

Masterarbeit

Design einer Demonstrationsanlage zur photoautotrophen PHB-Produktion

erstellt für

**Universität für Bodenkultur
Department für Agrarbiotechnologie
Institut für Umweltbiotechnologie**

Vorgelegt von:

Sophie Beatrice Panuschka, BSc.
1025497

Betreuer/Gutachter:

Dipl.-Ing. Dr.nat.techn. Bernhard Drosig
Dip.-Ing. Dr.mont. Markus Ellersdorfer
Ass.Prof. Dipl.-Ing. Dr.nat.techn. Ines Fritz
Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.-Ing Markus Lehner

Leoben, Mai 2016

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Masterarbeit selbständig und ohne fremde Hilfe verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommenen Stellen als solche erkenntlich gemacht habe.

AFFIDAVIT

I declare in lieu of oath, that I wrote this thesis and performed the associated research myself, using only literature cited in this volume.

Datum

Unterschrift

DANKSAGUNG

Vorwort

In den letzten 23 Jahren gab es viele Menschen, die mich auf meinem Lebensweg begleitet, meine Interessen geweckt und meine Talente gefördert haben, was letztendlich zu dem Schreiben dieser Arbeit führte. Einige dieser Menschen haben einen besonders großen Anteil am Gelingen dieser Arbeit geleistet, wofür ich mich hier bedanken möchte.

Für die Betreuung und organisatorische Realisierung dieser Arbeit möchte ich an dieser Stelle Dr. Markus Ellersdorfer von der Montanuniversität und Prof. Markus Lehner - Leiter des Lehrstuhls für Verfahrenstechnik des Industriellen Umweltschutzes – meinen Dank aussprechen.

Auch bei den Kollegen am Institut für Umweltbiotechnologie der Universität für Bodenkultur in Tulln, wo ich diese Arbeit durchführen durfte, möchte ich mich bedanken. Ein ganz besonderer Dank geht an Tayfun Hasoglu, Clemens Troschl, Prof. Ines Fritz, Dr. Bernhard Drosig und Katharina Meixner. Sie standen mir mit ihrem Wissen zur Verfügung, zeigten in interessanten Gesprächen neue Aspekte auf, wussten wo die notwendigen Daten und Grafiken zu finden sind, erstellten solche, wenn es notwendig war, und investierten ihre Zeit, um diese Arbeit zu lesen und korrigieren. Außerdem möchte ich mich bei den Projektpartnern und Subauftragnehmern – EVN, Andritz, TU Graz und Centre Algatech (Czech Academy of Science) – für den fachlichen Input und ihre Unterstützung bedanken.

Auch meine Familie hat einen großen Teil zur Durchführung und zum erfolgreichen Abschluss dieser Arbeit beigetragen. Danke Ursula, Eva und Wolfgang für eure Unterstützung bei meinen Praktika. Danke Mama und Papa, dass ihr mich und meine Interessen gefördert habt, meine Entscheidungen unterstützt habt und es mir immer ermöglicht habt meine Ziele zu verfolgen und realisieren. Danke an meine Großmütter, die mit offenen Ohren, finanzieller Unterstützung und einer zur Verfügung gestellten Wohnmöglichkeit während der Masterarbeit dieses Vorhaben in allen Hinsichten erleichtert haben. Danke Anna, dass du meine Akkus immer wieder aufgeladen hast, indem du mich auf andere Gedanken und zum Lachen gebracht hast.

Und abschließend: Danke Alex – für deinen Zeitaufwand zum Korrekturlesen, für deine Geduld, deine Zuversicht, deine Unterstützung und deinen Glauben an mich.

Kurzfassung

Design einer Demonstrationsanlage zur photoautotrophen PHB-Produktion

Steigende Kosten und limitierte Vorräte von fossilen Rohstoffen und das gestiegene Interesse der Gesellschaft an Nachhaltigkeit führen zu Bemühungen, Produkte aus fossilen Ressourcen wie Treibstoff oder auch Kunststoff durch alternative, umweltfreundliche Verfahren herzustellen. Ein solcher Ansatz wird im CO₂USE-Projekt verfolgt, bei dem photoautotroph wachsende Mikroorganismen während der Wachstumsphase den notwendigen Kohlenstoff aus dem Kohlendioxid von Abgasströmen beziehen sollen. Unter Nährstofflimitierung erzeugen diese Mikroorganismen anschließend Polyhydroxybuttersäure (PHB), einen biobasierten und abbaubaren Polyester. Durch die Vergärung der Restbiomasse und Rückführung der nährstoffreichen, flüssigen Phase des Gärrestes ergibt sich ein ressourcenschonender und nachhaltiger Gesamtprozess. Bisher wurde dieser innovative Prozess ausschließlich im Labormaßstab durchgeführt, weshalb in der Vergangenheit keine Rückschlüsse und Anhaltspunkte für die Prozesskosten verfügbar waren. Um auch in diesem Bereich eine Datengrundlage zu erhalten, wurden die Einzelprozesse auf den Maßstab einer Demonstrationsanlage hochgerechnet. Durch die Simulation des Produktionsprozesses in einem Tabellenkalkulationsprogramm unter Einsatz von Zirkelbezügen, der Verwendung von Literatur- und Projektdaten und einer Adaption der Annuitätenmethode konnten erste Richtwerte für die Herstellungskosten des erzeugten PHBs und die einzelnen Kostenfaktoren der gesamten Anlage ermittelt werden. Dabei werden zwei verschiedene Kultivierungssysteme simuliert, um zusätzlich einen Aufschluss über die spezifischen Vor- und Nachteile dieser Systeme im ökonomischen Vergleich zu geben. Die Analyse der berechneten Ergebnisse zeigt, dass bezüglich aller Kostenfaktoren ein offenes Kultivierungssystem mit dünner Suspensionsschicht einem tubulären Photobioreaktor überlegen ist. Nichtsdestotrotz sind die Herstellungskosten gemäß dieser ersten Analyse für beide Varianten sehr hoch und liegen um zwei Größenordnungen über jenen von heterotroph erzeugtem PHB. Für zukünftige Bemühungen eine photoautotrophe PHB-Produktion zu realisieren konnten mit dieser Arbeit die folgenden Erfolge erzielt werden: die einflussreichsten Kostenfaktoren konnten identifiziert werden und dienen als erste Anhaltspunkte für weitere Arbeiten und Verbesserungen.

Abstract

Design of a demonstration plant for photoautotrophic PHB-production

Increasing costs and limited amounts of fossil fuels as well as increased interest in sustainability lead to high efforts regarding the substitution of fossil resources as basic product for fuel or plastics. One approach of an alternative plastic production process is performed within the CO₂USE project. Carbon dioxide from exhaust gases is used as carbon source for photoautotrophic biomass growth. Then the production of bio-based and biodegradable polyesters (polyhydroxybutyrate PHB), within the biomass is induced by nutrient limitation of the medium. As the residual biomass is fermented in a biogas plant and the nutrient rich, fluid extract from fermentation residues is recycled in the cultivation process, a resource-friendly and sustainable PHB-production process was developed. So far this process was carried out at laboratory scale, which leads to a lack of any economic data foundation. To increase the knowledge and receive indicators for relevant cost factors, the whole process was notionally up-scaled and results for this up-scaled demonstration plant were calculated. The simulation of the production process was performed with spreadsheet software and the use of circular references, important information was derived from literature and project data and an adaption of the annuity method was used to receive values for the PHB production costs as well as single cost factors of the plant. To allow a comparison of specific advantages and disadvantages of different cultivation systems, two plants with different cultivation systems were designed. The analysis of the results shows, that for all cost factors (investment, demand-related costs, operation-related costs, etc.) the open thin-layer cultivation system is advantageous to a tubular photobioreactor. Nevertheless the production costs for PHB are extremely high for both options and approximately two orders of magnitude higher than the costs for heterotrophic produced PHB. For future efforts in realizing photoautotrophic PHB-production the following success was accomplished with this work: cost factors with the highest influence could be identified and defined as important reference points for further work and improvements.

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1 EINLEITUNG	4
1.1 Problemstellung	6
1.2 Zielsetzung	7
2 GRUNDLAGEN	8
2.1 Kunststoff	8
2.2 Ist-Stand der PHB-Produktion	10
2.3 PHB-Produktion im CO ₂ USE Projekt	12
2.4 Kultivierungssysteme	14
2.4.1 Einteilung der Kultivierungssysteme	14
2.4.2 Thin-Layer System	15
2.4.3 Tubulärer Photobioreaktor	17
2.5 Downstream-Processing	19
2.5.1 Aufkonzentration, Vorbehandlung und Reinigung	20
2.5.2 Extraktion	20
2.5.3 Prozess für die Auslegung der Demonstrationsanlage	22
3 RAHMENBEDINGUNGEN	23
3.1 Standortwahl	23
3.2 Abgrenzungen des Prozesses	25
3.2.1 Kultivierungsdauer und Wachstumsphase	25
3.2.2 Größe der Kultivierungseinheit	26
3.2.3 Betriebsfalleinteilung	26
3.2.4 CO ₂ -Versorgung	27
3.2.5 Annahmen zu einzelnen Prozessschritten	27
3.3 Steuerparameter	28
3.3.1 Kultivierungszeit pro Tag und Reinigungszeit	29
3.3.2 Flächenproduktivität	30
3.3.3 Außentemperaturen, Kühlung und Heizung	31
3.4 Weitere betriebsfallabhängige Größen	32
4 AUSLEGUNG DER PHB-PRODUKTIONSANLAGE	33
4.1 Definition der Arbeitsaufgaben	33
4.2 Prozessflussbild	34

4.3	Berechnungsmodell	36
4.3.1	Aufbau	36
4.3.2	Funktionsweise von Berechnungsfile.xlsx	38
4.4	Parameter zur Prozessauslegung	41
4.5	Pumpenauslegung	46
4.6	Auslegung von Behältern und Rührwerkantrieben	50
4.7	Auslegung der Wärmeaggregate	53
4.8	Massen- und Energieflussdiagramme	54
4.9	Ökonomische Analyse	55
4.9.1	Aufbau Berechnung	55
4.9.2	Kapitalgebundene Kosten	56
4.9.2.1	Berechnung	56
4.9.2.2	Kostenermittlung	58
4.9.3	Bedarfsgebundene Kosten	60
4.9.3.1	Berechnung	60
4.9.3.2	Kostenermittlung	61
4.9.4	Betriebsgebundene Kosten	61
4.9.4.1	Berechnung	61
4.9.4.2	Kostenermittlung	61
4.9.5	Sonstige Kosten	62
4.9.6	Erlöse	62
4.9.7	Gewählte Parameter	63
5	ERGEBNISSE	64
5.1	Thin-Layer System	64
5.1.1	Anlagenschema	65
5.1.2	Massenbilanz	67
5.1.2.1	Nährstoffe	69
5.1.2.2	Salz	71
5.1.3	Energieflussbild	72
5.1.4	Kosten	76
5.1.5	Upscaling	81
5.2	Photobioreaktor	82
5.2.1	Anlagenschema	82
5.2.2	Massenbilanzen	84
5.2.2.1	Nährstoffe	86
5.2.2.2	Salz	86

5.2.3	Energieflussbild	87
5.2.4	Kosten	90
5.2.5	Upscaling	93
6	DISKUSSION DER ERGEBNISSE	94
6.1	Vergleich der kapitalgebundenen Kosten	94
6.2	Vergleich der betriebsgebundenen und sonstigen Kosten	95
6.3	Vergleich der bedarfsgebundenen Kosten und Produkterträge	96
6.4	Kritische Punkte der Berechnung und Auslegung	98
6.5	Identifikation von Einflussfaktoren zur Verbesserung des wirtschaftlichen Ergebnisses	99
6.6	Fazit	101
7	ZUSAMMENFASSUNG	102
8	LITERATURVERZEICHNIS	103
9	VERZEICHNISSE	113
9.1	Abkürzungsverzeichnis	113
9.2	Tabellen	114
9.3	Abbildungen	116
ANHANG	I
I.	Colebrook-Diagramm	I
II.	Mollierdiagramm	II
III.	Massenflussbilder	II
IV.	Energieflussbilder	VII
V.	Auslegung der Biogasanlage	XIII
VI.	Materialbedarf und –kosten des Thin-Layer Systems	XIV

1 Einleitung

Das Wissen um den begrenzten Vorrat fossiler Rohstoffe wie Öl und Gas sowie um die schädigenden Auswirkungen auf die Umwelt durch den Einsatz von fossilen Rohstoffen ist seit längerem bekannt. Trotz dieses Wissens wurde Themen wie Ressourcenknappheit, anthropogener Treibhauseffekt, Maßnahmen zur Emissionsminderung, Nachhaltigkeit und Umweltschutz lange Zeit wenig Aufmerksamkeit geschenkt. Intensive Bemühungen fossile Energieträger zu ersetzen und das Potential der Sonne, u.a. biologisch, stärker zu nützen, gab es erstmals in den 70er Jahren aufgrund des vorhergehenden Ölpreisschocks [1]. Aus Gründen des Umweltschutzes und der angestrebten Energieautarkie von Ländern, die stark von Energieträgerimporten und somit auch den politischen Situationen in den Export- bzw. Transportländern abhängig sind, ergibt sich die Notwendigkeit Substitutionsmöglichkeiten für fossile Energieträger zu realisieren.

In Österreich hat der Anteil erneuerbarer Energieträger am gesamten Endenergieverbrauch in den letzten Jahren zugenommen. Abbildung 1 veranschaulicht diese Entwicklung. Zusätzlich zur Nutzung der Wasserkraft, die in Österreich aufgrund der exzellenten Voraussetzungen seit Jahrzehnten ein bedeutender Energieträger ist, stellen mittlerweile auch Windkraftanlagen, Solarthermieanlagen und Photovoltaikzellen, Biomassekraftwerke oder Wärmepumpen zur Nutzung von geothermischer Wärme einen signifikanten Anteil an der österreichischen Endenergie zur Verfügung, wie Abbildung 2 veranschaulicht.

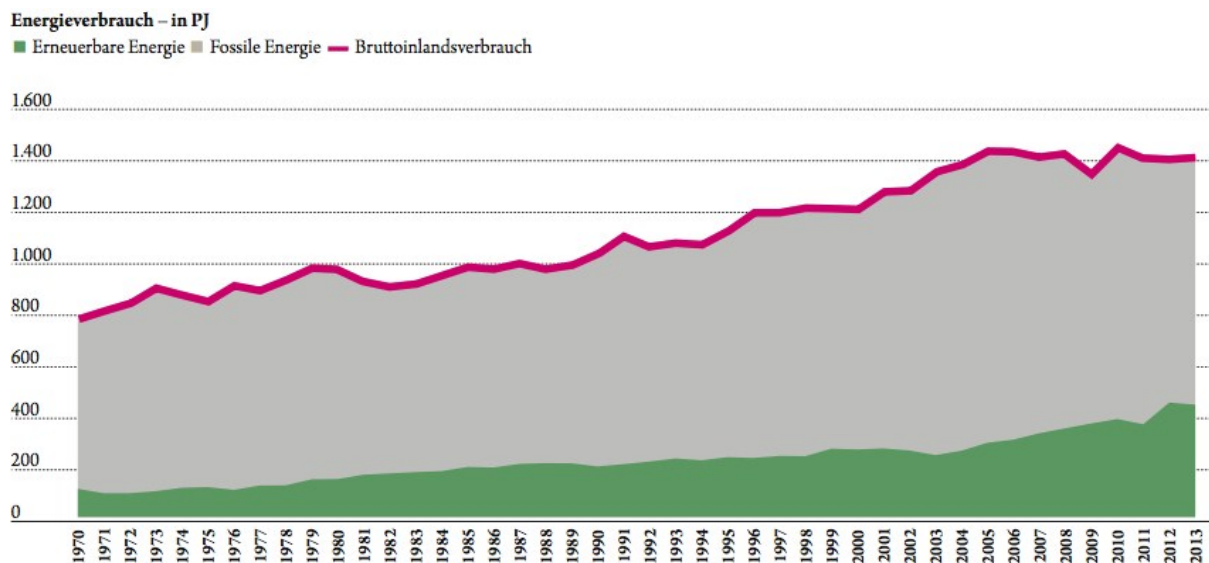


Abbildung 1: Anteile erneuerbarer und fossiler Energie am österreichischen Bruttoinlandsverbrauch 1970-2013 [2]

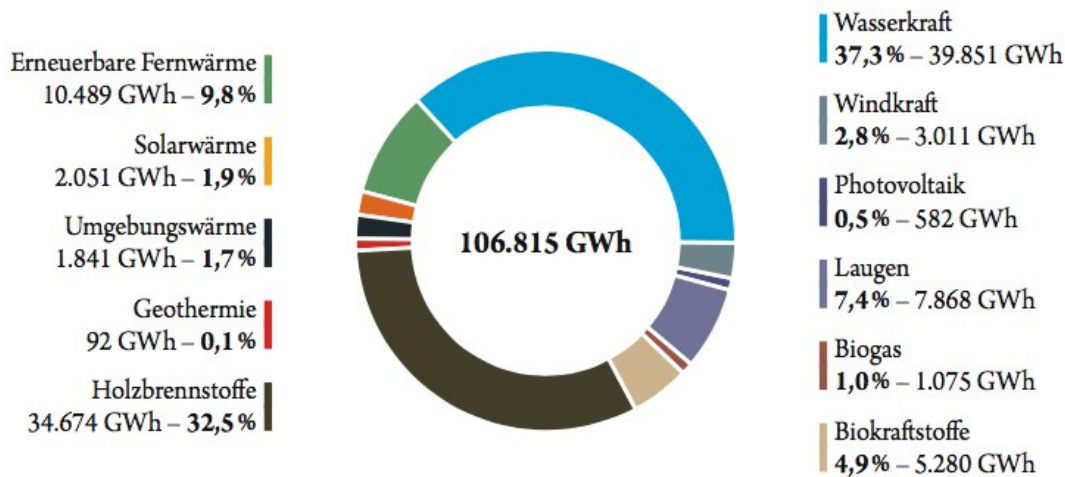


Abbildung 2: Anteile erneuerbarer Endenergie in Österreich im Jahr 2013 [2]

Die alleinige Substitution der fossilen Energieträger im Bereich der Wärme- und Elektrizitätserzeugung führt jedoch nicht zu einer CO₂-neutralen Energieversorgung, da aus fossilen Rohstoffen noch weitere Produkte erzeugt werden. Das zweifellos bekannteste und bedeutendste Beispiel hierfür ist der Treibstoff für Verbrennungskraftmaschinen, wie sie in den meisten Kraftfahrzeugen als Otto- oder Dieselmotor eingebaut sind. Trotz der Weiterentwicklungen aller Komponenten eines Elektrofahrzeugs gibt es bei dieser Technologie einige Hürden, die die großtechnische Umsetzung erschweren, wie z.B. geringe Reichweiten oder unzureichende Ladeinfrastruktur [3]. Daher wird seit einigen Jahren verstärkt auf die Produktion von Biotreibstoff – Bioethanol zur Benzinsubstitution und Biodiesel aus Pflanzenöl als Dieselerersatz – gesetzt. Rohstoffe dafür sind stärke- bzw. zuckerhaltige sowie ölhaltige Pflanzenkomponenten. Werden nur einzelne Pflanzenkomponenten verarbeitet, spricht man auch von Biotreibstoffen 1. Generation, bei der Verarbeitung der ganzen Pflanze von Biotreibstoffen 2. Generation. Ob die Nutzung von landwirtschaftlichen Flächen zur Erzeugung von Biotreibstoffen mit der Nahrungsmittel- und Futtererzeugung konkurriert und dort einen Preisanstieg verursacht, wird u.a. bei AJANOVIC [4] und RATHMANN et al. [5] behandelt. In [4] wird u.a. postuliert, dass die Summe der Biomasse, die auf allen bisher nicht zur Nahrungsmittelerzeugung genutzten Flächen produziert werden könnte, nicht ausreichen würde, um genug Biodiesel zur vollständigen Substitution der fossilen Treibstoffe zu produzieren. Durch dieses Analyseergebnis wird deutlich, dass weitere nachhaltige Ansätze gefunden werden müssen. Ein weiteres Produkt, das momentan zu einem großen Teil aus fossilen Rohstoffen hergestellt wird, ist Kunststoff.

Eine vielversprechende und umweltfreundliche Alternative ist, sowohl für Treibstoff als auch für Kunststoff, durch Mikroalgen erzeugte Biomasse. Unter dem Begriff Mikroalgen werden sowohl mikroskopische Algen als auch Cyanobakterien zusammengefasst [6]. Die Algenbiomasse kann zu vielen weiteren Produkten verarbeitet werden, wie zum Beispiel Ernährungszusätze, Biodünger, Pigmente, Tiernahrung, etc. [1]. Außerdem können diese Organismen im Fall einer Nährstofflimitierung Speicherstoffe produzieren [7]. Je nach Stamm und Kultivierungsbedingungen produzieren die Zellen entweder Öle, die in weiterer Folge zu

Biodiesel weiterverarbeitet werden können, wie bei AMARO et al. [8] und BRENNAN et al. [9] beschrieben, oder Polyhydroxyalkanoate (PHAs), zu denen auch Polyhydroxybuttersäure (PHB) gehört, welche als Biokunststoff genutzt wird.

Bei BECKER [1] wird zwischen drei Kultivierungswegen von PHAs unterschieden:

- Heterotrophes Zellwachstum: Dabei werden außer Frischwasser und Nährstoffen zusätzliche organische Kohlenstoffquellen, z.B. in Form von Glukose oder Saccharose, zur Verfügung gestellt. Material- und Energiebedarf werden durch die kohlenstoffhaltigen Substrate gedeckt. [10]
- Photoautotrophes Zellwachstum: Dabei wird die Energie der absorbierten Lichtquanten, die im Rahmen der Photosynthese vom Organismus genutzt wird, zum Fixieren des zum Zellaufbau notwendigen Kohlenstoffes aus anorganischen Kohlenstoffquellen, wie Kohlendioxid, verwendet. [10]
- Kultivierung von Biomasse im Abwasser von Industriebetrieben oder Kläranlagen: auf die Nährstoff- und Kohlenstoffzugabe wird hier verzichtet, die notwendige Energie wird aus Lichtquanten, die im Rahmen der Photosynthese aufgenommen werden, gewonnen. Bei geringen Lichtintensitäten können die Organismen ihren Stoffwechsel soweit anpassen, dass sowohl heterotrophes als auch autotrophes Wachstum möglich ist. [1]

In dieser Arbeit wird in weiterer Folge die PHB-Produktion mit autotrophen Mikroorganismen behandelt.

1.1 Problemstellung

Bereits seit über 80 Jahren existieren Bemühungen einen biologischen Kunststoff in größeren Mengen zu erzeugen [11]. Realisiert wird dieses Bestreben bisher u.a. durch heterotroph ernährte Mikroorganismen, die auf Basis von kohlenstoffhaltigen, biologischen Substanzen, wie Saccharose, hergestellt werden und bei Nährstofflimitierung Polyhydroxybuttersäure bilden [11, 12]. Weitere mögliche Verfahren zur Herstellung biobasierter, biologisch abbaubarer Kunststoffe, die sich allerdings in ihren Eigenschaften von PHB unterscheiden, sind die Polymerisierung von Milchsäuremonomeren, die Verarbeitung von Chitin oder Chitosan (tierischer Ursprung) oder die Verwendung von pflanzlichen Ausgangsmaterialien wie Stärke, Cellulose und Lignin [13]. Dabei entstehen u. a. Polysaccharide und Polylactide [11].

Firmen, die bereits PHB aus heterotrophen Mikroorganismen produzieren sind u.a. *PHB Industrial S.A.* in Brasilien, *Metabolix* in den USA und *Biotechnology Co* in Deutschland, wobei die erzeugten Mengen im Promillebereich der weltweiten Kunststoffproduktion liegen [13]. Aus ökonomischen Gründen ist der PHB-Anteil am Kunststoffmarkt noch immer sehr gering, die Durchführung eines Life Cycle Assessments zeigt allerdings deutlich bessere Ergebnisse für PHB im Vergleich zu Polyethylen (PE), wie in HARDING et al. [14] und

AKIYAMA et al. [15] beschrieben. Eine industrielle Produktionsanlage für photoautotroph erzeugtes PHB wurde bisher noch nicht realisiert.

Im Rahmen des vom Institut für Umweltbiotechnologie der Universität für Bodenkultur, von EVN und Andritz durchgeführten Projektes „CO2USE“ wird seit 2012 der Prozess der autotrophen PHB-Produktion erforscht. Im Rahmen dieses Projektes werden sowohl im Labormaßstab als auch in einer 200 Liter Pilotanlage Cyanobakterien kultiviert und die PHB-Produktion angeregt. Im Labormaßstab werden außerdem Extraktionsversuche vorgenommen und Batchtests zur Biogasausbeute aus der Restbiomasse durchgeführt. Ein nächster Schritt und gleichzeitig das Thema dieser Arbeit soll das Design einer Demonstrationsanlage für diesen Prozess sein.

1.2 Zielsetzung

Im Rahmen dieser Arbeit soll eine Demonstrationsanlage zur PHB-Produktion in photoautotroph wachsenden Mikroorganismen, in diesem Fall Cyanobakterien, am EVN-Standort in Dürrrohr ausgelegt werden. Der im CO2USE-Projekt vorgestellte Prozess und seine Einzelprozesse, deren Durchführbarkeit im Rahmen des Projektes im kleinen Maßstab bereits nachgewiesen werden konnten, dienen dazu als Vorbild.

Die Auslegung der Demonstrationsanlage wird zunächst für eine bestimmte Fläche am Standort Dürrrohr für zwei unterschiedliche Kultivierungssysteme durchgeführt. In weiterer Folge sollen diese beiden Anlagen einer ökonomischen Analyse unterzogen werden, um die Herstellungskosten des erzeugten PHBs zu ermitteln und hinsichtlich weiterer ökonomischer Kriterien vergleichen zu können. Um eine Abschätzung des Einflusses der Größe des Kultivierungssystems auf die Herstellungskosten des PHBs zu erhalten, wird als letzter Schritt ein Upscaling der Anlage durchgeführt und der Zusammenhang von Anlagengröße und Herstellungskosten analysiert.

Die Relevanz der vorliegenden Arbeit ergibt sich durch die steigende Notwendigkeit und das zunehmende Interesse, fossile Rohstoffe zu ersetzen und dadurch den Kohlendioxidausstoß merklich zu reduzieren. Ziel ist die Auslegung einer Demonstrationsanlage am Standort Dürrrohr, die Zusammenstellung einer Datengrundlage zur ökonomischen Bewertung der photoautotrophen PHB-Produktion, um Verbesserungspotentiale identifizieren und weitere Fortschritte erzielen zu können, sowie die Erstellung eines Berechnungsmodell, mit dem auch in Zukunft durch wenige Eingaben auf einfache Art und Weise Ergebnisse zu den Massen- und Energieströmen im Prozess ermittelt werden können.

2 Grundlagen

In diesem Kapitel werden die, zum Verständnis dieser Arbeit notwendigen, Fakten vorgestellt. In Abschnitt 2.1 wird ein kurzer Überblick über Kunststoffe, im speziellen „Biokunststoffe“, gegeben. Abschnitt 2.2 und 2.3 behandeln den Ist-Stand der PHB-Herstellung sowie die Erzeugung im CO₂USE-Projekt. Die Abschnitte 2.4 und 2.5 befassen sich mit den verschiedenen Kultivierungssystemen und Varianten des Downstream-Processing, wobei jeweils ein kurzer Überblick der unterschiedlichen Möglichkeiten gegeben wird und eine detailliertere Beschreibung der gewählten Systeme beziehungsweise Prozesse für die folgende Auslegung der Demonstrationsanlage erfolgt.

2.1 Kunststoff

Tabelle 1 veranschaulicht eine mögliche Einteilung der Kunststoffe hinsichtlich Abbaubarkeit und verwendeter Rohstoffe, wie sie auch in ENDRES et al. [16] zu finden ist.

Aus Tabelle 1 geht hervor, dass die Bezeichnungen „Biokunststoff“ und „Biopolymer“ nicht eindeutig sind. Zur genaueren Beschreibung des Kunststoffes dienen einige wichtige Schlagworte:

- *Biologisch abbaubar*: Das Material ist durch biologische Prozesse von Mikroorganismen oder Enzymen zu Wasser, Kohlendioxid, Methan und Biomasse abbaubar. Die Abbaubarkeit wird nur durch die Struktur des Produkts, nicht aber durch die verwendeten Rohstoffe bestimmt, wodurch sowohl petrochemische als auch biobasierte Kunststoffe biologisch abbaubar sein können. Auch andere Abbaumechanismen sind denkbar, wie z.B. das Lösen in Wasser oder die Zersetzung unter dem Einfluss von Strahlung. [16]
 - *Kompostierbar*: Das Material muss in einer definierten Zeit und bei definierten Bedingungen (u.a. aerobe Verhältnisse) abbaubar sein. Die genauen Bedingungen sind in diversen Normen spezifiziert [16].
 - *Vergärbar*: Alternativ zur Kompostierung ist auch die Vergärung, beispielsweise in einer Biogasanlage, als Verwertungsprozess denkbar [16].
- *Biobasiert*: Biobasierte Produkte werden aus Rohstoffen gefertigt, die während ihres Entstehens jene Menge an CO₂ aufnehmen, die im weiteren Lebenszyklus des entstandenen Produkts wieder emittiert wird [17].
- *Biokompatibel*: Diese Materialien haben – sehr allgemein ausgedrückt – keinen negativen Einfluss auf Lebewesen. Die von D. WILLIAMS 2009 [18] aktualisierte Definition bezieht sich vor allem auf Materialien, die im Rahmen einer Behandlung in vivo als Implantat, etc. eingesetzt werden. Diese sollen keine unerwünschte Wirkung auf Gewebe, Zellen o.ä. haben und den größtmöglichen Vorteil hinsichtlich einer gelungenen Behandlung erbringen.

Tabelle 1 - Übersicht Kunststoffherstellung

		Abbaubarkeit	
		Biologisch abbaubar	Persistent
Rohstoff	Nachwachsend ¹⁾	Biologisch abbaubares Biopolymer ²⁾	Nicht abbaubares Biopolymer ²⁾
	Petrochemisch ³⁾	Biologisch abbaubarer Kunststoff	Konventioneller Kunststoff

1) Weltweit werden circa 260 Millionen Tonnen Kunststoff pro Jahr hergestellt, wovon 0,4 Millionen Tonnen auf Basis von biologischen, nachwachsenden Rohstoffen erzeugt werden. [16]

2) Der größte Teil der heute hergestellten Biopolymere gehört zur Gruppe der Thermoplasten, während die biobasierten und biologisch abbaubaren Duroplaste und Elastomere eine untergeordnete Rolle spielen [16].

3) In Europa werden 4-5% des verbrauchten Erdöls für die Produktion von circa 65 Millionen Tonnen Kunststoff pro Jahr eingesetzt. [16]

Einen Überblick über die aus den unterschiedlichen Rohstoffen erzeugten Produkte in Anlehnung an die Einteilung bei BEIER [13] beziehungsweise ENDRES et al. [16] liefert Abbildung 3.

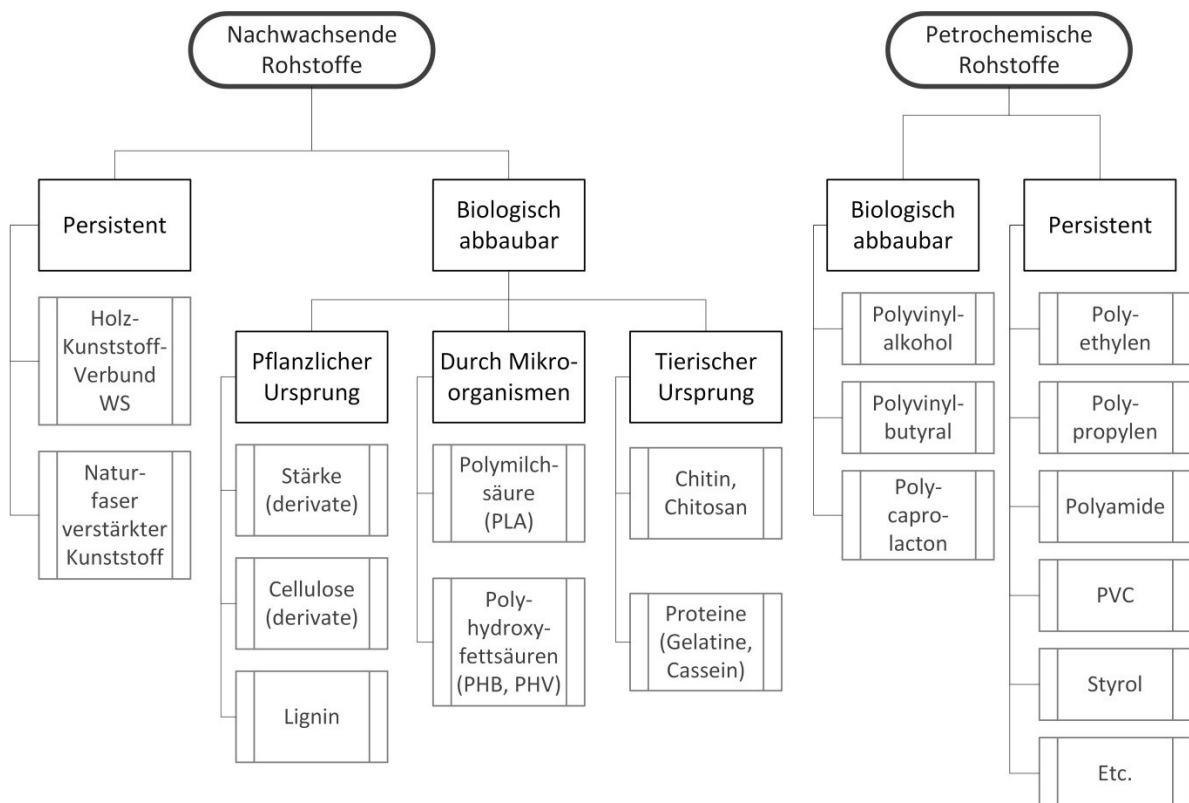


Abbildung 3 - Übersicht der unterschiedlichen Kunststoffe

2.2 Ist-Stand der PHB-Produktion

In diesem Abschnitt wird der Ist-Stand der industriellen PHB-Produktion durch heterotroph wachsende Mikroorganismen erläutert, wodurch ein besseres Verständnis für die Unterschiede und Vorteile der PHB-Produktion im CO₂USE-Projekt (siehe Kapitel 2.3) ermöglicht werden soll. Dabei wird vor allem auf die Kultivierung eingegangen.

Zur heterotrophen PHB-Erzeugung können sowohl reine als auch gemischte Substrate verwendet werden [19]. Beispiele für reine Substrate sind Kohlehydrate wie Glukose oder Fruktose, Alkohole wie Methanol oder organische Säuren [20]. Als gemischte Substrate werden z.B. Acetat oder fermentierte Lebensmittelabfälle verwendet [19].

In Brasilien, dem weltweit größten Bioethanolproduzent, bietet sich die PHB-Produktion durch heterotrophe Mikroorganismen auf Basis von zuckerhaltigen Substraten aufgrund der ausgezeichneten Voraussetzungen in Form der existierenden Zucker- und Bioethanolindustrie an. Vorteile der Kombination von Zucker-, Bioethanol und PHB-Herstellung an einem Standort sind: [21]

- Durch die Verbrennung von Reststoffen aus der Zuckerfabrik kann die für alle drei Anlagen notwendige elektrische und thermische Energie zur Verfügung gestellt werden.
- In der Zuckerfabrik kann ein günstiges Substrat für die PHB-Erzeugung hergestellt werden, bei dem keine zusätzlichen Transportkosten entstehen.
- Nebenprodukte aus der Bioethanolfabrik, so genannte Fuselalkohole, können als Lösungsmittel zur PHB-Extraktion verwendet werden.
- Abfallstoffe und nicht verwertete Nebenprodukte, die in den einzelnen Produktionsbereichen anfallen, wie Schlempe, Restbiomasse, etc., können auf den umliegenden Feldern als Nährstofflieferanten eingesetzt werden, wodurch weniger Dünger ausgebracht werden muss.

Die Firma *PHB Industrials S.A.*, die das erzeugte PHB mittlerweile unter dem Handelsnamen Biocycle verkauft, begann 1992 mit Forschungs- und Planungsaktivitäten zur PHB-Produktion, nahm 1995 eine Pilotanlage in Betrieb und erweiterte diese Anlage 2001 [12]. Die Beschreibung des aktuellen Kultivierungsprozesses für heterotroph erzeugtes PHB wird in Anlehnung an den von NONATO et al. [21] vorgestellten Prozess zur kombinierten Herstellung von Zucker, Bioethanol und PHB und anhand des auf der Unternehmenshomepage [12] dargestellten Prozesses vorgenommen (siehe Abbildung 4).

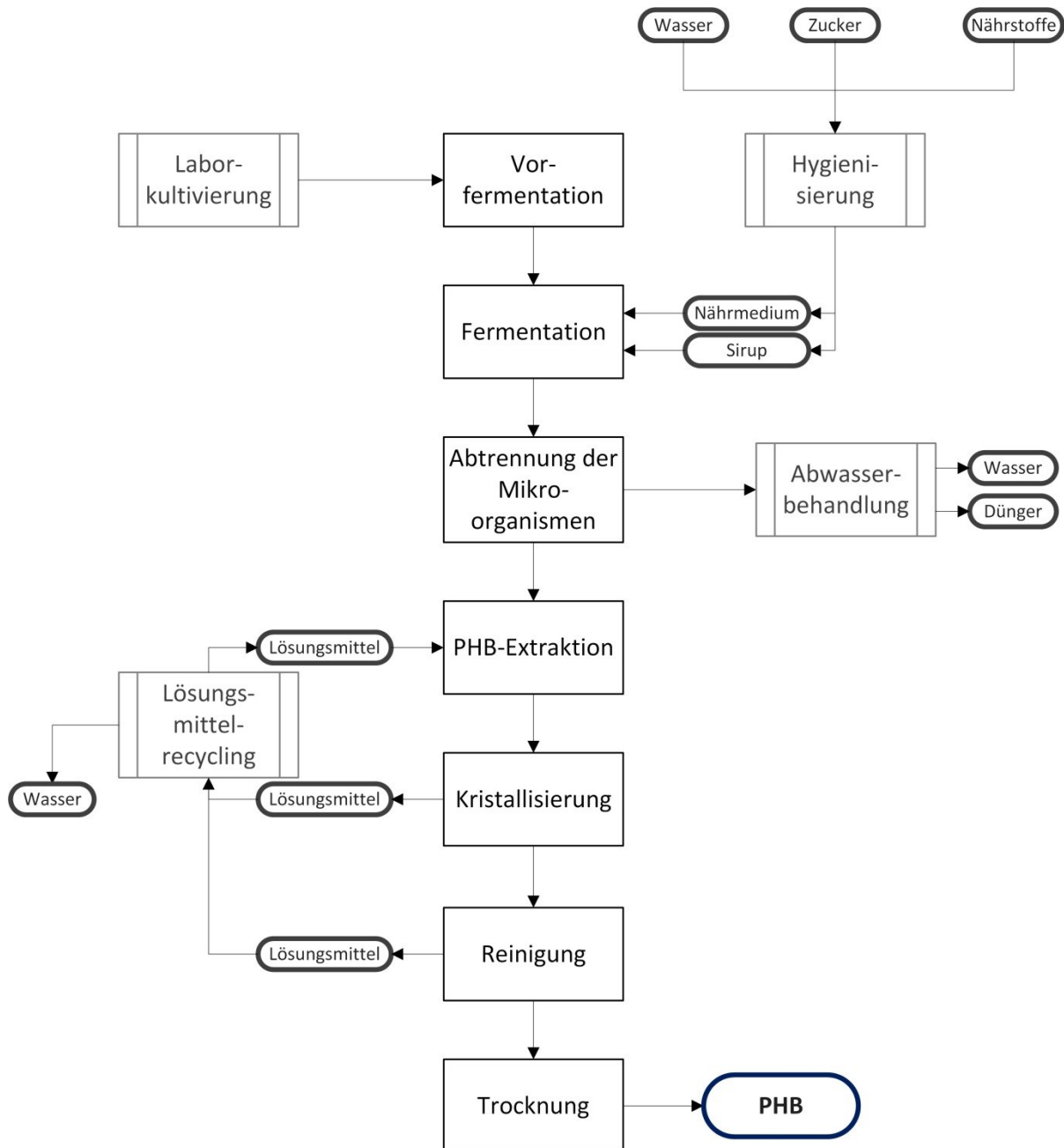


Abbildung 4 - Heterotrophe PHB Erzeugung bei PHB Industrials gemäß [12]

Die Biomassekultivierung erfolgt dabei in geschlossenen Tanks, wodurch Parameter wie Temperatur, Durchmischung, Nährstoffzufuhr oder Belüftung, exakt eingestellt werden können. Von GOORMACHTIGH [19] wurde u.a. eine Literaturstudie zum Vergleich der Fermentationszeiten, Biomassekonzentrationen und PHB-Gehalte verschiedener Mikroorganismen, die auf Basis von reinen Substraten kultiviert werden, durchgeführt. Bei einem Großteil der angeführten Versuche liegt die Kultivierungszeit zwischen zwei und drei Tagen, wobei die durchschnittlich erreichte Biomassekonzentration im Bereich von $100 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ liegt. Die erzielten PHB-Gehalte liegen für die meisten Versuche zwischen 50 und 80%. Hinsichtlich ihrer PHB-Erzeugung gut geeignete Mikroorganismenstämme sind gemäß dieser Studie ein rekombinanter *Escherichia Coli* Stamm und *Alcaligenes Latus*. Bezieht man die

Substratkosten und somit das wirtschaftliche Potential der PHB-Erzeugung mit ein, ist auch *Cupriavidus necator* ein vielversprechender Stamm. [19]

2.3 PHB-Produktion im CO₂USE Projekt

Im Rahmen des CO₂USE-Projektes wird PHB bei der Limitierung der Nährstoffe Stickstoff und Phosphor in photoautotroph wachsenden Mikroalgen gebildet [22]. Wie schon in Kapitel 1 angeführt, bedeutet photoautotrophes Zellwachstum, dass Photosyntheseprozesse zum Biomasseaufbau führen. Die in diesem Projekt verwendeten Cyanobakterien beziehen den zur Biomassebildung benötigten Kohlenstoff aus Kohlendioxid, welches allerdings überstöchiometrisch zur Verfügung gestellt werden muss, und erzeugen gleichzeitig Sauerstoff. Stöchiometrisch sind für die Erzeugung von einem Gramm Algenbiomasse 1,93 Gramm Kohlendioxid notwendig, wobei im Idealfall knapp 40% des verfügbaren CO₂ tatsächlich genutzt werden können [23]. Die zur Reduktion eines Kohlendioxidmoleküls zu einem Kohlenstoffatom notwendige Energie stammt aus der Energie von acht Photonen, die im Rahmen des Photosyntheseprozesses von der Biomassesuspension absorbiert werden. Zum vollständigen Biomasseaufbau in Form von Makromolekülbildung ist die Energie von acht Photonen allerdings nicht ausreichend [24]. An dieser Stelle sei auch festzuhalten, dass die Photosyntheseeffizienz in Mikroalgen durch verschiedene Verluste (Reflexion, Wärmeverluste, Atmung, etc.) im gleichen Bereich liegt wie bei „konventionellen“ C3- und C4-Pflanzen, und nicht, wie oft behauptet, deutlich höher ist [25].

Der Hintergrundgedanke und Auslöser für dieses Projekt war der Wunsch CO₂ aus dem Kohlekraftwerk der Firma EVN in Dürnrohr einzusetzen und dabei einen Wertstoff, in diesem Fall biologisch abbaubaren Biokunststoff, zu erzeugen. Im Sinn der Nachhaltigkeit sollen die zur Kultivierung notwendigen Nährstoffe rückgeführt werden. Realisiert soll das durch folgende Prozessschritte werden: [22]

- Das in der Erntezentrifuge abgeschiedene Wasser wird, mit einem geringen Biomasseanteil, für die anschließende Kultivierung wiederverwendet, wobei optional eine thermische Vorbehandlung (Hygienisierung) durchgeführt werden kann.
- Die Vergärung der Restbiomasse in einer Biogasanlage wird mit der Zugabe eines Cosubstrats, das die Nährstoffverluste im folgenden Prozessschritt (siehe nächster Punkt) ausgleichen soll, durchgeführt. Als Cosubstrat bietet sich aufgrund der ausgezeichneten Verfügbarkeit Dünnschlempe aus der Bioethanolanlage Pischelsdorf, einem benachbarter Standort des Kohlekraftwerkes, an.
- Anschließend erfolgt die mechanische Separation des Gärrestes, wobei der feste Anteil als Dünger eingesetzt werden kann und die flüssige Phase mit den notwendigen Nährstoffen wieder in das Kultivierungssystem rückgeführt wird. Vor der Rückführung in den Prozess wird diese nährstoffreiche Lösung allerdings noch thermisch behandelt. Im Zuge der Hygienisierung sind auch weitere Medienaufbereitungsschritte, wie Salz- oder Nährstoffzugabe, Verdünnung, etc., denkbar.

Zum besseren Verständnis des eben beschriebenen Prozesses trägt Abbildung 5 bei.

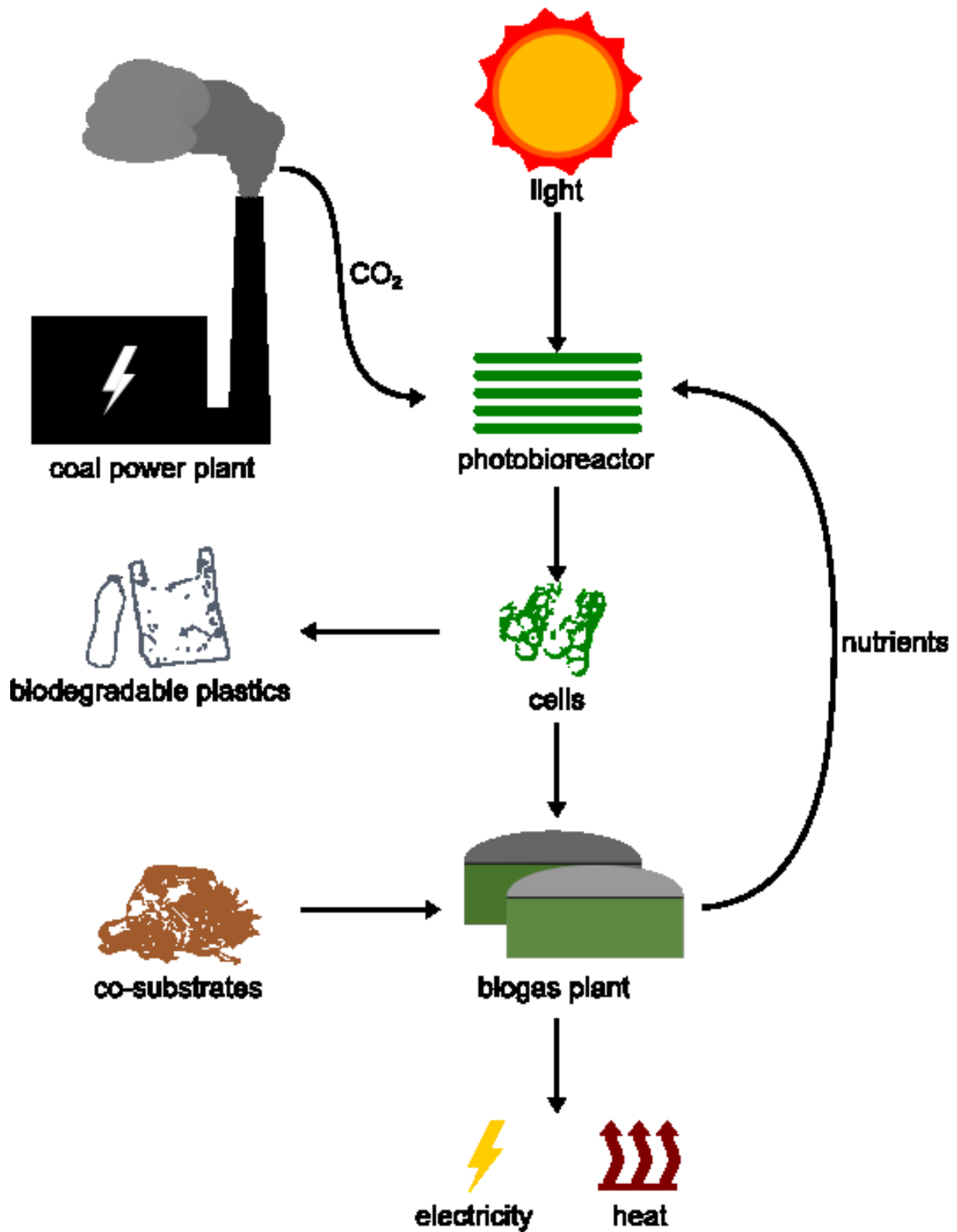


Abbildung 5 - Schema des CO₂USE Prozesses [26]

2.4 Kultivierungssysteme

Im folgenden Abschnitt wird zunächst eine Übersicht über verschiedene Kultivierungssysteme für Mikroorganismen gegeben. Anschließend werden zwei Systeme detaillierter vorgestellt, welche auch in weiterer Folge für die Auslegung der Demonstrationsanlage als Basisaggregate dienen.

2.4.1 Einteilung der Kultivierungssysteme

Tabelle 2 – Übersicht der unterschiedlichen Kultivierungssysteme für Mikroalgen

Name	Kurzbeschreibung
<i>Fermentationstanks</i>	
Zylindrische Bioreaktoren	Ähnlich aufgebaut wie Fermenter zur heterotrophen Mikroalgenproduktion handelt es sich um zylindrische Tanks, die mit Rührer, CO ₂ -Versorgung, Belüftung und interner Beleuchtung ausgestattet sind. [1]
<i>Offene Kultivierungssysteme</i>	
Natürliche Teiche	Selten aber doch findet man auch natürliche Teiche, in denen Mikroalgenkonzentrationen vorliegen, die eine industrielle Weiterverarbeitung zulassen. Geeignete Umgebungsbedingungen findet man u.a. am Lake Texcoco in der Nähe von Mexiko City sowie in der Nähe von Butalin in Zentralburma. [1]
Pondsysteme	Künstliche angelegte Teiche werden in verschiedenen Ausführung, sowohl als „Circular ponds“ als auch als „Raceway ponds“ zur Mikroalgenkultivierung verwendet. Die Suspensionsdurchmischung erfolgt dabei durch Rührer bzw. Paddel. [1]
Inclined surface device [27] bzw. Sloping pond [1]	Bei diesen Systemen wird die Algensuspension von einer Pumpe an den höchsten Punkt des Systems transportiert und fließt in einer sehr dünnen Schicht über leicht geneigte Platten wieder nach unten. Die treibende Kraft für die Durchmischung ist die Schwerkraft. Aufgrund der dünnen Suspensionsschicht werden gute Belichtungsverhältnisse realisiert. [1]
<i>Geschlossene Kultivierungssysteme</i>	
Plastics Sleeves	Die erste Generation der geschlossenen Systeme bestand aus einfachen, hängenden Plastikschläuchen. Einer der Hauptnachteile dieser Technologie war die unzureichende Lichtversorgung der Mikroorganismen. [27]
PBR ¹⁾ (Photobioreaktor)	Der große Vorteil von modernen Photobioreaktoren ist die vollständig mögliche Parameterkontrolle und –steuerung in diesen Systemen. Eine Einteilung von PBRs aufgrund ihrer Bauweise oder Betriebsweise gemäß der folgenden Parameter ist üblich: [28] <ul style="list-style-type: none"> • Flachplattenreaktor oder tubulärer PBR • Horizontal, vertikal, spiralförmig oder geneigt • Serpentinartig oder vielschichtig mit Tanks • Airlift oder Pumpe • Ein- oder zweiphasig Auf eine genauere Ausführung der möglichen PBRs wird an dieser Stelle verzichtet. Nachgelesen werden kann u.a. bei PULZ [27], TREDICI [28] oder KUMAR et al. [29].

1) Im Allgemeinen wird der Begriff „Photobioreaktor“ nur für geschlossene Systeme verwendet.

Die in Tabelle 2 vorgenommene Einteilung und Vorstellung der Kultivierungssysteme erfolgt in Anlehnung an BECKER [1] und PULZ [27], wobei es weitere Literaturquellen [28–30] gibt, die sich mit diesem Thema sowie dem Upscaling der einzelnen Kultivierungssysteme auseinandersetzen. PULZ [27] nimmt außerdem eine Gegenüberstellung der verschiedenen Kultivierungsmethoden vor. Alle in Tabelle 2 genannten Kultivierungssysteme haben bezüglich Investitionskosten, Betriebskosten, Kontaminationsgefahr oder Prozesskontrolle Vor- und Nachteile, die unter anderem bei PULZ [27] nachzulesen sind. Um die Nachteile der einzelnen Varianten abzuschwächen, wurden in den letzten Jahren so genannte Hybrid-Reaktoren – Kombinationen aus unterschiedlichen PBRs – entwickelt [29].

2.4.2 Thin-Layer System

Eines, der für die Auslegung der Demonstrationsanlage gewählten Kultivierungssysteme, ist das so genannte *Thin-Layer System*. Es wurde erstmals in den Sechzigerjahren im *Departement of Autotrophic Microorganisms* der *Academy of Sciences of the Czech Republic* in *Trebon*, einem heutigen Forschungspartner im CO₂USE-Projekt, errichtet und Anfang der Neunzigerjahre adaptiert und verbessert [31]. Dieses einfache System (siehe Abbildung 6) besteht aus leicht geneigten Platten (4 in Abbildung 6), die von der Mikroalgensuspension kaskadenartig überflossen werden. Am unteren Ende der Anlage wird die Flüssigkeit in einem Kollektorrohr gesammelt und in einen Tank (2) geleitet. Dort wird mit Hilfe eines Schwimmers festgestellt, wie viel Wasser im System zirkuliert, und bei Bedarf Frischwasser zugegeben, um Verluste, die hauptsächlich durch Verdunstung entstehen, auszugleichen. Anschließend wird die Suspension mit einer Pumpe (1) wieder zum Verteilerrohr (3) am höchsten Punkt des Kaskadensystems gebracht. Das zur Kultivierung notwendige CO₂ wird in der Pumpe zudosiert, wobei die Menge über die Messung des pH-Werts im Verteilerrohr reguliert wird. Während der Nacht und an regnerischen Tagen wird die Flüssigkeit im Tank behalten und dort belüftet, da in diesen Phasen mit wenig oder keiner Belichtung keine Zunahme der Biomasse stattfinden kann.

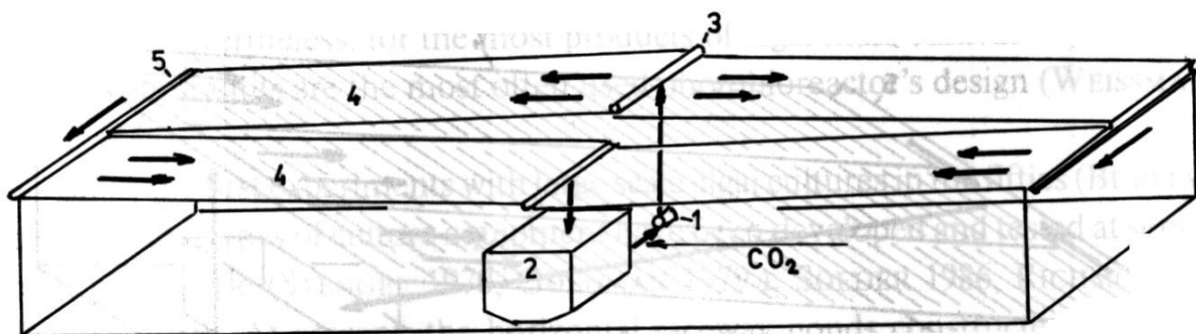


Abbildung 6 - Schema des Thin-Layer System [31]

Im Rahmen der Auslegung der Demonstrationsanlage fiel die Wahl auf das in Trebon verwendete Kaskadensystem, wobei vor allem die folgenden Aspekte ausschlaggebend waren:

- Die Investitionskosten einer solchen Anlage sind deutlich geringer einzuschätzen als bei geschlossenen Kultivierungssystemen.
- Da es sich bei dem Institut in Trebon um einen Projektpartner handelt, ist eine ausgezeichnete Datengrundlage bezüglich der Betriebsparameter wie Produktivität oder Verdunstungsverluste verfügbar.
- Ein hohes Oberfläche-Volumen-Verhältnis führt zu einer ausgezeichneten Belichtung der Algen, was in einer hohen Zelldichte und Biomassekonzentration resultiert.
- Das System in Trebon zeichnet sich durch hohe Biomassewachstumsraten und Produktivität aus. Dort werden für Chlorellastämme durchschnittlich Werte bis zu $18 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ erreicht [1, 31]. Bei einer Besichtigung der Anlage [32] wurde angegeben, dass bei dreiwöchiger Kultivierung unter idealen Bedingungen im Sommer sogar Erntekonzentrationen bis zu $40 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$ erreicht werden, was $22 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ beziehungsweise $1\text{-}2 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ entspricht. PULZ [27] publiziert für ein tubuläres, geschlossenes System maximal Werte bis zu $1,2 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, was in etwa $75 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ entspricht und bei natürlicher Belichtung allerdings nur kaum zu erreichen ist.
- Aufgrund ihrer Einfachheit ist die Anlage weniger fehleranfällig und gleichzeitig wartungsärmer als Photobioreaktoren.
- Das Upscaling ist vergleichsweise einfach, da Ausdehnung der Anlage zumindest in eine Richtung leicht erhöht werden kann. Die Breite der Anlage kann erhöht werden, während die Länge in Fließrichtung der Algensuspension beschränkt ist, da nach 30 bis 40 Metern eine neuerliche Versorgung mit Kohlendioxid notwendig wäre. [32]

Dem gegenüber stehen u.a. folgende Nachteile, die bei den meisten offenen Kultivierungssystemen Herausforderungen darstellen: [27]

- Erhöhte Kontaminationsgefahr der Biomassesuspension
- Hohe Verdunstungsverluste an warmen Tagen
- CO_2 -Diffusion an die Umgebungsluft
- Starke Abhängigkeit von äußeren Bedingungen wie Niederschlag oder Wind

Speziell in diesem offenen System wird folgender Nachteil beobachtet. Da die Biomassesuspension während der Dunkelheit im Belüftungstank verweilt und die Oberfläche des Kaskadensystems einem erhöhten Verschmutzungsrisiko ausgesetzt ist, muss für ein Kultivierungssystem mit der Größe einer Demonstrationsanlage ein Reinigungssystem implementiert werden. Durch dieses soll die Oberfläche am Ende jedes Tages bis zu zwei Stunden lang, was der Reinigungsdauer des Systems in Trebon entspricht [32], gereinigt werden. Damit verbunden ist ein elektrischer Energiebedarf zum Antrieb der Pumpe, der die Kosten für Betriebsmittel erhöht.

In der durchgeführten Auslegung besteht jede Einheit des Thin-Layer Systems aus zwei Systemen, wie sie Abbildung 6 zeigt. Dabei wird eines dieser Systeme gespiegelt und direkt an das zweite System angeschlossen. Dadurch grenzen die höher gelegenen Platten aneinander an und die gesamte Biomassesuspension kann durch eine Pumpe in das Verteilerrohr, das beide Einzelsysteme versorgt, befördert werden. Es lässt sich leicht erkennen, dass ein gesamtes Kultivierungssystem aus acht „Segmenten“, vier oberen Platten und vier unteren Platten, zusammengesetzt wird.

2.4.3 Tubulärer Photobioreaktor

Das zweite für die Auslegung verwendete System ist ein tubulärer Photobioreaktor wie z.B. das von Algomed errichtete und bei PULZ [27] beschriebene System. Es handelt sich um dünne, teilweise übereinander angeordnete Glasrohre mit horizontaler, wie im Falle dieser Arbeit, oder vertikaler Fließrichtung, wobei in regelmäßigen Abständen von circa 80 Metern ein Entgaser vorhanden sein muss, der für das Absenken der Sauerstoffkonzentration verantwortlich ist [30]. Die Durchmischung der Algensuspension und eine möglichst gleichmäßige Beleuchtung werden durch den Einsatz von Pumpen, alternativ wäre der Einsatz eines Airlifts, realisiert. Gemäß FERNÁNDEZ et al. [33] handelt es sich bei tubulären Photobioreaktoren um die häufigste Ausführungsform von geschlossenen Kultivierungssystemen. Der Leistungsbedarf eines solchen Systems beträgt gemäß Angaben von FERNÁNDEZ et al. [33] 500 Watt pro Kubikmeter.

Die Vorteile eines solchen geschlossenen Systems sind u.a.: [27]

- Geringe Kontaminationsgefahr
- Der Platzbedarf ist im Vergleich zu offenen Systemen mit dünnen Suspensionsschichten geringer. Bei gleicher Fläche ist das Flüssigkeitsvolumen um den Faktor sechs größer.
- Niederschläge unterbrechen oder stören die Kultivierung nicht. Wind und heiße Temperaturen führen zu keiner Verdunstung.
- Die Prozesskontrolle ist wesentlich einfacher und präziser als bei offenen Systemen.
- Die CO₂-Verluste sind geringer.

Demgegenüber stehen Nachteile wie zum Beispiel:

- Notwendiger Einsatz von effizienten Entgasern, da hohe Sauerstoffgehalte die Kultivierung negativ beeinflussen. [1]
- Notwendige Kühlung an heißen Tagen. Diese kann zum Beispiel durch das Versprühen von Wasser auf den PBR-Rohren umgesetzt werden, wobei 1-2 Liter pro Quadratmeter und Tag benötigt werden. [1]
- Höhere Investitions- und Installationskosten [28]

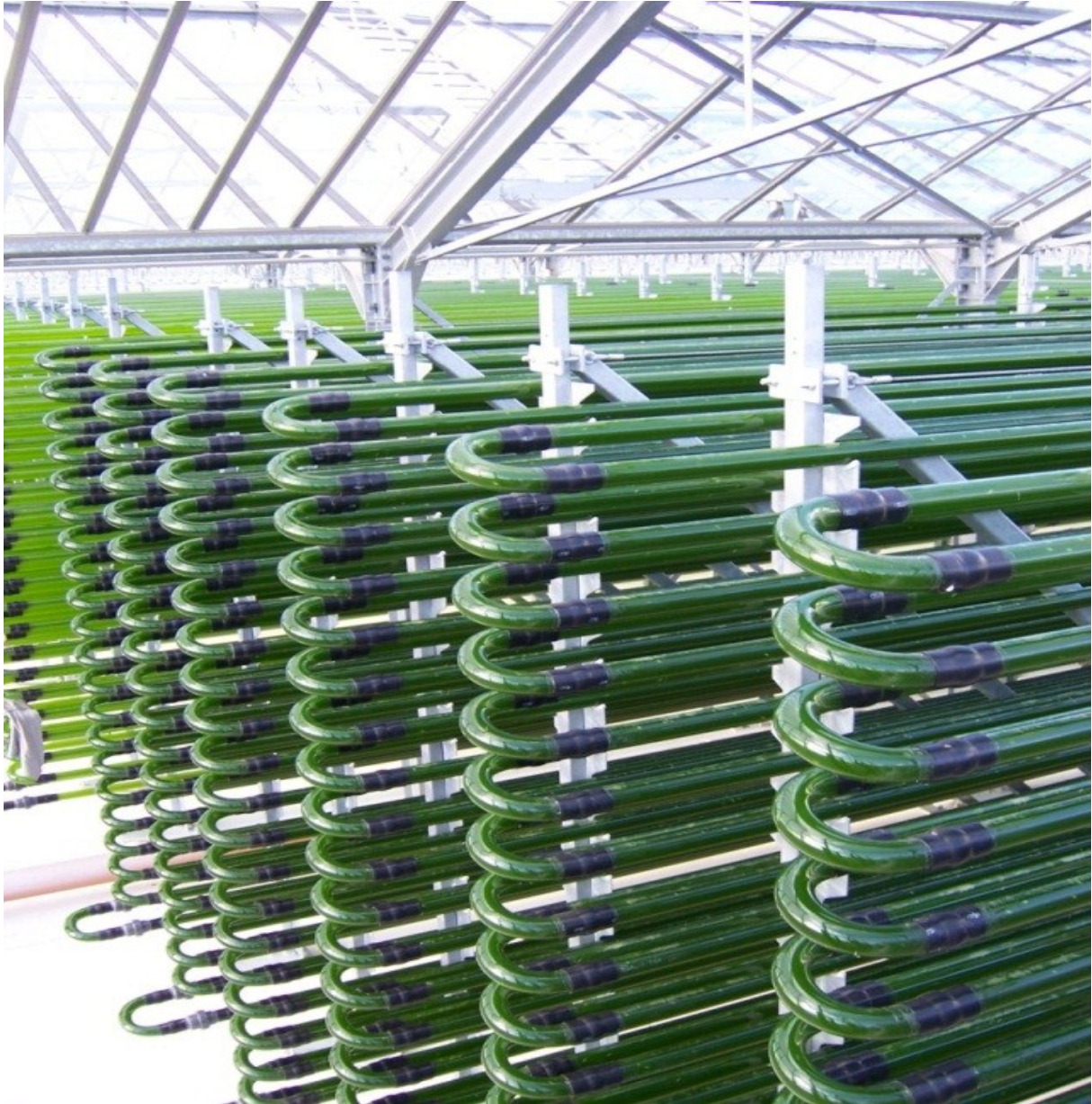


Abbildung 7 - Industrieller Photobioreaktor der Firma Roquette Klötze GmbH & Co. KG in Klötze/Deutschland; Foto: J. Ullmann [34]

2.5 Downstream-Processing

Das Downstream-Processing von PHB-haltiger Biomasse umfasst das Aufkonzentrieren der Biomassesuspension, die Vorbehandlung der eingedickten Suspension, die PHB-Extraktion und die Reinigung des gewonnenen PHBs. In den letzten Jahrzehnten wurden im Bereich der PHB-Gewinnung aus heterotroph wachsenden Mikroorganismen die unterschiedlichsten Verfahren erforscht und eine Reihe von Patenten und wissenschaftlichen Artikeln [35–38] zu diesem Thema veröffentlicht. Literaturquellen zur PHB-Extraktion aus phototroph wachsenden Mikroorganismen gibt es zum momentanen Zeitpunkt nicht. Einen Überblick über die Schritte des Downstream-Processing von Ernte bis Extraktion zeigt Abbildung 8.

In diesem Abschnitt werden die unterschiedlichen Aufkonzentrations-, Vorbehandlungs- und Extraktionsmethoden vorgestellt. Abschließend wird auf die Methode, die im Rahmen der Auslegung der Demonstrationsanlage angenommen wird, etwas detaillierter eingegangen. Aufgrund mangelnder Daten zur PHB-Extraktion aus photoautotroph erzeugter Biomasse wird ein Extraktionsprozess für heterotroph gewachsene Mikroorganismen angenommen.

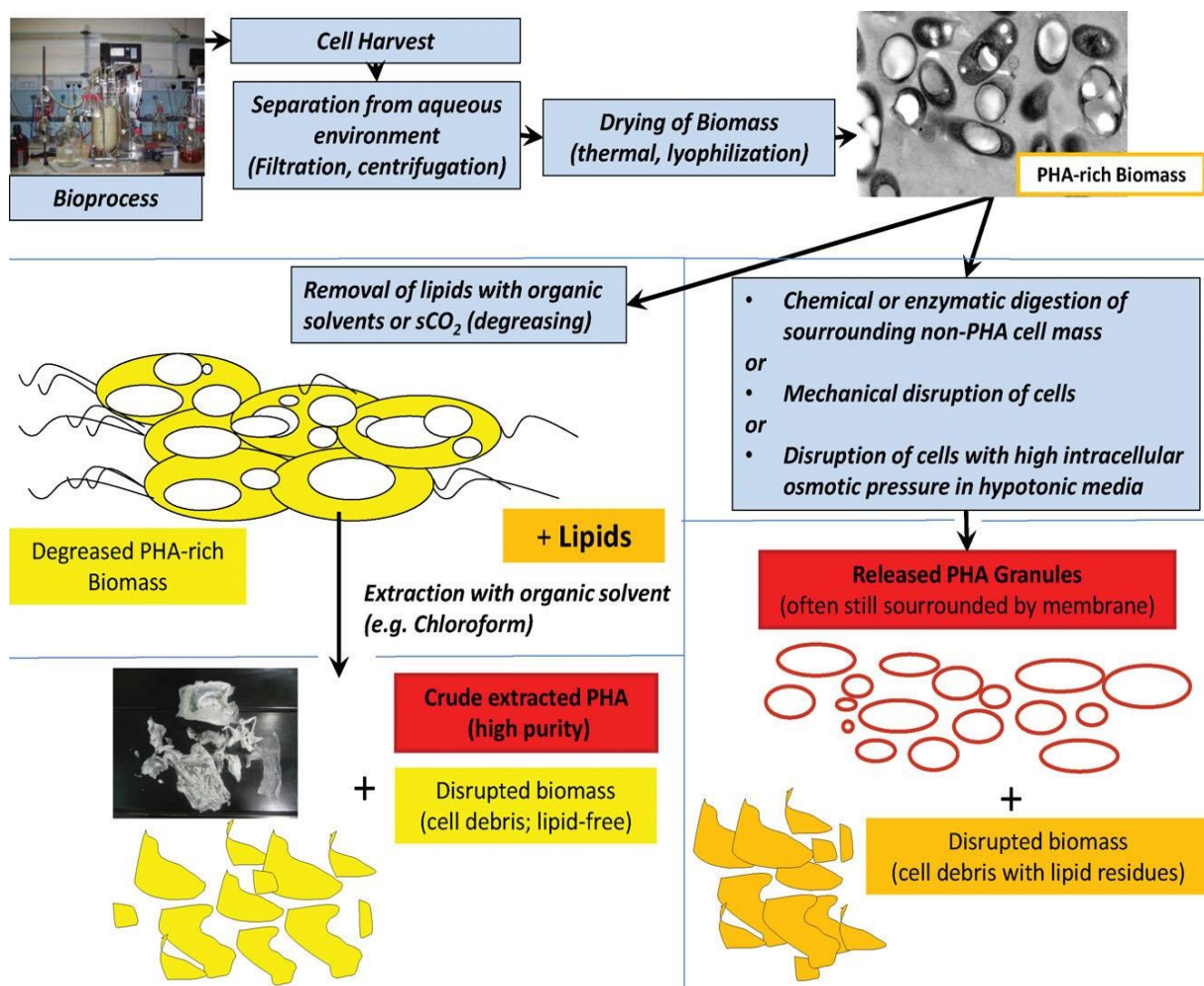


Abbildung 8 - Grobübersicht Downstream-Processing [39]

2.5.1 Aufkonzentration, Vorbehandlung und Reinigung

Um den Trockensubstanzgehalt der Biomassesuspension zu erhöhen, gibt es diverse Ernteprozesse, die u.a. von BECKER [1], MOLINA et al. [38] oder PETRICK et al. [40] beschrieben werden. Dazu gehören Sedimentation, Flokkulation, Flotation, Separation in der Filterpresse oder Zentrifugation. Letztere wird als Basisverfahren für die Auslegung der Demonstrationsanlage angenommen.

Mögliche Vorbehandlungsschritte sind Sprüh-, Gefrier- oder thermische Trocknung, wobei die thermische Trocknung zu einer Verkürzung der Molekülketten führen kann [38, 39]. Für die Durchführung eines Trocknungsprozesses vor dem Extraktionsschritt spricht, dass große Wassermengen die Extraktionseffizienz deutlich senken können [39]. Ein Argument gegen den Trocknungsprozess sind die damit verbundenen Kosten für Anlagen und Betriebsmittel. Anschließend wird oft eine Vorbehandlung mit Aceton oder anderen milden polaren Lösungsmitteln wie Methanol oder Ethanol durchgeführt [35, 39]. Durch diesen Prozess werden Lipide oder andere Verunreinigungen entfernt, wie in KOLLER et al. [39] beschrieben, und das Aufbrechen der Zellwand bei der PHB-Extraktion selbst wird begünstigt, worauf u.a. SENIOR et al. [35] hinweist. In JACQUEL et al. [11] werden zusätzlich Vorbehandlungsschritte in alkalischen (NaOH) oder salzhaltigen (NaCl) Medien beschrieben.

Im Anschluss an die erfolgte Extraktion, siehe Abschnitt 2.5.2, kann die Reinheit erhöht werden, indem das gewonnene PHB mit Wasserstoffperoxid in Kombination mit Enzymen oder Komplexbildnern behandelt wird. Alternativ kann das Extraktionsprodukt auch einem ozonhaltigen Sauerstoffstrom ausgesetzt werden, wobei das Ozon desodorierend, bleichend und im Hinblick auf Verschmutzungen lösend wirkt. [11]

2.5.2 Extraktion

Für die Extraktion entscheidende Prozessschritte sind das Aufbrechen der Zellwände und das Isolieren des erzeugten PHBs. Um das zu erreichen, gibt es verschiedene Ansätze. Während die anfänglichen Bemühungen vor allem auf der PHB-Extraktion durch den Einsatz von halogenierten Lösungsmitteln wie Chloroform beruhten, was unter anderem in SENIOR et al. [35] oder RAMSAY et al. [36] beschrieben wird, ist dieser Prozess heutzutage nur noch im Labormaßstab, allerdings nicht bei Industrieanlagen denkbar. Nachteile wie potentielle Schäden an Mensch und Umwelt und hohe Chemikalienkosten können Vorteile wie die geringe Einwirkung auf die Länge der Molekülketten, hohe Ausbeuten und Reinheiten, moderate Prozesstemperaturen und mäßige Zeitdauer nicht kompensieren [11, 39]. Auch in heute aktiven Forschungsgruppen gibt es Bestrebungen den Prozess der PHB-Gewinnung zu optimieren und kostengünstig zu gestalten, da das gesamte Downstream-Processing zu einem erheblichen Teil der Herstellungskosten beiträgt. Wissenschaftliche Beiträge in Fachzeitschriften aus den letzten drei Jahren sind vielfach zu finden [41–45].

In Tabelle 3 werden die unterschiedlichen PHB-Extraktionsmethoden kurz vorgestellt. Detailliertere Beschreibungen dieser Prozesse findet man u.a. in [11, 39, 46].

Tabelle 3 - Übersicht der unterschiedlichen Extraktionsmethoden

Name	Kurzbeschreibung
<i>Lösungsmittlextraktion</i>	
Halogenierte Lösungsmittel (z.B.: Chloroform)	Die notwendige Vorbehandlung umfasst bei dieser Methode in den meisten Fällen einen Trocknungsschritt. Anschließend erfüllt das Lösungsmittel bei der Extraktion, mit dem Aufschluss der Zellmembran und dem Lösen des gespeicherten PHBs, zwei entscheidende Aufgaben [11]. Es folgt das Abfiltrieren der Restbiomasse aus der PHB-haltigen Lösung und die PHB-Ausfällung, was entweder in niedermolekularen Alkoholen wie Methanol, durch Absenken der Temperatur oder durch Verdampfen des Lösungsmittels realisiert wird [11, 39].
Zyklische Carbonate	
Fuselalkohole	
<i>Aufschluss der Non-PHA-cell-mass (NPCM)</i>	
Enzymatisch	Bei dieser Methode werden Enzyme beziehungsweise Chemikalien eingesetzt, um die NPCM aufzuschließen und die produzierten PHB-Granulatkörner freizusetzen. Diese können dann mit einer geeigneten Separationsmethode von der restlichen Biomasse getrennt werden. Geeignete Chemikalien sind beispielsweise Tenside wie SDS oder Alkalien wie NaOH, wie in CHOI et al. [47] publiziert. Auch der Einsatz von Komplexbildnern oder die Kombination mit Chloroform wurden in der Vergangenheit untersucht. Ergebnisse dieser Versuche sind u.a. in JACQUEL et al. [11] zusammengefasst.
Chemisch	
<i>Mechanischer Aufschluss</i>	
Kugelmühle	Bei dieser Aufschlussmethode werden die Zellen großen Kräften ausgesetzt, wodurch die Zellwände aufbrechen und das erzeugte PHB frei wird. Die verschiedenen Methoden funktionieren unter unterschiedlichen Voraussetzungen, wie zum Beispiel vorhergehende Trocknung (Kugelmühle), hohe PHB-Gehalte und Biomassekonzentrationen (HPH) oder nur bei Vorliegen spezieller Mikroorganismen (Ultraschall). [39]
Ultraschall	
High-Pressure-Homogenization (HPH)	
<i>Sonstige Aufschlussmethoden</i>	
Superkritische Fluide	Aufgrund ihrer hohen Dichte und niedrigen Viskosität eignen sich superkritische Fluide, z.B. CO ₂ , als Lösungsmittel. Dabei wird die Zellwand aufgebrochen und das gebildete PHB freigesetzt. [11]
Hypotone Medien	Werden Mikroorganismen mit einer fragilen Zellwand hypotonen Medien wie entsalztem Wasser ausgesetzt, führt der hohe osmotische Druck im Zellinneren zum Aufbrechen der Zellwand. [39]
<i>Separation</i>	
Dissolved air flotation (DAF)	Bei der DAF wird im Anschluss an einen Zellaufschluss im Bereich eines pH-Wertes von 3,5, welcher sich experimentell als besonders geeignet herausstellte, mit Flotation eine Trennung von PHB und Restbiomasse erzielt. Dabei wird das PHB abgetrennt, da es eine im Vergleich zur Restbiomasse andere Affinität zu Flüssigkeit-Luft-Grenzflächen hat. Diese Grenzflächen werden durch das Einblasen von Luft erzeugt. [11, 39]
Air classification	Im Zuge dieser Methode wird die Biomasse zunächst aufgeschlossen, z.B. durch eine Ultraschallbehandlung, anschließend in zwei Fraktionen geteilt, gefroren und klassifiziert. Der feine, PHB-reiche Teil wird in einem letzten Schritt einer klassischen Lösungsmittlextraktion unterworfen. [11]

Wichtige Anforderungen für die Extraktion in einer Demonstrationsanlage sind:

- Keine energieintensiven Vorbehandlungsschritte wie Sprüh- oder Gefriertrocknung
- Hohe Ausbeute (Verhältnis des gewonnenen PHBs zu erzeugtem PHB)
- Hohe Reinheit
- Umweltfreundliche Prozessführung
- Geringe Kosten
- Niedrige Prozesstemperaturen, da sonst Molekülkettenlänge und Qualität abnehmen

2.5.3 Prozess für die Auslegung der Demonstrationsanlage

Nach durchgeführter Literaturrecherche, einer ersten Berechnung anhand des von SENIOR et al. [35] patentierten Prozesses, welcher sich ökonomisch (und ökologisch) als ungeeignet erwies, und einem Gespräch mit Dr. Koller von der Universität Graz und Prof. Stelzer von der TU Graz [48] wird für die Demonstrationsanlage der von CHOI UND LEE [47] vorgestellte Prozess angenommen. Die oben genannten Anforderungen werden hier weitestgehend erfüllt.

Diese Extraktionsmethode lässt sich in die Gruppe der chemischen Aufschlussmethoden der NPCM einordnen. Untersucht wurde die Ausbeute und Reinheit des gewonnenen PHBs, wobei verschiedene Säuren, Laugen und Tenside eingesetzt wurden. Dabei waren die Ergebnisse, vor allem auch bezüglich der ökonomischen Betrachtung, beim Einsatz von 0,1N-Natriumhydroxidlösung (NaOH) besonders vielversprechend. Die Ausbeute und Reinheit des gewonnenen PHBs betragen 90,35 und 91,4% bei Prozesstemperaturen von 30°C und einer Dauer von einer Stunde. Bei Variation der Parameter Normalität, Prozessdauer oder Prozesstemperatur wurden mitunter sogar noch bessere Ergebnisse erzielt. Aufgrund von wirtschaftlichen Überlegungen werden allerdings die bereits angeführten Parameter beibehalten [47].

Die Lösungsmittelmenge pro Einheit Biomasse wird bei der Auslegung aus wirtschaftlichen Gründen im Vergleich zum Literaturwert adaptiert. Wird dieser Wert unverändert übernommen, sinkt der Trockensubstanzgehalt der Restbiomasse soweit ab, dass Investitions-, Installations- und Betriebskosten der Biogasanlage deutlich ansteigen würden. Für die Auslegung wird angenommen, dass wenig bis kein Wasser beim Extraktionsprozess hinzugefügt wird. Dadurch wird der Trockensubstanzgehalt von circa 15% beibehalten und nicht auf 5% [47] abgesenkt.

Die Separation von Restbiomasse und PHB ist sowohl in einer Zentrifuge, als auch durch DAF möglich, was von Martin Koller bestätigt [48] und u.a. in seiner Forschungsgruppe untersucht wurde [39]. Im Zuge dieser Arbeit wird die Separation in einer Zentrifuge angenommen. Anschließend muss das PHB getrocknet werden. Basierend auf Ergebnissen der Literaturrecherche [49] scheint der Zerstäubungstrockner für den Trocknungsprozess am besten geeignet zu sein.

3 Rahmenbedingungen

In diesem Kapitel werden die Rahmenbedingungen und getroffenen Annahmen zur Auslegung der Demonstrationsanlage vorgestellt. Ausgehend von der Standortwahl in Abschnitt 3.1 werden weitere Themen, wie die zu Beginn der Arbeit festgelegten Abgrenzungen zur Erleichterung der Auslegung (Abschnitt 3.2) und betriebsfallbedingte Einflüsse auf die Biomasseerzeugung (Abschnitt 3.3 und 3.4), behandelt.

3.1 Standortwahl

Der im CO₂USE-Projekt vorgesehene Standort für die Auslegung einer Demonstrationsanlage ist das Gelände des Kohlekraftwerkes der Firma EVN in Dürnrohr. Dieser Standort wird auch für die Anlagenauslegung im Zuge der vorliegenden Arbeit herangezogen. Unter einer Reihe von möglichen Startparametern für die Kalkulation, wie zum Beispiel die gebundene CO₂-Menge pro Jahr, die produzierte PHB-Menge pro Jahr oder die vorhandene Fläche, fiel die Wahl auf letztgenannte Option. Die Entscheidung basiert auf folgender Überlegung: Eine Anlage, die auf dieser Basis ausgelegt wird, kann tatsächlich gebaut werden. Im Gegensatz dazu könnte eine Anlage, die auf Basis von 500 Tonnen produziertem PHB im Jahr ausgelegt wird, auf dem Standort aus platztechnischen Gründen nicht oder nur schwer aufgestellt werden. In einem Gespräch mit Dr. Kinger von EVN wies er darauf hin, dass zwei alte Deponieflächen am Kraftwerksgelände – siehe Abbildung 9 – als Standort für die potentielle Demonstrationsanlage geeignet wären. Jede der Flächen ist in etwa 30.000 m² groß, wodurch in Summe eine Fläche von circa sechs Hektar zur Verfügung stehen würde [50].

Dabei handelt es sich um jenes Gebiet am Kraftwerksgelände, auf dem bis vor einigen Jahren Produkte aus der Rauchgasentschwefelung abgelagert wurden. Diese Produkte entstehen, wenn die im Rauchgas enthaltenen Schwefelverbindungen mit gestäubter Kalkmilch in der Entschwefelungsanlage Kalziumsulfid und -sulfat bilden und anschließend mit dem Staub aus dem Rauchgas abgeschieden werden [51, 52]. Es entsteht ein ungiftiges und chemisch stabiles Pulver mit sehr guten Eigenschaften für den Einsatz als Baustoff. Daher wird dieses ursprüngliche Abfallprodukt seit einiger Zeit als Dichtungsmaterial in der Bauwirtschaft und als Zusatzstoff in der Zementindustrie eingesetzt. Da eine Deponierung von Entschwefelungsprodukten aktuell nicht mehr durchgeführt wird, wurde das bisher abgelagerte Material auf der Deponie zu Plateaus aufgeschüttet und eine Humusschicht von einigen Zentimetern Dicke darüber aufgebracht. Da das Deponieprodukt stabil und ungiftig ist, ist weder mit Veränderungen des Untergrundes noch mit negativen Umweltauswirkungen zu rechnen. Allerdings eignen sich die Flächen weder zur Kultivierung von landwirtschaftlichen Nutzpflanzen noch als Gebäudestandort.

Diese „Nichtnutzbarkeit“ des Geländes bedeutet vor allem im Sinn der Nachhaltigkeit einen idealen Standort für einen Photobioreaktor oder ähnliche Systeme zur Mikroalgenkultivierung, da keine Konkurrenzsituation mit landwirtschaftlich erzeugten Gütern

wie Lebensmitteln entstehen kann. Weitere Vorteile des Standortes sind die leicht erhöhte Lage, wodurch es zu keiner Abschattung kommt und die vorhandene Infrastruktur mit gut ausgebauten Zufahrtswegen aufgrund der früheren Nutzung.

Die erhöhte Lage führt jedoch auch dazu, dass aufgrund der steilen Flanken der Deponie ein Teil der vorhandenen Fläche nicht genützt werden kann, weshalb 75% der Gesamtfläche als zur Kultivierung effektiv nutzbare Fläche angenommen werden. Wie bereits erwähnt, kann auf der Deponiefläche kein Gebäude errichtet werden, weshalb die Anlagen des Downstream-Processing auf angrenzenden Flächen errichtet werden müssten.

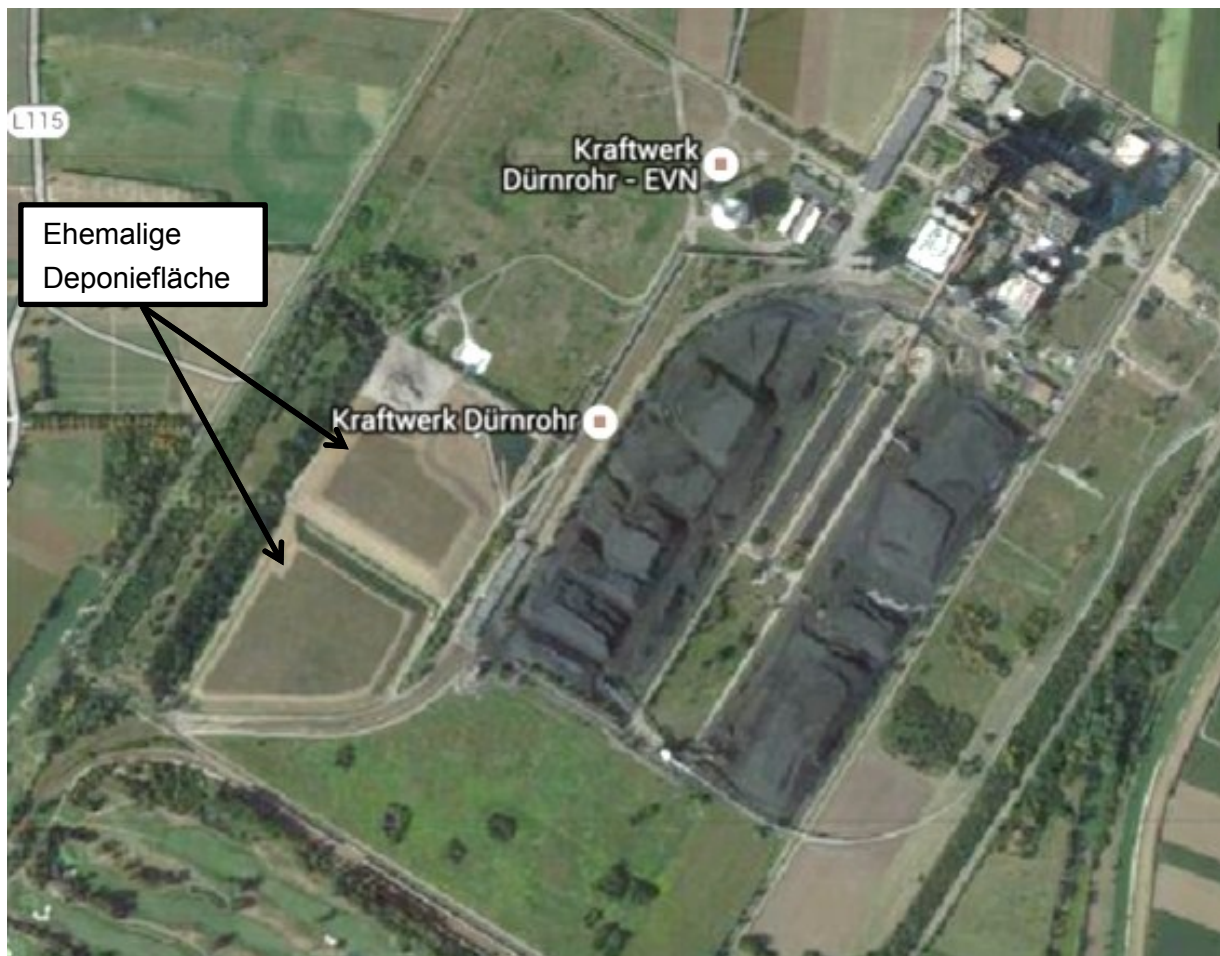


Abbildung 9 - Aufnahme des Kraftwerks Dürnrohr aus der Vogelperspektive [53]

3.2 Abgrenzungen des Prozesses

In den folgenden Abschnitten werden Rahmenbedingungen für die Kultivierungsdauer und Wachstumsphase, Kultivierungseinheitsgröße, Betriebsfalleinteilung, CO₂-Versorgung und die Prozesse Extraktion, Energiebereitstellung und Hygienisierung beschrieben.

3.2.1 Kultivierungsdauer und Wachstumsphase

Die Biomassekultivierung wird im Batchverfahren durchgeführt. Zur Abschätzung der realistischen Kultivierungsdauer werden zum Zeitpunkt der Erstellung dieser Arbeit verfügbare Daten herangezogen. Im tubulären Pilotphotobioreaktor, der im Rahmen des CO₂USE Projekts am Gelände des Kraftwerks in Dürnröhr aufgestellt wurde, beträgt die Kultivierungsdauer zwei bis fünf Wochen. Ein Projektpartner erzielt in Trebon im Sommer bei dreiwöchiger Kultivierungsdauer Endkonzentrationen von circa 40 Gramm pro Liter [32].

Als Wachstumsphase wird in dieser Arbeit die erste Kultivierungsphase bezeichnet, in der ausreichend Nährstoffe vorhanden sind und die Biomassekonzentration zunimmt. Anschließend erfolgt, ausgelöst durch die Nährstofflimitierung, die Produktion von PHB. Die hier getroffene Annahme einer linearen Biomassezunahme mit anschließender Stagnation ist eine Vereinfachung des Prozesses, um den Berechnungsaufwand in vertretbarem Rahmen zu halten. Die Dauer der Wachstumsphase wurde auf Basis von Wachstumsraten im CO₂USE Projekt festgelegt (siehe Abbildung 10). Dafür wurden Daten aus Pilotreaktorversuche mit künstlicher Belichtung in einem Glashaus aufbereitet. Alle drei Kurven beschreiben die Kultivierung von *Synechocystis cf. Salina*. Bei V2 und V8 wird im Juni bzw. im Dezember auf BG11-Medium kultiviert, während bei V7 im November auf Gärrest kultiviert wurde

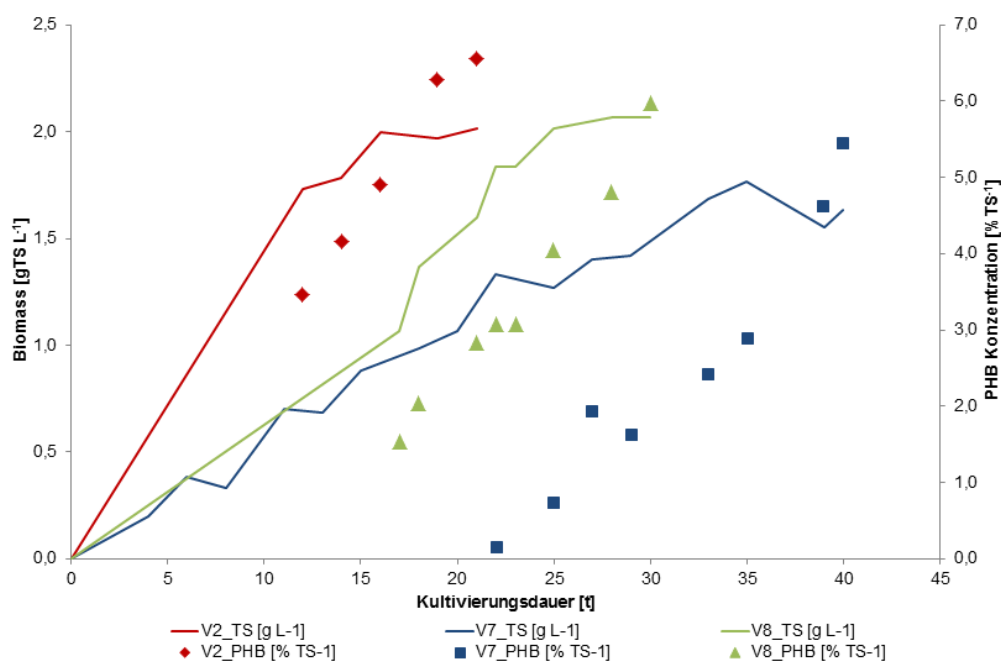


Abbildung 10 - Verlauf Trockensubstanz und PHB-Gehalt im Pilotreaktor

Aufgrund der bisher erzielten Ergebnisse in der Pilotanlage und der Annahme, dass eine verbesserte Prozessführung möglich ist, wird eine Kultivierungsdauer der Mikroalgen pro Batch von 14 Tagen festgelegt. Außerdem wird angenommen, dass die Biomassekonzentration während 70% der Gesamtdauer und somit zehn Tage lang zunimmt.

3.2.2 Größe der Kultivierungseinheit

Die gesamte effektive Kultivierungsfläche wird in zehn gleich große Einheiten mit jeweils 4.500 m² aufgeteilt, wobei auf jeder Einheit ein Kultivierungssystem (Thin-Layer oder PBR) steht. An jedem Werktag wird die Kultivierung in einem dieser Systeme beendet und am selben Tag neu gestartet. Das bedeutet: Ernte und Inokulation finden an einem Tag statt. Dadurch sollen die Investitionskosten für die Downstream-Processing-Aggregate aufgrund kleinerer Durchsatzmengen geringer gehalten und eine gleichmäßigere Ausnützung dieser Aggregate erreicht werden.

3.2.3 Betriebsfalleinteilung

In den Wintermonaten ist aufgrund der kürzeren Tageslichtdauer und der niedrigeren Lichtstärke mit sehr geringen Biomassekonzentrationen in Kombination mit höheren Betriebskosten zu rechnen. Im Fall des Thin-Layer Systems ist ein Betrieb in den Wintermonaten mitunter gar nicht möglich. In der Kalkulation wird daher die Zeit zwischen Anfang März und Ende Oktober als Betriebszeit festgelegt. Die unterschiedlichen Betriebsfälle werden als Frühling, Sommer und Herbst bezeichnet, wobei die Zeiträume nicht mit den Jahreszeiten gleichzusetzen sind, sondern wie folgt festgelegt werden:

- Die Parameter für den Betriebsfall Frühling werden für jene Kultivierungen angenommen, die frühestens in der Kalenderwoche 12 und spätestens in Kalenderwoche 17 (üblicherweise Ende April) begonnen werden. Dadurch ergibt sich eine Gesamtsumme von 30 Batches.
- Die Parameter für den Betriebsfall Sommer werden für jene Kultivierungen angenommen, die frühestens in der Kalenderwoche 18 und spätestens in Kalenderwoche 35 (üblicherweise Ende August) begonnen werden. Dadurch ergibt sich eine Gesamtsumme von 90 Batches. Diese Einteilung wird vorgenommen, da in diesen vier Monaten die durchschnittliche monatliche Strahlungsmenge am höchsten ist und in diesem Zeitraum vergleichbare Werte erreicht, wie aus den Klimadaten der ZAMG am Standort Langenlebarn für den Zeitraum 1971 bis 2000 ersichtlich ist [54]. Außerdem werden für das Thin-Layer System bei DOUCHA UND LIVANSKY [31] durchschnittliche Produktivitätsraten für genau diesen Zeitraum, der gleichzeitig der Betriebszeitraum des Systems ist, angegeben.
- Die Parameter für den Betriebsfall Herbst werden für jene Kultivierungen angenommen, die frühestens in der Kalenderwoche 36 und spätestens in Kalenderwoche 42 (üblicherweise Mitte Oktober) begonnen werden. Dadurch ergibt sich eine Gesamtsumme von 35 Batches.

3.2.4 CO₂-Versorgung

Während des Betriebs der Anlage muss kontinuierlich CO₂ zugeführt werden. Daher eignet sich das Kohlekraftwerk, in dem es nachfragebedingt auch zu längeren Standzeiten kommt und das auf lange Sicht abgestellt werden könnte [55], nicht als alleiniger Lieferant. Am Nachbarstandort ist jedoch eine kontinuierliche CO₂-Quelle in Form des Abgases der Bioethanolanlage Pischelsdorf der Firma Agrana vorhanden. In der Auslegungsberechnung wird in weiterer Folge angenommen, dass reines CO₂ entweder aus der Aufbereitungsanlage des Kohlekraftwerks oder der Bioethanolanlage in notwendiger Menge zur Verfügung steht. Um die wirtschaftliche Analyse durchzuführen, wird CO₂ als ein nicht genutzter Outputstoff aus anderen Industriebetrieben, der daher kostenlos zur Verfügung gestellt wird, definiert.

3.2.5 Annahmen zu einzelnen Prozessschritten

Das nach der Kultivierung und vor der PHB-Extraktion im Rahmen der Aufkonzentrierung entfernte Prozesswasser wird nach der Separation direkt zurückgeführt und aus Kostengründen nicht hygienisiert. Bezüglich der Rückführung ist anzumerken, dass eine Anreicherung von toten Zellen oder Sekundärmetaboliten denkbar ist. Mögliche Folgen sind erhöhtes Kontaminationsrisiko durch abgestorbene Biomasse als Kontaminationskeim oder eine Inhibierung des Prozesses aufgrund angereicherter Sekundärmetaboliten. Wegen der unzureichenden Datenbasis und Erfahrungswerte in diesem Bereich wird allerdings in dieser Arbeit in weiterer Folge keine Einschränkung der Prozesswasserrückführung vorgenommen.

Der zur PHB-Gewinnung angenommene Prozess, der in Kapitel 2.5 vorgestellt wurde, basiert auf einem Extraktionsprozess für heterotroph wachsende Mikroorganismen, obwohl es sich im Rahmen dieser Arbeit um photoautotroph erzeugte Biomasse handelt. Die Annahme, dass der Prozess unter gleichen Bedingungen und mit ähnlichen Ausbeuten, wie in der Literatur angegeben, abläuft, wurde aufgrund der geringen Datengrundlage zur PHB-Extraktion aus photoautotroph erzeugter Biomasse bereits zu Beginn der Arbeit getroffen und der damit möglicherweise einhergehende Fehler in Kauf genommen. Eine Versuchsreihe und Evaluierung der Ergebnisse des angenommenen Prozesses, bzw. die Entwicklung eines neuen Prozesses, hätten den Rahmen dieser Arbeit gesprengt.

Im Zuge der Energiebereitstellung wird die Restbiomasse zusammen mit Dünnschlempe aus der Bioethanolanlage in die Biogasanlage eingebracht. Der Einsatz von Dünnschlempe als Cosubstrat wird wie folgt begründet: im zurückgeführten Medium sollen in ausreichender Menge die notwendigen Nährstoffe zur Verfügung gestellt werden. Da allerdings im Gärrestaufbereitungsschritt Nährstoffe aus dem Prozess ausgeschleust werden, muss ein Ausgleich dieses Verlustes erfolgen. Eine Möglichkeit dafür stellt die Nährstoffzugabe in Form von Vergärung eines Cosubstrats (hier: Dünnschlempe) in der Biogasanlage dar. Alternativ könnte auch eine Nährstoffzugabe im Rahmen der Medienaufbereitung erfolgen. Biogas wird als Endprodukt verkauft. Die Integration eines Blockheizkraftwerkes und somit die Umwandlung zu Strom und Wärme werden bei der Auslegung nicht weiter betrachtet.

Aufgrund der NaOH-Zugabe während der Extraktion ist mit einem pH-Wert von 12,8 des Restbiomasse-Dünnschlempe-Gemisches zu rechnen. Tatsächlich sollte der pH-Wert im Bereich von 7-8 liegen, was durch die Zugabe von Salz- oder Essigsäure erreicht werden kann. In dieser Arbeit wird auf eine Berücksichtigung dieses Prozessschrittes verzichtet, da der Einfluss auf das Endergebnis (Herstellungskosten pro Einheit PHB) sehr gering ist. Auch über die Erfolgswahrscheinlichkeit der Extraktion gemäß dem angegebenen Prozess kann keine Aussage gemacht werden. Daher wird dieser Teilprozess nicht weiter spezifiziert.

3.3 Steuerparameter

In Tabelle 4 werden alle im Zuge dieser Arbeit als Steuerparameter definierten Größen zusammengefasst. Dabei handelt es sich vor allem um Größen, die die Einwirkung von äußeren Einflüssen und Startbedingungen auf die Kultivierung simulieren. Für alle gleichbleibenden Größen, die weder vom Betriebsfall noch vom Betriebssystem abhängen, wird außerdem in Tabelle 4 der Wert dieser Größe angegeben. Die Angabe der unterschiedlichen Werte der variablen Größen erfolgt im Anschluss an die Tabelle. In diesem Rahmen wird auch das Zustandekommen aller in diesem Abschnitt vorgestellten Werte diskutiert und die dafür getroffenen Annahmen erläutert.

Tabelle 4 - Übersicht der gewählten Steuerparameter

Steuerparameter				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Kultivierungsdauer/ Batch	14,0	d	Auf Projekt- und Literaturdaten basierend, siehe oben	[56]
Belichtungszeit/ Tag	s.u. ¹⁾	h·d ⁻¹	Betriebsfallabhängig, siehe unten	[57]
Flächenproduktivität	s.u. ¹⁾	g·m ⁻² ·d ⁻¹	Abhängig vom Betriebsfall, siehe unten	s.u. ¹⁾
Biomassewachstums- phase	10,0	d	Vereinfachte Annahme der linearen Bio- massekonzentrationszunahme, siehe oben	[56]
Verdunstetes Wasser ¹⁾ Kühlleistung ²⁾	s.u. ¹⁾	s.u. ¹⁾	Abhängig vom Betriebsfall und vom Betriebssystem, siehe unten	[1, 58]
Feedstock für neuen Kultivierungsstart	5,0	%	Bezüglich der gewünschten Endkonzentration, in der Forschung sind höhere Werte (10%) üblich [31]	Annahme
Aufheizvorgänge/ Batch	s.u. ¹⁾		Betriebsfallabhängig, siehe unten	Basierend auf [54]
Starttemperatur Aufheizen	s.u. ¹⁾	°C	Betriebsfallabhängig, siehe unten	Basierend auf [54]
Zieltemperatur	25,0	°C	Gilt als geeignete Kultivierungstemperatur	Annahme
Reinigungsdauer	2,0	h·d ⁻¹	Laufzeit der Reinigungspumpe: täglich ²⁾	Annahme
	2,0	h	bzw. einmal pro Batch ³⁾	

1) Diese Werte, Einheiten und Quellen werden im Rahmen der folgenden Beschreibung angegeben

2) Im Fall des Thin-Layer-Systems

3) Im Fall des tubulären Photobioreaktors

3.3.1 Kultivierungszeit pro Tag und Reinigungszeit

Die tägliche Kultivierungszeit basiert auf den Zeitpunkten von Sonnenaufgang bzw. -untergang. Diese Daten sind sowohl für Wien als auch für St. Pölten auf der Homepage der *Zentralanstalt für Meteorologie und Geodynamik (ZAMG)* öffentlich zugänglich [57]. Aufgrund der geographischen Lage des Kraftwerkes Dürnrohr werden die Werte von St. Pölten herangezogen. Für alle Betriebsfälle (Frühling, Sommer, Herbst) werden die Zeiten zwischen Sonnenauf- und Sonnenuntergang aller Tage des jeweiligen Betriebsfalls aus dem Jahr 2014 ermittelt und daraus der jeweilige Mittelwert für die gesamte Periode (Frühling, etc.) gebildet. Anschließend werden von dem errechneten Mittelwert zwei Stunden abgezogen, um zu berücksichtigen, dass bei tiefstehender Sonne wenig Licht genutzt werden kann und keine effektive Biomassezunahme möglich ist. Das Ergebnis daraus ist der für die Belichtungsbeziehungsweise Biomassezirkulationszeit pro Tag angenommene Wert, der gleichzeitig die Laufzeit der Kultivierungspumpe für das Thin-Layer System darstellt. In diesem System wird die Durchmischung in der Nacht durch Einblasen von Sauerstoff im Belüftungstank realisiert. Im tubulären Photobioreaktor soll hingegen die Kultivierungspumpe über die gesamte Kultivierungsdauer, sprich 24 Stunden pro Tag, aktiviert sein, da es sonst zu Agglomerationen oder Sedimentation der Algen kommen könnte, welche einen nachteiligen Effekt auf die Lichtausnützung und somit Produktivität hätte. Das Ergebnis der beschriebenen Berechnung für das Jahr 2014 wird in Tabelle 5 dargestellt. Eine Vergleichsrechnung für das Jahr 2013 ergab, dass die Abweichung der Mittelwerte für die einzelnen Betriebsfälle nur im Sekundenbereich liegt.

Die tägliche Reinigungszeit und somit Laufzeit der Reinigungspumpe wird für das Thin-Layer System für alle Betriebsfälle mit zwei Stunden angenommen. Im tubulären Photobioreaktor wird eine einmalige Reinigung vor dem Start einer neuen Kultivierung für die Dauer von zwei Stunden angenommen. Dabei sorgen die Pumpen des Kultivierungssystems für die Zirkulation.

Tabelle 5 - Übersicht Kultivierungsdauer pro Tag

Übersicht tägliche Kultivierungsdauer in den verschiedenen Betriebsfällen				
Größe	Einheit	Frühling 2014	Sommer 2014	Herbst 2014
Mittelwert Tageslichtdauer	hh:mm:ss	12:47:10	15:15:44	11:41:16
Effektive Belichtungszeit ¹⁾	hh:mm:ss	10:47:10	13:15:44	9:41:26
Gerundet	h	10,75	13,25	9,75

1) Mittelwert Tageslichtdauer abzüglich zwei Stunden

3.3.2 Flächenproduktivität

In diesem Abschnitt wird die Abschätzung der Flächenproduktivität, die für beide Systeme den gleichen Wert haben soll, beschrieben. Der erste Ausgangspunkt für die Berechnung der Biomasseproduktivität sind die im Thin-Layer System in Trebon erzielten Werte:

- DOUCHA UND LIVANSKY geben für ein ähnliches System $17,8 \pm 6,2 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ an [31].
- Laut Jiri Kopecky können im Idealfall Werte bis zu $22 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ erzielt werden [32].
- MASOJIDEK et. al. publizierten Nettoproduktivitätsraten von $10,3\text{-}18,4 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ [59].

Aufgrund der unterschiedlichen geographischen Lage von Trebon und Dürnröhr, ist mit etwas höheren Werten für den Standort der Demonstrationsanlage zu rechnen, was bei einem Vergleich der Globalstrahlungswerte für jene österreichischen Messstellen, die den Standorten Dürnröhr und Trebon geographisch am nächsten sind, Langenlebarnd [54] und Retz [60], offensichtlich wird.

Daher werden zur Abschätzung der Produktivität die Globalstrahlungswerte jenes Standortes herangezogen, der die geringste Entfernung vom Kraftwerk hat: Langenlebarnd. Die Globalstrahlungswerte können als Monatsmittel für die Klimanormalperiode 1971-2000 auf der Homepage der ZAMG abgerufen werden [54]. Basierend auf den daraus berechneten Werten für die mittlere Strahlungsmenge pro Tag in den einzelnen Betriebsfällen werden die Produktivitätsraten gemäß der im folgenden Absatz beschriebenen Rechnung ermittelt.

Dazu wird die mittlere Strahlungsmenge pro Tag und Quadratmeter mit einer realistischen Photon-Biomasse Umwandlungseffizienz multipliziert, welche aufgrund unterschiedlicher Verlustursachen, siehe u.a. [24, 25, 61], theoretisch maximal neun Prozent beträgt. Dieser Wert kann in der Realität allerdings nicht erreicht werden. Für zentraleuropäische Standorte werden bei JACOBI UND POSTEN [62] 4,5 % angegeben, während BOROWITZKA [63] 2-4 % für realistisch hält, wobei Photobioreaktoren oder ähnliche Systeme am oberen Ende dieses Bereichs liegen sollen. Für die Abschätzung der Produktivität wird in dieser Arbeit mit einer Umwandlungseffizienz von 3,8 % gerechnet. Dieses Zwischenergebnis muss zur endgültigen Bestimmung der Produktivitätsraten in den unterschiedlichen Betriebsfällen noch durch die in der Algenbiomasse gespeicherte Energie dividiert werden. Als Richtwert gilt $20 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ bzw. bis zu $30 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ für Stämme, die bei Nährstofflimitierung ölhaltige Speicherprodukte in großem Ausmaß produzieren [62]. QUINTANA et al. [64] geben $25,8 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ als Energieinhalt von Cyanobakterien an, was für diese Arbeit übernommen wird. Außerdem muss berücksichtigt werden, dass die weitere Nutzung der Biomasse zu 100 % unrealistisch erscheint – Verluste können beispielsweise bei der Ernte auftreten – worauf z.B. BECKER [1] hinweist. Daher wird ein Ausnützungsgrad von 85% festgelegt, der im abschließenden Berechnungsschritt berücksichtigt wird. Die Ergebnisse sind in Tabelle 6 zusammengefasst.

Tabelle 6: Übersicht über die monatliche Strahlungsmenge und die abgeschätzten Produktivitätsraten (Datenquelle: ZAMG)

Übersicht von Strahlungsmengen und Produktivitätsraten				
Monat	Strahlungsmenge	Tage	Mittel	Produktivität
	$\text{J}\cdot\text{cm}^{-2}$	d	$\text{J}\cdot\text{cm}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$	$\text{g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$
März	26638	31	1209,5	15,28
April	45145	30		
Mai	60173	31	1926,3	24,13
Juni	62422	30		
Juli	61405	31		
August	52935	31		
September	33760	30	896,3	11,27
Oktober	20915	31		

3.3.3 Außentemperaturen, Kühlung und Heizung

Auch die durchschnittlichen Lufttemperaturen werden auf Basis von ZAMG-Daten für den Standort Langenlebarn bestimmt [54]. In weiterer Folge wird für die Berechnung angenommen, dass im Sommer eine zusätzliche Beheizung der Algensuspension im Tank aufgrund der Wärmespeicherfähigkeit von Wasser in der Regel nicht notwendig ist. Ein Temperaturabfall bedingt durch Regenwetter o.Ä. wird in der Berechnung durch ein einmaliges Aufheizen der Algensuspension von 15 auf 25°C bei mittlerer Biomassekonzentration berücksichtigt. In den anderen beiden Betriebsfällen ist aufgrund der geringen Außentemperaturen ein Aufheizen der Suspension einmal täglich auf 25°C vorgesehen. Als Starttemperatur des Aufheizprozesses wird für das Thin-Layer System jene Temperatur gewählt, die der mittleren Temperatur über den Zeitraum des Betriebsfalles entspricht [54]. Im geschlossenen Kultivierungssystem wird von einer besseren Wärmespeicherung ausgegangen, weshalb als Starttemperaturen für die Aufheizvorgänge höhere Werte als im Thin-Layer System festgelegt werden.

Zur Vermeidung zu hoher Temperaturen der Biomassesuspension und in weiterer Folge Schäden der Mikroorganismen, muss die Flüssigkeit an heißen Sommertagen gekühlt werden. Beim Thin-Layer System unterliegt die Temperatur des Mediums einer Selbstregulation aufgrund von Verdunstung. Daher müssen die Verdunstungsverluste ausgeglichen werden und frisches Wasser zur Verfügung gestellt werden. Als Abschätzungen werden die von Jiri Kopecky angegebenen Wertebereiche in einen prozentuellen Anteil der Gesamtwassermenge umgerechnet [58]. Gemäß diesen Angaben verdunsten im Sommer zwischen drei und sieben Prozent der Gesamtwassermenge pro Tag. Basierend darauf wird in der Auslegung mit einem Prozent im Frühling und Herbst und mit sieben Prozent im Sommer gerechnet.

Diese selbstregulierende Temperaturanpassung funktioniert beim tubulären Photobioreaktor nicht. In diesem System muss die überschüssige Wärme abtransportiert werden, zum Beispiel von vorbeigepumpten Kühlwasser. Alternativ kann die Temperatur abgesenkt

werden, indem auf die Rohre, in denen die Suspension zirkuliert, Wasser gesprüht wird, das sich erwärmt und anschließend verdunstet. Zur effizienten Kühlung muss mit 1-2 Liter Kühlwasser pro Quadratmeter und Tag gerechnet werden [1]. Für die Auslegung des Photobioreaktors wird $0,1 \text{ l}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ für die Betriebsfälle Frühling und Herbst bzw. $1,3 \text{ l}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ für den Sommer als notwendige Kühlwassermenge definiert.

Tabelle 7 - Übersicht über die der Temperaturen Biomassesuspension

Übersicht Aufheizvorgänge in den unterschiedlichen Betriebsfällen				
Größe	Einheit	Frühling	Sommer	Herbst
Anzahl Aufheizvorgänge		14	1	14
Starttemperatur Aufheizvorgang TLS	°C	7	15	12
Starttemperatur Aufheizvorgang PBR	°C	15	15	18

3.4 Weitere betriebsfallabhängige Größen

Neben den im Abschnitt 3.3 vorgestellten, betriebsfallabhängigen Parametern wie Produktivität, Anzahl und Starttemperatur der Aufheizvorgänge und verdunstetes bzw. versprühtes Wasser, gehören auch sämtliche Pumpenlaufzeiten zu diesen Parametern. Davon ausgenommen sind Pumpen mit konstanten Laufzeiten, wie die Reinigungspumpe, die Pumpe zur Erneuerung des Reinigungswassers oder die Erntepumpe, die die Biomassesuspension am Ende der Kultivierung zur Zentrifuge befördert. Alle anderen Pumpen haben in den verschiedenen Betriebsfällen abweichende Laufzeiten. Im während dieser Arbeit erstellten Berechnungsmodell ist die selbstständige Berechnung der Pumpenlaufzeiten in den unterschiedlichen Betriebsfällen integriert. Die Realisierung der Berechnung wird in Abschnitt 4.3 kurz erklärt und hier nicht weiter ausgeführt.

4 Auslegung der PHB-Produktionsanlage

Im folgenden Kapitel wird die Vorgehensweise bei der Verfassung der vorliegenden Arbeit beschrieben. Die einzelnen Abschnitte behandeln das Erstellen des Berechnungsmodells, die Auslegung von relevanten Aggregaten wie Pumpen, Tanks, Rührern und Wärmeerzeugern sowie die Visualisierung von Energie- und Masseflüssen und die ökonomische Analyse der Ergebnisse in den unterschiedlichen Varianten der ausgelegten Demonstrationsanlage.

4.1 Definition der Arbeitsaufgaben

Zur systematischen Planung und Durchführung wurde die Arbeit in einzelne Punkte mit definierten Arbeitspaketen gegliedert. Einen Überblick der einzelnen Aufgaben und deren Kurzbeschreibung zeigt Tabelle 8, wobei auch vermerkt wird in welchen Abschnitten dieser Arbeit die Ergebnisse oder auch die Vorgehensweise der Bearbeitung des jeweiligen Arbeitspakets erläutert werden.

Tabelle 8 - Übersicht der wesentlichen Arbeitsaufgaben

#	Aufgabe und Kurzbeschreibung	siehe
1.	<i>Prozessablauf der PHB Produktion definieren</i>	
1.1	Festlegen der Kernprozesse	Kapitel 4.2
2.	<i>Literaturrecherche</i>	
2.1	Literaturrecherche zur Ausarbeitung eines detaillierten Prozessflussbildes sowie zur Festlegung und Definition von Rahmenbedingungen und Annahmen für die folgende Berechnung.	Kapitel 2, Kapitel 3, Kapitel 4.2
3.	<i>Berechnung der Ergebnisse</i>	
3.1	Startparameter zur Auslegung definieren.	Kapitel 3.1, 3.2 und 3.3
3.2	Erstellen eines detaillierten Berechnungsmodells, wobei folgende Vorgaben erfüllt werden sollen: einfache Variation der Inputparameter und sofortige Ergebnisausgabe (realisiert durch Verknüpfung der Dateien des Berechnungsmodells)	Kapitel 4.3
3.3	Festlegen, welche Parameter in den unterschiedlichen Betriebsfällen variiert werden sollen und in welchem Ausmaß dies geschehen soll	Kapitel 3.3
3.4	Auswerten der Ergebnisse	Kapitel 5
4.	<i>Aufstellen von Massen- und Energiebilanzen des Produktionsprozesses</i>	
4.1	Visualisierung der Stoffströme und Energieflüsse des Prozesses	Kapitel 4.8 und 5
5.	<i>Durchführung der ökonomischen Analyse</i>	
5.1	Zur Abschätzung der Wirtschaftlichkeit der Unternehmung werden alle relevanten Kosten und Erlöse auf Basis von Literaturdaten und Herstellerangaben abgeschätzt. Im Zuge einer Wirtschaftlichkeitsrechnung sollen anschließend die minimalen Herstellungskosten für das erzeugte PHB ermittelt werden.	Kapitel 0 und 5

4.2 Prozessflussbild

Im Anschluss an die Definition der Arbeitsaufgaben in Tabelle 8 werden die Kernprozesse des PHB-Produktionsprozesses definiert. Dabei handelt es sich um Kultivierung, PHB-Gewinnung, Energiebereitstellung, Gärrestaufbereitung und Hygienisierung bzw. Medienaufbereitung. Im nächsten Schritt soll der Detailgrad des Prozessablaufs erhöht werden, indem die einzelnen Kernprozesse, soweit es sinnvoll ist, zerlegt werden. Auch die wichtigsten Edukte und Produkte werden in diesem ersten Prozessflussbild (Abbildung 11) dargestellt, wobei die gestrichelten Linien (auch in weiterer Folge) alternative Prozessverläufe symbolisieren.

Abbildung 11 bildet die Basis für alle weiteren Arbeitsschritte, wie die Literaturrecherche zu den Themen Kultivierungssysteme und PHB-Gewinnungsprozess, deren Ergebnisse in den Abschnitten 2.4 und 2.5 bereits präsentiert wurden, sowie zur Energiebereitstellung [40, 65, 66] und Gärrestaufbereitung [66]. Um den Detailgrad weiter zu erhöhen und eine Berechnung zu ermöglichen, werden weitere Abgrenzungen und Annahmen getroffen. Eine bedeutende Änderung im Vergleich zum ursprünglichen Fließschema ist die Festlegung, dass die simulierte Anlage ohne ein Blockheizkraftwerk ausgelegt wird und das erzeugte Biogas als Endprodukt verkauft wird, was bereits in Abschnitt 3.2.5 angeführt wurde. Basierend auf Abbildung 11, den Rechercheergebnissen und Prozessabgrenzungen entsteht ein neues, detaillierteres Fließbild (siehe Abbildung 12).

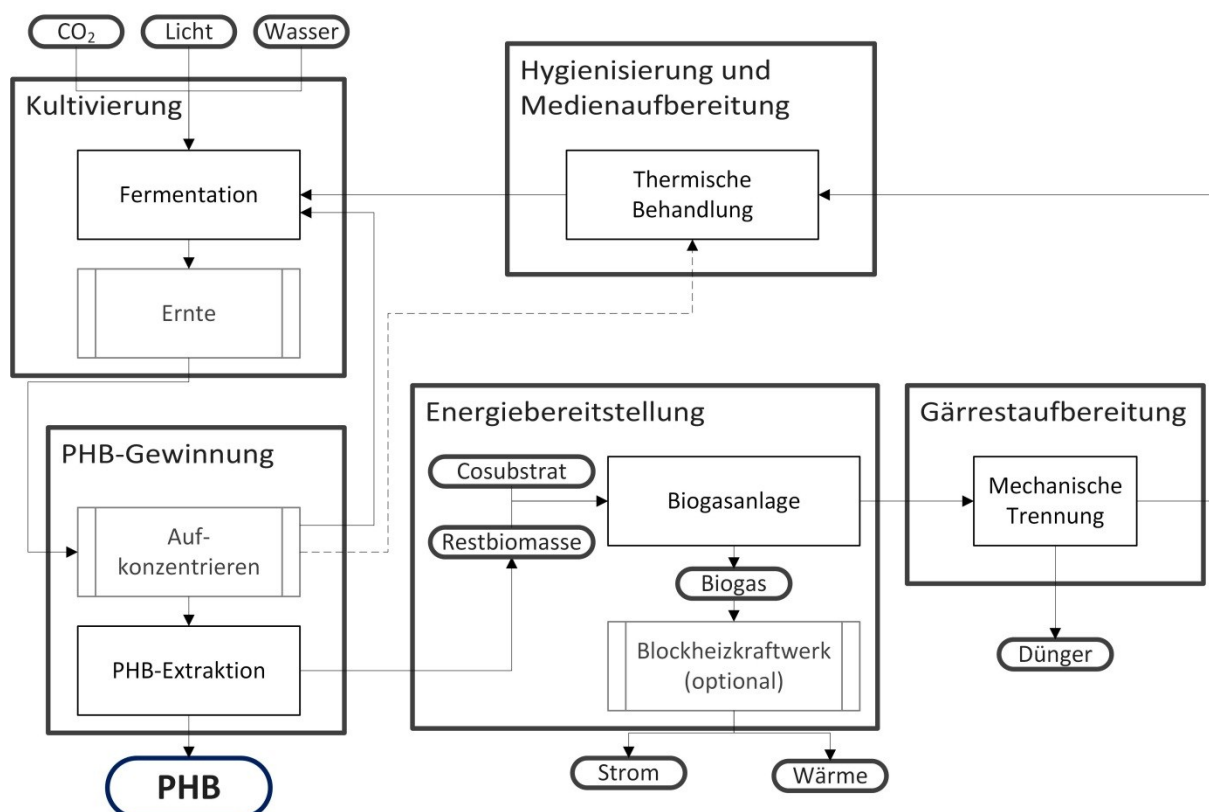


Abbildung 11 - Kernprozesse der PHB Produktion

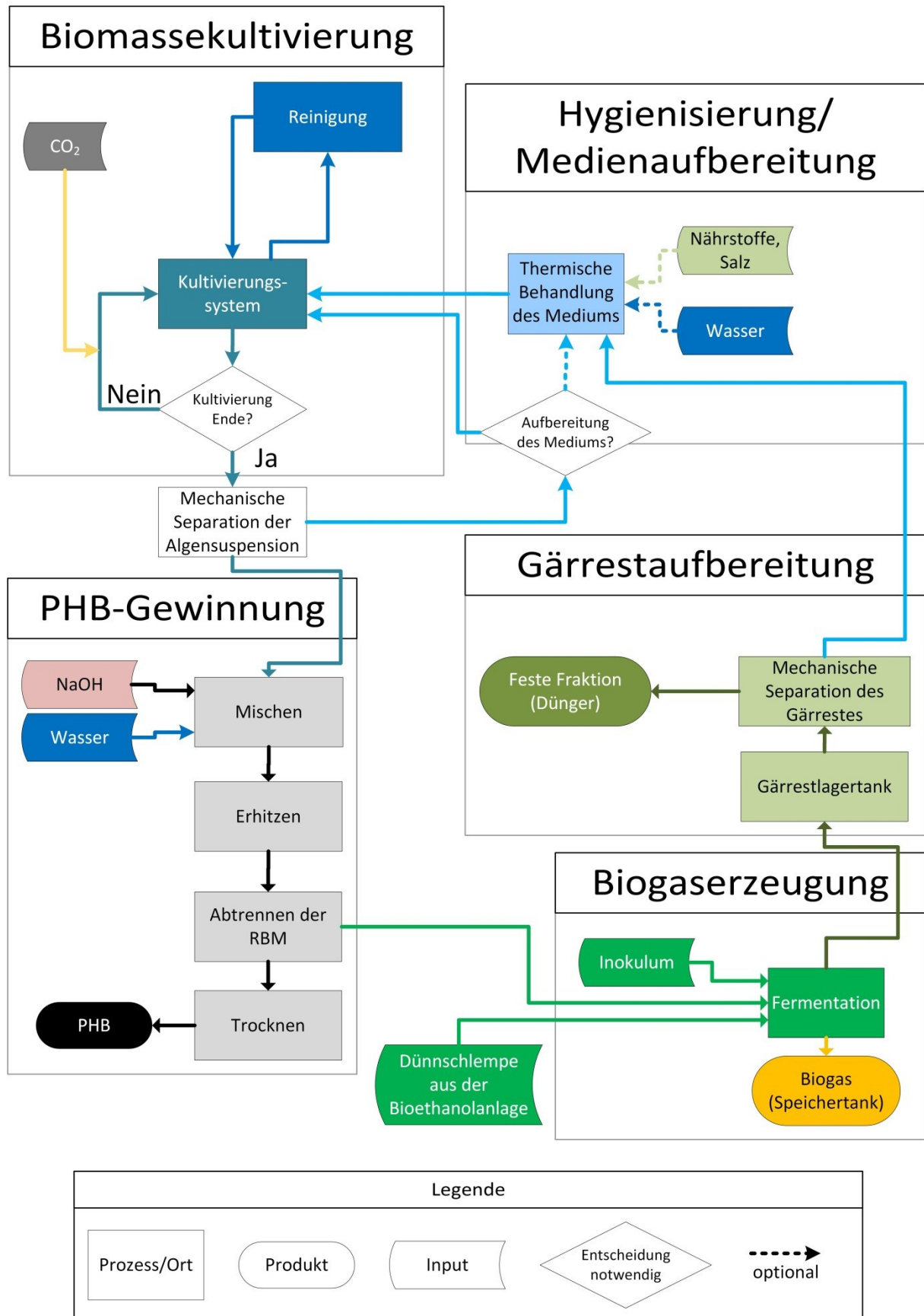


Abbildung 12 - Prozessflussbild mit erhöhtem Detailgrad

4.3 Berechnungsmodell

Nun folgt eine Beschreibung der Funktionsweise des im Zuge dieser Arbeit erstellten Berechnungsmodells. Anschließend werden die gewählten Parameter begründet sowie die Beschreibung der Auslegung von Pumpen, Tanks, Rührern, Wärmeerzeugern, etc. detailliert erläutert.

Die Berechnung der Ergebnisse des PHB-Produktionsprozesses mit anschließender anaerober Vergärung der Restbiomasse und Nährstoffrückführung bildet das Kernstück der vorliegenden Arbeit. Im Zuge der Arbeit definierte Anforderungen an die Berechnung sind:

- Erstellung eines Berechnungsmodells, wobei nach Veränderung einzelner Parameter die Ergebnisausgabe simultan erfolgt
- Einfache Variation der Parameter
- Einfache Verwendung des Modells auch über den Rahmen dieser Arbeit hinaus
- Grundlage für die Erstellung der Massen- und Energieflussbilder
- Grundlage für die ökonomische Analyse

4.3.1 Aufbau

Für jedes simulierte Kultivierungssystem wird ein Ordner mit dem Namen des Systems, *TLS* oder *PBR*, angelegt. Alle Dateien, die Teil des Berechnungsmodells sind, werden für das jeweilige Kultivierungssystem im gleichnamigen Ordner abgespeichert. Einen Überblick der unterschiedlichen Dateien und ihrer Wechselwirkungen liefert Abbildung 13.

Die Basis des Berechnungsmodells bildet die Ermittlung der Massenströme und Energieflüsse mit einem einfachen Tabellenkalkulationsprogramm in der Datei *Berechnungsfile.xlsx*. Im Zuge dieser Arbeit wurde aufgrund der häufigen Benützung und der einfachen Bedienung das Programm Excel gewählt. Die Simulation der Nährstoffrückführung wird durch den Einsatz von Zirkelbezügen realisiert. Für die Auslegung der Tanks, Rührer, Pumpen und Wärmeerzeuger werden zusätzliche Dateien erstellt, wobei für jedes Aggregat ein Tabellenblatt angelegt wird, in dem die wesentlichen Annahmen und Berechnungen dokumentiert werden. Eine detaillierte Beschreibung der Auslegung dieser Aggregate erfolgt ab Abschnitt 4.5, während in Abschnitt 4.3.2 näher auf den Aufbau der Berechnung und die Funktionsweise von *Berechnungsfile.xlsx* eingegangen wird.

Die Datei *Berechnungsfile.xlsx* wird zusätzlich jeweils einmal für jeden Betriebsfall unter dem Namen des Betriebsfalls (*Frühling_Name¹.xlsx*, *Sommer_Name.xlsx* und *Herbst_Name.xlsx*) abgespeichert. Diese Dateien werden zur übersichtlichen Ermittlung des Gesamtergebnisses eines Betriebsjahres mit der Datei *Ergebnisse_Name.xlsx* und mit den Dateien zur Auslegung von Tanks, Pumpen und Wärmeerzeugern verknüpft.

¹ „Name“ steht hier und in weiterer Folge als Platzhalter für den Namen des Kultivierungssystems (TLS oder PBR)

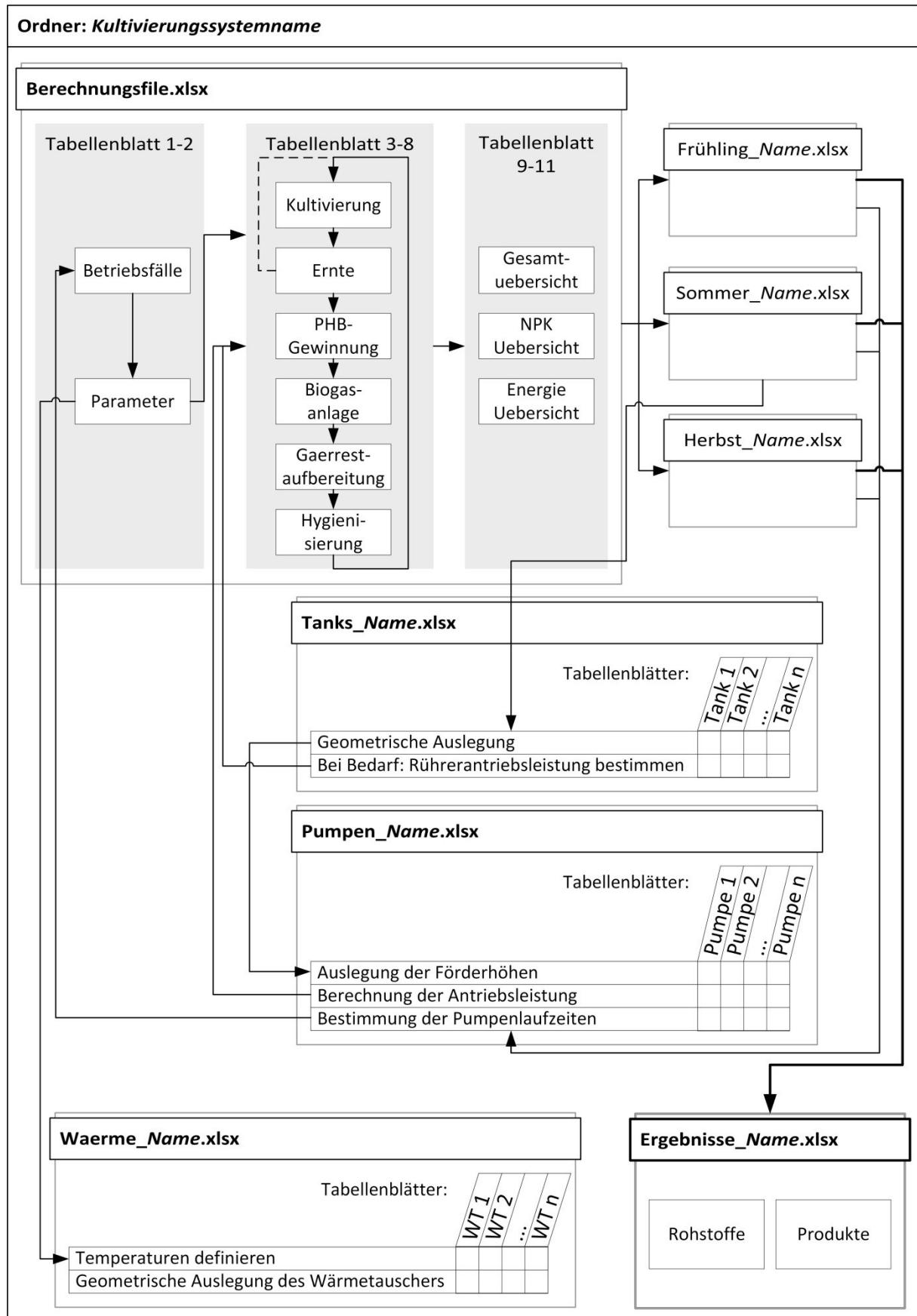


Abbildung 13 - Dateien des Berechnungsmodells und ihre Wechselwirkungen

4.3.2 Funktionsweise von Berechnungsfile.xlsx

Die in der Kerndatei des Berechnungsmodells, *Berechnungsfile.xlsx*, enthaltenen Tabellenblätter lassen sich in die Gruppen Prozessparameterangaben, Massenstromberechnung und Übersichten einteilen und werden in diesem Abschnitt erklärt. Für Parameterangaben sind die Tabellenblätter 1 und 2 vorgesehen, welche in Tabelle 9 näher beschrieben werden. Änderungen der Prozessparameter sind nur in diesen zwei Tabellenblättern vorzunehmen.

Tabelle 9 - Übersicht der Tabellenblätter mit Prozessparameterangaben

# und Name Tabellenblatt	Tabellenblattinhalt
<i>Prozessparameterangaben</i>	
1) Betriebsfälle	<p>Hier werden alle betriebsfallabhängigen Parameter angeführt und ihre Werte für Frühling, Sommer und Herbst in den Spalten C, D und E angegeben. Alle angegebenen Pumpenlaufzeiten in den Betriebsfällen werden aus der Datei <i>Pumpen_Name.xlsx</i> übernommen. Dort werden sie berechnet indem aus den Berechnungsfiles für die einzelnen Betriebsfälle die relevanten Volumina übernommen werden und durch den Pumpendurchsatz dividiert werden. Alle Werte, die mit einer anderen Datei verknüpft sind, können durch den blasseren Hintergrundfarbton identifiziert werden.</p>
2) Parameter	<p>In Zelle C1 dieses Tabellenblattes wird der jeweilige Betriebsfall angegeben. Die Werte aller betriebsfallabhängigen Prozessparameter werden in diesem Tabellenblatt durch Wenn-Funktionen bestimmt. Verwiesen wird im Zuge der Wenn-Funktion auf den jeweiligen Wert für den aktuellen Betriebsfall im Tabellenblatt <i>Betriebsfälle</i>. Gekennzeichnet werden Zellen, in denen solche Wenn-Funktionen eingebaut sind, durch ihren hellblauen Hintergrund.</p> <p>Aufbau einer solchen Wenn-Funktion: <code>WENN(C1="Frühling";Betriebsfälle!Cxx; WENN(C1="Sommer";Betriebsfälle!Dxx; WENN(C1="Herbst";Betriebsfälle!Exx;"Fehler")))</code>¹⁾</p> <p>Alle für die Berechnung notwendigen Parameter werden in Gruppen zusammengefasst. Dabei handelt sich um die Gruppen Steuerparameter, kultivierungsrelevante Parameter, Konstanten und Prozessparameter für Ernte, PHB-Gewinnung, Biogasanlage, Gärrestaufbereitung und Hygienisierung.</p> <p>Alle dunkelgrau hinterlegten Zellen enthalten entweder Konstanten, wie Dichte oder Heizwert eines Stoffes, oder innerhalb dieses Tabellenblattes berechnete bzw. auf SI-Einheiten umgerechnete Werte. Sie können geändert werden, sind aber in der Regel nicht zur Änderung gedacht.</p> <p>Die Werte in weiß hinterlegten Zellen basieren auf Literatur-, Projektdaten und Annahmen und können geändert werden. Mit ihrer Angabe muss, um die Nachvollziehbarkeit zu gewährleisten, ein Quellenvermerk einhergehen.</p> <p>Zellen, die in hellem Grau gehalten sind, enthalten einen Wert, der mit einem anderen Dokument verknüpft ist. Dieser Wert soll nur in der Quelldatei geändert werden.</p>

1) xx steht hier als Platzhalter für die Zeilennummer

Die Berechnung der Massenströme selbst wird in den Tabellenblättern 3 bis 8 vorgenommen. Dabei werden die folgenden Prozessschritte in je einem Tabellenblatt behandelt: Kultivierung, Ernte, Extraktion, Biogasanlage, Gärrestaufbereitung und Hygienisierung. Die wichtigsten Punkte des grundlegenden Aufbaus und der allgemeinen Vorgehensweise bei der Berechnung sind dabei:

- Jedes Tabellenblatt besteht aus drei Bereichen. Dabei handelt es sich um die inputseitigen und outputseitigen Massenströme sowie die Bilanz, in der die eingehenden Massenströme mit den ausgehenden verglichen werden. Inputseitig werden neben Massenströmen auch die Energieflüsse im jeweiligen Prozessschritt angegeben.
- Dabei wird jeder Input- oder Outputstoff in einer eigenen Tabelle angegeben. Masse und das Volumen der einzelnen Bestandteile werden angeführt sowie die Gesamtmenge jedes Stoffstroms (siehe Abbildung 14). Die unterschiedlichen Arten von Stoffströmen und Energieflüssen werden durch verschiedene Farben gekennzeichnet:
 - Wasser mit Biomasse, Nährstoffen und Salz
 - Frischwasser / Wasser mit Nährstoffen und Salz
 - Biomasse (kein zusätzliches Wasser)
 - Sonstige Stoffe
 - Thermische und elektrische Energie

eingedickte Biomasse

Stoff	Masse	Einheit	Volumen	Einheit	Massen%	Anmerkung
Wasser	3.890,4	kg	3,9	m ³	84,35 %	Zur Extraktion
N_anorg	0,0	kg			0,00 %	
K	0,0	kg			0,00 %	
P	0,0	kg			0,00 %	
NaCl	35,1	kg			0,76 %	
Biomasse	686,5	kg			14,89 %	
OTS	617,9	kg			13,40 %	
N_org	28,4	kg			0,61 %	
K	16,9	kg			0,37 %	
P	5,4	kg			0,12 %	
Gesamt	4.612,1	kg	1.183,1	kg/m³	100,00 %	

Abbildung 14 - Beispiel Stoffstromdarstellung im *Berechnungsfile.xlsx*

- Ein Teil der Inputströme wird direkt aus vorhergehenden Tabellenblättern übernommen, wodurch sich Zirkelbezüge in der Berechnung ergeben. Um das Fortlaufen der Iteration zu garantieren wird an drei kritischen Stellen im Tabellenblatt Kultivierung eine Wennfehler-Funktion eingebaut. Diese sorgt im Fall eines Fehlers in der Iteration für einen neuen Startwert. Identifizieren lassen sich die Zellen, die Wennfehler-Funktionen enthalten, durch ihren roten Hintergrund.

- Alle weiteren Inputströme werden mit Hilfe der Prozessparameter berechnet. Ein Beispiel ist die für die Kultivierung notwendige CO₂-Menge, bei deren Berechnung die notwendige Menge pro Gramm Biomasse, die Biomasseendkonzentration und das Kultivierungsvolumen miteinfließen.
- Die Outputströme werden zum Großteil auf Basis von Literaturangaben berechnet. Alle weiteren Massenströme, für die das nicht möglich ist, werden auf Basis der Erfüllung der Massenerhaltung berechnet.
- Im Zuge des angenommenen Kreisprozesses ergibt sich ein leichter Stickstoffüberschuss von circa fünf Prozent im Vergleich zum stöchiometrischen Wert. Die im Kreisprozess vorhandene Kaliummenge beträgt in etwa das Dreifache der stöchiometrisch notwendigen Menge. Für die weitere Berechnung wird angenommen, dass diese überschüssigen Mengen ebenfalls in Biomasse umgewandelt werden und den Prozess nicht stören. Die Vermeidung von überschüssigen Nährstoffmengen ist durch geringere Cosubstratzugabe in der Biogasanlage kombiniert mit einer dann notwendigen Nährstoffzudosierung denkbar. Allerdings ist diese Prozessführung hinsichtlich ökonomischer Kriterien nachteilig und auch aus ökologischer Sicht nicht zu bevorzugen.
- Die inputseitig angeführten Energieflüsse werden in jedem Tabellenblatt auf die relevanten Massen und Volumina bezogen und für den aktuellen Betriebszustand berechnet. Alle Antriebsleistungen für Aggregate, die im Zuge dieser Arbeit ausgelegt werden, sind in ockerfarbener Schrift und in der Einheit Watt angegeben. Diese Werte sind mit den Dateien, in deren Rahmen sie ausgelegt werden, verknüpft. Leistungen, die ausschließlich basierend auf Literaturdaten berechnet werden, sind in schwarzer Schrift angegeben (siehe Abbildung 15). Die im Prozessschritt aufgewendete elektrische Energie wird durch Multiplikation mit der jeweiligen Aggregatlaufzeit (=Prozessparameter) ermittelt. Thermische Energien werden unter Einbeziehung der spezifischen Wärmekapazität und der gewünschten Temperaturerhöhung berechnet.

Energie						
Form	Wert	Einheit	Wert	Einheit	kWh/kg	Anmerkung
Pumpe (Kult.start)	383,3	W	0,01	kWh _{el}	0,00	Pumpleistung berechnet
Kultivierungspumpe	12.281,5	W	2278,22	kWh _{el}	3,15	Pumpleistung berechnet
Frischwasserpumpe	383,3	W	16,90	kWh _{el}	0,02	Pumpleistung berechnet
Pumpe (Reinigung_neu)	1.147,1	W	2,29	kWh _{el}	0,00	Pumpleistung berechnet
Reinigungspumpe	4.377,3	W	122,56	kWh _{el}	0,17	Pumpleistung berechnet
Tankbelüftung	686,0	W	103,24	kWh _{el}	0,14	Leistung gemäß Doucha & Livansky
Tankheizung	524,9	kWh _{therm}			0,73	notwendige Wärmemenge berechnet
Gesamt	524,91	kWh_{therm}	2.523,23	kWh_{el}		

Abbildung 15 - Beispiel Energieflussdarstellung im *Berechnungsfile.xlsx*

- In den einzelnen Rechenschritten wird darauf geachtet, dass realistische Annahmen getroffen und Ergebnisse erzielt werden. Im Zuge der Rechnung und Anpassung einiger Literaturwerte, die u.a. durch das Upscaling vom Labor- in den Demonstrationsmaßstab angenommen werden müssen, wird beispielsweise das Erreichen realistischer Trockensubstanzgehalte erzielt.

Im Rahmen der Tabellenblätter 9 bis 11 werden die zuvor berechneten Massen- und Energieflüsse übersichtlich dargestellt. Während Tabellenblatt 9 (Gesamtuebersicht) einen Überblick über alle Massenströme des Prozesses liefert, sind Tabellenblatt 10 (NPK_Uebersicht) und Tabellenblatt 11 (Energie_Uebersicht) spezifischer und stellen den Fluss von Nährstoffen bzw. elektrischer und thermischer Energie im Rahmen des Gesamtprozesses dar. Dadurch wird ein schneller Überblick ermöglicht und eine hervorragende Grundlage für die Erstellung der Massen- und Energieflussbilanz in Form von Sankeydiagrammen geschaffen.

4.4 Parameter zur Prozessauslegung

In diesem Abschnitt werden die für den Prozess angenommenen Parameter vorgestellt. Die Zusammenfassung der Parameter in Gruppen erfolgt dabei wie im Tabellenblatt *Parameter* der Datei *Berechnungsfile.xlsx*. Alle betriebsfallabhängigen Werte werden in den Abschnitten 3.3 und 3.4 aufgelistet und beschrieben, weshalb sie hier kein weiteres Mal angeführt sind.

Tabelle 10 - Parameter Kultivierungssystem (Thin-Layer System)

Betriebsparameter Thin-Layer System				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Gesamtfläche/ Batch	4500,0	m ²	Pro Kultivierungseinheit, 75% von 6 Hektar auf 10 Einheiten aufgeteilt	Nach [50]
Länge/ Platte ¹⁾	15,0	m	L _{ges} >30 m → weitere CO ₂ Zugabe nötig	Nach [32]
Höhe untere Kollektorrinne	2,0	m	So bleibt unterhalb Platz für den Belüftungstank und zum Arbeiten.	Geometrische Überlegung
Plattenneigung	1,7	%	Neigung der Kollektorflächen	[31]
Pumpen- durchsatz	3,0	l·s ⁻¹ ·m ⁻¹ _{Breite}	Bezieht sich auf die gesamte Breite der oberen Kollektorflächen (75 m).	[31]
Sauerstoffbedarf	2,0	mg·g ⁻¹ _{alge} ·h ⁻¹	Zur Berechnung der Belüftungsleistung	[31]
O ₂ Ausnützung	5,0	%	Zur Berechnung der Belüftungsleistung	[31]
Druck O ₂ Input	2,0	bar	Zur Berechnung der Belüftungsleistung	[31]
Druck O ₂ Output	1,0	bar	Zur Berechnung der Belüftungsleistung	[31]
V-A-Verhältnis	0,01	m ³ ·m ⁻²	Belichtetes Volumens pro Flächeneinheit	[31]

1) Wie in 2.4.2 beschrieben, besteht eine Einheit aus acht Platten. Die Länge jeder Platte in Fließrichtung beträgt 15 Meter.

Die in der Literatur beschriebene Formel zur Berechnung der Belüftungsleistung ist: [31]

$$P = \frac{V \cdot c \cdot Q_{O_2} \cdot P_{in}}{\varphi_{O_2}} \cdot \ln\left(\frac{P_{in}}{P_{out}}\right)$$

Formel 4-1

- P ... Leistung in W
 V ... Kultivierungsvolumen in m^3
 c ... Biomassekonzentration in $kg \cdot m^{-3}$
 Q_{O_2} ... Spezifischer Sauerstoffbedarf in $kg \cdot kg_{BM}^{-1} \cdot s^{-1}$
 φ_{O_2} ... Sauerstoffausnützung in %
 P_{in} ... Druck Lufteintritt in Pa
 P_{out} ... Druck Luftaustritt in Pa

Tabelle 11 - Parameter Kultivierungssystem (Photobioreaktor)

Betriebsparameter Photobioreaktor				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Gesamtfläche	4500,0	m^2	Pro Kultivierungseinheit, 75% von 6 Hektar auf 10 Einheiten aufgeteilt	Nach [50]
Breite pro Einheit	30,0	m	Basis: geometrische Überlegungen	Nach [50]
Durchmesser Rohre	0,08	m	Minimal notwendiger Durchmesser für circa $0,063 m^3$ Flüssigkeit pro Quadratmeter [27]	Berechnung
Leistungsbedarf	500,0	$W \cdot m^{-3}$	Leistungsbedarf für das Kultivierungssystem	[33]
V-A-Verhältnis	0,0623	$m^3 \cdot m^{-2}$	Belichtetes Volumen pro Fläche, Richtwert aus Literatur, Wert für Auslegung berechnet	Nach [27]

Tabelle 12 - Parameter Algenwachstum

Parameter Algenwachstum				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
CO ₂ Bedarf	1,95	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Stöchiometrisch notwendige Inputmenge	Nach [23] ¹⁾
CO ₂ Input	5,0	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Realistisch notwendige Inputmenge	[23]
H ₂ O Bedarf	0,73	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Stöchiometrisch notwendige Inputmenge	[23]
N Bedarf	0,04	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Stöchiometrisch notwendige Inputmenge, soll möglichst eingehalten werden	[67]
K Bedarf	0,01	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Stöchiometrisch notwendige Inputmenge, darf überschritten werden	[67]
P Bedarf	0,008	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Stöchiometrisch notwendige Inputmenge, soll möglichst eingehalten werden	[67]
Salzkonzentration	9,0	$g \cdot l^{-1}$	Zur selektiven Kultivierung	[67]
O ₂ Produktion	1,738	$g \cdot g^{-1}_{alge}$	Stöchiometrische Outputmenge	Nach [23] ¹⁾

1) Diese Werte wurden geringfügig angepasst, um die Massenerhaltung bei der Biomasseerzeugung zu gewährleisten.

Für das benötigte Frischwasser wird angenommen, dass alle gelösten Stoffe in einer für den weiteren Prozessverlauf vernachlässigbaren Konzentration vorliegen. Die in Tabelle 12 angeführten Parameter bezüglich des Biomasseaufbaus werden auch in einem Fließbild graphisch dargestellt (siehe Anhang Abbildung 42).

Tabelle 13 - Parameter Ernte

Parameter Ernte				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Laufzeit Erntepumpe	1,0	h	In allen Betriebsfällen konstant, basierend auf Pumpendurchsatz berechnet	Berechnung
Energiebedarf Zentrifuge	1,0	kWh·m ⁻³	Abschätzung anhand verschiedener Literaturstellen	u.a. [38, 40, 68]
Effizienz Zentrifuge	95,0	%	Die restliche Biomasse verbleibt im rückgeführten Wasser als Feedstock.	[38]
Trockensubstanz nach Separation	15,0	%	Abschätzung anhand verschiedener Literaturstellen	z.B. [38]
Prozesstemperatur	20,0	°C	Zur Berechnung der thermischen Energie im nächsten Prozessschritt	Annahme

Tabelle 14 - Parameter PHB-Extraktion

Parameter PHB-Extraktion				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
PHB-Gehalt	15,0	%	Vergleich mit Projektdaten, Verbesserung angenommen	Ableitung [56]
PHB-Ausbeute	90,0	%	Extraktionsausbeute bzgl. gesamter Menge	[47]
Lösungsmittelbedarf	0,0057	m ³ ·kg ⁻¹ _{BM} ¹⁾	Literaturdaten: Labormaßstab, hier: geringerer Wert angenommen	Annahme
NaOH-Konzentration	0,1	Mol·l ⁻¹		[47]
Aufheiztemperatur	35,0	°C	Prozess soll bei 30°C ablaufen	[47]
Prozessdauer	3600,0	s	Mindestens (gemäß Literatur) 3600 s	[47]
Energiebedarf Zentrifuge	1,0	kWh·m ⁻³	Abschätzung anhand verschiedener Literaturstellen	u.a. [38, 40, 68]
Trockensubstanz PHB-Lösung	20,0	%	Abschätzung anhand Literaturstellen, Ausgangslage: knapp 15 %	z.B. [1, 38]
Temperatur Luftinput	200,0	°C	Annahme auf Literaturrecherchebasis	Ableitung [49]
Temperatur Luftoutput	80,0	°C	Annahme auf Literaturrecherchebasis	Ableitung [49]
Spezifische Trocknungsluft	18,2	kg _{Luft} ·kg ⁻¹ _{H₂O}	Im h-x-Diagramm (auch Mollierdiagramm) ermittelt	Berechnung
Bedarf. E _{therm} Trocknung	4095,0	kJ _{th} ·kg ⁻¹ _{H₂O}	Im h-x-Diagramm ermittelte thermische Energie	Berechnung
Bedarf E _{el} Trocknung	0,559	kWh·kg ⁻¹ _{TS}	Bei 70% Feuchte: 0,43 kWh·kg ⁻¹ _{TS} [40], hier 85% → Energiebedarf 1,3	Ableitung von [40]

1) Biomasse (BM)

Im Rahmen der Literaturrecherche zu einem Trocknungsverfahren für das gewonnene PHB stellte sich der Sprühtrockner als geeignet heraus [49]. Basierend darauf werden passende Eintritts- und Austrittslufttemperaturen gewählt sowie die spezifische Trocknungsluft und der thermische Energiebedarf durch die Verwendung des Mollierdiagramms ermittelt.

Tabelle 15 - Parameter Biogasanlage

Parameter Biogasanlage				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Methanausbeute Restbiomasse	0,58	Nm ³ ·kg ⁻¹ _{oTS}	Ergibt sich bei Batchtests im Rahmen des CO ₂ USE Projektes.	[22, 69]
Methanausbeute Cosubstrat	0,464	Nm ³ ·kg ⁻¹ _{oTS}		[66]
Wasserbedarf Biogaserzeugung	15,0	% _{Masse}	Bezüglich der vergorenen organischen Trockensubstanz (oTS)	Annahme
Methangehalt Biogas aus Restbiomasse	60,0	% _{VOL}	Prozentueller CH ₄ -Gehalt im Biogas	Annahme
Methangehalt Biogas aus Cosubstrat	58,5	% _{VOL}		[66]
N-Gehalt Cosubstrat	0,004	kg·kg ⁻¹ _{Substrat}	Stickstoffgehalt in Dünnschlempe	[66]
K-Gehalt Cosubstrat	0,002	kg·kg ⁻¹ _{Substrat}	Kaliumgehalt in Dünnschlempe	[66]
P-Gehalt Cosubstrat	0,0017	kg·kg ⁻¹ _{Substrat}	Phosphorgehalt in Dünnschlempe	[66]
Trockensubstanz (TS) Cosubstrat	7,5	% _{Masse}	Bezüglich Gesamtmasse (H ₂ O+BM)	[66]
oTS Cosubstrat	6,7	% _{Masse}	Bezüglich Gesamtmasse (H ₂ O+BM)	[66]
oTS Restbiomasse	90,0	% _{TS}	Bezüglich TS, siehe Daten CO ₂ USE	[70]
CO ₂ Anteil im Gärrest	10,0	% _{VOL}	Bezüglich des erzeugten CO ₂	[66]
Nicht vergorenes Material	5,0	% _{Masse}	Bezüglich der eingegangenen oTS	Annahme
Eigenstrombedarf BGA	6,0	%	Bezüglich der Energie des erzeugten BG (vgl.: 15% des im BHKW erzeugten Stroms mit 40% Wirkungsgrad)	[66]
Eigenwärmebedarf BGA	5,0	%	Bezüglich der Energie des erzeugten BG (vgl.: 10% der im BHKW erzeugten Wärme mit 45% Wirkungsgrad)	[66]

Durch die Zugabe des Cosubstrats, in diesem Fall Dünnschlempe, soll der Verlust der Nährstoffe des Stoffstroms „Dünger“ bei der Gärrestaufbereitung ausgeglichen werden. Da prozentuell gesehen am meisten Phosphor ausgeschleust wird, wird die notwendige Cosubstratmenge so bestimmt, dass für die anschließende Kultivierung wieder die stöchiometrisch notwendige Phosphormenge bereitgestellt werden kann. Weitere Annahmen im Zuge der Auslegung, die in den Dateien zur Tankauslegung berücksichtigt werden, sind:

- Die notwendige Dünnschlempemenge wird wöchentlich angeliefert und in einem Tank zwischengelagert.
- Die Größe der Biogasanlage ist so ausgelegt, dass die Verweilzeit im Sommer 30 Tage beträgt. Im Frühling bzw. im Herbst sind aufgrund der geringeren Frischmassezufuhr pro Tag längere Verweilzeiten denkbar.
- Der Gärrest wird vor der Durchführung der Gärrestaufbereitung in einen Zwischenspeichertank gepumpt.

Tabelle 16 - Parameter Gärrestaufbereitung

Parameter Gärrestaufbereitung				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Massenanteil fest	20,0	% _{Masse}	Im Dekanter aufkonzentrierter Anteil	Nach [66]
Massenanteil flüssig	80,0	% _{Masse}	Flüssige Phase	Nach [66]
Anteil organischer N	30,0	% _{Masse}	Bzgl. des gesamten Stickstoffes	Nach [66]
davon fest	30,0	% _{Masse}	Verbleib im aufkonzentrierten Anteil	Nach [66]
davon flüssig	70,0	% _{Masse}	Verbleib in der flüssigen Phase	Nach [66]
Anteil anorganischer N	70,0	% _{Masse}	Bzgl. des gesamten Stickstoffes	Nach [66]
davon fest	20,0	% _{Masse}	Verbleib im aufkonzentrierten Anteil	Nach [66]
davon flüssig	80,0	% _{Masse}	Verbleib in der flüssigen Phase	Nach [66]
Kalium				
davon fest	20,0	% _{Masse}	Verbleib im aufkonzentrierten Anteil, wie Masse	Nach [66]
davon flüssig	80,0	% _{Masse}	Verbleib in der flüssigen Phase, wie Masse	Nach [66]
Phosphor				
davon fest	40,0	% _{Masse}	Verbleib im aufkonzentrierten Anteil	Nach [66]
davon flüssig	60,0	% _{Masse}	Verbleib in der flüssigen Phase	Nach [66]
Energiebedarf Dekanter	3,5	kWh·m ⁻³	Energiebedarf bzgl. Durchsatz	[66]

Der Einsatz eines Dekanters zur Erhöhung der Substratkonzentration ist ab einem Feststoffgehalt von 1,5-2% sinnvoll [1]. Diese Voraussetzung wird bei der Gärrestaufbereitung erfüllt, da das Substrat gemäß der durchgeführten Berechnung einen Feststoffgehalt von circa 1,9% aufweist. Im Zuge der Auslegung wurde folgende Festlegung getroffen, die auch in den Dateien zur Tankauslegung festgehalten und berücksichtigt wird: Der Dünger wird in ein Zwischenlager gepumpt, welches monatlich entleert wird, während die flüssige Phase sofort zum Hygienisierungstank gepumpt wird.

Tabelle 17 - Parameter Hygienisierung

Parameter Hygienisierung				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Medientemperatur	20,0	°C	Abkühlung nach der BGA angenommen aufgrund Zwischenlagerung	Annahme
Prozesstemperatur	75,0	°C	Mindestens auf 70°C erhitzen	Nach [71] ¹⁾
Prozessdauer	4500,0	s	Mindestens 1h → 1,25h gewählt	Nach [71] ¹⁾

1) Bei der Angabe von Hygienisierungsparameter für Gülle zum Einsatz in Biogasanlagen [71] wird als Dauer mindestens eine Stunde angegeben. Dieser Parameter dient als Anhaltspunkt für die Medienhygienisierung in dieser Arbeit.

Im Zuge der Hygienisierung findet in dieser Auslegung auch die Zugabe von kleinen Salzmengen statt, da ein geringer Anteil bei Extraktion und Gärrestaufbereitung verloren geht. Weitere Nährstoffzugaben oder Verdünnungsvorgänge des Mediums sind hier nicht notwendig.

4.5 Pumpenauslegung

Im folgenden Abschnitt wird die Vorgehensweise bei der Auslegung der benötigten Pumpen beschrieben und erklärt. Die im Zuge der Auslegung erstellten Dokumentationen in Form der einzelnen Tabellenblätter sind in den Dateien *Pumpen_Name.xlsx* im elektronischen Anhang zu finden. Ausgenommen von der Auslegung sind die zur Kultivierung im Photobioreaktor notwendigen Pumpen für Zirkulation von Biomassensuspension, Heiz-, Kühl- und Reinigungswasser, da die allgemeine Angabe von 500 Watt installierter Leistung pro Kubikmeter Suspension von FERNÁNDEZ et al. [33] für diese Berechnung herangezogen wird.

Die notwendige Pumpleistung wird gemäß Formel 4-2 berechnet. [72]

$$P = \dot{V} \cdot \rho \cdot g \cdot H \quad \text{Formel 4-2}$$

P	...	Leistung in W
\dot{V}	...	Durchfluss in $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
ρ	...	Dichte in $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
g	...	Erdbeschleunigung in $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$
H	...	Förderhöhe der Pumpe in m

Die Förderhöhe H der Pumpe setzt sich dabei wie folgt zusammen, wobei der dritte Term in weiterer Folge vernachlässigt wird. [72]

$$H = H_{geo} + \frac{(p_a - p_e)}{\rho \cdot g} + \frac{(v_a^2 - v_e^2)}{2 \cdot g} + \sum \frac{p_v}{\rho \cdot g} \quad \text{Formel 4-3}$$

H	...	Förderhöhe der Pumpe in m
H_{geo}	...	Geodätische Höhendifferenz in m
p_a	...	Druck am Pumpenausgang in Pa
p_e	...	Druck am Pumpeneingang in Pa
ρ	...	Dichte in $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
g	...	Erdbeschleunigung in $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$
v_a	...	Geschwindigkeit am Pumpenausgang in $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
v_e	...	Geschwindigkeit am Pumpeneingang in $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
p_v	...	Druckverlust durch Komponenten (z.B. Ventile, Rohrabzweigungen, etc.) in Pa

Im ersten Schritt der Pumpenauslegung werden alle für den Gesamtprozess notwendigen Pumpen aufgelistet und ihr Zweck bzw. die notwendige Anzahl solcher Pumpen festgelegt. Im Anschluss werden Herkunfts-, Zielort und charakteristische Größen wie Dichte und Temperatur der zu pumpenden Flüssigkeit bestimmt. Aufgrund der in den unterschiedlichen Betriebsfällen anfallenden Flüssigkeitsmengen wird für jede Pumpe ein Durchsatz festgelegt und basierend auf diesem die Pumpenlaufzeit in den einzelnen Betriebsfällen berechnet. Nach dem Festlegen der Fließgeschwindigkeiten, diese sollen zwischen ein und zwei Meter pro Sekunde liegen, werden unter Einbeziehung des Pumpendurchsatzes sinnvolle Rohrdurchmesser berechnet, wobei nur Standardgrößen verwendet werden.

Der nächste Schritt besteht aus der Bestimmung der einzelnen Komponenten der Verbindung, die zu Druckverlusten führen. Dazu gehören Eintrittsöffnungen, gerade Rohrstücke, Rohrbögen, Verzweigungen, Absperrkomponenten, Austrittsöffnungen aber auch Druckverluste aufgrund des hydrostatischen Gegendrucks im Zielbehälter und geodätische Höhendifferenzen.

Die Werte für geodätische Höhendifferenzen beruhen auf geometrischen Überlegungen für den Standort Dürnrohr. Hier befinden sich die Einheiten des Kultivierungssystems auf einem Plateau, das circa zehn Meter oberhalb der Downstream-Processing Aggregate liegt. Für Pumpen, die Substrate zu unterschiedlichen Zielen befördern, werden durchschnittliche Weglängen bzw. eine durchschnittliche Anzahl an Einbauten wie Absperrkomponenten angenommen. Für Pumpen, die Substrate in Behälter mit Zuflussöffnungen unterhalb der Füllstandhöhe befördern, wird der Druckverlust gemäß Formel 4-4 bestimmt. Zur Auslegung der Pumpe und Berechnung der Energie wird, um das Komplexitätslevel in einem angemessenen Rahmen zu halten, jeweils die maximale Füllhöhe angenommen. Der so berechnete Energieaufwand ist etwas größer als der tatsächliche Wert, allerdings ist zu berücksichtigen, dass die Pumpen, für die diese Vereinfachung getroffen wird, vergleichsweise kurze Laufzeiten und kleine Durchsatzmengen haben, wodurch der Fehler in der berechneten elektrischen Energie prozentuell gesehen in einem sehr kleinen Bereich liegt.

$$\Delta p = p_a - p_e = \rho \cdot g \cdot \Delta h$$

Formel 4-4

Δp	...	Druckverlust in Pa
p_a	...	Druck am Pumpenausgang in Pa
p_e	...	Druck am Pumpeneingang in Pa
ρ	...	Dichte in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
g	...	Erdbeschleunigung in $\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$
Δh	...	Höhenunterschied in m

Für Rohrleitungen, Absperrkomponenten, etc. kann für jede einzelne Komponente der Druckverlust berechnet werden. Formel 4-5 gilt für jegliche Komponenten, während Formel 4-6 den Druckverlust in geraden Rohrstücken abdeckt. [73]

$$p_v = \frac{\zeta \cdot \rho \cdot v^2}{2}$$

Formel 4-5

p_v	...	Druckverlust durch Komponenten in Pa
ζ	...	Druckverlustbeiwert (dimensionslos)
ρ	...	Dichte in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
v	...	Fließgeschwindigkeit in $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$

$$p_v = \frac{\lambda \cdot L \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot d}$$

Formel 4-6

- p_v ... Druckverlust durch Komponenten in Pa
 λ ... Rohrreibungszahl (dimensionslos)
 L ... Länge der Rohrleitung in m
 ρ ... Dichte in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
 v ... Fließgeschwindigkeit in $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
 d ... Durchmesser der Rohrleitung in m

Die Rohrreibungszahl λ wird dabei in Abhängigkeit von der Strömungsform bestimmt. Um λ zu berechnen, muss unter bestimmten Voraussetzungen ein iteratives Verfahren durchgeführt werden. Alternativ zur Berechnung kann λ auch im Moody-Diagramm (siehe Anhang Abbildung 40), auch oft als Colebrook-Diagramm bezeichnet, abgelesen werden, worauf u.a. in dieser Arbeit zurückgegriffen wird. Dazu müssen die Reynoldszahl Re und das Verhältnis Rohrrauigkeit k zu Rohrdurchmesser d bekannt sein. Die Reynoldszahl wird gemäß Formel 4-7 berechnet. [73]

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\eta}$$

Formel 4-7

- Re ... Reynoldszahl (dimensionslos)
 ρ ... Dichte in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
 v ... Fließgeschwindigkeit in $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
 d ... Durchmesser der Rohrleitung in m
 η ... Dynamische Viskosität in $\text{Pa}\cdot\text{s}$

Im Rahmen dieser Arbeit werden die Druckverluste der einzelnen Komponenten zusätzlich zur Berechnung gemäß Formel 4-5 und Formel 4-6 stichprobenartig mit Hilfe eines Online-Berechnungsprogramms zur Bestimmung der Pumpenleistung [72] berechnet. Dabei ergaben sich gute Übereinstimmungen. Im Zuge der Nutzung des angeführten Online-Programmes werden zunächst die Mediendaten, Durchflussmengen und Komponenten ausgewählt. Parameter wie Formen der Öffnungen, Arten der Absperrkomponenten, Rauigkeit der Rohre, Winkel der Rohrbögen, etc. können frei gewählt werden. Für die Berechnungen, sowohl mit Hilfe des Programmes als auch gemäß Formel 4-5 und Formel 4-6, wird für alle Rohre die Rauigkeit k mit 0,05mm bestimmt und für alle Ein- bzw. Austrittsöffnungen ein Druckverlustbeiwert von 0,5 bzw. von 1 angenommen. Die Rohrbögen werden mit einem Radius-Durchmesser-Verhältnis von 1,5 angenommen und der Druckverlustbeiwert mit 0,2 abgeschätzt. Als Absperrkomponenten werden Absperrventile verwendet, außer bei Rohrleitungen mit einem Durchmesser größer als 300mm. In diesem Fall werden Absperrklappen gewählt. Die verwendeten Druckverlustbeiwerte für Absperrventile sind Tabelle 18 zu entnehmen [74].

Tabelle 18 - Rohrleitungsdurchmesser und die dazugehörigen Druckverlustbeiwerte für Absperrventile

Durchschnittliche Druckverlustbeiwerte der Absperrventile										
Nenndurchmesser in mm	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125
Druckverlustbeiwert	1,4	5,2	9,8	12	10	8,7	6,8	6	5,5	5,5

Nach der Berechnung aller Beiträge zur Förderhöhe der Pumpe kann gemäß Formel 4-2 die Pumpleistung bestimmt werden. Die dafür benötigte elektrische Antriebsleistung wird unter Miteinbeziehung von Pump- und Elektromotorwirkungsgrad berechnet. Der Wirkungsgrad der Pumpe wird für alle Pumpen mit 75% angenommen. Zur Berechnung des Elektromotorwirkungsgrades wird im ersten Schritt die Effizienzklasse des Elektromotors in Abhängigkeit, ob der Anteil der Pumpe am Energieverbrauch groß (IE3), mittel (IE2) oder vernachlässigbar (IE1) ist, bestimmt. Der Wirkungsgrad des Elektromotors und somit auch die Antriebsleistung werden anschließend iterativ gemäß Formel 4-8 ermittelt. Um eine Pumpenüberlastung zu verhindern, wird bei der Auswahl von Pumpen darauf geachtet, dass die Maximalleistung circa 15-20% höher als die Nennleistung ist. [72]

$$\eta_{el} = A \cdot \left[\log \left(\frac{P_N}{1kW} \right) \right]^3 + B \cdot \left[\log \left(\frac{P_N}{1kW} \right) \right]^2 + C \cdot \left[\log \left(\frac{P_N}{1kW} \right) \right]^1 + D$$

Formel 4-8

- η_{el} ... Elektrischer Wirkungsgrad in %
 A, B, C, D ... Konstanten abhängig von der Effizienzklasse
 P_N ... Nennleistung in kW

Tabelle 19 - Koeffizienten zur Berechnung des Wirkungsgrades eines Elektromotors [72]

Koeffizienten			
	IE1	IE2	IE3
A	0,5234	0,0278	0,0773
B	-5,0499	-1,9247	-1,8950
C	17,4180	10,4395	9,2984
D	74,3171	80,9761	83,7030

4.6 Auslegung von Behältern und Rührwerkantrieben

In diesem Abschnitt wird die Vorgehensweise bei der Auslegung der notwendigen Behälter, Tanks und Rühranlagen beschrieben und erklärt. Die im Zuge der Auslegung erstellten Dokumentationen sind in Form der einzelnen Tabellenblätter in den Dateien *Tanks_Name.xlsx* im elektronischen Anhang zu finden.

Ähnlich wie bei der in Abschnitt 4.5 beschriebenen Auslegung der Pumpen werden im ersten Schritt alle für den Gesamtprozess notwendigen Tanks und Behälter aufgelistet und ihr Zweck bzw. die jeweils benötigte Anzahl festgelegt. Im Anschluss werden charakteristische Größen wie Dichte und Temperatur der enthaltenen Flüssigkeit, sowie notwendige Anforderungen und Ausstattung, wie Anzahl der Zulaufrohre, Anzahl der Ablaufrohre und notwendige Rühr- und Heizaggregate, definiert. Die Auslegung der geometrischen Abmessungen des Behälters wird jeweils für den Betriebszustand mit dem größten Flüssigkeitsvolumen, in der Regel ist das Betriebszustand Sommer, vorgenommen. Dabei wird gemäß der folgenden Schritte vorgegangen:

Zunächst muss die Behälterform festgelegt werden, wobei zwischen liegendem Zylinder und stehendem Zylinder mit abgerundetem Boden, für den in weiterer Folge der Formkorrekturfaktor K_B von 0,064 für Klöpperböden angenommen wird [75], gewählt wird. Anschließend wird das Verhältnis von Füllstandhöhe zu Durchmesser des Behälters bestimmt. In der Literatur wird für die Anwendung eines Rührers ein Verhältnis von 0,9 bis 1,2 als geeignet angeführt [75]. Im Rahmen der Tankauslegung wird für alle stehenden Zylinder, sowohl für die, die einen Rührer integriert haben, als auch für solche ohne Rührer, ein Füllstandhöhe-Durchmesser-Verhältnis von 1,2 festgelegt. Für die Betriebsfälle Frühling und Herbst ergibt sich aufgrund der geringeren Flüssigkeitsvolumina ein kleinerer Wert als 1,2. Die Tanks für Zwischenlagerung von Dünnschlempe bzw. Dünger in der Produktionsanlage mit Photobioreaktor werden im Gegensatz zur Anlage mit Thin-Layer System als liegende Zylinder ausgelegt, da diese Bauform bei großen Volumina geeigneter ist, wobei wieder ein das Zylinderlänge-Durchmesser-Verhältnis von 1,2 gewählt wird. Für folgende Behälter mit der Form eines liegenden Zylinders, nämlich Tanks zur Aufbewahrung der Reinigungsflüssigkeit und zur Belüftung der Algensuspension im Thin-Layer System, wird kein Füllstandhöhe-Durchmesser-Verhältnis festgelegt. In diesen Fällen ist der Durchmesser aufgrund der vor Ort herrschenden Platzverhältnisse limitiert und wird für die weitere Berechnung als 2,5m bestimmt. Die mindestens notwendige Länge des Zylinders ergibt sich aus der einfachen Berechnung gemäß Formel 4-9. Die tatsächliche Länge des Behälters sollte jedoch etwas größer gewählt werden, um ein Überlaufen der Flüssigkeit zu verhindern.

$$l_{min} = \frac{4 \cdot V}{d_1^2 \cdot \pi}$$

Formel 4-9

- l_{min} ... Mindestens notwendige Länge in m
 V ... Flüssigkeitsvolumen in m^3
 d_1 ... Tankdurchmesser in m

Die Berechnung des Durchmessers der Behälter, die als stehende Zylinder mit abgerundetem Boden ausgeführt sind, ergibt sich unter Einbeziehung des Verhältnisses von Füllstand zu Durchmesser zu [75]:

$$d_1 = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \left(\frac{h}{d_1} - K_B\right)}}$$

Formel 4-10

- d_1 ... Tankdurchmesser in m
 V ... Flüssigkeitsvolumen in m^3
 K_B ... Formkorrekturfaktor Boden (dimensionslos)
 h/d_1 ... Füllstand-Durchmesser-Ratio (dimensionslos)

Die maximale Füllstandhöhe kann anschließend durch Multiplikation von Durchmesser und dem Füllstandhöhe-Durchmesser-Verhältnis berechnet werden. Auch hier sollte die tatsächliche Höhe, wie schon oben für die Zylinderlänge angeführt, etwas größer gewählt werden. Zum Abschluss der Auslegung der Flüssigkeitstanks werden noch Zu- und Abflusshöhen bestimmt, wodurch in weiterer Folge die Pumpleistung, deren Berechnung in Abschnitt 4.5 beschrieben wird, beeinflusst wird.

Im Zuge der Auslegung der geometrischen Abmessungen von Tanks und Behältern werden auch die zum Antrieb eines Rührwerks notwendigen Leistungen berechnet. Bei den mit einem Rührwerk versehenen Behältern handelt es sich um den Extraktionstank, die Biogasanlage und den Hygienisierungstank. Während für die Biogasanlage auch in der Literatur Werte für den spezifischen Eigenstromverbrauch der Anlage bezogen auf den Energieoutput angegeben werden [40], müssen die Antriebsleistungen für Extraktions- und Hygienisierungstank berechnet werden. Der Leistungsbedarf des Rührers wird gemäß Formel 4-11 berechnet.

$$P = Ne \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_2^5$$

Formel 4-11

- P ... Leistung in W
 Ne ... Leistungskennzahl (dimensionslos)
 ρ ... Dichte in $kg \cdot m^{-3}$
 n ... Drehzahl in $1 \cdot s^{-1}$
 d_2 ... Rührerdurchmesser in m

Um Werte für Drehzahl, Rührerdurchmesser und in weiterer Folge auch für die Newtonzahl einsetzen zu können, muss ein geeigneter Rührer gewählt werden. Zu berücksichtigen ist, dass der Rührer im Extraktionstank nicht nur für die Homogenisierung der Flüssigkeit sondern auch für die Suspendierung des eingebrachten NaOH sorgen muss. Die Aufgabe des Rührers im Hygienisierungstank besteht hingegen nur in der Homogenisierung der Flüssigkeit. Im Rahmen dieser Arbeit werden, basierend auf den Ergebnissen der Literaturrecherche [73, 75, 76], sowohl für den Extraktions- als auch für den Hygienisierungstank Schrägblattrührer gewählt. Beide Aufgaben, die Homogenisierung und auch die Suspendierung der Feststoffpartikel, können durch diese Rührerform erfüllt werden. Das Verhältnis von Rührerdurchmesser zu Behälterdurchmesser liegt bei dieser Rührerausführung üblicherweise zwischen 0,3 und 0,4 bei Umfangsgeschwindigkeiten zwischen 4 und 10 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, was Drehzahlen zwischen 3 und 10,5 s^{-1} entspricht [76]. Für die Auslegung der Rührer in dieser Arbeit wird ein Verhältnis von 0,3 angenommen. Als Drehzahlen für Extraktions- bzw. Hygienisierungstank werden die Werte 6 s^{-1} bzw. 5 s^{-1} verwendet.

Ein weiterer wichtiger Schritt zur Berechnung der Rührerleistung ist die Bestimmung der Leistungskennzahl Ne , die oft auch als Newton-Kennzahl bezeichnet wird. Diese Kennzahl gibt das Verhältnis zwischen Widerstandskraft und Fließkraft wieder [73] und ist abhängig von geometrischen Faktoren, wie Rührertyp, Anwesenheit und Art der Einbauten, Füllhöhe, und der Reynoldszahl Re .

$$Re = \frac{n \cdot d_2^2 \cdot \rho}{\eta}$$

Formel 4-12

Re	...	Reynoldszahl (dimensionslos)
n	...	Drehzahl in $1\cdot\text{s}^{-1}$
d_2	...	Rührerdurchmesser in m
ρ	...	Dichte in $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
η	...	Dynamische Viskosität in $\text{Pa}\cdot\text{s}$

Die Werte der Newton-Kennzahl werden experimentell für verschiedene Ausführungen von Rührbehältern ermittelt und sind bei Kenntnis der Reynoldszahl für die jeweiligen Rührbehälterausführungen in entsprechenden Diagrammen ablesbar. Sehr detaillierte Diagramme und Ausführungen zur Veränderung der Newton-Kennzahl bei Änderung der geometrischen Gegebenheiten findet man bei LIEPE [75]. Im Rahmen der Auslegung des Schrägblattrührers im Extraktionstank wird der Einbau von Strombrechern vorausgesetzt, wodurch sich die Newton-Kennzahl zu 1,8 ergibt [75]. Für den Hygienisierungstank, der in der Auslegung ohne Strombrecher auskommt, wird mit $Ne=0,3$ gerechnet.

Aufgrund des bisher beschriebenen Auslegungsvorgangs lässt sich die Rührleistung gemäß Formel 4-11 berechnen. Die zum Anfahren des Rührers und Überwinden der Trägheits- und Reibungskräfte notwendige, höhere Leistung wird gemäß Formel 4-13 berechnet [76].

$$P_A = P \cdot 0,134 \cdot Re^{0,22}$$

Formel 4-13

- P_A ... Antriebsleistung in W
 P ... Nennleistung in W
 Re ... Reynoldszahl (dimensionslos)

Die Verluste, die durch Dichtung und Getriebe entstehen, werden mit einem Wirkungsgrad von 85,5% berücksichtigt, während die Verluste des Elektromotors, der als Antriebsaggregat dient, wie schon in Abschnitt 4.4 iterativ gemäß Formel 4-8 ermittelt werden.

4.7 Auslegung der Wärmeaggregate

Die im Rahmen der Prozesse Kultivierung, PHB-Gewinnung, Biogaserzeugung und Hygienisierung benötigte thermische Energie wird in dem erstellten Berechnungsmodell durch den Einsatz von Gaskesseln bereitgestellt. Der Wirkungsgrad der gesamten Wärmeübertragung, sprich die Ausnutzung des Energieinhalts vom Energieträger Gas bis zur tatsächlich erzeugten Nutzwärme, wird für alle der oben genannten Prozesse mit 90% festgelegt. Bei der Auslegung der zu verwendenden Gaskessel stehen die folgenden zwei Optionen offen:

- Versorgung aller thermischen Verbraucher durch einen Gaskessel. Die damit verbundenen Vorteile ergeben sich durch geringere Investitionskosten für den Wärmeerzeuger.
- Aufteilung der Wärmeversorgung auf mehrere Gaskessel. Der größte Vorteil ist die geringere Entfernung von Wärmeversorger und Wärmebezieher. In weiterer Folge ergeben sich geringere Pumpenergien und –leistungen und kürzere Rohrleitungen. Auch der Aufwand für Isoliermaterial, um thermische Verluste zu minimieren, kann gesenkt werden.

Aufgrund dieser Überlegung wird in der Auslegung die thermische Versorgung auf mehrere Gaskessel aufgeteilt. Der größte dieser Kessel soll die thermische Versorgung aller zehn Kultivierungssysteme im Frühling garantieren. Da es sich bei dem Betriebsfall Frühling um den Betriebsfall mit der größten thermischen Anforderung handelt, wird auch in den anderen Betriebsfällen der Wärmebedarf mit einem nach diesem Kriterium ausgelegten Wärmeerzeuger gedeckt. Ein weiterer Kessel dient zur Versorgung der Biogasanlage. Der dritte Gaskessel soll die thermische Energie für die PHB Extraktion und die Hygienisierung des Mediums bereitstellen. Aufgrund der unterschiedlichen Temperaturniveaus, die Hygienisierung findet bei 70-75°C statt und die PHB-Extraktion bei 30-35°C, ist eine gemeinsame Wärmeversorgung sinnvoll, da die Heißwassermenge kleiner gehalten werden kann, als bei getrennter Wärmebereitstellung für diese zwei Prozessschritte. Es muss allerdings berücksichtigt werden, dass ausreichend Warmwasser über 75°C zur Erwärmung im Rahmen der Hygienisierung vorhanden ist. Ein vierter Wärmeerzeuger ist bei dem Trocknungsvorgang des extrahierten PHBs im Sprühtrockner notwendig. Dabei soll die angesaugte Luft auf 200°C erhitzt werden.

Zusammengefasst werden die einzelnen Anforderungen und Temperaturniveaus der aufgelisteten Wärmeerzeuger in den Dateien *Waerme_Name.xlsx*, in der auch thermische Kenngrößen berechnet werden und die Wärmeerzeuger ausgelegt werden. Details zur Auslegung der Wärmeerzeuger sind in den der zuvor genannten Dateien im elektronischen Anhang zu finden. Die Bestimmung der notwendigen Leistung erfolgt jeweils für den Betriebszustand mit dem größten thermischen Verbrauch.

4.8 Massen- und Energieflussdiagramme

Auf Basis der in diesem Kapitel bisher beschriebenen Berechnungen werden im Programm „e!Sankey“ Massen- und Energieflussdiagramm in Form von Sankeydiagrammen erstellt. In diesem Abschnitt werden die unterschiedlichen Ausführungen von Flussbildern in dieser Arbeit vorgestellt. Die Sankeydiagramme selbst werden in Kapitel 5 und im Anhang abgebildet.

Für die Prozessschritte Kultivierung, Ernte, Extraktion, Biogasanlage und Gärrestaufbereitung wird eine Datei in „e!Sankey“ erstellt, die mit den relevanten Werten im Tabellenblatt *Gesamtuebersicht* in der Datei *Berechnungsfile.xlsx* über so genannte Live Links verknüpft ist. Wird in der Datei *Berechnungsfile.xlsx* der Betriebsfall geändert, werden auch in der „e!Sankey“-Datei die Werte bei einer Aktualisierung geändert. Diese Flussdiagramme der einzelnen Prozessschritte dienen als Grundlage für weitere Sankeydiagramme und werden in der Arbeit selbst nicht abgebildet, während das Endergebnis – ein Massenflussdiagramm für den gesamten Produktionsprozess – in Kapitel 5 für den Betriebsfall Sommer und im Anhang für die weiteren Betriebsfälle präsentiert wird.

Zur besseren Übersicht werden in den Masseflussdiagrammen Stoffströme wie Wasser, verdunstetes Wasser, o.ä., die um bis zu vier Größenordnungen größer sind als andere abgebildete Stoffströme (vgl. für den Kultivierungsstart im Thin-Layer System für den Betriebsfall Sommer: 5,4 kg Phosphor in 44910 kg Prozesswasser), um den Faktor 50 verkleinert dargestellt.

Zusätzlich werden Nährstoff- und Salzkreislauf im gesamten Prozess als Flussbilder visualisiert, wobei die relevante Datei mit dem Tabellenblatt *NPK_Uebersicht* verknüpft ist. Auch die Energieflüsse werden in Flussdiagrammen dargestellt, die sich auf das Tabellenblatt *Energie_Uebersicht* beziehen. Es wird dabei zwischen thermischer und elektrischer Energie unterschieden. Auch für die Flussdiagramme der thermischen und elektrischen Energie wird eine Grafik für jeden Betriebsfall abgespeichert, die in Kapitel 5 sowie im Anhang abgebildet werden.

4.9 Ökonomische Analyse

Die wirtschaftliche Analyse der Demonstrationsanlage liefert einen Überblick der einzelnen Kostenpunkte einer solchen Anlage und stellt die Basis zur Berechnung der Herstellungskosten des erzeugten PHBs dar, die in dieser Arbeit sowohl für ein offenes als auch ein geschlossenes Kultivierungssystem ermittelt werden. Basierend auf dieser Analyse wird außerdem das Upscaling der Produktionsanlagen vorgenommen und die Änderung der Herstellungskosten in Abhängigkeit von der Anlagengröße aufgezeigt. Im Folgenden wird zunächst die verwendete Berechnungsmethode beschrieben und anschließend auf die einzelnen Beiträge zu Kosten und Erlösen eingegangen. Die beschriebene Berechnung wird in den Dateien *Wirtschaftlichkeitsrechnung_Name.xlsx* durchgeführt, im jeweiligen Ordner des Kultivierungssystems gespeichert und mit relevanten Einflussfaktoren und Werten aus weiteren Dateien des Berechnungsmodells verknüpft.

4.9.1 Aufbau Berechnung

Das Kernstück der ökonomischen Analyse der Demonstrationsanlage ist die Ermittlung der Herstellungskosten unter Einbeziehung der bisher vorgestellten Randbedingungen. Dazu wird für die zwei ausgelegten Systeme eine Wirtschaftlichkeitsrechnung durchgeführt. Mögliche Varianten der Wirtschaftlichkeitsrechnung sind sowohl statische Verfahren wie Kostenvergleichs-, Gewinnvergleichs- und Amortisationszeitrechnung oder dynamische Verfahren wie Kapitalwertrechnung, Methode des internen Zinssatzes und Annuitätenmethode. Die letztgenannte Methode wird u.a. in der VDI-Richtlinie 2067, Blatt 1 „Wirtschaftlichkeit gebäudetechnischer Anlagen“ [77] beschrieben und für diese Arbeit verwendet.

Inputgrößen für die Wirtschaftlichkeitsberechnung gemäß Annuitätenmethode sind sowohl monetäre Größen, wie Investitions- und Installationskosten, variablen Kosten und Erlöse aber auch nichtmonetäre Größen wie interner Zinssatz, betrachteter Zeitraum und Preissteigerungsraten. Das Ergebnis der Annuitätenrechnung sind in der Regel die pro Jahr anfallenden Kosten ($A_N < 0$) bzw. die pro Jahr erwirtschafteten Erlöse, wenn bei der betrachteten wirtschaftlichen Unternehmung Produkte hergestellt werden, was in der vorliegenden Arbeit der Fall ist. Absolut gesehen ist eine solche Anlage wirtschaftlich, sobald die Annuität größer null ist, während die relative Vorteilhaftigkeit erfüllt ist, wenn eine von mindestens zwei Optionen eine höhere Annuität als die Alternative(n) hat/haben. Da es keine Richtwerte für Erlöse durch photoautotroph erzeugtes PHB gibt, ist die klassische Annuitätenmethode in dieser Arbeit nicht unbedingt sinnvoll, allerdings bietet sich die Methode nach geringer Adaption vor allem für den Vergleich von zwei unterschiedlichen Anlagen an.

Dabei wird wie folgt vorgegangen: Bei der Berechnung der Annuität werden alle Kosten und Erlöse durch den Biogasverkauf berücksichtigt. Das so erhaltene Ergebnis ist kleiner null, was bedeutet, dass es noch nicht gedeckte Kosten gibt. Dividiert man diese Zahl durch die

erzeugte Jahresmenge an PHB erhält man die mindestens notwendigen Herstellungskosten pro Einheit PHB, um ein wirtschaftliches Gesamtergebnis zu erzielen. Dieser Wert bildet die untere Preisgrenze für eine Einheit PHB, wobei durch diesen Preis nur die laufenden Kosten und die Abschreibungen gedeckt werden, was gleichbedeutend mit einer Gesamtannuität von null ($A_N=0$) ist.

Die Formel zur Berechnung der Gesamtannuität ist, nach Adaption von [77], gemäß Formel 4-14 definiert, wobei die einzelnen Anteile in den nächsten Abschnitten im Detail behandelt werden.

$$A_N = A_{N,E(BG)} + A_{N,E(PHB)} - (A_{N,K} + A_{N,V} + A_{N,B} + A_{N,S})$$

Formel 4-14

A_N	...	Gesamtannuität in €
$A_{N,E(x)}$...	Annuität der Erlöse des Produkts x in €
$A_{N,K}$...	Annuität der kapitalgebundenen Kosten in €
$A_{N,V}$...	Annuität der bedarfsgebundenen Kosten in €
$A_{N,B}$...	Annuität der betriebsgebundenen Kosten in €
$A_{N,S}$...	Annuität der sonstigen Kosten in €

4.9.2 Kapitalgebundene Kosten

Unter den kapitalgebunden Kosten werden die Investitionen zur Beschaffung von allen Anlagenteilen und Installation dieser Komponenten zusammengefasst. Dabei kann es sich sowohl um Erst- als auch um Ersatzinvestitionen handeln.

4.9.2.1 Berechnung

Für alle Investitionen, deren Kosten während des Betrachtungszeitraums keinen Preisänderungen unterliegen, wird die kapitalgebundene Annuität gemäß Formel 4-15 berechnet. Werden auch Preisänderungen berücksichtigt, wird zur Ermittlung der Annuität Formel 4-15 zusätzlich mit dem preisdynamischen Barwertfaktor b multipliziert, der in dieser Arbeit für die kapitalgebundenen Kosten, die bei Investitionen in Anlagen und weitere Ausrüstungsgegenstände anfallen, allerdings nicht verwendet wird. [77]

$$A_{N,K} = (A_0 + A_1 + \dots + A_n - R_W) \cdot a$$

Formel 4-15

$A_{N,K}$...	Annuität der kapitalgebundenen Kosten in €
A_0	...	Erstinvestition in €
A_n	...	n . Ersatzinvestition in €
R_W	...	Restwert in €
a	...	Annuitätsfaktor (dimensionslos)

Die Barwerte der Ersatzbeschaffungen berechnen sich gemäß Formel 4-16 [77]. Dabei ist die technische Lebensdauer T_N jeweils für ein spezifisches Bauteil gültig und nicht ident für jede Komponente der gesamten Produktionsanlage. Die in dieser Arbeit verwendeten Werte der technischen Lebensdauer ergeben sich aus Literaturquellen [77, 78] und selbst

getroffenen Abschätzungen für jene Bauteile, für die keine Daten in der Literatur verfügbar waren, wie zum Beispiel für die zwei unterschiedlichen Kultivierungssysteme. Für beide Ausführungen der Demonstrationsanlage werden die verwendeten Werte ident gewählt und in den Dateien *Wirtschaftlichkeit_Name.xlsx* festgehalten.

$$A_n = A_0 \cdot \frac{r^{n \cdot T_N}}{q^{n \cdot T_N}}$$

Formel 4-16

- A_0 ... *Erstinvestition in €*
- A_n ... *n. Ersatzinvestition in €*
- r ... *Preisänderungsfaktor (dimensionslos)*
- n ... *Anzahl Ersatzbeschaffungen im Betrachtungszeitraum*
- T_N ... *Technische Lebensdauer in a*
- q ... *Zinsfaktor (dimensionslos)*

Der Restwert ergibt sich durch die Multiplikation der folgenden Faktoren: Preis zum Beschaffungszeitpunkt, lineare Abschreibung bis zum Ende des Betrachtungszeitraums und Abzinsung auf den Anfangszeitpunkt des Betrachtungszeitraums [77].

$$R_W = (A_0 \cdot r^{n \cdot T_N}) \cdot \frac{(n + 1) \cdot T_N - T}{T_N} \cdot \frac{1}{q^T}$$

Formel 4-17

- A_0 ... *Erstinvestition in €*
- A_n ... *n. Ersatzinvestition in €*
- r ... *Preisänderungsfaktor (dimensionslos)*
- n ... *Anzahl Ersatzbeschaffungen im Betrachtungszeitraum*
- T_N ... *Technische Lebensdauer in a*
- T ... *Betrachtungszeitraum in a*
- q ... *Zinsfaktor (dimensionslos)*

Der in Formel 4-15 eingeführte Annuitätsfaktor a ist wie folgt definiert [77]:

$$a = \frac{q - 1}{1 - q^{-T}}$$

Formel 4-18

- a ... *Annuitätsfaktor (dimensionslos)*
- q ... *Zinsfaktor (dimensionslos)*
- T ... *Betrachtungszeitraum in a*

Für jene Kosten, die einer Preisänderung unterliegen, muss der preisdynamische Barwertfaktor ermittelt und berücksichtigt werden. Dieser Faktor wird gemäß der folgenden Formel berechnet: [77]

$$b = \frac{1 - \left(\frac{r}{q}\right)^T}{q - r}$$

Formel 4-19

b ... *Preisdynamischer Barwertfaktor (dimensionslos)*

r ... *Preisänderungsfaktor (dimensionslos)*

q ... *Zinsfaktor (dimensionslos)*

T ... *Betrachtungszeitraum in a*

4.9.2.2 Kostenermittlung

Die kapitalgebundenen Kosten setzen sich aus Investitionskosten für die jeweiligen Komponente der Demonstrationsanlage und Installationskosten zusammen. Dabei basiert die Abschätzung der Investitionskosten für einzelne Komponenten auf folgenden Methoden:

- Am Markt erhältliche Großanlagen, wie zum Beispiel der Biogasfermenter, gehen mit den in der Literatur, wie zum Beispiel [79, 80], angegebenen spezifischen Investitionskosten in Abhängigkeit von der Gesamtanlagengröße in die Rechnung ein. Genauere Ausführungen dazu sind im Anhang angeführt.
- Die Kosten für weitere Aggregate wie Pumpen, Tanks, Zentrifugen, Dekanter und Wärmeerzeugern basieren auf Werten, die von Herstellern veröffentlicht werden oder in der Literatur zu finden sind.
 - Die Kosten für den Dekanter UCD 305 [81] (es wird die gleiche Ausführung für beide Systeme angenommen) werden basierend auf Angaben von der Firma *GEA* [82] mit 55.000 € in die Berechnung einbezogen.
 - Die Investitionskosten der verwendeten Zentrifugen basieren auf Angaben des Projektpartners *Andritz* [83].
 - Für Tanks, Rührer inkl. Antrieb, Pumpen und den verwendeten Trockner wird als Ausgangspreis für 2000 die Arbeit von LOH et al. [84] aus den USA herangezogen, in der Investitionskosten diverser Anlagenkomponenten bezüglich deren Auslegungsgröße verglichen werden. Unter Berücksichtigung des US-Dollar-Euro Wechselkurses im Jahr 2000 [85] und der Preisänderung zwischen 2000 und 2005 [86] sowie der Preisänderung explizit für Anlagen zwischen 2005 und 2015 [87] werden aktuelle Preise hochgerechnet. Außerdem werden die in [84] angegebenen Faktoren für die Preiserhöhung beim Einsatz von anderen, hochwertigeren Materialien im Vergleich zu den Standardausführungen berücksichtigt. Notwendig ist der Einsatz eines speziellen, rostfreien Stahls u.a. für Kultivierungspumpen, da sie salzhaltige Medien befördern müssen.

- Die Anlagen zur Wärmeerzeugung bestehen aus Gaskesseln, Speichern, Wärmetauschern, Abgasstutzen, etc. Diese wurden auf Basis eines Herstellerkatalogs von *Strebel* [88] und Angaben von LOH et al. [84] abgeschätzt.
- Für Photobioreaktoren und andere Kultivierungssysteme werden in der Literatur verschiedene Werte und Wertebereiche für Investitionskosten angegeben:
 - Investitionskosten für Photobioreaktoren (geschlossene Systeme) werden unter anderem mit 378.000 – 1.134.000 € pro Hektar (siehe Literaturvergleich in [23]) und mit 3.000.000 € pro Hektar [27] angegeben. Von FERNÁNDEZ et al [33] werden 5000 € pro Kubikmeter Kultivierungsmedium angegeben, was umgerechnet 3.150.000 € pro Hektar entspricht. Eine nähere Beschreibung dieses tubulären Kultivierungssystems in Almeria ist bei CHINI et al. [62] zu finden.
 - Da der in der Auslegung verwendete tubuläre Photobioreaktor den von PULZ [27] und FERNÁNDEZ [33] publizierten Kultivierungssystemen nachempfunden ist, werden die dort veröffentlichten Werte für die Investitionskosten herangezogen. Dabei ergeben sich, wie schon im vorherigen Punkt angesprochen, 3-3,15 Mio. € pro Hektar. Da es sich bei der Publikation von FERNÁNDEZ et al [33] um die aktuellere der beiden handelt, wird diese Angabe für die Investitionskosten herangezogen. Außerdem werden die Kosten der für das System notwendigen Pumpen, Entgaser, Tanks, etc. als integriert betrachtet.
 - Für Racewayponds werden Werte zwischen 32.500 und 162.500 € pro Hektar auf Basis eines Literaturvergleichs [23] angegeben.
 - Für das System in Trebon werden die Investitionskosten als zweimal so hoch wie die von anderen offenen Systemen angegeben [31]. Allerdings ist weder eine genaue Angabe dieses Bezugswertes möglich, wie im vorherigen Punkt ersichtlich, noch darf der Multiplikationsfaktor zwei ohne weitere Prüfung angenommen werden. Letzteres wird offensichtlich, wenn berücksichtigt wird, dass das Thin-Layer System bereits vor über zwanzig Jahren unter anderen wirtschaftlichen Bedingungen in Tschechien errichtet wurde.

Um eine möglichst gute Abschätzung für die Investitionskosten des Thin-Layer Systems zu erhalten, wird daher der Materialbedarf (Plexiglas, Steher, etc.) berechnet und schließlich mit handelsüblichen Materialpreisen multipliziert. Die Abschätzung des Materialbedarfs und der Materialkosten wird im Anhang in Abschnitt 0

- Materialbedarf und –kosten des Thin-Layer Systems behandelt. Zur Berechnung der Gesamtkosten werden außerdem noch benötigte Pumpen und Tanks berücksichtigt.

Die Installationskosten, die Kosten für Aufbau, Inbetriebnahme, Verrohrung, Messgeräte, etc. beinhalten, werden unter Berücksichtigung von sogenannten Zuschlagssätzen, wie sie unter anderem von Lang und Chilton auf Basis von Analysen berechnet wurden, ermittelt. Eine detaillierte Bestimmung dieser Zuschlagssätze, hier wird das System von Chilton verwendet, für die einzelnen Teilbereiche der Produktionsanlage ist in den Dateien *Wirtschaftlichkeit_Name.xlsx* im elektronischen Anhang zu finden. Die Berechnung der Installationskosten läuft in folgenden Schritten ab:

- Zuerst werden für alle Anlagenteile (jede Pumpe, jeder Tank, jede Zentrifuge, Biogasanlage, Trockner, Kultivierungssystem, etc.) die Annuitäten für den Betrachtungszeitraum (15 Jahre) berechnet.
- Anschließend werden alle Komponenten, die am Ablauf der Prozesse Kultivierung, Ernte, PHB-Gewinnung, Biogaserzeugung, Gärrestaufbereitung und Hygienisierung beteiligt sind, zu einer Teilanlage zusammengefasst. Die Summe der Einzelannuitäten der Komponenten bildet das Ergebnis dieses Rechenschrittes.
- Im nächsten Schritt wird die Summe der Annuitäten der Teilanlage mit den bestimmten Zuschlagssätzen multipliziert. Das Ergebnis ist die Gesamtannuität für eine Teilanlage.
- Wird diese Berechnung für jede Teilanlage durchgeführt und werden alle Gesamtannuitäten addiert, erhält man die Annuität der kapitalgebundenen Kosten.

Die Details der Berechnung der kapitalgebundenen Kosten sind im elektronischen Anhang in den Dateien *Wirtschaftlichkeit_Name.xlsx* übersichtlich dargestellt.

4.9.3 Bedarfsgebundene Kosten

Unter den bedarfsgebundenen Kosten werden alle Kosten für Roh-, Hilfs- und Betriebsstoffe zusammengefasst. Bei dieser Arbeit handelt es sich dabei um Frischwasser, Kohlendioxid, Dünnschlempe Salz, NaOH, elektrische und thermische Energie.

4.9.3.1 Berechnung

Die Annuität der bedarfsgebundenen Kosten wird gemäß folgender Formel berechnet [77].

$$A_{N,V} = A_{V1} \cdot a \cdot b_V$$

Formel 4-20

$A_{N,V}$... Annuität der bedarfsgebundenen Kosten in €

A_{V1} ... Bedarfsgebundene Kosten im 1. Jahr in €

a ... Annuitätsfaktor (dimensionslos)

b_V ... Bedarfsgebundener preisdynamischer Barwertfaktor (dimensionslos)

4.9.3.2 Kostenermittlung

Um A_{V1} zu berechnen, werden die in der Prozessberechnung ermittelten Jahresmengen der verbrauchten Ressourcen mit den jeweiligen Kosten pro Einheit multipliziert. Die dabei verwendeten Preise werden im Zuge einer Internetrecherche zu aktuellen Rohstoff- und Energiepreisen ermittelt. Einen Überblick der verwendeten Werte und Quellen dieser Daten liefert Tabelle 20 in Abschnitt 4.9.7.

4.9.4 Betriebsgebundene Kosten

Unter den betriebsgebundenen Kosten werden die Kosten für Instandhaltung, wobei Inspektions-, Wartungs- und Instandsetzungsaufgaben unterschieden werden, und für die Bedienung der Anlage zusammengefasst.

4.9.4.1 Berechnung

Die Annuität der betriebsgebundenen Kosten berechnet sich gemäß der folgenden Formel.

$$A_{N,B} = A_{B1} \cdot a \cdot b_B + A_{IN} \cdot a \cdot b_{IN} \quad \text{Formel 4-21}$$

- $A_{N,B}$... Annuität der betriebsgebundenen Kosten in €
- A_{B1} ... Betriebsgebundene Kosten für Bedienung im 1. Jahr in €
- a ... Annuitätsfaktor (dimensionslos)
- b_B ... Betriebsgebundener preisdynamischer Barwertfaktor (dimensionslos)
- A_{IN} ... Betriebsgebundene Kosten für Instandhaltung im 1. Jahr in €
- b_{IN} ... Preisdynamischer Barwertfaktor für Instandhaltung (dimensionslos)

Die Kosten für die Instandhaltung werden dabei unter Einbeziehung der Erstinvestition A_0 berechnet. Kostenanteile für Wartung und Inspektion sowie Instandsetzung werden jeweils als prozentueller Wert bezüglich des Beschaffungswertes angegeben. [77]

$$A_{IN} = A_0 \cdot (f_{W+Insp} + f_{Inst}) \quad \text{Formel 4-22}$$

- A_{IN} ... Annuität der Instandhaltung in €
- A_0 ... Erstinvestition in €
- f_{W+Insp} ... Faktor für den Aufwand bei Wartung und Inspektion
- f_{Inst} ... Faktor für den Aufwand bei Instandsetzung

4.9.4.2 Kostenermittlung

Die Kosten für die Instandsetzung werden wie in Formel 4-22 angegeben ermittelt. Die dabei verwendeten Faktoren für den Aufwand werden aus Literaturdaten, wie zum Beispiel [77], und eigenen Schätzungen abgeleitet. Für die Bedienungskosten der Anlage wird davon ausgegangen, dass zwei Mitarbeiter auf Vollzeitbasis dafür angestellt sind. Eine Auflistung der verwendeten Parameter und Werte liefert Tabelle 20 in Abschnitt 4.9.7.

4.9.5 Sonstige Kosten

Sonstige Kosten umfassen alle Kostenfaktoren, die nicht den vorhergenannten Größen zugeordnet werden können. Dabei handelt es sich z.B. um Versicherungskosten, allgemeine Abgaben oder nicht erfasste Steuern [77]. Im Zuge dieser Arbeit werden nur Versicherungskosten berücksichtigt. Diese werden mit einem gewissen Prozentsatz der kapitalgebundenen Annuität pro Jahr in der Berechnung berücksichtigt. In der Regel, wie auch in [77] veröffentlicht, ergibt sich die Annuität der sonstigen Kosten jedoch gemäß des gleichen Prinzips wie die Annuität der bedarfsgebundenen Kosten der Instandhaltung. Die verwendeten Parameter und Werte werden in Tabelle 20 in Abschnitt 4.9.7 aufgelistet.

4.9.6 Erlöse

Zunächst werden für die Berechnung der Annuität nur die Erlöse durch das verkaufte Biogas berücksichtigt. Auf diese Art wird ermittelt, welche Erlöse durch das erzeugte PHB mindestens erwirtschaftet werden müssen, um ein gesamtwirtschaftliches Endergebnis zu erzielen. Ähnlich wie bei der Annuität der bedarfsgebundenen Kosten, zu denen Kosten für Energie oder Frischwasser gehören, wird zunächst die Jahresmenge an Biogas ermittelt und mit dem aktuellen Preis multipliziert. Um die Annuität zu erhalten, werden die berechneten Erlöse aus dem ersten Jahr mit dem Annuitätsfaktor a und dem preisdynamischen Barwertfaktor für Erlöse b_E multipliziert. Einen Überblick der verwendeten Werte und Quellen dieser Daten liefert Tabelle 20 in Abschnitt 4.9.7.

4.9.7 Gewählte Parameter

Tabelle 20 - Parameter zur Wirtschaftlichkeitsrechnung

Parameter für die ökonomischen Analyse				
Größe	Wert	Einheit	Anmerkung	Quelle
Betrachtungszeitraum T	15,0	a		Annahme
Zinsfaktor q	1,06			Annahme
Preisänderungsfaktor elektrische Energie $r_{V,EL}$	1,02		Zur Berechnung von $b_{V,EL}$	[89]
Preisänderungsfaktor Erdgas $r_{V,TH}$	1,025		Zur Berechnung von $b_{V,TH}$	[89]
Preisänderungsfaktor Wasser $r_{V,W}$	1,01		Zur Berechnung von $b_{V,W}$	[89]
Preisänderungsfaktor sonstige Rohstoffe r_V	1,02		Zur Berechnung von b_V	[89]
Preisänderungsfaktor Personal r_B	1,015		Zur Berechnung von b_B	[89]
Preisänderungsfaktor Instandhaltung r_{IN}	1,03		In ähnlichen Arbeiten verwendeter Faktor	[90]
Preisänderungsfaktor Sonstiges r_S	1,02		In ähnlichen Arbeiten verwendeter Faktor	[90]
Preisänderungsfaktor Erlöse (Biogas) $r_{E,BG}$	1,025		wie Erdgas angenommen	[89]
Preisänderungsfaktor Erlöse (PHB) $r_{E,PHB}$	1,00		keine Änderung angenommen	Annahme
Technische Lebensdauer T_N	10-20	a	Abhängig von Ausrüstung	[77, 78], Annahme
Aufwand Wartung & Inspektion f_{W+Insp}	0-3	%	Abhängig von Ausrüstung (% bzgl. A_0)	[77, 80], Annahme
Aufwand Instandsetzung f_{Inst}	0-3	%	Abhängig von Ausrüstung (% bzgl. A_0)	[77, 80], Annahme
Aufwand Versicherungskosten	2,0	%	Bzgl. $\sum A_0$ pro Jahr	Annahme
Kosten Frischwasser	1,85	€·m ⁻³	Gemeinde Zwentendorf	[91]
Kosten NaCl	100,0	€·t ⁻¹	Abschätzung gemäß Händlerangaben	Nach [92]
Kosten NaOH	350,0	€·t ⁻¹	Abschätzung gemäß Händlerangaben	Nach [93]
Kosten Kohlendioxid	0,0	€·kg ⁻¹	Nicht verwertetes Nebenprodukt ¹⁾	Annahme
Kosten Dünnschlempe	0,0	€·kg ⁻¹	Nicht verwertetes Nebenprodukt ¹⁾	Annahme
Kosten elektrische Energie	0,023	€·kWh ⁻¹	Gemäß E-Control Rechner für KMUs	[94]
Kosten thermische Energie	0,015	€·kWh ⁻¹	Gemäß E-Control Rechner für KMUs	[94]
Arbeitgeberkosten	50000,0	€	Pro Mitarbeiter	[95–97]
Erlöse Biogas	0,08	€·kWh ⁻¹	Überlegung basiert auf Erlösen für Strom aus Biogas	Annahme

1) Anmerkung: Nebenprodukt der Bioethanolproduktion, das keiner anderen Nutzung zugeführt wird.

5 Ergebnisse

Die Ergebnisse, die gemäß der im vorherigen Kapitel beschriebenen Vorgehensweise ermittelt wurden, werden in diesem Kapitel zunächst für das Thin-Layer System und anschließend für den tubulären Photobioreaktor präsentiert. Dabei werden die folgenden Punkte behandelt: Ergebnisse der Auslegungen für den Standort in Dürrrohr, Anlagenschemata, Massenbilanzen, Energieflussbilder, Kostenpunkte und Ergebnisse des Upscalings.

5.1 Thin-Layer System

Die für den Standort Dürrrohr in dieser Arbeit ermittelten Ergebnisse für die Produktmengen und eingesetzten Rohstoffmengen werden in Tabelle 21 und Tabelle 22 zusammengefasst.

Tabelle 21 - Übersicht der erzeugten Produkte (TLS)

Simulationsergebnisse für das Thin-Layer System					
Stoff	Einheit	Frühling	Sommer	Herbst	Gesamt $\sum^{1)}$
PHB	kg	94,41	149,10	69,64	18.688,53
Biogas	kWh	3.619,96	5.716,60	2.669,96	716.541,03
Dünger	kg	1.153,60	1.821,75	850,86	228.345,87

1) Die Gesamtsumme ergibt sich aus 30 Einheiten der Ausbeute im Frühling, 90 im Sommer und 35 im Herbst.

Tabelle 22 - Übersicht der verwendeten Rohstoffe (TLS)

Simulationsergebnisse für das Thin-Layer System						
Stoff	Einheit	Frühling	Sommer	Herbst	einmalig	Gesamt $\sum^{1)}$
Frischwasser	m ³	31,3	69,2	31,3	154,7	8.415,8
Kohlendioxid	kg	3.398,9	5.367,5	2.506,9		672.783,8
Dünnschlempe	kg	2.157,2	3.406,6	1.591,1		426.995,3
NaOH	kg	15,9	25,2	11,8		3.156,0
Salz	kg	9,6	15,2	7,1	405,0	2.306,3
Elektrische Energie	kWh	2.793,4	3.487,4	2.484,3		484.623,6
Thermische Energie (Erdgas)	kWh	15.776,2	2.286,5	11.397,1		1.077.968,0

1) Die Gesamtsumme ergibt sich aus 30 Einheiten der Rohstoffe im Frühling, 90 im Sommer und 35 im Herbst.

5.1.1 Anlagenschema

Um die spezifischen Unterschiede der Kultivierungssysteme aufzuzeigen, werden detaillierte Anlagenschemata für das jeweilige Kultivierungssystem in dieser Arbeit vorgestellt. In diesem Abschnitt handelt es sich dabei um das Thin-Layer System (siehe Abbildung 16), während in Abschnitt 5.2.1 die Kultivierungseinheit eines tubulären Photobioreaktors gezeigt wird. Dabei werden jegliche Ausrüstungsteile, die in jeder der zehn Kultivierungseinheiten benötigt werden, innerhalb der gestrichelten Linie in den entsprechenden Abbildungen dargestellt. Alle Pumpen, Wärmeerzeuger, Tanks, o.ä., die nur einmal für die gesamte Produktionsanlage erforderlich sind, sind außerhalb der gestrichelten Linie eingezeichnet.

Die anschließend dargestellte Abbildung 17 zeigt ein detailliertes Anlagenschema der gesamten PHB-Produktionsanlage, wie sie im Rahmen dieser Arbeit ausgelegt wurde. Dabei wird das Kultivierungssystem nicht spezifiziert. Das Hauptaugenmerk liegt auf der Abbildung jener Anlagenkomponenten die an allen Vorgängen von der Ernte der Biomassesuspension bis zum Zurückpumpen des hygienisierten Mediums beteiligt sind. Somit ist Abbildung 17 sowohl für die Produktionsanlage mit dem Thin-Layer System als auch mit dem tubulären Photobioreaktor gültig und wird kein weiteres Mal im Rahmen der Ergebnisse für den tubulären Photobioreaktor angeführt. Die einzelnen Pumpen, Tanks und Zentrifugen wurden jedoch in der Auslegung an das jeweilige System bezüglich ihrer Größe, ihres Durchsatzes und ihrer Leistung angepasst.

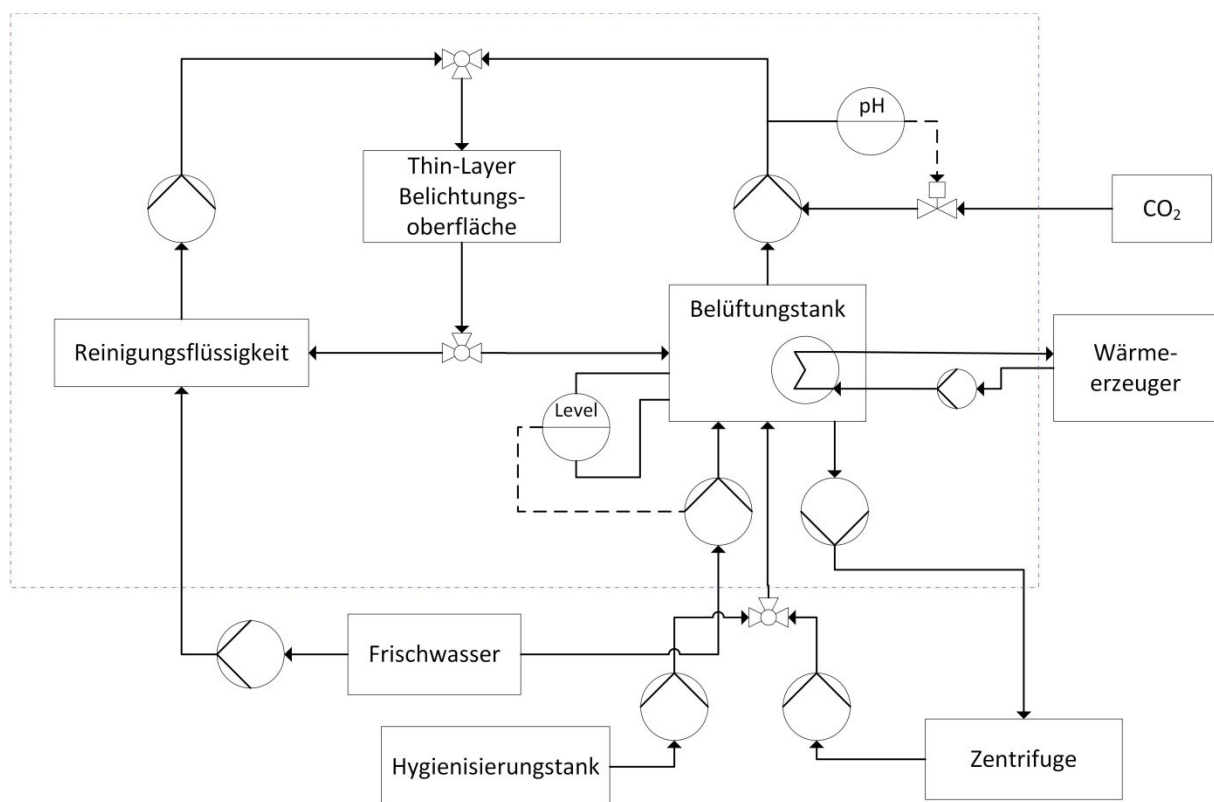


Abbildung 16 – Anlagenschema einer Kultivierungseinheit des Thin-Layer Systems

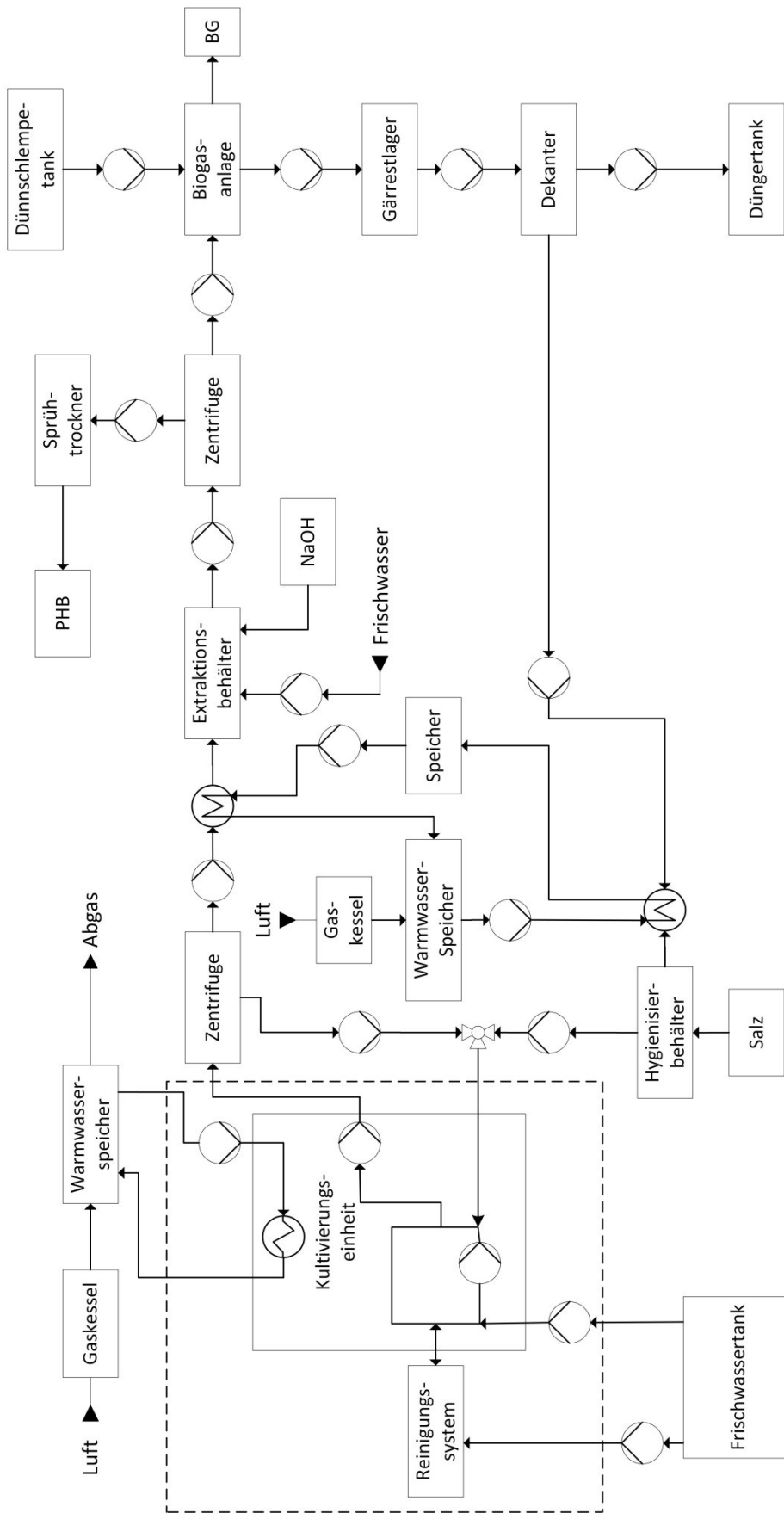


Abbildung 17 - Allgemeines Anlagenschema der Produktionsanlage

5.1.2 Massenbilanz

Abbildung 18 und Abbildung 19 sind die Legende bzw. der Maßstab für die anschließende Massenflussdarstellung des Gesamtprozesses für den Betriebsfall Sommer in Abbildung 20. Dabei werden die Stoffflüsse für eine Kultivierungseinheit, einen Batch, über den gesamten Produktionsprozess abgebildet. Jegliche Ströme, die Wasser enthalten, werden um Faktor 50 verkleinert dargestellt. Die weiteren Massenflussdiagramme für die Betriebsfälle Frühling und Herbst werden im Anhang ohne wiederholte Angabe der Legende und des Maßstabes abgebildet.
















Legende	
	Prozesswasser (*1/50) [kg]
	Salz [kg]
	Nährstoffe gelöst [kg]
	Biomasse [kg]
	CO2 [kg]
	Frischwasser (*1/50) [kg]
	Dunst (*1/50) [kg]
	O2 [kg]
	NaOH [kg]
	PHB [kg]
	Restbiomasse TS [kg]
	Dünnschlempe TS [kg]
	Gärrest TS [kg]
	CH4 [kg]
	Dünger TS [kg]

Abbildung 18 - Legende der Massenbilanzdarstellung

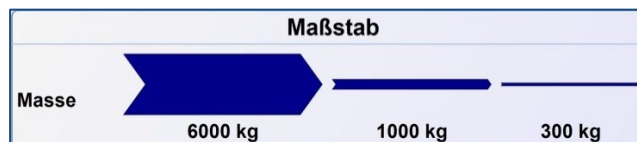


Abbildung 19 – Maßstab der Massenbilanzdarstellung

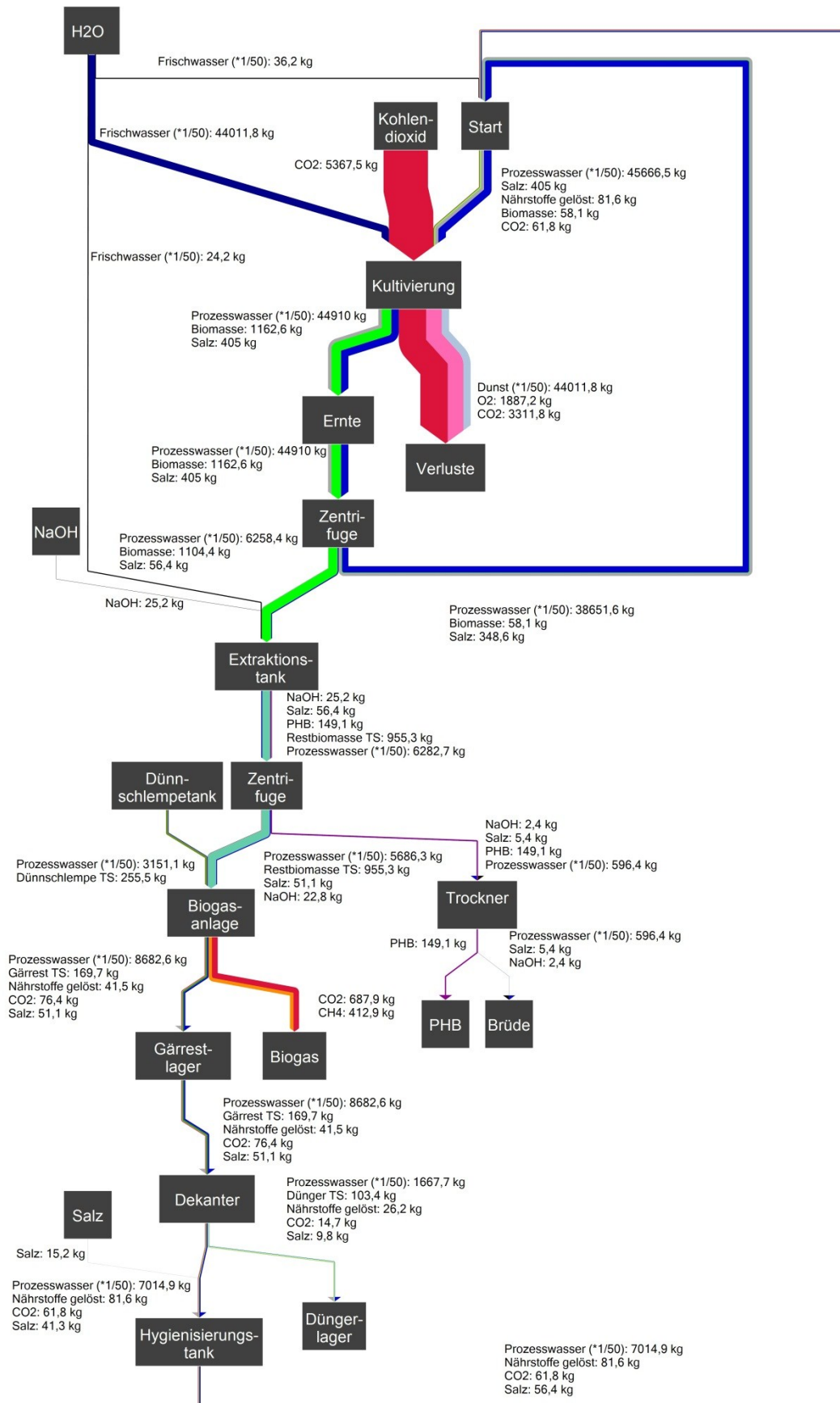


Abbildung 20 - Massenflussbild PHB Produktion mit dem TLS (Sommer)

5.1.2.1 Nährstoffe

In Abbildung 21 werden die Nährstoffflüsse für den Betriebsfall Sommer dargestellt. Dabei wird einer der großen Vorteile der Kombination von PHB-Erzeugung, anschließender Vergärung der Restbiomasse in einer Biogasanlage und Kultivierung auf Gärrest offensichtlich: Ein Großteil der Nährstoffe kann rückgeführt werden. Die Verluste können durch Zugabe eines Cosubstrats ausgeglichen werden, wodurch eine Kostenreduktion und nachhaltige Prozessführung möglich ist.

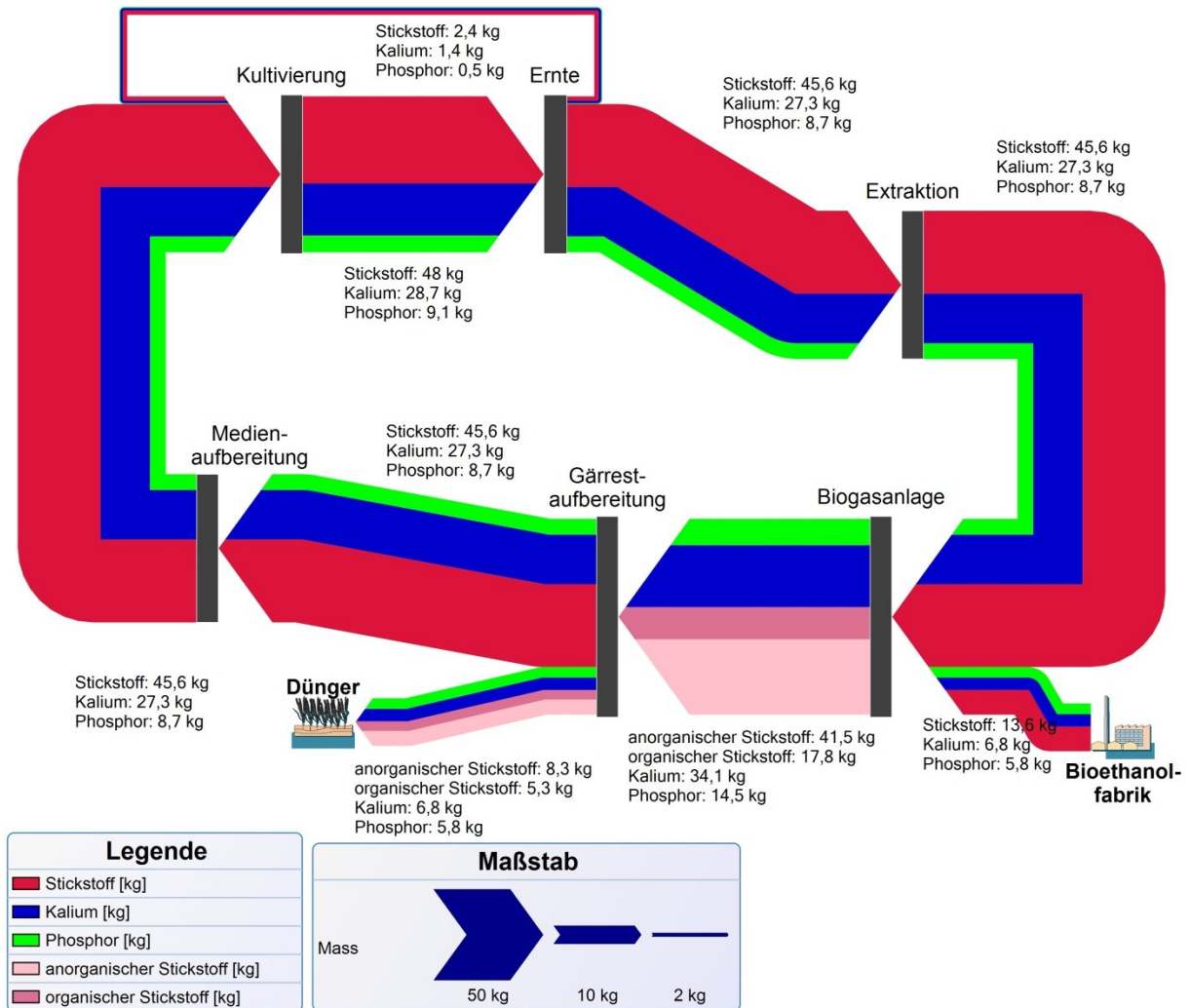


Abbildung 21 – Nährstoffkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Sommer)

Aufgrund der geringeren Biomasseproduktivität und der in weiterer Folge geringeren Biomasseausbeute sind die Nährstoffmengen in den Betriebsfällen Frühling und Herbst kleiner. Veranschaulicht wird das in Abbildung 22 und Abbildung 23, wobei die Breite der dunkelgrauen Balken die gesamte Nährstoffmenge im jeweiligen Prozessschritt für den Betriebsfall Sommer repräsentiert.

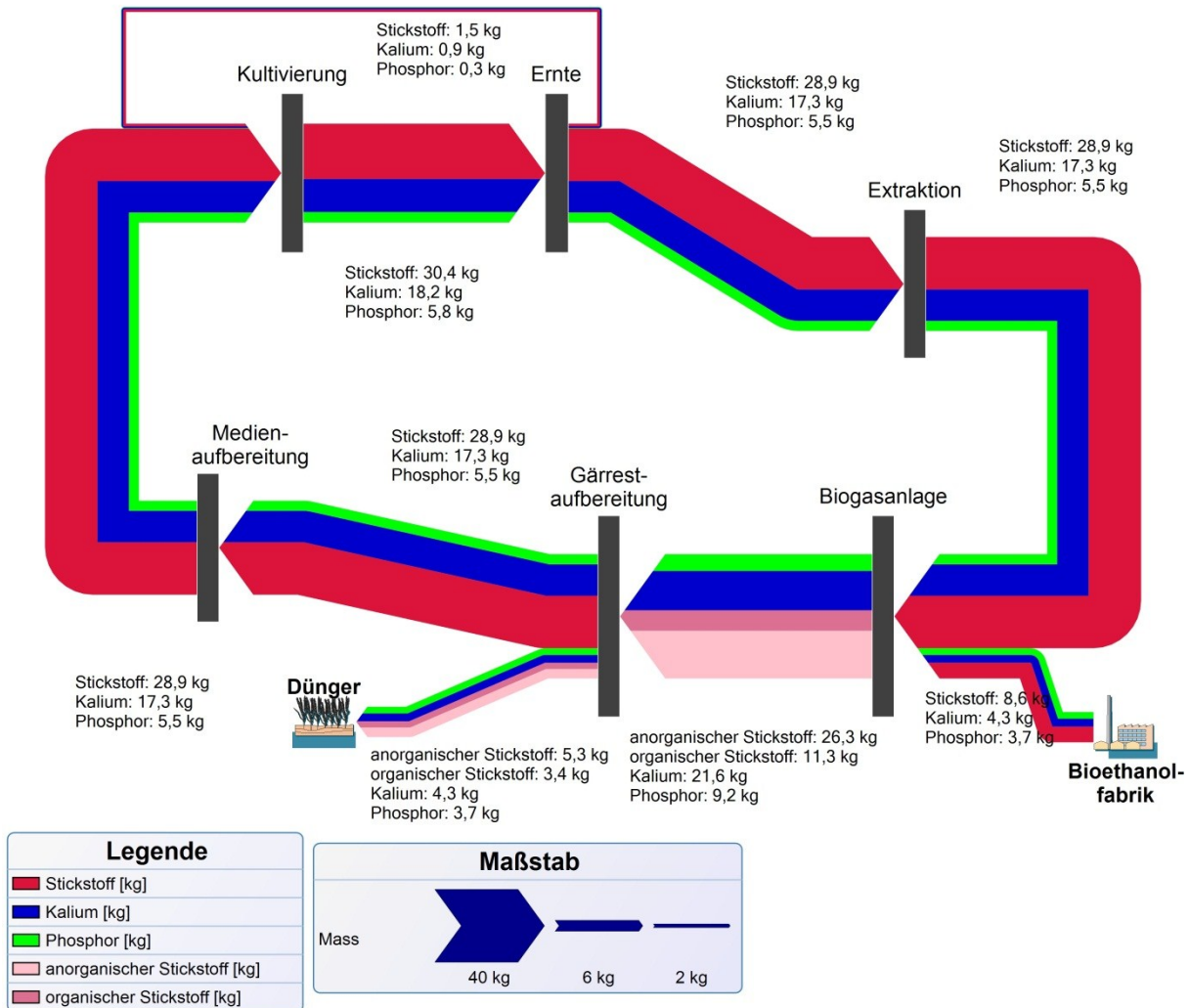


Abbildung 22 – Nährstoffkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Frühling)

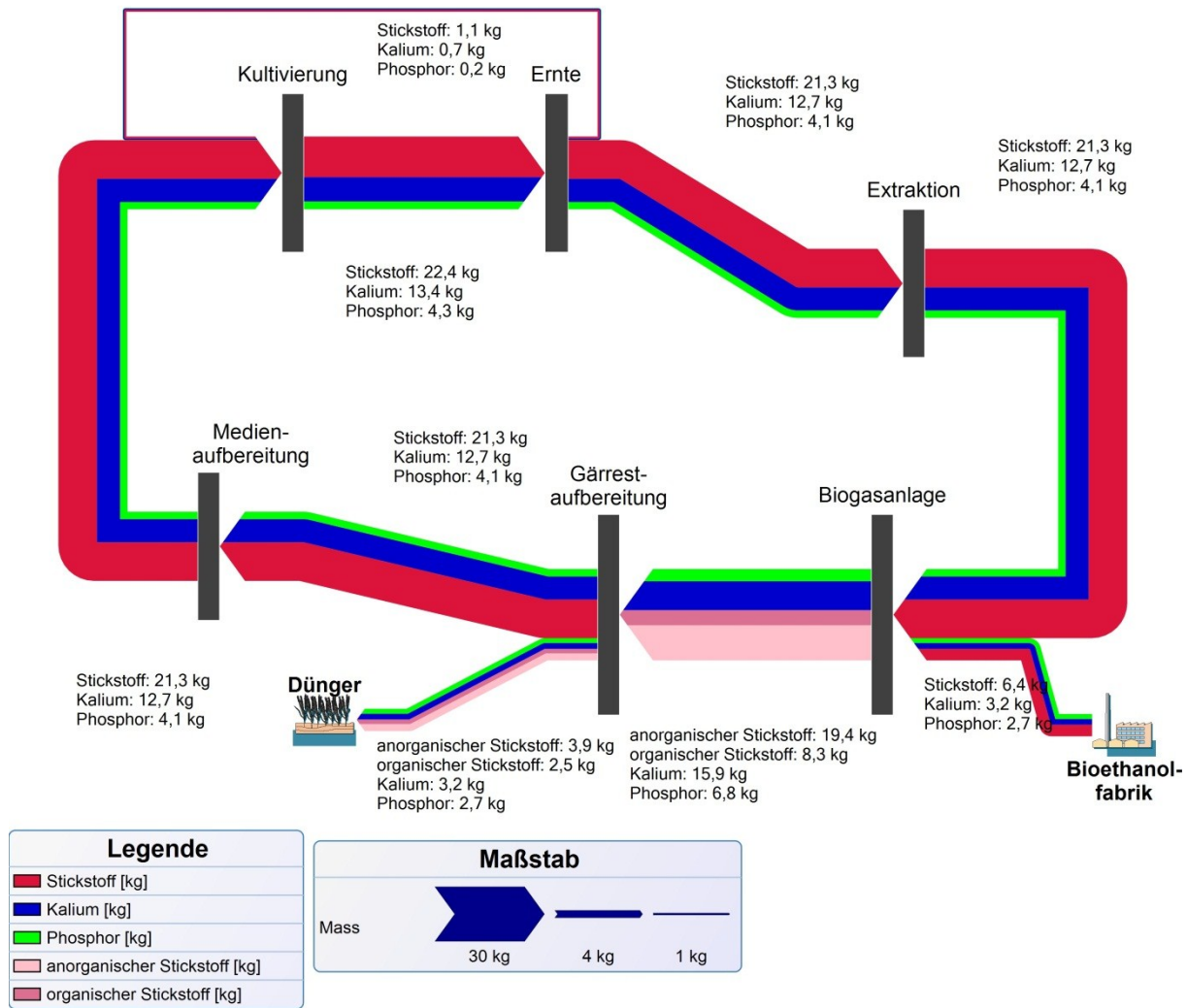


Abbildung 23 – Nährstoffkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst)

5.1.2.2 Salz

Die Massenbilanz des Stoffes Salz ähnelt sich in allen Betriebsfällen, da die Salzmenge zu Prozessbeginn immer den gleichen Wert hat, nämlich 405 kg im Thin-Layer System, und nicht, wie zum Beispiel die Biomassemenge, variiert. Um einen Überblick zu erhalten und den Vorteil der Rückführung des abgeschiedenen Prozesswassers in der Erntezentrifuge zu verdeutlichen, wird die Massenbilanz für Salz in Abbildung 24 für den Betriebsfall Herbst dargestellt. Der größte Anteil des im Kultivierungsmedium gelösten Salzes wird von der Zentrifuge wieder direkt zurück zum Kultivierungssystem gepumpt. Im Frühling bzw. Sommer ist die direkt zurückgeführte Salzmenge im Vergleich zum Herbst etwas geringer, da weniger Wasser direkt zurückgeführt wird. Begründet wird das durch die Vorgabe, dass die eingedickte Biomassekonzentration nach der Erntezentrifuge 15% Trockensubstanzgehalt haben soll. Daher gilt: je mehr Biomasse produziert wird, desto mehr Wasser (und somit Salz) wird auch nach der Zentrifuge noch im Konzentrat enthalten sein. Die gesamten Salzverluste und die dadurch notwendige Salzzugabe steigen deswegen im Frühling und Sommer im Vergleich zum Herbst, wenn auch nur geringfügig, an.

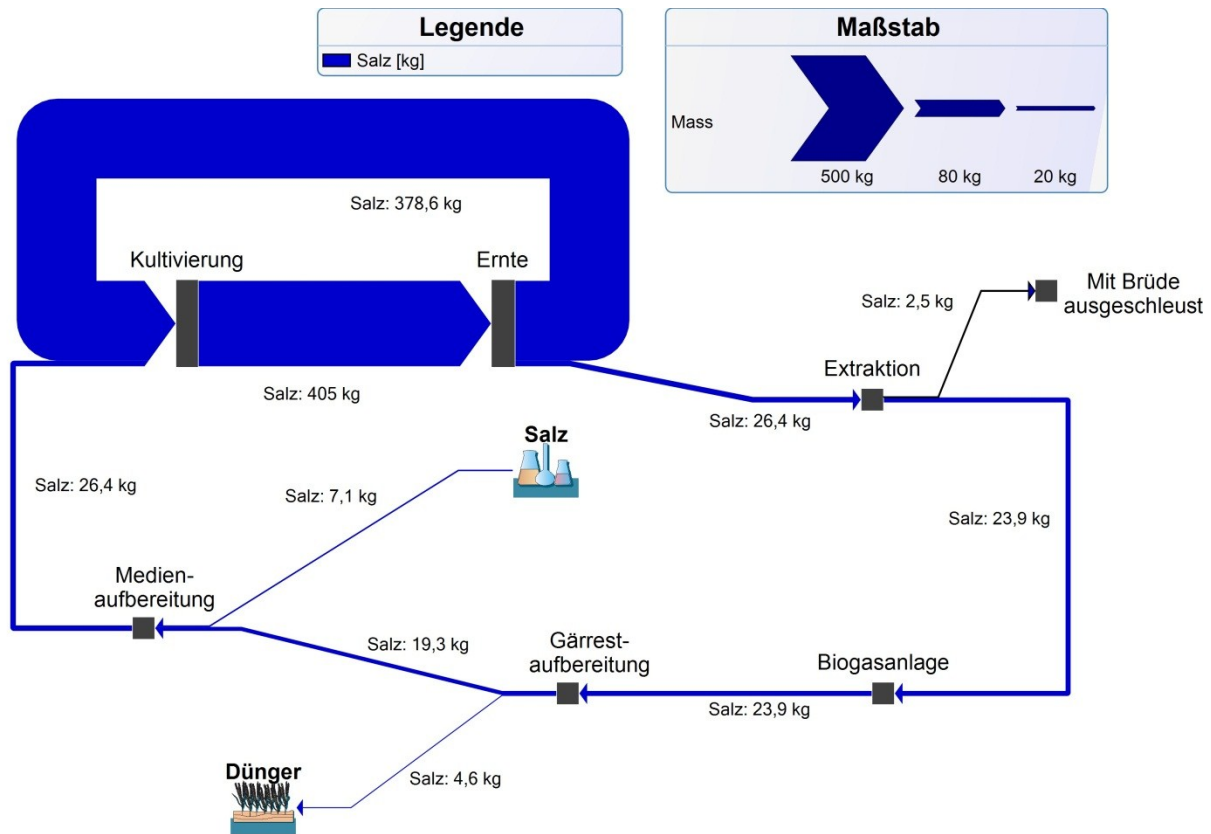


Abbildung 24 – Salzkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst)

5.1.3 Energieflussbild

Die folgenden Abbildungen stellen den Fluss der benötigten elektrischen Energie für den Betriebsfall Sommer bzw. thermischen Energie für den energieintensivsten und energieschwächsten Betriebsfall (Frühling bzw. Sommer) dar. Die weiteren Energieflussdiagramme sind im Anhang angeführt.

Für die elektrische Energie wird die gesamte benötigte elektrische Energie zunächst graphisch auf die einzelnen Aufgaben und anschließend anteilig auf die Kernprozesse verteilt. Dabei sind die Kernprozesse Kultivierung, Ernte, PHB-Extraktion, Biogaserzeugung, Gärrestaufbereitung und Medienaufbereitung, während es sich bei den relevanten Aufgaben um Pumpbeförderung, Belüftung, Durchmischung, Separation, Sprühtrocknung und Biogaserzeugung (ohne Beschickung des Fermenters und Gärrestabtransport) handelt. Die nachfolgende Abbildung lässt schnell erkennen, dass der Großteil der elektrischen Energie für die Kultivierung selbst notwendig wird, wobei es sich ausschließlich um elektrische Energie für den Betrieb der Pumpen handelt. Daher wird dieser Punkt in den Flussbildern noch weiter spezifiziert und in Suspensionsbeförderung, Frischwasserzufuhr, Reinigung und Warmwasserbereitstellung aufgeteilt.

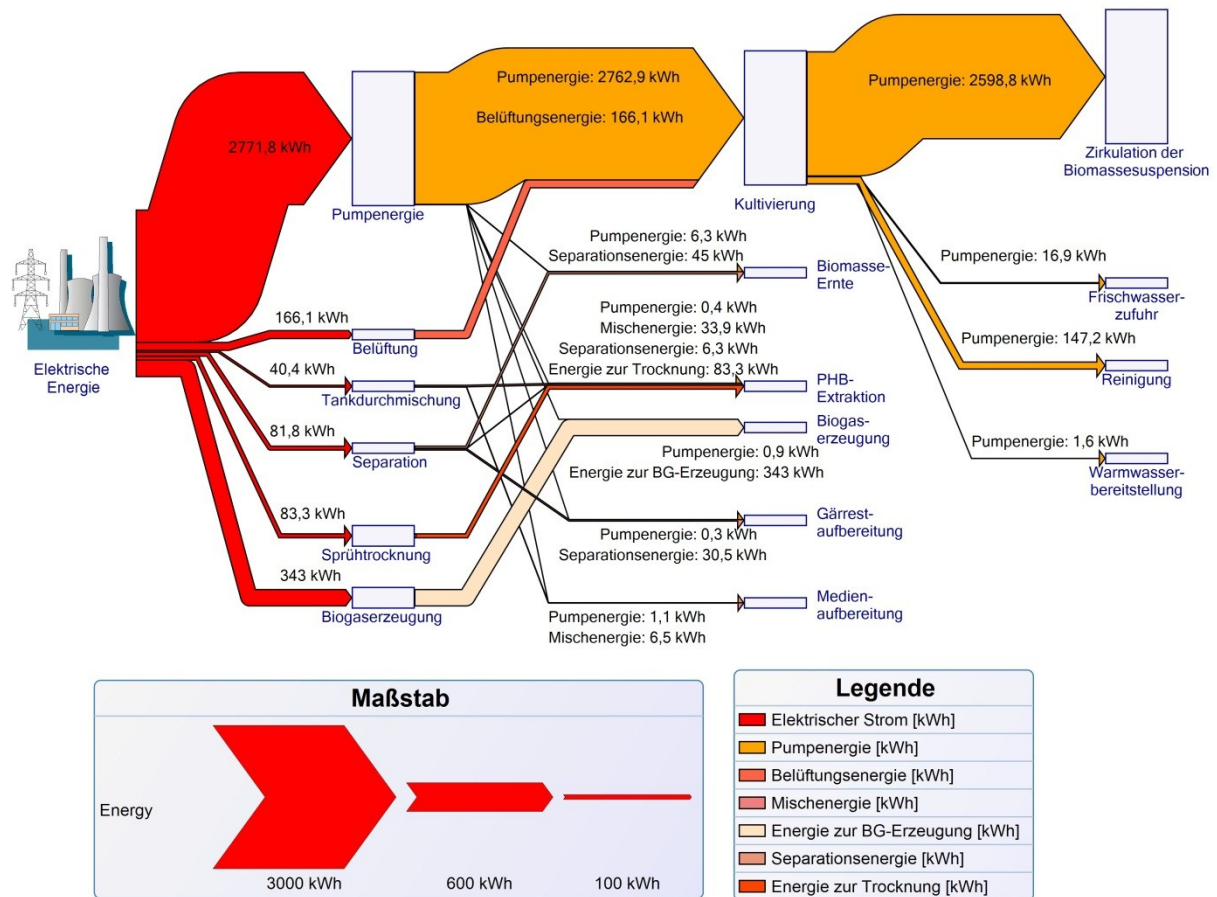


Abbildung 25 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Sommer)

Bei den in Abbildung 25 dargestellten Energieflüssen handelt es sich jeweils um die aus dem Netz bezogene elektrische Energie. Verluste in Elektromotoren, durch Reibung in Dichtungen oder Lagern, etc., werden zwar in der Rechnung berücksichtigt und angeführt, allerdings im Rahmen der graphischen Darstellung nicht dezidiert gekennzeichnet und aufgeschlüsselt. Die Balkenbreite von Pumpenergie, Kultivierung und Zirkulation der Biomassesuspension repräsentieren dabei die jeweilige Menge im energieintensivsten Betriebsfall (hier Sommer) für die aktuell beschriebene Anlage (hier mit Thin-Layer System). Ein direkter graphischer Vergleich mit dem Energieverbrauch für den tubulären Photobioreaktor ist hier nicht sinnvoll. Dort ist die Pumpenergie für die Kultivierung circa 20-mal größer als in der obenstehenden Grafik. Für die Darstellung der thermischen Energie, ist diese Vorgehensweise allerdings durchaus sinnvoll.

Für die Darstellung der thermischen Energie wird das bezogene Erdgas anteilig auf die vier Wärmeerzeuger aufgeteilt und anschließend den Endverbrauchern zugeordnet. Im Gegensatz zur elektrischen Energie ist nicht für jeden Kernprozess eine Versorgung mit Nutzwärme erforderlich. Sowohl für die Biomasseernte als auch die Gärrestaufbereitung muss keine thermische Energie bereitgestellt werden.

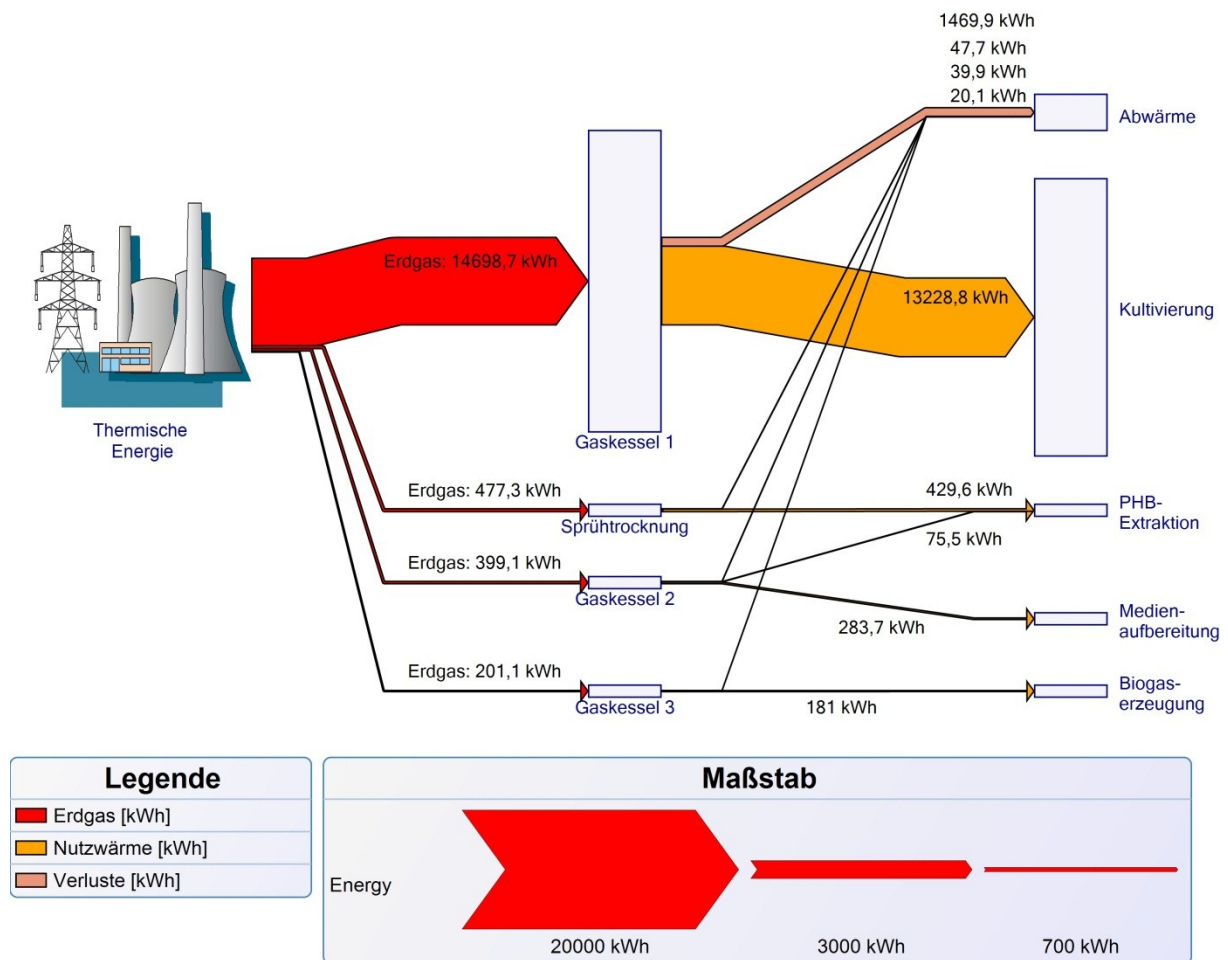


Abbildung 26 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Frühling)

Da die Erwärmung der Biomassesuspension zu einem erheblichen Teil des Wärmebedarfs beiträgt, ist der Frühling aufgrund der geringen Außentemperaturen hinsichtlich der thermischen Energie der energieintensivste Betriebsfall. Im Sommer ist der Bedarf an thermischer Energie hingegen deutlich geringer, da in der Regel kein Aufheizen des Mediums notwendig ist, was auch in Abbildung 27 veranschaulicht wird. Die Balkenbreite der Prozessplatzhalter Gaskessel 1, Kultivierung und Abwärme repräsentieren sowohl in Abbildung 26 als auch in Abbildung 27 die jeweilige Menge im thermisch energieintensivsten Betriebsfall, den es in dieser Arbeit gibt. Dabei handelt es sich um den Betriebsfall Frühling für eine Anlage mit Photobioreaktor. Abbildung 26 veranschaulicht, dass im Betriebsfall Frühling für die Anlage mit Thin-Layer System nur circa ein Viertel der thermischen Energie im Vergleich zum anderen Kultivierungssystem benötigt wird.

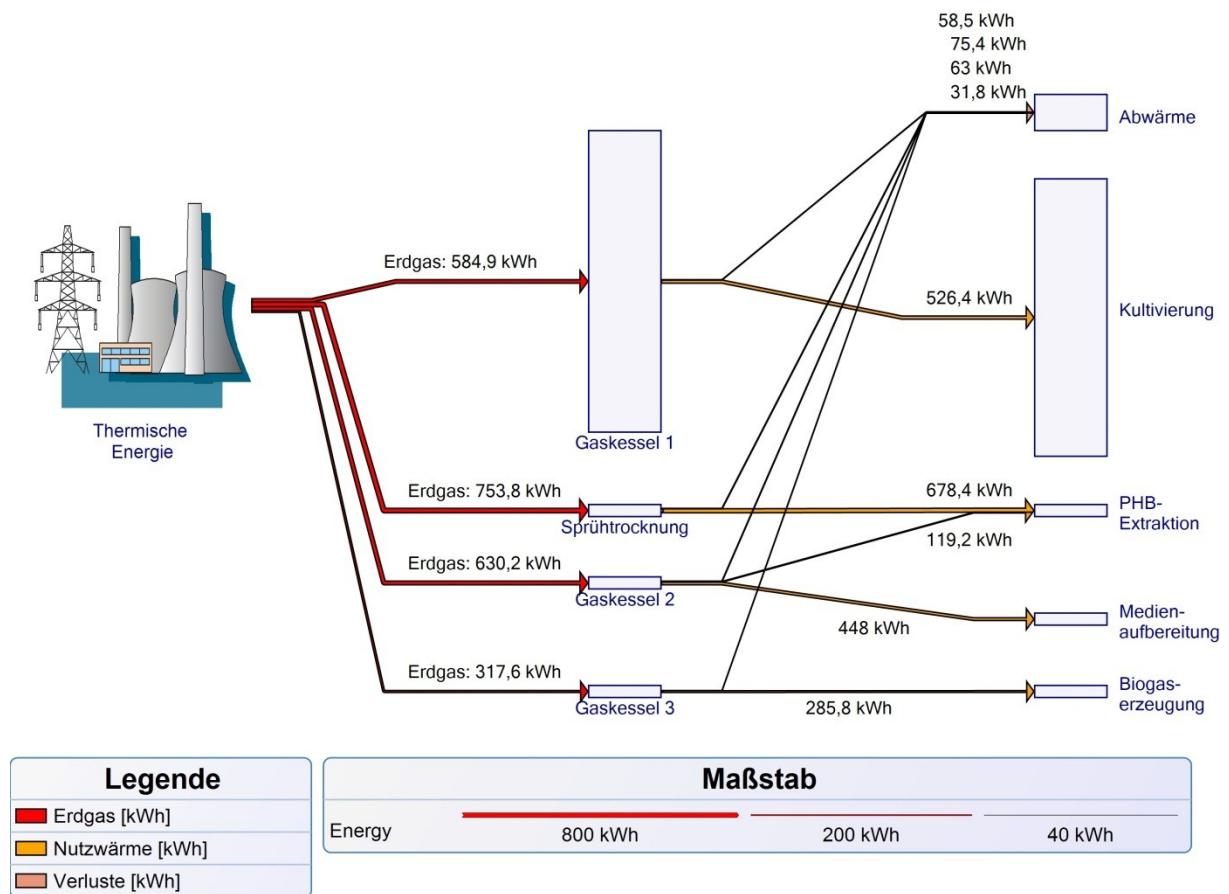


Abbildung 27 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Sommer)

5.1.4 Kosten

In den folgenden Tabellen wird ein Überblick der Kostenanteile verschiedener Ausrüstungsteile sowie bedarfs-, betriebsgebundener und sonstiger Kosten und Erlöse gegeben. Zusätzlich werden die relevanten Ergebnisse graphisch erfasst und dargestellt, um das Erkennen kostenintensiver Bereiche zu erleichtern und einen besseren Überblick zu ermöglichen.

Die Kosten der einzelnen Tanks und Pumpen werden sowohl für die Anlage mit Thin-Layer System als auch mit Photobioreaktor in den jeweiligen Dateien *Pumpen_Name.xlsx*, etc. inklusive Quellenangaben angeführt und durch Verknüpfungen in die Dateien *Wirtschaftlichkeit_Name.xlsx* übernommen. Dort werden in weiterer Folge die Annuitäten berechnet. Für Kultivierungssysteme, Biogasanlagen, Zentrifugen sowie Dekanter und Wärmeerzeugersysteme werden die Investitionskosten direkt in den Dateien *Wirtschaftlichkeit_Name.xlsx* angegeben, wobei eine detaillierte Angabe der herangezogenen Quellen im Rahmen der vorliegenden Arbeit (siehe Kapitel 4.9.2.2 sowie im Anhang) erfolgt. Die Zuschlagsfaktoren werden gemäß dem System von Chilton ermittelt. Sie berücksichtigen u.a. den Aggregatzustand des Prozessmediums, den Aufwand für Instrumentierung, Rohrleitungen, Gebäude und Baukonstruktion, Anschlussleitungen sowie den Schwierigkeitsgrad beim Bau, die Anlagengröße und Beträge für Unvorhergesehenes. Details zu den Zuschlagsfaktoren der einzelnen Kernprozesse können in den Dateien *Wirtschaftlichkeit_Name.xlsx* im elektronischen Anhang eingesehen werden.

Tabelle 23 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Kultivierungseinheiten (TLS)

Kapitalgebundene Kosten für zehn Kultivierungseinheiten	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Thin-Layer System	€ 305.250,48
Kultivierungspumpe	€ 57.074,16
Frischwasserpumpe für Kultivierung	€ 1.175,54
Frischwasserpumpe zur Reinigung	€ 411,44
Erntepumpe	€ 8.593,18
Heizungspumpe	€ 1.175,54
Wärmeerzeugersystem	€ 9.884,43
Belüftungstank	€ 94.340,71
Reinigungstank	€ 73.703,68
Summe	€ 551.609,15
Zuschlagsfaktor	4,92
Gesamtannuität	€ 2.714.753,80

1) Jegliche Beträge gelten für die zehnfache Ausführung des jeweiligen Gegenstandes, da so die gesamten Kosten für die Biomassekultivierung, sprich für alle zehn Kultivierungseinheiten berücksichtigt werden. Lediglich das Wärmeerzeugersystem wird nur einmalig berücksichtigt, da es die gesamte notwendige Wärme zur Verfügung stellt.

Tabelle 24 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Ernte (TLS)

Kapitalgebundene Kosten für die Ernte	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Zentrifugen (Nenndurchsatz: $(1 \times 36) + (1 \times 9) \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, Laufzeit hier = 1 h)	€ 32.330,31
Pumpe zum Rücktransport des Erntewassers zum Kultivierungssystem	€ 859,32
Summe	€ 33.189,63
Zuschlagsfaktor	4,69
Gesamtannuität	€ 155.515,95

1) Die angeführten Ausrüstungsgegenstände sind jeweils in einfacher Ausführung vorhanden.

Tabelle 25 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der PHB-Extraktion (TLS)

Kapitalgebundene Kosten für die PHB-Extraktion	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Konzentratpumpe	€ 699,44
Wasserpumpe zur Flüssigkeitsanpassung während der Extraktion	€ 117,55
Extraktionstank inkl. Zubehör	€ 23.585,18
Pumpe zur Beförderung des PHB-Restbiomasse-Gemischs zur Zentrifuge	€ 699,44
Zentrifuge	€ 8.854,80
Produktpumpe	€ 199,84
Sprühtrockner	€ 21.058,19
Summe	€ 55.214,46
Zuschlagsfaktor	4,71
Gesamtannuität	€ 259.808,88

1) Die angeführten Ausrüstungsgegenstände sind jeweils in einfacher Ausführung vorhanden.

Tabelle 26 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Biogasanlage (TLS)

Kapitalgebundene Kosten für die Biogasanlage	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Dünnschlempetank	€ 2.105,82
Dünnschlempepumpe	€ 699,44
Restbiomassepumpe ²⁾	s.u. ²⁾
Biogasanlage ²⁾	€ 33.199,95
Gärrestpumpe ²⁾	s.o. ²⁾
Gärrestlager ²⁾	s.o. ²⁾
Wärmeerzeugersystem	€ 566,30
Summe	€ 36.571,51
Zuschlagsfaktor	2,17
Gesamtannuität	€ 79.535,27

1) Die angeführten Ausrüstungsgegenstände sind jeweils in einfacher Ausführung vorhanden.

2) Die in der Literatur angegebenen Kosten für eine Biogasanlage umfassen sowohl die Substratpumpe, als auch die Pumpe zur Gärrestausrückführung und das Gärrestlager, weshalb für diese keine Annuität angegeben wird.

Tabelle 27 - Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Gärrestaureitung (TLS)

Kapitalgebundene Kosten für die Gärrestaureitung	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Gärrestpumpe (vom Tank zum Dekanter)	€ 699,44
Dekanterzentrifuge	€ 5.662,95
Düngerpumpe	€ 199,84
Düngerlagertank	€ 3.685,18
Summe	€ 10.247,42
Zuschlagsfaktor	4,71
Gesamtannuität	€ 48.218,74

1) Die angeführten Ausrüstungsgegenstände sind jeweils in einfacher Ausführung vorhanden.

Tabelle 28 - Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Medienaufbereitung (TLS)

Kapitalgebundene Kosten für die Medienaufbereitung	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Pumpe zur Beförderung des unhygienisierten Mediums	€ 699,44
Hygienisierungstank inkl. Zubehör	€ 10.318,52
Wärmeerzeugersystem ²⁾	€ 2.574,07
Mediumpumpe	€ 699,44
Summe	€ 14.291,47
Zuschlagsfaktor	4,94
Gesamtannuität	€ 70.638,47

1) Die angeführten Ausrüstungsgegenstände sind jeweils in einfacher Ausführung vorhanden.

2) Dieses Wärmeerzeugersystem liefert auch die notwendige thermische Energie für den Extraktionsvorgang, ist der Einfachheit halber jedoch ausschließlich hier angeführt.

Die Summe der kapitalgebundenen Annuitäten für Kultivierungssystem, Ernte, PHB-Extraktion, Biogasanlage, Gärrestaureitung und Medienaufbereitung beträgt **3.328.471,11 €** und teilt sich wie in Abbildung 28 auf.

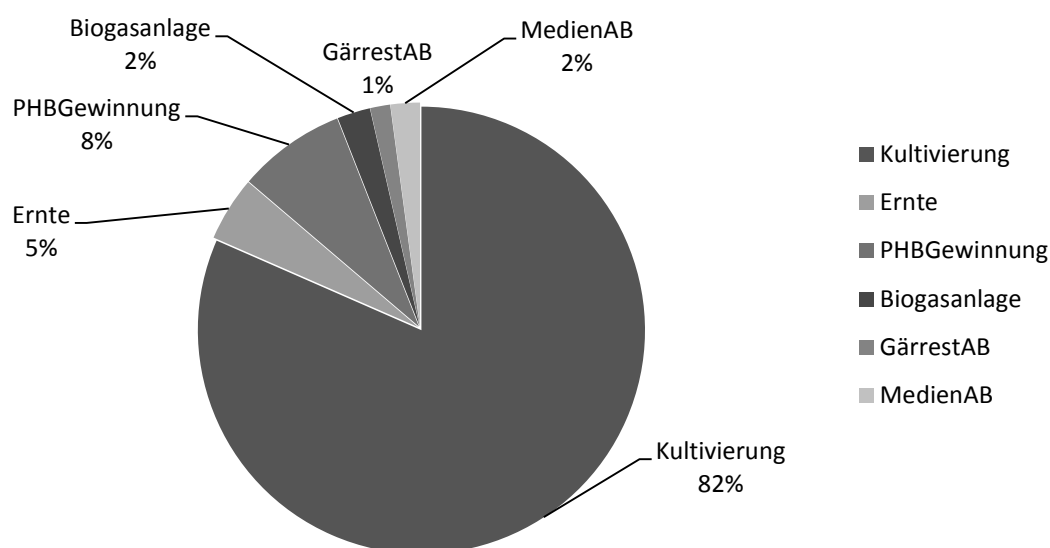


Abbildung 28 – Anteile zur Gesamtannuität der kapitalgebundenen Kosten (TLS)

Tabelle 29 - Annuitäten der bedarfsgebundenen Kosten (TLS)

Bedarfsgebundene Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Elektrische Energie	€ 17.500,94
Thermische Energie (Gas)	€ 18.821,26
Frischwasser	€ 16.548,72
Salz	€ 1.246,57
NaOH	€ 260,27
Summe	€ 54.377,76

Tabelle 30 - Annuitäten der betriebsgebundenen Kosten (TLS)

Betriebsgebundene Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Instandhaltung	€ 391.068,16
Personal	€ 109.442,98
Summe	€ 500.511,14

Tabelle 31 - Annuität der sonstigen Kosten (TLS)

Sonstige Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Versicherung	€ 157.017,59
Summe	€ 157.017,59

Tabelle 32 - Annuität der Erlöse (TLS)

Erlöse	
Ressource	Wert der Annuität
Biogas	€ 66.724,09
Summe	€ 66.724,09

Tabelle 33 - Zusammenfassung der unterschiedlichen Annuitäten (TLS)

Gesamtannuität (gemäß Formel 4-14)	
Ressource	Wert der Annuität
Annuität der kapitalgebundenen Kosten	€ 3.328.471,11
Annuität der bedarfsgebundenen Kosten	€ 54.377,76
Annuität der betriebsgebundenen Kosten	€ 500.511,14
Annuität der sonstigen Kosten	€ 157.017,59
Annuität der Biogaserlöse	€ 66.724,09
Gesamtannuität	-€ 3.973.653,50

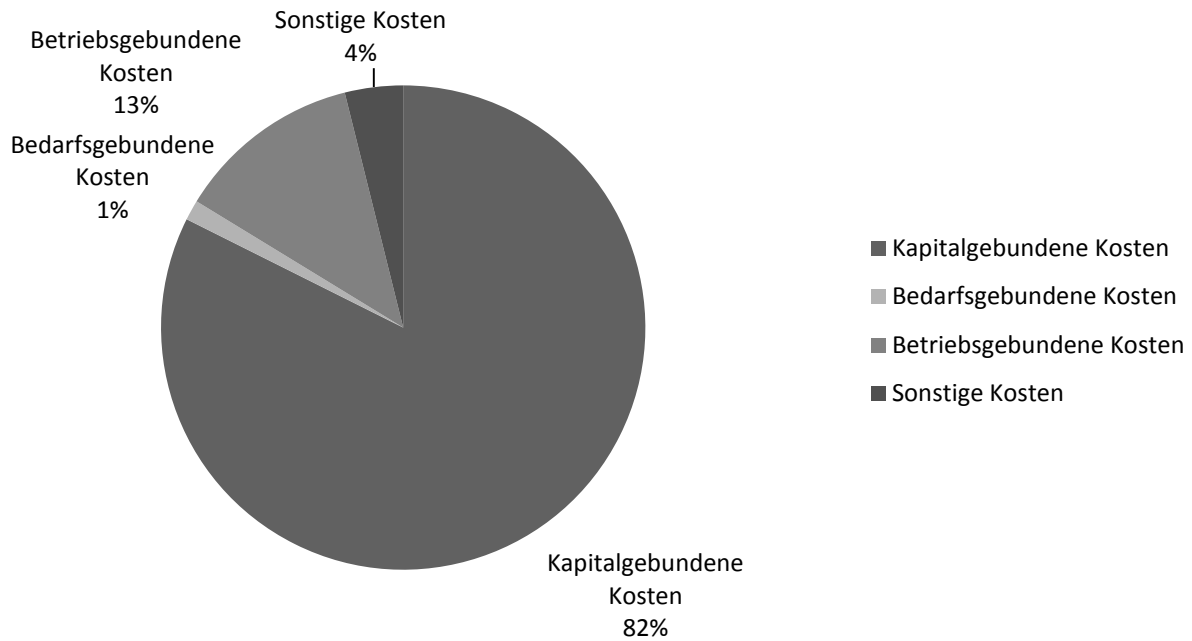


Abbildung 29 - Anteile der einzelnen Beiträge in Prozent zur Gesamtkostenannuität (TLS)

Gemäß den ermittelten Ergebnissen teilen sich die Herstellungskosten des erzeugten PHBs und Biogases wie in Abbildung 29 dargestellt auf die einzelnen Bereiche auf. Um ein wirtschaftliches Ergebnis zu erzielen, müssen die Erlöse aus dem erzeugten PHB die noch verbleibende Annuität decken. Zur Berechnung der Preisuntergrenze eines Kilogramms PHB wird der verbleibende Betrag aus Tabelle 33 zunächst durch den Annuitätenfaktor a und anschließend durch den preisdynamischen Barwertfaktor $b_{E,PHB}$, welcher mit der Annahme von 0% Preissteigerung ($r_{E,PHB}=1,00$) berechnet wird, dividiert. Sobald dieses Zwischenergebnis durch die jährlich erzeugte PHB-Menge dividiert wird, was 18.688,53 kg entspricht, erhält man den minimalen Verkaufspreis bzw. die Herstellungskosten von einem Kilogramm PHB. Bei der Auslegung der Demonstrationsanlage mit dem Thin-Layer System als Kultivierungseinheit ergibt sich dieser Wert zu **212,63 €/kg**.

5.1.5 Upscaling

Die Motivation ein Upscaling der ausgelegten Anlage durchzuführen und die Änderung der Herstellungskosten zu analysieren wird durch folgende Annahme begründet: Während in der für den Standort Dürnrohr ausgelegten Anlage das Kultivierungssystem selbst dauerhaft ausgelastet ist, haben alle weiteren Aggregate (Erntepumpe, Zentrifugen, Extraktions- und Hygienisierungstank, etc.) eine Betriebszeit von maximal einer Stunde pro Werktag. Also selbst bei 24-facher Anzahl an Produktionseinheiten, oder sogar noch mehr, wenn man eine mögliche Laufzeit am Wochenende berücksichtigt, würden die kapitalgebundenen Kosten für einige Aggregate nicht ansteigen. Zunehmen würden die Kosten für das Kultivierungssystem und die Biogasanlage, wobei diese nicht proportional zur Anlagengröße steigen, sowie die bedarfsgebundenen und ein Teil der betriebsgebundenen Kosten.

Geht man noch einen Schritt weiter und nimmt einen weiteren Zubau von Kultivierungssystemen an, wären die oben angesprochenen Aggregate ausgelastet. Setzt man jedoch leistungsstärkere bzw. größere Ausrüstungsteile ein, erfolgt zwar eine Kostenzunahme für alle Pumpen, Tanks o.ä., allerdings ist diese Zunahme nicht proportional zur Steigerung der Produktmenge und eine weitere Abnahme der spezifischen Herstellungskosten ist zu erwarten. Die durchgeführte Berechnung wird in der folgenden Tabelle zusammengefasst. Dabei ergibt das Upscaling eine Reduktion der Herstellungskosten von knapp 21%.

Tabelle 34 - Kostenpunkte der Anlage mit 10 und 336 Kultivierungseinheiten à 4500 m²

Zusammenfassung: Upscaling		
Beschreibung	Annuität für 10 Kultivierungseinheiten ¹⁾	Annuität für 336 Kultivierungseinheiten ²⁾
Kultivierungssystem	€ 2.714.753,80	€ 84.452.468,04
Biogasanlage	€ 72.202,84	€ 756.685,81
Sonstige Anlagen	€ 541.514,46	€ 2.022.821,72
Bedarfsgebundene Kosten	€ 54.377,76	€ 1.827.092,73
Instandhaltung	€ 391.068,16	€ 11.341.297,18
Personal	€ 109.442,98	€ 3.677.283,96
Sonstige Kosten	€ 157.017,59	€ 4.222.262,77
Erlöse durch Biogasverkauf	-€ 66.724,09	-€ 2.241.929,34
Summe	€ 3.973.653,50	€ 106.057.982,88
PHB Menge pro Jahr in kg	18688,52746	627934,5226
Herstellungskosten	€ 212,63	€ 168,90

1) Eine Kultivierungseinheit befindet sich auf 4500 Quadratmetern. Die Pumpzeiten und Prozesszeiten im Downstream-Processing sind so gewählt, dass jeder Prozessschritt in maximal einer Stunde erledigt ist. Zehn Einheiten sind für den Standort in Dürnrohr möglich.

2) Mit der ausgelegten Downstream-Processing Anlage und den Aggregaten zur Rückführung der wiederverwendeten Stoffe können bei durchgehender Betriebszeit (sieben Tage à 24 Stunden) und einer Batchdauer von zwei Wochen maximal 336 Batches verarbeitet werden (336=2*7*24). Zur Realisierung ist eine Fläche von 151,2 Hektar für den Aufbau der Kultivierungseinheiten erforderlich.

5.2 Photobioreaktor

Die für den Standort Dürnröhr in dieser Arbeit ermittelten Ergebnisse sind in Tabelle 35 und Tabelle 36 zusammengefasst.

Tabelle 35 - Übersicht der erzeugten Produkte (PBR)

Simulationsergebnisse für den Photobioreaktor					
Stoff	Einheit	Frühling	Sommer	Herbst	Gesamt $\Sigma^{1)}$
PHB	kg	94,4	149,1	69,6	18.688,5
Biogas	kWh	3.620,0	5.716,6	2.670,0	716.541,0
Dünger	kg	1.153,6	1.821,8	850,9	228.345,9

1) Die Gesamtsumme ergibt sich aus 30 Einheiten der Ausbeute im Frühling, 90 im Sommer und 35 im Herbst.

Tabelle 36 - Übersicht der verwendeten Rohstoffe (PBR)

Simulationsergebnisse für den Photobioreaktor						
Stoff	Einheit	Frühling	Sommer	Herbst	einmalig	Gesamt $\Sigma^{1)}$
Frischwasser	m ³	12,6	82,0	12,6	501,2	8.698,8
Kohlendioxid	kg	3.398,9	5.367,5	2.506,9		672.783,8
Dünnschlempe	kg	2.157,2	3.406,6	1.591,1		426.995,3
NaOH	kg	15,9	25,2	11,8		3.156,0
Salz	kg	9,6	15,2	7,1	2.523,2	4.424,4
Elektrische Energie	kWh	47.719,8	47.901,4	47.642,6		7.410.211,2
Thermische Energie (Gas)	kWh	51.746,3	4.598,2	36.255,7		3.235.181,6

1) Die Gesamtsumme ergibt sich aus 30 Einheiten der Rohstoffe im Frühling, 90 im Sommer und 35 im Herbst.

5.2.1 Anlagenschema

Das bereits in Abschnitt 5.1.1 abgebildete allgemeine Anlagenschema ist auch für die Auslegung einer Produktionsanlage, die mit einem tubulären Photobioreaktor als Kultivierungssystem ausgestattet ist, die Grundlage. Einen wesentlichen Unterschied gibt es jedoch bei den Details des Kultivierungssystems. Zur Veranschaulichung wird in der folgenden Abbildung 30 ein Anlagenschema des Kultivierungssystems mit tubulärem Photobioreaktor vorgestellt. Wie auch schon bei den Abbildungen in Abschnitt 5.1.1 sind jegliche Bestandteile, die in jedem der zehn Einzelkultivierungssysteme enthalten sind, innerhalb der gestrichelten Linien dargestellt.

Jede Einheit des Photobioreaktors hat in der Auslegung die Maße 150x30 Meter (nicht maßstabsgetreu in Abbildung 30), wobei alle 80 Meter in Fließrichtung ein Entgaser (in der Abbildung hellblau markiert) vorhanden sein soll. Hinter jedem Entgaser sorgt eine Pumpe für die Zirkulation und ausreichende Durchmischung der Suspension. Das abgebildete Kühlungssystem versprüht bei Bedarf über der gesamten Oberfläche des Photobioreaktors Kühlwasser.

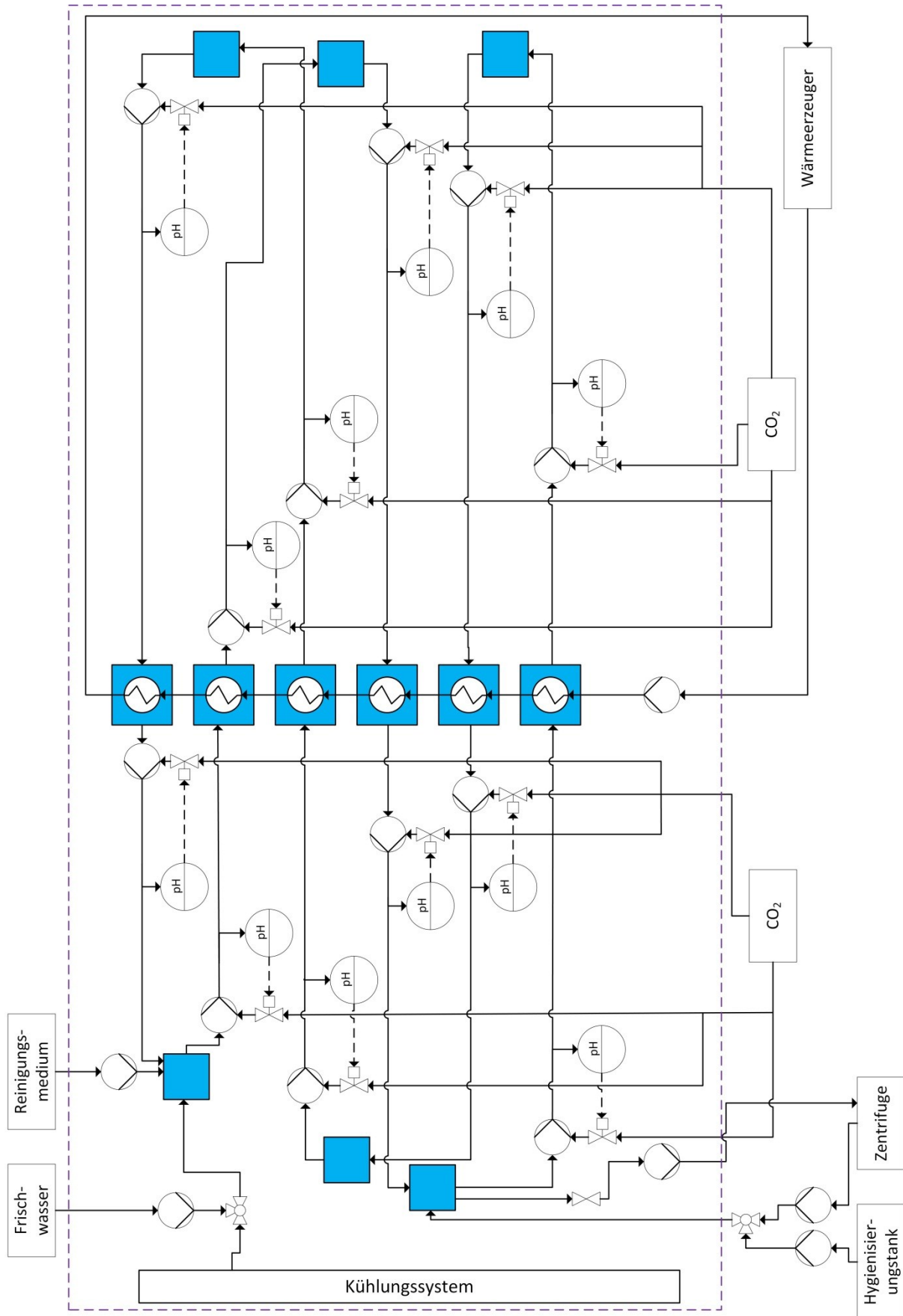


Abbildung 30 - Anlagenschema einer Photobioreaktorkultivierungseinheit

5.2.2 Massenbilanzen

Zunächst werden Maßstab (Abbildung 31) und Legende (Abbildung 32) für das Massenflussdiagramm abgebildet. Anschließend folgt, wie auch schon für das PHB-Produktionssystem mit Thin-Layer Kultivierungseinheit, die Darstellung des Massenflussbildes der gesamten PHB-Produktion mit anschließender Vergärung der Restbiomasse in einer Biogasanlage für den Betriebsfall Sommer. Die Massenflussbilder für Frühling und Herbst sind im Anhang zu finden, wobei Maßstab und Legende kein weiteres Mal abgebildet werden.

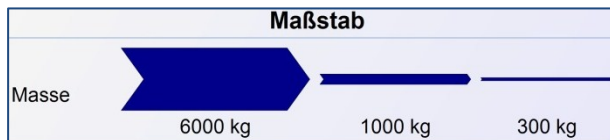


Abbildung 31 - Maßstab der Massenflussdarstellung

Legende	
	Prozesswasser (*1/50) [kg]
	Salz [kg]
	Nährstoffe gelöst [kg]
	Biomasse [kg]
	CO ₂ [kg]
	Frischwasser (*1/50) [kg]
	Kühlwasser (*1/50) [kg]
	O ₂ [kg]
	NaOH [kg]
	PHB [kg]
	Restbiomasse TS [kg]
	Dünnschlempe TS [kg]
	Gärrest TS [kg]
	CH ₄ [kg]
	Dünger TS [kg]

Abbildung 32 - Legende der Massenflussdarstellung

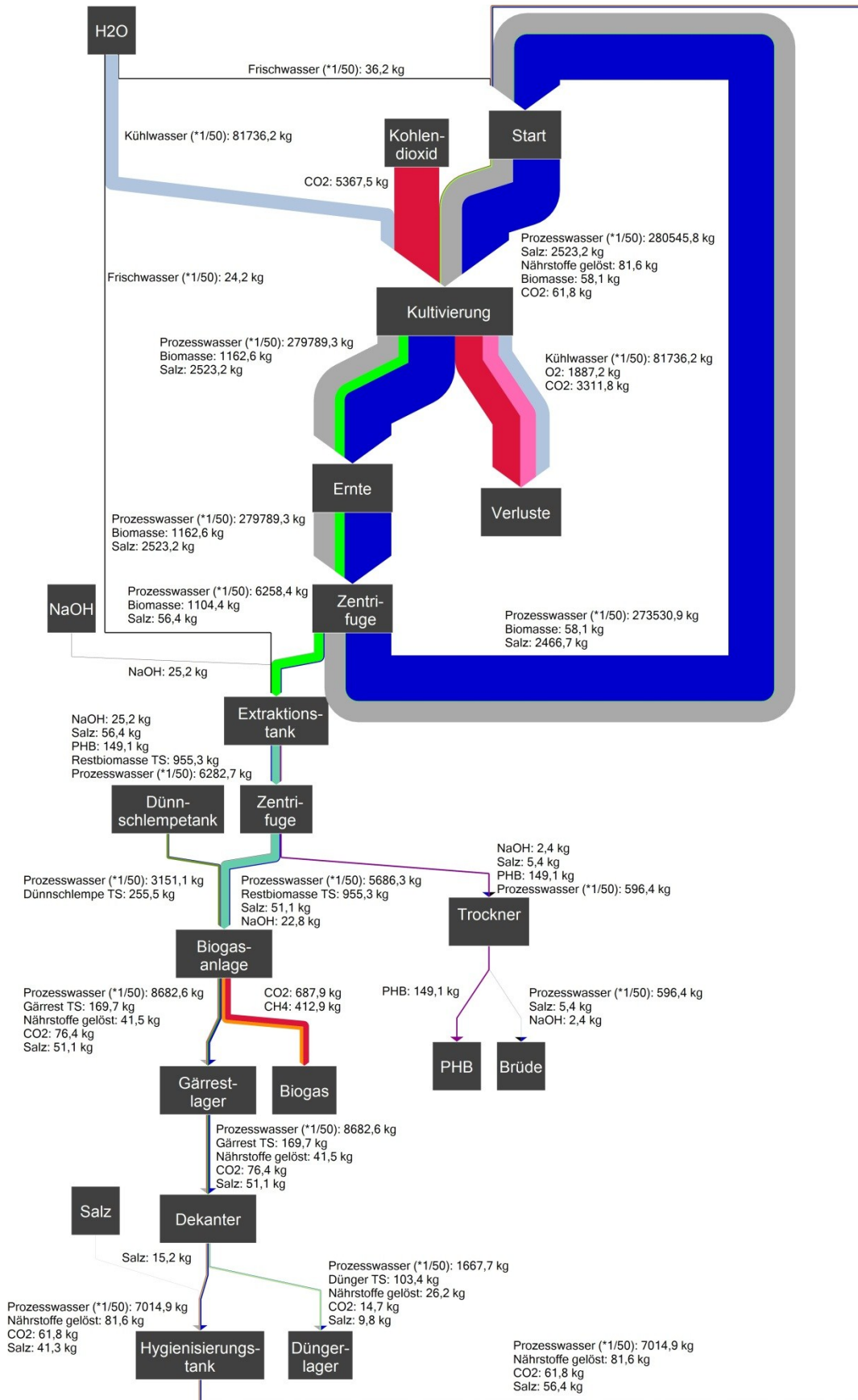


Abbildung 33 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit PBR (Sommer)

5.2.2.1 Nährstoffe

Da für beide Kultivierungssysteme von der gleichen Biomasseproduktivitätsrate ausgegangen wird, sind auch die berechneten Nährstoffmengen ident. Daher sind die für das Thin-Layer System abgebildeten Nährstoffflüsse auch hier gültig und werden kein weiteres Mal abgebildet.

5.2.2.2 Salz

Wie auch für die Nährstoffe gilt für den Massenfluss des im Prozess vorhandenen Salzes, dass es optisch wenig Unterschiede zwischen tubulären Photobioreaktor und Thin-Layer System gibt. Auch in den einzelnen Betriebsfällen sind die Verläufe sehr ähnlich, wobei die Ursache dafür, die für beide Kultivierungssysteme gilt, schon in Abschnitt 5.1.2.2 erläutert wurde. Analog zur Darstellung der Ergebnisse des Thin-Layer Systems wird auch hier das Flussdiagramm für den Betriebsfall Herbst angeführt. Der Hauptunterschied zu Abbildung 24 liegt in der höheren Gesamtmenge an Salz in der Produktionsanlage mit Photobioreaktor.

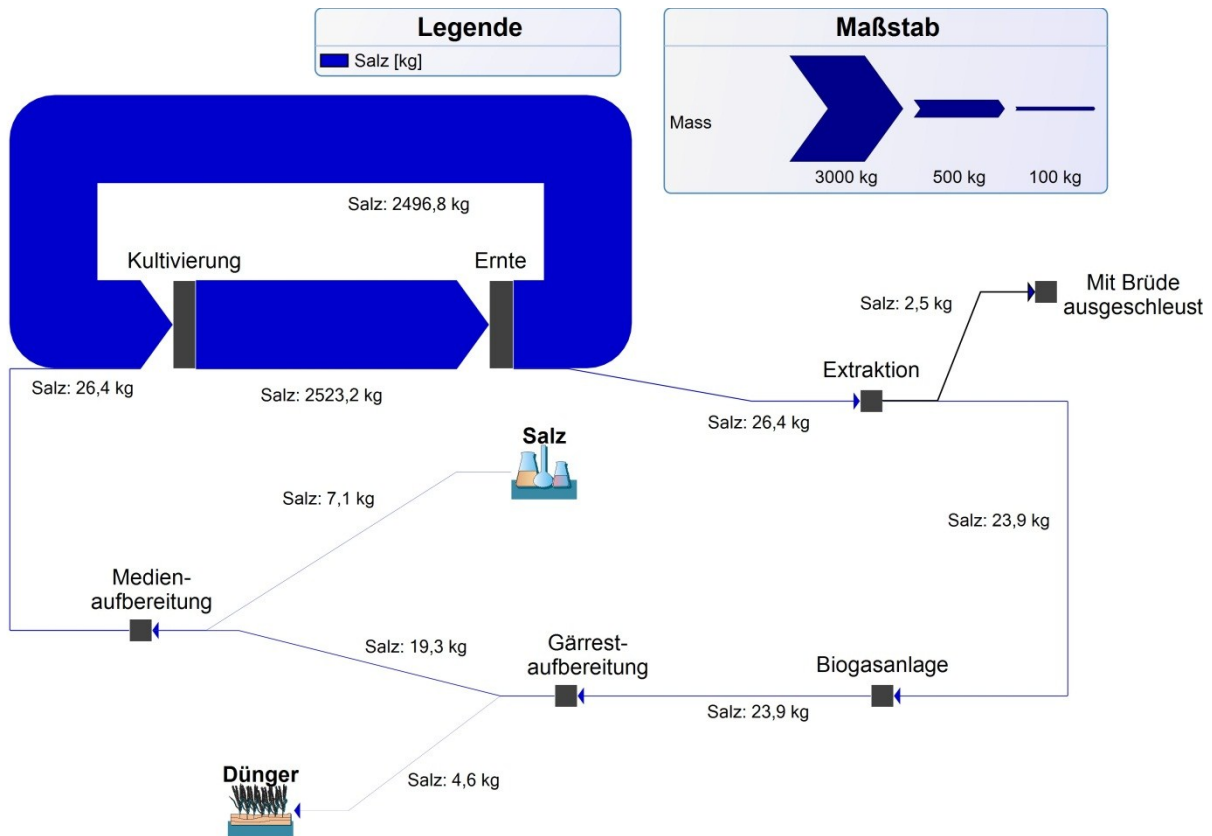


Abbildung 34 – Salzkreislauf in der Produktionsanlage mit PBR (Herbst)

5.2.3 Energieflussbild

Das Erstellen der Energieflussbilder ist ähnlich zur Vorgehensweise bei der Produktionsanlage mit Thin-Layer System. Im Vergleich zur Thin-Layer Kultivierungseinheit wird der Energieverbrauch in der Kultivierung hier nicht weiter unterteilt. Auch für die Produktionsanlage mit Photobioreaktor als Kultivierungseinheit werden an dieser Stelle nur die Flussdiagramme der elektrischen Energie für den Betriebsfall Sommer (Abbildung 35) bzw. der thermischen Energie für Frühling (Abbildung 36) und Sommer (Abbildung 37) abgebildet. Die weiteren Grafiken sind im Anhang zu finden.

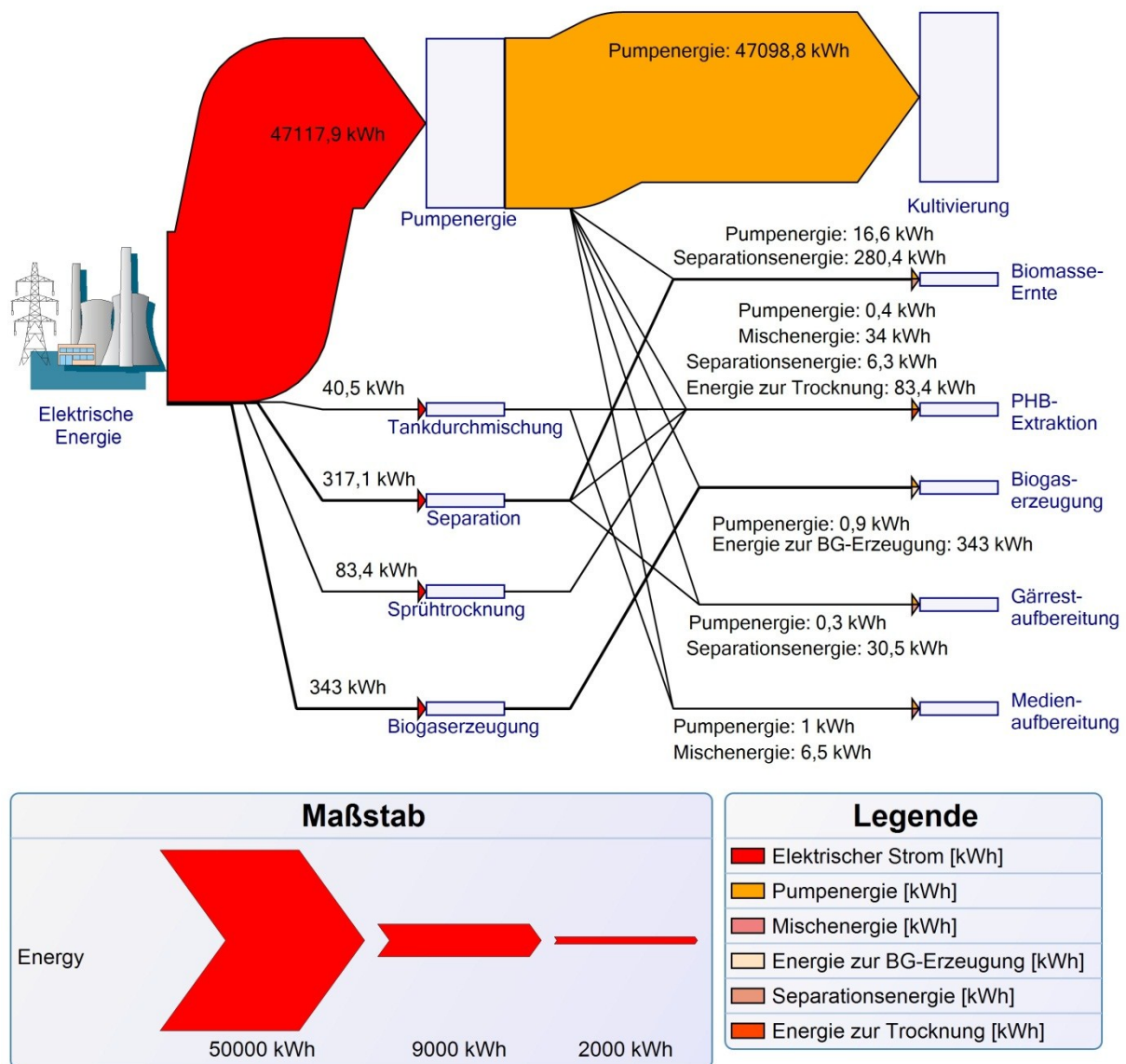


Abbildung 35 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Sommer)

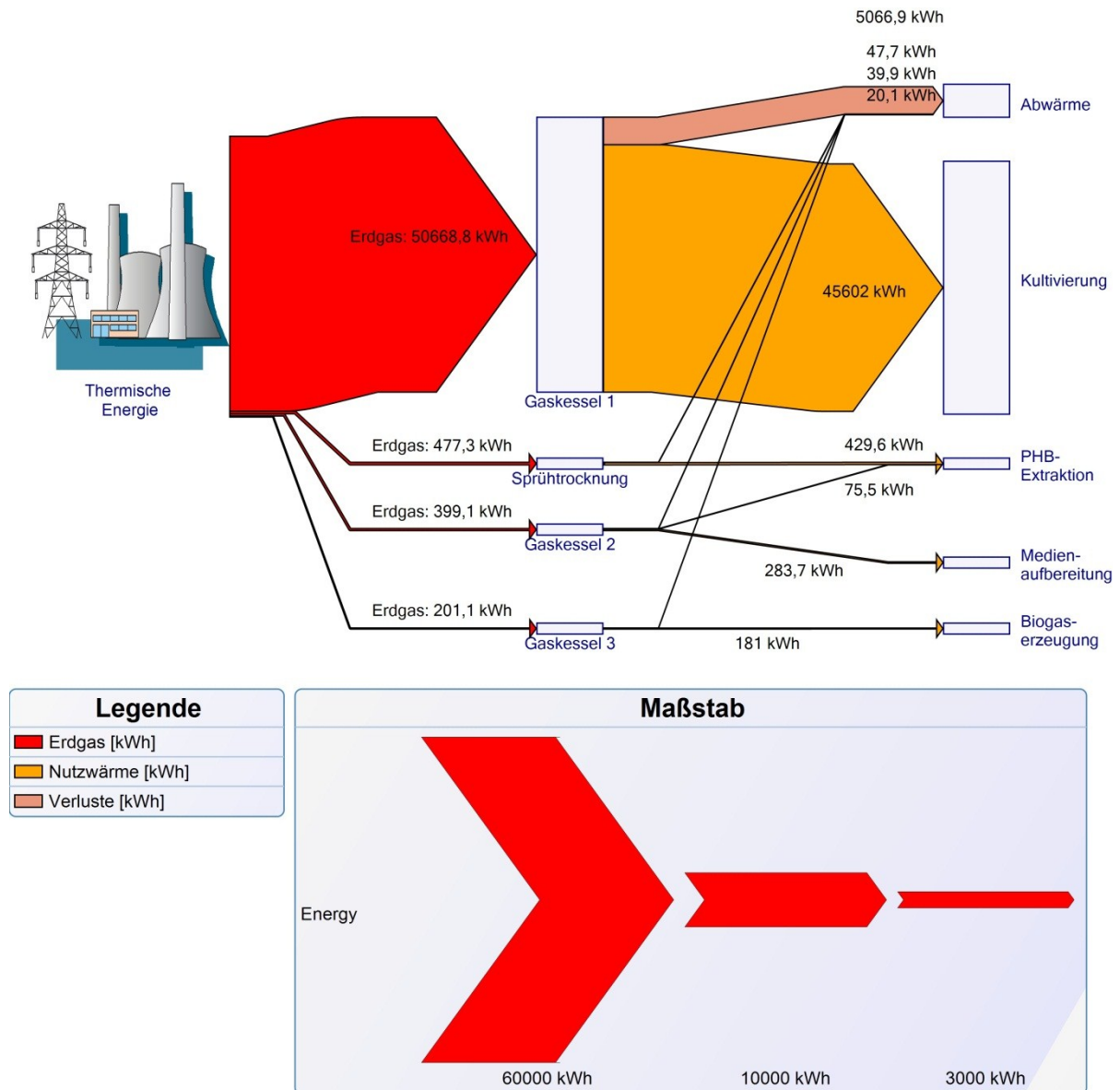


Abbildung 36 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Frühling)

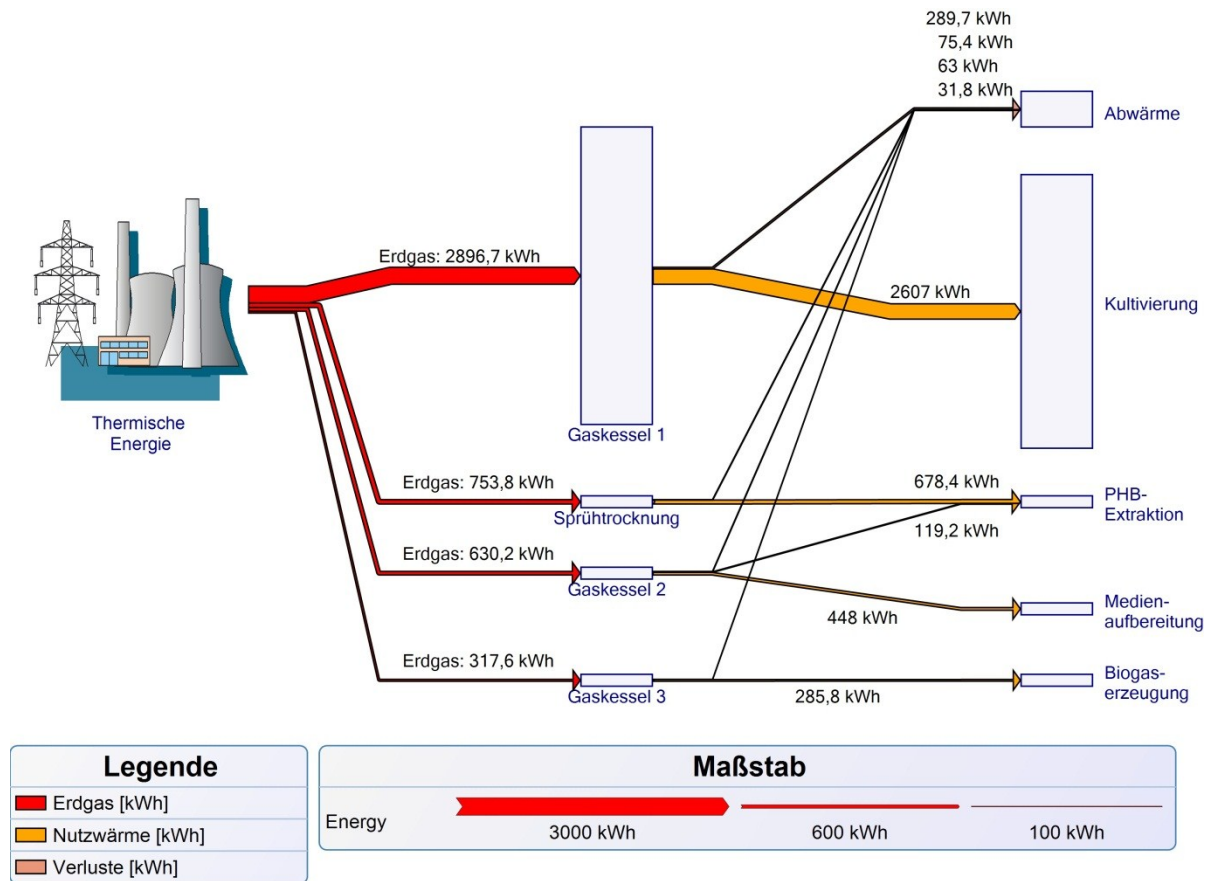


Abbildung 37 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Sommer)

5.2.4 Kosten

Im aktuellen Abschnitt wird in den folgenden Tabellen ein Überblick der Kostenanteile verschiedener Anlagenteile einer Produktionsanlage, die mit Photobioreaktoren als Kultivierungssystemen ausgestattet ist, sowie bedarfs-, betriebsgebundener und sonstiger Kosten und Erlöse dieser Anlage gegeben. Außerdem werden die relevanten Ergebnisse graphisch erfasst und dargestellt, um das Erkennen kostenintensiver Bereiche zu erleichtern und einen besseren Überblick zu ermöglichen

Tabelle 37 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Kultivierungseinheiten (PBR)

Kapitalgebundene Kosten für zehn Kultivierungseinheiten	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Photobioreaktor	€ 1.945.996,24
Kultivierungspumpen ²⁾	s.o. ²⁾
Reinigungspumpe ²⁾	s.o. ²⁾
Frischwasserpumpe für Kultivierung und Kühlung ²⁾	s.o. ²⁾
Frischwasserpumpe zur Reinigung ²⁾	s.o. ²⁾
Erntepumpe	€ 15.987,31
Heizungspumpe ²⁾	s.o. ²⁾
Wärmeerzeugersystem ¹⁾	€ 13.385,16
Summe	€ 1.975.368,71
Zuschlagsfaktor	4,63
Gesamtannuität	€ 9.149.939,46

1) Jegliche Beträge gelten für die zehnfache Ausführung des jeweiligen Gegenstandes, da so die gesamten Kosten für die Biomassekultivierung, sprich für alle zehn Kultivierungseinheiten berücksichtigt werden. Lediglich das Wärmeerzeugersystem wird nur einmalig berücksichtigt, da es die gesamte notwendige Wärme zur Verfügung stellt.

2) Die in der Literatur angegebenen Kosten für den Photobioreaktor inkludieren die Pumpen im System, weshalb für diese keine Annuität angegeben wird.

Tabelle 38 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Ernte (PBR)

Kapitalgebundene Kosten für die Ernte	
Ausrüstungsgegenstand ¹⁾	Wert der Annuität
Zentrifuge (4x70 m ³ ·h ⁻¹ , Laufzeit ca. 1 h·d ⁻¹)	€ 162.681,17
Pumpe zum Rücktransport des Erntewassers zum Kultivierungssystem	€ 1.598,73
Summe	€ 164.279,90
Zuschlagsfaktor	4,69
Gesamtannuität	€ 769.762,97

1) Die angeführten Ausrüstungsgegenstände sind jeweils in einfacher Ausführung vorhanden.

Die Annuitäten für die kapitalgebundenen Kosten der PHB-Extraktion, Biogasanlage, Gärrestaubbereitung und Medienaufbereitung sind ident mit den Annuitäten für die Anlage mit Thin-Layer System. Daher werden sie an dieser Stelle kein weiteres Mal angeführt. Für die detaillierte Aufschlüsselung wird auf Tabelle 25, Tabelle 26, Tabelle 27 und Tabelle 28 verwiesen.

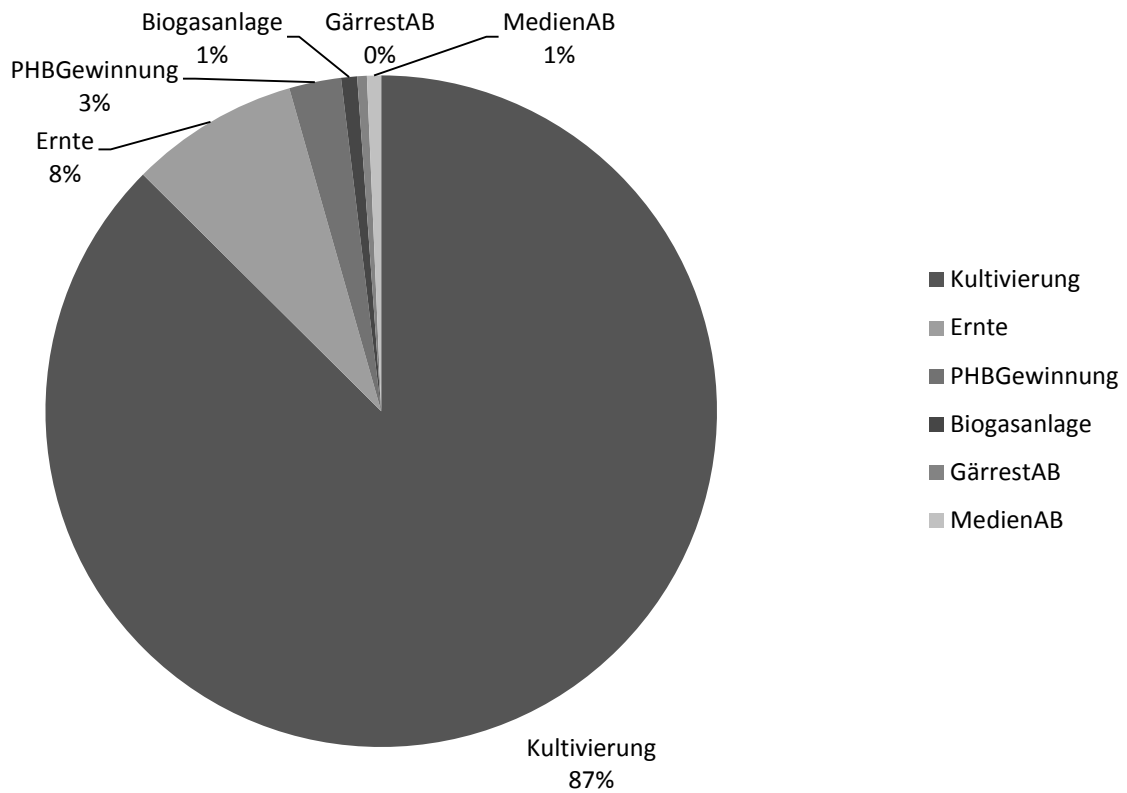


Abbildung 38 - Anteile der Annuität der kapitalgebundenen Kosten (PBR)

Die Summe der kapitalgebundenen Annuitäten für Kultivierungssystem, Ernte, PHB-Extraktion, Biogasanlage, Gärrestaufbereitung und Medienaufbereitung beträgt **10.378.761,72 €** und teilt sich gemäß Abbildung 38 auf.

Tabelle 39 - Annuitäten der bedarfsgebundenen Kosten (PBR)

Bedarfsgebundene Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Elektrische Energie	€ 267.626,70
Thermische Energie (Gas)	€ 56.486,09
Frischwasser	€ 16.150,22
Salz	€ 1.246,57
NaOH	€ 499,30
Summe	€ 342.008,89

Tabelle 40 - Annuitäten der betriebsgebundenen Kosten (PBR)

Betriebsgebundene Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Instandhaltung	€ 1.718.796,82
Personal	€ 109.442,98
Summe	€ 1.828.239,80

Tabelle 41 - Annuität der sonstigen Kosten (PBR)

Sonstige Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Versicherung	€ 496.926,25
Summe	€ 496.926,25

Tabelle 42 - Annuität der Erlöse (PBR)

Bedarfsgebundene Kosten	
Ressource	Wert der Annuität
Biogas	€ 66.724,08
Summe	€ 66.724,08

Tabelle 43 - Zusammenfassung der unterschiedlichen Annuitäten (PBR)

Gesamtannuität (gemäß Formel 4-14)	
Ressource	Wert der Annuität
Annuität der kapitalgebundenen Kosten	€ 10.378.761,72
Annuität der bedarfsgebundenen Kosten	€ 342.008,89
Annuität der betriebsgebundenen Kosten	€ 1.828.239,80
Annuität der sonstigen Kosten	€ 496.926,25
Annuität der Biogaserlöse	€ 66.724,08
Gesamtannuität	-€ 12.979.212,57

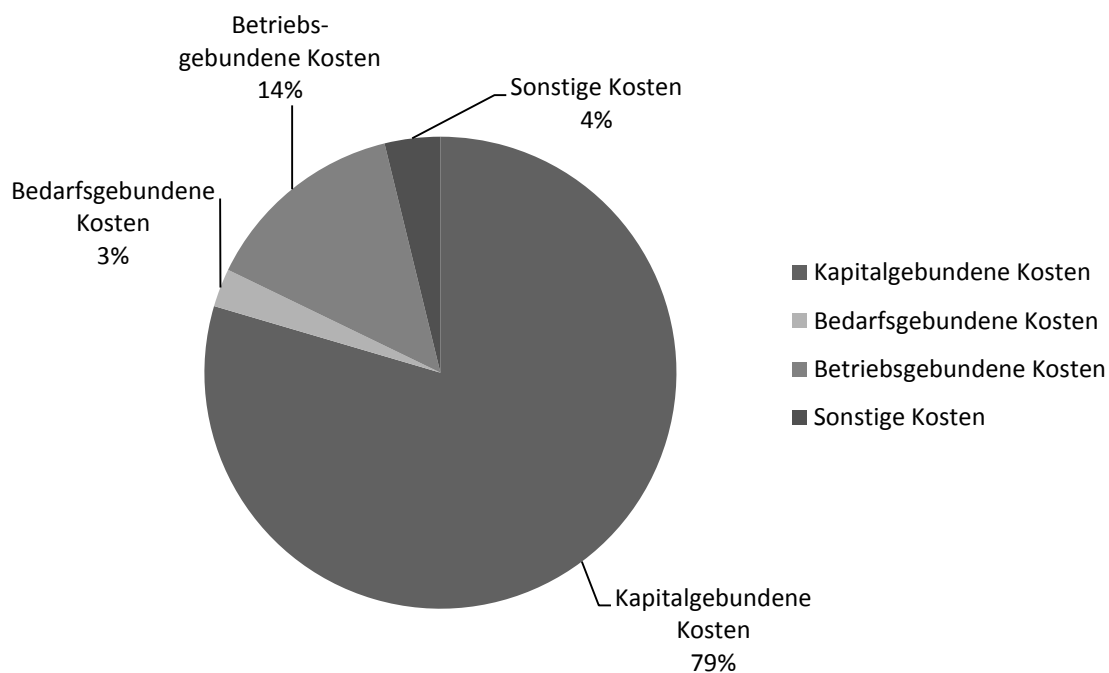


Abbildung 39 - Anteile der einzelnen Kostenarten an der Gesamtkostenannuität (PBR)

Gemäß den ermittelten Ergebnissen teilen sich die Herstellungskosten des erzeugten PHBs und Biogases wie in Abbildung 39 dargestellt auf die einzelnen Kostenarten auf. Um ein wirtschaftliches Ergebnis zu erzielen, müssen die Erlöse aus dem erzeugten PHB die noch verbleibende Annuität decken. Zur Berechnung der Preisuntergrenze eines Kilogramms PHB wird der verbleibende Betrag aus Tabelle 43 zunächst durch den Annuitätenfaktor a und anschließend durch den preisdynamischen Barwertfaktor $b_{E,PHB}$, welcher mit der Annahme von null Prozent Preissteigerung ($r_{E,PHB}=1,00$) berechnet wird, dividiert. Sobald dieses Zwischenergebnis durch die jährlich erzeugte PHB-Menge dividiert wurde, erhält man den minimalen Verkaufspreis bzw. die Herstellungskosten von einem Kilogramm PHB. Bei der Auslegung der Demonstrationsanlage mit dem tubulären Photobioreaktor als Kultivierungseinheit ergibt sich dieser Wert zu **694,50 €/kg**.

5.2.5 Upscaling

Die im Rahmen des Upscalingvorgang durchgeführte Berechnung wird in der folgenden Tabelle zusammengefasst. Die erzielte Kostenreduktion liegt knapp unter 15%.

Tabelle 44 - Kostenpunkte der Anlage mit 10 und 336 Kultivierungseinheiten à 4500 m²

Zusammenfassung: Upscaling		
Beschreibung	Annuität für 10 Kultivierungseinheiten ¹⁾	Annuität für 336 Kultivierungseinheiten ²⁾
Kultivierungssystem	€ 9.075.885,99	€ 285.965.524,27
Biogasanlage	€ 72.202,84	€ 756.685,81
Sonstige Anlagen	€ 1.230.672,89	€ 3.746.153,10
Bedarfsgebundene Kosten	€ 342.008,89	€ 11.491.498,69
Instandhaltung	€ 1.718.796,82	€ 53.976.066,52
Personal	€ 109.442,98	€ 3.677.283,96
Sonstige Kosten	€ 496.926,25	€ 14.713.755,63
Erlöse durch Biogasverkauf	€ 66.724,08	€ 2.241.929,15
Summe	€ 12.979.212,57	€ 372.085.038,83
PHB Menge pro Jahr in kg	18688,52567	627934,4626
Herstellungskosten	€ 694,50	€ 592,55

1) Eine Kultivierungseinheit befindet sich auf 4500 Quadratmetern. Die Pumpzeiten und Prozesszeiten im Downstream-Processing sind so gewählt, dass jeder Prozessschritt in maximal einer Stunde erledigt ist. Aufgrund der vorherrschenden Platzverhältnisse wurden für den Standort Dürnröhr 10 Einheiten ausgelegt.

2) Mit der ausgelegten Downstream-Processing Anlage und den Aggregaten zur Rückführung der wiederverwendeten Stoffe können bei durchgehender Betriebszeit (sieben Tage à 24 Stunden) und einer Batchdauer von zwei Wochen maximal 336 Batches verarbeitet werden ($336=2*7*24$). Zur Realisierung ist eine Fläche von 151,2 Hektar für den Aufbau der Kultivierungseinheiten erforderlich.

6 Diskussion der Ergebnisse

Aufbauend auf den Simulationsergebnissen und den Ergebnissen der ökonomischen Analyse, die im letzten Kapitel vorgestellt wurden, können die einzelnen Kostenteilbereiche verglichen und analysiert werden. Diese Analyse wird im folgenden Kapitel durchgeführt und zeigt die wirtschaftliche Leistungsfähigkeit der simulierten Anlagen, wobei aufgrund der Neuartigkeit dieser Anlage die Zahlen als Richtwerte zu sehen sind. Auf Basis dieses Vergleichs und der Erfahrungen, die im Rahmen der Erstellung dieser Arbeit gesammelt wurden, werden in diesem abschließenden Kapitel außerdem kritische Punkte der Simulation festgehalten, die als Ansatzpunkt für eine verbesserte Berechnung aufgefasst werden können. In diesem Zusammenhang werden auch weitere Optimierungspunkte, die sich aus der Ergebnisanalyse ergeben, angeführt, sowie ein Ausblick bezüglich möglicher Einflussfaktoren in der Zukunft gegeben und eine Schlussfolgerung vorgenommen.

6.1 Vergleich der kapitalgebundenen Kosten

Der Vergleich der Kostenpunkte beider Anlagenkonfigurationen deckt relevante Vor- und Nachteile der beiden Varianten auf. Im Zuge dieser Analyse wird für jeden Teilbereich des Prozesses das Verhältnis Annuität der kapitalgebundenen Kosten für die Produktionsanlage mit Photobioreaktor zu der Annuität bei der Ausführung mit Thin-Layer System berechnet. Außerdem werden die erzielten PHB-Produktmengen der zwei Systeme auf gleiche Weise zueinander in Bezug gesetzt, was für die ausgelegten Anlagen in dieser Arbeit genau eins ergibt. Die Berechnung des Kostenverhältnisses gemäß Formel 6-1 wird auch für die weiteren Kostenarten (bedarfs-, betriebsgebunden und sonstige Kosten) durchgeführt, allerdings kein weiteres Mal explizit erklärt.

$$R_K = \frac{A_{N,K,PBR}}{A_{N,K,TLs}}$$

Formel 6-1

R_K ... *Verhältnis der kapitalgebundenen Kosten*
(dimensionslos)

$A_{N,K,x}$... *Annuität der kapitalgebundenen Kosten im System x in €*

Jene Anlagenbereiche, für die das Kostenverhältnis größer als das Verhältnis der Produktmengen ist ($R_K > 1$), haben in der Anlage mit Thin-Layer System geringere spezifische kapitalgebundene Kosten als in der Konfiguration mit Photobioreaktor. Die Konfiguration mit Photobioreaktor verursacht hingegen in jenen Bereichen geringere spezifische Kosten, für die das Kostenverhältnis kleiner als das Verhältnis der Produktmengen ist ($R_K < 1$). Sind beide Werte gleich groß ($R_K = 1$), sind die spezifischen Kosten für beide Varianten gleich. Unter spezifischen Kosten werden in diesem Abschnitt jene Kosten verstanden, die eine erzeugte Produkteinheit (also ein Kilogramm PHB) decken muss.

Tabelle 45 - Verhältnis der kapitalgebundenen Kosten der unterschiedlichen Teilanlagen

Teilprozess	Analyseergebnisse für kapitalgebundene Kosten	
	Verhältnis der Kosten R_K	Besseres System
<i>Anlagen der Teilprozesse</i>		
Kultivierung	3,24	Thin-Layer System
Ernte	5,43	Thin-Layer System
PHB-Gewinnung	1,00	Neutral für gleiche Biomasseerträge in beiden Anlagen, ändert sich bei anderem Verhältnis der Produktmengen
Biogasanlage	1,00	Wie bei PHB-Gewinnung
Gärrestaufbereitung	1,00	Wie bei PHB-Gewinnung
Medienaufbereitung	1,00	Wie bei PHB-Gewinnung
<i>Gesamte Anlage</i>		
Kosten	3,02	Thin-Layer System

6.2 Vergleich der betriebsgebundenen und sonstigen Kosten

In diesem Abschnitt werden folgende Kosten verglichen: betriebsgebundene Kosten, die sich aus Personalkosten und Instandhaltungskosten für Wartung, Reparatur und Instandsetzung ergeben, und sonstige Kosten, die hier mit den Versicherungskosten gleichzusetzen sind. Wieder wird ein Kostenverhältnis, das dem Verhältnis der PHB-Mengen entspricht, als neutral eingestuft. Bereiche mit einer höheren bzw. niedrigeren Verhältniszahl implizieren einen Vorteil der Konfiguration mit Thin-Layer System bzw. mit tubulären Photobioreaktor.

Tabelle 46 - Verhältnis der betriebsgebundenen und sonstigen Kosten

Kostenpunkt	Analyseergebnisse für weitere Kosten	
	Verhältnis ¹⁾	Besseres System
<i>Einzelposten der betriebsgebundenen Kosten</i>		
Instandhaltung	4,30	TLS, Wert ändert sich nur geringfügig bei unterschiedlichen Produktivitätsraten
Personal	1,00	Neutral, Allerdings ist dieses Verhältnis immer gleich eins und sobald für ein System die Produktivitätsraten höher sind als im anderen wird dieses System bzgl. der Personalkosten vorteilhaft. Diese Kosten hängen in dieser Arbeit nicht von der erzeugten Produktmenge sondern nur von der verbauten Fläche ab.
<i>Summe der betriebsgebundenen Kosten</i>		
Betriebsgebundene Kosten	3,59	TLS, Wert ändert sich nur geringfügig bei unterschiedlichen Produktivitätsraten
<i>Sonstige Kosten</i>		
Versicherung	3,06 ²⁾	TLS, Wert ändert sich nur geringfügig bei unterschiedlichen Produktivitätsraten

1) Hier werden Verhältnisse der einzelnen Kostenpunkte sowie der Annuitäten für betriebsgebundene R_B und sonstige Kosten R_S berechnet.

2) Dieses Verhältnis entspricht in etwa dem Verhältnis der kapitalgebundenen Kosten. Basierend auf der Annahme, dass die Annuitäten der Versicherungskosten als prozentueller Anteil der Investitionskosten berechnet werden, ist dieser Zusammenhang nicht weiter überraschend.

6.3 Vergleich der bedarfsgebundenen Kosten und Produkterträge

Setzt man die eingesetzten Rohstoffmengen sowie die erzeugten Produktmengen bzw. die Kosten und Erlöse der beiden Varianten zueinander in Bezug, sind die meisten Werte aus der Simulation der Anlage mit Photobioreaktor gleich den Werten im Thin-Layer System, da die gleichen Produktmengen erzielt werden. Dazu gehören die Nebenprodukte Biogas und Dünger, wie auch die Rohstoffe Kohlendioxid, Dünnschlempe und NaOH.

Ähnliche Werte und somit ein Verhältnis von circa eins ergeben sich für die Ressourcen Frischwasser und Salz. Allerdings ist festzuhalten, dass insbesondere die Frischwassermenge für den tubulären Photobioreaktor bei steigender Produktmenge konstant bleiben würde. Für unterschiedliche Produktivitätsraten ergäbe sich somit ein klarer Vorteil für eines der beiden Systeme, während sich die zuvor angeführten Ressourcen wie CO₂, Dünnschlempe, etc. im gleichen Verhältnis wie die Produktmenge ändern würden.

Deutliche Abweichungen vom Wert eins ergeben sich bei den Ressourcen thermische und elektrische Energie, während das bereits erwähnte Verhältnis der Mengen an erzeugtem Biogas ident mit dem Verhältnis der Mengen des Hauptproduktes PHB ist. Anders verhält es sich bei dem Bedarf an thermischer und elektrischer Energie. Während die Produktmengen ident sind, werden die 3- bzw. 15,3-fachen Mengen an thermischer und elektrischer Energie bei der Photobioreaktor-Konfiguration benötigt. Basierend auf diesem Ergebnis kann die folgende Schlussfolgerung gezogen werden: Das Thin-Layer System zeichnet sich insbesondere durch einen niedrigeren spezifischen Energiebedarf aus.

Aufgrund des unterschiedlichen Preisniveaus der Rohstoffe und Produkte ist ein Mengenvergleich nicht ausreichend um eine eindeutige Aussage bezüglich der Vorteilhaftigkeit eines der beiden Systeme hinsichtlich der bedarfsgebundenen Kosten treffen zu können. Dennoch lässt dieser Vergleich interessante Schlüsse zu und zeigt Probleme in dem jeweiligen System auf. So ist einer der größten Kritikpunkte des tubulären Systems der hohe Bedarf an elektrischer Energie. Für eine endgültige Aussage eignet sich der Vergleich der gesamten bedarfsgebundenen Kosten. Da die vorhergesagten Preisänderungsfaktoren für die einzelnen Stoffe voneinander abweichen, werden hier nicht die Kosten im ersten Jahr sondern die Annuitäten der bedarfsgebundenen Kosten verglichen. Dabei ergibt sich für das tubuläre System die mehr als sechsfache Kostenbelastung im Vergleich zu der Konfiguration mit Thin-Layer System. Bei der Analyse der bedarfsgebundenen Kosten schneidet somit die Anlage mit Thin-Layer System insgesamt besser ab als mit tubulärem Photobioreaktor. Die beschriebenen Ergebnisse sind in Tabelle 47 zusammengefasst.

Tabelle 47 - Verhältnis der Produkte, Ressourcen und bedarfsgebundenen Kosten

Produkt bzw. Rohstoff	Analyseergebnisse für Produkte, Ressourcen und Kosten	
	Verhältnis ¹⁾	Besseres System
<i>Erzeugte Produkte</i>		
PHB	1,00	Neutral
Biogas	1,00	Neutral, Verhältnis ändert sich so wie das Verhältnis der Produktmengen. Der Biogasoutput ist somit auch für andere Produktivitätsraten neutral.
Dünger	1,00	Neutral, Verhältnis ändert sich so wie das Verhältnis der Produktmengen. Der Düngeroutput ist somit auch für andere Produktivitätsraten neutral.
<i>Eingesetzte Ressourcen</i>		
Frischwasser	0,98	PBR, Frischwassermengenverbrauch pro Fläche fast konstant. Daher bleibt dieser Wert immer ungefähr eins, auch wenn sich die Produktivitätsraten ändern. ²⁾
Kohlendioxid	1,00	Neutral, Verhältnis ändert sich so wie das Verhältnis der Produktmengen. Der CO ₂ Einsatz ist somit auch für andere Produktivitätsraten neutral.
Dünnschlempe	1,00	Neutral, Verhältnis ändert sich genauso wie das Verhältnis der Produktmengen. Der Dünnschlempe Einsatz ist somit auch für andere Produktivitätsraten neutral.
NaOH	1,00	Neutral, Verhältnis ändert sich so wie das Verhältnis der Produktmengen. Der Einsatz von Natronlauge ist somit auch für andere Produktivitätsraten neutral.
Salz	1,92	TLS, Salzeinsatz ändert sich mit den Produktivitätsraten. Das Verhältnis immer etwas höher als das Verhältnis der Produktmengen. Das Thin-Layer System ist immer vorteilhaft.
Elektrische Energie	15,36	TLS, Verhältnis ist in etwa konstant (ändert sich bei höheren Produktivitätsraten im Photobioreaktor beispielsweise kaum)
Thermische Energie	3,00	TLS, Verhältnis ist in etwa konstant (ändert sich bei höheren Produktivitätsraten im Photobioreaktor beispielsweise kaum)
<i>Bedarfsgebundene Kosten</i>		
Kosten (bzw. Annuität)	6,31	TLS, Verhältnis ist in etwa konstant (ändert sich bei höheren Produktivitätsraten im Photobioreaktor beispielsweise kaum).

1) Hier handelt es sich um Mengenverhältnisse bzw. in der letzten Tabellenzeile um das Kostenverhältnis R_v .

2) Intuitiv würde man einen deutlichen Vorteil für den Photobioreaktor erwarten, da bei offenen Systemen viel Wasser durch Verdunstung verloren geht. Berücksichtigt man allerdings die notwendige Kühlung von geschlossenen Reaktoren, steigt der Wasserbedarf solcher Systeme an, wenn die Kühlung durch Besprühung der Oberfläche mit Wasser realisiert wird. Diese Kühlungsart wurde in der vorliegenden Arbeit angenommen. Daher ergeben sich in etwa gleiche Frischwassermengen für beide Systeme.

6.4 Kritische Punkte der Berechnung und Auslegung

Aufgrund geringer oder mangelnder Verfügbarkeit von experimentellen Daten sind einige Punkte und Annahmen dieser Arbeit mit einer gewissen Unsicherheit versehen. Es wurde versucht die Berechnung nach bestem Wissen und gemäß realistischen Abschätzungen zu erstellen, allerdings soll das Potential für eine genauere und detailliertere Berechnung an dieser Stelle aufgezeigt werden. Zu den größten Unsicherheiten dieser Arbeit gehören die folgenden Bereiche:

Eine allgemein gültige Aussage über die **Biomasseproduktivität** ist nur schwer möglich. Da es sich bei den in der Auslegung verwendeten Kultivierungssystemen um Systeme handelt, für die es keine Erfahrungswerte für den im Projekt verwendeten Mikroalgenstamm gibt, konnten die Werte für die Produktivitätsraten nur auf Basis von Ergebnissen für andere Mikroalgenarten abgeschätzt werden.

Im Vergleich zu den bisher erzielten Erntekonzentrationen im Pilotreaktor am Standort Dürnröhr wurden in dieser Arbeit sehr hohe Endkonzentrationen angenommen. Allerdings ist die Pilotanlage in Dürnröhr nicht dazu ausgelegt, die größtmögliche Biomasseausbeute zu realisieren. Glasrohrdurchmesser, die über dem idealen Wert liegen, verursachen eine nicht immer ausreichende Belichtung der Suspension. Außerdem wird für den weiteren Projektverlauf von einer Verbesserung der bisher erzielten Biomassekonzentrationen ausgegangen. Diese zwei Gründe rechtfertigen die Annahme einer höheren Produktivitätsrate und somit Erntekonzentration im Vergleich zu den erzielten Werten im Pilotphotobioreaktor. Um eine bessere und aussagekräftigere Datengrundlage zu erhalten, müsste der verwendete Stamm allerdings auch in anderen Anlagen, wie dem Thin-Layer System und einem industriell genutzten, tubulären Photobioreaktor, kultiviert werden und die Ergebnisse aus diesen Versuchen eingearbeitet werden.

Ebenso kann auf die erhöhte Kontaminationsgefahr der Biomassesuspension im Thin-Layer System aufgrund fehlender Erfahrungswerte für den relevanten Stamm in solchen offenen Systemen nicht eingegangen werden. Dieser Faktor könnte allerdings im Extremfall von häufiger Kontamination und großen Ernteaufällen dazu führen, dass die Produktion in einer Anlage mit Photobioreaktor insgesamt wirtschaftlicher ist als mit der Kultivierungsanlage mit Thin-Layer System.

Auch für den Parameter **PHB-Gehalt**, der in dieser Arbeit etwas höher als bisher erreicht angenommen wurde, gilt die Annahme, dass im weiteren Projektverlauf, das aktuelle Projekt heißt *CO₂USE+Enhanced PHB Production*, der PHB-Gehalt im Vergleich zu den bisher erzielten Ergebnissen gesteigert werden kann.

Einen weiteren kritischen Punkt stellt die **PHB-Extraktion** dar. Aufgrund der nicht vorhandenen Daten zu Extraktionsmethoden für PHB aus photoautotroph erzeugten Mikroorganismen, die ohne das Lösungsmittel Chloroform auskommen, wurde hier auf einen

erprobten Prozess für heterotrophe Mikroalgen zurückgegriffen. Diese Daten wurden wie in der Literatur veröffentlicht übernommen. Eine Verifikation der Ergebnisse für den in der Arbeit ausgelegten Prozess wurde nicht vorgenommen und würde wertvolle Informationen bezüglich der Realisierung der ausgelegten Anlage liefern.

Für die Bestimmung der **Temperatur der Biomassesuspension**, die einen wesentlichen Einfluss auf den Bedarf an thermischer Energie in allen drei Betriebsfällen haben, waren aufgrund fehlender experimenteller Daten Annahmen zu treffen. Mit einer genaueren und detaillierteren Berechnung und Bestimmung dieser Temperaturen sowie die Bestimmung der Menge des notwendigen Kühlwassers könnte das Ergebnis bezüglich seiner Genauigkeit verbessert werden.

Ein möglicher Verbesserungspunkt ist eine noch detailliertere Betrachtung der **Energieversorgung** des Systems. Im Bereich der thermischen Energie, kann eine weitere Verbesserung durch ein kombiniertes System mit Pinchpoint-Analyse erzielt werden. Eine weitere Alternative zur Ausführung der thermischen Energieversorgung in dieser Arbeit wäre das Nutzen von Abwärme eines Industriebetriebes o.ä. Durch diese Maßnahme ergäbe sich eine Kostenreduktion sowohl für die bedarfsgebundenen als auch die kapitalgebundenen Kosten, da das Anschaffen eines oder mehrerer Gasbrenner entfällt. Auch die Minimierung der elektrischen Energie ist mit viel Aufwand (ideale Auslegung der Rohrleitungen, etc.) möglich. Allerdings ist zu berücksichtigen, dass ein Großteil der elektrischen Energie für die Durchmischung und Beförderung der Suspension notwendig ist. Folglich ist vor allem eine Optimierung dieser Pumpe(n) sinnvoll, während Verbesserungen der anderen Pumpen einen marginalen Einfluss auf das Gesamtergebnis haben.

Auch weitere Parameter und Kostenpunkte können kritisch hinterfragt werden und durch Versuche bzw. weitere Recherche verbessert werden, um die Genauigkeit der Ergebnisse zu erhöhen. Eine solche Kostenabschätzung kann aber nie den Anspruch auf absolute Genauigkeit erfüllen, da Kostenentwicklungen generell nicht vorherzusehen sind. Es ist auch für diese Arbeit immer zu bedenken, dass es sich bei den ermittelten Ergebnissen um Kostenabschätzungen und Richtwerte handelt, die zum Beispiel einen Vergleich unterschiedlicher Ausführungen der Produktionsanlage zulassen, allerdings keinen Anspruch auf absolute Genauigkeit bezüglich ermittelter Kosten und Annuitäten erheben.

6.5 Identifikation von Einflussfaktoren zur Verbesserung des wirtschaftlichen Ergebnisses

Die Kosten der beschriebenen Technologie zur PHB-Produktion sind nach wie vor sehr hoch. Für ein positives Gesamtergebnis, sprich einen Herstellungspreis, der mit konventionell erzeugtem Kunststoff oder zumindest mit heterotroph erzeugtem PHB konkurrieren kann, ist eine deutliche Kostensenkung erforderlich. Der Herstellungspreis von heterotroph erzeugtem PHB liegt beispielsweise zwischen 2,6 und 12 $\text{\$}\cdot\text{kg}^{-1}$ [98, 99]. Es gibt jedoch Faktoren, die eine Kostenreduktion in der Zukunft begünstigen können.

Eine Reduktion der kapitalgebundenen Kosten wäre beispielsweise durch den Rückgang der Investitionskosten zu erwarten. Die spezifischen Investitionskosten sinken zum einen mit der Zunahme der Produktionsmenge – Stichwort Kostendegression – und zum anderen durch den Gewinn von Erfahrungswerten und Technologiefortschritt bei der Herstellung solcher Kultivierungssysteme - Stichwort Lernkurve. Kritisch zu erwähnen ist allerdings, dass ohne eine Zunahme der Produktionsaufträge, was aufgrund der sehr hohen Kosten unwahrscheinlich scheint, der Fortschritt möglicherweise stagniert und vor allem bei den Kultivierungssystemen ein Preisrückgang unwahrscheinlich ist. Außerdem müsste zusätzlich zur Kostenreduktion bei den Kultivierungssystemen ein deutlicher Anstieg der Biomasseproduktivität und des PHB-Gehalts erzielt werden. Momentan konzentrieren sich viele Bemühungen auf diesen Bereich, wobei vor allem das Testen verschiedener Stämme sowie die genetische Veränderung von geeigneten Stämmen, was z.B. in [100] hinsichtlich der Ölproduktion in Mikroalgen und in [101] bezüglich des biotechnologischen Potentials thematisiert wird, eine wichtige Rolle spielen. Ein dritter, aus Sicht der Autorin nach wesentlicher Aspekt, der großen Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit solcher Systeme hat, sind die Abgaben, die Produktionsfirmen für CO₂-Zertifikate tätigen müssen. Seit einiger Zeit ist der Preis der Zertifikate derart gering [102], dass Investitionen in umweltschonende Technologien zur Verringerung des CO₂-Ausstoßes unattraktiv sind. Die Motivation alternative Verwertungsmöglichkeiten für Kohlendioxid zu finden ist aufgrund der kaum vorhandenen wirtschaftlichen Notwendigkeit sich mit diesem Thema auseinanderzusetzen gering. Eine Veränderung der Marktsituation der CO₂-Zertifikate (durch den Markt oder politische Maßnahmen) könnte das Interesse von Industriebetrieben in eine derartige Anlage zu investieren allerdings rasch ansteigen lassen und so eine positive Auswirkung auf die Wirtschaftlichkeit einer solchen Produktionsanlage haben. Um die Investition in eine Mikroalgenproduktionsanlage attraktiver zu gestalten, können auch die Erzeugung und der Verkauf eines weiteren Produktes neben PHB, Biogas und Dünger eine interessante Option darstellen. Möglich wäre zum Beispiel die Extraktion und Aufbereitung von Farbpigmenten. Auch der Verkauf des Produktes Dünger ist denkbar, was zum Beispiel bei der wirtschaftlichen Betrachtung von CHISTI [103] berücksichtigt wird. Allerdings verbessern die so erzielten Erlöse die Wirtschaftlichkeit einer PHB-Produktionsanlage, wie sie in dieser Arbeit ausgelegt wurde, nur in kleinem Ausmaß.

Die Marktreife von PHB-Produktionsanlagen auf Basis von photoautotroph erzeugter Biomasse ist vom heutigen Blickpunkt kaum denkbar. Allerdings gibt es einige Faktoren, die eine Entwicklung in diese Richtung beschleunigen können. Eine Prognose ist aufgrund der Komplexität des Sachverhalts und der vielen unterschiedlichen Einflussfaktoren aus Politik, Wirtschaft, Sozialem, etc., nicht möglich. Es lässt sich aber festhalten: die PHB-Produktion in einer solchen Anlage ist ein nachhaltiger Prozess, dessen Kreislaufmassenflüsse, sparsamer Umgang mit Ressourcen und Verwertung aller Outputstoffe als Vorbild und Anregung für das Design anderer Produktionsprozesse dienen sollte.

6.6 Fazit

Bezüglich des Vergleiches der Ausführungen mit zwei unterschiedlichen Kultivierungssystemen lässt sich folgendes festhalten: die deutlich höheren Anlagenkosten und alle dadurch verursachten Kosten, wie zum Beispiel für Instandhaltung und Versicherung, ließen sich nur durch höhere Produktivitätsraten im Photobioreaktor ausgleichen.

Zusammenfassend lässt sich festhalten, dass im Photobioreaktor aufgrund der 3,26-mal so großen Herstellungskosten in etwa die 3,5-fache Produktmenge erzielt werden müsste, um kostengünstiger PHB zu produzieren als in einer Anlage mit Thin-Layer System. Zwar würden dann die bedarfsgebundenen Kosten und die kapitalgebundenen Kosten für PHB-Extraktion, Biogasanlage, Gärrestaufbereitung und Medienaufbereitung steigen, die allerdings nur einen kleinen Anteil der Produktionskosten verursachen. Einen weitaus größeren Beitrag liefern die kapitalgebundenen Kosten für das Kultivierungssystem, die sich nicht mit der Produktmenge verändern. Bezieht man diese Kosten auf die erzeugten Produktmengen – man könnte von spezifischen Investitionskosten sprechen – ergeben sich niedrigere Kosten für die Anlagen dieser Kernprozesse. Die Personalkosten blieben bei erhöhter Produktivitätsrate ident, wodurch sich niedrigere spezifische Personalkosten ergäben. Bezüglich der bedarfsgebundenen Kosten (für Wasser, Energie, etc.) ist der Photobioreaktor erst ab der circa sechsfachen Produktmenge auf gleicher Fläche die bessere Lösung. Zu berücksichtigen ist allerdings, dass der Photobioreaktor gegenüber dem Thin-Layer System auf jeden Fall zu bevorzugen ist, falls eine Kultivierung in diesem aufgrund Kontamination o.ä. scheitern würde.

Abschließend werden hier jene fünf Fragen ausformuliert, deren Beantwortung sich im Laufe dieser Arbeit als entscheidend herauskristallisiert hat.

1. Funktioniert eine Kultivierung des im CO2USE Projekt verwendeten Mikroalgenstammes im Thin-Layer System, das in Trebon verwendet wird, in der Realität?
2. Welche Produktivitätsraten sind in den zwei ausgelegten Kultivierungssystemen tatsächlich erzielbar?
3. Ist der ausgelegte Extraktionsprozess für photoautotrophe Mikroalgenstämme durchführbar und welche Parameter werden in der Realität für solche Stämme erzielt?
4. Wie weit kann der PHB-Gehalt erhöht werden?
5. Ist eine Kultivierungsdauer von zwei Wochen umsetzbar, da längere Zeiten ein wirtschaftliches Gesamtergebnis noch zusätzlich erschweren würden?

7 Zusammenfassung

Im Rahmen dieser Arbeit wurden zwei Varianten einer PHB-Produktionsanlage mit anschließender Vergärung der nicht PHB-haltigen Restbiomasse mit einem Cosubstrat und Rückführung der nährstoffreichen Phase aus dem Gärrest als Nährstoffsubstrat ausgelegt. Während die erzielten Biomassemengen und dadurch die Anlagen, die für alle Prozesse ab der Ernte bis zur Medienaufbereitung verwendet werden, für beide Varianten gleich sind, unterschieden sich die Kultivierungssysteme bezüglich Investitionskosten, Ressourceneinsatz und dadurch verursachte Kosten deutlich voneinander. Bei den zwei ausgelegten Kultivierungssystemen handelt es sich zum einen um ein offenes System, das von einer dünnen Suspensionschicht kaskadenartig überflossen wird, und zum anderen um einen tubulären Photobioreaktor, der das am häufigsten verwendete geschlossene Kultivierungssystem ist. Die weiteren Kernprozesse sind Ernte der Biomasse, PHB-Extraktion aus der eingedickten Biomassesuspension, Vergären der Restbiomasse in einer Biogasanlage mit dem Cosubstrat Dünnschlempe, Gärrestaufbereitung, um die nährstoffreiche, flüssige Phase als Substrat für eine nachfolgende Kultivierung einzusetzen, und Medienaufbereitung, bei der die gewonnene nährstoffreiche Phase thermisch behandelt wird.

Gemäß der für den Standort Dürnröhr berechneten Produktivitätsraten, die auf den Globalstrahlungswerten der Messstation Langenlebarner basieren, können pro Jahr auf einer effektiv genutzten Fläche von 4,5 Hektar 18,69 Tonnen PHB erzeugt werden. Dazu ist der Einsatz von Kohlendioxid, Frischwasser, Salz, NaOH, Dünnschlempe, Erdgas als thermische Energiequelle und elektrischer Energie notwendig. Die Ausführung der Produktionsanlage mit Thin-Layer System schneidet bei einer ökonomischen Analyse bei gleichen Produktivitätsraten für beide Systeme besser oder zumindest gleich gut wie die Variante mit Photobioreaktor ab. Deutliche Vorteile ergeben sich vor allem hinsichtlich der bedarfsgebundene Kosten und der Investitions-, Instandhaltungs- und Versicherungskosten des Kultivierungssystems sowie der Anlagen des Prozessschrittes Ernte. Die ermittelten PHB-Herstellungskosten ergeben sich zu 212,63 €/kg für die Anlagen mit Thin-Layer System bzw. zu 694,5 €/kg für die Variante mit Photobioreaktor. Ähnliche Herstellungskosten für beide Systeme können erzielt werden, wenn im Photobioreaktor ein um mehr als die dreifache Produktmenge höherer Ertrag auf gleicher Fläche erzeugt werden kann als im Thin-Layer System.

Abschließend wurden einige Faktoren identifiziert, die ein Absinken der Herstellungskosten erwirken können. Dazu gehören u.a. niedrigere Investitionskosten der Kultivierungssysteme, höhere Werte für PHB-Gehalt und/oder Biomassewachstumsraten, Erzeugung und Verkauf weiterer Produkte und hohe CO₂-Zertifikatpreise, die in dieser Arbeit noch nicht berücksichtigt wurden.

8 Literaturverzeichnis

- [1] BECKER, E. W.: *Microalgae : Biotechnology and microbiology*. Cambridge, New York : Cambridge University Press, 1994 (Cambridge studies in biotechnology 10)
- [2] BIERMAYR, Peter: *Erneuerbare Energie in Zahlen : Die Entwicklung erneuerbarer Energien in Österreich im Jahr 2013*. Wien, 2014
- [3] FRAUNHOFER IAO, PriceWaterhouseCoopers: *Elektromobilität : Herausforderungen für Industrie und öffentliche Hand*. 2010
- [4] AJANOVIC, Amela: *Biofuels versus food production : Does biofuels production increase food prices?* In: *Energy* 36 (2011), Nr. 4, S. 2070–2076
- [5] RATHMANN, Régis ; SZKLO, Alexandre ; SCHAEFFER, Roberto: *Land use competition for production of food and liquid biofuels : An analysis of the arguments in the current debate*. In: *Renewable Energy* 35 (2010), Nr. 1, S. 14–22
- [6] TOMASELLI, Luisa: The microalgal cell. In: RICHMOND, Amos (Hrsg.): *Handbook of microalgal culture : Biotechnology and applied phycology*. Oxford, OX, UK, Ames, Iowa, USA : Blackwell Science, 2004
- [7] BRAUNEGG, G. ; LEFEBVRE, G. ; GENSER, K. F.: *Polyhydroxyalkanoates, biopolyesters from renewable resources: physiological and engineering aspects*. In: *Journal of biotechnology* 65 (1998), 2-3, S. 127–161
- [8] AMARO, Helena M. ; MACEDO, Ângela C. ; MALCATA, F. Xavier: *Microalgae: An alternative as sustainable source of biofuels?* In: *Energy* 44 (2012), Nr. 1, S. 158–166
- [9] BRENNAN, Liam ; OWENDE, Philip: *Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products*. In: *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (2010), Nr. 2, S. 557–577
- [10] GROBBELAAR, Johan U.: Algal Nutrition : Mineral Nutrition. In: RICHMOND, Amos (Hrsg.): *Handbook of microalgal culture : Biotechnology and applied phycology*. Oxford, OX, UK, Ames, Iowa, USA : Blackwell Science, 2004
- [11] JACQUEL, Nicolas ; LO, Chi-Wei ; WEI, Yu-Hong ; WU, Ho-Shing ; WANG, Shaw S.: *Isolation and purification of bacterial poly(3-hydroxyalkanoates)*. In: *Biochemical Engineering Journal* 39 (2008), Nr. 1, S. 15–27
- [12] BIOCYCLE: *Industrial PHB production*. URL <http://www.biocycle.com.br/site.htm>. – Aktualisierungsdatum: 2010-07-20 – Überprüfungsdatum 2015-07-28
- [13] BEIER, Wolfgang: *Biologisch abbaubare Kunststoffe : Hintergrundinformation*. Dessau-Roßlau, 2009
- [14] HARDING, K. G. ; DENNIS, J. S. ; BLOTTNITZ, H. von ; HARRISON, S T L: *Environmental analysis of plastic production processes: comparing petroleum-based polypropylene and*

- polyethylene with biologically-based poly-beta-hydroxybutyric acid using life cycle analysis*. In: *Journal of biotechnology* 130 (2007), Nr. 1, S. 57–66. URL 17400318
- [15] AKIYAMA, Minoru ; TSUGE, Takeharu ; DOI, Yoshiharu: *Environmental life cycle comparison of polyhydroxyalkanoates produced from renewable carbon resources by bacterial fermentation*. In: *Polymer Degradation and Stability* 80 (2003), Nr. 1, S. 183–194
- [16] ENDRES, Hans-Josef ; SIEBERT-RATHS, Andrea: *Technische Biopolymere : Rahmenbedingungen, Marktsituation, Herstellung, Aufbau und Eigenschaften*. 1. Aufl. München : Hanser, 2009
- [17] TÜV RHEINLAND: *Biobasierte Produkte - für mehr Nachhaltigkeit*. URL http://www.dincertco.de/de/dincertco/produkte_leistungen/zertifizierung_produkte/umwelt_1/biobasierte_produkte/biobasierte_produkte_mehr_nachhaltigkeit.html. – Aktualisierungsdatum: 2015-08-12 – Überprüfungsdatum 2015-08-12
- [18] KUBON, M. ; STETT, A.: *Intelligente Implantate : Biokompatibilität und Biomaterialien*. URL <https://www.vde.com/de/fg/DGBMT/Arbeitsgebiete/Projekte/intelligente-implantate/bub/Seiten/bub.aspx>. – Aktualisierungsdatum: 2015-08-13 – Überprüfungsdatum 2015-08-13
- [19] GOORMACHTIGH, Laurens: *Modelling and simulation of heterotrophic PHB production*. Gent, Universiteit Gent, Faculty of Bioscience Engineering. Masterthesis. 2013
- [20] BRAUNEGG, Gerhart ; BONA, Rodolfo ; SCHELLAUF, Florian ; WALLNER, Elisabeth: *Polyhydroxyalkanoates (PHAs) : Sustainable biopolyester production*. In: *Polymer* 47 (2002), 7-8, S. 479–484
- [21] NONATO, R. ; MANTELATTO, P. ; ROSSELL, C.: *Integrated production of biodegradable plastic, sugar and ethanol*. In: *Applied Microbiology and Biotechnology* 57 (2001), 1-2, S. 1–5
- [22] KINGER, Gerald ; SASS, Ludwig ; FRITZ, Ines ; DROSG, Bernhard ; MEIXNER, Katharina ; GRONALD, Günter ; KOLLER, Martin ; SCHAUMBERGER, Robert ; HINGSAMER, Maria ; JUNGMEIER, Gerfried ; GREGOROVA, Adriana ; STELZER, Franz ; MUNDIGLER, Norbert (Mitarb.); PANUSCHKA, Sophie (Mitarb.); SILVESTRINI, Lucia (Mitarb.); SYKACEK, Eva (Mitarb.): *CO₂USE : Verwertung von CO₂ aus Abgasen mittels photosynthetischer Biomasse zur Bereitstellung von Energie und Wertstoffen*. Publizierbarer Endbericht. 2015 (Neue Energien 2020 Projektnummer 834422). – Publizierbarer Endbericht
- [23] HINGSAMER, Maria ; KÖNIGHOFER, Kurt ; JUNGMEIER, Gerfried ; CANELLA, Lorenza ; PENA, Naomi ; PUCKER, Johanna ; BOCHMANN, Günther ; DROSG, Bernhard ; FLAMMINI, Alessandro ; HRBEK, Jitka ; RAUCH, Reinhard ; SONNLEITNER, Andrea ; BACOVSKY, Dina ; LUDWICZEK, Nikolaus: *Algae & Energy: Austria : Algen - eine zukünftige erneuerbare Energiequelle? Stand der Technik und Zukunftsperspektiven für das österreichische Energiesystem*. Graz, Juni 2013

- [24] WILHELM, Christian ; JAKOB, Torsten: *From photons to biomass and biofuels: evaluation of different strategies for the improvement of algal biotechnology based on comparative energy balances*. In: *Applied Microbiology and Biotechnology* 92 (2011), Nr. 5, S. 909–919. URL 22005740
- [25] TREDICI, Mario R.: *Photobiology of microalgae mass cultures: understanding the tools for the next green revolution*. In: *Biofuels* 1 (2010), Nr. 1, S. 143–162
- [26] DROSG, Bernhard ; FRITZ, Ines ; MEIXNER, Katharina: *Die Biogasanlage im Kreislauf der Kunststoffproduktion aus Algen* (Biogas 14). Salzburg, 2014
- [27] PULZ, Otto: *Photobioreactors : Production systems for phototrophic microorganisms*. In: *Applied Microbiology and Biotechnology* 57 (2001), Nr. 3, S. 287–293
- [28] TREDICI, Mario: Mass Production of Microalgae: Photobioreactors. In: RICHMOND, Amos (Hrsg.): *Handbook of microalgal culture : Biotechnology and applied phycology*. Oxford, OX, UK, Ames, Iowa, USA : Blackwell Science, 2004, S. 178–214
- [29] KUMAR, Kanhaiya ; DASGUPTA, Chitralekha Nag ; NAYAK, Bikram ; LINDBLAD, Peter ; DAS, Debabrata: *Development of suitable photobioreactors for CO₂ sequestration addressing global warming using green algae and cyanobacteria*. In: *Bioresource technology* 102 (2011), Nr. 8, S. 4945–4953. URL 21334885
- [30] MOLINA GRIMA, E. ; FERNÁNDEZ, F.G.Acién ; GARCÍA CAMACHO, F. ; CHISTI, Yusuf: *Photobioreactors: light regime, mass transfer, and scaleup*. In: *Journal of biotechnology* 70 (1999), 1-3, S. 231–247
- [31] DOUCHA, Jiri ; LIVANSKY, Karel: *Novel outdoor thin-layer high density microalgal culture system : Productivity and operational parameters*. In: *Algological Studies* 76 (1995), Nr. 2, S. 129–147
- [32] KOPECKÝ, Jiří: *Besichtigung des Thin-Layer System in Trebon*. Persönliches Gespräch. 2015-05-06. CO₂USE Projektteam (Adressat)
- [33] ACIÉN FERNÁNDEZ, F. G. ; FERNÁNDEZ SEVILLA, J. M. ; MOLINA GRIMA, E.: Principles of Photobioreactor design. In: POSTEN, Clemens; WALTER, Christian (Hrsg.): *Microalgae biotechnology : Potential and production*. Berlin : De Gruyter GmbH, 2012
- [34] ROQUETTE KLÖTZE GMBH & CO. KG: *Industrieller Photobioreaktor der Firma Roquette Klötze GmbH & Co. KG : Foto: Jörg Ullmann*. URL www.algomed.de. – Aktualisierungsdatum: 2015-10-12 – Überprüfungsdatum 2015-10-12
- [35] SENIOR, Peter J. ; WRIGHT, Leonard F. ; ALDERSON, Barry: *Extraction process*. Imperial Chemical Industries Limited. Anmeldenr. US 06/125,483. 13. April. Veröffentlichungsnr. US4324907 A
- [36] RAMSAY, J. A. ; BERGER, E. ; VOYER, R. ; CHAVARIE, C. ; RAMSAY, B. A.: *Extraction of poly-3-hydroxybutyrate using chlorinated solvents*. In: *Biotechnology Techniques* 8 (1994), Nr. 8, S. 589–594

- [37] MANTELATTO, P. E. ; DURAO, N.A.S.: *Process for extracting and recovering polyhydroxyalkanoates (PHAs) from cellular biomass*. PHB Industrial. Anmeldenr. US 11/817,771. 22. Jänner. Veröffentlichungsnr. US8357508 B2
- [38] MOLINA GRIMA, E. ; ANCIÉN FERNÁNDEZ, F.G. ; ROBLES MEDINA, A.: *Downstream Processing of Cell-mass and Products*. In: RICHMOND, Amos (Hrsg.): *Handbook of microalgal culture : Biotechnology and applied phycology*. Oxford, OX, UK, Ames, Iowa, USA : Blackwell Science, 2004
- [39] KOLLER, Martin ; NIEBELSCHÜTZ, Horst ; BRAUNEGG, Gerhart: *Strategies for recovery and purification of poly[(R)-3-hydroxyalkanoates] (PHA) biopolyesters from surrounding biomass*. In: *Engineering in Life Sciences* 13 (2013), Nr. 6, S. 549–562
- [40] PETRICK, Ingolf ; DOMBROWSKI, Lilli ; DITTRICH, Corinne ; SZEPIETOWSKA-NELZ, Agnieszka ; KRAHL, Ivonne ; KRÖGER, Michael ; BECKERT, Thomas ; KURETI, Sven ; KUHLING, Thomas ; ENDISCH, Matthias ; STRZODKA, Michael ; KOSCHMANN, Mendy: *Stoffliche und energetische Nutzung von Mikroalgen*. 1. Aufl. Freiberg, Sachs : Technische Universität Bergakademie Freiberg, 2013 (Freiberger Forschungshefte : Reihe A 911 : Verfahrenstechnik/Umwelttechnik)
- [41] ARAMVASH, Asieh ; GHOLAMI BANADKUKI, Narges ; MOAZZENI-ZAVAREH, Fatemeh ; HAJIZADEH-TURCHI, Samira: *An environment-friendly and efficient method for extraction of PHB biopolymer by non-halogenated solvents*. In: *Journal of microbiology and biotechnology* (2015). URL 26198125
- [42] HEINRICH, Daniel: *Large scale extraction of poly(3-hydroxybutyrate) from Ralstonia eutropha H16 using sodium hypochlorite*
- [43] JIANG, Yang ; MIKOVA, Gizela ; KLEEREBEZEM, Robbert ; VAN DER WIELEN, LUUK AM ; CUELLAR, Maria C.: *Feasibility study of an alkaline-based chemical treatment for the purification of polyhydroxybutyrate produced by a mixed enriched culture*. In: *AMB Express* 5 (2015), Nr. 1, S. 5. URL 25642402
- [44] KOLLER, Martin ; BONA, Rodolfo ; CHIellini, Emo ; BRAUNEGG, Gerhart: *Extraction of short-chain-length poly-[(R)-hydroxyalkanoates] (scl-PHA) by the "anti-solvent" acetone under elevated temperature and pressure*. In: *Biotechnology letters* 35 (2013), Nr. 7, S. 1023–1028. URL 23525946
- [45] RIEDEL, Sebastian L. ; BRIGHAM, Christopher J. ; BUDDE, Charles F. ; BADER, Johannes ; RHA, Chokyun ; STAHL, Ulf ; SINSKEY, Anthony J.: *Recovery of poly(3-hydroxybutyrate-co-3-hydroxyhexanoate) from Ralstonia eutropha cultures with non-halogenated solvents*. In: *Biotechnology and bioengineering* 110 (2013), Nr. 2, S. 461–470. URL 22903730
- [46] KUNASUNDARI, B.: *Isolation and recovery of microbial polyhydroxyalkanoates*. In: *Express Polymer Letters* 5 (2011), Nr. 7, S. 620–634

- [47] CHOI, Jong-il ; LEE, Sang Yup: *Efficient and economical recovery of poly(3-hydroxybutyrate) from recombinant Escherichia coli by simple digestion with chemicals*. In: *Biotechnology and bioengineering* 62 (1999), Nr. 5, S. 546–553. URL [http://dx.doi.org/10.1002/\(SICI\)1097-0290\(19990305\)62:5<546::AID-BIT6>3.0.CO;2-0](http://dx.doi.org/10.1002/(SICI)1097-0290(19990305)62:5<546::AID-BIT6>3.0.CO;2-0)
- [48] KOLLER, Martin ; STELZER, Franz: *Downstream-Processing PHB*. Gespräch. 2015-08-03. PANUSCHKA, Sophie (Adressat)
- [49] SCHWISTER, Karl (Hrsg.): *Taschenbuch der Verfahrenstechnik : Mit 49 Tabellen*. 4., aktualisierte Aufl. München : Fachbuchverl. Leipzig im Carl-Hanser-Verl., 2010
- [50] KINGER, Gerald: *Unterlagen zur Besprechung: Standort zur Auslegung einer Demonstrationsanlage*. Email. 2015-03-04. PANUSCHKA, Sophie (Adressat)
- [51] EVN ENERGIE-VERSORGUNG NIEDERÖSTERREICH (Hrsg.); VERBUNDKRAFT ELEKTRIZITÄTSWERKE G.M.B.H. (Hrsg.): *Kraftwerk Dürnrohr : ein Meilenstein für den Umweltschutz*
- [52] BAUMBACH, G. ; BAUMANN, K. ; DRÖSCHER, F. ; GROSS, H. ; STEISSLINGER, B.: *Luftreinhaltung: Entstehung, Ausbreitung und Wirkung von Luftverunreinigungen — Meßtechnik, Emissionsminderung und Vorschriften* : Springer Berlin Heidelberg, 2013
- [53] GOOGLE MAPS: *Kraftwerk Dürnrohr, Gemeinde Zwentendorf*. URL <https://www.google.at/maps/place/Kraftwerk+D%C3%BCrnrohr/@48.3196874,15.9070477,3478m/data=!3m1!1e3!4m2!3m1!1s0x476d79e4451a33a7:0x2919889df60f99b3> – Überprüfungsdatum 2015-10-12
- [54] ZENTRALANSTALT FÜR METEOROLOGIE: *Klimadaten von Österreich : 1971-2000*. Langenlebarn. URL http://www.zamg.ac.at/fix/klima/oe71-00/klima2000/klimadaten_oesterreich_1971_frame1.htm. – Aktualisierungsdatum: 2002-11-09 – Überprüfungsdatum 2015-10-12
- [55] *EVN will Kohlekraftwerk abschalten*. URL <http://noe.orf.at/news/stories/2740495/>. – Aktualisierungsdatum: 2016-11-05 – Überprüfungsdatum 2016-02-06
- [56] DROSG, Bernhard ; FRITZ, Ines ; MEIXNER, Katharina: *Daten aus dem CO2USE Projekt*. 2012-2015
- [57] ZENTRALANSTALT FÜR METEOROLOGIE: *Klimaübersichten - Astronomische Information : Auf- und Untergangszeiten von Sonne und Mond*. Ephemeriden in St. Pölten für das Jahr 2014. URL http://www.zamg.ac.at/cms/de/klima/klimauebersichten/ephemeriden/st_poelten?jahr=2014. – Aktualisierungsdatum: 2015-11-11 – Überprüfungsdatum 2015-11-11
- [58] KOPECKÝ, Jiří: *CO2 losses due to evaporation*. Email. 2015-09-29. PANUSCHKA, Sophie (Adressat)
- [59] MASOJÍDEK, Jiří ; KOPECKÝ, Jiří ; GIANNELLI, Luca ; TORZILLO, Giuseppe: *Productivity correlated to photobiochemical performance of Chlorella mass cultures grown outdoors*

- in thin-layer cascades*. In: *Journal of industrial microbiology & biotechnology* 38 (2011), Nr. 2, S. 307–317. URL 20652359
- [60] ZENTRALANSTALT FÜR METEOROLOGIE: *Klimadaten von Österreich : 1971-2000*. Retz. URL http://www.zamg.ac.at/fix/klima/oe71-00/klima2000/klimadaten_oesterreich_1971_frame1.htm. – Aktualisierungsdatum: 2002-11-09 – Überprüfungsdatum 2016-02-04
- [61] WILHELM, Christian ; JAKOB, Torsten: Balancing the conversion efficiency from photon to biomass. In: POSTEN, Clemens; WALTER, Christian (Hrsg.): *Microalgae biotechnology : Potential and production*. Berlin : De Gruyter GmbH, 2012
- [62] JACOBI, Anna ; POSTEN, Clemens: Energy Considerations of Photobioreactors. In: BOROWITZKA, Michael A.; MOHEIMANI, Navid R. (Hrsg.): *Algae for Biofuels and Energy*. Dordrecht : Springer Netherlands, 2013, S. 223–232
- [63] BOROWITZKA, Michael A.: Species and Strain Selection. In: BOROWITZKA, Michael A.; MOHEIMANI, Navid R. (Hrsg.): *Algae for Biofuels and Energy*. Dordrecht : Springer Netherlands, 2013, S. 77–89
- [64] QUINTANA, Naira ; VAN DER KOOY, Frank ; VAN DE RHEE, MIRANDA D ; VOSHOL, Gerben P. ; VERPOORTE, Robert: *Renewable energy from Cyanobacteria: energy production optimization by metabolic pathway engineering*. In: *Applied Microbiology and Biotechnology* 91 (2011), Nr. 3, S. 471–490
- [65] BÄRNTHALER, J. ; BERGMANN, H. ; DROSG, B. ; HORNBACHNER, D. ; KIRCHMAYR, R. ; KONRAD, G. ; RESCH, Ch.: *Technologie, Logistik und Wirtschaftlichkeit von Biogas-Großanlagen auf Basis industrieller biogener Abfälle*. Wien, September 2008
- [66] DROSG, Bernhard: *Energy recovery in grain bioethanol production by anaerobic digestion of stillage fractions*. Tulln, Universität für Bodenkultur, Institut für Umweltbiotechnologie, Departement für Agrarbiotechnologie. Dissertation. Oktober 2012
- [67] Medienbedarf_20140226. In: *Daten aus dem CO2USE Projekt, 2012-2015*.
- [68] PAHL, Stephen L. ; LEE, Andrew K. ; KALAITZIDIS, Theo ; ASHMAN, Peter J. ; SATHE, Suraj ; LEWIS, David M.: Harvesting, Thickening and Dewatering Microalgae Biomass. In: BOROWITZKA, Michael A.; MOHEIMANI, Navid R. (Hrsg.): *Algae for Biofuels and Energy*. Dordrecht : Springer Netherlands, 2013
- [69] DROSG, Bernhard ; FRITZ, Ines ; MEIXNER, Katharina ; ET AL.: *7th Project-Meeting CO2USE : Utilisation of CO2 from flue gas by photosynthetic biomass for the provision of natural materials and energy* (CO2USE Projektmeetings). Graz, 6. Februar 2015
- [70] Batchtest_Werte_20150127. In: *Daten aus dem CO2USE Projekt, 2012-2015*.
- [71] RENEWABLE ENERGY CONCEPTS: *Hygienisierung - Biomasse Verarbeitung (Gülle)*. URL <http://www.renewable-energy->

- concepts.com/german/bioenergie/biogasanlagen/hygienisierung.html. –
Aktualisierungsdatum: 2015-12-01 – Überprüfungsdatum 2015-12-01
- [72] SCHWEIZER, Anton: *Leistungsbedarf einer Pumpe*. URL <http://www.schweizer-fn.de/pumpe/leistung/leistung.php>. – Aktualisierungsdatum: 2015-03-01 –
Überprüfungsdatum 2015-10-10
- [73] SCHWISTER, Karl ; LEVEN, Volker: *Verfahrenstechnik für Ingenieure : Lehr- und Übungsbuch*. 2. Aufl. München : Hanser Verlag, 2014
- [74] SCHWEIZER, Anton: *Zetawerte - Armaturen - Ventile*. URL <http://www.schweizer-fn.de/zeta/armaturen/armaturen.php>. – Aktualisierungsdatum: 2014-11-26 –
Überprüfungsdatum 2015-10-14
- [75] LIEPE, Friedrich: *Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden*. 1. Aufl. Weinheim [u.a.] : VCH, 1988
- [76] HEMMING, Werner ; WAGNER, Walter: *Verfahrenstechnik*. 11., korrigierte Aufl. Würzburg : Vogel Buchverlag, 2011, ©1975 (Vogel Fachbuch. Kamprath-Reihe)
- [77] VDI-Richtlinie 2067, Blatt1. September 2012. *Wirtschaftlichkeit gebäudetechnischer Anlagen - Grundlagen und Kostenberechnung*
- [78] KALTSCHMITT, M. ; STREICHER, W.: *Regenerative Energien in Österreich: Grundlagen, Systemtechnik, Umweltaspekte, Kostenanalysen, Potenziale, Nutzung* : Vieweg+Teubner Verlag, 2009
- [79] EDER, Michael ; KIRCHWEGER, Stefan: *Aufbereitung und Analyse der Daten aus dem Arbeitskreis Biogas zu Kosten bestehender Biogasanlagen*. Wien, Jänner 2011
- [80] GÜSSING ENERGY TECHNOLOGIES GMBH: *Biogas Netzeinspeisung*. URL <http://www.biogas-netzeinspeisung.at/index.html>. – Aktualisierungsdatum: 2014-07-04 –
Überprüfungsdatum 2015-12-01
- [81] GEA: *Datenblatt - Dekanter UCD 305*
- [82] KÜHBERGER, Markus: *Gärrestentwässerung Preise*. E-Mail. 2016-02-10. PANUSCHKA, Sophie (Adressat)
- [83] KOLLER, Martin: *Kosten Zentrifugen*. E-Mail. 2016-01-19. PANUSCHKA, Sophie (Adressat)
- [84] LOH, H.P. ; LOYNS, Jennifer ; WHITE, Charles: *Process Equipment Cost Estimation*. Final Report. January 2002. – Final Report
- [85] BOERSE.DE: *Euro-Dollar Historie | EUR-USD Kurshistorie*. URL http://www.boerse.de/historische-kurse/Euro-Dollar/EU0009652759_jahr,2000#jahr. –
Aktualisierungsdatum: 2016-02-03 – Überprüfungsdatum 2016-02-03
- [86] WIRTSCHAFTSKAMMER ÖSTERREICH: *Wirtschaftslage und Prognose : Inflation*. URL <http://wko.at/statistik/prognose/inflation.pdf>

- [87] STATISTIK AUSTRIA: *Preisindex für Ausrüstungsinvestitionen : Zeitreihen*. Grafiken. URL http://www.statistik.at/web_de/statistiken/wirtschaft/preise/preisindex_fuer_ausruestungs_investitionen/zeitreihen/index.html. – Aktualisierungsdatum: 2016-01-11 – Überprüfungsdatum 2016-02-03
- [88] THERMOSTROM ENERGIETECHNIK GMBH ; STREBELWERK: *Preisliste 2014/ 2015*. URL http://www.strebel.at/fileadmin/content/preislisten/Preisliste_2014-2015.pdf – Überprüfungsdatum 2016-02-09
- [89] SUNBEAM GMBH: *Parameter der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung: Preissteigerungsfaktoren - Kompetenzzentrum Contracting*. URL <http://www.kompetenzzentrum-contracting.de/praxishilfen/energiespar-contracting/angebotsbewertung/parameter-der-wirtschaftlichkeitsbetrachtung-preissteigerungsfaktoren/> – Überprüfungsdatum 2015-11-24
- [90] RICKMANN, L.: *Energetische und wirtschaftliche Bewertung verschiedener Anlagensysteme für ein Einfamilienhaus* : Diplom.de, 2003
- [91] GEMEINDE ZWENTENDORF: *Aufschließung/Wasser/Kanal*. URL <http://www.zwentendorf.at/system/web/gebuehr.aspx?bezirkonr=0&detailonr=219430819&menuonr=218422640>. – Aktualisierungsdatum: 2015-12-01 – Überprüfungsdatum 2015-12-01
- [92] ALIBABA: *Sodium Chloride - Buy Sodium Chloride, Sodium Chloride Food Grade, Sodium Chloride Industry Grade Product on Alibaba.com*. URL http://www.alibaba.com/product-detail/sodium-chloride_585641087.html?spm=a2700.7724857.29.35.vP5dnw&s=p – Überprüfungsdatum 2015-12-01
- [93] ALIBABA: *Naoh Price, Naoh Price Suppliers and Manufacturers at Alibaba.com*. URL <http://www.alibaba.com/showroom/naoh-price.html> – Überprüfungsdatum 2015-12-01
- [94] E-CONTROL: *KMU Energiepreis-Check*. URL <http://www.e-control.at/industrie/serviceberatung/schwerpunkt-kmu/kmu-energiepreis-check>. – Aktualisierungsdatum: 2015-11-23 – Überprüfungsdatum 2015-11-23
- [95] WIRTSCHAFTSKAMMER ÖSTERREICH: *KV-Verhandlungen FGW 2015 : Lohnabschluss*. URL https://www.wko.at/Content.Node/Service/Arbeitsrecht-und-Sozialrecht/Kollektivvertraege/-KV-Struktur-/Sparte-Industrie/Gas--und-Waermeversorgungsunternehmungen/Lohn--und-Gehaltstafeln/FGW-Lohn-Beilage1-inkl-Anhang-II_2015_Arbeiter.pdf. – Aktualisierungsdatum: 2015-11-23 – Überprüfungsdatum 2015-11-23
- [96] WIRTSCHAFTSKAMMER ÖSTERREICH: *Arbeiter Kollektivvertrag : In der für den Fachverband Gas- und Wärmeversorgungsunternehmungen geltenden Fassung*. URL <https://www.wko.at/Content.Node/Service/Arbeitsrecht-und-Sozialrecht/Kollektivvertraege/kvdb.html?advanced=1&branche%5B%5D=Gas-+und+W%C3%A4rmeversorgungsunternehmungen&geltung%5B%5D=n&gueltig%5B%>

- 5D=2015#searchResults. – Aktualisierungsdatum: 2015-11-23 – Überprüfungsdatum 2015-11-23
- [97] JOB.AT: *Brutto-Netto-Rechner*. URL <http://www.job.at/Brutto-Netto-Rechner>. – Aktualisierungsdatum: 2015-11-23 – Überprüfungsdatum 2015-11-23
- [98] CHOI, J. ; LEE, Y. S.: *Factors affecting the economics of polyhydroxyalkanoate production by bacterial fermentation*. In: *Applied Microbiology and Biotechnology* 51 (1999), Nr. 1, S. 13–21. URL <http://dx.doi.org/10.1007/s002530051357>
- [99] CHOI, Jong-il ; LEE, Yup Sang: *Process analysis and economic evaluation for Poly(3-hydroxybutyrate) production by fermentation*. In: *Bioprocess Engineering* 17 (1997), Nr. 6, S. 335–342. URL <http://dx.doi.org/10.1007/s004490050394>
- [100] RASALA, Beth A. ; GIMPEL, Javier A. ; TRAN, Miller ; HANNON, Mike J. ; MIYAKE-STONER, Shigeki Joseph ; SPECHT, Elizabeth A. ; MAYFIELD, Stephen P.: Genetic Engineering to Improve Algal Biofuels Production. In: BOROWITZKA, Michael A.; MOHEIMANI, Navid R. (Hrsg.): *Algae for Biofuels and Energy*. Dordrecht : Springer Netherlands, 2013, S. 99–113
- [101] KIRCHMAYR, Anna ; GRIESBECK, Christoph: Genetic engineering, methods and targets. In: POSTEN, Clemens; WALTER, Christian (Hrsg.): *Microalgae biotechnology : Potential and production*. Berlin : De Gruyter GmbH, 2012
- [102] AUER, Matthias: *Preissturz bei CO2-Zertifikaten: Österreich kauft sich frei*. URL http://diepresse.com/home/wirtschaft/international/746484/Preissturz-bei-CO2Zertifikaten_Oesterreich-kauft-sich-frei. – Aktualisierungsdatum: 2012-04-04 – Überprüfungsdatum 2015-12-19
- [103] CHISTI, Yusuf: Raceways-based production of algal crude oil. In: POSTEN, Clemens; WALTER, Christian (Hrsg.): *Microalgae biotechnology : Potential and production*. Berlin : De Gruyter GmbH, 2012
- [104] JESSICA SCHOLZ: *Moody-Diagramm*. URL <https://www.ingenieurkurse.de/stroemungslehre/hydrodynamik/reibungsbehaftete-stroemungen/verluste-in-rohrleitungen-streckenabhaengige/moody-diagramm.html> – Überprüfungsdatum 2015-10-14
- [105] SEIFERT: *h-x-Diagramm*. URL http://public.beuth-hochschule.de/~wseifert/lmr/thermo/BilderThermo/Theorie/HX_Diagramm4.jpg. – Aktualisierungsdatum: 2010-06-04 – Überprüfungsdatum 2015-12-15
- [106] INTERNATIONALES WIRTSCHAFTSFORUM REGENERATIVE ENERGIEN: *Biogas: Checkliste / Planungsleitfaden für eine Biogasanlage*. URL <http://www.iwr.de/bio/biogas/Checkliste-Biogas-Anlage.html>. – Aktualisierungsdatum: 2013-11-27 – Überprüfungsdatum 2015-11-26
- [107] STAHLPREISE.EU: *Stahlpreise (18.12)*. URL <http://www.stahlpreise.eu/>. – Aktualisierungsdatum: 2015-12-18 – Überprüfungsdatum 2015-12-20

- [108] HEIMBOKEL, Jens: *Wirtschaftlichkeit : Kosten in der Schweißtechnik*. Gelsenkirchen, 7. Oktober 2014. URL http://www.die-verbindungs-spezialisten.de/fileadmin/user_upload/LV_BV/BV_Gelsenkirchen/v_2014-3/Wirtschaftlichkeit-Schweisstechnik-jh-2014-09.pdf
- [109] ACRYLICS: *Plexiglas XT farblos Stärke 5 mm*. URL <http://www.acrylglas-shop.com/Acrylglas-PLEXIGLAS/PLEXIGLAS-XT-farblos/PLEXIGLAS-XT-farblos-0A000-Staerke-5mm.html> – Überprüfungsdatum 2015-12-20
- [110] PVC-WELT: *PVC-Schlauch transparent*. URL <http://www.pvc-welt.de/PVC-Schlauch-transparent-10-13mm-Meterware>. – Aktualisierungsdatum: 2015-12-20 – Überprüfungsdatum 2015-12-20

9 Verzeichnisse

9.1 Abkürzungsverzeichnis

°C	Grad Celsius	PHB	Polyhydroxybuttersäure
a	Jahr	s	Sekunde
abh.	abhängig	SDS	Sodium Dodecyl Sulfat
BGA	Biogasanlage	s.u.	siehe unten
BHKW	Blockheizkraftwerk	th	thermisch
BM	Biomasse	TLS	Thin-Layer System
bzgl.	bezüglich	TS	Trockensubstanz
bzw.	beziehungsweise	u.a.	unter anderem
CO ₂	Kohlendioxid	vgl.	vergleiche
d	Tag	Vol	Volumen
el	elektrisch	W	Watt
etc.	et cetera	ZAMG	Zentralanstalt für Meteorologie und Geodynamik
g	Gramm	z.B.	zum Beispiel
h	Stunde		
H ₂ O	Wasser		
HPH	High-Pressure-Homogenization		
K	Kalium		
kg	Kilogramm		
kJ	Kilojoule		
KMU	Klein- und Mittelunternehmen		
kWh	Kilowattstunde		
l	Liter		
m	Meter		
N	Stickstoff		
NaCl	Natriumchlorid		
NaOH	Natriumhydroxid		
Nm ³	Normkubikmeter		
NPCM	Non-PHA-cell-mass		
O ₂	Sauerstoff		
o.ä.	oder ähnliches		
oTS	Organische Trockensubstanz		
P	Phosphor		
Pa	Pascal		
PBR	Photobioreaktor		
PE	Polyethylen		
PHA	Polyhydroxyalkanoat		

9.2 Tabellen

Tabelle 1 - Übersicht Kunststoffherstellung	9
Tabelle 2 – Übersicht der unterschiedlichen Kultivierungssysteme für Mikroalgen	14
Tabelle 3 - Übersicht der unterschiedlichen Extraktionsmethoden.....	21
Tabelle 4 - Übersicht der gewählten Steuerparameter.....	28
Tabelle 5 - Übersicht Kultivierungsdauer pro Tag	29
Tabelle 6: Übersicht über die monatliche Strahlungsmenge und die abgeschätzten Produktivitätsraten (Datenquelle: ZAMG)	31
Tabelle 7 - Übersicht über die der Temperaturen Biomassesuspension	32
Tabelle 8 - Übersicht der wesentlichen Arbeitsaufgaben	33
Tabelle 9 - Übersicht der Tabellenblätter mit Prozessparameterangaben.....	38
Tabelle 10 - Parameter Kultivierungssystem (Thin-Layer System)	41
Tabelle 11 - Parameter Kultivierungssystem (Photobioreaktor)	42
Tabelle 12 - Parameter Algenwachstum	42
Tabelle 13 - Parameter Ernte	43
Tabelle 14 - Parameter PHB-Extraktion.....	43
Tabelle 15 - Parameter Biogasanlage	44
Tabelle 16 - Parameter Gärrestaufbereitung	45
Tabelle 17 - Parameter Hygienisierung	45
Tabelle 18 - Rohrleitungsdurchmesser und die dazugehörigen Druckverlustbeiwerte für Absperrventile	49
Tabelle 19 - Koeffizienten zur Berechnung des Wirkungsgrades eines Elektromotors [72] ...	49
Tabelle 20 - Parameter zur Wirtschaftlichkeitsrechnung	63
Tabelle 21 - Übersicht der erzeugten Produkte (TLS).....	64
Tabelle 22 - Übersicht der verwendeten Rohstoffe (TLS)	64
Tabelle 23 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Kultivierungseinheiten (TLS) ...	76
Tabelle 24 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Ernte (TLS)	77
Tabelle 25 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der PHB-Extraktion (TLS).....	77
Tabelle 26 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Biogasanlage (TLS).....	77
Tabelle 27 - Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Gärrestaufbereitung (TLS)	78
Tabelle 28 - Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Medienaufbereitung (TLS).....	78

Tabelle 29 - Annuitäten der bedarfsgebundenen Kosten (TLS)	79
Tabelle 30 - Annuitäten der betriebsgebundenen Kosten (TLS)	79
Tabelle 31 - Annuität der sonstigen Kosten (TLS)	79
Tabelle 32 - Annuität der Erlöse (TLS)	79
Tabelle 33 - Zusammenfassung der unterschiedlichen Annuitäten (TLS)	79
Tabelle 34 - Kostenpunkte der Anlage mit 10 und 336 Kultivierungseinheiten à 4500 m ²	81
Tabelle 35 - Übersicht der erzeugten Produkte (PBR)	82
Tabelle 36 - Übersicht der verwendeten Rohstoffe (PBR)	82
Tabelle 37 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Kultivierungseinheiten (PBR)...	90
Tabelle 38 – Annuitäten der kapitalgebundenen Kosten der Ernte (PBR).....	90
Tabelle 39 - Annuitäten der bedarfsgebundenen Kosten (PBR)	91
Tabelle 40 - Annuitäten der betriebsgebundenen Kosten (PBR).....	91
Tabelle 41 - Annuität der sonstigen Kosten (PBR).....	92
Tabelle 42 - Annuität der Erlöse (PBR).....	92
Tabelle 43 - Zusammenfassung der unterschiedlichen Annuitäten (PBR)	92
Tabelle 44 - Kostenpunkte der Anlage mit 10 und 336 Kultivierungseinheiten à 4500 m ²	93
Tabelle 45 - Verhältnis der kapitalgebundenen Kosten der unterschiedlichen Teilanlagen ...	95
Tabelle 46 - Verhältnis der betriebsgebundenen und sonstigen Kosten	95
Tabelle 47 - Verhältnis der Produkte, Ressourcen und bedarfsgebundenen Kosten	97
Tabelle 48 - Material und Kosten für ein Segment des Thin-Layer Systems	XIV
Tabelle 49 – Geometrische Abmessungen zur Berechnung des Materialbedarfs	XV

9.3 Abbildungen

Abbildung 1: Anteile erneuerbarer und fossiler Energie am österreichischen Bruttoinlandsverbrauch 1970-2013 [2].....	4
Abbildung 2: Anteile erneuerbarer Endenergie in Österreich im Jahr 2013 [2].....	5
Abbildung 3 - Übersicht der unterschiedlichen Kunststoffe	9
Abbildung 4 - Heterotrophe PHB Erzeugung bei PHB Industrials gemäß [12]	11
Abbildung 5 - Schema des CO2USE Prozesses [26].....	13
Abbildung 6 - Schema des Thin-Layer System [31]	15
Abbildung 7 - Industrieller Photobioreaktor der Firma Roquette Klötze GmbH & Co. KG in Klötze/Deutschland; Foto: J. Ullmann [34].....	18
Abbildung 8 - Grobübersicht Downstream-Processing [39].....	19
Abbildung 9 - Aufnahme des Kraftwerks Dürnrohr aus der Vogelperspektive [53]	24
Abbildung 10 - Verlauf Trockensubstanz und PHB-Gehalt im Pilotreaktor	25
Abbildung 11 - Kernprozesse der PHB Produktion	34
Abbildung 12 - Prozessflussbild mit erhöhtem Detailgrad	35
Abbildung 13 - Dateien des Berechnungsmodells und ihre Wechselwirkungen	37
Abbildung 14 - Beispiel Stoffstromdarstellung im <i>Berechnungsfile.xlsx</i>	39
Abbildung 15 - Beispiel Energieflussdarstellung im <i>Berechnungsfile.xlsx</i>	40
Abbildung 16 – Anlagenschema einer Kultivierungseinheit des Thin-Layer Systems.....	65
Abbildung 17 - Allgemeines Anlagenschema der Produktionsanlage	66
Abbildung 18 - Legende der Massenbilanzdarstellung	67
Abbildung 19 – Maßstab der Massenbilanzdarstellung.....	67
Abbildung 20 - Massenflussbild PHB Produktion mit dem TLS (Sommer)	68
Abbildung 21 – Nährstoffkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Sommer).....	69
Abbildung 22 – Nährstoffkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Frühling).....	70
Abbildung 23 – Nährstoffkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst).....	71
Abbildung 24 – Salzkreislauf in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst)	72
Abbildung 25 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Sommer) 73	
Abbildung 26 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Frühling).74	
Abbildung 27 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Sommer) 75	
Abbildung 28 – Anteile zur Gesamtannuität der kapitalgebundenen Kosten (TLS).....	78

Abbildung 29 - Anteile der einzelnen Beiträge in Prozent zur Gesamtkostenannuität (TLS) .80	.80
Abbildung 30 - Anlagenschema einer Photobioreaktorkultivierungseinheit	83
Abbildung 31 - Maßstab der Massenflussdarstellung	84
Abbildung 32 - Legende der Massenflussdarstellung	84
Abbildung 33 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit PBR (Sommer)	85
Abbildung 34 – Salzkreislauf in der Produktionsanlage mit PBR (Herbst).....	86
Abbildung 35 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Sommer)	87
Abbildung 36 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Frühling)	88
Abbildung 37 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Sommer)	89
Abbildung 38 - Anteile der Annuität der kapitalgebundenen Kosten (PBR).....	91
Abbildung 39 - Anteile der einzelnen Kostenarten an der Gesamtkostenannuität (PBR)	92
Abbildung 40 - Moody- bzw. Colebrook-Diagramm zur Bestimmung der Rohrreibungszahl [104].....	I
Abbildung 41 - h-x- bzw. Mollier-Diagramm bis 145°C [105].....	II
Abbildung 42 - Massenbilanz der Biomasseerzeugung	II
Abbildung 43 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit TLS (Frühling)	III
Abbildung 44 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit TLS (Herbst).....	IV
Abbildung 45 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit PBR (Frühling).....	V
Abbildung 46 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit PBR (Herbst).....	VI
Abbildung 47 – Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Frühling)	VII
Abbildung 48 - Verteilung elektrisch Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst) ...	VIII
Abbildung 49 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst) ...	IX
Abbildung 50 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Frühling) .	X
Abbildung 51 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Herbst)...	XI
Abbildung 52 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Herbst) .	XII

Anhang

I. Colebrook-Diagramm

Das abgebildete Colebrook-Diagramm, oft auch als Moody-Diagramm bezeichnet, wird zur Bestimmung der Rohrreibungszahl λ in Abhängigkeit der Reynoldszahl und des Verhältnisses von Rohrrauigkeit zu Rohrdurchmesser verwendet. Im Rahmen dieser Arbeit muss die Rohrreibungszahl für die Berechnung des Druckverlusts in Rohrleitungen, der in weiterer Folge Einfluss auf die notwendige Pumpleistung hat, bestimmt werden. Da eine exakte Berechnung mitunter nur iterativ möglich ist, wird in dieser Arbeit auf die Abschätzung mittels Colebrook-Diagramm zurückgegriffen.

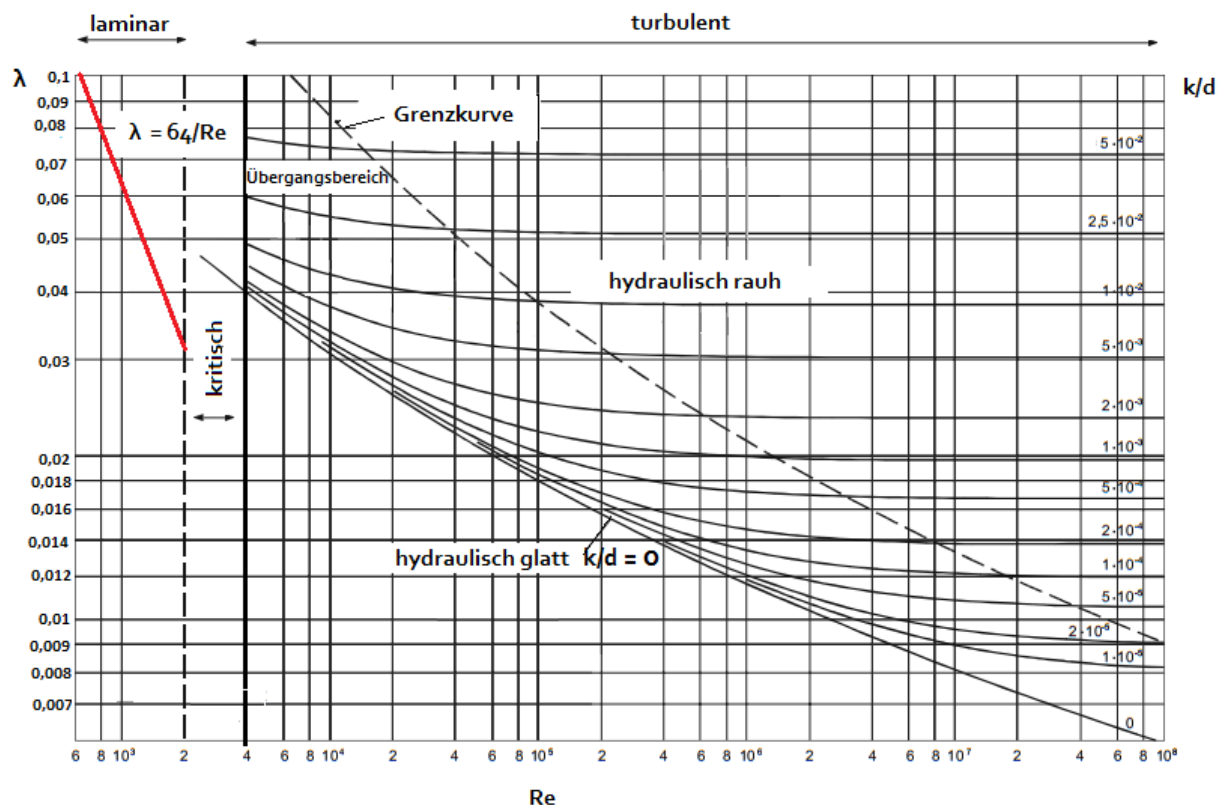


Abbildung 40 - Moody- bzw. Colebrook-Diagramm zur Bestimmung der Rohrreibungszahl [104]

II. Mollierdiagramm

Das folgende h-x-Diagramm, auch Mollierdiagramm genannt, wird zur Ermittlung der spezifischen Trocknungsenergie des extrahierten PHBs und zur Berechnung der spezifischen Trocknungsluftmenge herangezogen.

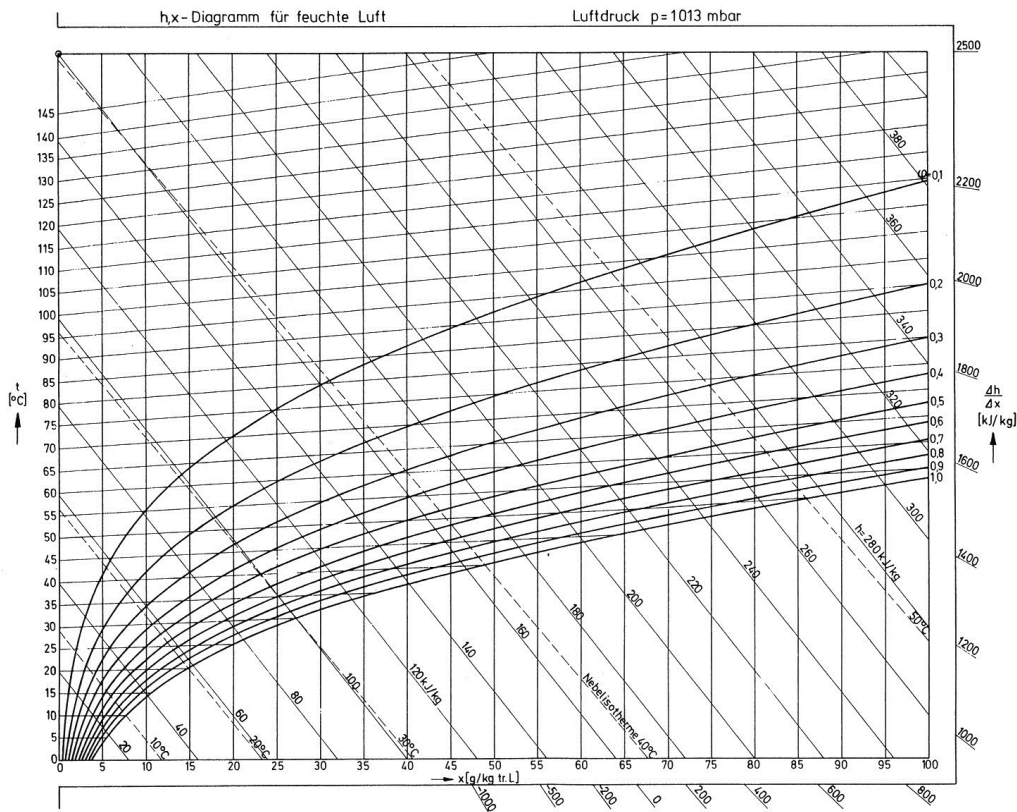


Abbildung 41 - h-x- bzw. Mollier-Diagramm bis 145°C [105]

III. Massenflussbilder

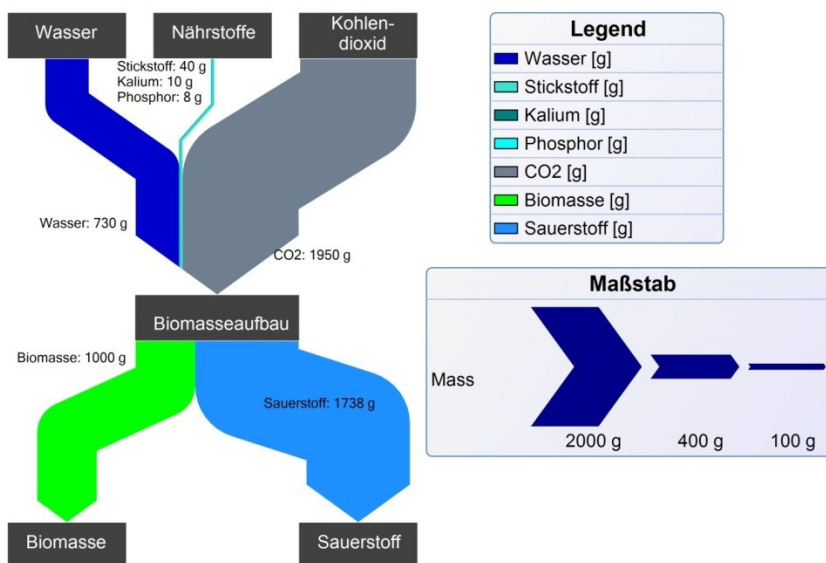


Abbildung 42 - Massenbilanz der Biomasseerzeugung

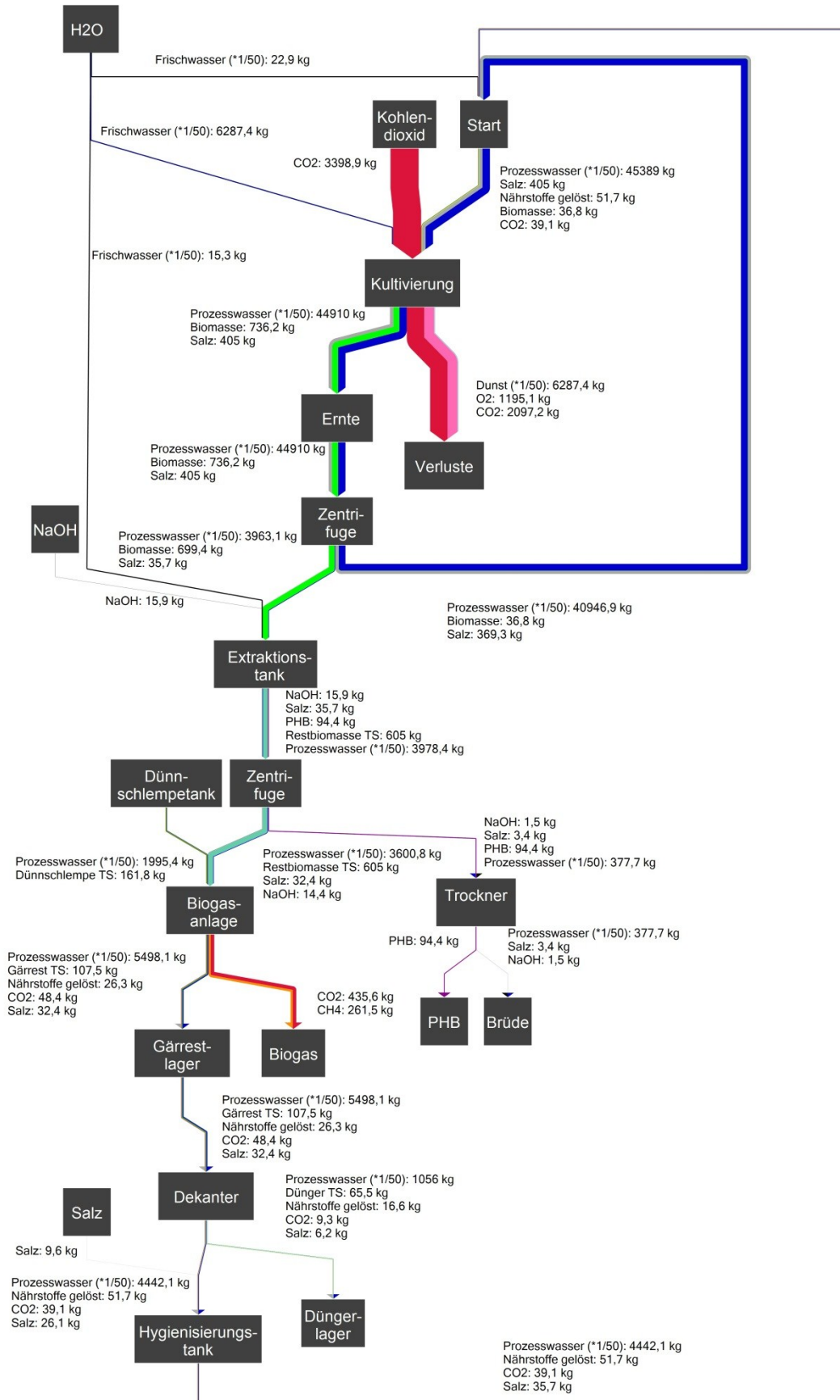


Abbildung 43 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit TLS (Frühling)

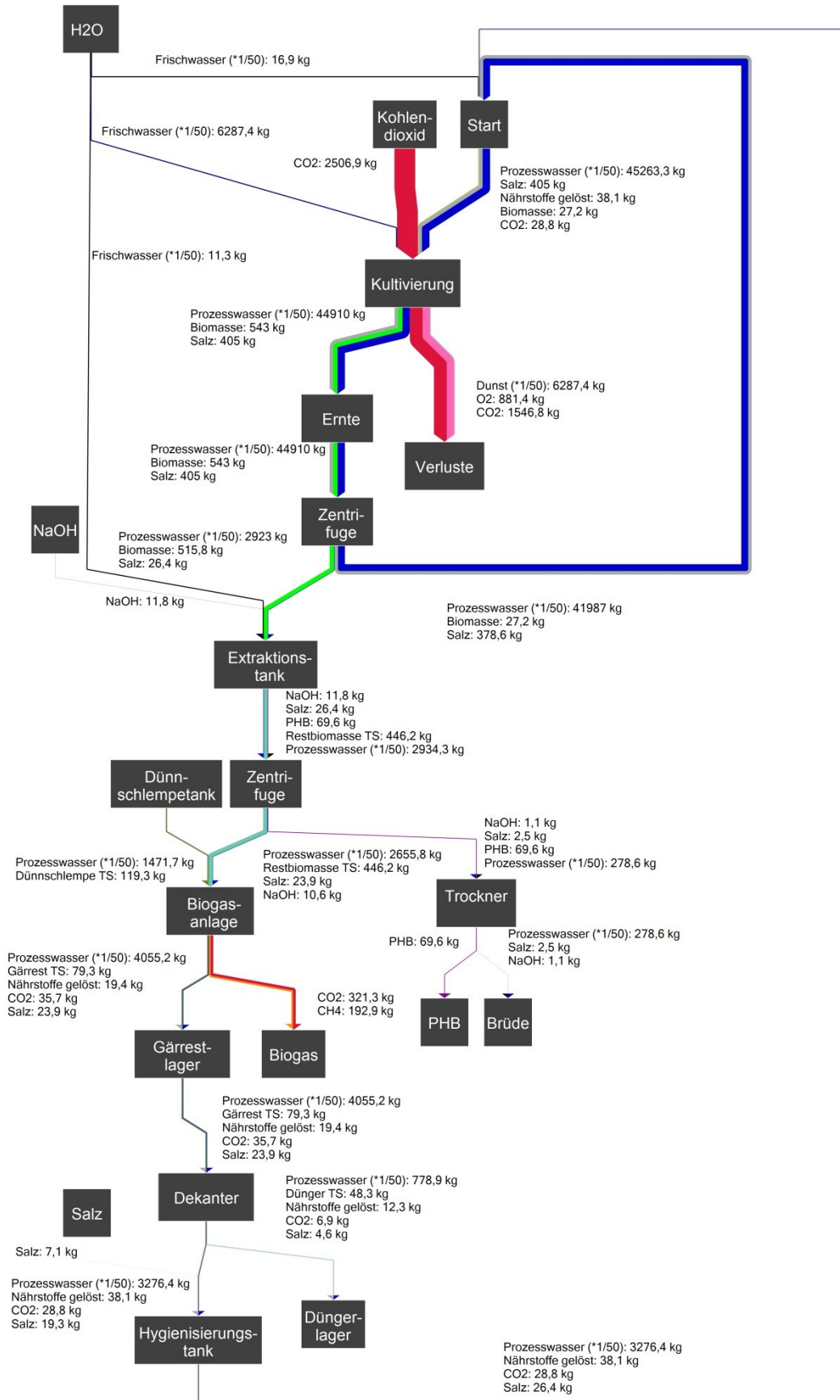


Abbildung 44 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit TLS (Herbst)

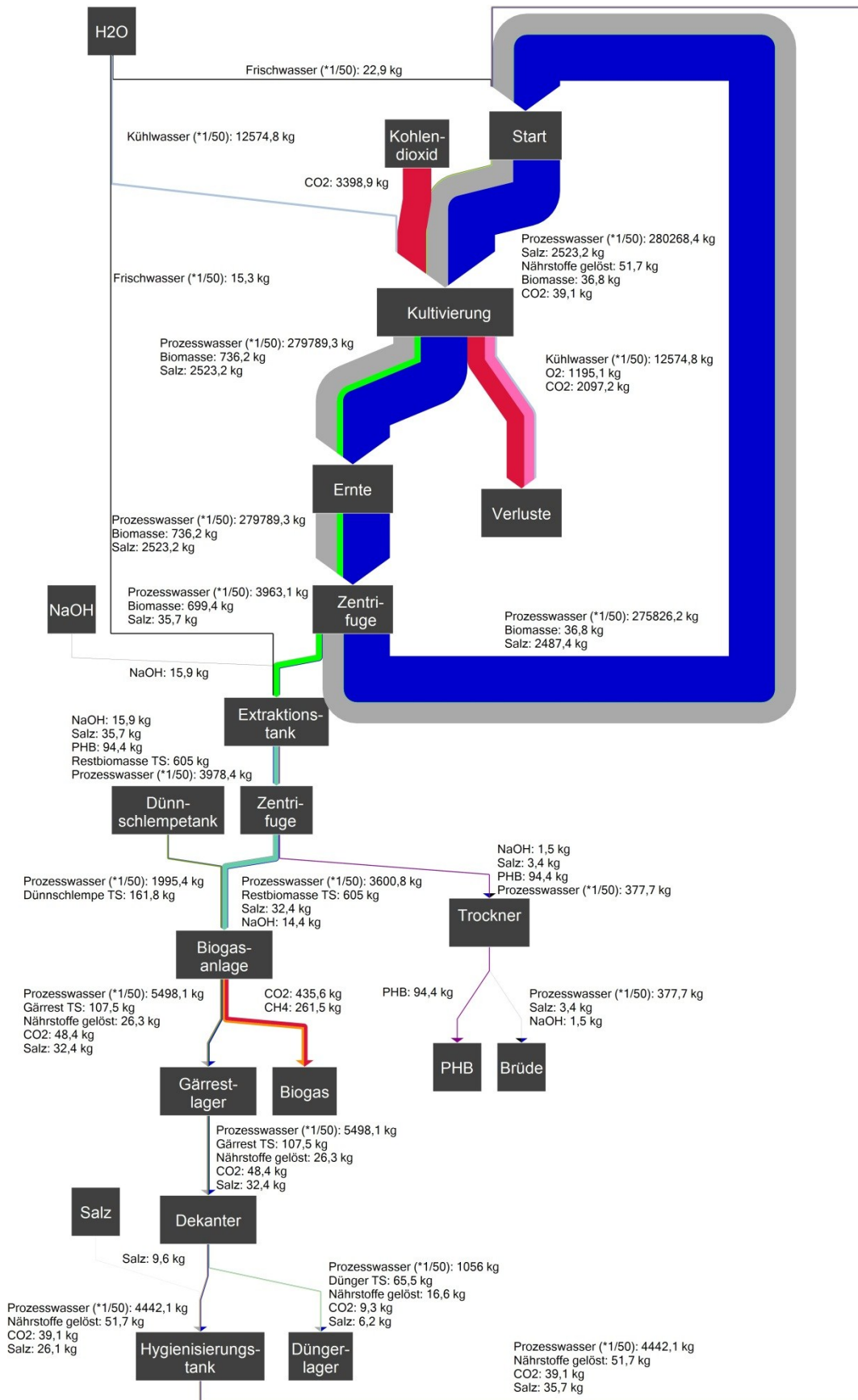


Abbildung 45 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit PBR (Frühling)

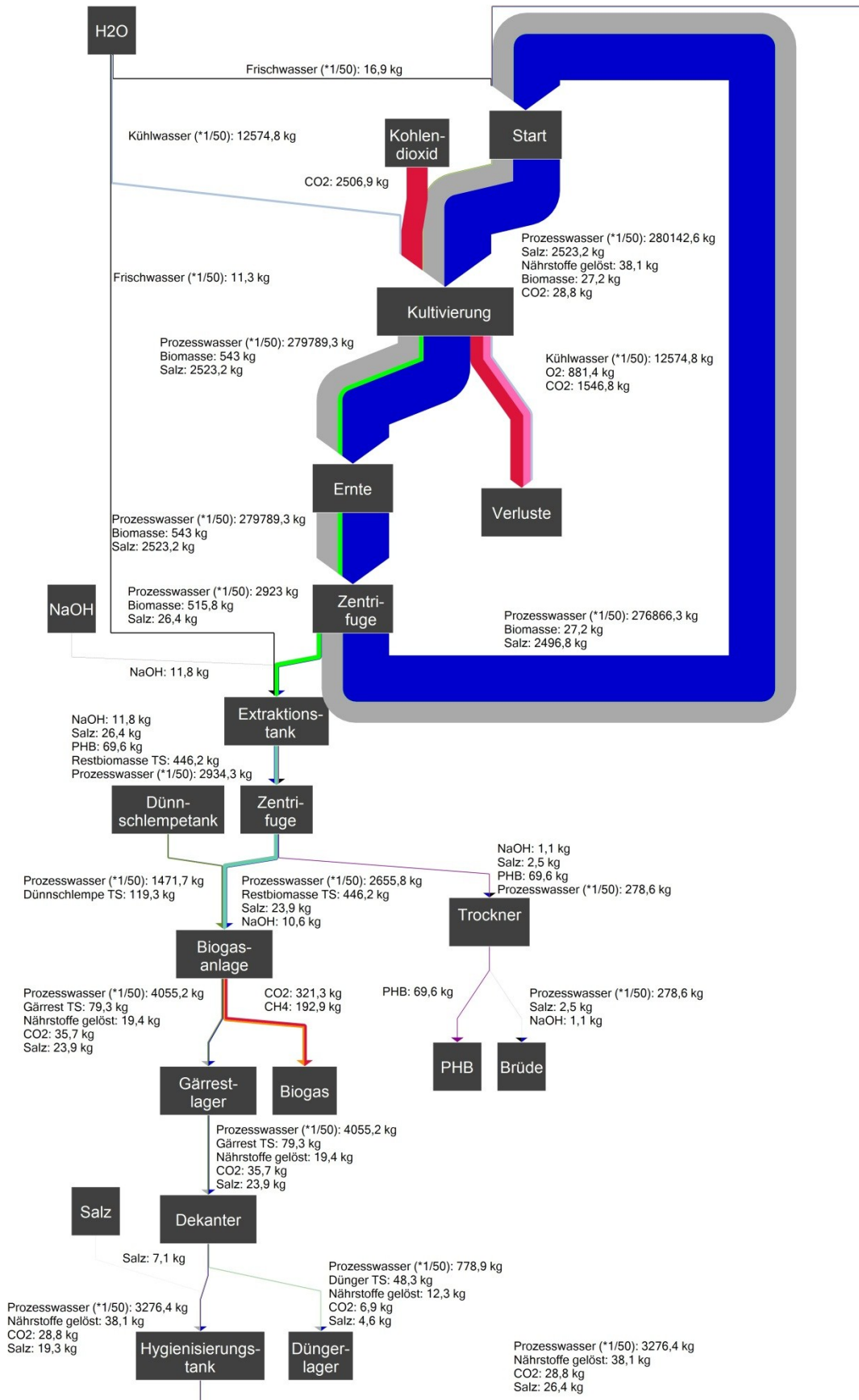


Abbildung 46 - Massenflussbild der PHB-Produktion mit PBR (Herbst)

IV. Energieflussbilder

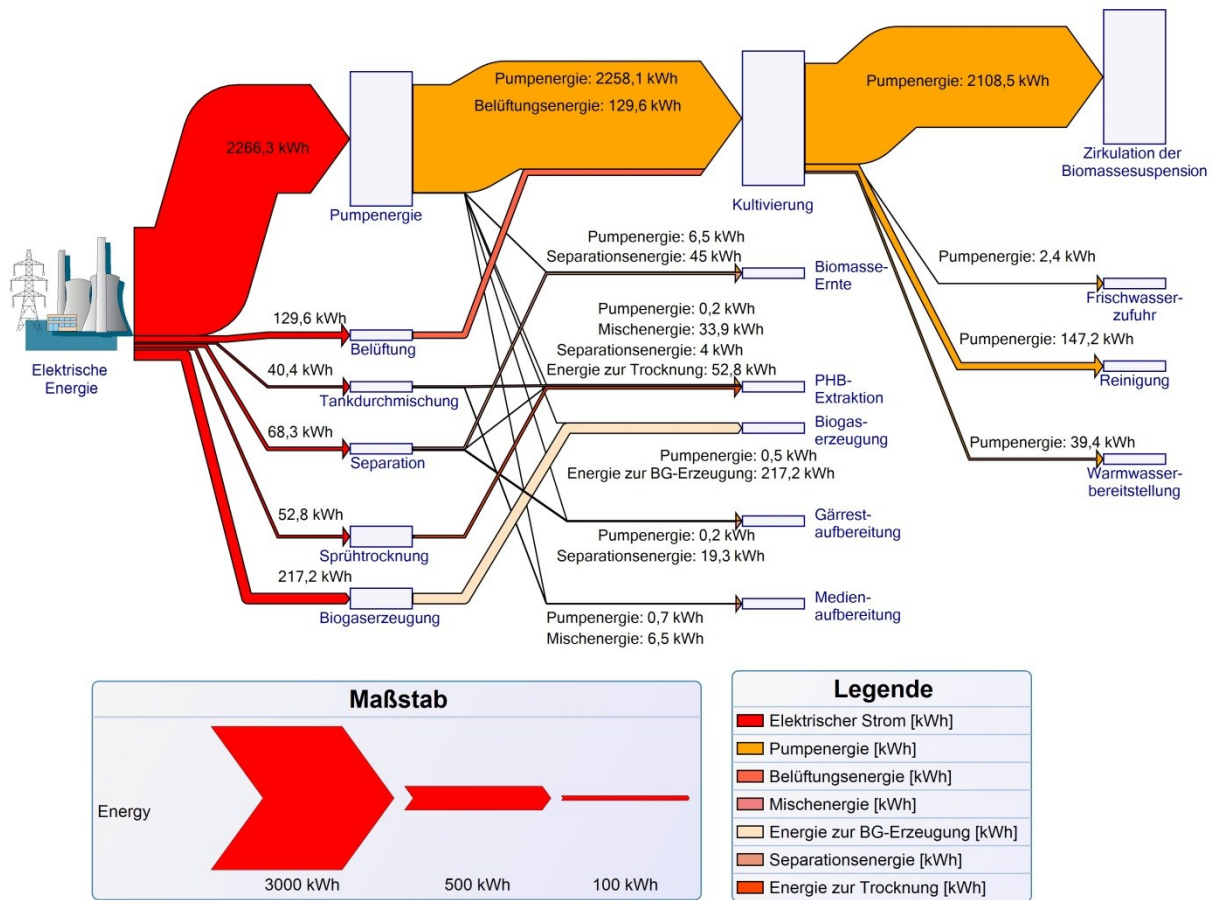


Abbildung 47 – Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Frühling)

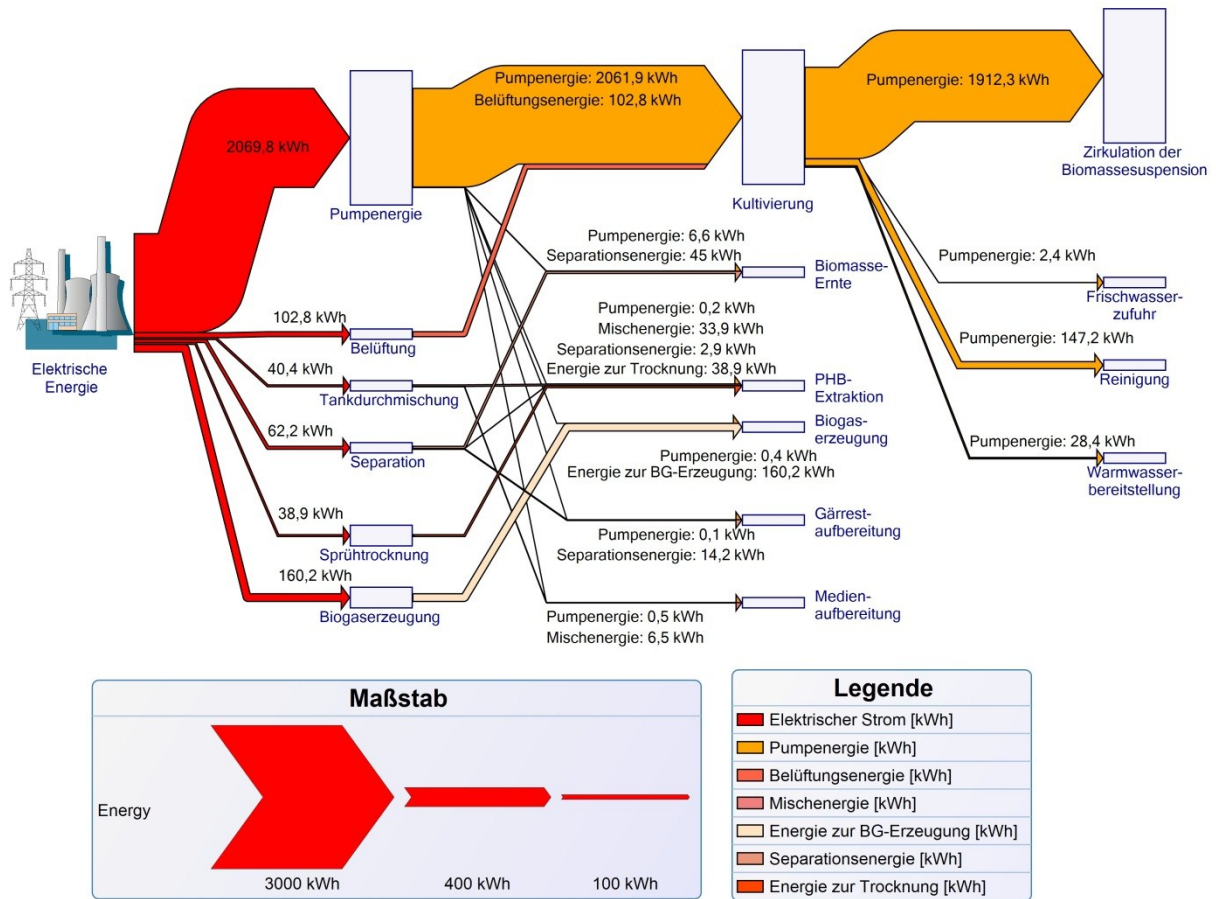


Abbildung 48 - Verteilung elektrischer Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst)

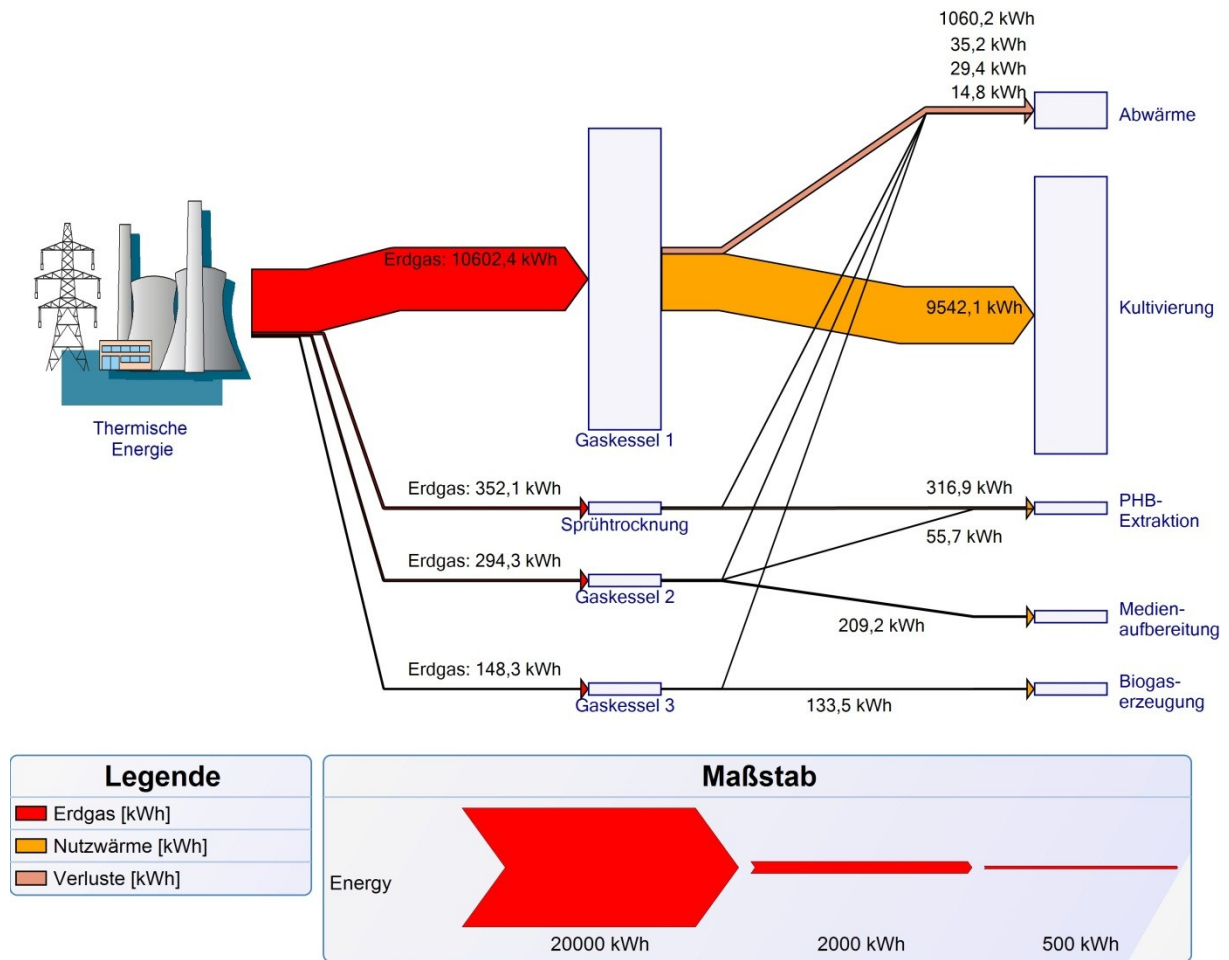


Abbildung 49 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit TLS (Herbst)

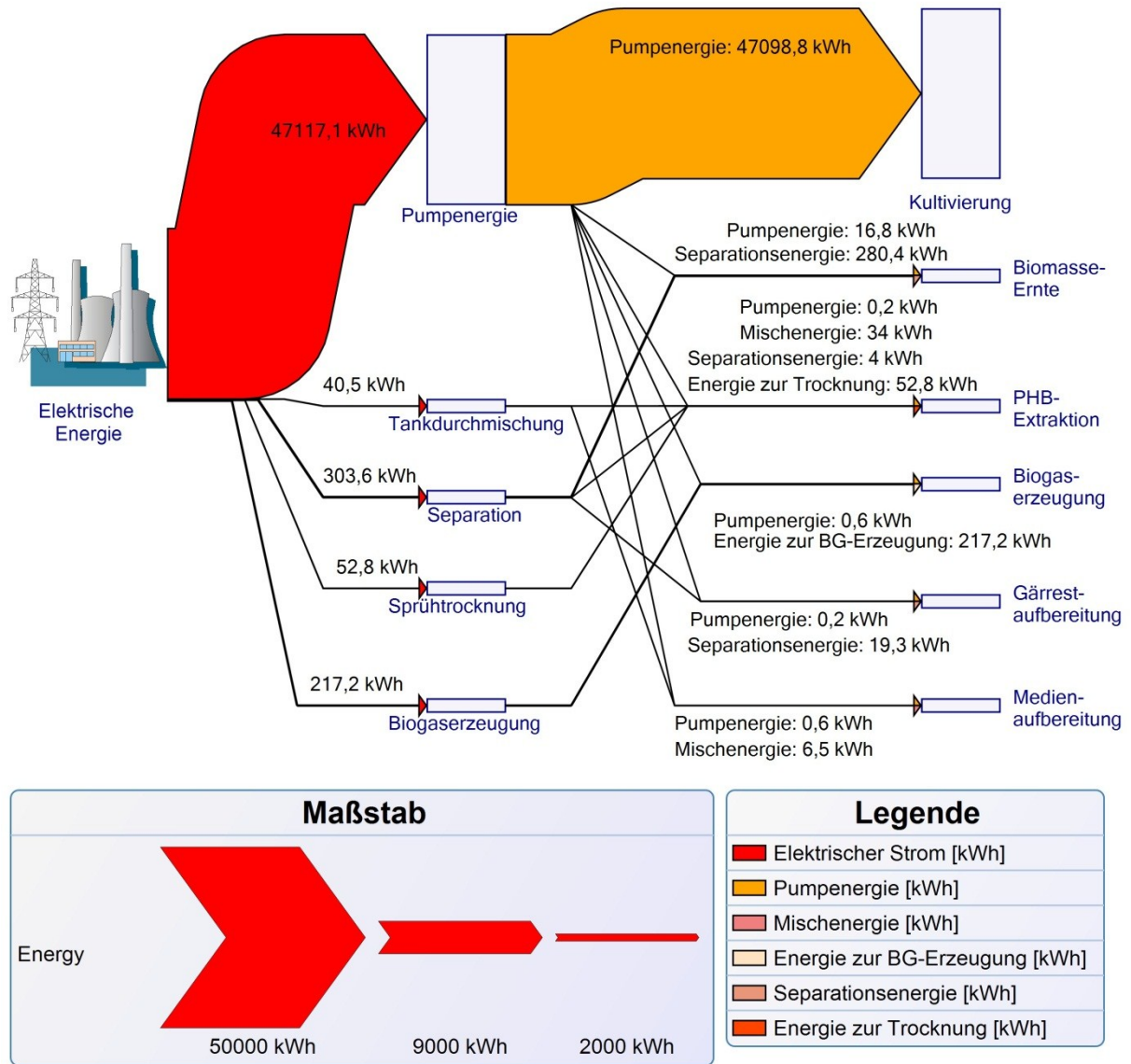


Abbildung 50 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Frühling)

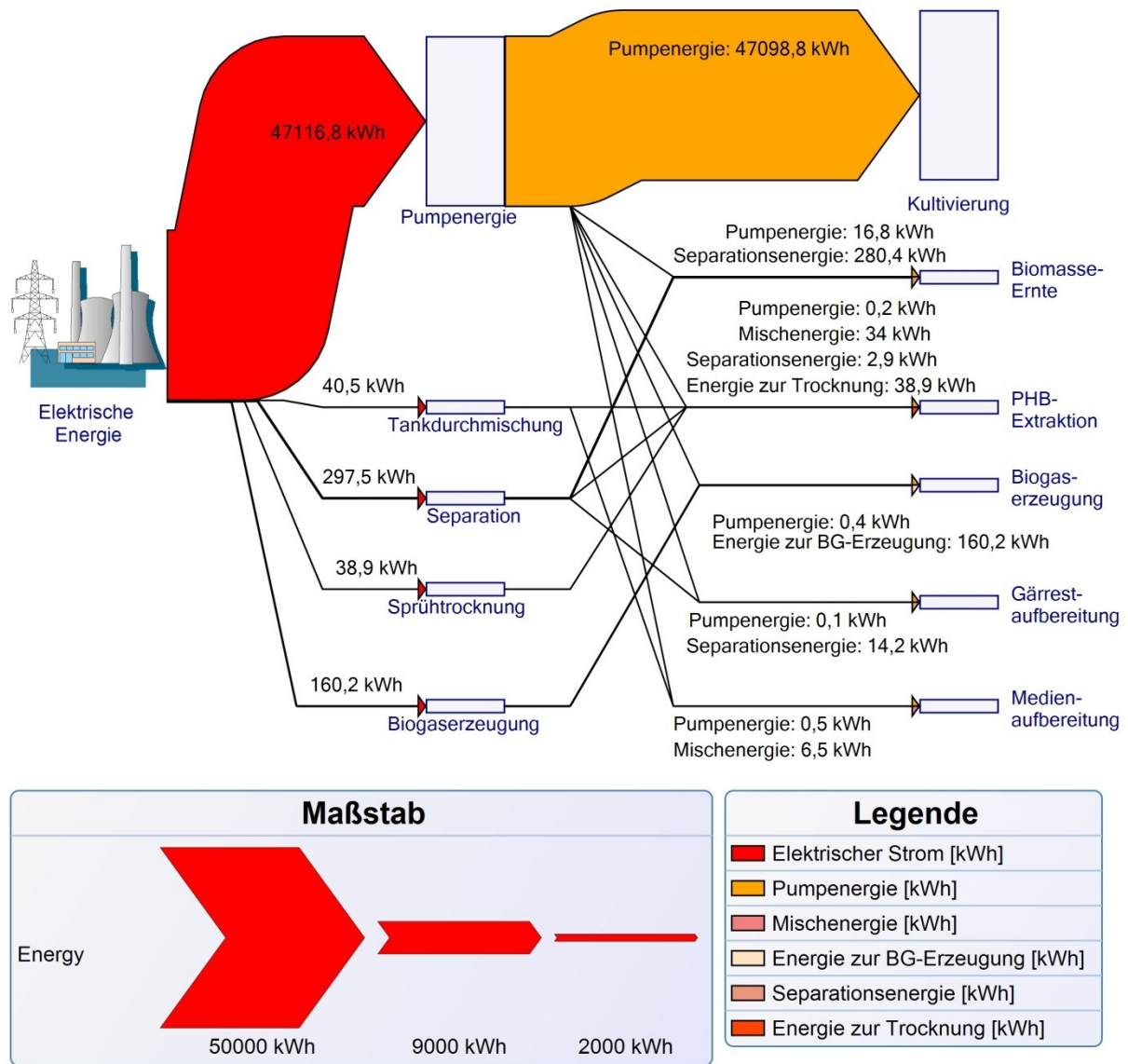


Abbildung 51 - Verteilung elektrische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Herbst)

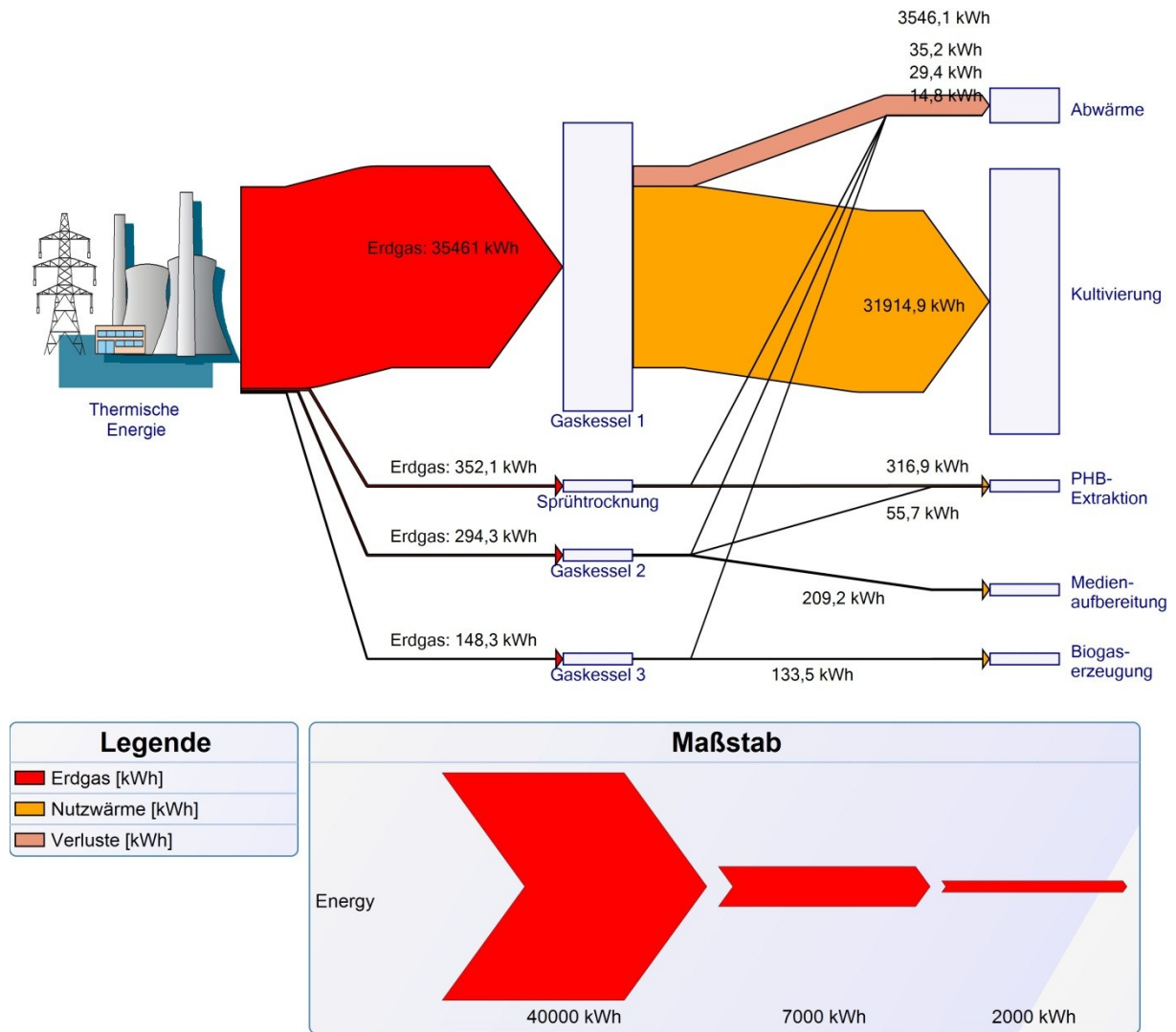


Abbildung 52 - Verteilung thermische Energie in der Produktionsanlage mit PBR (Herbst)

V. Auslegung der Biogasanlage

Die Auslegung der geometrischen Größe der Biogasanlage erfolgt gemäß der gewählten Verweilzeit und der sich aus dem Berechnungsmodell ergebenden täglichen Massenzufuhr. Die Berechnung der elektrischen Leistung der Biogasanlage, die eine relevante Kenngröße der Anlage darstellt, wird gemäß zwei unterschiedlichen Methoden durchgeführt, die ähnliche Ergebnisse liefern.

Bei der ersten Methode wird die gesamte elektrische Energie in Kilowattstunden, in die das erzeugte Biogas im Blockheizkraftwerk mit elektrischem Wirkungsgrad von 40% umgewandelt würde, durch die Betriebsdauer der Biogasanlage in Stunden dividiert. Als Betriebsdauer werden acht Monate festgelegt. Im Zeitraum von März bis Oktober sind das 245 Tage und somit 5880 Stunden. Dadurch ergibt sich für die Biogasanlage für beide Varianten der Produktionsanlage eine elektrische Leistung von 48,5 kW_{el} (Upscaling: 1630 kW_{el}).

Die Berechnung gemäß der zweiten Methode bezieht sich auf eine Faustformel zur elektrischen Leistung von Biogasanlage [106]. Diese Formel besagt, dass pro 2500 m³ Biogas die Anlagenleistung um ein Kilowatt steigt. Mit dieser Methode werden 46,3 kW_{el} für die Biogasanlage ermittelt.

Die durchschnittlichen Investitionskosten pro installierter Leistung in Abhängigkeit von der Größe der Biogasanlage werden basierend auf den Daten einer 2011 veröffentlichten Studie abgeleitet, die die Kosten bestehender Biogasanlagen in Österreich aufbereitet und vergleicht [79]. Abgeleitet davon werden 7.500 €/kW_{el} (Upscaling 2.500 €/kW_{el}) als spezifische Investitionskosten für die Biogasanlagen festgelegt. Dadurch ergeben sich Investitionskosten von 360.000€, die in der Wirtschaftlichkeitsberechnung eingesetzt werden. Ähnliche Werte ergeben sich auch für eine alternative Berechnung der Investitionskosten, bei der die Biogasmenge pro Stunde berücksichtigt wird [80]. Da in diesen Investitionskosten die Kosten für Gärrestlager, Pumpen, Rohrleitung, Rührwerken, Messstellen und elektrische Installationen bereits berücksichtigt werden, beträgt der Anteil für diese Faktoren bei der Berechnung des Zuschlagsfaktors null. Berücksichtigt werden muss allerdings die Installation einer Wärmequelle, in diesem Fall eines Gaskessels.

Die technische Lebensdauer einer Biogasanlage wird für die Berechnung als 20 Jahre festgelegt [78]. Abgeleitet aus den Werten einer Modelrechnung werden auch für diese Auslegung 3% der Investitionskosten für jährliche Instandhaltungskosten festgelegt [80]. Für den Gaskessel werden die Werte für technische Lebensdauer sowie Anteile der Instandsetzungs- und Wartungskosten aus der VDI Richtlinie übernommen [77].

VI. Materialbedarf und –kosten des Thin-Layer Systems

Bei der Berechnung des Material- und Kostenbedarfs für das Thin-Layer Systems wird zunächst eines der acht Segmente des Kultivierungssystems betrachtet. Sobald die Kosten für eines dieser Segmente berechnet sind, ergeben sich die Gesamtmaterialekosten für eine Einheit des Kultivierungssystems durch die Multiplikation der Segmentkosten mit Faktor acht.

Jedes der acht Segmente der Kultivierungseinheit besteht aus folgenden Bestandteilen:

- Grundgerüst am Boden mit Verstrebungen
- Unterlage für die Plexiglasplatte in der selben Form wie das Grundgerüst
- Zwölf Steher, die das Grundgerüst und die Plexiglasunterlage verbinden
- Einfassung außerhalb der Plexiglasplatten in Fließrichtung und zwei Trenner, jeweils zwischen den Plexiglasplatten
- Drei Plexiglasplatten
- PVC Rührchen senkrecht zur Fließrichtung im Abstand von einem Meter zur besseren Durchmischung
- Verteiler- und Kollektorrohr

Außerdem sind Schweißnähte für die Verbindung der Steher mit dem Grundgerüst und der Unterlage, der einzelnen Teile des Grundgerüsts bzw. der Unterlage und der Unterlage mit der Einfassung und dem Verteiler- bzw. Kollektorrohr notwendig. Mit den gewählten geometrischen Abmessungen (Details siehe Tabelle 49) ergeben sich für ein Segment die folgenden Materialmengen und Kosten.

Tabelle 48 - Material und Kosten für ein Segment des Thin-Layer Systems

Material und Kosten für ein Segment der Kultivierungseinheit				
Material	Menge	Einheit	Preis pro Einheit	Summe
Stahl	5,41	t	€ 340,00 [107]	€ 1.841,71
Schweißnähte	147,24	m	€ 8,00 [108]	€ 1.177,90
Plexiglasplatten	562,5	m ²	€ 60,00 [109]	€ 33.750,00
PVC-Rührchen	525,0	m	€ 0,55 [110]	€ 288,75
			Summe:	€ 37.058,36

Für eine Kultivierungseinheit, bestehend aus acht Segmenten, ergeben sich Gesamtkosten von rund 297.000,00€. Dieser Wert wird zur Ermittlung der gesamten kapitalgebundenen Kosten noch mit dem Zuschlagsfaktor für die Kultivierungsanlage multipliziert. Berechnet man, basierend auf diesem Wert die Materialekosten für einen Hektar, erhält man knapp 660.000,00€. Zur Berechnung des Materialbedarfs werden die folgenden geometrischen Abmessungen verwendet:

Tabelle 49 – Geometrische Abmessungen zur Berechnung des Materialbedarfs

Bestandteil	Geometrische Spezifikationen
<i>Stahl</i>	
Grundgerüst	Das Grundgerüst besteht aus 15cm breiten und 5mm dicken Stahlplatten, die den Umfang der Kultivierungsfläche umschließen. Dadurch ergeben sich die Außenmaße pro Segment zu 37,5x15 m und die Innenmaße zu 37,2x14,7 m. Verstärkt wird das Grundgerüst durch Verstrebungen mit der gleichen Breite und Dicke. Entlang der kurzen Seite (15m) der Grundfläche wird eine Stahlplatte eingesetzt, während entlang der langen Seite (37,5m) zwei Platten eingebracht werden.
Unterlage der Plexiglasplatten	Die Unterlage der drei Plexiglasplatten wird deckungsgleich zum Grundgerüst erstellt. Zur Berechnung des Materialbedarfs werden die gleichen geometrischen Abmessungen verwendet wie für das Grundgerüst.
Stehrer	Jedes Segment wird von zwölf Stehern gestützt. Die durchschnittliche Höhe eines solchen Stehers beträgt 2,3m, wenn sowohl die oberen als auch die unteren Segmente berücksichtigt werden. Die Wandstärke der Steher beträgt 5mm und der Außendurchmesser 10cm.
Einfassungen der Plexiglasplatten	Die Einfassung wird außen entlang der kurzen Seiten des Segments (15m) angebracht und oberhalb der kurzen Querverstrebungen. Diese Stahlplatten dienen u.a. zur Lagerung der PVC Röhren, um ein Durchhängen zu vermeiden. Dadurch ergeben sich drei Bereiche, in die die Plexiglasplatten eingebracht werden können. Die Höhe der Einfassung beträgt 10cm und die Wandstärke der äußeren Einfassungen 3 bzw. die der inneren Teiler 1mm.
Verteilungs- und Kollektorrohr	Zusätzlich hat jedes Segment ein Kollektor- und ein Verteilungsrohr. Diese werden mit einem halbkreisförmigen Querschnitt ausgelegt und haben ein Fassungsvermögen von insgesamt 2m ³ . Bei einer Länge von 37,5m ergibt sich ein Innenradius von 18,43cm. Die Wandstärke beträgt in der Auslegung 2mm.
<i>Plexiglas</i>	
Plexiglasplatten	Die Biomassesuspension fließt in der Auslegung über eine 1,7% geneigte Plexiglasfläche. Diese besteht aus drei Plexiglasplatten zu je 15x12,5 m mit einer Stärke von 5mm.
<i>PVC-Röhren</i>	
PVC-Röhren	Im Abstand von einem Meter werden senkrecht zur Fließrichtung insgesamt 14 PVC-Röhren mit einem Innendurchmesser von 10mm und einer Länge von 37,5m montiert. Um ein Durchhängen zu vermeiden, dienen die Trenner aus Stahl zwischen den Plexiglasplatten als Stütze. Der Abstand von Plexiglasplatte zu PVC-Röhren beträgt in etwa 5mm, wodurch eine höhere Turbulenz und somit bessere Durchmischung erzielt werden sollen.
<i>Schweißnähte</i>	
Schweißnähte	Zum Verbinden der Stahlbauteile sind Schweißnähte bei Gerüst, Plexiglasunterlage, Verstrebungen, Stehern, Einfassungen und Kollektor- bzw. Verteilungsrohr notwendig.