoren wurden für verfahrenstechnische Untersuchungen zur Herstellung der Mikroalge *Nannochloropsis salina* verwendet. Alle Untersuchungen fanden unter Klimasimulation des spanischen Sommer- oder Herbsttages statt. Ziel war es, die Gerinne und die Prozessführung hinsichtlich der Kosten der hergestellten Biomasse zu optimieren. Die Auswertung der Experimente erfolgte anhand des beobachteten Wachstums der Mikroalgen. Dazu wurden die Wachstumsraten und Biotrockenmasse-produktivitäten herangezogen. Es wurden Satzprozesse und semikontinuierliche Prozesse durchgeführt. Dabei wurden bis auf den Versuch zur Maßstabsübertragung ausschließlich Flachgerinnereaktoren mit 8 m² Grundfläche verwendet.

Hinsichtlich der Gerinne wurde zunächst die Vergleichbarkeit von Satzprozessen in vier parallel betriebenen Flachgerinnereaktoren untersucht, um sicherzustellen, dass vergleichende Untersuchungen unabhängig von dem verwendeten Reaktor interpretiert werden können. Dabei wurden zwei Reaktoren mit festen Gerinnen und zwei Reaktoren mit ebenen Teichfolien-gerinnen betrieben. Teichfoliengerinne könnten aufgrund ihrer geringeren Kosten die Wirtschaftlichkeit in großen Reaktormaßstäben erheblich verbessern. Daher wurde untersucht, wie sich Unebenheiten in der Teichfolie – die in großen Freilandreaktoren unvermeidbar sind – auf das Wachstum auswirken.

Hinsichtlich der Prozessführung wurde ein Satzprozess mit dem Ziel der Identifikation der maximal erzielbaren Biotrockenmassekonzentration, Zellzahl und Produktivität durchgeführt. Da bei Satzprozessen Rüstzeiten und Wachstumsperioden mit niedriger Produktivität vorliegen, wurde außerdem eine semikontinuierliche Prozessführung mit täglicher Teilernte untersucht. Schließlich wurde, um ein umfassenderes Bild der im Jahresverlauf möglichen Erträge zu erhalten, das Wachstum an spanischen Sommer- und Herbsttagen verglichen.

* Teile der Ergebnisse sind bereits publiziert in: Apel AC, Pfaffinger CE, Basedahl N, Mittwollen N, Göbel J, Sauter J, Brück T, Weuster-Botz D (2017) Open thin-layer cascade reactors for saline microalgae production evaluated in a physically simulated Mediterranean summer climate. *Algal Res* 25, pp. 381–390.

Abschließend wurde ein Satzprozess im 50 m²-Reaktor durchgeführt, um die Übertragbarkeit von Prozessen zwischen den konstruktiv unterschiedlichen Reaktormaßstäben zu untersuchen.

9.1 Gerinne

Die Gerinne eines Flachgerinnereaktors stellen den Bereich des Reaktors dar, in dem der Großteil der Photosynthese stattfindet, und nehmen den größten Flächenanteil des Reaktors ein. Sie sind daher von hoher Relevanz für die erzielbaren Erträge sowie die Kosten des Reaktors. Daher wurden Untersuchungen zur Optimierung der Gerinnebodenform durchgeführt. Diese werden in diesem Kapitel vorgestellt.

Es wurden Satzprozesse in verschiedenen Reaktoren mit 8 m² Grundfläche bei identischer Prozessführung verglichen. Alle Prozesse wurden mit *Nannochloropsis salina* bei pH 8,5, einer Gerinneneigung von 1,0°, einem Reaktionsvolumen von 50 L und einem Volumenstrom von 2,4 L s^{-1} unter Klimasimulation des spanischen Sommertages durchgeführt. Die verglichenen Reaktoren unterschieden sich hinsichtlich ihrer Position in Halle 1 (Abb. 4.5) und der Bodenform der Gerinne (feste Kunststoffplatten, ebene und unebene Teichfolie).

9.1.1 Vergleich fester Gerinne und ebener Teichfoliengerinne

Gerinne aus festen Kunststoffplatten bieten eine ebene Oberfläche und ermöglichen dadurch eine gleichmäßige Strömung der Algensuspension, weisen aber hohe Investitionskosten auf. Um eine Maßstabsvergrößerung wirtschaftlich rentabel gestalten zu können, ist die Entwicklung günstigerer Gerinne von Interesse. Dazu könnten Teichfolien geeignet sein. Diese werden bereits für den Bau von *Raceway Ponds* zur Produktion von Mikroalgen im industriellen Maßstab verwendet, weisen aber selbst bei sorgfältiger Verlegung einige Unebenheiten auf, die möglicherweise die Bioprozesse beeinflussen könnten. Zur Quantifizierung der Einflüsse der Gerinnebodenform auf das Wachstum wurden vergleichende Satzprozesse mit *Nannochloropsis salina* in zwei Reaktoren mit festen Gerinnen und zwei Reaktoren mit Teichfoliengerinnen durchgeführt.

Die Reaktoren 6 und 7 waren mit Gerinnen aus festem Polyethylen ausgestattet, während die Gerinne der Reaktoren 8 und 9 aus Teichfolie bestanden. Die Teichfolie wurde möglichst glatt installiert. Aus 8 Messpunkten pro Quadratmeter Gerinnefläche wurden mittlere Schichtdicken

und Standardabweichungen von 5,5 mm ± 1,4 mm (festes Gerinne) und 5,2 mm ± 1,0 mm (Teichfolie) bestimmt. In Abb. 9.1 sind diese Prozesse dargestellt.

Da alle vier Reaktoren in derselben Halle des Algentechnikums platziert waren, waren sie identischen klimatischen Bedingungen ausgesetzt. Abb. 9.1 A zeigt, dass die Hallentemperatur während der Prozesse bis auf kleinere Abweichungen gut mit der eingestellten Solltemperatur übereinstimmte. Während der Satzprozesse wurde die Luftklimasimulation mit einer älteren Software-Version betrieben, die bei Regen keine Fensteröffnung ermöglichte. Da die nächtlichen Lufttemperaturen des Sollklimas (15 °C) nur mittels Fensteröffnung einstellbar waren (Kap. 7.2.2), lag die Lufttemperatur in der regnerischen Nacht von Tag 6 auf Tag 7 um bis zu 5 °C höher als in trockenen Nächten. Von dieser Nacht abgesehen stimmte die Hallentemperatur mit der Solltemperatur überein. An Tag 4 wurden zur Simulation vorbeiziehender Wolken mittags über einen Zeitraum von 30 min die Sollwerte der Hallentemperatur und Photonenflussdichte reduziert. Abb. 9.1 A zeigt außerdem, dass der Hauptteil des den Algen zur Verfügung stehenden Lichts durch die LED-Anlage bereitgestellt wurde, da die Prozesse im Winter bei geringem solaren Lichtanteil durchgeführt wurden. Abb. 9.1 B zeigt die Temperaturverläufe der Reaktoren, welche sich in allen vier Reaktoren ähnlich darstellten. Es wurde eine maximale Abweichung von 3 °C zwischen den einzelnen Reaktoren beobachtet.

Abb. 9.1 C, D zeigt die Biotrockenmassekonzentration und die Tageswachstumsraten jedes Reaktors inklusive der 95 %-Konfidenzintervalle der exponentiellen Parameterschätzung. Die vier Reaktoren wurden aus derselben Vorkultur inokuliert, so dass zu Prozessbeginn eine Biotrockenmassekonzentration von 0,3 g L^{-1} vorlag. Die Tageswachstumsraten stiegen in allen Reaktoren bis zum dritten Prozesstag an und nahmen danach ab. Die maximale Tageswachstumsrate betrug 1,9 d^{-1}. Exponentielles Tageswachstum wurde bis zu einer Biotrockenmassekonzentration von 10 g L^{-1} beobachtet. Danach stiegen die 95 %-Konfidenzintervalle der Tageswachstumsraten auf teils über 30 %, was auf einen nicht-exponentiellen Verlauf der Biotrockenmassekonzentration hinweist.

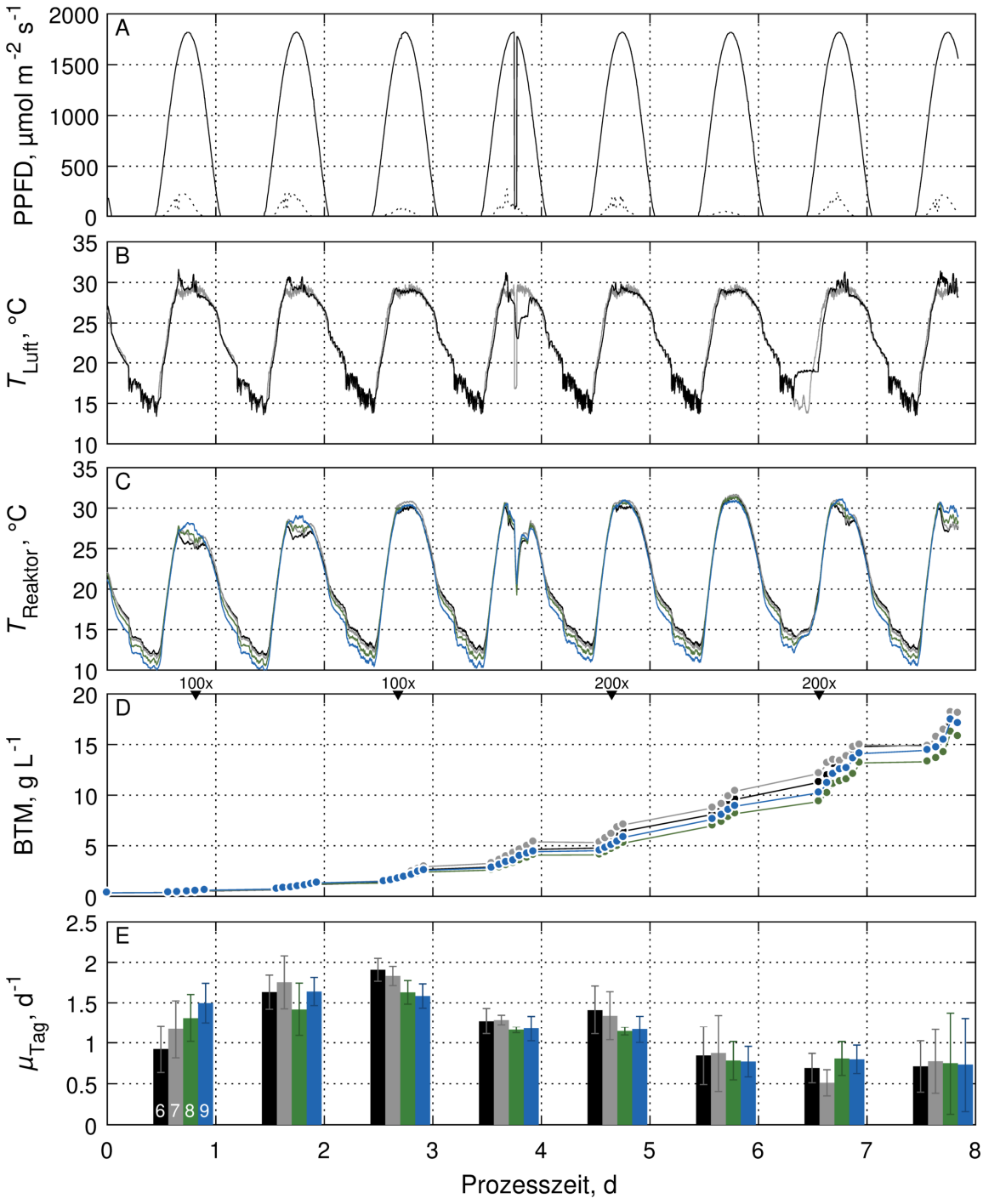


Abb. 9.1 Satzprozesse mit *Nannochloropsis salina* mit unterschiedlichen Gerinnematerialien unter Klimasimulation des spanischen Sommertages. Reaktoren 6 (schwarz) und 7 (grau): festes Gerinne. Reaktoren 8 (grün) und 9 (blau): ebene Teichfolie. A: Solare (····) und gesamte (▬) photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD). B: Istwert (▬) und Sollwert (▬) der Lufttemperatur. C: Reaktortemperatur. D: Biotrockenmassekonzentration (BTM), OD_{750}-BTM-Korrelationsfaktor 0,36 g L^{-1}. Oberer Diagrammrand: Zeitpunkte der Zugabe von 1 L Zulaufmedium mit der angegebenen Konzentration. E: Tageswachstumsrate (Fehlerbalken: 95 %-Konfidenzintervall der exponentiellen Parameterschätzung).

In Abb. 9.2 ist die Verdunstung in den Bioprozessen charakterisiert. Die Vorgehensweise zur Ermittlung der Verdunstung war identisch wie bei der Charakterisierung der Verdunstung mit reinem Wasser (Kapitel 8.1). Abb. 9.2 A, B zeigen Umgebungsbedingungen, die einen wesentlichen Einfluss auf die Verdunstung haben, und dienen zur Einordnung der Zeiträume, in denen niedrige beziehungsweise hohe Verdunstungsraten erwartet wurden. Dazu wurde exemplarisch der fünfte Prozesstag ausgewählt. In Abb. 9.2 C ist das verdunstete Volumen anhand der kumulierten Wasserzugaben dargestellt. Dazu wurden die Wasserzugaben aller vier Reaktoren an den Prozesstagen 2, 3, 5 und 6 verwendet, da diese Tage einen Verdunstungsverlauf aufwiesen, der nicht durch Zugaben von Zulaufmedium oder nächtlich geschlossene Fenster beeinflusst worden war. Es wurden somit 16 Kurven in verschiedenen Grautönen dargestellt. Die Form der Kurven war vergleichbar, die Steigungen variierten jedoch, sodass sich Endwerte bei 6–8 L m^{-2} d^{-1} ergaben. Die Ursache für die Variation der Kurven waren im Wesentlichen Unterschiede zwischen den vier Reaktoren – wurden nur Kurven mehrerer Prozesstage eines einzelnen Reaktors gezeichnet, so war die Variation deutlich geringer (Daten nicht gezeigt). Anhand einer sigmoiden Funktion (Gleichung 4.1) wurde ein stetiger Verlauf des verdunsteten Volumens als Mittelung der 16 Kurven geschätzt. In Abb. 9.2 D ist die Ableitung dieser Funktion (Gleichung 4.2) als Näherung der Verdunstungsrate dargestellt.

Die maximale Verdunstungsrate wurde am frühen Nachmittag erreicht und betrug 600 mL m^{-2} h^{-1}, die minimale Verdunstungsrate lag um Mitternacht vor und betrug 80 mL m^{-2} h^{-1}. Über 24 Stunden verdunsteten im Mittel 7,4 L m^{-2}. Rechnerisch wäre das gesamte Reaktionsvolumen von 50 L damit nach 0,8 Tagen verdunstet.

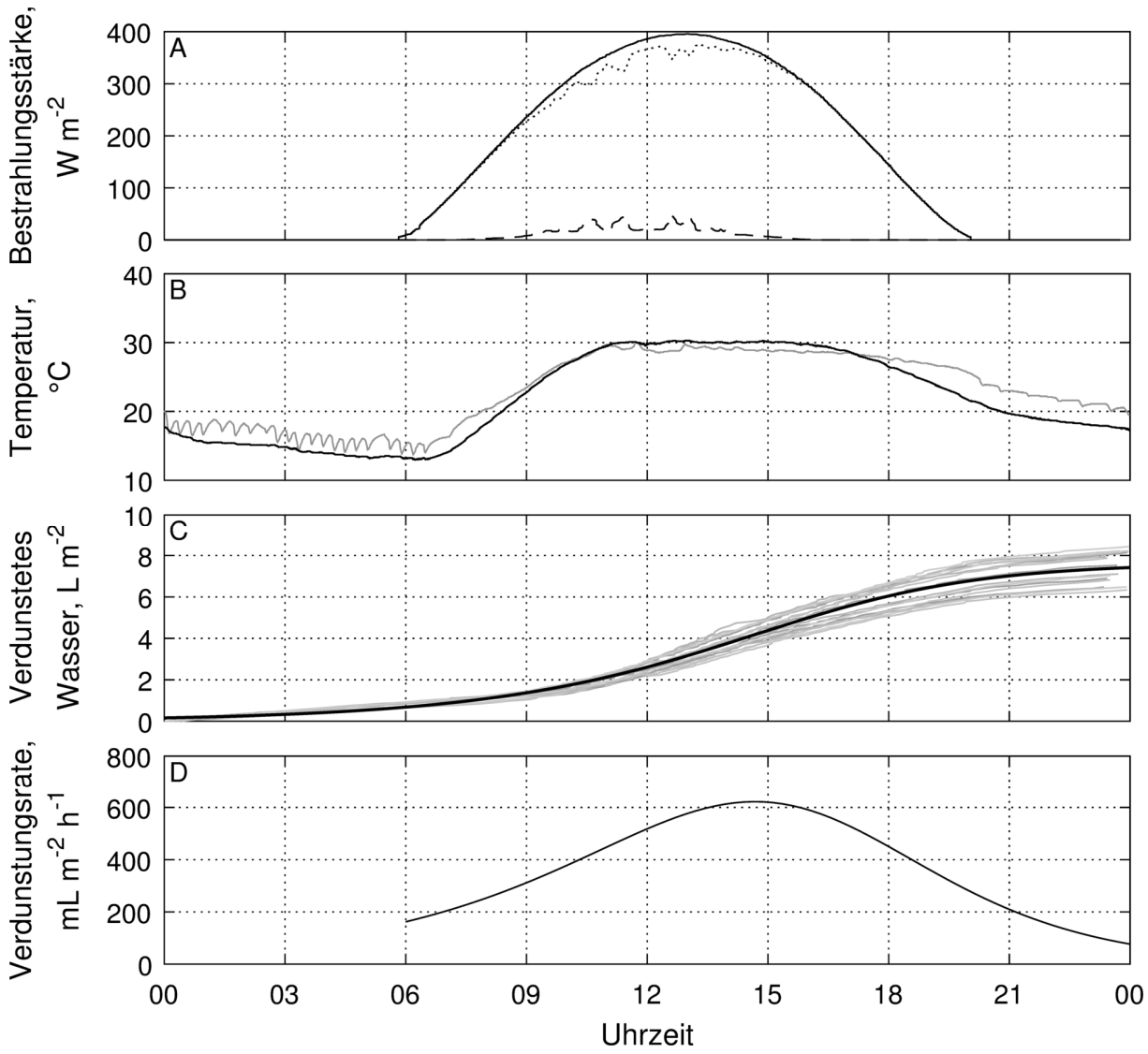


Abb. 9.2 Charakterisierung der Verdunstung in Bioprozessen in vier Flachgerinnereaktoren mit je 8 m² Grundfläche. A, B: Umgebungsbedingungen, die die Verdunstung beeinflussen. A: Gesamte (▬), LED-basierte (····) und solare (- -) Bestrahlungsstärke. B: Reaktor- (▬) und Lufttemperatur (▬). C: Verdunstetes Wasservolumen (▬, 16 Kurven, jede Kurve stellt die kumulierten Wasserzugaben eines Reaktors an einem Prozesstag dar), sigmoide Schätzfunktion (▬) des verdunsteten Wasservolumens. D: Verdunstungsrate im Zeitraum hoher Übereinstimmung der Sigmoiden mit den Messwerten des verdunsteten Volumens (6–0 Uhr).

Diskussion

Die unterschiedlichen Reaktortemperaturen lassen sich durch die Lage der Reaktoren in der Halle erklären. Die Reaktoren 6 und 7 befanden sich in größerer Entfernung zu den Fenstern und kühlten somit nachts nicht so stark ab wie die Reaktoren 8 und 9, die näher an den Fenstern positioniert waren. Nach publizierten temperaturabhängigen Wachstumskinetiken, die unter

konstanten Bedingungen aufgenommen wurden, könnten die beobachteten Temperaturdifferenzen von bis zu 3 °C durchaus unterschiedliche Wachstumsraten verursachen (van Wagenen 2012; Pfaffinger 2017). In den vorliegenden Satzprozessen wurde jedoch keine Korrelation der Reaktortemperaturen und Wachstumsraten beobachtet – vermutlich da unter konstanten Bedingungen aufgenommene Kinetiken nicht auf das Wachstum unter Tagesganglinien übertragbar sind (Benemann 1987; Pfaffinger 2017) und die beobachteten Temperaturunterschiede zu gering waren, um eine merkliche Änderung der Wachstumsraten zu verursachen.

An Tag 1 traten die größten Differenzen der Wachstumsraten der vier Reaktoren auf (0,9–1,5 d^{-1}). Während in Reaktor 6 am ersten Tag die niedrigste Wachstumsrate vorlag und an Tag 2 die Wachstumsraten in den Reaktoren 6 und 9 identisch waren, lag an Tag 3 mit 1,9 d^{-1} die höchste Wachstumsrate des gesamten Vergleichsversuches in Reaktor 6 vor. Hätte einer der Reaktoren den Algen bessere Wachstumsbedingungen geboten als die anderen, so hätten auch die Wachstumsraten dieses Reaktors durchweg höher sein müssen, als die der anderen Reaktoren. Es wurden jedoch keine signifikanten Abweichungen der Tageswachstumsraten (Signifikanz basierend auf den Konfidenzintervallen) zwischen den Reaktoren beobachtet. Die Biotrockenmassekonzentrationen am letzten Probennahmezeitpunkt des Prozesses wiesen eine Variation von maximal ± 8 % um ihren Mittelwert auf. Die nicht systematischen Unterschiede der täglichen Wachstumsraten sowie die bei Prozessende beobachteten geringen Unterschiede der Biotrockenmassekonzentrationen wurden vermutlich durch biologische Veränderungen der Algenkulturen und durch Messfehler bei der Bestimmung der optischen Dichte verursacht.

Im Literaturvergleich waren die in der vorliegenden Arbeit beobachteten maximalen Wachstumsraten größer als solche, die unter konstanten Bedingungen auftraten (1,3 d^{-1}, van Wagenen (2012)) oder unter Klimasimulation des identischen spanischen Sommertags in geschlossenen Flachplatten-Photobioreaktoren im Labormaßstab aufgezeichnet wurden (1,34 d^{-1}, Pfaffinger (2017)).

Die Tageswachstumsraten an Tag 4 waren geringer als an den angrenzenden Tagen 3 und 5, obwohl aufgrund der steigenden Biotrockenmassekonzentration eigentlich stetig sinkende Tageswachstumsraten erwartet wurden. Die an diesem Tag durchgeführte Schlechtwettersimulation hat also vermutlich eine nicht unwesentliche Verringerung der Tageswachstumsrate ausgelöst, obwohl sie nur während eines Zeitraums von 30 Minuten vorlag.

Die Reaktortemperaturen und Verdunstungsraten waren in den Bioprozessen mit 30 °C und 6–8 L m^{-2} d^{-1} höher als bei der Charakterisierung der Verdunstung mit reinem Wasser (25–27 °C, 3,5–5 L m^{-2} d^{-1}, Kapitel 8.1). Der Grund war, dass die Absorption der eingestrahlten Energie in Bioprozessen mit steigender Zelldichte zunahm und somit zu höheren Reaktortemperaturen und höheren Verdunstungsraten führte. Die Charakterisierung der Verdunstung mit reinem Wasser kann daher genutzt werden, um grundsätzliche Zusammenhänge wie den Einfluss der Lichtquelle (Kapitel 8.1) aufzuklären. Für Bioprozesse gültige Verdunstungsraten können jedoch nicht mit reinem Wasser, sondern nur in Bioprozessen ermittelt werden. Die Variation der Verdunstungsraten in den verschiedenen Reaktoren weist darauf hin, dass ein Verdunstungsausgleich mit Volumenregelung oder Volumenmessung sinnvoller wäre, da die durchgeführte Abschätzung des zugegebenen Wasservolumens auf Basis der Öffnungsdauer der Ventile möglicherweise aufgrund unterschiedlicher Leitungsdrücke ungenau sein könnte. In Freilandprozessen in Almería wurden Verdunstungsraten von 5–6 L m^{-2} d^{-1} in *Raceway Ponds* und Flachgerinnereaktoren beobachtet (Godos 2014; Morales-Amaral 2015). Die hier beobachteten Verdunstungsraten waren somit vergleichbar mit Literaturangaben, sodass von einer realistischen Simulation der Verdunstungsraten im Algentechnikum ausgegangen werden kann.

Die Ergebnisse zeigen, dass das eingesetzte Gerinnematerial (feste Gerinne aus Polyethylen oder Gerinne aus glatt verlegter Teichfolie) keinen signifikanten Einfluss auf das Wachstum hat und dass die verwendeten Flachgerinnereaktoren als geeignet für die Durchführung direkt zu vergleichender Prozesse angesehen werden können.

9.1.2 Gerinnebodenform bei Teichfoliengerinnen

Die Ergebnisse aus dem vorigen Kapitel zeigten, dass kein signifikant unterschiedliches Wachstum in Reaktoren mit festen Gerinnen und Reaktoren mit Teichfoliengerinnen vorlag. Die Teichfolie war dabei möglichst glatt und gleichmäßig installiert worden. Bei steigender Größe des Reaktors und einem Aufbau des Reaktors im Freiland wird es jedoch nahezu unmöglich, Teichfolie komplett eben auszulegen, weil Unebenheiten im Untergrund zu Faltenwurf der Folie führen. Deswegen wurden die Auswirkungen von definierten Unebenheiten im Teichfoliengerinne auf das Wachstum untersucht. Dazu wurde an Reaktor 9 ein definiertes Muster von Unebenheiten in den Teichfoliengerinnen installiert, indem zylindrische Körper mit einem Durchmesser von 3 cm und einer Höhe von 1 cm auf den Drahtgittern der Gerinne fixiert wurden. Abb. 9.3 zeigt die Anordnung der Körper. In Abb. 9.4

sind die Auswirkungen des resultierenden Faltenwurf der Teichfolie auf die Überströmung der Gerinne in einem Bioprozess dargestellt.

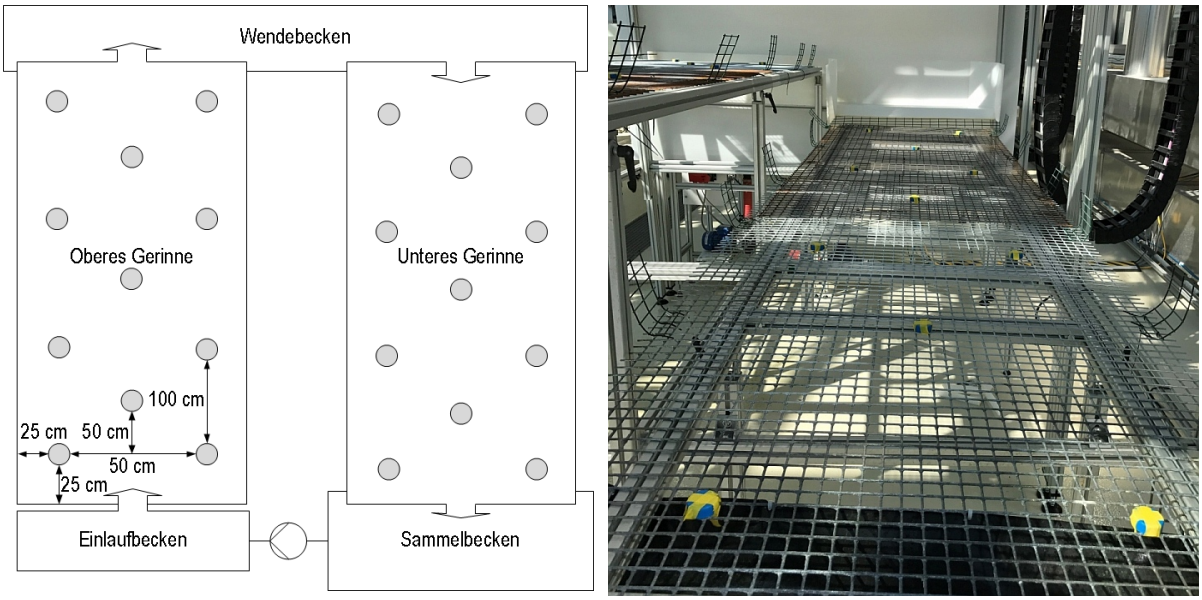


Abb. 9.3 Anordnung der Unebenheiten an Reaktor 9. Links: Schematische Draufsicht (nicht maßstabsgetreu) mit den Positionen der Unebenheiten. Das dargestellte Muster setzte sich regelmäßig entlang der beiden Gerinne fort. Rechts: Foto des Drahtgitters des unteren Gerinnes mit den Unebenheiten.

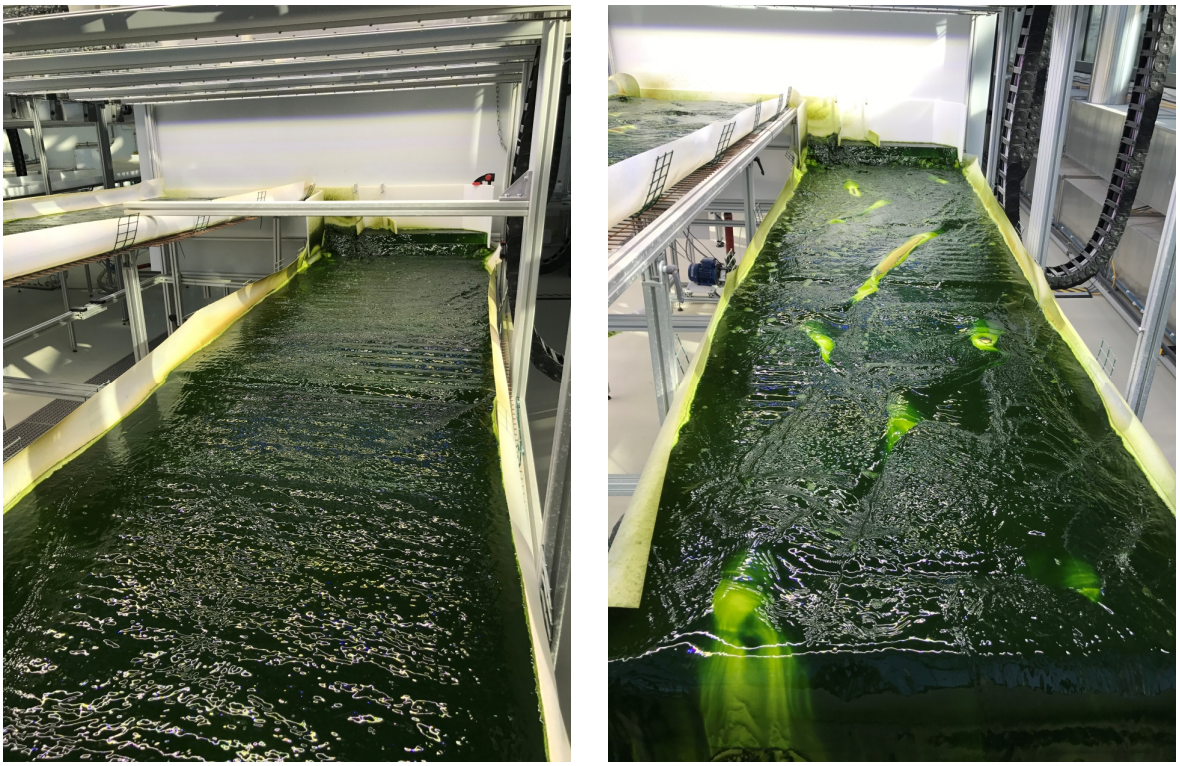


Abb. 9.4 Strömung auf Teichfoliengerinnen ohne (links) und mit (rechts) Unebenheiten. Betriebsparameter: Gerinneneigung 1,0°, Volumenstrom 2,4 L s^{-1}, Biotrockenmassekonzentration 17 g L^{-1}.

Es wurden parallele Satzprozesse mit *Nannochloropsis salina* in den Reaktoren 8 (Teichfolie ohne Unebenheiten) und 9 (Teichfolie mit Unebenheiten) unter Klimasimulation des spanischen Sommertages durchgeführt. Die Reaktoren wurden wie zuvor mit einem Volumen von 50 L, einem Volumenstrom von 2,4 L s^{-1} und einer Gerinneneigung von 1,0° betrieben. Aus 8 Messpunkten pro Quadratmeter Gerinnefläche wurden mittlere Schichtdicken und Standardabweichungen von 5,2 mm ± 1,0 mm (Teichfolie ohne Unebenheiten) und 5,9 mm ± 3,6 mm (Teichfolie mit Unebenheiten) bestimmt. Minimum und Maximum der Schichtdicke lagen im Reaktor ohne Unebenheiten bei 4 mm und 8 mm, im Reaktor mit künstlich erzeugten Unebenheiten zwischen 0 mm und 15 mm. Die nicht überströmte Fläche im Reaktor mit Unebenheiten betrug insgesamt 0,5 m², was einer Verringerung der nutzbaren Gerinnefläche um 6 % entsprach. In Abb. 9.5 ist der Verlauf der Prozesse dargestellt.

Beide Reaktoren waren in derselben Halle des Algentechnikums positioniert und somit identischen klimatischen Bedingungen ausgesetzt (Abb. 9.5 A). Während der Prozesse wurde die Luftklimasimulation mit einer älteren Software-Version betrieben, die bei Regen keine Fensteröffnung ermöglichte. Da die nächtlichen Lufttemperaturen des Sollklimas (15 °C) nur mittels Fensteröffnung einstellbar waren (Kap. 7.2.2), lag die Lufttemperatur in den Nächten, in denen es regnete, um bis zu 5 °C höher als in trockenen Nächten. Von diesen Nächten abgesehen stimmte die Hallentemperatur mit der Solltemperatur überein. Das Experiment wurde im Winter durchgeführt, weswegen die Photonenflussdichte vorwiegend durch LED-Licht gestellt wurde (Abb. 9.5 A). Die Temperatur in den Reaktoren ist in Abb. 9.5 B dargestellt. In den Nächten, in denen eine Lüftung der Halle durch Öffnen der Fenster erfolgte, stimmten die Temperaturverläufe beider Reaktoren überein. In den Nächten, in denen aufgrund geschlossener Fenster die Raumluft durch mechanische Konvektion konditioniert wurde, ergaben sich Abweichungen von 2 °C zwischen den Reaktoren. Dabei war die Temperatur in Reaktor 9 stets höher als in Reaktor 8. Tagsüber wurden ebenfalls in Reaktor 9 um 1–2 °C höhere Temperaturen als in Reaktor 8 beobachtet.

Der Verlauf der Biotrockenmassekonzentration und die Tageswachstumsraten der beiden Reaktoren sind in Abb. 9.5 C, D abgebildet. Es wurden keine signifikanten Abweichungen der Tageswachstumsraten (basierend auf den 95 %-Konfidenzintervallen) zwischen den Reaktoren beobachtet und in keinem der Reaktoren lag dauerhaft eine höhere Tageswachstumsrate als in dem anderen Reaktor vor. Auch die Biotrockenmassekonzentrationen waren in beiden Reaktoren annähernd identisch.

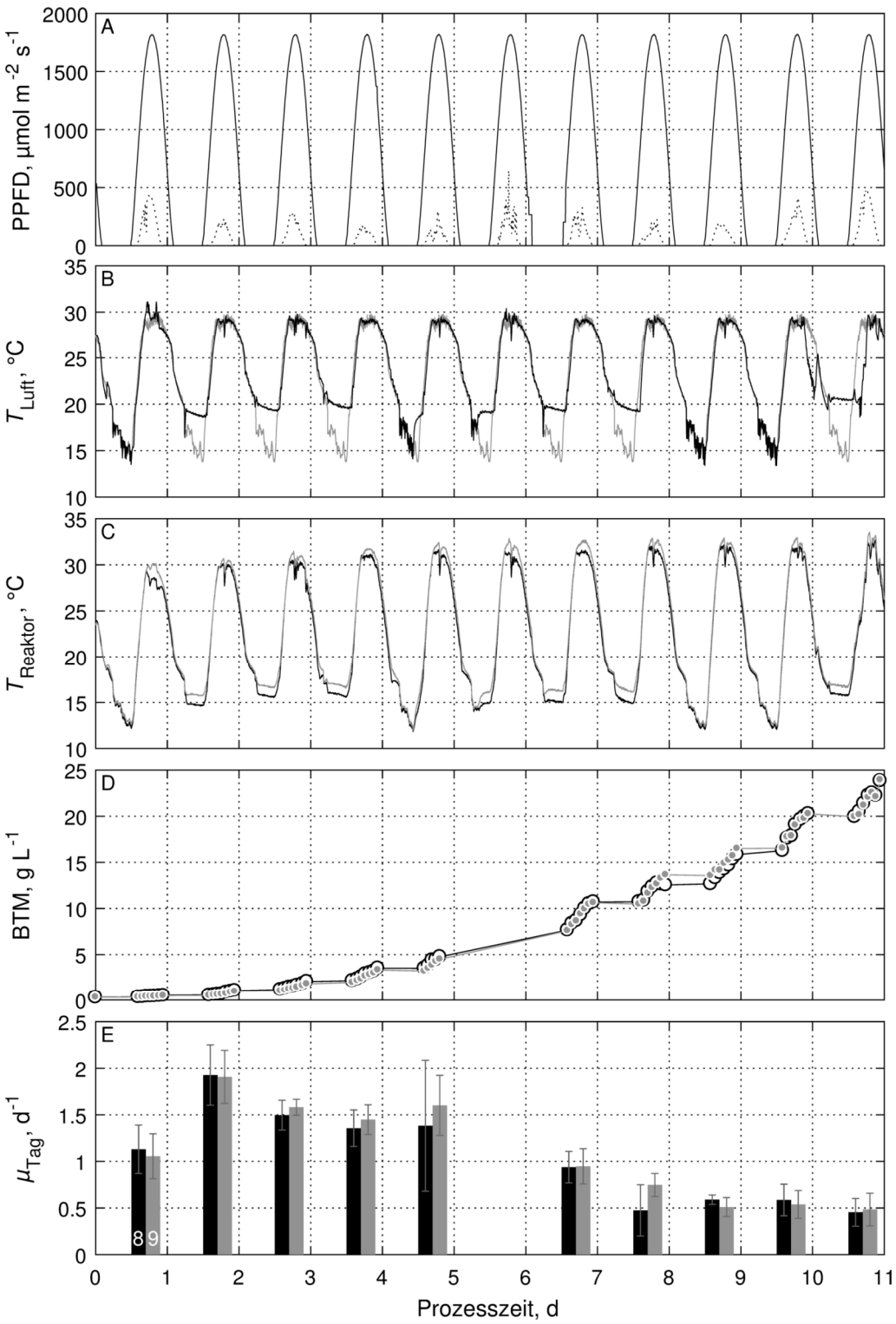


Abb. 9.5 Satzprozesse mit *Nannochloropsis salina* in Reaktoren ohne (schwarz, Reaktor 8) und mit (grau, Reaktor 9) Unebenheiten im Teichfoliengerinne unter Klimasimulation des spanischen Sommertages. A: Solare (····) und gesamte (▬) photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD). B: Istwert (▬) und Sollwert (▬) der Lufttemperatur. C: Reaktortemperatur. D: Biotrockenmassekonzentration (BTM), OD_{750}-BTM-Korrelationsfaktor 0,31 g L^{-1}. Oberer Diagrammrand: Zeitpunkte der Zugabe von 1 L Zulaufmedium mit der angegebenen Konzentration. E: Tageswachstumsrate (Fehlerbalken: 95 %-Konfidenzintervall der exponentiellen Parameterschätzung).

Diskussion

Die Temperaturunterschiede der Reaktoren in Nächten mit Luftklimasimulation durch mechanische Konvektion weisen darauf hin, dass bei Betrieb der Klimaanlage räumliche Inhomogenitäten der Hallenlufttemperatur vorlagen. Vermutlich war der Anstellwinkel der Luftauslassgitter der Zuluftkanäle an der nördlichen Hallenseite so eingestellt, dass die Zuluft einen der beiden Reaktoren direkter erfasste als den anderen. Die tagsüber beobachteten Temperaturunterschiede zwischen den Reaktoren könnten ebenfalls von der Strömungsrichtung der Zuluft oder von inhomogenem solaren Licht verursacht worden sein. Eine probeweise durchgeführte Änderung des Anstellwinkels der Luftauslassgitter führte zu einem so stark erhöhten Luftwiderstand in den Zuluftkanälen, dass der Zuluftvolumenstrom den Abluftvolumenstrom nicht mehr ausglich. Dies resultierte in einem Unterdruck in der Halle sowie in einer erhöhten Geräuschbelastung durch den kontinuierlich bei Volllast arbeitenden Zuluftventilator. Eine Optimierung des Anstellwinkels der Luftauslassgitter wurde daher nicht durchgeführt.

Die beobachteten Temperaturunterschiede und die Gerinnebodenformen hatten daher keinen relevanten Einfluss auf das Wachstum. Die durch Unebenheiten um 6 % reduzierte nutzbare Gerinnefläche wurde möglicherweise durch eine um 10 % höhere Verweilzeit auf den unebenen Gerinnen (Abb. 8.6 B, D) ausgeglichen.

Dieses Ergebnis könnte einen kostensparenden Bau von Freiland-Reaktoren mit Teichfolien-gerinnen ermöglichen, indem grobe Toleranzen für die Form des planierten Geländes und der verlegten Teichfolie akzeptiert werden.

9.2 Prozessführung

Im vorigen Kapitel wurden die Gerinne optimiert, um verringerte Herstellungskosten für Mikroalgen-Biomasse zu ermöglichen. Ein weiterer Ansatz zur Erreichung dieses Ziels ist eine Optimierung der Prozessführung. Diese wird im Folgenden betrachtet.

Zunächst wurde ein Satzprozess durchgeführt, bei dem die maximal erzielbare Biotrockenmassekonzentration und Zellzahl sowie die Produktivität im Prozessverlauf identifiziert werden sollten. Um Rüstzeiten und Prozessphasen mit niedrigen Produktivitäten zu vermeiden, wurden anschließend semikontinuierliche Prozesse mit täglicher Teilernte untersucht. Schließlich wurden Satzprozesse unter Klimasimulation des spanischen Herbsttages durchgeführt, um die in den Übergangsjahreszeiten erzielbaren Erträge abzuschätzen.

Alle Prozesse wurden wie zuvor in Flachgerinnereaktoren mit einer Grundfläche von 8 m² mit *Nannochloropsis salina* bei pH 8.5, einer Gerinneneigung von 1,0°, einem Reaktionsvolumen von 50 L und einem Volumenstrom von 2,4 L s^{-1} durchgeführt.

9.2.1 Maximale Biotrockenmassekonzentration und Zellzahl

Um die Eignung der entwickelten Flachgerinneraktoren für die Massenproduktion von *Nannochloropsis salina* im Vergleich zu konkurrierenden Photobioreaktoren einschätzen zu können, wurde ein Satzprozess in einem 8 m²-Reaktor unter Simulation des spanischen Sommertages durchgeführt. Ziel war die Identifikation der maximal erzielbaren Biotrockenmassekonzentration und Zellzahl sowie der Produktivität im Prozessverlauf. Der Prozess wurde durchgeführt, bis über eine Dauer von mehreren Tagen keine wesentliche Zunahme der OD_{750} mehr beobachtet wurde. In Abb. 9.6 ist dieser Prozess dargestellt.

In Abb. 9.6 A ist die photosynthetisch aktive Photonenflussdichte dargestellt. Der Prozess wurde im Winter durchgeführt, daher war die solare Photonenflussdichte gering. Der Großteil der Photonenflussdichte wurde durch die LEDs bereitgestellt.

In Abb. 9.6 B ist die Luft- und Reaktortemperatur dargestellt. Während des Satzprozesses wurde die Luftklimasimulation mit einer älteren Software-Version betrieben, die bei Regen keine Fensteröffnung ermöglichte. Da die nächtlichen Lufttemperaturen des Sollklimas (15 °C)

nur mittels Fensteröffnung einstellbar waren (Kap. 7.2.2), lag die Lufttemperatur in den Nächten, in denen es regnete, um bis zu 5 °C höher als in trockenen Nächten. Mittags wurden Lufttemperaturen von 28–33 °C beobachtet. An zwei Tagen (t = 18–20 d) lag ein konstanter Sollwert der Lufttemperatur vor, außerdem sank die Zulufttemperatur in zwei Nächten (t = 20–22 d) nicht unter 25 °C. Dies wurde durch zwei temporäre Störungen der Klimaanlagen verursacht. Von den regnerischen Nächten und den zwei Anlagenstörungen abgesehen stimmte die Hallentemperatur mit der Solltemperatur überein.

Die Reaktortemperatur lag bei natürlicher Konvektion nachts bei 9 °C (Abb. 9.6 C). Bei mechanischer Konvektion wurden nachts 13 °C gemessen, während der zwei Anlagenstörungen bis zu 17 °C. Mittags wurden Reaktortemperaturen von 28–31 °C beobachtet.

Die Biotrockenmassekonzentration stieg bis zum Ende des Prozesses an. Bei t = 25 d wurde eine maximale Biotrockenmassekonzentration von 50 g L^{-1} (basierend auf der OD_{750}) beziehungsweise 55 g L^{-1} (gravimetrische Bestimmung) beobachtet (Abb. 9.6 C). Dabei wurde die Biotrockenmassekonzentration auf Basis der OD_{750} mittels eines zeitlich veränderlichen Korrelationskoeffizienten berechnet, da die Auftragung des OD_{750}-BTM-Verhältnisses über der Prozesszeit einen deutlichen nichtlinearen Verlauf aufwies (Abb. 9.7), der mit einem konstanten OD_{750}-BTM-Korrelationskoeffizienten nicht korrekt abgebildet worden wäre. In den letzten 5 Tagen des Prozesses lag nur noch eine geringe Zunahme der Biotrockenmassekonzentration vor.

Das Maximum der Zellzahl bei $6 \cdot 10^8$ μL^{-1} wurde bereits nach einer Prozesszeit von t = 11 d erreicht (Abb. 9.6 D), danach sank die Zellzahl bis zum Ende des Prozesses minimal ab. Ab dem Zeitpunkt des Maximums der Zellzahl sank der Nitratverbrauch der Algen stark ab. Von diesem Zeitpunkt bis zum Ende des Prozesses bei t = 25 d nahm die Biotrockenmassekonzentration trotz leicht sinkender Zellzahl von 30 g L^{-1} (t = 11 d) um 66 % auf 50 g L^{-1} (t = 25 d) zu.

Auch die Chlorophyll-Fluoreszenz der Zellen, die durchflusszytometrisch anhand des Medians der Fluoreszenzintensität bei 780 nm ermittelt wurde, nahm in diesem Zeitraum weiter zu (Abb. 9.6 D). Die statistische Datenbasis bildeten an jedem Probennahmezeitpunkt 300.000 durchflusszytometrische Ereignisse, von denen 258.000–294.000 Ereignisse der Algen-Population zugeordnet wurden. In Abb. 9.8 ist am Beispiel der bei t = 17,6 d genommenen

Probe die Abgrenzung dieser Population sowie die zur Berechnung des Medians verwendete Häufigkeitsverteilung der Fluoreszenzintensität bei 780 nm dargestellt. Die Chlorophyll-Fluoreszenz ist möglicherweise mit dem Chlorophyll-Gehalt korreliert. Die Zunahme des Chlorophyll-Gehalts der Zellen war ebenfalls in mikroskopischen Aufnahmen erkennbar, da die Grünfärbung der Zellen mit der Prozesszeit zunahm (Abb. 9.9).

In Abb. 9.6 E sind Produktivitäten dargestellt. Die Gesamtproduktivität wies ein breites Maximum im Zeitraum von t = 6–16 d auf und betrug 15–17 g m^{-2} d^{-1} (Flächenproduktivität) beziehungsweise 2,4–2,9 g L^{-1} d^{-1} (volumetrische Produktivität). Bis zum Ende des Prozesses sank sie auf 75 % ihres Maximums. Die maximale Tagesproduktivität wurde bei einer Prozesszeit von t = 9 d und einer Biotrockenmassekonzentration von 15–20 g L^{-1} beobachtet. Sie betrug 25 g m^{-2} d^{-1} (Flächenproduktivität) beziehungsweise 4,0 g L^{-1} d^{-1} (volumetrische Produktivität).

In Abb. 9.6 F, G sind Effizienzen dargestellt. Die CO_2-Nutzungseffizienz des Gesamtprozesses lag an den ersten beiden Prozesstagen bei über 70 % und sank danach bis zum Prozessende auf 10 % ab (maximale Tageseffizienz 60 % an Tag 1). Die photosynthetische Effizienz des Gesamtprozesses betrug maximal 3,0 % (maximale Tageseffizienz 4,8 % an Tag 9).

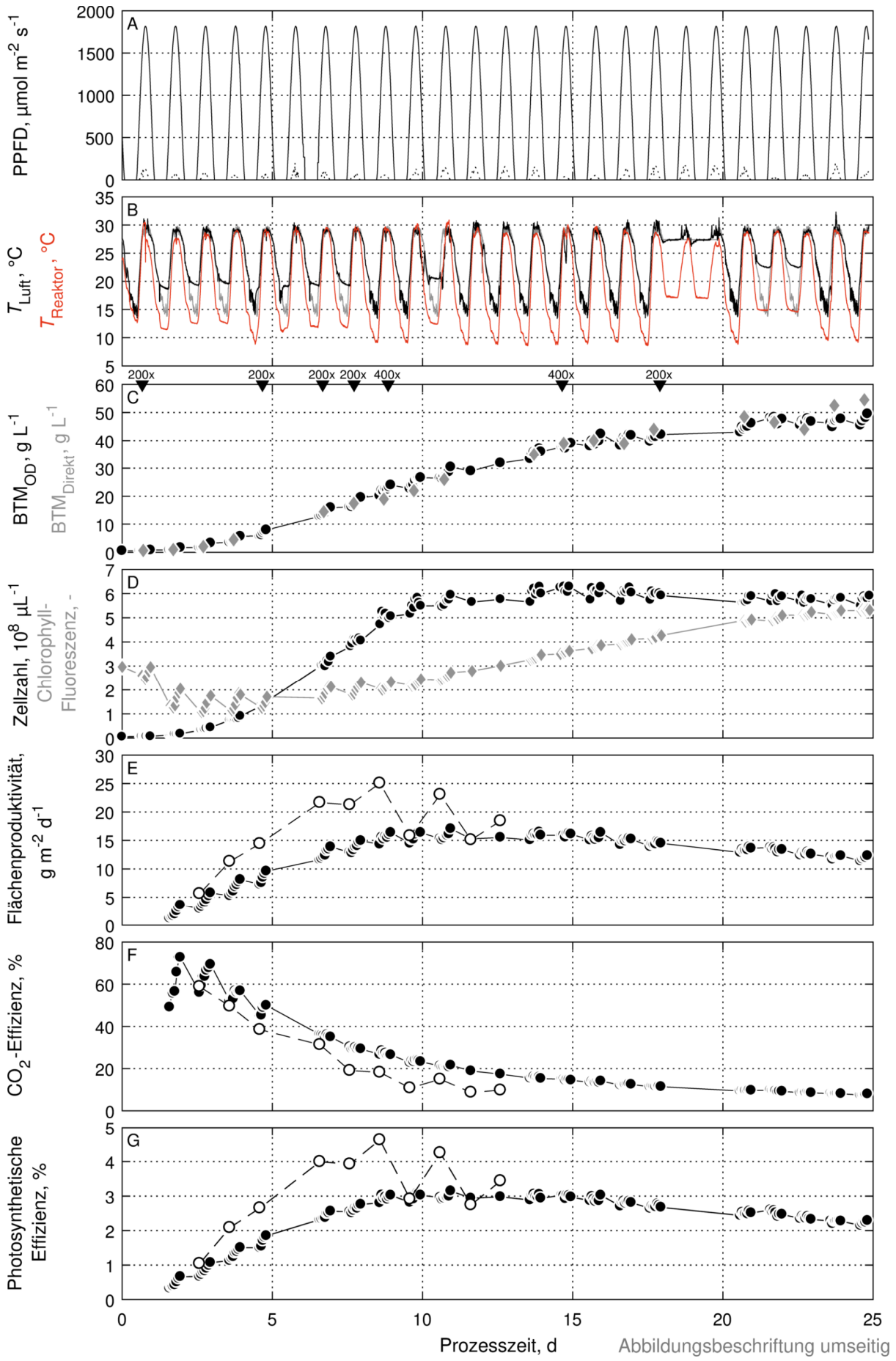

A
PPFD, µmol m-2 s-1
B
TLuft, °C
TReaktor, °C
200x
200x
200x 200x 400x
400x
200x
C
BTMOD, g L-1
BTMDirekt, g L-1
D
Zellzahl, 10^8 µL-1
Chlorophyll-Fluoreszenz, -
E
Flächenproduktivität, g m-2 d-1
F
CO2-Effizienz, %
G
Photosynthetische Effizienz, %
Prozesszeit, d
Abbildungsbeschriftung umseitig

Abb. 9.6 *(Die Abbildung befindet sich auf der vorigen Seite)* Satzprozess mit *Nannochloropsis salina* unter Klimasimulation des spanischen Sommertages. A: Solare (····) und gesamte (▬) photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD). B: Reaktortemperatur (▬), Soll- (▬) und Istwert (▬) der Lufttemperatur. C: Biotrockenmassekonzentration (BTM), bestimmt anhand von OD_{750} (●) und Gravimetrie (◆). Oberer Diagrammrand: Zeitpunkte der Zugabe von 1 L Zulaufmedium mit der angegebenen Konzentration. D: Zellzahl (●) und Chlorophyll-Fluoreszenzintensität (◆, Median des Kanals 780_{638}, willkürliche Einheit), beide durchflusszytometrisch bestimmt. E–G: Offene Symbole beziehen sich auf die vorigen 24 Stunden, geschlossene Symbole auf den Prozessbeginn. E: Flächenproduktivität. F: CO_2-Nutzungseffizienz. G: Photosynthetische Effizienz. Der Prozess wurde in Reaktor 3 durchgeführt.

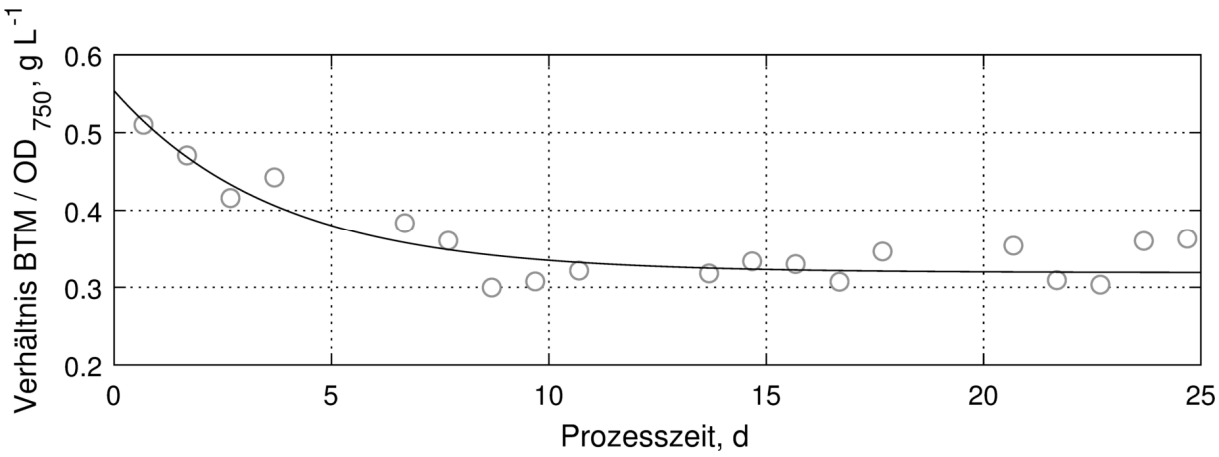


Abb. 9.7 Verhältnis (○) der gravimetrisch bestimmten Biotrockenmassekonzentration (BTM) zur optischen Dichte bei 750 nm im Satzprozess zur Identifikation der maximal erzielbaren Biotrockenmassekonzentration. Eine stetige Schätzung des BTM-OD-Korrelationskoeffizienten (▬) wurde durch Parameterschätzung mit der Funktion $a \cdot \exp(-b \cdot t) + c$ erhalten. Parameter a = 0,235, b = 0,268, c = 0,319.

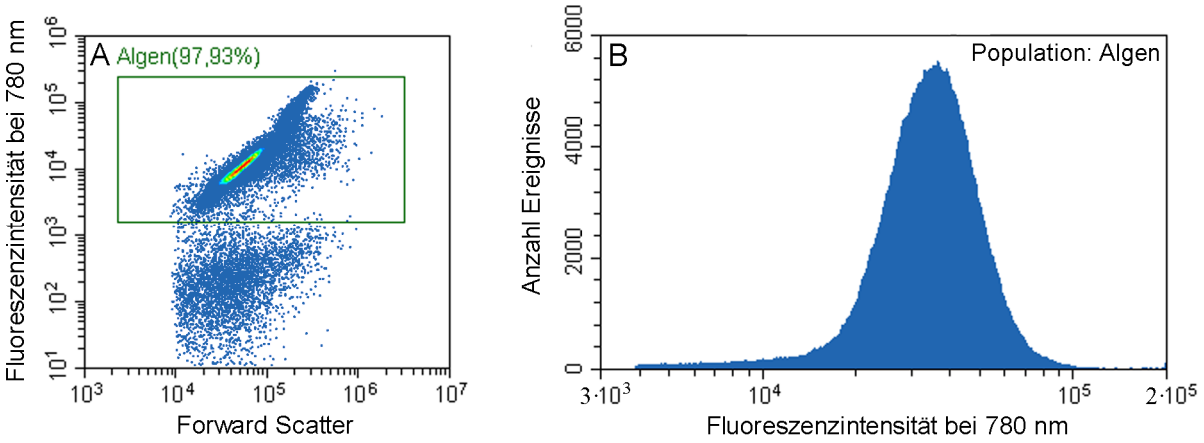


Abb. 9.8 Durchflusszytometrische Messdaten im Satzprozess zur Identifikation der maximal erzielbaren Biotrockenmassekonzentration bei $t = 17{,}6$ d. A: Zweidimensionales Dichtediagramm zur Abgrenzung der Algen-Population anhand des *Forward Scatters* und der Fluoreszenzintensität bei 780 nm (bei Anregung mit 638 nm). Die in Abb. 9.6 C dargestellte Zellzahl bezieht sich auf diese Population. B: Häufigkeitsverteilung der Fluoreszenzintensität bei 780 nm (nur Mess-Ereignisse der Algen-Population). Der in Abb. 9.6 C dargestellte Median bezieht sich auf diese Häufigkeitsverteilung.

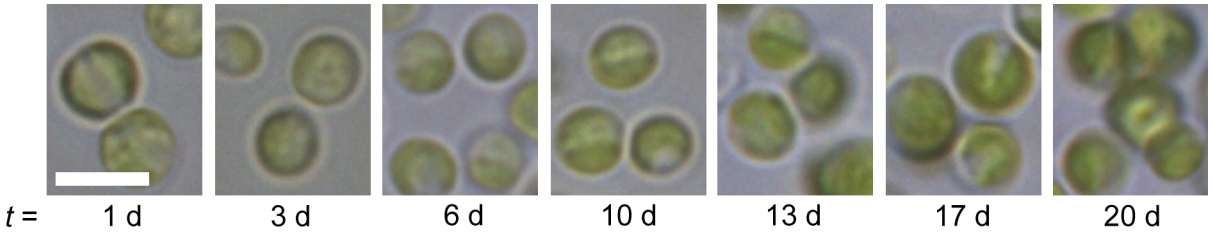


Abb. 9.9 Mikroskopische Aufnahmen von *Nannochloropsis salina* im Referenz-Satzprozess. Vergrößerung des Objektivs: 100x. Maßstabsbalken: 4 µm.

Diskussion

Im Zeitraum der Störungen der Luftklimasimulation (t = 18–22 d) war das Wachstum (Biotrockenmassekonzentration) bereits annähernd stationär, zudem wurden keine direkten Auswirkungen der Störungen beobachtet. Daher werden die Auswirkungen der aus den Störungen resultierenden unregelmäßigen Reaktortemperaturen als vernachlässigbar eingeschätzt.

Die Zunahme der Biotrockenmassekonzentration bei konstanter Zellzahl (Abb. 9.6 C, D) kann mittels der Zunahme des Chlorophyll-Gehalts der Zellen erklärt werden (Abb. 9.6 D). Bei konstanter Zellzahl und gleichzeitig zunehmender Biotrockenmassekonzentration müsste eine Zunahme der Zellgröße oder des spezifischen Gewichts der Zellen vorliegen. Unter Annahme eines konstanten spezifischen Gewichts kann die erwartete Größenzunahme quantifiziert werden, indem die Zellen als Kugeln betrachtet werden. Da bei Kugeln ein kubischer Zusammenhang zwischen Durchmesser und Volumen gegeben ist, lässt sich die Zunahme des Durchmessers aus der dritten Wurzel der Zunahme der Biotrockenmassekonzentration (66 %) berechnen, dies ergibt eine Durchmesserzunahme um 18 %.

Häufig wird der durchflusszytometrisch gemessene *Forward Scatter* (FSC) als Indikator für die Zellgröße verwendet. Die FSC-Messung erfolgte in dieser Arbeit jedoch bei Bestrahlung der Zellen mit einer Wellenlänge von 488 nm, bei der das in *Nannochloropsis salina* vorhandene Chlorophyll und möglicherweise weitere Pigmente absorbieren. Der gemessene FSC wurde daher möglicherweise durch den Chlorophyll- und Pigment-Gehalt der Zellen beeinflusst.
Abb. 9.10 zeigt, dass der FSC in dem Referenz-Satzprozess nach dem Ende der exponentiellen Wachstumsphase stark linear mit der Chlorophyll-Fluoreszenz korreliert war. Da die beobachtete Zunahme des Chlorophyll- Fluoreszenz zeitgleich mit der theoretisch erwarteten Zunahme des Zelldurchmessers stattgefunden hat, ist eine eindeutige Interpretation des FSC als Indikator für die Zellgröße nicht möglich. Das Vorhandensein einer Durchmesserzunahme kann qualitativ anhand einer visuellen Beurteilung der Zellgrößen in den mikroskopischen Aufnahmen vermutet werden (Abb. 9.9).

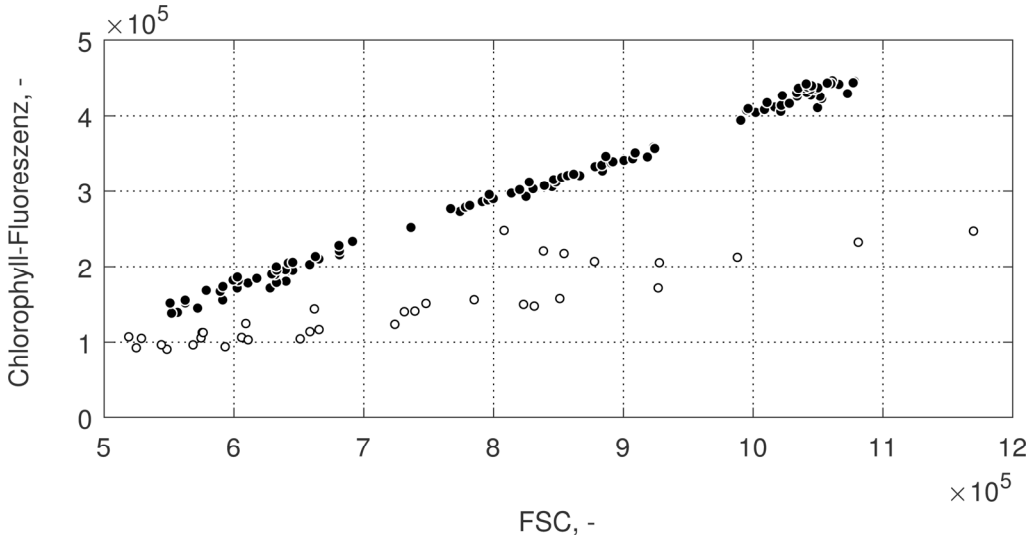


Abb. 9.10 Korrelation der durchflusszytometrisch gemessenen Parameter *Forward Scatter* (FSC, Kanal 488_{488}, Median) und Chlorophyll-Fluoreszenz (Kanal 780_{638}, Median) im Satzprozess zur Identifikation der maximal erzielbaren Biotrockenmassekonzentration. Zu Beginn des Prozesses (○, t = 0–5 d) lag keine lineare Korrelation vor. Danach war bis Prozessende eine deutliche lineare Korrelation sichtbar (●, t = 6–25 d).

Es war unklar, inwieweit die durchflusszytometrisch bestimmte Chlorophyll-Fluoreszenz mit dem Chlorophyll-Gehalt der Zellen korreliert war. Die stetige Zunahme der Chlorophyll-Fluoreszenz ab Tag 10 des Prozesses korrelierte qualitativ mit der zunehmenden Grünfärbung der Zellen in den mikroskopischen Aufnahmen und kann physiologisch durch die fortschreitende Lichtlimitierung begründet werden. In den ersten fünf Tagen des Prozesses könnten die Zellen, die in der Vorkultur Schwachlicht-akklimatisiert waren, aufgrund der deutlich erhöhten Photonenflussdichte im Satzprozess Chlorophyll abgebaut haben – dies wird auch durch die Abnahme der Chlorophyll-Fluoreszenz zwischen Prozessbeginn und Tag 5 unterstützt.

Unklar blieb jedoch, warum die Chlorophyll-Fluoreszenz in diesem Zeitraum innerhalb einzelner Tage stark zunahm, aber die gesamte Zunahme am nächsten Morgen wieder abgebaut war – ein vollständiger Abbau des tagsüber aufgebauten Chlorophylls wäre physiologisch nicht sinnvoll. Daher sollte in künftigen Untersuchungen eine quantitative Bestimmung des Chlorophyll-Gehalts der Zellen im Tagesverlauf durchgeführt werden, um die Korrelation der durchflusszytometrisch bestimmten Chlorophyll-Fluoreszenz mit dem Chlorophyll-Gehalt zu bestimmen.

In der Literatur liegen keine uneingeschränkt vergleichbaren Daten zu Produktivitäten und Effizienzen vor, da diese Prozesskenngrößen wesentlich von Mikroalgenstamm, Klima, Prozessführung und Photobioreaktor abhängen und bislang keine Studien mit identischen Bedingungen zu dem hier vorgestellten Satzprozess publiziert wurden. Eine eingeschränkte Vergleichbarkeit ist jedoch möglich, wenn zumindest einige der Einflussgrößen übereinstimmen. Daher wurden die beobachteten Prozesskenngrößen mit Daten aus einem Überblicksartikel zu *Nannochloropsis* verglichen (de Vree 2015).

Die höchsten im Freiland mit *Nannochloropsis* beobachteten Produktivitäten betrugen 25 g m^{-2} d^{-1} (0,2 g L^{-1} d^{-1}, Biotrockenmassekonzentration 0,35 g L^{-1}, *Raceway Pond*, *Nannochloropsis salina*, Israel, Boussiba 1987) und 28 g m^{-2} d^{-1} (1,2 g L^{-1} d^{-1}, Biotrockenmassekonzentration 3 g L^{-1}, Flachplattenreaktor, *Nannochloropsis*, Niederlande, de Vree 2015).

Im Vergleich mit diesen Literaturdaten wurde in dem hier vorgestellten Satzprozess eine ähnliche Tages-Flächenproduktivität (25 g m^{-2} d^{-1}) und eine deutlich höhere volumetrische Produktivität (4,0 g L^{-1} d^{-1}) beobachtet, zudem war zum Zeitpunkt der maximalen Produktivität die Biotrockenmassekonzentration mit 20 g L^{-1} um einen Faktor 70 höher als im *Raceway Pond* und um einen Faktor 7 höher als in dem Flachplattenreaktor.

Auch im Vergleich mit den maximalen publizierten photosynthetischen Effizienzen mit *Nannochloropsis* (1,5 %, *Raceway Pond*, Niederlande; 4,2 %, vertikaler Röhrenreaktor, Niederlande) übertraf der hier vorgestellte Satzprozess mit 4,8 % die Literaturdaten.

Die CO_2-Nutzungseffizienz entsprach an den ersten Prozesstagen mit 60–70 % Vergleichswerten aus der Literatur (Doucha 2006; Warner 2012; Huntley 2015), sank danach jedoch stark ab. Eine Optimierung des CO_2-Eintrags ist daher notwendig.

9.2.2 Semikontinuierliche Prozessführung

Im vorigen Kapitel wurden Tagesproduktivitäten beobachtet, die deutlich über den Produktivitäten des gesamten Satzprozesses lagen. Es wurde daher untersucht, ob vergleichbare Tagesproduktivitäten an mehreren aufeinander folgenden Tagen beobachtet werden können, wenn die Biotrockenmassekonzentration durch tägliche Teilernte an jedem Tag identisch eingestellt wird. In Abb. 9.11 ist der dazu durchgeführte Prozess dargestellt.

Die Hallentemperatur stimmte über die gesamte Prozessdauer hinweg mit den Sollwerten überein (Abb. 9.11 A). Die Reaktortemperatur variierte im Tag-/Nachtrhythmus zwischen 12 °C nachts und 30–33 °C tagsüber und war sowohl in der Satzphase als auch in der semikontinuierlichen Phase des Prozesses vergleichbar (Abb. 9.11 B).

Die Satzphase wurde durchgeführt, bis ein Maximum der Tagesproduktivität gemessen wurde (Abb. 9.11 C, D). Am Folgetag des ersten Tages, an dem die Tagesproduktivität wieder gesunken war, wurde mit der semikontinuierlichen Prozessführung begonnen. Ziel war es, die zuvor in der Satzphase beobachtete maximale Tagesproduktivität in der semikontinuierlichen Phase täglich zu reproduzieren. Dazu wurde die Algensuspension in der semikontinuierlichen Phase jeden Tag mittags auf 12 g L^{-1} verdünnt. Dies war die mittags an Tag 8 – dem Tag mit der maximalen Tagesproduktivität in der Satzphase – beobachtete Biotrockenmasse-konzentration. Dieses Vorgehen wurde täglich wiederholt. Dabei wurden – entsprechend der letzten OD_{750}-Probe vor der Durchführung der Verdünnung – täglich 11–13 L Algensuspension aus dem Reaktor entnommen und durch Inokulationsmedium ausgetauscht. Dies entspricht bei dem Reaktorvolumen von 50 L einer Verdünnungsrate von 0,22–0,26 d^{-1}. Die Nitrat-konzentration der Algensuspension lag während der semikontinuierlichen Phase stets über 1 g L^{-1}. Die Tagesproduktivitäten wurden während der semikontinuierlichen Phase von der ersten Probenahme direkt nach dem Verdünnen bis zur letzten Probenahme direkt vor dem nächsten Verdünnen bestimmt.

Die Tagesproduktivitäten lagen während der semikontinuierlichen Phase stets unter der maximalen in der Satzphase beobachteten Tagesproduktivität von 30,0 g m^{-2} d^{-1} und variierten mit geringer Schwankungsbreite (Minimum 18,7 g m^{-2} d^{-1}, Maximum 20,8 g m^{-2} d^{-1}) um einen Mittelwert von 19,7 g m^{-2} d^{-1}. Die Biotrockenmassekonzentration lag in der semi-kontinuierlichen Phase bei 12–17 g L^{-1}.

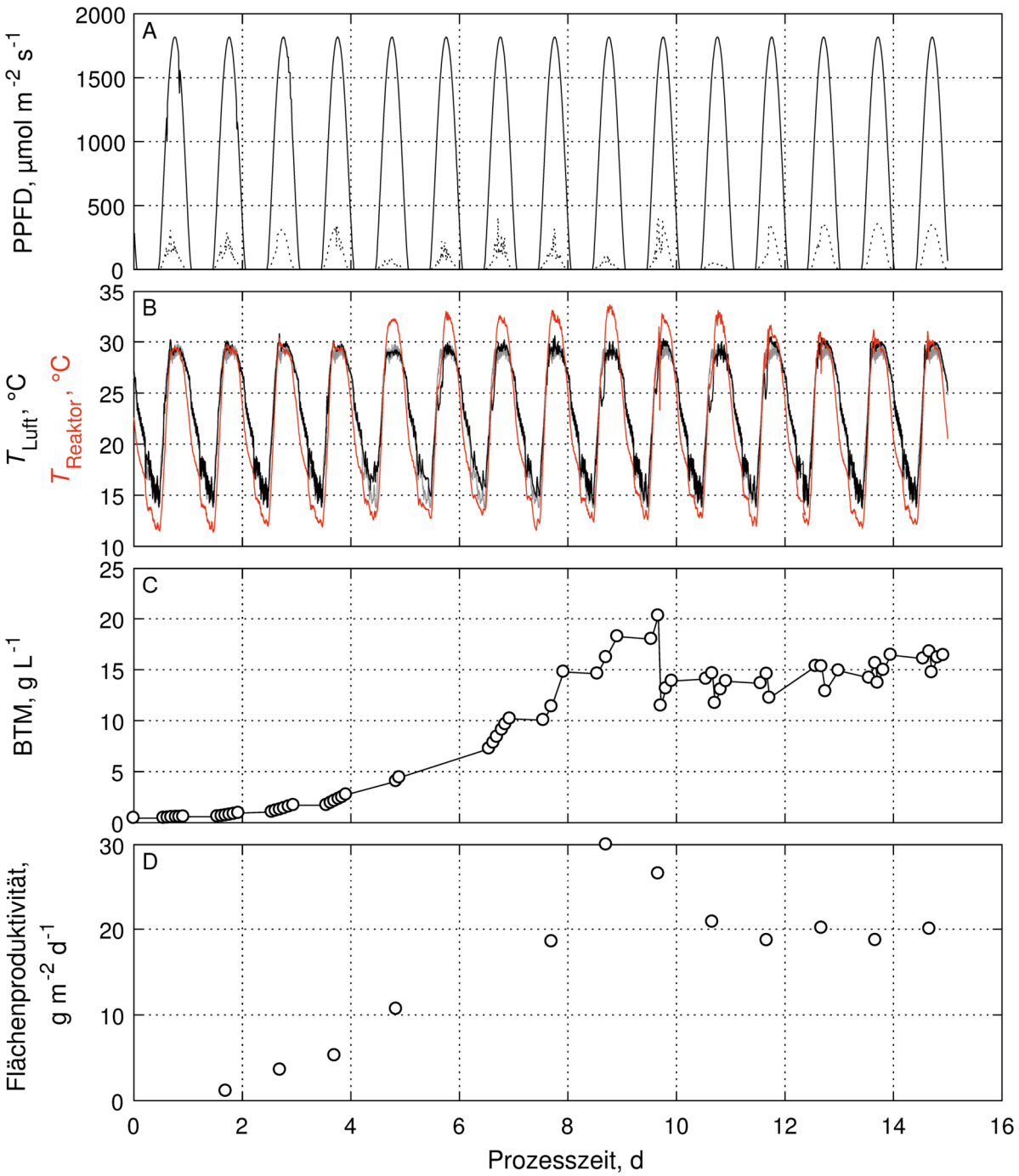


Abb. 9.11 Semikontinuierlicher Prozess mit *Nannochloropsis salina* unter Klimasimulation des spanischen Sommertages. A: Solare (····) und gesamte (▬) photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD). B: Reaktortemperatur (▬), Soll- (▬) und Istwert (▬) der Lufttemperatur. C: Biotrockenmassekonzentration (BTM), OD_{750}-BTM-Korrelationskoeffizient 0,38 g L^{-1}. D: Flächenbezogene Tagesproduktivität. Der Prozess wurde in Reaktor 3 durchgeführt.

Diskussion

Es wurde gezeigt, dass eine semikontinuierliche Prozessführung zur Herstellung von *Nannochloropsis salina* in Flachgerinnereaktoren geeignet ist. Über einen Zeitraum von fünf Tagen wurden annähernd konstante Tagesproduktivitäten beobachtet. Diese lagen um 21–30 % unter den höchsten im Freiland mit *Nannochloropsis* beobachteten Produktivitäten, die von de Vree (2015) berichtet wurden (25 g m^{-2} d^{-1} bei einer Biotrockenmassekonzentration von 0,35 g L^{-1}, *Raceway Pond*, *Nannochloropsis salina*, Israel, Boussiba 1987; 28 g m^{-2} d^{-1} bei einer Biotrockenmassekonzentration von 3 g L^{-1}, Flachplattenreaktor, *Nannochloropsis*, Niederlande, de Vree 2015). Die Biotrockenmassekonzentration lag bei der täglichen Ernte in den Flachgerinnereaktoren mit 17 g L^{-1} um einen Faktor 60 (*Raceway Pond*) und einen Faktor 6 (Flachplattenreaktor) höher als in der Literatur.

Die maximale Tagesproduktivität war im Vergleich zu anderen Satzprozessen, die unter identischen Bedingungen durchgeführt wurden, um 20 % höher. Dies wurde zumindest anteilig durch den um 15–20 % höheren OD_{750}-BTM-Korrelationskoeffizienten verursacht, eine weitere Ursache könnten biologische Variationen sein.

Die maximale Tagesproduktivität der Satzphase wurde bei semikontinuierlicher Prozessführung nicht erreicht. Möglicherweise ist die in der Satzphase identifizierte ‚optimale' Biotrockenmassekonzentration, die zu einer maximalen Tagesproduktivität führt, nicht direkt auf eine semikontinuierliche Prozessführung übertragbar. Daher könnte künftig untersucht werden, ob bei Verdünnung auf andere Biotrockenmassekonzentrationen höhere Tagesproduktivitäten erreicht werden. Desweiteren könnten die Teilernten zu einer anderen Tageszeit vorgenommen werden, um mögliche negative Effekte der plötzlichen Änderung der Photonenflussdichte zur Mittagszeit zu vermeiden.

Auch könnte eine kontinuierliche Prozessführung erprobt werden. Dabei wird kontinuierlich Algensuspension aus dem Reaktor entfernt (Ernte) und zur Erhaltung eines konstanten Volumens Flüssigkeit hinzugegeben (Zulauf). Mit einer Bilanzierung der Massenströme von Wasser und Salz um den Reaktor (Zulauf, Ernte und Verdunstung) lassen sich die Salinitäten des Zulaufs und des Reaktors in Relation setzen. Wenn eine konstante Salinität im Reaktor erwünscht ist, gilt:

$$c_{\mathrm{S,Zulauf}} = \left(1 + \frac{\dot{m}_{\mathrm{Verdunstung}}}{\dot{m}_{\mathrm{Ernte}}}\right) \cdot c_{\mathrm{S,Reaktor}} \qquad 9.1$$

mit $c_{\mathrm{S,Zulauf}}$ Salinität des Zulaufs, g g^{-1}

$c_{\mathrm{S,Reaktor}}$ Salinität im Reaktor, g g^{-1}

$\dot{m}_{\mathrm{Verdunstung}}$ Verdunstungsrate, kg m^{-2} d^{-1}

$\dot{m}_{\mathrm{Ernte}}$ Ernterate, kg m^{-2} d^{-1}

Mit der beobachteten Verdunstungsrate (7,4 L m^{-2} d^{-1}, Kapitel 9.1.1) ergibt sich ein Verhältnis der Salinität im Reaktor zur Salinität des Zulaufs von 6,7 (Gleichung 9.1). Bei der eingestellten Salinität im Reaktor von 3 % wird demnach ein Zulauf mit einer Salinität von 0,45 % benötigt. Wenn geeignetes Brackwasser verfügbar ist, könnte somit die gesamte Verdunstung ohne die Verwendung von Trinkwasser ausgeglichen werden.

9.2.3 Satzprozesse in unterschiedlichen Jahreszeiten

Alle bisherigen Prozesse wurden unter Klimasimulation des spanischen Sommertages durchgeführt und können daher zur Abschätzung der in Almería maximal erzielbaren Produktivitäten dienen. Eine Anlage zur Produktion von Mikroalgen im industriellen Maßstab würde jedoch nicht nur im Sommer, sondern über einen möglichst großen Teil des Jahres betrieben werden. Daher war von Interesse, welche Produktivitäten in Übergangsjahreszeiten erzielbar sind.

Dazu wurden Satzprozesse unter Klimasimulation des spanischen Sommertages und des spanischen Herbsttages durchgeführt und verglichen. Der spanische Herbsttag zeichnete sich gegenüber dem Sommertag durch eine kürzere Lichtphase mit einer um 25 % geringeren maximale Photonenflussdichte und einer um 40 % geringeren Photonensumme aus. Der Verlauf der Lufttemperatur und Luftfeuchte war bei beiden Zielklimata annähernd identisch. In Abb. 9.12 sind diese Prozesse dargestellt.

Die Prozesse wurden nacheinander in demselben Flachgerinnereaktor durchgeführt. Der Sommertag-Prozess wurde vollständig während der Winterzeit durchgeführt. An Tag 5 des Herbsttag-Prozesses fand die Zeitumstellung von Winterzeit auf Sommerzeit statt. Daher sind die Daten des Herbsttag-Prozesses ab Tag 5 um eine Stunde verschoben.

Die klimatischen Bedingungen sind in Abb. 9.12 A, B dargestellt. Während des Sommertag-Prozesses wurde die Luftklimasimulation mit einer älteren Software-Version betrieben, die bei Regen keine Fensteröffnung ermöglichte. Da die nächtlichen Lufttemperaturen des Sollklimas (15 °C) nur mittels Fensteröffnung einstellbar waren (Kap. 7.2.2), lag die Lufttemperatur in den Nächten, in denen es regnete, um bis zu 5 °C höher als in trockenen Nächten.

Bei dem Herbsttag-Prozess war bereits eine aktualisierte Software der Luftklimasimulation im Einsatz, daher war die Fensteröffnung auch bei Regen möglich und die Sollwerte der Lufttemperatur wurden in jeder Nacht erreicht. Mittags wurden Lufttemperaturen von 28–33 °C beobachtet. Die Sonnenlichtsimulation verlief störungsfrei. Die Reaktortemperatur lag bei natürlicher Konvektion nachts bei 12 °C (Abb. 9.12 A). Bei mechanischer Konvektion wurden nachts 17 °C gemessen. Mittags wurden Reaktortemperaturen von 28–31 °C beobachtet. Im Laufe der Prozesse stieg die maximale mittägliche Reaktortemperatur um mehrere Grad Celsius an.

Die Biotrockenmassekonzentration verlief in beiden Prozessen ähnlich, lag jedoch im Herbsttag-Prozess niedriger als im Sommertag-Prozess (Abb. 9.12 D). Die Tageswachstumsrate des Herbsttag-Prozesses war an Tag 1 deutlich geringer als die des Sommertag-Prozesses (Abb. 9.12 E). In den nachfolgenden Tagen kehrte sich dies um, die Unterschiede waren aber geringer und nicht mehr signifikant (auf Basis des 95 %-Konfidenzintervalls der exponentiellen Parameterschätzung).

Das Maximum der Tagesproduktivität wurde nach einer Prozesszeit von 8–9 Tagen erreicht und lag bei dem Sommertag-Prozess bei 22 g m^{-2} d^{-1}, bei dem Herbsttag-Prozess bei 17 g m^{-2} d^{-1} (Abb. 9.12 F). Bis zum Ende der Prozesse nach 10 Tagen wurde kein erkennbares Maximum der Gesamtproduktivität erreicht. Die maximale Gesamtproduktivität entsprach somit der Gesamtproduktivität am letzten Probennahmezeitpunkt und lag bei 11,3 g m^{-2} d^{-1} (Herbsttag) und 14,3 g m^{-2} d^{-1} (Sommertag).

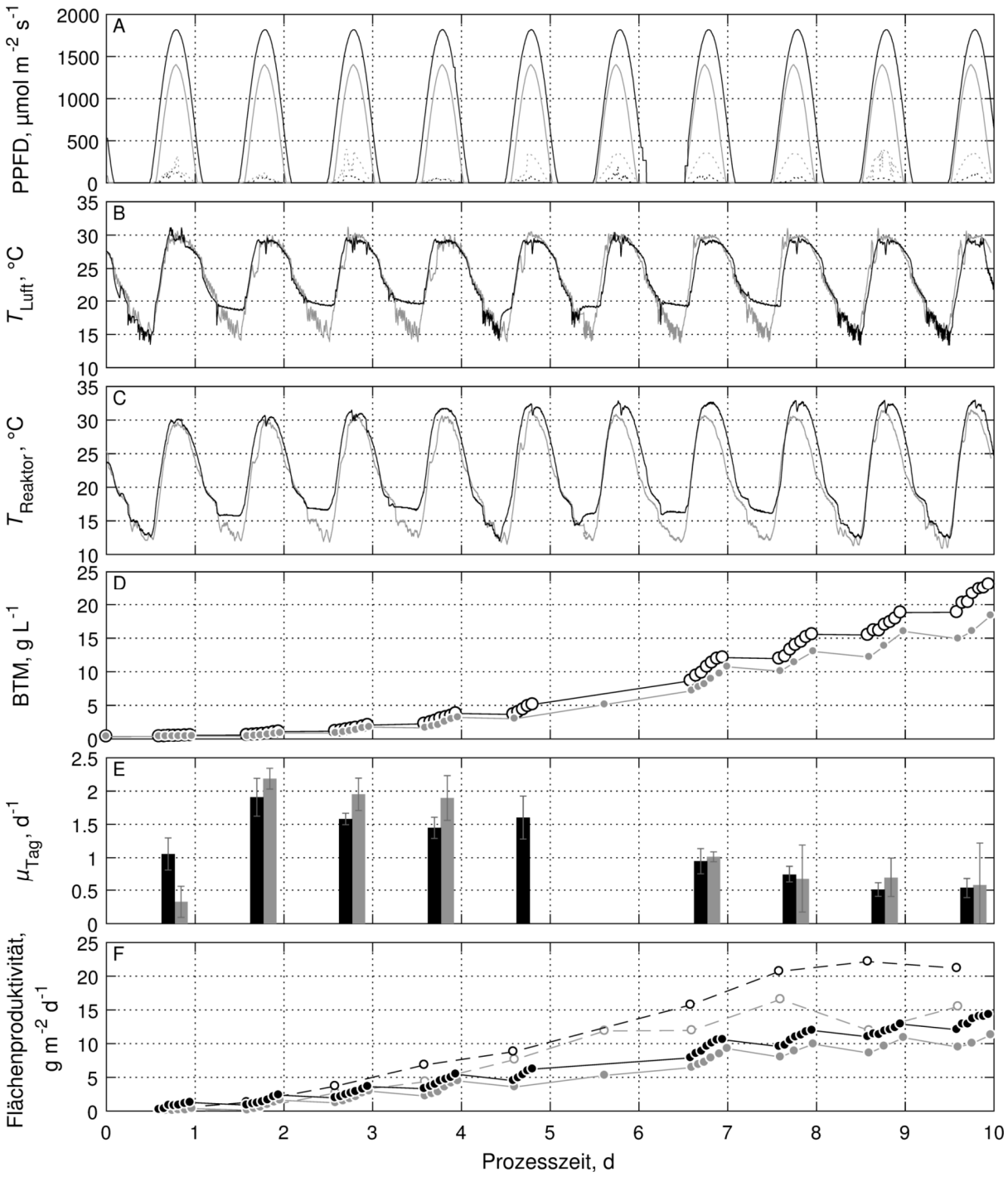


Abb. 9.12 Satzprozesse mit *Nannochloropsis salina* unter Klimasimulation des spanischen Sommertages (schwarz) und des spanischen Herbsttages (grau). A: Lufttemperatur. B: Solare (····,····) und gesamte (▬,▬) photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD). C: Reaktortemperatur. D: Biotrockenmassekonzentration (BTM), OD_{750}-BTM-Korrelationskoeffizient 0,35 g L^{-1}. E: Tageswachstumsrate (Fehlerbalken: 95 %-Konfidenzintervall der exponentiellen Parameterschätzung). F: Flächenproduktivität (offene Symbole: Tagesproduktivität, geschlossene Symbole: Gesamtproduktivität). Beide Prozesse wurden in Reaktor 9 durchgeführt.

Diskussion

Da beide Satzprozesse mit einer identischen Biotrockenmassekonzentration von 0,3 g L^{-1} inokuliert wurden und die am ersten Tag verfügbare Photonenflussdichte bei einer derart geringen Biotrockenmassekonzentration nicht zu einer Lichtlimitierung geführt haben kann, ist die deutlich niedrigere erste Tageswachstumsrate des Herbsttag-Prozesses im Vergleich zum Sommertag-Prozess vermutlich auf eine längere Verzögerungsphase zurückzuführen, die sich aus unbekannten Gründen eingestellt haben könnte. Da beide Prozesse zu unterschiedlichen Zeitpunkten in demselben Flachgerinnereaktor durchgeführt wurden, könnten die Vorkulturen in unterschiedlichen Zuständen gewesen sein. Die Gesamtproduktivität im Herbsttag-Prozess wurde vermutlich kaum von der Verzögerungsphase beeinflusst, da im Herbsttag-Prozess nach dem ersten Tag eine höhere Wachstumsrate als im Sommertag-Prozess beobachtet wurde und somit ein Ausgleich des langsamen Wachstums des ersten Tages stattfand.

Sowohl die maximale Tagesproduktivität als auch die Gesamtproduktivität waren bei dem Herbsttag-Prozess um 22 % geringer als beim Sommertag-Prozess. Diese Produktivitätsabnahme kann als Anhaltspunkt für Wirtschaftlichkeitsabschätzungen dienen.

9.3 Übertragbarkeit eines Satzprozesses in den 50 m²-Reaktor

In den vorigen Kapiteln wurden Untersuchungen zur Optimierung der Gerinne und der Prozessführung vorgestellt. Diese wurden stets in Flachgerinnereaktoren mit 8 m² Grundfläche durchgeführt. Dies hatte den Vorteil der Parallelisierbarkeit der Experimente bei relativ geringem Aufwand aufgrund der geringen Reaktorgröße. Allerdings war zunächst unbekannt, inwiefern die in 8 m²-Reaktoren erzielten Ergebnisse einen Beitrag zur Entwicklung von verbesserten Bioreaktoren und Prozessführungsstrategien in größeren Reaktormaßstäben leisten können. Daher wurde die Übertragbarkeit eines Satzprozesses von einem 8 m²-Reaktor in einen 50 m²-Reaktor untersucht. Zur besseren Lesbarkeit werden diese beiden Reaktoren im Text dieses Kapitels als ‚kleiner Reaktor' (8 m²) und ‚großer Reaktor' (50 m²) bezeichnet.

Dazu wurde ein Satzprozess im großen Reaktor unter den gleichen Bedingungen durchgeführt, unter denen der in Kapitel 9.2.1 vorgestellte Satzprozess im kleinen Reaktor durchgeführt worden war. Um die gleichen Strömungsverhältnisse auf den doppelt so breiten Gerinnen im großen Reaktor zu schaffen, wurde der Volumenstrom der Pumpen gegenüber dem kleinen Reaktor verdoppelt. Beide Prozesse wurden somit mit einem auf die Gerinnebreite bezogenen Volumenstrom von 2,4 L s^{-1} m^{-1} betrieben. Die Gerinneneigung betrug jeweils 1,0°.

In Abb. 9.13 ist ein Vergleich der beiden Satzprozesse dargestellt. Der Prozess im kleinen Reaktor wurde mit einer Biotrockenmassekonzentration von 0,3 g L^{-1} inokuliert, der Prozess im großen Reaktor hingegen mit einer Biotrockenmassekonzentration von 1 g L^{-1}. Dieser Unterschied war darin begründet, dass sich in Vorversuchen im großen Reaktor bei einer initialen Biotrockenmassekonzentration von 0,3 g L^{-1} ein stetiger Rückgang der Biotrockenmassekonzentration gezeigt hatte – vermutlich wurden die Zellen auf den langen Gerinnen zu hohen Photonenflussdichten ausgesetzt.

Zur besseren Vergleichbarkeit wurden die Prozessdaten des kleinen Reaktors um einen Tag verschoben aufgetragen, sodass die initiale Biotrockenmassekonzentration bei der in Abb. 9.13 dargestellten Prozesszeit $t = 0$ d im kleinen Reaktor 0,8 g L^{-1} betrug und somit in beiden Reaktorgrößen annähernd übereinstimmte. Da der Prozess im kleinen Reaktor im Januar durchgeführt wurde, der Prozess im großen Reaktor hingegen im Juli, waren die Außentemperaturen sowie der Anteil des solaren Lichts an der gesamten Photonenflussdichte im großen Reaktor höher als im kleinen Reaktor.

Die klimatischen Bedingungen sind in Abb. 9.13 A, B dargestellt. Während des Prozesses im kleinen Reaktor wurde die Luftklimasimulation mit einer älteren Software-Version betrieben, die bei Regen keine Fensteröffnung ermöglichte. Da die nächtlichen Lufttemperaturen des Sollklimas (15 °C) nur mittels Fensteröffnung einstellbar waren (Kap. 7.2.2), lag die Lufttemperatur in den Nächten, in denen es regnete, um bis zu 5 °C höher als in trockenen Nächten.

Bei dem Prozess im großen Reaktor war bereits eine aktualisierte Software der Luftklimasimulation im Einsatz, daher war die Fensteröffnung auch bei Regen möglich und die Sollwerte der Lufttemperatur wurden in einigen Nächten erreicht – in Nächten mit hohen Außentemperaturen kühlte die Halle jedoch nicht genug ab und die Lufttemperatur lag 3 °C über dem Sollwert. Mittags wurden Lufttemperaturen von 28–33 °C gemessen. Bei dem Prozess im großen Reaktor war es tagsüber oft um 2–3 °C wärmer als bei dem Prozess im kleinen Reaktor. Die Sonnenlichtsimulation verlief störungsfrei.

Die Reaktortemperatur lag im großen Reaktor stets um 3–7 °C über der Reaktortemperatur im kleinen Reaktor. Sie variierte im kleinen Reaktor in einem Bereich von 10–30 °C, im großen Reaktor in einem Bereich von 15–36 °C (Abb. 9.13 C).

Die Biotrockenmassekonzentration stieg im großen Reaktor schneller an als im kleinen Reaktor (Abb. 9.13 D). Der Unterschied der Biotrockenmassekonzentrationen stieg bis zum Tag 6 der Prozesse, nahm jedoch danach bei weiterer Zunahme der Biotrockenmassekonzentrationen in beiden Reaktormaßstäben wieder leicht ab.

Auch die Zellzahl stieg im großen Reaktor bis zum Tag 6 stärker als im kleinen Reaktor, blieb danach jedoch stationär, während sie im kleinen Reaktor weiter zunahm (Abb. 9.13 E). Die anhand der Biotrockenmassekonzentration berechneten Tageswachstumsraten waren in beiden Prozessen vergleichbar (Abb. 9.13 F).

Das Maximum der Gesamtproduktivität wurde im kleinen Reaktor nach 8 Tagen erreicht und betrug 18 g m^{-2} d^{-1}. Im großen Reaktor wurde es bereits nach 6 Tagen erreicht und lag zudem mit 22 g m^{-2} d^{-1} um 20 % höher. Auch die maximale Tagesproduktivität lag im großen Reaktor mit 30 g m^{-2} d^{-1} um 20 % höher als im kleinen Reaktor mit 25 g m^{-2} d^{-1} (Abb. 9.13 G).

Die CO_2-Nutzungseffizienz des Gesamtprozesses lag im großen Reaktor an den ersten drei Prozesstagen über 50 % und sank danach bis zum Prozessende auf 20 % ab (maximale Tageseffizienz 60 % an Tag 2). Die photosynthetische Effizienz des Gesamtprozesses betrug im großen Reaktor maximal 4,0 % (maximale Tageseffizienz 5,5 % an Tag 6) (Daten nicht gezeigt). Die CO_2-Nutzungseffizienz und die photosynthetische Effizienz waren damit in beiden Reaktormaßstäben vergleichbar (Kapitel 9.2.1).

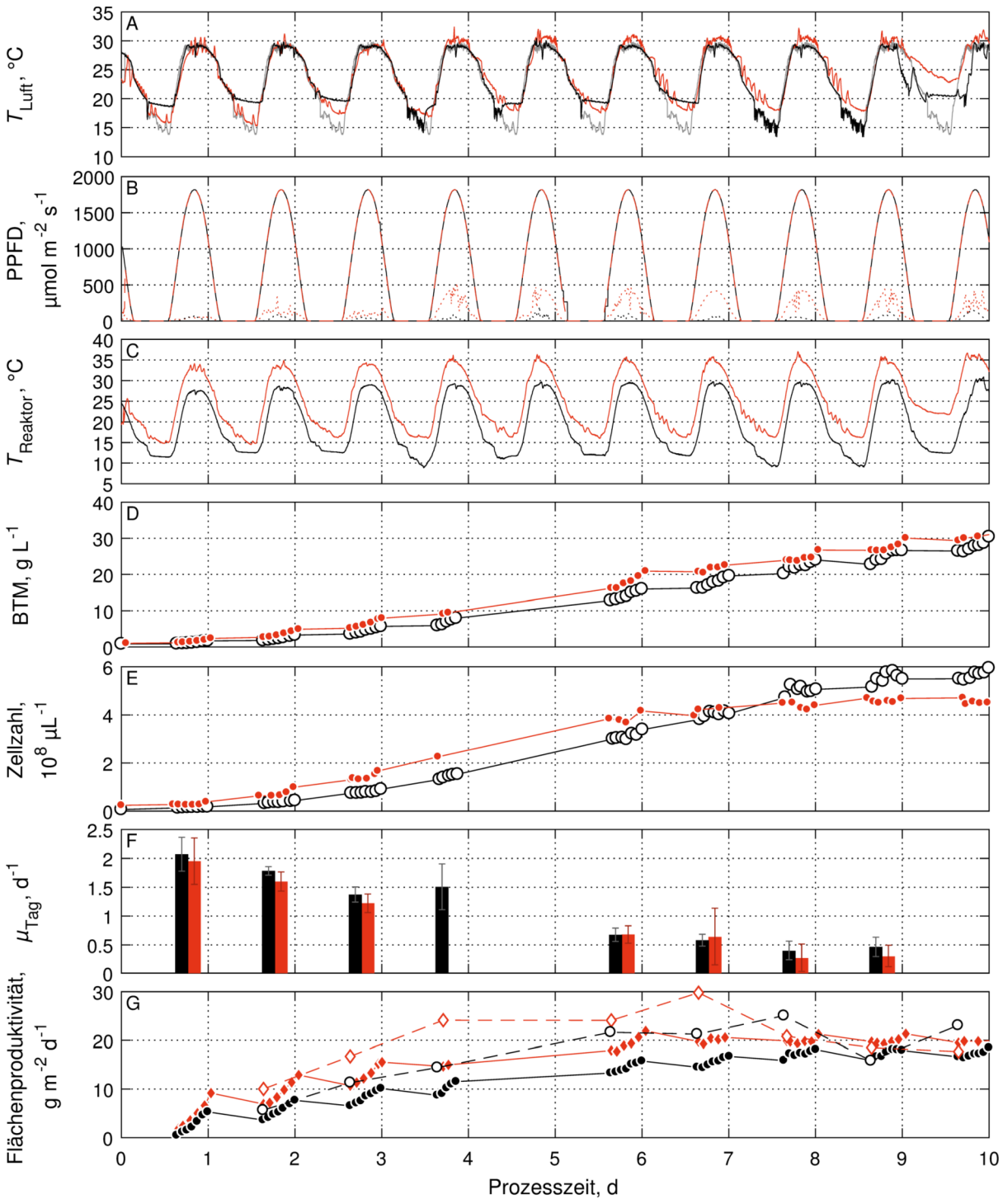


Abb. 9.13 Satzprozesse mit *Nannochloropsis salina* unter Klimasimulation des spanischen Sommertages in Flachgerinnereaktoren mit 8 m² (Daten aus Kapitel 9.2.1, schwarz) und 50 m² (rot) Grundfläche. A: Soll- (▬) und Istwert (▬,▬) der Lufttemperatur. B: Solare (····,····) und gesamte (- -,- -) photosynthetisch aktive Photonenflussdichte (PPFD). C: Reaktortemperatur. Symbole in D,E: 8 m²: ○, 50 m²: ●. D: Biotrockenmassekonzentration (BTM), OD_{750}-BTM-Korrelationskoeffizienten: 8 m²-Reaktor: s. Abb. 9.7, 50 m²-Reaktor: 0,35. E: Zellzahl. F: Tageswachstumsrate (Fehlerbalken: 95 %-Konfidenzintervall). G: Flächenproduktivität (offene Symbole: Tagesproduktivität, geschlossene Symbole: Gesamtproduktivität, 8 m²-Reaktor: ○, 50 m²-Reaktor: ◇).

Der Biotrockenmasse-spezifische hydraulische Energieeintrag berechnet sich aus dem Quotienten des hydraulischen Leistungseintrags und der Flächenproduktivität. Dabei kann der hydraulische Leistungseintrag mit der Höhendifferenz der Gerinne oder der Höhendifferenz des gesamten Reaktors berechnet werden (Abb. 3.4). Tab. 9.1 fasst den Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrag und das Verhältnis des Energieertrags zum Energieeintrag in den Satzprozessen in dem kleinen und großen Reaktor zusammen. Die Tabelle zeigt, dass bei allen Betrachtungsweisen ein Energiegewinn vorlag. Die photosynthetisch in Algenbiomasse fixierte Lichtenergie war im kleinen Reaktor um einen Faktor 2–16 größer und im großen Reaktor um einen Faktor 5–19 größer als die hydraulisch eingetragene Energie.

Tab. 9.1 Biotrockenmasse-spezifischer hydraulischer Energieeintrag in den Satzprozessen im kleinen (8 m²) und großen (50 m²) Reaktor. Zur Berechnung wurden die maximalen beobachteten Produktivitäten zugrunde gelegt. Hydraulischer Leistungseintrag: Tab. 8.1. In Klammern ist der Quotient des Energieertrags zum Energieeintrag angegeben, zur Berechnung wurde die Standardverbrennungsenthalpie trockener Mikroalgen-Biomasse (22,5 kJ g^{-1}, Kapitel 4.7) verwendet.

Betrachtete Höhendifferenz	Betrachtung des gesamten Satzprozesses		Betrachtung eines Tages des Satzprozesses	
	8 m²-Reaktor	50 m²-Reaktor	8 m²-Reaktor	50 m²-Reaktor
Gerinne	2,1 kJ g^{-1} (10,8)	1,6 kJ g^{-1} (14,0)	1,4 kJ g^{-1} (15,9)	1,2 kJ g^{-1} (19,1)
Gesamtreaktor	11,3 kJ g^{-1} (2,0)	5,0 kJ g^{-1} (4,5)	7,7 kJ g^{-1} (2,9)	3,7 kJ g^{-1} (6,1)

In Abb. 9.14 ist die Verdunstung in dem Satzprozess im großen Reaktor dargestellt. Abb. 9.14 A, B zeigen Umgebungsbedingungen, die einen wesentlichen Einfluss auf die Verdunstung haben, und dienen zur Einordnung der Zeiträume, in denen niedrige beziehungsweise hohe Verdunstungsraten erwartet wurden. Dazu wurde exemplarisch der erste Prozesstag ausgewählt. In Abb. 9.14 C ist das verdunstete Volumen anhand der kumulierten Wasserzugaben dargestellt. Dazu wurden die Wasserzugaben an zehn Prozesstagen verwendet. Die Kurven verliefen ähnlich, es ergaben sich Endwerte bei 4–5 L m^{-2} d^{-1}. Anhand einer sigmoiden Funktion (Gleichung 4.1) wurde ein stetiger Verlauf des verdunsteten Volumens als Mittelung der 10 Kurven geschätzt. In Abb. 9.14 D ist die Ableitung dieser Funktion (Gleichung 4.2) als Näherung der Verdunstungsrate dargestellt.

Die maximale Verdunstungsrate wurde am frühen Nachmittag erreicht und betrug 500 mL m^{-2} h^{-1}, die minimale Verdunstungsrate lag um Mitternacht vor und betrug 10 mL m^{-2} h^{-1}. Über 24 Stunden verdunsteten im Mittel 4,5 L m^{-2}. Rechnerisch wäre das gesamte Reaktorvolumen von 330 L damit nach 1,5 Tagen verdunstet.

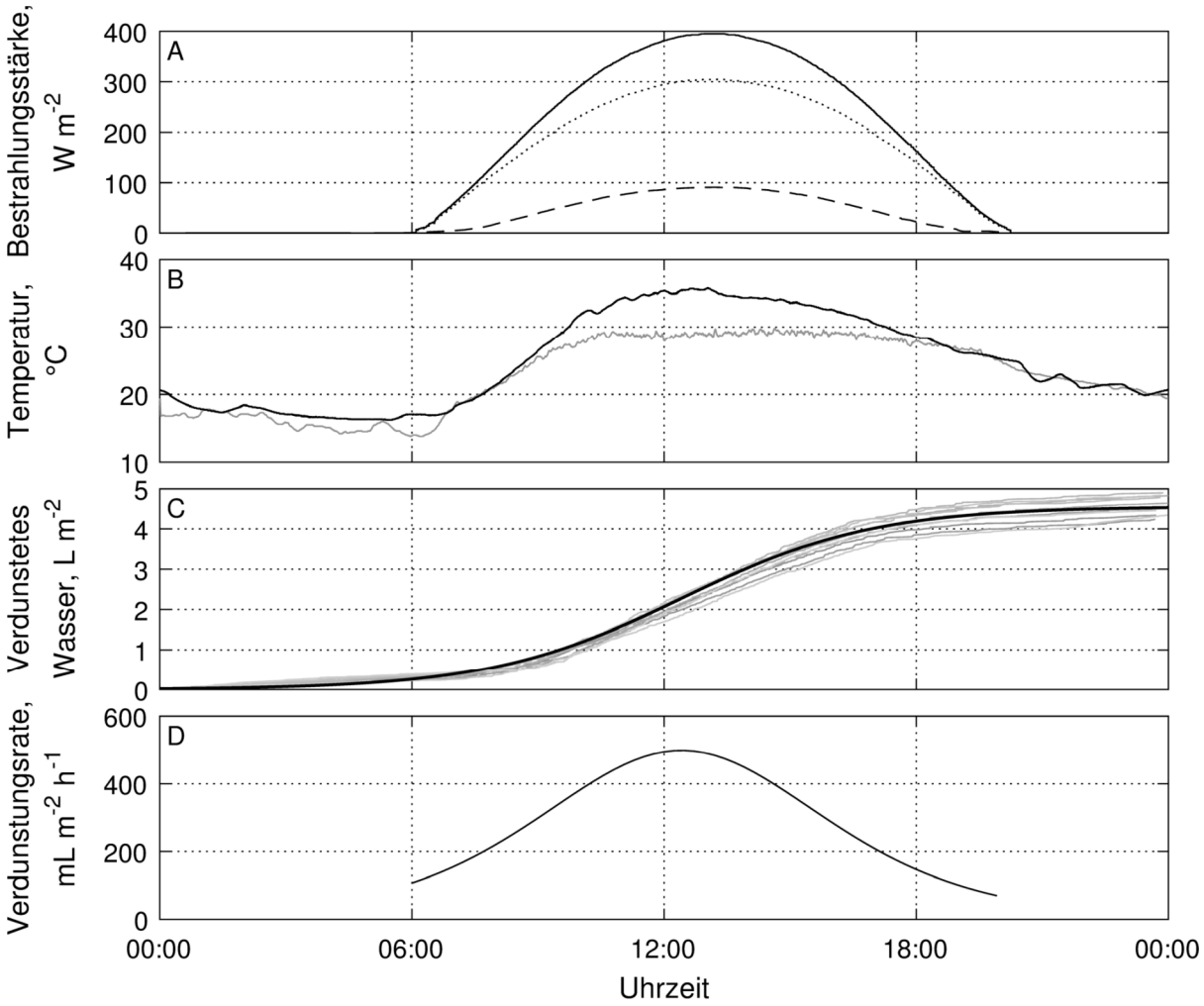


Abb. 9.14 Charakterisierung der Verdunstung in dem Bioprozess im Reaktor mit 50 m² Grundfläche. A, B: Umgebungsbedingungen, die die Verdunstung beeinflussen. A: Gesamte (▬), LED-basierte (····) und solare (- -) Bestrahlungsstärke. B: Reaktor- (▬) und Lufttemperatur (▬). C: Verdunstetes Wasservolumen (▬, 10 Kurven, jede Kurve stellt die kumulierten Wasserzugaben an einem Prozesstag dar), sigmoide Schätzfunktion (▬) des verdunsteten Wasservolumens. D: Verdunstungsrate im Zeitraum hoher Übereinstimmung der Sigmoiden mit den Messwerten des verdunsteten Volumens (6–20 Uhr). Reaktionsvolumen 330 L, Volumenstrom 4,8 L s^{-1}, Gerinneneigung 1,0°.

Diskussion

Die beobachteten Unterschiede der Reaktortemperaturen in den beiden Reaktormaßstäben sind auf Unterschiede der Umgebungsbedingungen und Unterschiede des Reaktoraufbaus in Verbindung mit einer reduzierten Verdunstungskühlung im großen Reaktor zurückzuführen. Die über 24 Stunden verdunstete flächenbezogene Wassermenge war im großen Reaktor um 40 % geringer als im kleinen Reaktor (Kapitel 9.1.1). Somit wurde weniger Wärme über Verdunstungskühlung abgeführt, was zu höheren Reaktortemperaturen im großen Reaktor führte. Die reduzierte Verdunstung im großen Reaktor ist vermutlich darin begründet, dass ein großer Anteil der Verdunstung bei dem Übergang der Algensuspension zwischen Reaktormodulen auftrat: Dieser Übergang erfolgte im freien Fall, sodass eine große Kontaktfläche zwischen Flüssigkeit und Luft vorlag. Bei dem großen Reaktor waren die Gerinne länger als im kleinen Reaktor, sodass der Anteil des Reaktorvolumens, der sich im freien Fall befand, um 40 % geringer war (Kapitel 8.1). Zudem fand bei dem Satzprozess im großen Reaktor tagsüber ein gegenüber dem kleinen Reaktor erhöhter Wärmeeintrag durch die Umgebungsbedingungen statt, da höhere Lufttemperaturen sowie eine höhere solare Einstrahlung vorlagen.

Auf Basis der Tageswachstumsraten können die Satzprozesse in beiden Reaktormaßstäben als vergleichbar beurteilt werden. Die größere Zunahme der Biotrockenmassekonzentration im großen Reaktor ist zumindest anteilig darauf zurückzuführen, dass die initiale Biotrockenmassekonzentration im großen Reaktor um 25 % höher lag als im kleinen Reaktor. Das deutlich frühere Auftreten des Produktivitätsmaximums im großen Reaktor weist jedoch darauf hin, dass Tageswachstumsraten kein hinreichendes Kriterium zur Beurteilung der Vergleichbarkeit von Prozessen sind. Zusätzlich sollte die Biotrockenmassekonzentration oder die Gesamtproduktivität betrachtet werden, da dies integrale Größen sind, die den gesamten Prozessverlauf erfassen. Eine Ursache für die höhere Produktivität im 50 m²-Reaktor gegenüber dem 8 m²-Reaktor ist vermutlich der im 50 m²-Reaktor um 12 % größere zeitliche Anteil beleuchteter Reaktorbereiche an der Umlaufzeit (Kapitel 8.2.2). Auffällig ist das im Vergleich zum kleinen Reaktor frühere Vorliegen einer konstanten maximalen Zellzahl im großen Reaktor. Die Ursache dafür ist nicht bekannt. Die Untersuchung der Ursachen für eine Einstellung der Zellteilung stellt einen sinnvollen Ansatz zur Optimierung der Produktion von Mikroalgen dar und sollte in künftigen Arbeiten durchgeführt werden.

Aufgrund des früheren Eintretens einer höheren maximalen Produktivität bietet der große Reaktor Vorteile gegenüber dem kleinen Reaktor. Untersuchungen zur Wirtschaftlichkeit der Massenproduktion von Mikroalgen, die im kleinen Reaktor durchgeführt werden, können somit als ‚vorsichtiges Szenario' betrachtet werden – bei einer Skalierung in den großen Reaktor sind Verbesserungen der Wirtschaftlichkeit wahrscheinlich.

Die Einordnung des Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrags in den Flachgerinnereaktoren erfolgte anhand der von de Vree (2015) und San Pedro (2015) publizierten Daten, die die Produktion von *Nannochloropsis* sp. in kontinuierlichen Prozessen in *Raceway Ponds* untersuchten. Der hydraulische Leistungseintrag wurde anhand der in den Publikationen angegebenen Betriebsparameter der *Raceway Ponds* nach Weissman (1988) berechnet. Er betrug bei de Vree (2015) 0,1 W m^{-2} und bei San Pedro (2015) 0,15 W m^{-2} und war damit etwas geringer als in *Raceway Ponds*, in denen andere Mikroalgen produziert werden (0,24–0,26 W m^{-2}, Lundquist (2010), Huntley (2015)).

Der Biotrockenmasse-spezifische hydraulische Energieeintrag betrug bei de Vree (2015) 0,62 kJ g^{-1} und bei San Pedro (2015) 0,58 kJ g^{-1}. Daher wird im Folgenden mit einem gerundeten Mittelwert des Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrag von 0,6 kJ g^{-1} bei der kontinuierlichen Produktion von *Nannochloropsis* sp. in *Raceway Ponds* gerechnet. Tab. 9.2 stellt das Verhältnis κ des in der vorliegenden Arbeit beobachteten Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrags zu dem Vergleichswert von 0,6 kJ g^{-1} in *Raceway Ponds* dar.

Tab. 9.2 Verhältnis κ des in den Satzprozessen im kleinen (8 m²) und großen (50 m²) Reaktor beobachteten Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrags (Tab. 9.1) zu dem Vergleichswert in *Raceway Ponds* (0,6 kJ g^{-1}).

Betrachtete Höhendifferenz	Betrachtung des gesamten Satzprozesses		Betrachtung eines Tages des Satzprozesses	
	8 m²-Reaktor	50 m²-Reaktor	8 m²-Reaktor	50 m²-Reaktor
Gerinne	3,5	2,7	2,4	2,0
Gesamtreaktor	18,8	8,3	12,8	6,1

Tab. 9.2 zeigt, dass der Biotrockenmasse-spezifische hydraulische Energieeintrag in den Flachgerinnereaktoren stets größer war als in den *Raceway Ponds* und im kleinen Reaktor stets größer war als im großen Reaktor. Der größte Unterschied wurde mit einem Faktor 18,8 bei Betrachtung der Produktivität des gesamten Satzprozesses und der Höhendifferenz des gesamten kleinen Reaktors beobachtet. Der geringste Unterschied wurde mit einem Faktor 2,0 bei Betrachtung der Tagesproduktivität – die als Indikator der möglichen Produktivität in einem semikontinuierlichen oder kontinuierlichen Prozess dienen kann – und der Höhendifferenz der Gerinne im großen Reaktor beobachtet. Dies zeigt, dass eine Reduktion des Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrags durch Optimierung der Prozessführung und der Reaktorkonstruktion möglich ist. Die Prozessführung sollte dazu semikontinuierlich oder kontinuierlich statt im Satzverfahren erfolgen. Bei der Reaktorkonstruktion sollte eine Minimierung der Höhensprünge angestrebt werden, da diese eine energetisch nachteilige Erhöhung des hydraulischen Leistungseintrags gegenüber dem allein durch die Gerinne bedingten hydraulischen Leistungseintrag verursachen (Kapitel 3.3.2).

In Abb. 9.15 und Abb. 9.16 ist der Leistungseintrag in Flachgerinnereaktoren charakterisiert, wenn – bei einer hinsichtlich der Höhensprünge zum großen Reaktor identischen Konstruktion des Flachgerinnereaktors – die Gerinne verlängert werden. Dabei wurden beiden Seiten des großen Reaktors berücksichtigt: die Summe der Höhensprünge betrug 88 cm (entspricht 2 x 44 cm) und die gesamte Gerinnelänge betrug 24 m (entspricht 2 x 12 m).

Abb. 9.15 zeigt die prozentuale Zunahme ξ des hydraulischen Leistungseintrags aufgrund der Höhensprünge im Vergleich zum allein durch die Gerinne bedingten hydraulischen Leistungseintrag. Aufgrund des hyperbolischen Zusammenhangs nach Gleichung 3.11 führen bereits geringe Verlängerungen der Gerinne zu einer markanten Reduktion des Einflusses der Höhensprünge auf den hydraulischen Leistungseintrag. Bei einer um einen Faktor 4 erhöhten Gerinnelänge – also einer Länge jedes der beiden Gerinne von 50 m – sinkt die Höhensprung-bedingte Zunahme ξ von 210 % auf 50 % und der hydraulische Leistungseintrag beträgt 0,62 W m^{-2} statt 1,3 W m^{-2}. Bei einer Reduktion der Höhensprünge um 30 %, die technisch unproblematisch mit einer Verringerung der Fallhöhe vom Gerinne in das Sammelbecken bei Vergrößerung des Sammelbeckens möglich ist, sinkt ξ bei einer Gerinnelänge von 50 m von 210 % auf 30 %, dies entspricht einem hydraulischen Leistungseintrag von 0,53 W m^{-2} statt 1,3 W m^{-2}.

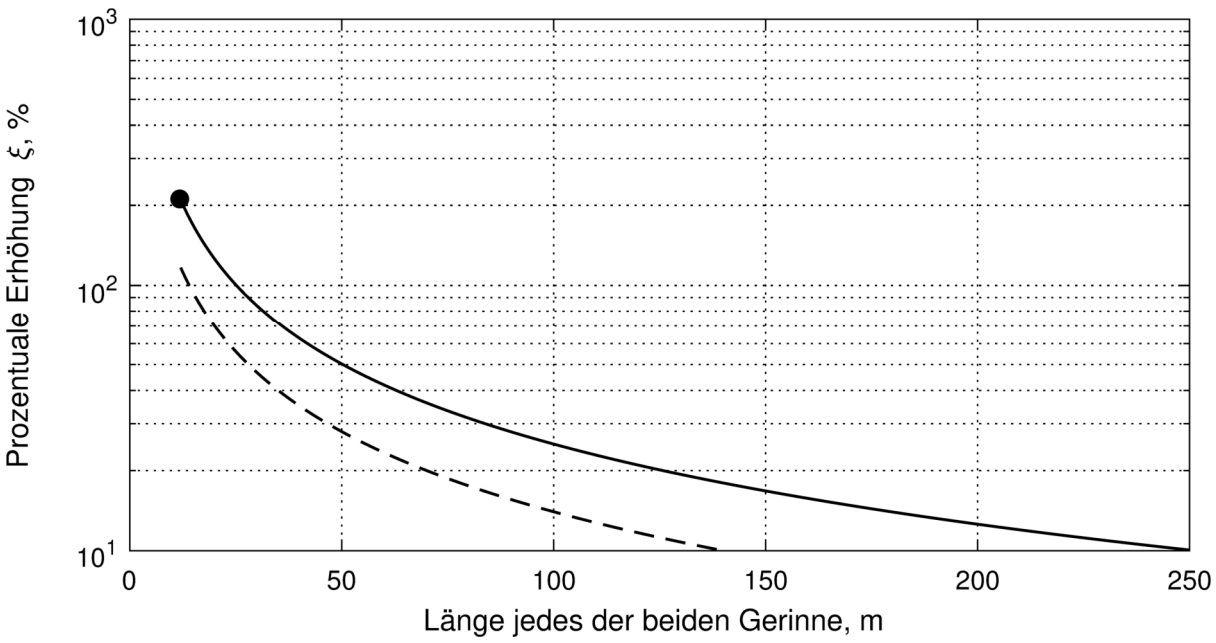


Abb. 9.15 Prozentuale Zunahme ξ des hydraulischen Leistungseintrags aufgrund der Höhensprünge im Vergleich zum allein durch die Gerinne bedingten hydraulischen Leistungseintrag. Die prozentuale Erhöhung ξ betrug im 50 m²-Reaktor (●) 210 % (im nicht dargestellten 8 m²-Reaktor: 440 %). Daten berechnet nach Gleichung 3.11 für Flachgerinnereaktoren, die hinsichtlich der Summe der Höhensprünge identisch sind zum in dieser Arbeit verwendeten 50 m²-Reaktor (▬, Summe der Höhensprünge auf jeder der beiden Reaktorseiten je 44 cm) oder eine Reduktion der Höhensprünge um 30 % aufweisen (--).

Abb. 9.16 A zeigt den Einfluss der Gerinnelänge auf das Verhältnis κ des *Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrags* in Flachgerinnereaktoren und *Raceway Ponds*. Ein Wert von $\kappa = 1$ entspricht einem identischen Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrag in Flachgerinnereaktoren und *Raceway Ponds*. Die schwarzen Linien wurden mit einer Produktivität von 20 g m^{-2} d^{-1} in dem Flachgerinnereaktor berechnet. Dies entspricht der Produktivität, die bei semikontinuierlicher Prozessführung im kleinen Reaktor (Kapitel 9.2.2) über fünf Tage gemessen wurde. Aufgrund der in Satzprozessen höheren Produktivität im großen Reaktor im Vergleich zum kleinen Reaktor (Abb. 9.13) stellt dies eine konservative Abschätzung für semikontinuierliche und kontinuierliche Prozesse dar. Darüber hinaus ist in Abb. 9.16 A eine Kurve bei einer optimistischen, aber dennoch realistischen Produktivität von 30 g m^{-2} d^{-1} eingezeichnet. Diese Produktivität wurde in dieser Arbeit sowohl im kleinen (Kapitel 9.2.2) als auch im großen Reaktor (Abb. 9.13) als maximale Tagesproduktivität beobachtet. Bei einer Gerinnelänge von 50 m beträgt κ bei der konservativ geschätzten Produktivität 4,0–4,5 und bei der optimistisch geschätzten Produktivität 2,5–3,0.

Abb. 9.16 B zeigt den Einfluss der Gerinnelänge auf das Verhältnis ε des *Biotrockenmasse-spezifischen elektrischen Energieeintrags* in Flachgerinnereaktoren zu *Raceway Ponds*. Ein Wert von $\varepsilon = 1$ entspricht einem identischen Biotrockenmasse-spezifischen elektrischen Energieeintrag in Flachgerinnereaktoren und *Raceway Ponds*. Die Daten wurden anhand Abb. 9.16 A und den Wirkungsgraden der Umwandlung elektrischer in hydraulische Leistung berechnet. Diese werden in der Literatur bei mit Schaufelrädern betriebenen *Raceway Ponds* mit 10–37 % angegeben (Weissman 1988; Huntley 2015), bei Kreiselpumpen mit 60–94 % (Lundquist 2010; Baerns 2013). Daraus ergeben sich Mittelwerte von 24 % bei *Raceway Ponds* mit Schaufelrädern und 77 % bei Flachgerinnereaktoren mit Kreiselpumpen.

Bei einer Gerinnelänge von 50 m beträgt ε bei der konservativ geschätzten Produktivität von 20 g m^{-2} d^{-1} 1,2–1,4, bei der optimistisch geschätzten Produktivität von 30 g m^{-2} d^{-1} ist ε sogar kleiner als 1 und beträgt 0,8–0,9, der Biotrockenmasse-spezifische elektrische Energieeintrag ist dann also im Flachgerinnereaktor geringer als im *Raceway Pond*.

Bei der konservativ geschätzten Produktivität von 20 g m^{-2} d^{-1} und Gerinnelängen über 100 m ist ε kleiner als 1,15 – der Biotrockenmasse-spezifische elektrische Energieeintrag ist damit in Flachgerinnereaktoren näherungsweise vergleichbar zu *Raceway Ponds.* Bei der optimistisch geschätzten Produktivität von 30 g m^{-2} d^{-1} und Gerinnelängen über 40 m ist ε kleiner als 1, der Biotrockenmasse-spezifische elektrische Energieeintrag ist damit in Flachgerinnereaktoren geringer als in *Raceway Ponds*.

Darüber hinaus ergeben sich beim Flachgerinnereaktor Vorteile bei der Produktaufarbeitung aufgrund der höheren Biotrockenmassekonzentrationen: Die Kosten zur Aufkonzentrierung einer Algensuspension aus einem Flachgerinnereaktor (Biotrockenmassekonzentration 40 g L^{-1}) auf eine Biotrockenmassekonzentration von 150–200 g L^{-1} mit einem Düsenseparator wurden von Doucha (2014) auf 1–2,5 % der Kosten zur Aufkonzentrierung einer Algensuspension aus einem *Raceway Pond* (Biotrockenmassekonzentration 0,5–1 g L^{-1}) geschätzt. Dies beinhaltet hinsichtlich semikontinuierlicher und kontinuierlicher Prozesse eine gewisse Überschätzung des Vorteils von Flachgerinnereaktoren gegenüber *Raceway Ponds*, da die Biotrockenmassekonzentration im Flachgerinnereaktor von Doucha (2014) mit 40 g L^{-1} um einen Faktor 2,5 höher angenommen als die in dieser Arbeit beim Produktivitätsoptimum beobachtete Biotrockenmassekonzentration von 15 g L^{-1} (Abb. 9.13). Dennoch ist die beim Produktivitätsoptimum vorliegende Biotrockenmassekonzentration im Flachgerinnereaktor

von 15 g L^{-1} um einen Faktor 30 größer als im *Raceway Pond* und bietet damit Potenzial zur Kosteneinsparung bei der Produktaufarbeitung.

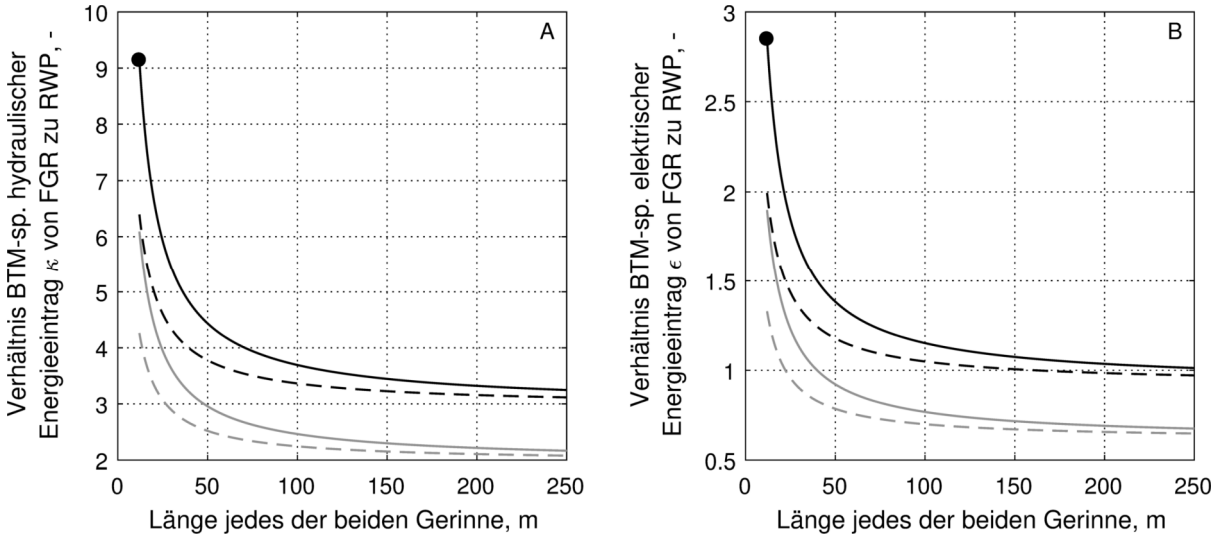


Abb. 9.16 Verhältnisse des Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen (A) und elektrischen (B) Energieeintrags in Flachgerinnereaktoren (FGR) zu Literaturdaten, die in *Raceway Ponds* (RWP) bestimmt wurden (0,6 kJ g^{-1}). Produktivität im Flachgerinnereaktor 20 g m^{-2} d^{-1} (konservative Abschätzung, schwarz) und 30 g m^{-2} d^{-1} (optimistische Abschätzung, grau). Daten berechnet nach Gleichung 3.11 für Flachgerinnereaktoren, die hinsichtlich der Summe der Höhensprünge identisch sind zum in dieser Arbeit verwendeten 50 m²-Reaktor (━,═, Summe der Höhensprünge auf jeder der beiden Reaktorseiten je 44 cm) oder eine Reduktion der Höhensprünge um 30 % aufweisen (╍,╍).Wirkungsgrad der Umwandlung elektrischer zu hydraulischer Leistung in *Raceway Ponds* mit Schaufelrädern 24 %, in Flachgerinnereaktoren mit Kreiselpumpen 77 %.

Da in dem 50 m²-Reaktor im Algentechnikum bei der Länge der beiden Gerinne von jeweils 12 m auch mittags – bei hoher photosynthetischer Aktivität der Mikroalgen – keine Änderung des pH entlang der Gerinne beobachtet wurde, erscheint die Versorgung der Mikroalgen mit Kohlenstoff bei der gegebenen Gerinnelänge ausreichend und eine Verlängerung der Gerinne somit möglich. Flachgerinnereaktoren, die im Freiland errichtet werden und daher deutlich größer als im Algentechnikum sein können, könnten gegenüber *Raceway Ponds* einen reduzierten Biotrockenmasse-spezifischen elektrischen Energieeintrag und geringere Produktaufarbeitungskosten aufweisen und somit die Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse senken.

Neben der Verlängerung der Gerinne könnte eine weitere Reduktion des hydraulischen Leistungseintrags erzielt werden, wenn die Prozessbedingungen geändert werden. Dabei könnte

eine Reduktion des Volumenstroms und der Gerinneneigung untersucht werden. Auch könnte der Volumenstrom nachts reduziert werden, wenn die Durchmischung auf den Gerinnen nicht zur gleichmäßigen Verteilung von Licht, sondern nur zur Verhinderung von Sedimentation dient. Desweiteren könnte die Pumpe nachts ausgeschaltet werden – eine Begasung des Sammelbeckens mit Druckluft könnte dabei unter reduziertem Energieeinsatz Sedimentation und anoxische Bedingungen verhindern (Doucha 2014).

Die reduzierte Verdunstung im großen Reaktor ermöglicht in kontinuierlichen Prozessen die Verwendung eines Zulaufs mit höherer Salinität als im kleinen Reaktor. Basierend auf den im im großen Reaktor beobachteten Biotrockenmassekonzentrationen und Produktivitäten erscheint der gleiche Betriebspunkt wie im kleinen Reaktor (Biotrockenmassekonzentration 15 g L^{-1}, Produktivität 20 g m^{-2} d^{-1}, Kapitel 9.2.2) für eine erste konservative Abschätzung sinnvoll. Mit der Verdunstungsrate von 4,5 L m^{-2} d^{-1} im großen Reaktor ergibt sich ein Verhältnis der Salinität im Reaktor zur Salinität des Zulaufs von 4,5 (Gleichung 9.1). Bei der eingestellten Salinität im Reaktor von 3 % wird demnach im großen Reaktor ein Zulauf mit einer Salinität von 0,7 % benötigt. Wenn geeignetes Brackwasser verfügbar ist, könnte somit die gesamte Verdunstung ohne die Verwendung von Trinkwasser ausgeglichen werden. Mit halophilen Mikroalgen könnte Meerwasser (Salinität 3 %) als Zulauf verwendet werden. Bei identischem Betriebspunkt wäre dabei im großen Reaktor eine Salinität von 13 % erforderlich – dies ist beispielsweise eine übliche Salinität bei der Herstellung von *Dunaliella salina* zur Produktion von ß-Carotin (Borowitzka 1999).

10 Zusammenfassung

Mikroalgen sind photosynthetisch aktive Mikroorganismen, die mit Sonnenlicht als Energiequelle und dem Treibhausgas CO_2 als Kohlenstoffquelle auf nicht landwirtschaftlich nutzbaren Flächen und unter Verwendung von Salzwasser produziert werden können (Hu 2008; Schenk 2008). Für die Massenproduktion von Produkten mit geringer Wertschöpfung wie Lipiden, die chemisch zu Kraftstoffen weiterverarbeitet werden können, sind *offene Photobioreaktoren* potentiell geeignet (Sheehan 1998; Pienkos 2009; Lundquist 2010; Luque 2010; Wigmosta 2011; Grobbelaar 2013). Die Kosten der Produktionsprozesse sind jedoch bislang zu hoch, um eine wirtschaftliche Massenproduktion von Produkten geringer Wertschöpfung zu ermöglichen (Benemann 2013).

In offenen Photobioreaktoren liegt ein markanter Einfluss des Wetters auf das Wachstum vor. Eine effiziente Untersuchung von Photobioreaktoren und Bioprozessen unter kontrollierten Bedingungen ist daher im Freiland nicht möglich. Eine vielversprechende Alternative stellt die *physikalische Klimasimulation* dar. Dabei werden mittels technischer Anlagen die Umgebungsbedingungen des Freilandes in einer geschlossenen Umgebung reproduziert. Damit können die Auswirkungen der Fluktuationen der Umgebungsbedingungen auf den Prozess untersucht werden. Zudem wird ein Vergleich unterschiedlicher Reaktoren und Prozessführungsstrategien möglich (Terry 1985). Die erste Zielsetzung der vorliegenden Arbeit war daher die Auslegung einer physikalischen Klimasimulation sowie die Charakterisierung der Übereinstimmung der physikalisch simulierten Bedingungen mit den zu simulierenden Bedingungen.

Die kommerzielle Produktion von Mikroalgen findet gegenwärtig vorwiegend in *Raceway Ponds* statt (Benemann 2013). Dies sind offene Photobioreaktoren mit einer Schichtdicke der Algensuspension von 10–30 cm. Ein wesentlicher Nachteil dabei ist die niedrige Biotrockenmassekonzentration von nur 0,5–1 g L^{-1}, die zu hohen Kosten in der Produktaufarbeitung führt. Ein Problem der gegenwärtig verfügbaren Produktionsprozesse mit Mikroalgen in *Raceway Ponds* ist daher, dass nur Produkte mit hoher Wertschöpfung wirtschaftlich hergestellt werden können. Ein Ansatz zur Senkung der Produktaufarbeitungkosten ist die Reduktion der Schichtdicke der Algensuspension. Dies ermöglicht – aufgrund der besseren Lichtverfügbarkeit in dünnen Suspensionsschichten im Vergleich zum *Raceway Pond* – eine Erhöhung der Biotrockenmassekonzentration. Die zweite Zielsetzung dieser Arbeit war daher die Gestaltung, Konstruktion und Untersuchung von Flachgerinnereaktoren und Prozessführungsstrategien, mit denen die Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse gesenkt werden können. In Abb. 10.1 sind die in der vorliegenden Dissertation durchgeführten Arbeiten zusammenfassend dargestellt.

Die Technische Universität München hat in Kooperation mit der Airbus Group in Ottobrunn bei München ein *Algentechnikum* errichtet. Darin konnte die Massenproduktion von Mikroalgen in offenen Photobioreaktoren mit einer physikalischen Klimasimulation unter kontrollierten Umgebungsbedingungen untersucht werden (Abb. 10.1 A–C). Die Klimasimulation bestand aus Sonnenlichtsimulation und Luftklimasimulation. Die Sonnenlichtsimulation erfolgte durch zeitgleiche Nutzung von natürlichem Sonnenlicht (*solares Licht*) und durch Leuchtdioden (*light-emitting diodes*, LEDs) erzeugtem künstlichen Sonnenlicht (*LED-Licht*). Die Luftklimasimulation erfolgte durch alternierende Nutzung von Fensteröffnung und Klimaanlagen.

Hinsichtlich der ersten Zielsetzung dieser Dissertation erfolgte die Festlegung der zu simulierenden Umgebungsbedingungen sowie der Leistungsfähigkeit der zu installierenden Klimasimulationstechnik. Anschließend wurde die Übereinstimmung des simulierten Klimas mit dem zu simulierenden Klima evaluiert. Dazu wurde zunächst in einer Literaturrecherche untersucht, welche Umgebungsbedingungen einen relevanten Einfluss auf das Wachstum von Mikroalgen in Photobioreaktoren haben. Hinsichtlich des Lichts wurde die spektrale Photonenflussdichte im Wellenlängenbereich der photosynthetisch aktiven Strahlung (*photosynthetically active radiation*, PAR, 400–700 nm) und angrenzender Wellenlängenbereiche (ultraviolettes Licht mit 350–400 nm, infrarotes Licht mit 700–750 nm) identifiziert, da dadurch die Verfügbarkeit von Energie in der Photosynthese sowie die Zellphysiologie beeinflusst werden. Hinsichtlich des Luftklimas wurde die Lufttemperatur und die Luftfeuchte ausgewählt, da diese die Reaktortemperatur und die Verdunstungsrate wesentlich beeinflussen. Zur Festlegung der Leistungsfähigkeit der Klimasimulationstechnik wurden zwei Regionen mit trockenem Wüstenklima (Desert Rock, USA; Sede Boqer, Israel) sowie zwei Regionen mit tropisch-maritimen Klima (Kwajalein und Nauru, beides Atolle im Pazifischen Ozean) ausgewählt, deren Photonenflussdichten und häufig vorliegende Luftzustände (Temperatur, Luftfeuchte) im Algentechnikum reproduzierbar sein sollten. Als Vorgabe für das Lichtspektrum wurde das Sonnenlicht-Referenzspektrum *ASTM G173-03 Direct+Circumsolar* gewählt. Die maximale Photonenflussdichte der LEDs wurde auf 1.800 µmol m^{-2} s^{-1} festgelegt. Es wurden zwei Tage in Almería in Südspanien in der Klimasimulation reproduziert, da dort nicht landwirtschaftlich nutzbare Fläche und Wasser für die Reaktoren und Kultivierungsmedien vorhanden sind sowie eine gut ausgebaute Infrastruktur und stabile politische Bedingungen vorliegen. Ein warmer und wolkenloser Sommertag mit annähernd maximalem Sonnenstand diente zur Maximalabschätzung des Algenwachstums, ein warmer und wolkenloser Herbsttag diente zur Abschätzung des Algenwachstums in Übergangsjahreszeiten.

Das Spektrum der Sonnenlichtsimulation wies eine hohe Übereinstimmung mit dem Sonnenlicht-Referenzspektrum auf: Es wurde eine mittlere Abweichung von –1,4 % (maximale Abweichung 33 %) gemessen. Die räumliche Verteilung des LED-Lichts auf den Reaktoren war homogen, wenn die Reaktoren im Abstand von 75 cm von den LEDs aufgebaut wurden: Nur in vernachlässigbar kleinen Bereichen waren dann die Abweichungen vom Sollwert der Photonenflussdichte größer als 20 %. Die räumliche Verteilung des solaren Lichts auf den Reaktoren wurde durch den Sonnenstand und den Schattenwurf verschiedener Objekte beeinflusst. Räumlich und zeitlich gemittelt war nur 31 % der solaren Photonenflussdichte, die am Dach des Algentechnikums gemessen wurde, auf den Flachgerinnereaktoren verfügbar. Aufgrund dieser Mittelwertbildung wurden bei der Sonnenlichtsimulation mit gleichzeitiger Verwendung von solarem Licht und LED-Licht Sonnenflächen stärker und Schattenflächen schwächer bestrahlt als im Zielklima. Der Betrag der Abweichung war in Sonnenflächen stets höher als in Schattenflächen. Eine theoretische Berechnung der Abweichungen ließ bei einer Durchführung der Sonnenlichtsimulation im Sommer und Klimasimulation des spanischen Sommertages maximale Abweichungen der Photonenflussdichte in Sonnenflächen von bis zu +45 % gegenüber dem Zielklima erwarten, in den Übergangsjahreszeiten und im Winter war die erwartete Homogenität mit +23 % deutlich höher. Zur Validierung wurde die Photonenflussdichte im Frühjahr an einem Flachgerinnereaktor im Tagesverlauf gemessen. Dabei wurde mit maximalen Abweichungen von +26 % in den Sonnenflächen und –14 % in den Schattenflächen eine sehr gute Übereinstimmung mit der Berechnung beobachtet.
Die Luftklimasimulation ermöglichte über den gesamten Jahresverlauf eine realitätsgetreue Simulation des spanischen Sommer- und Herbsttages. Die Abweichungen zwischen Soll- und Istwert der Temperatur lagen dabei im Regelfall unter 2 °C, die maximalen Abweichungen unter 4 °C. Auch die Luftfeuchte wich im Regelfall um weniger als 10 Prozentpunkte vom Sollwert ab. Diese Abweichungen lagen im Rahmen üblicher Schwankungen in Almería.

Hinsichtlich der zweiten Zielsetzung der vorliegenden Dissertation erfolgte die Gestaltung, Konstruktion und Untersuchung von Flachgerinnereaktoren mit Grundflächen von bis zu 50 m². Die Materialien der Flachgerinnereaktoren wurden nach den Kriterien Biokompatibilität, Korrosionsresistenz, Verarbeitbarkeit, Reinigbarkeit, Kosten und Umweltverträglichkeit ausgewählt. Es wurden im Wesentlichen Polyethylen, Polypropylen, Edelstahl und Aluminium verwendet. Die Flachgerinnereaktoren bestanden aus den Reaktormodulen *Einlaufbecken*, *Gerinne*, *Wendebecken* und *Sammelbecken*. Das Einlaufbecken diente zur gleichmäßigen Verteilung der von der Pumpe geförderten Algensuspension auf die Gerinnebreite. Feste

Kunststoffplatten und flexible Teichfolie wurden als Gerinne verwendet. Die festen Kunststoffplatten wiesen eine besonders ebene Bodenform auf, Teichfoliengerinne wurden mit ebener und unebener Bodenform untersucht. Das Wendebecken diente zur Umkehrung der Fließrichtung der Algensuspension, um diese wieder zurück zur Pumpe zu führen. Das Sammelbecken diente zum Auffangen der Algensuspension nach dem Durchgang durch den Flachgerinnereaktor. Am Boden des Sammelbeckens war der Saugschlauch der Pumpe angeschlossen. Es wurde eine als Serienprodukt erhältliche magnetisch gekuppelte Kreiselpumpe verwendet. Im Sammelbecken erfolgte die Messung der Prozessgrößen Füllstand, pH und Temperatur. Ebenfalls erfolgte dort der Eintrag von CO_2 zur pH-Regelung und als Kohlenstoffquelle sowie die Zugabe von Wasser zum Verdunstungsausgleich.

Die Reaktoren mit 8 m² Grundfläche (Abb. 10.1 D) bestanden aus – in Fließrichtung vom höchsten Punkt des Reaktors betrachtet – Einlaufbecken, oberem Gerinne, Wendebecken, unterem Gerinne und Sammelbecken. Um bei Flachgerinnereaktoren mit sehr langen Gerinnen Kosten für aufwendige Erdarbeiten zur Aufschüttung hoher Gerinne zu vermeiden, können mehrere Gerinne hintereinander geschaltet werden. Diese Konstruktion ermöglicht den Aufbau großer Flachgerinnereaktoren bei reduzierter Komplexität, da nur drei Reaktormodule (Einlaufbecken, Gerinne, Sammelbecken) in mehrfacher identischer Ausführung, aber keine Wendebecken benötigt werden. Der Flachgerinnereaktor mit 50 m² Grundfläche (Abb. 10.1 E) basierte auf einer derartigen Kopplung zweier Gerinne und bestand aus zwei identischen gegenläufigen Anordnungen je eines Einlaufbeckens, Gerinnes und Sammelbeckens.

Es wurde eine verfahrenstechnische Charakterisierung der Reaktoren mit Wasser durchgeführt. Das Reaktionsvolumen variierte in beiden Reaktorgrößen um maximal ± 2 % und wurde daher als konstant angenommen. Dadurch war eine direkte Bestimmung konzentrationsbasierter Prozessgrößen möglich. Die Durchmischung in den Reaktoren wurde mit Pulsexperimenten untersucht. Dazu wurde ein geringes Volumen Salzwasser in die mit Leitungswasser betriebenen Reaktoren gegeben und die fortschreitende Durchmischung des Wassers mit Salinitätssensoren beobachtet. Die Experimente wurden in 8 m²-Reaktoren mit zwei Gerinnebodenformen (ebene und unebene Teichfolie) sowie in einem 50 m²-Reaktor mit ebener Teichfolie durchgeführt. Die Gerinneneigung betrug 1,0°. In den 8 m²-Reaktoren wurden drei Volumenströme, im 50 m²-Reaktor ein Volumenstrom untersucht.

Die Umlaufzeit wurde anhand der Zeitpunkte zweier aufeinander folgender Maxima der Salinität an einem Sensor bestimmt. Sie betrug in 8 m²-Reaktoren 19–28 s, im 50 m²-Reaktor 1 min 18 s. Der zeitliche Anteil beleuchteter Reaktorbereiche an der Umlaufzeit betrug in 8 m²-Reaktoren unabhängig von Volumenstrom und Bodenform 64 %, im 50 m²-Reaktor 72 %. Der Verlauf der Durchmischung war mit dem Modell der axialen Dispersion mit vollständiger Kreislaufführung präzise abbildbar (Abb. 10.1 F).

Das Modell der axialen Dispersion wurde zur Berechnung der Bodenstein-Zahl und der dimensionslosen, auf die Umlaufzeit bezogenenen Mischzeit $\Theta_{90\%}$ verwendet, nach der eine Homogenität von 90 % im Flachgerinnereaktor erreicht war. Mit steigendem Volumenstrom nahm in 8 m²-Reaktoren die Rückvermischung ab und die Bodenstein-Zahl zu. Dabei waren die beobachteten Mischzeiten ($\Theta_{90\%}$ = 3,6–5,1, entspricht 2–3 Minuten) und Bodenstein-Zahlen (Bo = 48–67) ähnlich, sodass die Unterschiede der Durchmischung bei den untersuchten zwei Gerinnebodenformen und drei Volumenströmen insgesamt gering waren. Die Rückvermischung im 50 m²-Reaktor war im Vergleich dazu geringer ($\Theta_{90\%}$ = 7,4, entspricht 10 Minuten, Bo = 98). Der Grund für die höhere Rückvermischung in 8 m²-Reaktoren im Vergleich zum 50 m²-Reaktor war, dass die Rückvermischung vorwiegend in Sammel- und Einlaufbecken stattfand und diese Reaktormodule aufgrund der kürzeren Gerinne in 8 m²-Reaktoren einen größeren Einfluss hatten. Bei reaktionstechnischen Charakterisierungen von Bioprozessen können alle verwendeten Flachgerinnereaktoren als ideal durchmischt angesehen werden, da die Mischzeiten mit wenigen Minuten deutlich geringer waren als typische Verdopplungszeiten von Mikroalgen von mehreren Stunden.

Im Anschluss an die verfahrenstechnische Charakterisierung wurden Bioprozesse mit *Nannochloropsis salina* durchgeführt. Dabei wurde die Gerinnebodenform, Prozessführung und Maßstabsübertragung untersucht. Die Beurteilung der Prozesse erfolgte anhand des Wachstums der Mikroalgen sowie anhand der wirtschaftlichen Prozesskenngrößen Verdunstung, Produktivität, Leistungseintrag und Effizienz. Es wurden Satzprozesse und semikontinuierliche Prozesse durchgeführt.

In 8 m²-Reaktoren wurden Gerinne mit drei verschiedenen Bodenformen (feste Kunststoffplatten, ebene und unebene Teichfolie) in Satzprozessen verglichen. Dabei wurde bei einer Prozessdauer von bis zu 11 Tagen und einer maximalen Biotrockenmassekonzentration von 25 g L^{-1} kein Einfluss der Gerinnebodenform auf das Wachstum der Mikroalgen beobachtet.

So können bei der Errichtung großer Flachgerinnereaktoren Kosten gespart werden, indem Teichfolie als Gerinnematerial verwendet wird und grobe Toleranzen der Gerinnebodenform akzeptiert werden.

Bei semikontinuierlicher Prozessführung mit täglicher Teilernte wurden in einem 8 m²-Reaktor über fünf Tage täglich vergleichbare Tagesproduktivitäten zwischen 18,7 g m^{-2} d^{-1} und 20,8 g m^{-2} d^{-1} (Mittelwert 19,7 g m^{-2} d^{-1}) beobachtet, die Biotrockenmassekonzentration lag währenddessen bei 12–17 g L^{-1}. Unter dem Klima des spanischen Herbsttages, der gegenüber dem spanischen Sommertag eine kürzere Lichtphase mit einer um 25 % geringeren maximale Photonenflussdichte und einer um 40 % geringeren Photonensumme aufwies, wurde in Satzprozessen in 8 m²-Reaktoren eine um 22 % reduzierte Produktivität im Vergleich zum spanischen Sommertag beobachtet. Diese Produktivitäten können bei Abschätzungen der Wirtschaftlichkeit von Produktionsprozessen mit *Nannochloropsis salina* im Freiland in Almería verwendet werden.

Bei vergleichenden Satzprozessen in Reaktoren mit 8 m² und 50 m² Grundfläche trat das Maximum der Produktivität im 50 m²-Reaktor bereits nach 6 Tagen auf (8 m²-Reaktor: 8 Tage) und lag zudem mit 22 g m^{-2} d^{-1} um 20 % höher als im 8 m²-Reaktor (18 g m^{-2} d^{-1}). Die Zellzahl erreichte im 50 m²-Reaktor früher (t = 6 d) die stationäre Phase als im 8 m²-Reaktor (t = 11 d) und war dabei um 28 % geringer. Ein Grund für das bessere Wachstum im 50 m²-Reaktor gegenüber dem 8 m²-Reaktor ist vermutlich der im 50 m²-Reaktor um 12 % größere zeitliche Anteil beleuchteter Reaktorbereiche an der Umlaufzeit. Die Ursache der geringeren maximalen Zellzahl im 50 m²-Reaktor ist nicht bekannt. Die in Satzprozessen unter Klimasimulation des spanischen Sommertages beobachteten Prozesskenngrößen sind in Tab. 10.1 zusammengefasst.

Die Verdunstungsrate betrug im 8 m²-Reaktor 7,4 L m^{-2} d^{-1}, im 50 m²-Reaktor war sie mit 4,5 L m^{-2} d^{-1} um 40 % geringer. Dies war vermutlich darin begründet, dass ein großer Anteil der Verdunstung beim Fallen der Algensuspension vom Gerinne in das Sammelbecken stattfindet – im 50 m²-Reaktor befindet sich ein um 40 % geringerer Anteil des Reaktionsvolumens im freien Fall als im 8 m²-Reaktor.

Tab. 10.1 Maximale Prozesskenngrößen in Satzprozessen in Flachgerinnereaktoren mit 8 m² und 50 m² Grundfläche. Prozessbedingungen: Klimasimulation des spanischen Sommertages, pH 8,5, Gerinneneigung 1,0°, auf die Gerinnebreite bezogener Volumenstrom 2,4 L s^{-1} m^{-1}, Fließgeschwindigkeit auf den Gerinnen 43–47 cm s^{-1}. Die Produktivität und Effizienzen sind in Bezug auf den Prozessbeginn (*Gesamt*) und auf einen einzelnen Tag (*24 h*) angegeben. Der Wert in der Spalte *Tag* gibt an, an welchem Tag des Satzprozesses der angegebene Wert erreicht wurde.

Prozesskenngröße	8 m²-Reaktor		50 m²-Reaktor	
	Wert	Tag	Wert	Tag
Biotrockenmassekonzentration	50 g L^{-1}	25	30 g L^{-1}	10
Zellzahl	$6{,}0 \cdot 10^8$ µL^{-1}	11	$4{,}3 \cdot 10^8$ µL^{-1}	6
Tageswachstumsrate	2,0 d^{-1}	2	2,0 d^{-1}	2
BTM-Produktivität (Gesamt | 24 h)	18 | 25 g m^{-2} d^{-1}	8	22 | 30 g m^{-2} d^{-1}	6
CO_2-Effizienz (Gesamt | 24 h)	60 | 70 %	2	55 | 60 %	2
Photosynthetische Effizienz (Gesamt | 24 h)	3,0 | 4,8 %	8	4,0 | 5,5 %	6

In Flachgerinnereaktoren sinkt der *hydraulische Leistungseintrag* mit steigender Gerinnelänge aufgrund des sinkenden Einflusses von konstruktionsbedingten Höhensprüngen wie der Fallhöhe vom Gerinne in das Sammelbecken. Der mathematische Zusammenhang ist hyperbolisch, wodurch bereits geringe Verlängerungen der Gerinne in deutlichen Verringerungen des hydraulischen Leistungseintrags resultieren. Mit der im Algentechnikum maximal realisierbaren ununterbrochenen Gerinnelänge von 12 m wies der hydraulische Leistungseintrag im 50 m²-Reaktor aufgrund der Höhensprünge eine Zunahme von 210 % gegenüber dem hydraulischen Leistungseintrag durch die Gerinneneigung auf und betrug 1,3 W m^{-2}.

Mit einer gegenüber dem 50 m²-Reaktor um einen Faktor 4 erhöhten Gerinnelänge – also einer Länge jedes der beiden Gerinne von 50 m – sinkt die Höhensprung-bedingte Zunahme des hydraulischen Leistungseintrags von 210 % auf 50 %, der hydraulische Leistungseintrag beträgt dann 0,62 W m^{-2}. Bei einer konstruktiven Reduktion der Höhensprünge um 30 % und einer Gerinnelänge vom 50 m sinkt die Höhensprung-bedingte Zunahme des hydraulischen Leistungseintrags von 210 % auf 30 %, dies entspricht einem hydraulischen Leistungseintrag von 0,53 W m^{-2}. Eine derartige Verlängerung der Gerinne und Reduktion der Höhensprünge erscheint im Freiland technisch problemlos machbar und könnte daher den hydraulischen Leistungseintrag in Flachgerinnereaktoren deutlich reduzieren.

Der *Biotrockenmasse-spezifische hydraulische Energieeintrag* berechnet sich aus dem Quotienten des hydraulischen Leistungseintrags und der Flächenproduktivität und beschreibt die hydraulische Energie, die zur Produktion von trockener Biomasse benötigt wird. Der Literatur wurde ein hydraulischer Leistungseintrag von 0,10–0,15 W m^{-2} und ein Biotrockenmasse-spezifischer hydraulischer Energieeintrag von 0,6 kJ g^{-1} für die kontinuierliche Produktion von *Nannochloropsis* in *Raceway Ponds* entnommen. Dies wurde verglichen mit Flachgerinnereaktoren bei einer konservativ geschätzten Produktivität von 20 g m^{-2} d^{-1}, die der im 8 m²-Reaktor bei semikontinuierlicher Prozessführung beobachteten Produktivität entspricht, und einer optimistisch, aber dennoch realistisch geschätzten Produktivität von 30 g m^{-2} d^{-1}, die der maximalen beobachteten Tagesproduktivität im 50 m²-Reaktor entspricht. Ein mit dem 50 m²-Reaktor konstruktiv vergleichbarer Flachgerinnereaktor mit einer Gerinnelänge von je 50 m würde einen um einen Faktor 2,5-4,5 höheren Biotrockenmasse-spezifischen hydraulischen Energieeintrag als ein *Raceway Pond* aufweisen.

Unter Berücksichtigung des Wirkungsgrades der Umwandlung elektrischer in hydraulische Energie, der anhand von Literaturdaten bei *Raceway Ponds* mit Schaufelrädern mit 24 % und bei Flachgerinnereaktoren mit Kreiselpumpen mit 77 % angenommen wurde, entspricht dies einem Verhältnis des *Biotrockenmasse-spezifischen elektrischen Energieeintrags* im Flachgerinnereaktor zum *Raceway Pond* von 0,8–1,4. Bei einer Produktivität von 20 g m^{-2} d^{-1} und Gerinnelängen über 100 m ist der Biotrockenmasse-spezifischen elektrischen Energieeintrags in Flachgerinnereaktoren nur um 15 % größer als in *Raceway Ponds*. Bei einer Produktivität von 30 g m^{-2} d^{-1} und Gerinnelängen über 40 m ist der Biotrockenmasse-spezifische elektrische Energieeintrag in Flachgerinnereaktoren geringer als in *Raceway Ponds*. Darüber hinaus ergibt sich ein Potential für Kosteneinsparungen bei der Produktaufarbeitung, da die beim Produktivitätsoptimum vorliegende Biotrockenmassekonzentration im Flachgerinnereaktor mit 15 g L^{-1} um einen Faktor 30 größer ist als im *Raceway Pond* mit 0,5 g L^{-1}. Große Flachgerinnereaktoren könnten daher gegenüber *Raceway Ponds* einen reduzierten Biotrockenmasse-spezifischen elektrischen Energieeintrag und geringere Produktaufarbeitungskosten aufweisen und somit die Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse senken.

Mit den beobachteten Verdunstungsraten und Produktivitäten wurde eine erste Abschätzung des Wasserbedarfs eines kontinuierlichen Prozesses vorgenommen. Im 50 m²-Reaktor ergab sich ein Verhältnis der Reaktorsalinität zur Zulaufsalinität von 4,5. Bei der mit *Nannochloropsis salina* verwendeten Reaktorsalinität von 3 % wird demnach eine Zulaufsalinität von 0,7 % benötigt. Wenn geeignetes Brackwasser verfügbar ist, könnte somit die gesamte Verdunstung ohne die Verwendung von Trinkwasser ausgeglichen werden.

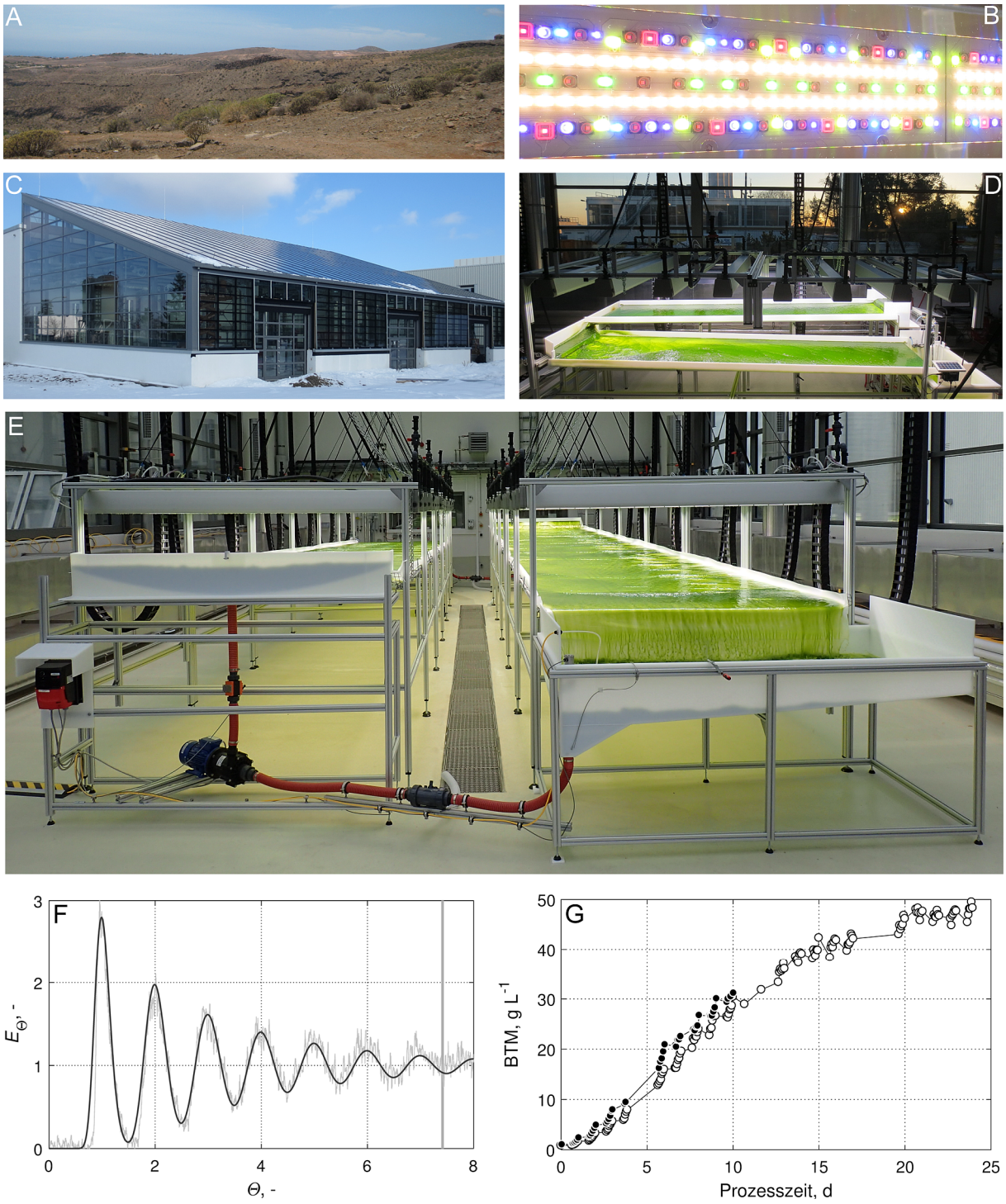


Abb. 10.1 Zusammenfassung der vorliegenden Dissertation. Das aride Klima (A) von Almería (Südspanien) wurde mittels LED-unterstützter Sonnenlichtsimulation (B) im Algentechnikum (C) der Technischen Universität München physikalisch simuliert. Flachgerinnereaktoren mit 8 m² (D) und 50 m² (E) Grundfläche wurden konstruiert und bei Klimasimulation untersucht. Das Verweilzeitspektrum (F) wurde mit Pulsexperimenten bestimmt und mit dem Modell der axialen Dispersion angenähert, eine Homogenität von 90 % wurde nach weniger als 10 Minuten erreicht. In Satzprozessen mit *Nannochloropsis salina* wurden Biotrockenmassekonzentrationen (G) bis zu 50 g L^{-1} (8 m²-Reaktor) und 30 g L^{-1} (50 m²-Reaktor) beobachtet.

11 Ausblick

In dieser Dissertation wurden Flachgerinnereaktoren konstruiert, die die Herstellkosten von Mikroalgen-Biomasse gegenüber den gegenwärtig üblicherweise zur Massenproduktion von Mikroalgen verwendeten *Raceway Ponds* reduzieren könnten. Um eine industrielle und wirtschaftliche Produktion von Mikroalgen in den konstruierten Flachgerinnereaktoren durchführen zu können, sind weiterführende Arbeiten erforderlich. So ist es wesentlich, eine weitere Maßstabsvergrößerung der Reaktoren vorzunehmen. Die Gerinne könnten dabei auf eine Länge von mehreren Hundert Metern verlängert werden. Die optimale Gerinnelänge ergibt sich aus dem Kostenoptimum hinsichtlich der Anzahl der Pumpwerke (Sammelbecken und Einlaufbecken) und den Erdarbeiten zur Aufschüttung und Stabilisierung des Untergrundes, auf dem die Gerinne errichtet werden. Jedes Pumpwerk dient dabei zum Eintrag von CO_2. Zusätzliche schwimmende Stationen zur Aufsättigung der Algensuspension mit CO_2, analog zu dem im peruanisch-deutschen Mikroalgenforschungsprojekt entwickelten System, sind auf den Gerinnen ebenfalls vorstellbar, um eine Kohlenstofflimitierung zu vermeiden. Auch die Gerinnebreite kann weiter erhöht werden. Eine deutliche Maßstabsvergrößerung der in dieser Arbeit konstruierten Einlaufbecken ist aufgrund des größeren Volumensstroms und der zentralen Zuführung der Algensuspension im Einlaufbecken unwahrscheinlich. Ab einer gewissen Gerinnebreite sind mehrere Einlaufbecken nebeneinander zu platzieren oder konstruktive Änderungen am Einlaufbecken vorzunehmen. Eine deutliche Reduktion der Investitionssumme der Flachgerinnereaktoren ist bei einem Verzicht auf Einlaufbecken in großen Reaktormaßstäben möglich: Die Algensuspension kann aus der Pumpe durch ein oder mehrere gebogene Rohre auf die Gerinne geführt werden, da sie sich auch bei einer punktförmigen Aufbringung nach einer gewissen Fließstrecke über die Gerinnebreite verteilen wird. Eine Abdeckung der Sammelbecken wird die CO_2-Nutzungseffizienz erhöhen und im Freiland den Eintrag von Regen verhindern. Wird bei Regen die Zirkulation im Flachgerinne-reaktor abgeschaltet und die Algensuspension im Sammelbecken gelagert, so kann ein drehbares Umlenkblech zwischen Gerinne und Sammelbecken das von den Gerinnen herabfließende Regenwasser in einen Lagertank umleiten, aus dem das gesammelte Regenwasser bei Betrieb des Reaktors zum Verdunstungsausgleich verwendet werden kann.

Eine Optimierung der Prozessbedingungen kann den Energieeintrag in die Flachgerinne-reaktoren reduzieren. So könnte der Volumenstrom reduziert werden und die Zirkulation nachts bei reduziertem Volumenstrom durchgeführt oder ausgeschaltet werden. Eine Reduktion der Gerinneneigung ist ebenfalls möglich, dabei ist jedoch zu beachten, dass die

Fertigungstoleranzen in großen Reaktormaßstäben zu lokalen Vertiefungen im Gerinne führen können: Bei zu geringen Gerinneneigungen werden solche Vertiefungen möglicherweise nicht ausreichend durchgespült und bilden Totzonen.

Die Prozessführung wird in industriellen Produktionsprozessen in Flachgerinnereaktoren voraussichtlich semikontinuierlich oder kontinuierlich erfolgen. Dabei könnten mehrstufige kontinuierliche Prozesse eingesetzt werden – in einem zweistufigen Prozess könnte beispielsweise in einem Flachgerinnereaktor das Biomassewachstum unter nährstoffreichen Bedingungen stattfinden, während in einem zweiten Flachgerinnereaktor eine Nährstoff-limitierung vorliegt, die zu erhöhter Lipidproduktion führt und damit Mikroalgen bereitstellt, die zur Produktion von Biokraftstoffen geeignet sind. Der Zulauf kann in kontinuierlichen Prozessen, wie in dieser Arbeit rechnerisch gezeigt, durch Brackwasser oder Meerwasser gestellt werden. So könnte die Produktion der Mikroalgen ohne die Verwendung von wertvollem Süßwasser durchgeführt werden. Nach der Abtrennung der Zellen könnte das zellfreie Medium wieder in den Prozess eingebracht werden, um den Wasserverbrauch der Prozesse zu reduzieren und eine vollständige Ausnutzung der Nährstoffe zu gewährleisten.

Die Produktion anderer Mikroalgen als *Nannochloropsis salina* eröffnet weitere Anwendungsgebiete für Flachgerinnereaktoren. In den Flachgerinnereaktoren im Algentechnikum wurden bereits Mikroalgen der Gattungen *Nannochloropsis*, *Picochlorum*, *Dunaliella* und *Scenedesmus* erfolgreich produziert. Eine rasche Einführung von Flachgerinnereaktoren in die industriellen Produktion von Mikroalgen ist möglich, wenn ihre Eignung zur Herstellung industriell etablierter Mikroalgen demonstriert wird. Dies sind beispielsweise *Haematococcus pluvialis* zur Produktion von Astaxanthin oder *Dunaliella salina* zur Produktion von ß-Carotin. Auch mit *Nannochloropsis salina* ist ein zeitnaher industrieller Einsatz von Flachgerinnereaktoren zur Produktion von Mikroalgen-Biomasse als Futtermittel in der Aquakultur möglich. Ein industrieller Einsatz der Reaktoren würde zu weiteren Verbesserungen der Reaktortechnik führen, die das Fernziel einer Massenproduktion von Mikroalgen zur Herstellung von Produkten mit geringer Wertschöpfung wie Biokraftstoffen näher rücken lassen.

Alle beschriebenen Aspekte wie die Prozessführung und die Produktion anderer Mikroalgen können im Algentechnikum untersucht werden. Eine Maßstabsvergrößerung der Reaktoren und Übertragung ins Freiland ist auf dem Außengelände des Algentechnikums möglich. Mit den in dieser Arbeit konstruierten beiden 4 m²-Reaktoren zur Bereitstellung des Inokulums, den sechs 8 m²-Reaktoren zur parallelen Untersuchung verschiedener Prozesse sowie dem 50 m²-Reaktor zur Maßstabsvergrößerung der Prozesse ist das Algentechnikum bestens zur weiteren Erforschung der offenen Massenproduktion von Mikroalgen in Flachgerinnereaktoren geeignet.

12 Abkürzungsverzeichnis

ASTM	American Society for Testing and Materials
BSRN	Baseline Surface Radiation Network
CH	Schweiz
D	Deutschland
FGR	Flachgerinnereaktor
FSC	*Forward Scatter*
IR	Infrarot
LED	Leuchtdiode (engl. *light-emitting diode*)
OG	Oberes Gerinne
PE	Polyethylen
PE-HD	Polyethylen hoher Dichte
PETG	Polyethylenterephthalat-Glycol
PFD	Photonenflussdichte
PP	Polypropylen
PPFD	Photosynthetisch aktive Photonenflussdichte
PVC	Polyvinylchlorid
PVDF	Polyvinylidenfluorid
SAG	Sammlung von Algenkulturen der Universität Göttingen
SURFRAD	Surface Radiation Network
UG	Unteres Gerinne
UV	Ultraviolett
WB	Wendebecken

13 Anhang: Technische Zeichnungen

In diesem Anhang sind die vollständig bemaßten technischen Zeichnungen der Reaktormodule dargestellt, die in dieser Arbeit konstruiert und verwendet wurden. Der Anhang umfasst folgende Zeichnungen:

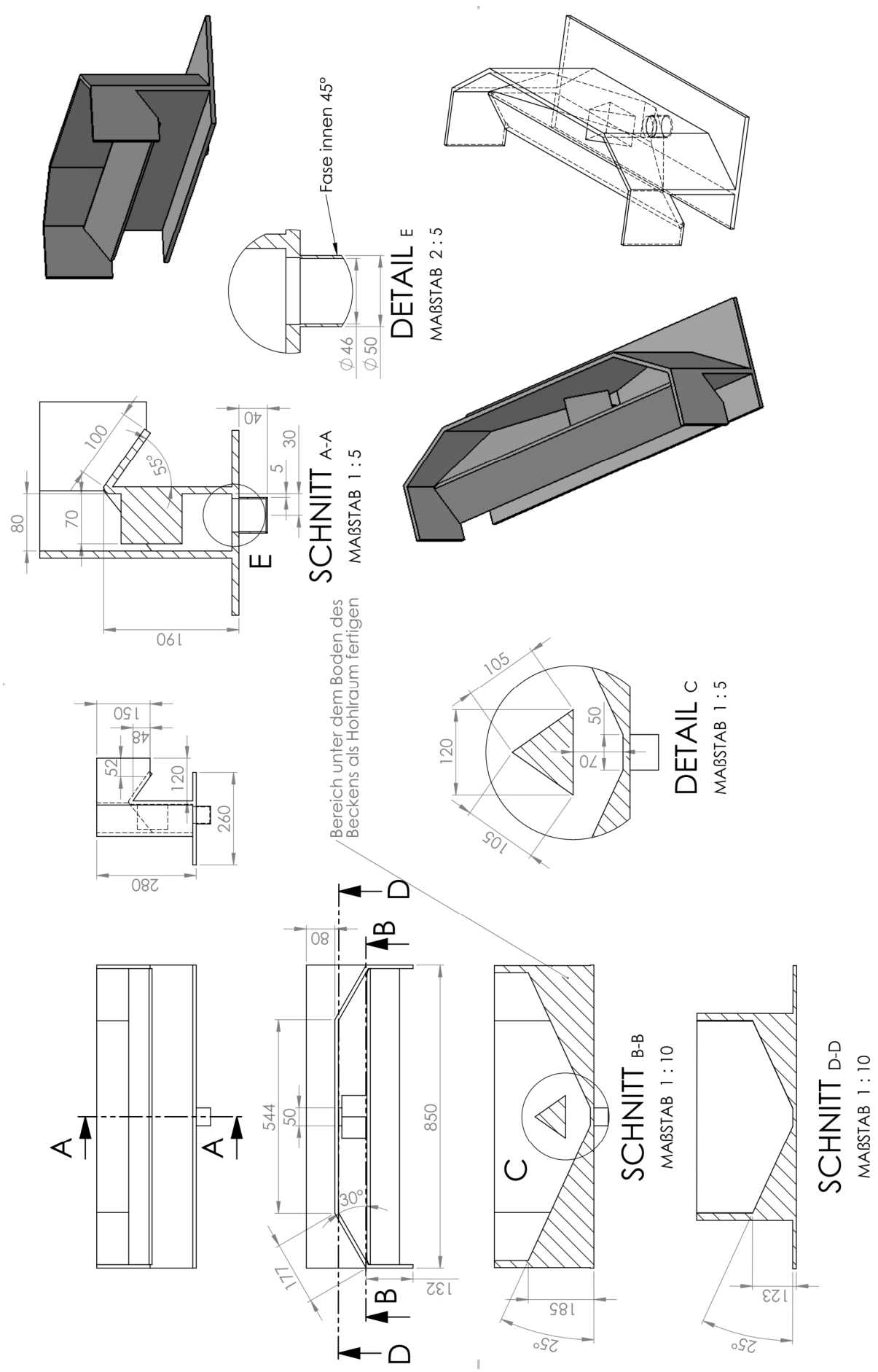
- 4 m²- und 8 m²-Reaktoren
  - Einlaufbecken
  - Wendebecken
  - Sammelbecken
  - Gestell für Einlaufbecken
  - Gestell für Sammelbecken
  - Gestell für Gerinne und Wendebecken
  - Auflagefläche für Gerinne

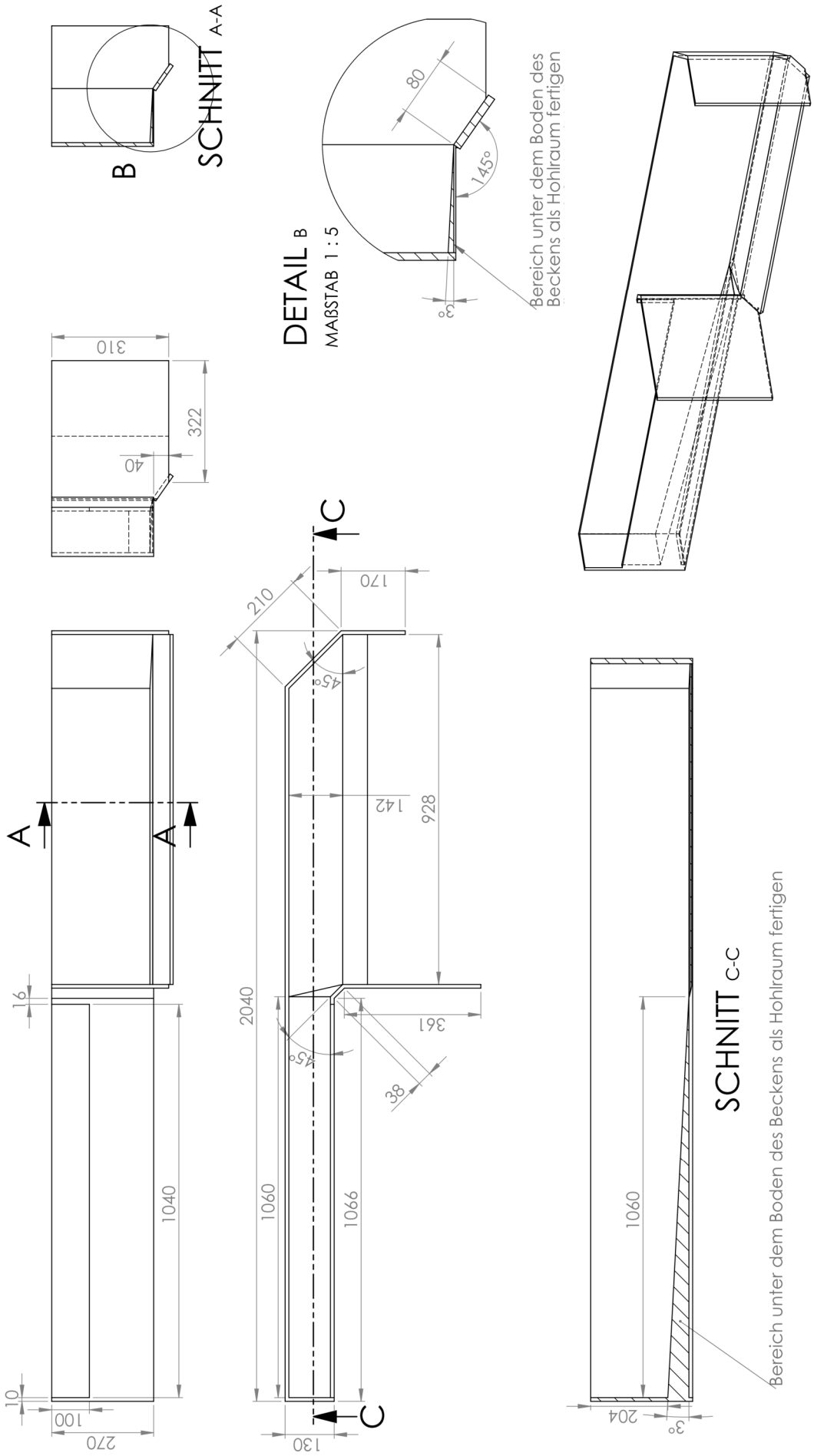
- 50 m²-Reaktor
  - Einlaufbecken
  - Sammelbecken
  - Gestell für Einlaufbecken
  - Gestell für Sammelbecken
  - Gestell für Gerinne
  - Auflagefläche für Gerinne

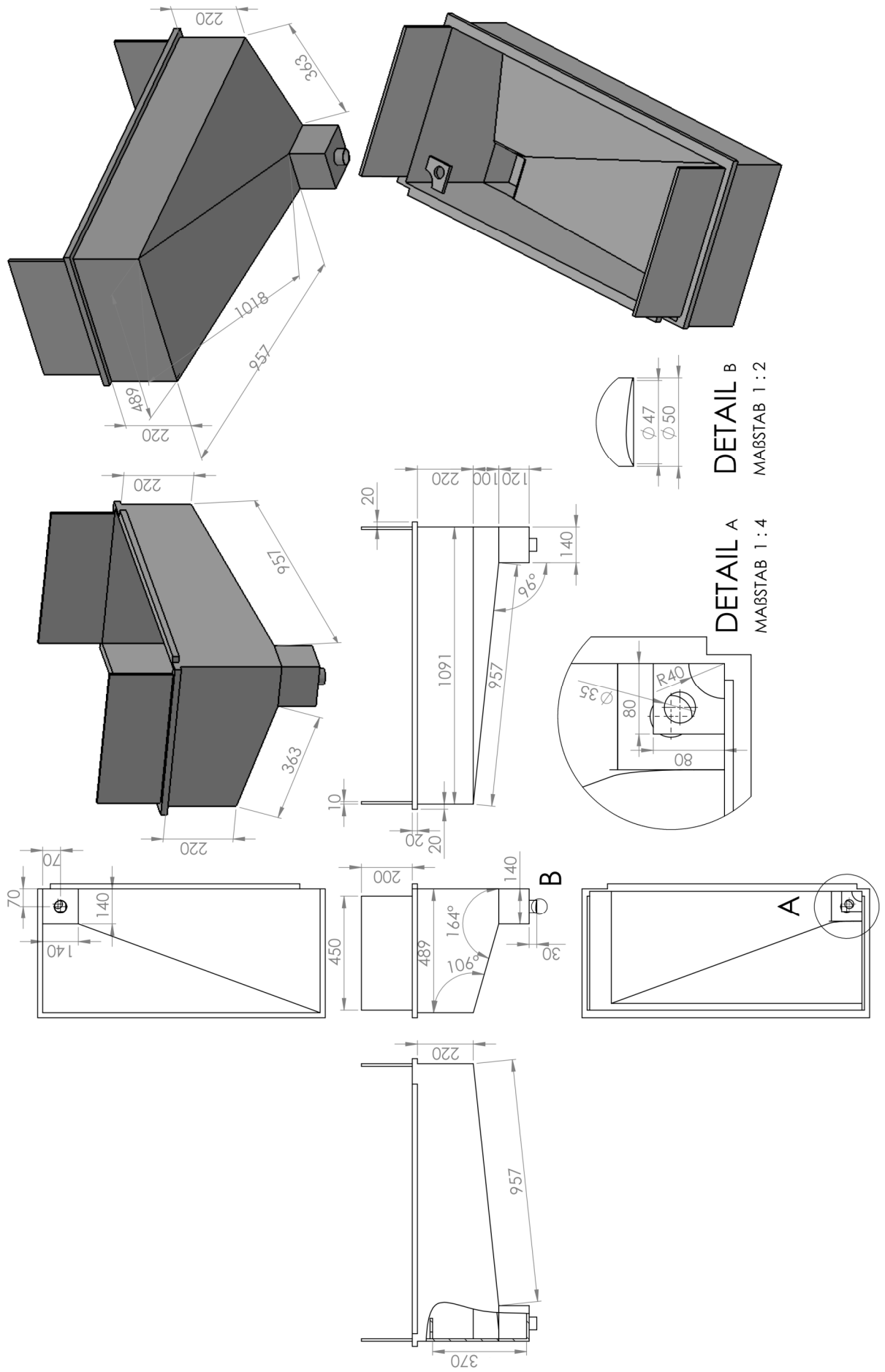
Hinweise zu den Zeichnungen der Gestelle:

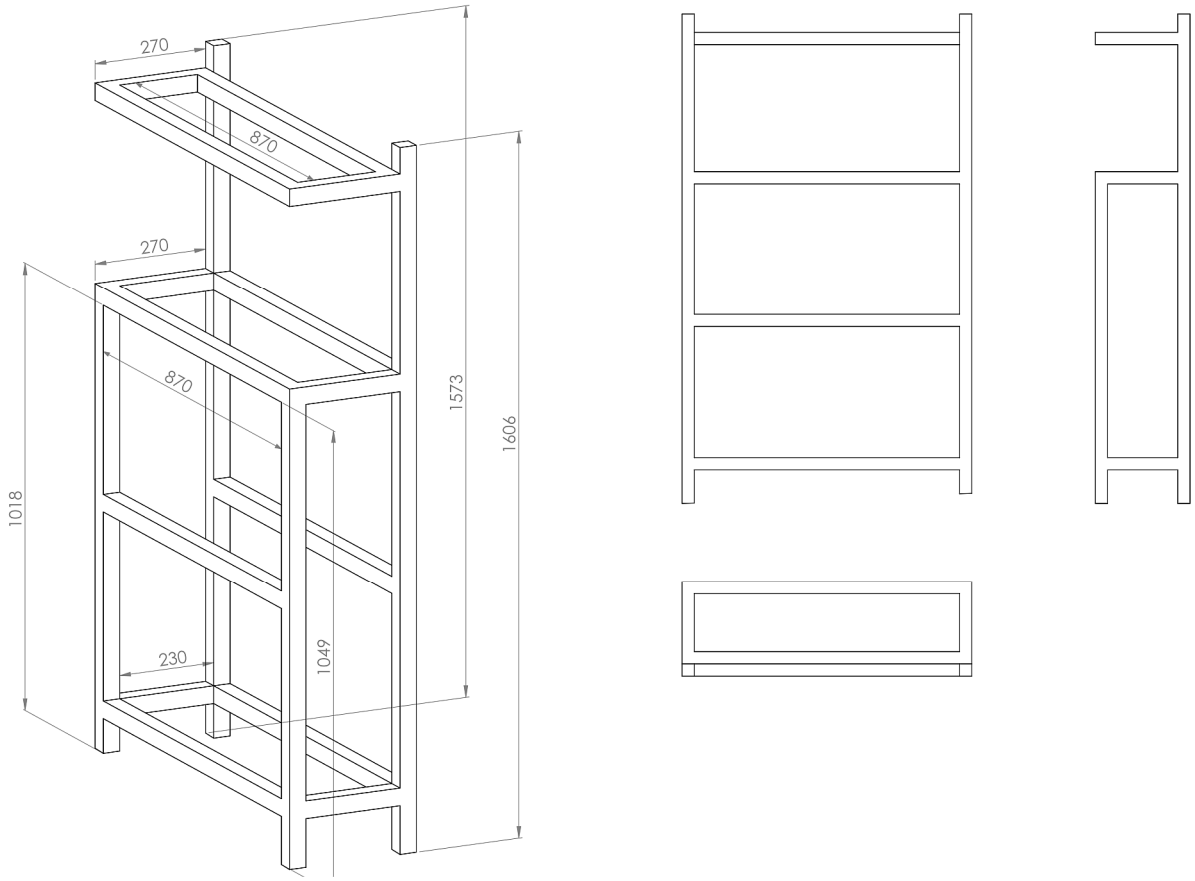
- Vertikale Aluminiumprofile, die den Boden berühren, weisen innerhalb der Gestelle Längen auf, die um wenige Zentimeter variieren. Dies ist darin begründet, dass der Boden des Algentechnikums geneigt war, um einen schnellen Abfluss von Flüssigkeiten zu gewährleisten. Die Bodenneigung konnte nicht alleine mit höhenverstellbaren Stellfüßen ausgeglichen werden.
- Alle nicht bemaßten Aluminiumprofile besitzen einen Querschnitt von 40 mm x 40 mm.
- Die *Auflagefläche für Gerinne* wurde am *Gestell für Gerinne* mittels vertikaler Aluminiumprofile befestigt, auf denen Gelenke angebracht waren, um die Neigung der Gerinne zu ermöglichen.

Alle Maße in Millimetern.


Fase innen 45°
DETAIL E
MAßSTAB 2 : 5
Ø46
Ø50
SCHNITT A-A
MAßSTAB 1 : 5
E
100
55°
40
30
5
80
70
190
Bereich unter dem Boden des Beckens als Hohlraum fertigen
DETAIL C
MAßSTAB 1 : 5
105
50
120
70
150
48
52
120
260
280
A
A
B
B
D
D
80
544
50
850
30°
171
132
C
185
25°
SCHNITT B-B
MAßSTAB 1 : 10
123
25°
SCHNITT D-D
MAßSTAB 1 : 10

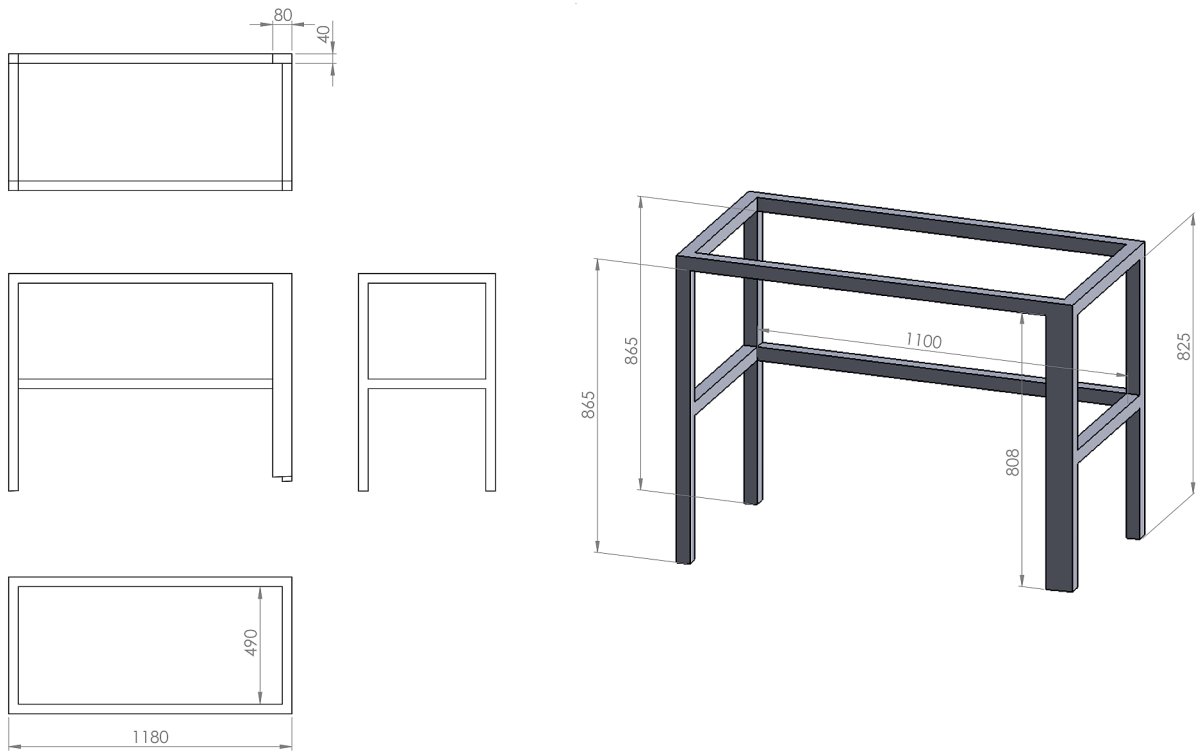

SCHNITT A-A
B
DETAIL B
MAßSTAB 1 : 5
80
145°
3°
Bereich unter dem Boden des Beckens als Hohlraum fertigen
310
322
40
A
A
16
1040
10
100
270
C
C
210
170
45°
142
928
2040
361
38
1060
1066
130
SCHNITT C-C
1060
204
3°
Bereich unter dem Boden des Beckens als Hohlraum fertigen


DETAIL A
MAßSTAB 1 : 4
DETAIL B
MAßSTAB 1 : 2
A
B
220
363
1018
957
489
1091
96°
164°
106°
R40
Ø35
Ø47
Ø50
80
140
200
450
370
30
20
10
70

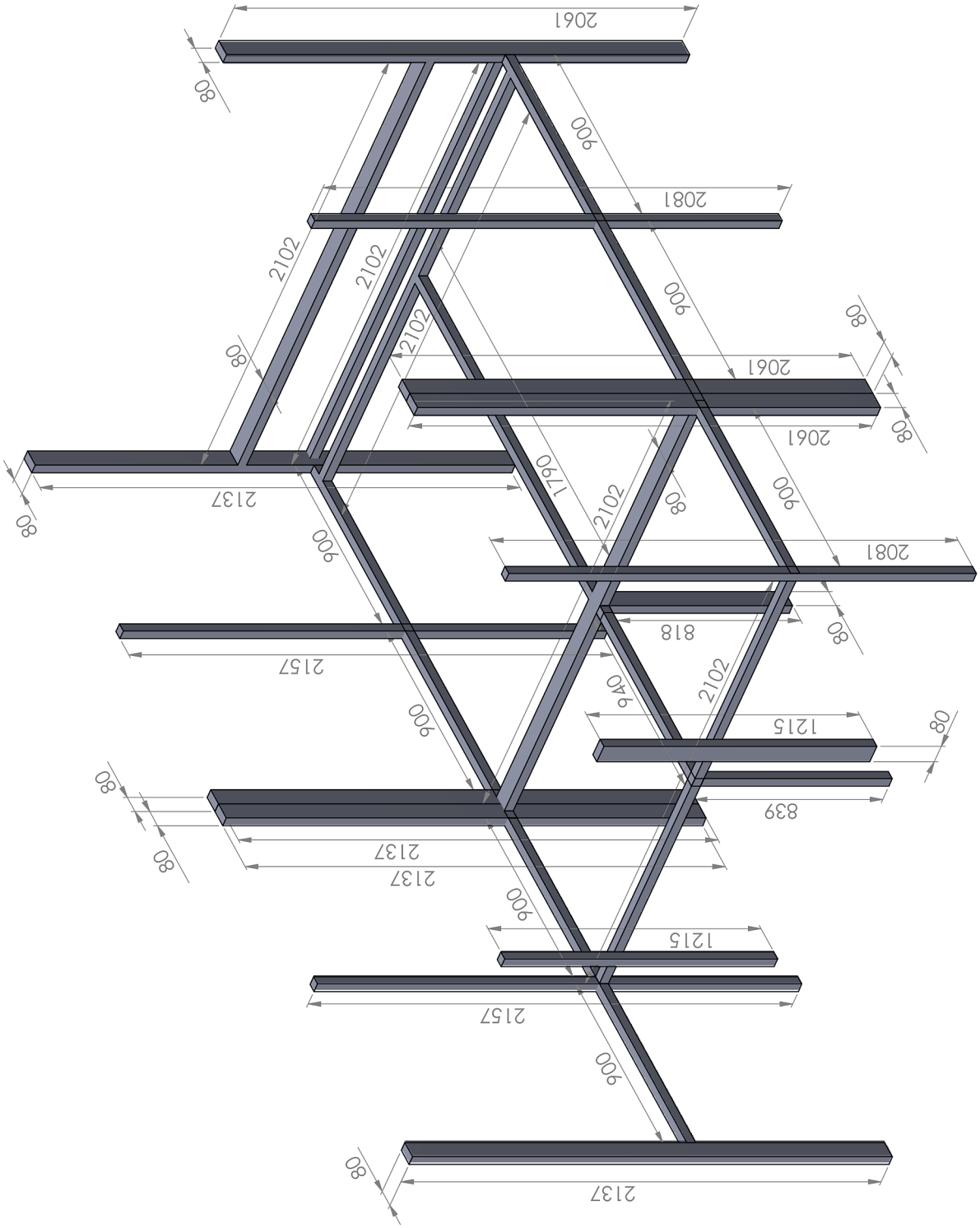


Oben: Gestell für Einlaufbecken (8 m²-Reaktor)

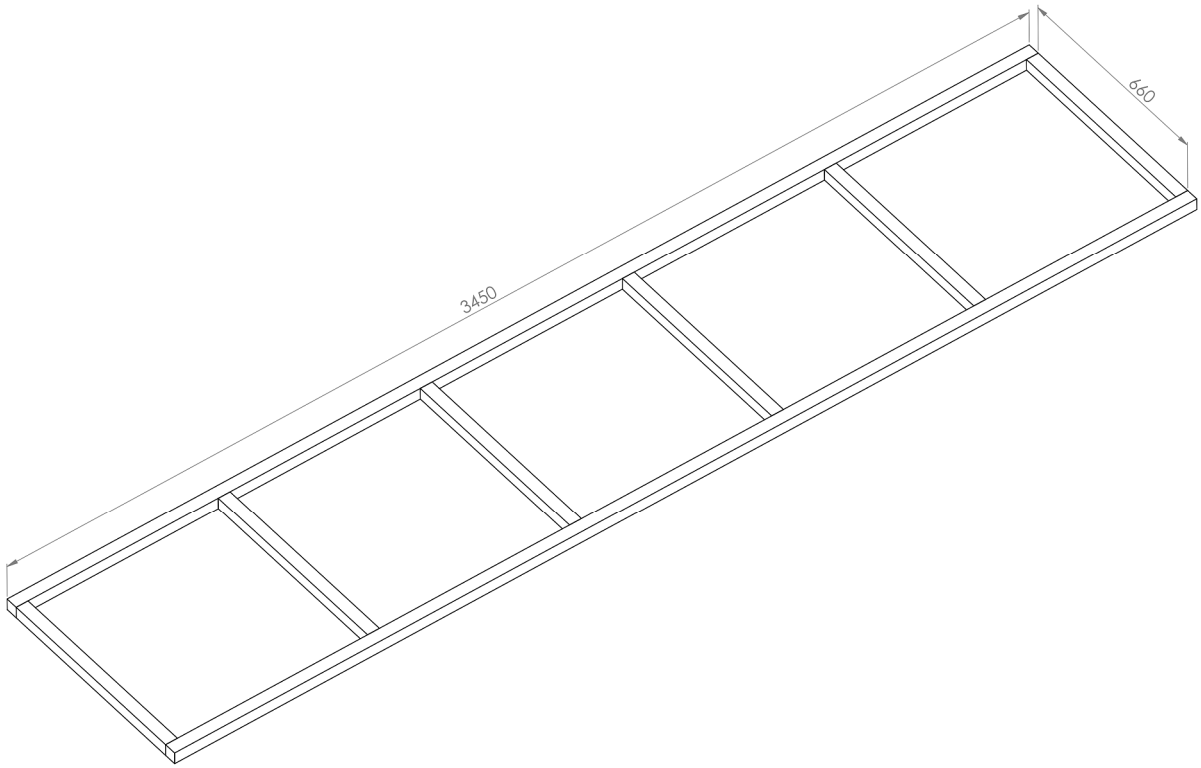
Unten: Gestell für Sammelbecken (8 m²-Reaktor)

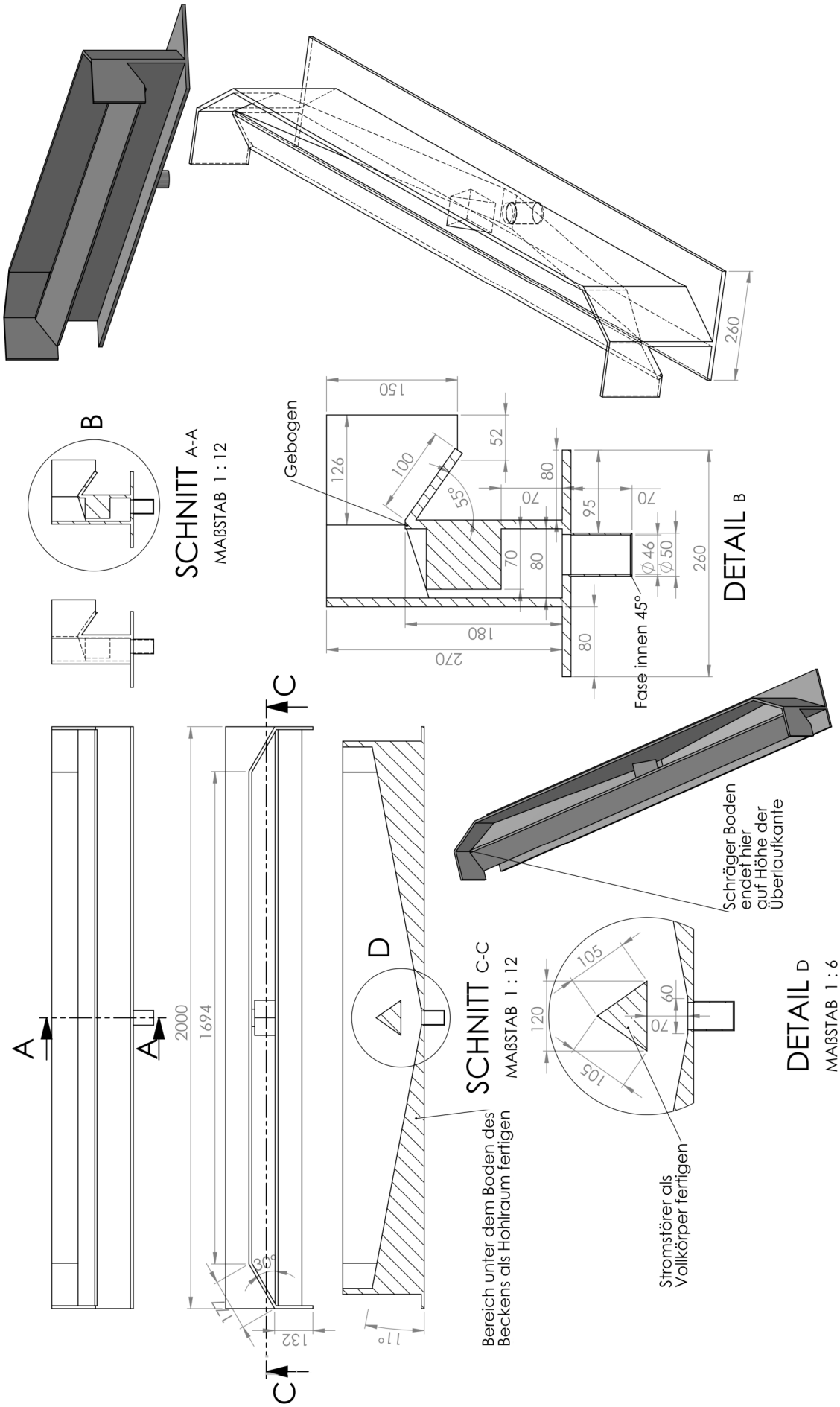


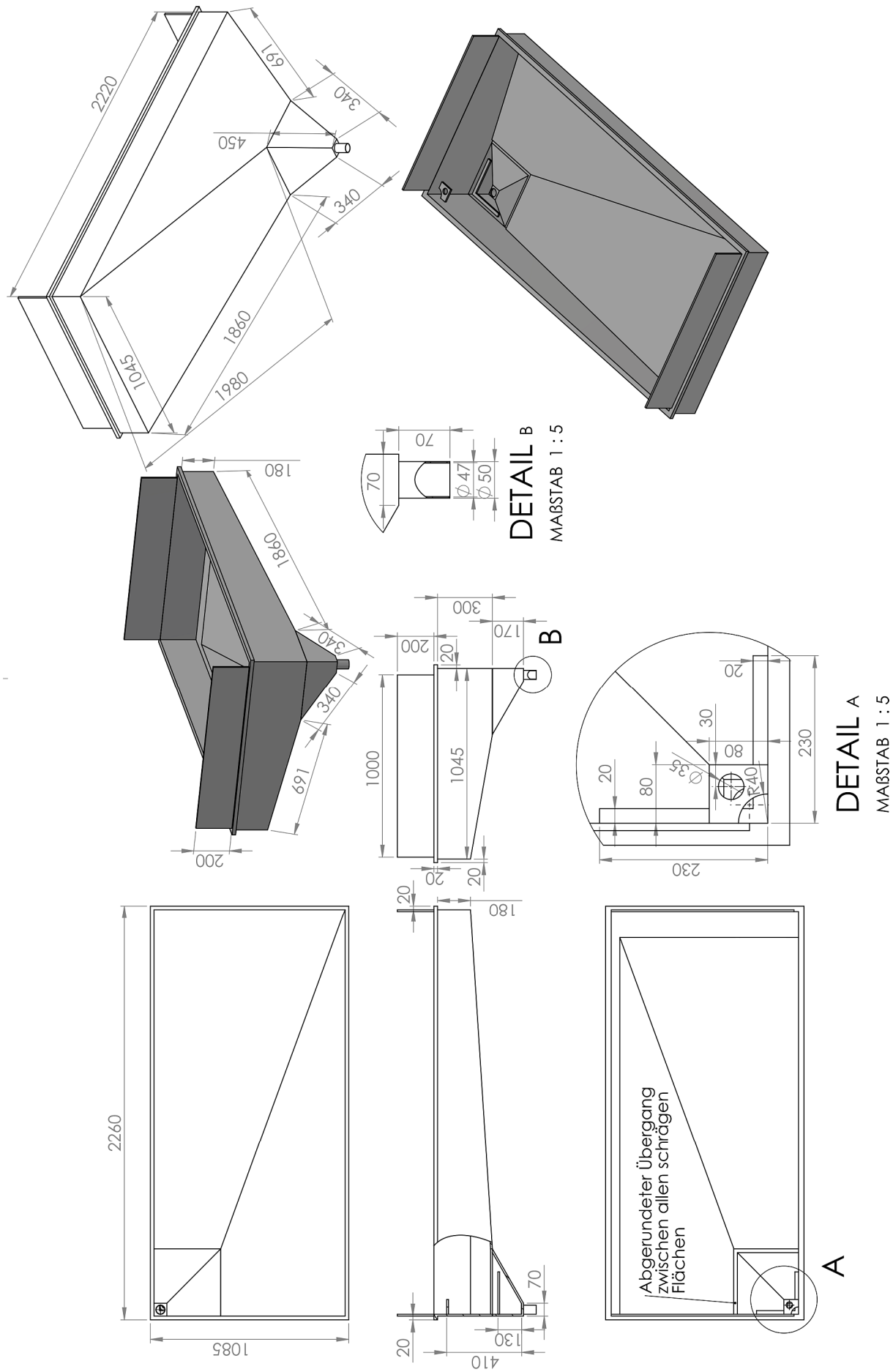
Gestell für Gerinne und Wendebecken (8 m²-Reaktor):

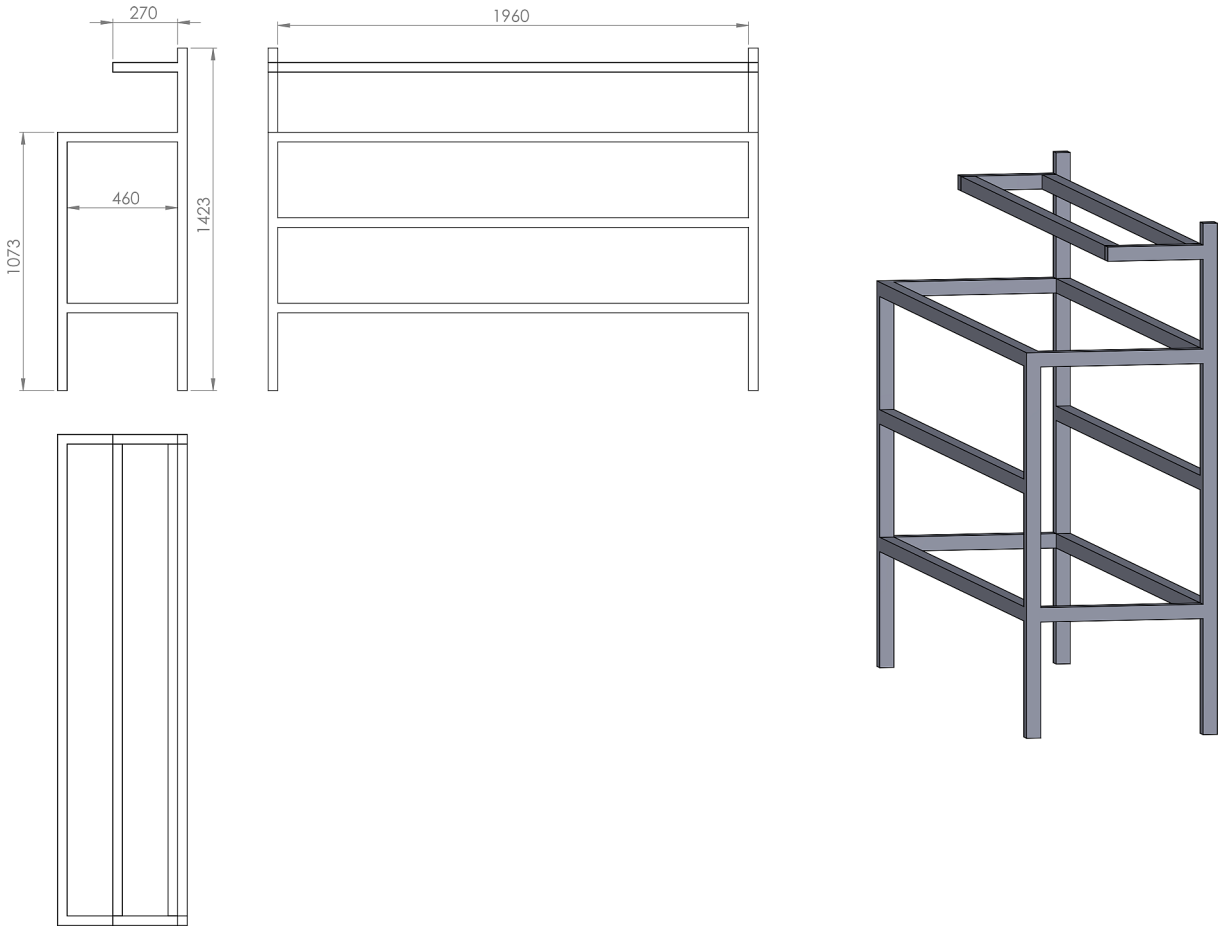


Auflagefläche für Gerinne (8 m²-Reaktor):



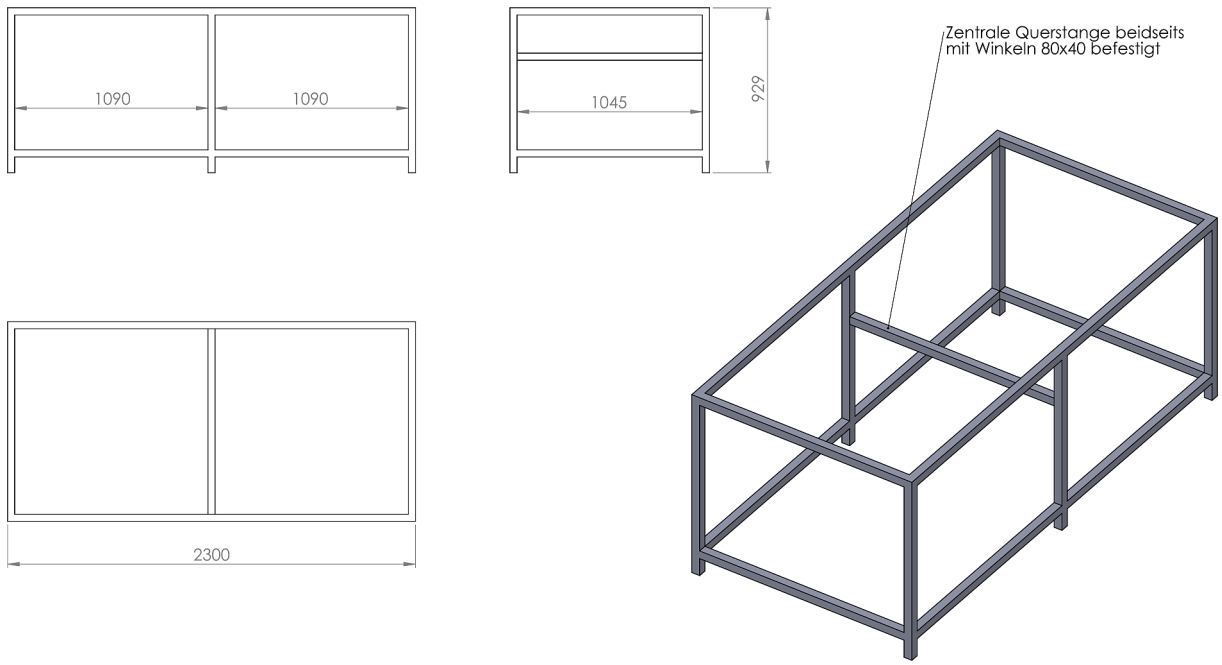

260
150
52
Gebogen
126
100
55°
80
70
95
70
70
80
Ø46
Ø50
260
180
270
80
Fase innen 45°
DETAIL B
B
SCHNITT A-A
MAßSTAB 1 : 12
C
A
A
2000
1694
D
Schräger Boden endet hier auf Höhe der Überlaufkante
SCHNITT C-C
MAßSTAB 1 : 12
105
60
120
70
105
DETAIL D
MAßSTAB 1 : 6
Bereich unter dem Boden des Beckens als Hohlraum fertigen
Stromstörer als Vollkörper fertigen
132
110
C

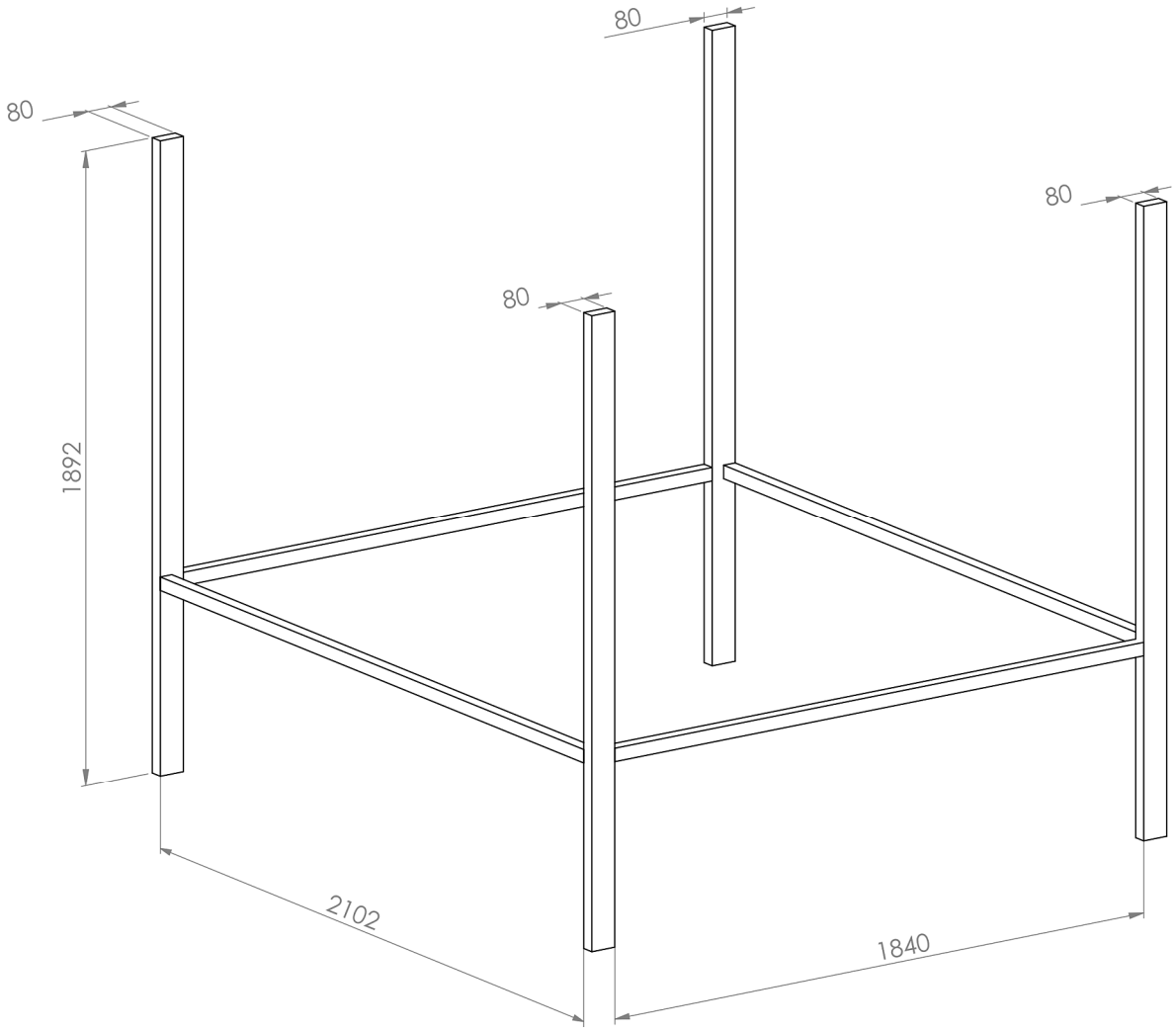

2220
691
340
450
340
1860
1045
1980
180
1860
340
340
691
200
70
70
Ø47
Ø50
DETAIL B
MAßSTAB 1 : 5
300
170
B
200
20
1000
1045
20
20
180
20
70
130
20
410
2260
1085
Abgerundeter Übergang
zwischen allen schrägen
Flächen
A
20
30
80
Ø35
20
80
R40
230
230
DETAIL A
MAßSTAB 1 : 5



Oben: Gestell für Einlaufbecken (50 m²-Reaktor)

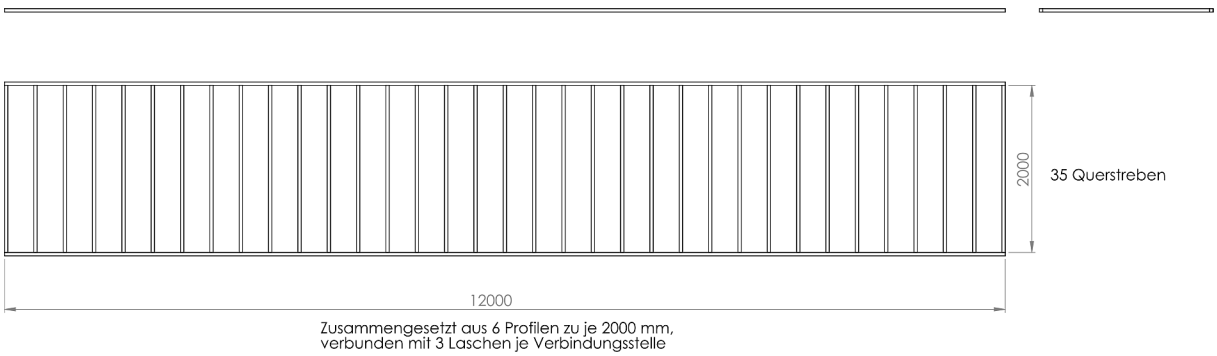
Unten: Gestell für Sammelbecken (50 m²-Reaktor)





Oben: Gestell für Gerinne (50 m²-Reaktor)

Unten: Auflagefläche für Gerinne (50 m²-Reaktor)



14 Literaturverzeichnis

Allnutt FCT, Kessler BA (2015) Harvesting and Downstream Processing—and Their Economics. In: Moheimani NR, McHenry MP, Boer K de, Bahri PA (Eds.): Biomass and Biofuels from Microalgae: Advances in Engineering and Biology. Springer International Publishing, pp. 289–310. ISBN: 978-3-319-16640-7

Anastas P, Eghbali N (2010) Green chemistry: principles and practice. *Chemical Society reviews* 39 (1), pp. 301–312. doi: 10.1039/B918763B

Andersen RA (Ed.) (2005) Algal culturing techniques. Elsevier/Academic Press. ISBN: 0120884267

Apel AC, Weuster-Botz D (2015) Engineering solutions for open microalgae mass cultivation and realistic indoor simulation of outdoor environments. *Bioprocess Biosyst Eng* 38 (6), pp. 995–1008. doi: 10.1007/s00449-015-1363-1

Augustine JA, DeLuisi JJ, Long CN (2000) SURFRAD—A National Surface Radiation Budget Network for Atmospheric Research. *Bull. Amer. Meteor. Soc.* 81 (10), pp. 2341–2357. doi: 10.1175/1520-0477(2000)081<2341:SANSRB>2.3.CO;2

Augustine JA, Hodges GB, Cornwall CR, Michalsky JJ, Medina CI (2005) An Update on SURFRAD—The GCOS Surface Radiation Budget Network for the Continental United States. *J. Atmos. Oceanic Technol.* 22 (10), pp. 1460–1472. doi: 10.1175/JTECH1806.1

Baerns M (2013) Technische Chemie. Manfred Baerns … [et al.]. 2., erw. Aufl. Weinheim. Wiley-VCH. ISBN: 978-3-527-33072-0

Bajpai R, Prokop A, Zappi M (Eds.) (2014) Algal Biorefineries. Volume 1: Cultivation of Cells and Products. Springer. ISBN: 978-94-007-7494-0

Bajpai R, Zappi M, Dufreche S, Subramaniam R, Prokop A (2014) Status of Algae as Vehicles for Commercial Production of Fuels and Chemicals. In: Bajpai R, Prokop A, Zappi M (Eds.): Algal Biorefineries. Volume 1: Cultivation of Cells and Products. Springer, pp. 3–24. ISBN: 978-94-007-7494-0

Balloni W, Materassi R, Pelosi E, Pushparaj B, Florenzano G, Stengel E, Soeder CJ (1981) Comparison of two different culture devices for mass production of microalgae at Firenze

(Italy) and Dortmund (Germany). I. Yields of *Scenedesmus obliquus* and *Coelastrum sphaericum* at Firenze. *Algological Studies/Archiv für Hydrobiologie, Supplement Volumes*, pp. 324–331

Barclay WR, McIntosh RP (Eds.) (1986) Algal Biomass Technologies. An interdisciplinary perspective : proceedings of a workshop on the present status and future directions for biotechnologies based on algal biomass production, April 5-7, 1984, University of Colorado, Boulder. J. Cramer. ISBN: 3443510035

Bartley ML, Boeing WJ, Corcoran AA, Holguin FO, Schaub T (2013) Effects of salinity on growth and lipid accumulation of biofuel microalga Nannochloropsis salina and invading organisms. *Biomass and Bioenergy* 54, pp. 83–88. doi: 10.1016/j.biombioe.2013.03.026

Béchet Q, Shilton A, Park JBK, Craggs RJ, Guieysse B (2011) Universal Temperature Model for Shallow Algal Ponds Provides Improved Accuracy. *Environ. Sci. Technol.* 45 (8), pp. 3702–3709. doi: 10.1021/es1040706

Becker EW (1982) Mikroalgen. Ergebnisse aus drei Versuchsvorhaben. Eschborn. GTZ. ISBN: 3880851492

Becker EW (Ed.) (1985) Production and use of microalgae. E. Schweizerbart. ISBN: 9783510470181

Becker EW (1993) Microalgae. Biotechnology and microbiology. Cambridge. Cambridge University Press. ISBN: 9780521350204

Becker EW (2013) Microalgae for Human and Animal Nutrition. In: Richmond A, Hu Q (Eds.): Handbook of microalgal culture. Applied phycology and biotechnology. Second edition. Wiley Blackwell, pp. 461–503. ISBN: 978-1-118-56718-0

Belay A (1997) Mass Culture of Spirulina Outdoors - The Earthrise Farms Experience. In: Vonshak A (Ed.): Spirulina platensis (Arthrospira). Physiology, cell-biology, and biotechnology. Taylor & Francis, pp. 131–158. ISBN: 0-203-48396-0

Benemann J (2013) Microalgae for Biofuels and Animal Feeds. *Energies* 6 (11), pp. 5869–5886. doi: 10.3390/en6115869

Benemann JR, Oswald W (1996) Systems and economic analysis of microalgae ponds for conversion of CO_2 to biomass. Final report. California Univ., Berkeley, CA (United States). Dept. of Civil Engineering

Benemann JR, Tillet D (1987) Effects of fluctuating environments on the selection of high yielding microalgae. Final Report to the Solar Energy Research Institute under Subcontract XK-4-04136-06

Bernard O, Rémond B (2012) Validation of a simple model accounting for light and temperature effect on microalgal growth. *Bioresour. Technol.* 123, pp. 520–527. doi: 10.1016/j.biortech.2012.07.022

Biggs W (1986) Radiation measurement. In: Gensler WG (Ed.): Advanced agricultural instrumentation. Design and use. Proceedings of the NATO Advanced Study Institute on Advanced Agricultural Instrumentation, Il Ciocco (Pisa), Italy, May 27-June 9, 1984. M. Nijhoff (NATO ASI series. Series E, Applied sciences, no. 111), pp. 3–38. ISBN: 9789024733293

Bínová J, Tichý V, Lívanský K, Zahradník J (1998) Bacterial contamination of microalgal biomass during outdoor production and downstream processing. *Archiv für Hydrobiologie* 124, pp. 151–158

Borowitzka LJ, Borowitzka MA (1990) Commercial Production of β-Carotene by Dunaliella Salina in Open Ponds. *Bulletin of Marine Science* 47, pp. 244–252

Borowitzka LJ, Borowitzka MA, Moulton TP (1984) The mass culture of Dunaliella salina for fine chemicals: From laboratory to pilot plant. *Hydrobiologia* 116-117 (1), pp. 115–121. doi: 10.1007/BF00027649

Borowitzka LJ, Moulton TP, Borowitzka MA (1986) Salinity and the Commercial Production of Beta-Carotene from *Dunaliella salina*. In: Barclay WR, McIntosh RP (Eds.): Algal Biomass Technologies. An interdisciplinary perspective : proceedings of a workshop on the present status and future directions for biotechnologies based on algal biomass production, April 5-7, 1984, University of Colorado, Boulder. J. Cramer, pp. 224–229. ISBN: 3443510035

Borowitzka MA (1999) Commercial production of microalgae: ponds, tanks, tubes and fermenters. *Journal of Biotechnology* 70 (1-3), pp. 313–321. doi: 10.1016/S0168-1656(99)00083-8

Borowitzka MA (2005) Culturing Microalgae in Outdoor Ponds. In: Andersen RA (Ed.): Algal culturing techniques. Elsevier/Academic Press, pp. 205–218. ISBN: 0120884267

Borowitzka MA (2013a) *Dunaliella*: Biology, Production, and Markets. In: Richmond A, Hu Q (Eds.): Handbook of microalgal culture. Applied phycology and biotechnology. Second edition. Wiley Blackwell, pp. 359–368. ISBN: 978-1-118-56718-0

Borowitzka MA (2013b) Energy from Microalgae: A Short History. In: Borowitzka MA, Moheimani NR (Eds.): Algae for Biofuels and Energy. Springer, pp. 1–16. ISBN: 9789400754782

Borowitzka MA, Borowitzka LJ (Eds.) (1988) Micro-algal biotechnology. Cambridge University Press. ISBN: 9780521323499

Borowitzka MA, Boruff BJ, Moheimani NR, Pauli N, Cao Y, Smith H (2012) Identification of the Optimum Sites for Industrial-scale Microalgae Biofuel Production in WA using a GIS Model. Final Report. Centre for Research into Energy for Sustainable Transport

Borowitzka MA, Moheimani NR (Eds.) (2013) Algae for Biofuels and Energy. Springer. ISBN: 9789400754782

Borowitzka MA, Moheimani NR (2013c) Open Pond Culture Systems. In: Borowitzka MA, Moheimani NR (Eds.): Algae for Biofuels and Energy. Springer, pp. 133–152. ISBN: 9789400754782

Boussiba S, Vonshak A, Cohen Z, Avissar Y, Richmond A (1987) Lipid and Biomass Production by the Halotolerant Microalga *Nannochloropsis salina*. *Biomass* 12, pp. 37–47

Brennan L, Owende P (2010) Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (2), pp. 557–577. doi: 10.1016/j.rser.2009.10.009

BSRN (2017) Datenarchiv des Baseline Surface Radiation Network. Online verfügbar unter http://bsrn.awi.de/data/data-retrieval-via-pangaea/, zuletzt geprüft am 6/1/2017

Buiteveld H, Hakvoort J, Donze M (1994) The optical properties of pure water. In: Jaffe JS (Ed.): Ocean Optics XIII. Proc. SPIE 2258, pp. 174–183

Cepák V, Pribyl P, Vítová M (2006) The effect of light color on the nucleocytoplasmic and chloroplast cycle of the green chlorococcal alga *Scenedesmus obliquus*. *Folia Microbiol. (Praha)* 51 (4), pp. 342–348

Chen M, Blankenship RE (2011) Expanding the solar spectrum used by photosynthesis. *Trends in Plant Science* 16 (8), pp. 427–431. doi: 10.1016/j.tplants.2011.03.011

Cheng-Wu Z, Zmora O, Kopel R, Richmond A (2001) An industrial-size flat plate glass reactor for mass production of Nannochloropsis sp. (Eustigmatophyceae). *Aquaculture* 195 (1-2), pp. 35–49. doi: 10.1016/S0044-8486(00)00533-0

Chernavskaya NM, Ničiporovič AA (1967) Harmonious Combination of Illumination and Nitrogen Nutrition. In: Ničiporovič AA (Ed.): Photosynthesis of productive systems. This book is a translation of "Fotosintezirujuščie sistemy vysokoj produktivnosti" Moskva 1966. Jerusalem : Israel Program for Scientific Transl., 1967. - IV, 182 S

Chisti Y (2007) Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances* 25 (3), pp. 294–306. doi: 10.1016/j.biotechadv.2007.02.001

Chmiel H (Ed.) (2011) Bioprozesstechnik. Spektrum Akademischer Verlag. ISBN: 9783827424778

Crowe B, Attalah S, Agrawal S, Waller P, Ryan R, van Wagenen J et al. (2012) A Comparison of *Nannochloropsis salina* Growth Performance in Two Outdoor Pond Designs: Conventional Raceways versus the ARID Pond with Superior Temperature Management. *International Journal of Chemical Engineering* 2012, pp. 1–9. doi: 10.1155/2012/920608

Davis R, Markham J, Kinchin C, Grundl N, Tan, Eric. C. D. (2016) Process Design and Economics for the Production of Algal Biomass. Technical Report NREL/TP-5100-64772. National Renewable Energy Laboratory

Day JG, Slocombe SP, Stanley MS (2012a) Overcoming biological constraints to enable the exploitation of microalgae for biofuels. *Bioresour. Technol.* 109, pp. 245–251. doi: 10.1016/j.biortech.2011.05.033

Day JG, Thomas NJ, Achilles-Day UE, Leakey RJ (2012b) Early detection of protozoan grazers in algal biofuel cultures. *Bioresour. Technol.* 114, pp. 715–719. doi: 10.1016/j.biortech.2012.03.015

de Vree JH, Bosma R, Janssen M, Barbosa MJ, Wijffels RH (2015) Comparison of four outdoor pilot-scale photobioreactors. *Biotechnology for biofuels* 8, p. 215. doi: 10.1186/s13068-015-0400-2

Dodd J (1986) Elements of pond design and construction. In: Richmond A (Ed.): Handbook of microalgal mass culture. CRC Press, pp. 265–283. ISBN: 9780849332401

Doucha J, Lívanský K (1995) Novel outdoor thin-layer high density microalgal culture system: Productivity and operational parameters. *Algological Studies/Archiv für Hydrobiologie, Supplement Volumes* 76, pp. 129–147

Doucha J, Lívanský K (2006) Productivity, CO2/O2 exchange and hydraulics in outdoor open high density microalgal (*Chlorella* sp.) photobioreactors operated in a Middle and Southern European climate. *J Appl Phycol* 18 (6), pp. 811–826. doi: 10.1007/s10811-006-9100-4

Doucha J, Lívanský K (2009) Outdoor open thin-layer microalgal photobioreactor: potential productivity. *J Appl Phycol* 21 (1), pp. 111–117. doi: 10.1007/s10811-008-9336-2

Doucha J, Lívanský K (2014) High Density Outdoor Microalgal Culture. In: Bajpai R, Prokop A, Zappi M (Eds.): Algal Biorefineries. Volume 1: Cultivation of Cells and Products. Springer, pp. 147–176. ISBN: 978-94-007-7494-0

Dubinsky Z (Ed.) (2013) Photosynthesis. InTech. ISBN: 978-953-51-1161-0

Edmundson SJ, Huesemann MH (2015) The dark side of algae cultivation: Characterizing night biomass loss in three photosynthetic algae, Chlorella sorokiniana, Nannochloropsis salina and Picochlorum sp. *Algal Research* 12, pp. 470–476. doi: 10.1016/j.algal.2015.10.012

Fon Sing S, Isdepsky A, Borowitzka MA, Lewis DM (2014) Pilot-scale continuous recycling of growth medium for the mass culture of a halotolerant Tetraselmis sp. in raceway ponds

under increasing salinity: A novel protocol for commercial microalgal biomass production. *Bioresour. Technol.* 161, pp. 47–54. doi: 10.1016/j.biortech.2014.03.010

French RH (1987) Open-channel hydraulics. Internat. ed. New York [u.a.]. McGraw-Hill. ISBN: 0070221340

Galiby B (1988) L'algue spiruline à la Martinique, *Spirulina geitleri* J. de Toni : culture, aspect nutritionnel et problèmes posés par sa commercialisation. Thèse de Doctorat. Université de Montpellier I, Montpellier. Faculté de pharmacie

Gensler WG (Ed.) (1986) Advanced agricultural instrumentation. Design and use. Proceedings of the NATO Advanced Study Institute on Advanced Agricultural Instrumentation, Il Ciocco (Pisa), Italy, May 27-June 9, 1984. M. Nijhoff (NATO ASI series. Series E, Applied sciences, no. 111). ISBN: 9789024733293

Godos I de, Mendoza JL, Acién FG, Molina E, Banks CJ, Heaven S, Rogalla F (2014) Evaluation of carbon dioxide mass transfer in raceway reactors for microalgae culture using flue gases. *Bioresour. Technol.* 153, pp. 307–314. doi: 10.1016/j.biortech.2013.11.087

Goldman JC (1981) Bioengineering aspects of inorganic carbon supply to mass algal cultures. Final report. SERI DOE/XR/98144-1.

Grobbelaar JU (1995) Influence of areal density on β-carotene production by Dunaliella salina. *J Appl Phycol* 7 (1), pp. 69–73. doi: 10.1007/BF00003553

Grobbelaar JU (2009) From laboratory to commercial production: a case study of a Spirulina (Arthrospira) facility in Musina, South Africa. *J Appl Phycol* 21 (5), pp. 523–527. doi: 10.1007/s10811-008-9378-5

Grobbelaar JU (2013) Mass Production of Microalgae at Optimal Photosynthetic Rates. In: Dubinsky Z (Ed.): Photosynthesis. InTech. ISBN: 978-953-51-1161-0

Gualtieri P, Barsanti L (2004) Algae. Biochemistry, physiology, ecology and biotechnology. Boca Raton, Fla., London. CRC. ISBN: 9780849314674

Häder D, Kumar HD, Smith RC, Worrest RC (2007) Effects of solar UV radiation on aquatic ecosystems and interactions with climate change. *Photochem. Photobiol. Sci.* 6 (3), p. 267. doi: 10.1039/b700020k

Hagen J (2017) Chemiereaktoren. Weinheim, Germany. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA. ISBN: 9783527806614

Harrell JE, Perona JJ (1968) Mixing of Fluids in Tanks of Large Length-to-Diameter Ratio by Recirculation. *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* 7 (3), pp. 464–468. doi: 10.1021/i260027a025

Harrison PJ, Berges JA (2005) Marine culture media. In: Andersen RA (Ed.): Algal culturing techniques. Elsevier/Academic Press, pp. 21–34. ISBN: 0120884267

Heussler P (1985a) Aspects of sloped algae pond engineering. In: Becker EW (Ed.): Production and use of microalgae. E. Schweizerbart, pp. 71–83. ISBN: 9783510470181

Heussler P (1985b) Development and results of the Peruvian-German Microalgae Project. In: Becker EW (Ed.): Production and use of microalgae. E. Schweizerbart, pp. 1–8. ISBN: 9783510470181

Heussler P, Castillo S. J, Merino M. F (1978a) Ecological balance of algal cultures in arid climates: Major results of the Peruvian-German Microalgae Project at Trujillo. In: Soeder CJ, Binsack R (Eds.): Microalgae for food and feed. A status analysis : proceedings of the German-Israeli workshop, held 17-18 October 1977 at Neuherberg. Schweizerbart, pp. 17–22. ISBN: 9783510470099

Heussler P, Castillo S. J, Merino M. F (1978b) Parasite problems in the outdoor cultivation of *Scenedesmus*. In: Soeder CJ, Binsack R (Eds.): Microalgae for food and feed. A status analysis : proceedings of the German-Israeli workshop, held 17-18 October 1977 at Neuherberg. Schweizerbart, pp. 223–227. ISBN: 9783510470099

Heussler P, Castillo S. J, Merino M. F, Vásquez V. V (1978c) Improvements in pond construction for the mass production of microalgae. In: Soeder CJ, Binsack R (Eds.): Microalgae for food and feed. A status analysis : proceedings of the German-Israeli workshop, held 17-18 October 1977 at Neuherberg. Schweizerbart, pp. 254–258. ISBN: 9783510470099

Ho T, Quigg A, Finkel ZV, Milligan AJ, Wyman K, Falkowski PG, Morel, Francois M. M. (2003) The elemental composition of some marine phytoplancton. *J Phycol* 39 (6), pp. 1145–1159. doi: 10.1111/j.0022-3646.2003.03-090.x

Hogewoning SW, Douwstra P, Trouwborst G, van Ieperen W, Harbinson J (2010) An artificial solar spectrum substantially alters plant development compared with usual climate room irradiance spectra. *Journal of Experimental Botany* 61 (5), pp. 1267–1276. doi: 10.1093/jxb/erq005

Hu Q (2008) Biofuel from algae: Technical Challenges and Opportunities. Scripps Institute of Oceanography

Huesemann M, Dale T, Chavis A, Crowe B, Twary S, Barry A et al. (2017) Simulation of outdoor pond cultures using indoor LED-lighted and temperature-controlled raceway ponds and Phenometrics photobioreactors. *Algal Research* 21, pp. 178–190. doi: 10.1016/j.algal.2016.11.016

Huntley ME, Johnson ZI, Brown SL, Sills DL, Gerber L, Archibald I et al. (2015) Demonstrated large-scale production of marine microalgae for fuels and feed. *Algal Research* 10, pp. 249–265. doi: 10.1016/j.algal.2015.04.016

Jaffe JS (Ed.) (1994) Ocean Optics XIII. Proc. SPIE 2258

Jerez CG, Malapascua JR, Sergejevová M, Masojídek J, Figueroa FL (2016) Chlorella fusca (Chlorophyta) grown in thin-layer cascades: Estimation of biomass productivity by in-vivo chlorophyll a fluorescence monitoring. *Algal Research* 17, pp. 21–30. doi: 10.1016/j.algal.2016.04.010

Jerez CG, Navarro E, Malpartida I, Rico RM, Masojídek J, Abdala R, Figueroa FL (2014) Hydrodynamics and photosynthesis performance of Chlorella fusca (Chlorophyta) grown in a thin-layer cascade (TLC) system. *Aquat. Biol.* 22, pp. 111–122. doi: 10.3354/ab00603

Klein-Marcuschamer D, Chisti Y, Benemann JR, Lewis D (2013) A matter of detail: Assessing the true potential of microalgal biofuels. *Biotechnol. Bioeng.* 110 (9), pp. 2317–2322. doi: 10.1002/bit.24967

Kopecký J, Doucha J, Loest K, Pulz O (1996) Photoadaptation to spectral quality of light in the red alga *Porphyridium cruentum*. *Algological Studies* 81, pp. 53–67

Kula M, Rys M, Skoczowski A (2014) Far-red light (720 or 740 nm) improves growth and changes the chemical composition of Chlorella vulgaris. *Eng. Life Sci.* 14 (6), pp. 651–657. doi: 10.1002/elsc.201400057

Larkum AW, Kühl M (2005) Chlorophyll d: the puzzle resolved. *Trends in Plant Science* 10 (8), pp. 355–357. doi: 10.1016/j.tplants.2005.06.005

Larkum AWD, Wood WF (1993) The effect of UV-B radiation on photosynthesis and respiration of phytoplankton, benthic macroalgae and seagrasses. *Photosynth Res* 36 (1), pp. 17–23. doi: 10.1007/BF00018071

Letcher PM, Lopez S, Schmieder R, Lee PA, Behnke C, Powell MJ et al. (2013) Characterization of *Amoeboaphelidium protococcarum*, an Algal Parasite New to the Cryptomycota Isolated from an Outdoor Algal Pond Used for the Production of Biofuel. *PLoS ONE* 8 (2), pp. e56232. doi: 10.1371/journal.pone.0056232

Levenspiel O (1999) Chemical reaction engineering. 3rd. ed. New York, Weinheim. Wiley. ISBN: 0-471-25424-X

Lewis E (1980) The practical salinity scale 1978 and its antecedents. *IEEE J. Oceanic Eng.* 5 (1), pp. 3–8. doi: 10.1109/JOE.1980.1145448

Lívanský K (1990) Losses of CO2 in outdoor mass algal cultures: determination of the mass transfer coefficient KL by means of measured pH course in NaHCO3 solution. *Algological Studies* 58, pp. 87–97

Lucker BF, Hall CC, Zegarac R, Kramer DM (2014) The environmental photobioreactor (ePBR): An algal culturing platform for simulating dynamic natural environments. *Algal Research. doi:* 10.1016/j.algal.2013.12.007

Lundquist TJ, Woertz IC, Quinn NWT, Benemann JR (2010) A Realistic Technology and Engineering Assessment of Algae Biofuel Production. Energy Biosciences Institute Report

Luque R (2010) Algal biofuels: the eternal promise? *Energy Environ. Sci.* 3 (3), p. 254. doi: 10.1039/b922597h

Masojídek J, Sergejevová M, Malapascua JR, Kopecký J (2015) Thin-Layer Systems for Mass Cultivation of Microalgae: Flat Panels and Sloping Cascades. In: Prokop A, Bajpai RK, Zappi ME (Eds.): Algal Biorefineries. Volume 2: Products and Refinery Design. Springer International Publishing, pp. 237–261. ISBN: 978-3-319-20199-3

Masojídek J, Torzillo G, Koblízek M (2013) Photosynthesis in microalgae. In: Richmond A, Hu Q (Eds.): Handbook of microalgal culture. Applied phycology and biotechnology. Second edition. Wiley Blackwell, pp. 21–36. ISBN: 978-1-118-56718-0

Mayer AM, Zuri U, Shain Y, Ginzburg H (1964) Problems of design and ecological considerations in mass culture of algae. *Biotechnol. Bioeng.* 6 (2), pp. 173–190. doi: 10.1002/bit.260060207

McArthur LJB (2005) Baseline Surface Radiation Network (BSRN) – Operations Manual (Version 2.1). WCRP-121, WMO/TD-No. 1274

McCree KJ (1972) The action spectrum, absorptance and quantum yield of photosynthesis in crop plants. *Agricultural Meteorology* 9, pp. 191–216. doi: 10.1016/0002-1571(71)90022-7

Melchior H (Ed.) (1971) Massenproduktion proteinreicher Mikroalgen. Symposium bei der Tagung der Deutschen Botanischen Gesellschaft in Erlangen, am 9. September 1970. Erlangen, 9.9.1970. Deutsche Botanische Gesellschaft (Berichte der Deutschen Botanischen Gesellschaft, Band 83, Heft 11)

Merino MF, Moya R, Rodriguez A, Heussler P (1985) Control of the parasite *Aphelidium* sp. in mass cultures of Scenedesmus obliquus by chemical agents. In: Becker EW (Ed.): Production and use of microalgae. E. Schweizerbart, pp. 115–124. ISBN: 9783510470181

Miller SB, Buhr HO (1981) Mixing characteristics of a High-Rate Algae Pond. *Water SA* 7 (1), pp. 8–15

Minister für Wissenschaft und Forschung des Landes Nordrhein-Westfalen (Ed.) (1970) Jahrbuch 1970. Landesamt für Forschung. Westdeutscher Verlag

Moheimani NR, McHenry MP, Boer K de, Bahri PA (Eds.) (2015) Biomass and Biofuels from Microalgae: Advances in Engineering and Biology. Springer International Publishing. ISBN: 978-3-319-16640-7

Morales-Amaral MdM, Gómez-Serrano C, Acién FG, Fernández-Sevilla JM, Molina-Grima E (2015) Outdoor production of Scenedesmus sp. in thin-layer and raceway reactors using centrate from anaerobic digestion as the sole nutrient source. *Algal Research* 12, pp. 99–108. doi: 10.1016/j.algal.2015.08.020

Motta S, Pappalardo F (2013) Mathematical modeling of biological systems. *Briefings in Bioinformatics* 14 (4), pp. 411–422. doi: 10.1093/bib/bbs061

Muller-Fuega A (2013) Microalgae for Aquaculture. In: Richmond A, Hu Q (Eds.): Handbook of microalgal culture. Applied phycology and biotechnology. Second edition. Wiley Blackwell, pp. 615–627. ISBN: 978-1-118-56718-0

Neenan B, Feinberg D, Hill A, McIntosh R, Terry K (1986) Fuels from Microalgae: Technology Status, Potential, and Research Requirements. Prepared under Task No. 4513.20 FTP No. 513. Solar Energy Research Institute

Nelson N, Ben-Shem A (2004) The complex architecture of oxygenic photosynthesis. *Nat Rev Mol Cell Biol* 5 (12), pp. 971–982. doi: 10.1038/nrm1525

Ničiporovič AA (Ed.) (1967) Photosynthesis of productive systems. This book is a translation of "Fotosintezirujuščie sistemy vysokoj produktivnosti" Moskva 1966. Jerusalem : Israel Program for Scientific Transl., 1967. - IV, 182 S. Online verfügbar unter http://gateway-bayern.de/BV010262120

NREL (2012): ASTM G173 - 03 Terrestrial Reference Spectra for Photovoltaic Performance Evaluation. Online verfügbar unter http://rredc.nrel.gov/solar/spectra/am1.5/, zuletzt geprüft am 12/14/2016

Ohmura A, Dutton EG, Forgan B, Fröhlich C, Gilgen H, Hegner H et al. (1998) Baseline Surface Radiation Network (BSRN/WCRP): New Precision Radiometry for Climate Research. *Bulletin of the American Meteorological Society* 79 (10), pp. 2115–2136

Oswald W (1988) Large-scale algal culture systems (engineering aspects). In: Borowitzka MA, Borowitzka LJ (Eds.): Micro-algal biotechnology. Cambridge University Press, pp. 357–394. ISBN: 9780521323499

Pal D, Khozin-Goldberg I, Cohen Z, Boussiba S (2011) The effect of light, salinity, and nitrogen availability on lipid production by Nannochloropsis sp. *Appl Microbiol Biotechnol* 90 (4), pp. 1429–1441. doi: 10.1007/s00253-011-3170-1

Pfaffinger CE (2017) Reaktionstechnische Untersuchungen zur Lipidherstellung mit *Nannochloropsis* sp. in verschiedenen Photobioreaktoren. Dissertation. Technische Universität München, München

Pfaffinger CE, Schöne D, Trunz S, Löwe H, Weuster-Botz D (2016) Model-based optimization of microalgae areal productivity in flat-plate gas-lift photobioreactors. *Algal Research* 20, pp. 153–163. doi: 10.1016/j.algal.2016.10.002

Pienkos PT, Darzins A (2009) The promise and challenges of microalgal-derived biofuels. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 3 (4), pp. 431–440. doi: 10.1002/bbb.159

Prokop A, Bajpai RK, Zappi ME (Eds.) (2015) Algal Biorefineries. Volume 2: Products and Refinery Design. Springer International Publishing. ISBN: 978-3-319-20199-3

Prokop A, Fekri M (1984) Potential of mass algae production in Kuwait. *Biotechnol. Bioeng.* 26 (11), pp. 1282–1287. doi: 10.1002/bit.260261104

Pulz O (2001) Photobioreactors: production systems for phototrophic microorganisms. *Appl Microbiol Biotechnol* 57 (3), pp. 287–293. doi: 10.1007/s002530100702

Raven JA, Hurd CL (2012) Ecophysiology of photosynthesis in macroalgae. *Photosynth Res* 113 (1-3), pp. 105–125. doi: 10.1007/s11120-012-9768-z

Richmond A (Ed.) (1986) Handbook of microalgal mass culture. CRC Press. ISBN: 9780849332401

Richmond A (1986a) Outdoor Mass Cultures of Microalgae. In: Richmond A (Ed.): Handbook of microalgal mass culture. CRC Press. ISBN: 9780849332401

Richmond A, Grobbelaar JU (1986b) Factors affecting the output rate of Spirulina platensis with reference to mass cultivation. *Biomass* 10 (4), pp. 253–264. doi: 10.1016/0144-4565(86)90002-8

Richmond A, Hu Q (Eds.) (2013) Handbook of microalgal culture. Applied phycology and biotechnology. Second edition. Wiley Blackwell. ISBN: 978-1-118-56718-0

Rockwell NC, Duanmu D, Martin SS, Bachy C, Price DC, Bhattacharya D et al. (2014) Eukaryotic algal phytochromes span the visible spectrum. *Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America* 111 (10), pp. 3871–3876. doi: 10.1073/pnas.1401871111

Rosello Sastre R (2012) Products from microalgae: An overview. In: Walter C, Posten C (Eds.): Microalgal Biotechnology: Integration and Economy. De Gruyter, pp. 15–50. ISBN: 978-3-11-029832-1

Ross J, Sulev M (2000) Sources of errors in measurements of PAR. *Agricultural and Forest Meteorology* 100 (2-3), pp. 103–125. doi: 10.1016/S0168-1923(99)00144-6

San Pedro A, González-López CV, Acién FG, Molina-Grima E (2015) Outdoor pilot production of *Nannochloropsis gaditana*: Influence of culture parameters and lipid production rates in raceway ponds. *Algal Research* 8, pp. 205–213. doi: 10.1016/j.algal.2015.02.013

Sancho JM, Riesco J, Jiménez C, Sánchez de Cos MC, Montero J, López M (2012) Solar Radiation Atlas for Spain based on Surface Irradiance Data from EUMETSAT Climate Monitoring-SAF

Schenk PM, Thomas-Hall SR, Stephens E, Marx UC, Mussgnug JH, Posten C et al. (2008) Second Generation Biofuels: High-Efficiency Microalgae for Biodiesel Production. *Bioenerg. Res.* 1 (1), pp. 20–43. doi: 10.1007/s12155-008-9008-8

Seber GA, Wild CJ (1989) Nonlinear Regression. Hoboken, NJ, USA. John Wiley & Sons, Inc. ISBN: 9780471725312

Senger H, Hermsmeier D (1994) UV-A/Blue-light responses in algae. In: Tibbitts TW (Ed.): International Lighting in Controlled Environments Workshop. National Aeronautics and Space Administration. Kennedy Space Center, FL, pp. 125–142

Šetlík I, Šust V, Málek I (1970) Dual Purpose Open Circulation Units for Large Scale Culture of Algae in Temperate Zones. I. Basic Design Considerations and Scheme of a Pilot Plant. *Algological Studies/Archiv für Hydrobiologie, Supplement Volumes* 1, pp. 111–164

Severin TS (2017a) Computational Fluid Dynamics Assisted Design of Thin-Layer Cascade Photobioreactor Components. Dissertation. Technische Universität München, München

Severin TS, Plamauer S, Apel AC, Brück T, Weuster-Botz D (2017b) Rapid salinity measurements for fluid flow characterisation using minimal invasive sensors. *Chemical Engineering Science* 166, pp. 161–167. doi: 10.1016/j.ces.2017.03.014

Sharma KK, Schuhmann H, Schenk PM (2012) High Lipid Induction in Microalgae for Biodiesel Production. *Energies* 5 (5), pp. 1532–1553. doi: 10.3390/en5051532

Sheehan J, Dunahay T, Benemann JR, Roessler P (1998) A Look Back at the U.S. Department of Energy's Aquatic Species Program: Biodiesel from algae

Soeder CJ (1971) Mikroalgenkultur im technischen Maßstab. *Biologie in unserer Zeit* 1 (5), pp. 133–142. doi: 10.1002/biuz.19710010502

Soeder CJ (1972) Die Entwicklung von Anlagen für die Erzeugung von Algenprotein. Untersuchungsbericht UB 213/72 des KRUPP Forschungsinstituts

Soeder CJ, Binsack R (Eds.) (1978) Microalgae for food and feed. A status analysis : proceedings of the German-Israeli workshop, held 17-18 October 1977 at Neuherberg. Schweizerbart. ISBN: 9783510470099

Soeder CJ, Hegewald E, Pabst W, Payer H, Rolle I, Stengel E (1970) Zwanzig Jahre angewandte Mikroalgenforschung in Nordrhein-Westfalen. In: Minister für Wissenschaft und Forschung des Landes Nordrhein-Westfalen (Ed.): Jahrbuch 1970. Westdeutscher Verlag, pp. 419–445

Stengel E (1971) Anlagentypen und Verfahren der technischen Algenmasseproduktion. In: Melchior H (Ed.): Massenproduktion proteinreicher Mikroalgen. Symposium bei der Tagung der Deutschen Botanischen Gesellschaft in Erlangen, am 9. September 1970. Erlangen, 9.9.1970. Deutsche Botanische Gesellschaft. Stuttgart (Berichte der Deutschen Botanischen Gesellschaft, Band 83, Heft 11)

Steup M (1975) Die Wirkung von blauem und rotem Licht auf die Synthese ribosomaler RNA bei Chlorella. *Arch. Microbiol.* 105 (1), pp. 143–151. doi: 10.1007/BF00447129

SURFRAD (2017) Datenarchiv des Surface Radiation Network. Online verfügbar unter https://www.esrl.noaa.gov/gmd/grad/surfrad/, zuletzt geprüft am 6/1/2017

Terry KL, Raymond LP (1985) System design for the autotrophic production of microalgae. *Enzyme and Microbial Technology* 7 (10), pp. 474–487. doi: 10.1016/0141-0229(85)90148-6

Tibbitts TW (Ed.) (1994) International Lighting in Controlled Environments Workshop. National Aeronautics and Space Administration

Ugwu CU, Aoyagi H, Uchiyama H (2007) Influence of irradiance, dissolved oxygen concentration, and temperature on the growth of Chlorella sorokiniana. *Photosynthetica* 45 (2), pp. 309–311. doi: 10.1007/s11099-007-0052-y

Valera Martínez DL, Belmonte Ureña LJ, Molina Aiz FD, López Martínez A (2016) Greenhouse agriculture in Almería. Publicaciones Cajamar

van Wagenen J, Miller TW, Hobbs S, Hook P, Crowe B, Huesemann MH (2012) Effects of Light and Temperature on Fatty Acid Production in Nannochloropsis Salina. *Energies* 5 (12), pp. 731–740. doi: 10.3390/en5030731

Vasquez V, Heussler P (1985) Carbon dioxide balance in open air mass culture of algae. In: Becker EW (Ed.): Production and use of microalgae. E. Schweizerbart, pp. 95–113. ISBN: 9783510470181

Vieira VV (2015) Microalgae production systems - The cascade raceways. European Algae Biomass, Amsterdam

Vonshak A (Ed.) (1997) Spirulina platensis (Arthrospira). Physiology, cell-biology, and biotechnology. Taylor & Francis. ISBN: 0-203-48396-0

Walter C, Posten C (Eds.) (2012) Microalgal Biotechnology: Integration and Economy. De Gruyter. ISBN: 978-3-11-029832-1

Wang H, Zhang W, Chen L, Wang J, Liu T (2013) The contamination and control of biological pollutants in mass cultivation of microalgae. *Bioresource Technology* 128, pp. 745–750. doi: 10.1016/j.biortech.2012.10.158

Warner CJ (2012) How long until algal biofuel is commercially relevant? Achieving technology readiness in the near term. 5. Bundesalgenstammtisch, Pullach

Weissman JC, Goebel RP, Benemann JR (1988) Photobioreactor design: Mixing, carbon utilization, and oxygen accumulation. *Biotechnol. Bioeng.* 31 (4), pp. 336–344. doi: 10.1002/bit.260310409

White RL, Ryan RA (2015) Long-Term Cultivation of Algae in Open-Raceway Ponds: Lessons from the Field. *Industrial Biotechnology* 11 (4), pp. 213–220. doi: 10.1089/ind.2015.0006

Wigmosta MS, Coleman AM, Skaggs RJ, Huesemann MH, Lane LJ (2011) National microalgae biofuel production potential and resource demand. *Water Resour. Res.* 47. doi: 10.1029/2010WR009966

Wilbert S (2013) Solare Energiemeteorologie in der Plataforma Solar de Almería, updated on http://www.dlr.de/sf/de/desktopdefault.aspx/tabid-10224/17488_read-44933/

Zeebe RE, Wolf-Gladrow DA (2007) CO_2 in seawater. Equilibrium, kinetics, isotopes. 1. ed., 3. impr., with corr., transferred to digital printing. Amsterdam [u.a.]. Elsevier Science (Elsevier oceanography series, 65). ISBN: 978-0-444-50946-8

Zhao Y, Wang J, Zhang H, Yan C, Zhang Y (2013) Effects of various LED light wavelengths and intensities on microalgae-based simultaneous biogas upgrading and digestate nutrient reduction process. *Bioresour. Technol.* 136, pp. 461–468. doi: 10.1016/j.biortech.2013.03.051