

---

Masterarbeit

# Energieoptimierung bei der In- doorkultivierung von Mikroalgen

erstellt für

**BDI Bioenergy International AG**



**vorgelegt von:**

Manuel Zarre, BSc

**Betreuer/Gutachter:**

Univ.-Prof. DI Dr.-Ing. Markus Lehner,  
DI Dr. mont. Markus Ellersdorfer

Graz, 01mar15



## **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.



## Kurzfassung

### Energieoptimierung bei der Indoorkultivierung von Mikroalgen

Die Züchtung von Mikroalgen zur Herstellung von Produkten mit hoher Qualität in der Nahrungsergänzungsmittelindustrie ist mit großem Aufwand verbunden. In offenen Bioreaktoren kann es zu Kontaminationen der Becken mit fremden Algen oder Schadstoffen und einer Verminderung der Produktqualität kommen. In geschlossenen Reaktoren wie z.B. Röhrenreaktoren spielen die natürliche Beleuchtungsverhältnisse und deren Konstanz eine wichtige Rolle. Dabei kann es zu Schwankungen in der Produktgüte kommen. Geschlossene, mit künstlichem Licht betriebene Verfahren, sind sehr energie- und somit kostenintensiv. Diese Verfahren sind nur bei anhaltend hohen Rohstoffpreisen wirtschaftlich zu betreiben.

Bei der Indoorkultivierung stehen den hohen Kosten für eine künstliche Beleuchtung gleichzeitig hohen Kosten für Kühlung der Reaktorsysteme gegenüber. Durch theoretische Berechnungen und Vergleich mit einer bestehenden DEMO-Anlage sollen Energieeinsparungspotenziale für eine vorgegebene Industrieanlage in mehreren Varianten theoretisch abgeleitet und mit einer festgelegten Basisvariante hinsichtlich der Energie- und Kosteneinsparung sowie dem Platzbedarf verglichen werden.



## **Abstract**

### **Energy optimization in the indoor cultivation of microalgae**

The cultivation of microalgae for the production of high quality products for the dietary supplement industry is associated with large effort. Biomass production in open pond reactors can lead to contamination with other algae or pollutants and can cause a reduction of the product quality. In closed reactors, such as tubular reactors, the natural lighting conditions and their consistency play an important role. Fluctuations in light supply can lead to varying product qualities. Nevertheless, closed processes powered by artificial light are very energy intensive and therefore very expensive. These methods are only economical to operate with persistently high commodity prices.

During indoor cultivation, the high cost of artificial lighting are associated with high costs for cooling of the reactor systems. In the present work, the power saving potential of a given industrial plant in several layouts are derived theoretically at first. Furthermore, these values are compared with a specified basic plant version in terms of energy saving, cost saving and the space required by theoretical loading calculations and comparison with an existing DEMO-plant.





## Inhaltsverzeichnis

	<b>Seite</b>
<b>1 EINLEITUNG .....</b>	<b>1</b>
1.1 Einsatzgebiete für Algen .....	1
1.1.1 Biodiesel .....	3
1.1.2 Farbstoffquelle .....	3
1.1.3 Fettsäure .....	3
1.1.4 Nahrungsergänzungsmittel .....	3
1.2 Algenwachstum.....	4
1.2.1 Photosynthese .....	4
1.2.2 Wesentliche Einflussfaktoren auf die Algenkultivierung.....	5
1.2.3 Einfluss von Licht auf die Photosynthese .....	6
1.3 Kultivierungssysteme für Mikroalgen .....	6
1.3.1 Offene Systeme .....	7
1.3.2 Geschlossene Systeme (Photobioreaktoren) .....	8
1.4 Haematococcus pluvialis .....	10
1.4.1 Astaxanthin .....	13
1.5 Algenernte .....	15
<b>2 PROBLEMSTELLUNG .....</b>	<b>17</b>
<b>3 ZIELSETZUNG .....</b>	<b>18</b>
3.1 Berechnung von Kennziffern für Wärmeübergang und Energiebedarf aus der DEMO-Anlage.....	18
3.2 Modellierung des Ausgangszustandes zur Ermittlung von Strom- und Wärmeverbrauch der Industrieanlage.....	19
3.3 Modellierung von Fallbeispielen.....	19
<b>4 DURCHFÜHRUNG .....</b>	<b>20</b>
4.1 Beschreibung und Aufbau der DEMO-Anlage .....	20
4.2 Ermittlung der Kennziffern für den Energiebedarf der Demo-Anlage.....	22
4.2.1 Energiebedarf der Rührwerke .....	22
4.2.2 Berechnung der elektrischen Lichtleistung.....	25
4.2.2.1 Aufgezeichnete Messwerte der Lichtleistung und des Kühlmediums.....	26
4.2.3 Berechnung Kennziffern für den Wärmeübergang .....	27
4.2.3.1 Wärmeübergang vom Medium auf die Behälterinnenwand .....	28
4.2.3.2 Wärmeleitung durch die Behälterwand.....	29

4.2.3.3	Wärmeübergang von der äußeren Behälterwand ins Kühlmedium.....	30
4.2.3.4	Wärmedurchgang vom Behälterinneren ins Kühlmedium .....	35
4.2.3.5	Berechnung des Wärmedurchgangswiderstandes aus den aufgezeichneten Daten .....	36
4.2.3.6	Zusammenfassung Wärmeübergang .....	38
4.3	Modellierung des Ausgangszustandes zur Ermittlung von Strom- und Wärmeverbrauch der Industrieanlage.....	39
4.3.1	Elektrischer Energiebedarf.....	41
4.3.2	Kältebedarf .....	41
4.3.3	Energiebedarf für die Trocknung.....	42
4.4	Modellierung Fallbeispiele .....	44
4.4.1	Variante 1 .....	45
4.4.2	Variante 2.1 .....	47
4.4.3	Variante 2.2 .....	50
4.4.4	Variante 3 .....	51
4.4.5	Variante 4 .....	53
4.4.6	Variante 5 .....	55
4.4.7	Variante 6 .....	57
4.4.8	Variante 7 .....	58
<b>5</b>	<b>ERGEBNISSE.....</b>	<b>59</b>
5.1	Kennziffern der DEMO-Anlage .....	59
5.2	Ergebnisse der Fallbeispiele .....	60
5.2.1	Variante 1 .....	62
5.2.2	Variante 2.1 und Variante 2.2 .....	63
5.2.3	Variante 3 .....	63
5.2.4	Variante 4 .....	63
5.2.5	Variante 5 .....	64
5.2.6	Variante 6 .....	64
5.2.7	Variante 7 .....	65
5.2.8	Wirtschaftliche Bewertung und Platzbedarf.....	65
5.2.8.1	Variante 1 .....	65
5.2.8.2	Variante 2 .....	66
5.2.8.3	Variante 3 .....	66
5.2.8.4	Variante 4 .....	66
5.2.8.5	Variante 5 .....	66
5.2.8.6	Variante 6 .....	67
5.2.8.7	Vergleichende Darstellung der aussichtsreichsten Varianten .....	67
<b>6</b>	<b>ZUSAMMENFASSUNG .....</b>	<b>70</b>

<b>7 VERZEICHNISSE .....</b>	<b>72</b>
7.1 Literatur.....	72
7.2 Abkürzungsverzeichnis .....	75
<b>ANHANG.....</b>	<b>I</b>

# 1 Einleitung

Mikroalgen (Phytoplankton) sind vorwiegend einzellige, meist photoautotrophe Mikroorganismen, die im Ökosystem die Basis der maritimen Nahrungskette bilden und werden als Produkte für verschiedene Industriezweige immer wichtiger. Schätzungen zufolge gibt es bis zu 400.000 Algenarten, wenige sind bekannt und die wenigsten davon werden kommerziell genutzt. Die Gruppen der Spirulina, Chlorella, Cyanophyta und Chlorophyta gehören neben *Haematococcus pluvialis* zu den meistgenutzten Mikroalgenarten. Zu den wichtigsten Inhaltsstoffen von Mikroalgen zählen neben Kohlenhydraten (Zucker), Lipiden (Fetten) und Proteinen (Eiweißen) auch Vitamine, Mineral- und Farbstoffe sowie Spurenelemente. (Brennan & Owende, 2009)

Zukünftige Entwicklungen in der Mikroalgenzüchtung zielen auf hochwertige und reine Produkte ab, mit denen ein hoher monetärer Ertrag erzielt werden kann. Um diese hohen Ansprüche gewährleisten zu können, sind kontinuierliche Wachstumsbedingungen (Licht, pH-Wert, Temperatur, CO<sub>2</sub>-Gehalt, Nährstoffversorgung) nötig. Diese stabilen Bedingungen können nur in einem geschlossenen System – allerdings zu höheren Aufwendungen – gewährleistet werden. Offene Systeme sind in der Installation und im Betrieb günstiger, allerdings können die Betriebs- und Wachstumsbedingungen nicht konstant gehalten werden. Zudem ist stets die Gefahr von Kontaminationen gegeben. (Masojídek, et al., 2008)

## 1.1 Einsatzgebiete für Algen

Derzeit wird nur ein kleiner Teil der Mikroalgen zur Produktion verschiedenster Erzeugnisse verwendet. Die Bedeutung von Mikroalgen in den unterschiedlichsten Industriezweigen nimmt immer mehr zu. Tabelle 1-1 gibt einen Überblick über ausgewählte Algen, die daraus gewonnenen Erzeugnisse und deren Anwendungen, die Anbauggebiete sowie die Marktsituation. (Griehl & Bieler, 2012)

Mikroalgen werden dabei vorwiegend in Photobioreaktoren (PBR) kultiviert, die Produktion beläuft sich auf insgesamt rund 8.000-10.000 Tonnen pro Jahr und die Produktionskosten liegen je nach Standort und verwendeter Technologie zwischen 5 und 70 US\$ pro kg<sub>TS</sub>. Durch diese hohen Kosten rechnet sich nur die Gewinnung hochwertiger Produkte wie Carotinoide und mehrfach ungesättigte Fettsäuren. Der mit ca. 75% höchste Anteil der produzierten Mikroalgenbiomasse wird in der Nahrungsergänzungsmittelindustrie eingesetzt und ist in Form von Kapseln, Pulvern, Tabletten und als Zusätze in Speisen und Getränken erhältlich. (Griehl & Bieler, 2012)

Weitere Abnehmermärkte sind die Futtermittelindustrie und die Kosmetik- und Pharmaindustrie.

Tabelle 1-1 Aktuelle Marktsituation von Algenprodukten nach (Griehl &amp; Bieler, 2012)

Spezies	wichtige Herstellerländer	Produkt	Anwendung	Absatz [US\$/kg]	Produktion [t/a]
<b>Cyanophyta/Blaualgen (prokaryotische Mikroalgen)</b>					
<i>Spirulina platensis</i>	open pond: U.S.A., China, Taiwan, Indien; natürlicher See: Myanmar	Biomasse	Nahrungsergänzungsmittel, Futtermittel	50-60	3000
			Kosmetika (Aquaflor, Protulines)	200	
		Phycocyanin	Lebensmittelfarbstoff (Lina blue, Kosmetik (Eyeliner, Lippenstift))	5-15/mg	>10
<i>Nostoc</i>	natürlicher See: Asien	Biomasse	Nahrungsergänzungs- und Düngemittel	10-15	600
<i>Aphanizomenon</i>	natürlicher See, U.S.A.	Biomasse	Nahrungsergänzungsmittel	700	500
<b>Chlorophyta/Grünalgen</b>					
<i>Chlorella vulgaris</i>	open pond: China, Taiwan, Japan;	Biomasse	Nahrungsergänzungsmittel, Kosmetika (Dermochlorella)	5-60	2000-3000
	Rohrreaktor: Deutschland	β-Glucan	Kosmetika	2/g	
<i>Dunaliella salina</i> , <i>Dunaliella bardawil</i>	open pond: Israel, Hawaii, China, Indien;	Biomasse	Nahrungsergänzungs- und Futtermittel, Aquakultur	300-3000	1200
	Teiche: Australien				
<i>Haematococcus pluvialis</i>	open pond: Hawaii, Japan, China, Indien; Rohrreaktor: Israel, Indien	Astaxanthin	färbendes Futtermittel (Lachs) Nahrungsergänzungsmittel, Kosmetika, Pharmaka für Augengesundheit (Azyr, Spiru Zan Eye)	3000-10000	<300
<b>Rhodophyta/Rotalgen</b>					
<i>Porphyridium sp.</i>	Rohrreaktor: Spanien	Phyco-erythrin	Lebensmittelfarbstoff	3-25/mg	>10
<b>Dinoflagellaten, Traustochyatriaceen</b>					
<i>Cryptocodinium</i>	Rührreaktoren (heterotroph), U.S.A.	Docosa-hexaen-säure	Nahrungsergänzungsmittel (Babynahrung)	30-60/g	240
<i>Sizochytrium</i>				60/g	10
<i>Ulkenia</i>	Schweiz			k.A.	k.A.
<b>Eusigmatophyceen</b>					
<i>Nannochloropsis</i>	Röhrenreaktor: Deutschland; PE-Bags	Biomasse, wässrige Extrakte	Kosmetik (PEPHA-TIGHT); Aquakultur	300	2

### 1.1.1 Biodiesel

Mikroalgen haben, abhängig von Standort, Kultivierungsregime und gewählter Alge, eine vielfach höhere Biomasseproduktivität im Vergleich zu Landpflanzen. Der Ertrag an Öl eines Hektars Ölpalmenplantage pro Jahr liegt bei 6t, bei Mikroalgen liegt er zwischen 46,9t und 140,7t pro Hektar und Jahr und somit um ein Vielfaches höher. Eine Produktion mit geschlossenen Reaktoren ist bei den derzeitigen Kraftstoffpreisen dennoch nicht rentabel. Günstiger zu betreibende offene Systeme können einen wirtschaftlichen Betrieb an klimatisch begünstigten Standort möglich machen. Zusätzlich kann die Biomasse nach der Ölextraktion als landwirtschaftlicher Dünger oder zur Biomassestromerzeugung genutzt werden. (Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013)

### 1.1.2 Farbstoffquelle

Aus Mikroalgen lassen sich Farbstoffe wie Phycocyanin und Phycoerythrin sowie  $\beta$ -Carotin und Astaxanthin synthetisieren. Die Farbstoffe werden in der Kosmetik- und der Lebensmittelindustrie verwendet. So wird der Gesamtumsatz mit  $\beta$ -Carotin aus der Alge *Dunaliella salina* auf 75 Millionen US\$ geschätzt – 80% davon erwirtschaftet die Nahrungsmittelindustrie. (Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013)

Der z.B. aus der Alge *Haematococcus pluvialis* hergestellte Farbstoff Astaxanthin ist einer der wertvollsten. Derzeit wird der Astaxanthinmarkt von chemisch-synthetischen Astaxanthin beherrscht (Marktpreis ca. 2000 US\$/kg), das Interesse an natürlichem Astaxanthin steigt jedoch (Marktpreis ca. 7150€/kg<sub>TS</sub>). Die Gewinnung des natürlichen Astaxanthin gilt als sehr aufwändig – daher gilt bis dato die synthetische Produktion als einzig rentable. Abnehmer für natürliches Astaxanthin sind die Kosmetik-, Nahrungsmittel- und Futtermittelindustrie. (Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013; Brennan & Owende, 2009)

### 1.1.3 Fettsäure

Mikroalgen können wesentliche, mehrfach ungesättigte Fettsäuren (sogenannte Omega-3-Fettsäuren) synthetisieren. Diese Fettsäuren werden derzeit hauptsächlich aus Kaltwasserfischen und Krill gewonnen, mit dem Nachteil des fischigen Geschmacks. Omega-3-Fettsäuren aus Algen sind mit jenen aus Fisch und Krill vergleichbar, da der Fisch diese Fettsäuren mit den Algen aufnimmt. Die Produkte kommen als Tabletten, Pillen, Kapseln, Extrakte oder Pulver auf den Markt und erzielen einen Umsatz von ca. 2,5 Milliarden US\$. (Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013)

### 1.1.4 Nahrungsergänzungsmittel

Der Markt der Nahrungsergänzungsmittel steigt aufgrund der Zuwachsraten an qualitäts- und nahrungsmittelbewussten Konsumenten stark an. Die sichersten Absatzbereiche sind Nahrungsergänzungsmittel mit Antioxidantien. *Spirulina* weisen in der Trockenmasse bis zu 70%

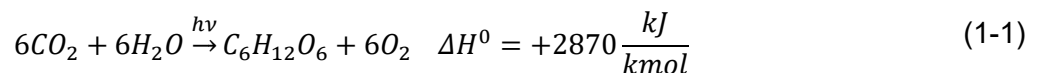
Protein auf und sind reich an Vitamin B12. Deshalb werden 75% der Spirulinprodukte und 85% des Astaxanthins vom Menschen verzehrt. (Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013)

## 1.2 Algenwachstum

Grundlage für das Wachstum für Landpflanzen und Algen ist die Photosynthese. Die wesentlichen Komponenten sind Kohlendioxid, Wasser und Licht. Hinzu kommen für das Wachstum noch wichtige Ionen und Nährstoffe zur Bildung von Aminosäuren, Nukleotiden und sonstige elementare Metaboliten wie zum Beispiel Phosphat und anorganische Stickstoffverbindungen. (Geier, 2011)

### 1.2.1 Photosynthese

Aus den oben beschriebenen Komponenten bildet der pflanzliche Organismus Glukose und Sauerstoff gemäß der Summengleichung (1-1).



Die Energie des Lichtes wird über Antennenpigmente (Chlorophyll) in den Lichtsammelkomplexen zu den Reaktionszentren der Photosynthese geleitet. Dort werden ATP und NADPH gebildet, diese werden im Calvin-Zyklus verbraucht und regeneriert um CO<sub>2</sub> zu binden und Kohlenhydrate wie Glukose, Sucrose und Stärke aufzubauen. Die Absorption des Lichtes erfolgt in der Thylakoid-Membran des Chloroplasten mit Hilfe der als Lichtsammelkomplexe angeordneten photosynthetisch aktiven Pigmente (Chlorophyll) sowie den Hilfspigmenten (Carotinoide). Diese Lichtsammelkomplexe nutzen unterschiedliche Bereiche des Lichtspektrums von 400-700nm – dieser Bereich wird als photosynthetisch aktive Strahlung bezeichnet. Durch diese Photosysteme kann bei geringer Bestrahlungsstärke eine hohe Photosyntheseausbeute erzielt werden. Bei Grünalgen besteht der Antennenkomplex vor allem aus Chlorophyll a, Chlorophyll b und β-Carotin. Bei maximal 43% photosynthetisch nutzbarer Strahlung wird durch Wärme- und Fluoreszenzverluste der Gesamtwirkungsgrad der nutzbaren Energie auf 5% beschränkt. (Geier, 2011)

Im Photosystem II (PSII) geben zwei chlorophyllähnliche Moleküle (Pheophytin) bei der Relaxation vom angeregten Zustand Elektronen über Redoxreaktionen an einen primären Elektronenakzeptor ab. Wie in Abbildung 1-1 dargestellt, kann dadurch im PSII die Oxidation von Wasser stattfinden. (Geier, 2011)

Die Photosynthese teilt sich in die Lichtreaktion und den Calvin-Zyklus. In der Lichtreaktion entstehen, wie in Formel (1-2) ersichtlich, aus Licht, Wasser und Kohlendioxid Energieäquivalente in Form von ATP und Reduktionsäquivalente in Form von NADPH. (Geier, 2011)

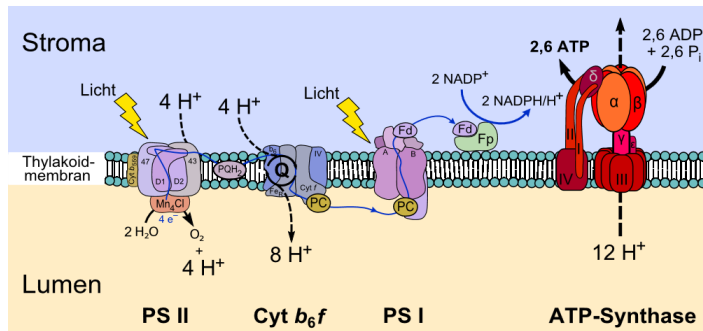
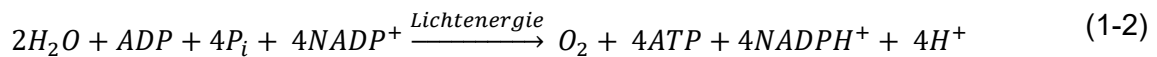
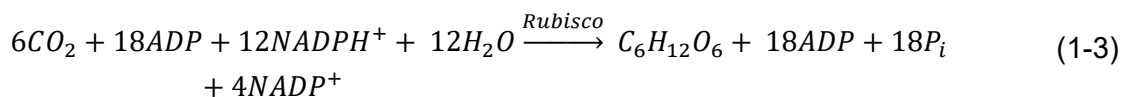


Abbildung 1-1 Schema der Photosynthese (Yikrazuul, 2015)



Die Photosysteme I und II sind bei Grünalgen über eine Elektronentransportkette aus Redox-Systemen in Serie geschaltet. Über diese Kette entstehen ATP und NADPH in ungefähr äquimolaren Mengen, wobei ATP im Calvin-Zyklus stärker verbraucht wird. Diese Differenz wird durch einen zyklischen Elektronentransport, an dem nur das PSI beteiligt ist und bei dem weder Sauerstoff noch NADPH produziert werden, ausgeglichen. Im Calvin-Zyklus werden im Stroma die laut der Formel (1-2) entstehenden Energie- und Reduktionsäquivalente unter Verbrauch von  $CO_2$  gemäß Formel (1-3) in Glukose oder andere Kohlenhydrate umgewandelt.  $CO_2$  wirkt im Calvin-Zyklus neben Ribulose-1,5-Biphosphat als Substrat für das Enzym Rubisco, welches der Aufnahme von  $CO_2$  dient. (Geier, 2011)



## 1.2.2 Wesentliche Einflussfaktoren auf die Algenkultivierung

Für effizientes Algenwachstum müssen in der Kultivierung einige Faktoren und Parameter berücksichtigt werden, damit eine optimale Ausbeute erreicht werden kann.

Die **Temperatur** des Mediums entspricht jener in den Algenzellen und diese beeinflusst die Reaktionsgeschwindigkeit der Zellvorgänge und damit die Nährstoffbedürfnisse der Alge. Gute Wachstumsbedingungen für viele Algen liegen im Bereich zwischen  $15^\circ C$  und  $35^\circ C$ . Für das Wachstum der Zellen sind neben Licht und  $CO_2$  noch weitere **Nährstoffe** zur Bildung von Aminosäuren, Nukleotiden und sonstigen elementaren Metaboliten notwendig. Phosphat und anorganische Stickstoffverbindungen regulieren das Wachstum, wobei es für diese Obergrenzen gibt, die das Wachstum limitieren.  $CO_2$  dient neben Wasser und Licht als Hauptbestandteil der Photosynthese. Das  $CO_2$  löst sich im Wasser und liegt je nach pH-Wert in unterschiedlichen gelösten Formen ( $CO_2$ ,  $HCO_3^-$ ,  $CO_3^{2-}$ ) vor und kann je nach Algenart in der jeweiligen speziellen Form genutzt werden. (Geier, 2011)



### 1.2.3 Einfluss von Licht auf die Photosynthese

Werden die Kriterien der vorher genannten Einflussfaktoren erfüllt, so bildet Licht den wesentlichen limitierenden Faktor in der Photosynthese. Dabei kann sowohl eine zu geringe, als auch eine zu hohe Bestrahlungsstärke den Prozess hemmen. (Geier, 2011)

Das Wachstum von Algen wird in Dunkelphasen ohne Licht umgekehrt und es kommt zu einem Biomasseverlust in dieser Zeit. Dabei werden die gebildeten Kohlenhydrate als Energiequelle zur Proteinsynthese herangezogen. Am stärksten ist der Effekt in der exponentiellen Wachstumsphase und verringert sich mit dem Alter der Kultur bzw. ist abhängig von den Umgebungsbedingungen. So kann ein Absenken der Medientemperatur und Stilllegen der Umwälzung im Zeitraum der Dunkelphasen den Biomasseverlust verringern, aber nicht stoppen. Versuche zeigen, dass durch Zugabe von Glukose in den Dunkelphasen kontinuierliches Wachstum ohne negative Einflüsse auf die Zellstruktur erreicht werden kann. Ähnliche Ergebnisse sind mit Ethanol und Azetat als Kohlenstoffquelle zu erzielen, mit dem Vorteil, dass es zu keiner Kontamination der Kultur kommt. (Ogbonna & Tanaka, 1996)

Bei Photobioreaktoren, die die Sonne als Lichtquelle benutzen, kommen neben oben genannten Dunkelphasen als limitierender Faktor auch der Standort und das PBR-System der Anlage hinzu. Der Standort und die Ausrichtung der Anlage zur Sonne haben wesentlichen Einfluss auf das Zellwachstum ebenso wie die Eigenabschattung der Zellen im PBR. (Molina Grimm, et al., 1998; Acién Fernández, et al., 1997)

## 1.3 Kultivierungssysteme für Mikroalgen

Für die Kultivierung von Mikroalgen stehen unterschiedliche Systeme zur Verfügung. Dabei werden diese nach zwei großen Kriterien unterschieden: offene und geschlossene Systeme. Bei den geschlossenen Systemen (Photobioreaktoren, PBR) kann dann noch zwischen den natürlich und künstlich beleuchteten Systemen unterteilt werden. Je nach Algenart und zu gewinnendem Produkt eignen sich die einzelnen PBR mehr oder weniger zur Kultivierung. Eine Übersicht über die Eigenschaften, Vor- und Nachteile gibt Tabelle 1-2.

Der Vergleich von offenen und geschlossenen Systemen mit einer ölreichen Mikroalge (*Nannochloropsis sp.*) zeigt, dass bei gleicher Ausbeute an Biomasse, der Platzbedarf bei offenen Systemen mehr als doppelt so hoch ist, der Energiebedarf pro m<sup>3</sup> Volumen jedoch um den Faktor 670 geringer ist. Dadurch ergibt sich für den Röhrenreaktor ein Nettoenergieverhältnis (engl. NER) von <1, während es bei Plattenreaktoren und raceway-pond-Reaktoren >1 ist. Diese Werte liegen deutlich unter den Werten für fossile Öle. (Jorquera, et al., 2009) (Center for Energy and Environmental Studies and Department of Geography, Boston University, 2001)

Tabelle 1-2 Vor- und Nachteile von offenen und geschlossenen Systemen nach (Pulz, 2001)

Parameter	offene Systeme	geschlossene Systeme
Risiko der Kontamination	extrem hoch	gering
Flächenbedarf	hoch	gering
Wasserverlust	extrem hoch	sehr gering
Qualität der Biomasse	nicht vorhersehbar	vorhersehbar
einsetzbare Mikroalgen	beschränkt auf wenige, robuste Arten	nahezu alle Arten einsetzbar
Flexibilität in der Produktion	beinahe unmöglich	ohne Probleme möglich
Reproduzierbarkeit der Produktionsparameter	nicht gegeben, abhängig von den äußeren Bedingungen	gegeben
Prozesskontrolle	nicht gegeben	gegeben
Standardisierbarkeit	nicht möglich	möglich
Wetterabhängigkeit	gegeben, Produktion bei Regen unmöglich	geschlossene Bauweise erlaubt Produktion auch bei Schlechtwetter
Dauer der Startphase	lang, durchschnittlich 6-8 Wochen	relativ kurz, 2-4 Wochen
erwartbare Biomassekonzentration	gering, ca. 0,1-0,2g/l	hoch, ca. 2-8g/l
Effizienz des Behandlungsprozesses	gering, große Durchflussmengen bei geringer Konzentration	hoch, relativ geringe Durchflussmengen

Es zeigt sich, dass bei wirtschaftlicher Ausrichtung der Kultivierung neben der Wahl der zu kultivierenden Alge bei nicht künstlich beleuchteten Züchtungen, der Auswahl des richtigen Standortes und Kultivierungssystems besondere Aufmerksamkeit zuzukommen hat. Aber nicht nur der Typ des PBRs ist entscheidend, auch der Aufbau und die bestrahlte Schichtdicke spielen bei der Ausbeute eine große Rolle. (Lee, 2001)

Künstlich beleuchtete Systeme sind stark von den Energiekosten zur Beleuchtung und zur Kühlung der Systeme abhängig.

### 1.3.1 Offene Systeme

Offene Algenkultivierung erfolgt in sehr flachen, natürlichen oder künstlichen Teichen, sogenannten raceway-ponds oder schrägen Oberflächensysteme. Sie beanspruchen große Flächen und mögliche Standorte können brachliegendes Land in Küstennähe oder künstliche Anlagen mit sonnigem Klima ohne große Temperaturschwankungen bzw. Anlagen, die Abwässer von Kraftwerken nutzen, sein. Einsetzbar sind Algen, die den Standort (z.B. Küstenabschnitt) generell dominieren oder extrem aggressiv gegen Fremdalgen auftreten und daher vor Kontamination geschützt sind. Der Wasserverbrauch ist bei allen offenen Systemen sehr hoch und die Kühlung erfolgt durch Verdunstung und Frischwasserzufuhr. Damit die Algen nicht zu Boden sinken und der Wirkungsgrad der Photosynthese sinkt, muss das Medium ständig durch Pumpen, Rührer oder Schaufelräder umgewälzt werden. (Pulz & Scheibenbogen, 1998)



Abbildung 1-2 künstlicher open-pond-Reaktor (The Auto Channel, 2015)



Abbildung 1-3 raceway-pond-Reaktor (makebiofuel, 2015)

Abbildung 1-2 zeigt künstlich angelegte Teiche in denen Algen kultiviert werden und Abbildung 1-3 zeigt einen raceway-pond-Reaktor in dem Schaufelräder die Algensuspension am Zirkulieren halten.

### 1.3.2 Geschlossene Systeme (Photobioreaktoren)

Geschlossene Photobioreaktoren (PBR) sind nur kostendeckend, wenn sich die Produkte der Algenkultivierung einen hohen Marktwert besitzen. Unterschieden wird bei den geschlossenen PBR zwischen Frei- und Innenanlagen. Freianlagen nutzen das Sonnenlicht zur Kultivierung während Innenanlagen (auch) künstlich beleuchtet werden.

Zu den Freianlagen zählen Röhrenreaktoren, Blasensäule, Platten- und Dünnschichtreaktoren und Schlauchreaktoren. Diese Reaktoren können sowohl im Freien, aber auch in einem Gewächshaus stehen und bei Nacht künstlich beleuchtet werden. Rührkessel werden ausschließlich künstlich beleuchtet.

Große Röhrenreaktoren stehen in z.B. Deutschland in Gewächshäusern (siehe Abbildung 1-4), oder in der Wüste Israels auch im Freien. Diese PBR pumpen die Algensuspension entweder konventionell oder über das Einblasen von CO<sub>2</sub>-angereicherter Luft durch wenig Zentimeter dicke Glas- oder UV-beständige Kunststoffröhren. Dabei reagieren die Algen mit dem CO<sub>2</sub> und der Nährstofflösung unter Bildung von Sauerstoff, welcher aus dem System entweichen können muss, da es zu Wachstumshemmungen kommen kann (Photorespiration).



Abbildung 1-4 Röhrenbioreaktor (bbi-biotech, 2015)

Die Reinigung von Ablagerungen an Einbauten und Totzonen im Rohrreaktorsystem erfolgt mittels einer Reinigungslösung und z.B. Schaumstoffbällen, die durch das Röhrensystem gepumpt werden und so die Ablagerungen ablösen. Vor einer Neubefüllung mit einer Kultivierungslösung muss das Reaktorsystem gründlich gespült werden, da die Algen empfindlich auf Rückstände von aggressiven Reinigungsmitteln reagieren.

Schlauchreaktoren bestehen aus einer Kunststofffolie, die, je nach Verschmutzungsgrad, ausgewechselt wird, um die Kultivierung nicht negativ zu beeinflussen. Diese Reaktoren werden an Halterungen aufgehängt und von unten begast. Platten- oder Dünnschichtreaktoren werden ebenfalls aus Kunststoff gefertigt und sind ebenfalls wie die Schlauchreaktoren schlecht zu reinigen und daher für einen dauerhaften Einsatz wenig geeignet. Allerdings liegen die Produktionskosten für diese Art von Reaktoren weit unter jenen von Röhrenreaktoren.

In allen diesen Reaktoren muss die Algensuspension mit Nährstoffen versorgt, der entstehende Sauerstoff entfernt und eine Zirkulation gewährleistet werden. Die Zirkulation erfolgt meist über ein Pumpensystem, entweder konventionell oder über ein sogenanntes Airliftsystem, wo das CO<sub>2</sub>-haltige Gas pulsweise eingepumpt wird und es durch die wellenartige Bewegung in den Reaktoren zu einem Massentransport kommt. Diese wellenartigen Bewegungen verhindern und lösen etwaige An- und Ablagerungen von Algen.

Zur Verstärkung der Lichtausbeute können vor dem Reaktor Linsen, z.B. Fresnel-Linsen angebracht werden, die die natürliche Lichteinstrahlung auf die photoaktive Zone konzentrieren. (Masojidek, et al., 2008)

Eine weitere Möglichkeit zur Algenzucht sind Photobioreaktoren in Form geschlossener Rührkessel. Die Beleuchtung erfolgt künstlich, die Zirkulation über einen Rührer und die Nährstoffversorgung und CO<sub>2</sub>-Versorgung über Düsen von oben und unten. Dieses System ist von Nachtstunden und Phasen mit geringer Lichtausbeute unabhängig, der Energieaufwand zur Kultivierung jedoch höher. Vorteile dieser Methode sind die stabilen und reproduzierbaren Bedingungen in der Kultivierung, die jederzeit eine gleichbleibende Produktqualität gewährleisten.

## 1.4 Haematococcus pluvialis

Die einzellige Süßwasseralge *Haematococcus pluvialis*, auch Blutregenalge genannt, wurde im 19. Jahrhundert das erste Mal beschrieben. Im Laufe der Erforschung der Alge wurden vier Lebenszustände der Alge benannt und unterschieden: Mikrozooid, begeißeltes Makrozooid, unbewegliche Pamella und Haematocyst in Form einer großen roten Zelle mit einer hochresistenten Zellwand. In wässrigen Kulturen kommt, solange eine ausreichende Nährstoffversorgung gewährleistet ist, die Alge hauptsächlich in der Form mit den Geißeln vor. Wird die Alge Stress ausgesetzt, stößt sie ihre Geißeln ab und geht in das Stadium der Pamella und später in das resistente Haematocyststadium über. Bei günstigen Voraussetzungen geht die Alge wieder in den Wachstumszustand über. (Lorenz, 1999)

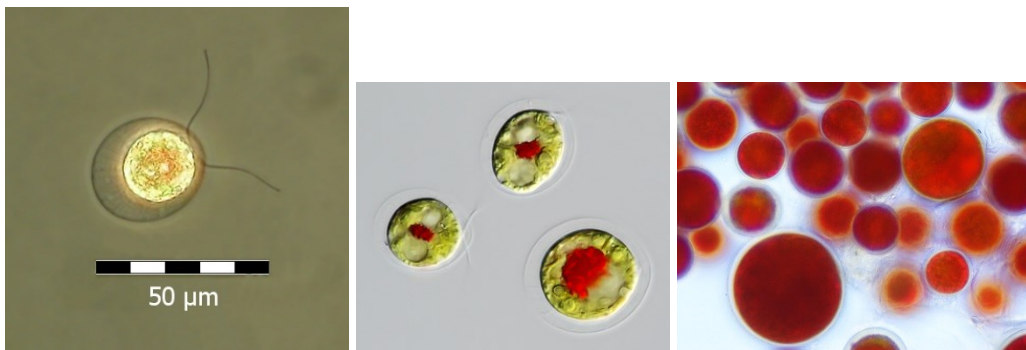


Abbildung 1-5 *Haematococcus pluvialis* in den verschiedenen Stadien (Ude, 2011; Lebendkulturen Helbig, 2015; algaebiotech, 2016)

Wie in Abbildung 1-5 zu erkennen ist, verändert die Alge im Stresszustand ihre Form und die Farbe. Die Geißeln werden abgestoßen, im Zellinneren bildet sich ein roter Kern aus und die äußere Form verändert sich von einer Tropfenform zu einem Kreis. Wird die Alge weiter gestresst, so kapselt sie sich komplett ein und bildet eine Schutzschicht aus Astaxanthin welche die Algen rot färbt.

Die Alge kommt hauptsächlich in kleinen Frischwasserbecken vor. Unter den optimalen Bedingungen (Nährstoffversorgung, Lichtintensität) verdoppelt sich die Anzahl der Algen alle 13 Stunden. Die Anreicherung mit Astaxanthin kann durch die Erhöhung der Lichtintensität, aber auch bei Dunkelheit unter Veränderung der Umweltbedingungen geschehen. Während der Anreicherung mit Astaxanthin verändern sich die Bestandteile der Algenbiomasse wesentlich. So nimmt die Trockenmasse aufgrund des gesteigerten Kohlenhydratgehaltes einer Zelle um 63% zu. Gleichzeitig sinkt die photosynthetische Aktivität und die Zelle teilt sich nicht mehr. (Boussiba, 1999)

In Abbildung 1-6 werden die Abhängigkeiten der Lichtintensität und der Beleuchtungsdauer auf den Carotinoidgehalt (A, D), den Chlorophyllgehalt (B, E) und die Zellanzahl (C, F) der

Alge *Haematococcus pluvialis* in einem  $\text{Fe}^{2+}$ -reichen Acetatmedium gezeigt. Die Beleuchtungszyklen betragen dabei bei den Abbildungen A, B und C 24/0h Licht/Dunkelheit und bei den Abbildungen D, E und F 12/12h Licht/Dunkelheit. Die Lichtintensitäten sind wie folgt dargestellt:

- $68 \mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$       □  $139 \mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$       Δ  $210 \mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$       ○  $281 \mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$

Dabei zeigt sich, dass der Carotinoidgehalt bei durchgehender Bestrahlung, unabhängig von der Bestrahlungsstärke, deutlich über jenen mit Unterbrechung liegt. Der Astaxanthingehalt liegt bei den Carotinoiden dabei um 90%. Bei durchgehender Bestrahlung steigen die Gehalte zunächst stark an, nach etwa vier bis sechs Tagen sinkt der Gehalt allerdings wieder. Abbildung 1-6 verdeutlicht demnach, dass unter konstanten Bedingungen eine ununterbrochene Bestrahlung effektiver ist. (Kobayashi, et al., 1992)

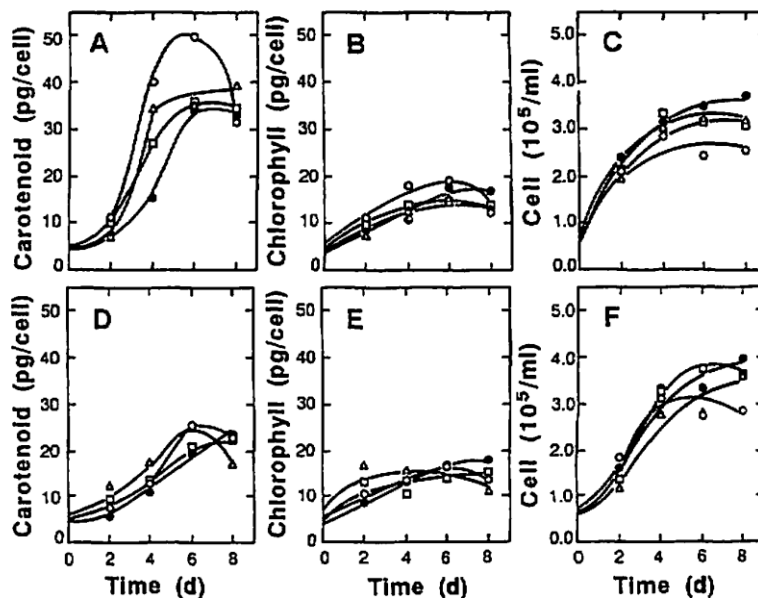


Abbildung 1-6 Einfluss der Beleuchtungsdauer und Lichtintensität auf Faktoren in der Kultivierung von *Haematococcus pluvialis*

Auf den Chlorophyllgehalt in den Zellen und die Zellanzahl haben im Gegensatz zum Carotinoidgehalt die Licht-/Dunkelphasen, wie in Abbildung 1-6 ersichtlich, keine signifikanten Auswirkungen. (Kobayashi, et al., 1992)

Tabelle 1-3 Astaxanthinanreicherung bei Indoorkultivierung unter unterschiedlichen Stresssituationen nach (Aflalo, et al., 2007)

Stresssituation	gesamte Carotinoidproduktivität [ $\text{mg l}^{-1} \text{d}^{-1}$ ]	Anteil an Astaxanthin am Carotinoidgehalt	anteiliger Carotinoidgehalt [%TM]
keine (Medium und Licht normal)	2,0 - 3,0	0,01 - 0,05	0,6 - 1,2
kein Sulfat	6,6 - 7,0	0,80 - 0,90	3,0 - 3,5
kein Phosphat	7,2 - 7,6	0,80 - 0,90	3,0 - 3,5
kein Nitrat	10 - 12	0,93 - 0,96	3,5 - 4,0
hohe Lichtintensität ( $350 \mu\text{Em}^{-2} \text{s}^{-1}$ )	12 - 15	0,75 - 0,80	3,0 - 3,5
hohe Lichtintensität, kein Nitrat	20 - 25	0,94 - 0,97	4,0 - 4,5
hoher Salzgehalt	5,0 - 5,3	0,80 - 0,90	3,0 - 3,5

Tabelle 1-3 zeigt die Anreicherung von Astaxanthin unter verschiedenen Stressszenarien. Die Kultivierungsbedingungen werden dabei konstant gehalten. Als Reaktor diente eine Kolonne mit Airliftsystem bei der die Medientemperatur über ein Wasserbad konstant gehalten wird. Zuerst wird Biomasse erzeugt und dann werden die Algen in ein neues Medium umgesetzt und gestresst. (Aflalo, et al., 2007)

Die Phase zur Biomasseerzeugung wird Kultivierung und die Stressphase als Reddening bezeichnet.

Die Versuche zeigen, dass, wenn die Algen keinem Stress ausgesetzt werden, keine Carotinoide und somit auch kein Astaxanthin gebildet wird. Am effektivsten ist gemäß Tabelle 1-3 eine hohe Lichtintensität und die Vermeidung von Nitrat im Medium.

Einen Vergleich zwischen In- und Outdoorkultivierung in geschlossenen Systemen zeigt Tabelle 1-4. Dabei wird in der Züchtung zwischen einer Grün- und Rotphase unterschieden. In der Grünphase wird Biomasse gezüchtet und in der Rotphase werden die Algen in ein neues Medium umgesetzt und gestresst. In dieser Phase wird dann das Astaxanthin angereichert. Bei der Indoorkultivierung wird das Medium kontinuierlich beleuchtet, während es bei der Outdoorkultivierung Tag- und Nachtphasen gibt. Sowohl in der In-, wie auch in der Outdoorkultivierung werden die Medien mittels Airliftsystem in Bewegung gehalten. (Aflalo, et al., 2007)

Tabelle 1-4 Vergleich der Biomasse- und Astaxanthinausbeute bei In- und Outdoorkultivierung nach (Aflalo, et al., 2007)

	Indoorkultivierung		Outdoorkultivierung	
	Grünphase	Rotphase	Grünphase	Rotphase
Biomasseproduktivität [ $\text{g l}^{-1} \text{d}^{-1}$ ]	0,50	0,21	0,37	0,21
Carotinoidproduktivität [ $\text{mg l}^{-1} \text{d}^{-1}$ ]	2,1	20,8	3,1	14,8
Astaxanthingehalt [%TM]	0,05	4,0	0,1	3,8

Ein Beispiel für eine offene Outdoorproduktion von *Haematococcus pluvialis* bietet eine 75.000l Open-Pond-Anlage auf Hawaii. Abbildung 1-7 zeigt diese Anlage. In drei 15cm tiefen, 25.000l Becken wird unter Umwälzung mittels Schaufelrädern (siehe Vordergrund Abbildung 1-7, Reddeningphase) die Alge kultiviert und durch absetzen und Trocknung Astaxanthin gewonnen. Die Biomasseproduktivität liegt je nach Jahreszeit zwischen 9 und 13g  $\text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$ . Die Ausbeute an Astaxanthin liegt bei 2,8 – 3% der Trockenmasse. (Olaizola, 2000)



Abbildung 1-7 open-pond-Anlage auf Hawaii (Lorenz & Cysewski, 2000)

### 1.4.1 Astaxanthin

Astaxanthin (3,3'-Dihydroxy- $\beta$ , $\beta$ -carotin-4,4'-dion) wird im Laufe der Nahrungskette durch viele Wasserlebewesen akkumuliert. Astaxanthin und andere Carotinoide finden sich in Lachs, Forellen, Shrimps, Krebsen und anderen Tieren und ist für die typische rot oder orange Färbung verantwortlich. Auch Flamingos erhalten erst mit der Zeit ihre typische Farbe. Die Tiere können



dabei Astaxanthin nicht selbst produzieren, sondern nehmen es über die Nahrungskette von Phytoplankton auf, welches als Primärproduzent von Astaxanthin gilt. Astaxanthin wird unter anderem in Aquakulturen als farbgebende Nahrungsergänzung zur Fischzucht herangezogen oder auch zur Färbung des Eidotters in der Geflügelindustrie eingesetzt. Dazu werden dem Geflügel 2-20 ppm Astaxanthin als Supplemente der Nahrung hinzugefügt. (Lorenz & Cysewski, 2000)

Astaxanthin bewirkt und verstärkt einige wichtige biologische Funktionen bei Lebewesen und auch dem Menschen wie z.B. Schutz vor UV-Lichteinfluss und der Oxidation von mehrfach ungesättigten Fettsäuren, Stärkung der Immunabwehrkräfte und des Fortpflanzungsverhaltens. Darüber hinaus gilt es als Radikalfänger, kann altersbedingte, durch Licht induzierte Augenalterungserkrankungen und Hautentzündungen vorbeugen und die Heilung positiv beeinflussen und wirkt hemmend und vorbeugend gegenüber diversen Organerkrankungen. (Guerin, et al., 2003)

Astaxanthin kann grundsätzlich auf natürlichem Weg z.B. mittels Mikroalgen, aber auch chemisch über synthetische Prozesse hergestellt. 95% des weltweit produzierten Astaxanthins sind synthetisch. (Lorenz & Cysewski, 2000)

Durch das hohe Gesundheitsbewusstsein der Konsumenten der Nahrungsergänzungsmittelindustrie kommt für diese allerdings meist nur natürlich produziertes Astaxanthin aus einer Algenzucht in Frage. Über Algen produziertes Astaxanthin erzielt am Markt hohe Preise, besonders geeignet ist dafür die Alge *Haematococcus pluvialis*, die einen Trockengehalt von 4% Astaxanthin erreicht. (Steinbrenner, 2006)

Allerdings gestaltet sich die Produktion von natürlichem Astaxanthin nicht einfach. Offene wie geschlossene Systeme haben ihre Vor- und Nachteile. Abbildung 1-8 zeigt einen industriellen Produktionsprozess von Astaxanthin. Aus einem Algenstamm wird eine Impflösung in einem geschlossenen System gewonnen. Mit dieser Lösung wird ein Photobioreaktor beimpft, in dem sich die Algen in der Grünphase (Kultivierung) vermehren. Nach dem Anwachsen bis zu einer gewünschten Algendichte werden diese in einem weiteren Reaktor unter Einfluss von Licht und Nährstoffmangel gestresst (Reddening), bis sie sich komplett verkapseln. Danach werden die Algen geerntet und getrocknet. Bevor das Produkt verpackt und gelagert wird, kann es noch auf mechanischem oder chemischem Weg aufgeschlossen werden.

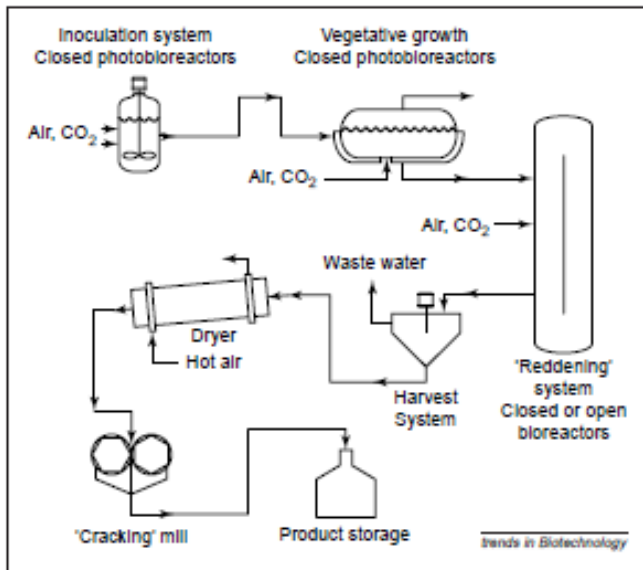


Abbildung 1-8 Produktionsprozess von natürlichem Astaxanthin (Lorenz & Cysewski, 2000)

Natürliches Astaxanthin wird derzeit mit einem Marktpreis von 3000 – 7000 US\$/kg gehandelt. Das Marktvolumen liegt derzeit bei <150 Millionen US\$, wird aber in den kommenden Jahren durch die Nachfrage am Nahrungsergänzungsmittel- und Gesundheitsmarkt auf geschätzte >280 Millionen US\$ steigen. (Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013; Brennan & Owende, 2009)

Durch den hohen erzielbaren Marktpreis von Astaxanthin kann sich eine künstliche Kultivierung von *Haematococcus pluvialis* im geschlossenen Reaktor rechnen.

## 1.5 Algengernte

Im Produktionsprozess der Algen werden diese in einer großen Menge an Nährlösung suspendiert, wobei Trockensubstanzgehalte um die 0,2 g/(m<sup>2</sup>\*d) in offenen und 1,5 g/(m<sup>2</sup>\*d) in geschlossenen Systemen üblich sind. Um an den eigentlichen Wertstoff, die Algenbiomasse bzw. deren Bestandteile, zu gelangen, müssen große Mengen Wasser abgetrennt werden, was sich aufgrund der Eigenschaften der Algenbiomasse (kleine, verformbare Einzelzellen) als schwierig gestalten kann. Generell gibt es unterschiedliche Trennverfahren, die je nach Eigenschaft und Widerstandsfähigkeit der Alge angewendet werden. Bei großen, schweren Algen (wie z.B. *Haematococcus pluvialis*) können relativ einfache Abtrennverfahren zum Einsatz kommen, welche mittels Absetzbehälter, Zentrifugen oder über Filteranlagen arbeiten. (Del Campo, et al., 2007; Brennan & Owende, 2009)

Bei relativ kleinen Algen, die sich nicht oder nur nach langen Zeiträumen von selbst absetzen, erfolgt meist eine chemische oder biologische Flockung vor dem eigentlichen Trennprozess. Die biologische Flockung findet z.B. bei der Biodieselproduktion ihre Anwendung und funktio-

niert über die Neutralisation der negativ geladenen Mikroalgenzellen mit mehrwertigen Kationen oder kationische Polymeren. Die Negativität verhindert die Anhäufung von Algen in der Suspension. Da es sich bei beiden um natürliche Produkte handelt, können diese ohne weitere Verfahren in der Biodieselproduktion eingesetzt werden. (Salim, et al., 2010) Bei der chemischen Flockung erfolgt die Zugabe von organischen (Polymeren) oder anorganischen Flockungsmitteln (meist Salzen), die die Flockenbildung auslösen und für eine bessere Abtrennung sorgen können. Art, Dosierung, Wirksamkeit und Kosten der Flockungsprozesse müssen für jede Algenspezies separat experimentell bestimmt werden. (Brennan & Owende, 2009)

Nachdem die Alge vom Großteil der Nährlösung, welche idealerweise im Kreislauf geführt werden kann, getrennt ist, muss sie für die Weiterverarbeitung oder Lagerung noch auf einen gewünschten Restfeuchtegehalt getrocknet werden. Dies kann, je nach Produkteigenschaft, über Sprühtrocknung mit heißer Luft oder Gefriertrocknung erfolgen. Geschieht dies nicht, kann es zu Qualitätseinbußen des Produktes durch Alterungserscheinungen bei der Lagerung kommen. Bei der Alge *Haematococcus pluvialis* kann es durch unsachgemäße Lagerung mit Luft- und Lichtzufuhr zu einem Verlust an Astaxanthin und somit zu einem Wertverlust des Produktes kommen.

## 2 Problemstellung

Die Produktion von natürlichem Astaxanthin zur Verwendung in der Nahrungsergänzungsmittel- und Farbstoffindustrie ist nicht einfach. In offenen Bioreaktoren kann es zu Kontaminationen der Becken mit fremden Algen oder Schadstoffen und einer Verminderung der Produktqualität kommen. In geschlossenen Reaktoren wie z.B. Röhrenreaktoren spielen die natürliche Beleuchtungsverhältnisse und deren Konstanz eine wichtige Rolle. Dabei kann es zu Schwankungen in der Produktgüte kommen.

Geschlossene, mit künstlichem Licht betriebene Verfahren sind sehr energie- und somit kostenintensiv. Diese Verfahren sind nur bei anhaltend hohen Rohstoffpreisen wirtschaftlich zu betreiben. Um eine entsprechende Ausbeute an Produkt zu erreichen, müssen gewisse Lichtbestrahlungsstärken in den Reaktoren gewährleistet werden. Durch den niedrigen (Licht-)Wirkungsgrad der Leuchtmittel (Wirkungsgrad der Umsetzung der zugeführten Energie in Lichtenergie), kommt es im Reaktor zu einem hohen Kühlbedarf, da ein Großteil der den Leuchtmitteln zugeführten Energie in Form von Wärmestrahlung emittiert wird. Demnach stehen bei der Indoorkultivierung hohe Kosten für eine künstliche Beleuchtung gleichzeitig hohen Kosten für Kühlung der Reaktorsysteme gegenüber.

### 3 Zielsetzung

Ziel der Untersuchungen und Berechnungen ist die Minimierung der Energiekosten für die Indoorkultivierung von *Haematococcus pluvialis* durch Reduktion der notwendigen elektrischen Energie durch eine gekoppelte Nutzung von Sonnenlicht und Abwärme während der Kultivierung.

Die Untersuchungen beschränken sich dabei auf die Beleuchtung und Kühlung des Systems sowie deren Zusammenspiel. Eine Betrachtung von Energieeffizienzmaßnahmen in Bezug auf Pumpen, Armaturen und des Prozesses an sich findet nicht statt. Die Modellierung und Zusammenfassung der Ergebnisse werden einer vergleichenden wirtschaftlichen Betrachtung unterzogen.

Um den hohen Energiebedarf im Zusammenspiel zwischen Beleuchtung und Kühlung zu senken, sollen unterschiedliche Varianten, von denen ein Einsparungspotenzial erwartet wird, in der Kultivierung und der Kühlung untersucht werden. Die Zielsetzungen im Einzelnen sind wie folgt:

#### 3.1 Berechnung von Kennziffern für Wärmeübergang und Energiebedarf aus der DEMO-Anlage

Als Basis für die Modellierung der Industrieanlage werden aus den Betriebsdaten einer DEMO-Anlage Kennziffern für den Wärmeübergang und den Energieverbrauch abgeleitet. Die DEMO-Anlage steht am Betriebsgelände der BDI Bioenergy International AG in Raaba bei Graz. Der Aufbau der Anlage wird in Kapitel 4.1 beschrieben. Die Kennziffern werden mittels Berechnungsverfahren aus dem VDI-Wärmeatlas zunächst theoretisch ermittelt und anschließend mit den gemessenen Werten aus der DEMO-Anlage, wie in Abbildung 3-1 gezeigt, verglichen.

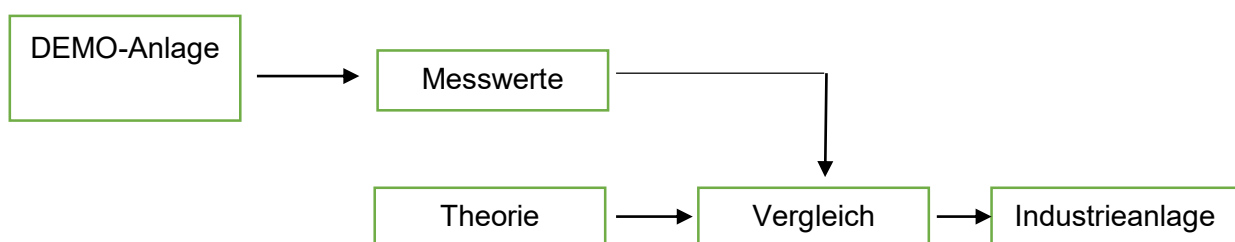


Abbildung 3-1 Methodenschema

## 3.2 Modellierung des Ausgangszustandes zur Ermittlung von Strom- und Wärmeverbrauch der Industrieanlage

Mit den gewonnenen Kennziffern der DEMO-Anlage wird unter Berücksichtigung von Umfeld- und Randbedingungen der Ausgangszustand einer Industrieanlage in größerem Maßstab modelliert und der Strom- und Wärmebedarf dieser Industrieanlage berechnet.

Anhand dieser Zahlen können im nächsten Schritt die festgelegten Fallbeispiele und deren Energie- und Wärmeeinsparungspotenziale berechnet werden.

## 3.3 Modellierung von Fallbeispielen

Ausgehend von einem Basiszustand sollen mehrere unterschiedliche Fallbeispiele im Hinblick auf ihre möglichen Optimierungspotenziale in Bezug auf die Energiebilanz der Beleuchtung/Kühlung untersucht werden. Ausgangspunkt ist die Modellierung des Grundzustandes mit Beleuchtung über Leuchtstoffröhren und einer konventionellen Kühlanlage mittels luftgekühlten Schraubenverdichters. Diese Werte bilden in weiterer Folge die Vergleichsbasis zur Berechnung und Modellierung der weiteren Varianten laut Tabelle 3-1.

Tabelle 3-1 untersuchte Fallbeispiele der Energieoptimierung

Fallbeispiel	Details
Variante 1	Beleuchtung mittels Leuchtstoffröhren und konventionelle Kühlung
Variante 2.1	direkte Nutzung von Sonnenlicht (ohne künstliche Beleuchtung) im Reddeningprozess
Variante 2.2	direkte Nutzung von Sonnenlicht (mit optionaler künstlicher Beleuchtung ) im Reddeningprozess
Variante 3	Nutzung von Sonnenlicht zur Kühlung
Variante 4	Kraft-Wärmekopplung zur Stromerzeugung und Nutzung der Abwärme zur Kühlung
Variante 5	Auskopplung und Verkauf von Wärme
Variante 6	Kühlung mittels Durchlaufkühlsystem
Variante 7	Beleuchtung mittels LED-Röhren und konventionelle Kühlung

Die Variante 2.1 und Variante 2.2 unterscheiden sich dahingehend, dass in Variante 2.1 die Reddeningphase ohne künstliche Beleuchtung fertig geführt und in Variante 2.2 bei Nacht und ungünstigen Wetterverhältnissen die Biomasse in die künstlich beleuchteten Behälter der Kultivierungsphase zurückgepumpt wird.

Die einzelnen Varianten werden neben dem Energie- und Wärmeeinsparungspotenzial auch in Bezug auf den zu erwartenden Platzbedarf und die mögliche Investmenthöhe verglichen.

Aus der Bewertung des Investments sind unter Annahme von Randbedingungen die Fallbeispiele wirtschaftlich mit der Basisvariante und untereinander zu vergleichen.

## 4 Durchführung

Im folgenden Kapitel werden die Berechnungen der Kennziffern der DEMO-Anlage zum Hochrechnen auf eine maßstäblich größere Industrieanlage und für die Quantifizierung von Energieeinsparungspotenzialen der Fallbeispiele nach Tabelle 3-1 anhand von Berechnungsmethoden und Stofftabellen aus dem VDI-Wärmeatlas beschrieben. (VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC), 2006)

### 4.1 Beschreibung und Aufbau der DEMO-Anlage

Die DEMO-Anlage besteht, wie in Abbildung 4-1 gezeigt, aus drei Behältern, die sich im Volumen gleichen, beim Rührwerk und dem Kühlsystem jedoch unterscheiden. Behälter B10100 ist mit einem Propellerrührwerk bestückt und wird mittels eines Blähmantels gekühlt. Das maximale Füllvolumen bei allen drei Behältern beträgt  $3,1\text{m}^3$ . Die Frischwasser- und Nährstoffzufuhr erfolgt über ein Pumpensystem. Die Nährstoffe werden dafür in einem Vorlagebehälter gemischt und bei Bedarf zugegeben. Die Zufuhr von  $\text{CO}_2$  erfolgt von unten mittels Eindüsringen und die Beleuchtung mit Leuchtstoffröhren reicht in die Algensuspension.

Behälter B10200 und B10300 sind mit Schrägblattrührern und einer Doppelmantelkühlung ausgestattet. Für die Berechnungen der Kennziffern werden nur die Behälter B10100 und B10300 herangezogen, da nur diese beiden während der Versuchsphase, betreut durch die Mitarbeiter der BDI Bioenergy International AG, im Betrieb waren.

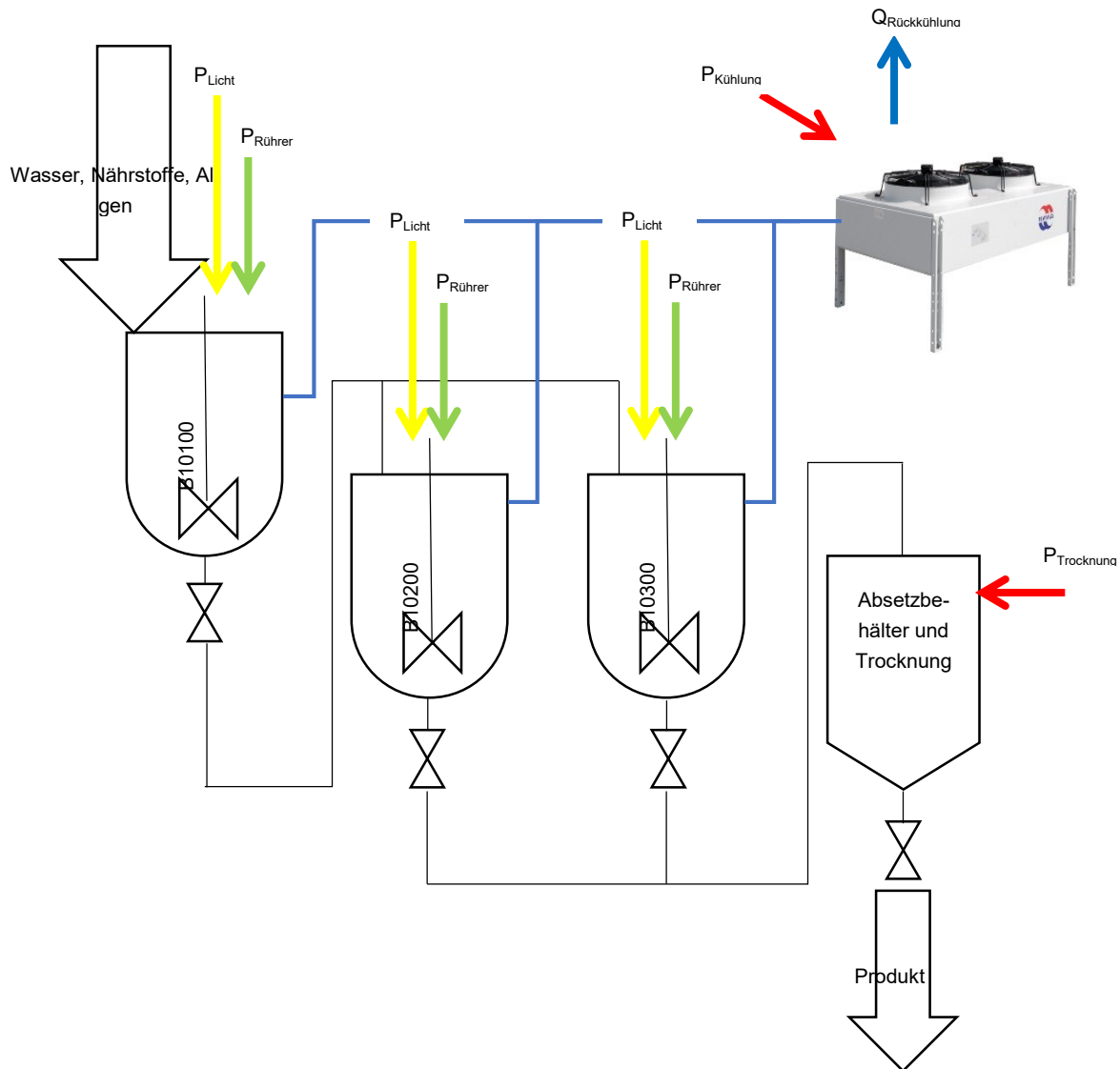


Abbildung 4-1 Schema der DEMO-Anlage

Im Behälter B10100 findet die Kultivierung der Mikroalgen statt. In diesem Behälter wird die Nährlösung vorgelegt und mit den Mikroalgen beimpft. Nach der Kultivierungsphase, in der die Algen an Anzahl zunehmen, wird ein Teil des Inhalts in einen der beiden Reddeningbehälter (B10300 in den Modellversuchen) geleitet. In diesem Behälter wird unter Einwirkung von Nährstoff- und Lichtstress eine Umwandlung der Algen bewirkt. Dabei erhöht sich die Anzahl der Algen nicht mehr; es findet nur eine Volumenzunahme durch den Reddeningprozess statt. Nach dem Abschluss des Reddeningprozesses wird der gesamte Inhalt in einen Absetzbehälter geleitet. Durch den Dichteunterschied zwischen Algen und Medium kommt es zu einem mehrstündigen, natürlichen Separationsprozess. Nach dessen Abschluss wird die konzentrierte Suspension über einen mechanischen Separator und einen Sprühtrockner (Heißluft mit  $180^{\circ}\text{C}$ ) auf die gewünschte Restfeuchte getrocknet. Sowohl in der Kultivierung, als auch



beim Reddening wird Energie in Form von Licht für die Wachstums- und Umwandlungsprozesse benötigt. Die dabei eingebrachte Wärmeenergie muss über ein Kühlsystem abgeführt werden, um die zulässigen Temperaturen in der Kultivierung und im Reddeningprozess (ca. 25°C) nicht zu überschreiten. Dazu dient ein Flüssigkeitskühlkreislauf mit luftgekühlter Verdichterkühlung. Das ganze System wird automatisch über ein Prozessleitsystem gesteuert und ist mit diversen Sensoren und Pumpen versehen.

## 4.2 Ermittlung der Kennziffern für den Energiebedarf der Demo-Anlage

Im folgenden Kapitel wird die Ermittlung der Kennziffern für den elektrischen und thermischen Energiebedarf der Demo-Anlage genauer beschrieben. Dazu werden theoretische Berechnungen anhand von Literaturmodellen durchgeführt und mit gemessenen Daten verglichen. Die Bildung der Kennzahlen erfolgt dann nach Maßgabe der erhaltenen Ergebnisse und einer Plausibilitätsprüfung der einzelnen Rechen- und Messwerte.

In die Berechnung der Kennziffern für den elektrischen Energiebedarf der DEMO-Anlage fließen nur gewisse Verbraucher ein. Dazu gehören die Rührwerke in den Behältern und die künstliche Beleuchtung. Der Verbrauch von Pumpen, Ventilen und der Sensorik wird in der Berechnung nicht betrachtet, da dabei wenig Einsparungspotenzial durch die kurzen Betriebszeiten und die Unverzichtbarkeit der Sensorik vorhanden ist.

Als Basis für die Kennziffern werden zuerst die benötigten Zeiten, die in Vorversuchen ermittelt wurden, für die Produktion einer Charge gemäß Tabelle 4-1 festgelegt.

Tabelle 4-1 Betriebszeiten der DEMO-Anlage

Behälter	B10100 Kultivierung	B10300 Reddening
benötigte Zeit für eine Charge $t_{\text{Charge}}$ [h]	17,40	113,00
Betriebszeit Rührer $t_{\text{Rührer}}$ [h]	17,15	112,60
Betriebszeit Licht $t_{\text{Licht}}$ [h]	17,40	112,10

In Tabelle 4-1 zeigt sich, dass der Kultivierungsprozess deutlich kürzer ist, als der Reddeningprozess. In diesen Werten sind die Zeiten für die Vorlage, Befüllung, den Prozessschritt selbst, die Entleerung und Reinigung inbegriffen. Ebenfalls sind in Tabelle 4-1 die Betriebszeiten für die Rührwerke und Beleuchtungssysteme vermerkt.

### 4.2.1 Energiebedarf der Rührwerke

Die Berechnung der Rührerleistungen erfolgt anhand theoretischer Berechnungsvorschriften (VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC), 2006, p. Ma17 ff.)

und wird beispielhaft für das Schrägblattrührwerk in Behälter B10300 gezeigt. In Tabelle 4-2 sind grundlegende Formelzeichen, die zur Berechnung notwendig sind, angegeben.

Tabelle 4-2 Formelzeichen für die Berechnung der Rührleistung

Bezeichnung	Formelzeichen	Wert	Einheit
Index für Betriebszustand	B	-	-
Durchmesser Verhältnis Behälter/Rührer	$d_{\text{Behälter}}/d_{\text{Rührer}}$	2,67	-
Rührerdurchmesser	$d_{\text{Rührer}}$	0,60	m
Index für Normzustand	N	-	-
Rührerdrehzahl	n	1,17	1/s
dynamische Viskosität	$\eta_{fl}$	$8,59 \cdot 10^{-4}$	Pa*s
Dichte des Fluides	$\rho$	996,72	kg/m <sup>3</sup>

Algen bestehen zu einem großen Teil aus Wasser und daher wird für die Berechnung ein Einphasensystem für newton'sche Flüssigkeiten herangezogen.

Die Rührerleistung lässt sich über die dimensionslose Newton-Zahl berechnen, welche sich aus der Rührerleistung  $P_{\text{Rührer}}$ , der Dichte des Mediums  $\rho$ , der Rührerdrehzahl n und dem Rührerdurchmesser  $d_{\text{Rührer}}$  zusammensetzt.

$$Ne = \frac{P_{\text{Rührer}}}{\rho * n^3 * d_{\text{Rührer}}^5} \quad (4-1)$$

Da die Newton-Zahl abhängig von der Reynolds-Zahl, der Froude-Zahl und von den Geometrien des Rührsystems ist, kann aus oben angeführter Gleichung nach Festlegung der Newton-Zahl die Rührerleistung berechnet werden.

Die Reynolds-Zahl und die Froude-Zahl werden wie unten angeführt berechnet. Die Stoffwerte der Dichte und der Viskosität des Fluid werden aus den Datentabellen des VDI-Wärmeatlas für den jeweiligen Temperaturbereich entnommen bzw. für Zwischenwerte linear interpoliert (hier 26,4°C).

$$Re = \frac{d_{\text{Rührer}}^2 * n * \rho}{\eta_{fl}} = \frac{0,6^2 * 1,17 * 996,72}{8,59 * 10^{-4}} = 488.915 \quad (4-2)$$

$$Fr = \frac{n^2 * d_{\text{Rührer}}}{g} = \frac{1,17^2 * 0,6}{9,81} = 0,08 \quad (4-3)$$

Aufgrund der Einbausituation des Beleuchtungssystems in den Behältern sind diese für die Berechnung der Rührerleistung wie Strombrecher zu sehen. Für einen Behälter mit Schrägblattrührer und Strombrechern gilt für einen Reynoldsbereich von  $40 < Re < 10^5$

$$Ne = 2 \quad (4-4)$$

Für einen Behälter mit Propellerrührer und Strombrechern gilt für eine Reynolds-Zahl von berechneten 327.448 und einem Bereich von  $635 < Re < 2 \cdot 10^5$

$$Ne = 0,8 * Re^{-0,07} \quad (4-5)$$

Da in der Literatur keine Werte für  $Re > 10^5$  angegeben sind und die berechnete Reynolds-Zahl näher der oberen Grenze liegt, wird dieser Wert für die Newtonzahl herangezogen. Für die spezifische Rührerleistung für ein System mit Schrägblattrührer und Strombrechern ergibt sich

$$p_{Rührer} = \frac{Ne * \rho * n^3 * d_{Rührer}^5}{V_{Behälter}} = \frac{2 * 996,72 * 1,17^3 * 0,6^5}{3,1} = 80,09 \frac{W}{m^3} \quad (4-6)$$

Da das System von unten mit Kohlendioxid über Ringe begast wird, müsste für eine korrekte Berechnung der Rührerleistung die Newton-Zahl im begasten Zustand  $Ne_B$  herangezogen werden. Diese lautet wie folgt:

$$\begin{aligned} Ne_B &= \frac{1,5 + (0,5 * A^{0,075} + 1600 * A^{2,6})^{-1}}{F} \\ &= \frac{1,5 + [0,5 * (2,399 * 10^{-3})^{0,075} + 1600 * (2,399 * 10^{-3})^{2,6}]}{1} = 4,64 \end{aligned} \quad (4-7)$$

Zur Berechnung der Konstante A wird der eingebrachte Gasvolumenstrom im Betriebszustand benötigt, welcher sich aus dem Normvolumenstrom über Umrechnung mit dem idealen Gasgesetz ergibt.

$$\begin{aligned} \dot{V}_{Gas,Bm} &= \dot{V}_{Gas,Nm} * \frac{p_N}{p_B} * \frac{T_B}{T_N} * \frac{V_{Behälter}}{3600} = 1 * \frac{1,01325}{1,01325 + 1} * \frac{298,15}{273,15} * \frac{V_{Behälter}}{3600} \\ &= 4,73 * 10^{-4} \frac{Bm^3}{s} \end{aligned} \quad (4-8)$$

Mit diesem Betriebsvolumenstrom kann der Parameter A und daraus die begaste Newton-Zahl berechnet werden.

$$A = \frac{\dot{V}_{Gas,Bm}}{n * d_{Rührer}^3} * \left[ 1 + 38 * \left( \frac{d_{Behälter}}{d_{Rührer}} \right)^{-5} \right] = \frac{4,73 * 10^{-4}}{1,17 * 0,6^3} * (1 + 38 * 2,67^{-5}) \quad (4-9)$$

$$= 2,399 * 10^{-3}$$

Gleichung (4-7) gilt für  $Fr > 0,65$  und  $d_{Behälter}/d_{Rührer} > 2,2$ . Da die Froude-Zahl mit 0,08 deutlich unter 0,65 liegt, wird die begaste Newton-Zahl nur als Vergleich herangezogen. Generell gilt zudem: Ist der Wert der begasten Newton-Zahl höher, als jener der unbegasten, so ist für die Berechnung der Rührerleistung die unbegaste Newton-Zahl heranzuziehen. (VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC), 2006) Aus diesem Grund kann die Abschätzung der Rührerleistung wie in Gleichung 4-11 angeführt erfolgen und ergibt somit 80,11 W/m<sup>3</sup>.

Die in Tabelle 4-3 angegebenen gemessenen Werte für die Rührerleistung stammen aus den Aufzeichnungen des Prozessleitsystems.

Tabelle 4-3 Kennziffern für den elektrischen Energiebedarf der Rührwerke der DEMO-Anlage

Behälter		B10100 Kultivierung		B10300 Reddening	
Beobachtungszeitraum		~120h		~115h (entspricht einem Zyklus)	
Rührwerk / Kühlung		Propellerrührer / Blähmantel		Schrägblattrührer / Doppelmantel	
		berechnet (nach VDI)	gemessen	berechnet (nach VDI)	gemessen
Rührer	Leistungsaufnahme [W/m <sup>3</sup> ]	8,03	48,39	80,11	80,65

Auffallend in Tabelle 4-3 ist der große Unterschied zwischen der gemessenen und berechneten Leistung des Propellerrührers. Dies kann durch unzureichend genaue Angaben der Geometrie des Rührwerkherstellers begründet werden. Für die weitere Betrachtung in der Berechnung der Industrieanlage werden in weiterer Folge die gemessenen Werte herangezogen.

## 4.2.2 Berechnung der elektrischen Lichtleistung

Die spezifische elektrische Lichtleistung lässt sich über das Produkt der Anzahl der eingebauten und sich im Betrieb befindlichen Leuchtstoffröhren, deren Nennleistung und dem reziproken Wert des Behältervolumens errechnen. Da sowohl die Anzahl der Leuchtstoffröhren und das Behältervolumen für alle Behälter der DEMO-Anlage gleich sind, ergibt sich ein gleichbleibender Wert von 4,623 kW/m<sup>3</sup> für die spezifische elektrische Lichtleistung für alle Behälter.

#### 4.2.2.1 Aufgezeichnete Messwerte der Lichtleistung und des Kühlmediums

Als Referenz für die Berechnungen dient ein Ausschnitt aus dem Messverlauf von mehreren Zyklen der DEMO-Anlage, gezeigt in Tabelle 4-4. Dabei werden die Daten über einen definierten Zeitraum protokolliert. Anhand dieser Daten erfolgt die Berechnung der Daten von Tabelle 4-5.

Die Datenerfassung für das elektrische Lichtsystem erfolgt aus einer Wirkleistungsmessung der Firma SOCOMEC DIRIS A41.

Tabelle 4-4 gemessene Werte Behälter B10100 und B10300

	Datum + Zeit	Wirkleistungszählerstand		
		[kWh]	[kWh]	[kWh]
Behälter B10100	15.04.2015 15:15	4328	5808	5616
	16.04.2015 15:00	4416	5938	5743
	17.04.2015 11:00	4489	6044	5847
	18.04.2015 21:00	4614	6227	6028
	20.04.2015 15:30	4770	6457	6249
Behälter B10300	07.05.2015 14:07	2649	3819	3630
	11.05.2015 15:00	3005	4341	4126
	12.05.2015 09:00	3064	4428	4209

Die Zusammenfassung und Berechnung zu den spezifischen, aufgezeichneten Werten wird anhand des Behälters B10100 gezeigt.

Die Zeitdauer für den Beobachtungszeitraum beginnt am 15.04.2015 um 15:15 und endet am 20.04.2015 um 15:30. Die Beobachtungszeitspanne beträgt daher 120,25h.

Die elektrische Wirkarbeit  $\Delta W_{el}$ , die die Beleuchtung benötigt, ist die Differenz der End- und Beginnsummen der Wirkleistungszählerstände,  $W_{el,Ende}$  und  $W_{el,Beginn}$ , und errechnet sich aus

$$\Delta W_{el} = \sum W_{el,Ende} - \sum W_{el,Beginn} = 17476 - 15752 = 1724 \text{ kWh.} \quad (4-10)$$

Daraus und aus der Zeitspanne  $\Delta t$  des Beobachtungszeitraumes ergibt sich die benötigte Wirkleistung  $P_{el}$  mit

$$P_{el} = \frac{\Delta W_{el}}{\Delta t} = \frac{1724}{120,25} = 14,34 \text{ kW.} \quad (4-11)$$

Die spezifische, benötigte Lichtleistung  $p_{el,gemessen}$  ist der Quotient aus der elektrischen Leistung und dem Behältervolumen und errechnet sich aus

$$p_{el,gemessen} = \frac{P_{el}}{V_{Behälter}} = \frac{14,34}{V_{Behälter}} = 4,625 \frac{kW}{m^3}. \quad (4-12)$$

Tabelle 4-5 Zusammenfassung der berechnete Werte aus den aufgezeichneten Daten von Behälter B10100 und B10300

	$\Delta t$ [h]	elektr. Wirk- arbeit $\Delta W_{el}$ [kWh]	elektr. Wirkleistung $P_{el}$ [kW]	spez. Lichtleistung $p_{el,gemessen}$ [kW/m <sup>3</sup> ]
<b>Behälter B10100</b>	120,25	1724,00	14,34	4,625
<b>Behälter B10300</b>	114,9	1603,01	13,95	4,501

### 4.2.3 Berechnung Kennziffern für den Wärmeübergang

Der Wärmeeintrag in die Behälter erfolgt für die Verluste der künstlichen Beleuchtung zur Kultivierung und Reddening der Algen. Damit für die Algen in jedem Prozess die optimalen Bedingungen herrschen (neben den Nährstoffen und der Beleuchtung insbesondere das Temperaturniveau zwischen 15 und 35°C), muss die eingebrachte und nicht genutzte Energie über ein Kühlsystem abgeführt werden. Die betrachteten Behälter B10100 und B10300 unterscheiden sich grundlegend in ihren Kühlsystemen. Beim Behälter B10100 ist ein Blähmantel mit geringem Spalt aufgeschweißt. Beim Behälter B10300 ist der Kühlmantel als Doppelmantel ausgeführt. Dieser Doppelmantel besitzt einen größeren Zylinderspalt als der des Blähmantels. Die Unterschiede können den Werten aus Tabelle 4-9 entnommen werden. Der Wärmeverlust durch Abstrahlung an Deckel und Boden der Behälter sind nicht Teil der Berechnungen, da angenommen werden kann, dass dieser im Vergleich zur Mantelkühlung gering ist.

Der Temperaturverlauf des Wärmestromes lässt sich wie in Abbildung 4-2 schematisch darstellen. Die Grenzflächeneffekte werden in der Berechnung nicht berücksichtigt. Die Dicke der Grenzeffekte wird durch die Strömungsgeschwindigkeit bestimmt. Je turbulenter die Strömung der Medien, desto dünner ist die Grenzschicht. Für die genaue Berechnung der Temperatur an den Behälterinnen- und –außenwänden müssten Differentialgleichungen gelöst werden. In diesen Berechnungen wird die Behälterwandtemperatur nahe den Medientemperaturen angenommen, da sie in die Berechnung nur über die Viskosität einfließt. Die Viskosität von Wasser weißt bei geringen Temperaturunterschieden Abweichungen von 15 – 20% auf. In der Berechnung des Wärmeüberganges werden diese Viskositätenverhältnisse jedoch mit reellen Werten kleiner 1 potenziert, wodurch sich die Abweichungen auf 2 – 4% beschränken.

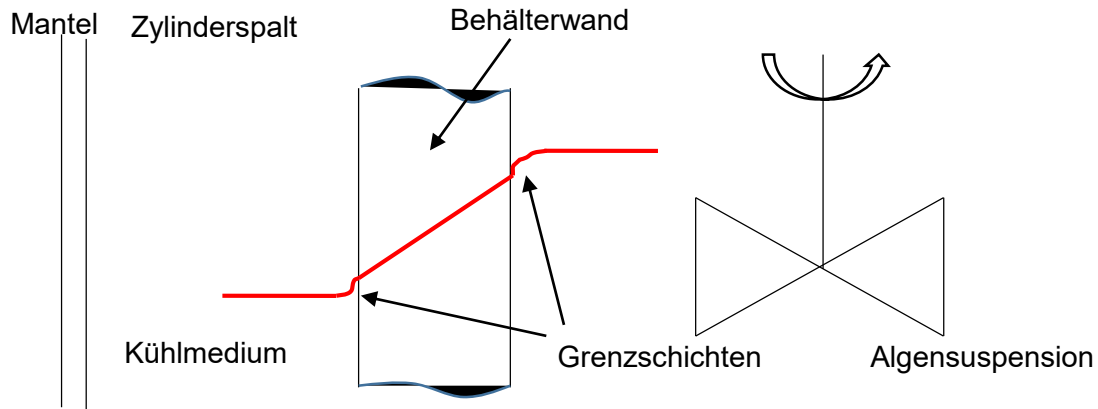


Abbildung 4-2 Temperaturverlauf von innen nach außen

Tabelle 4-6 Formelzeichen für die Berechnung des Wärmeüberganges

Bezeichnung	Formelzeichen	Wert	Einheit
Index für Wärmeübergang ins Kühlmedium	$a$	-	-
Temperaturleitfähigkeit	$a_{fl}$	$144,51 \cdot 10^{-9}$	$m^2/s$
Durchmesser Behälter außen	$d_{BA}$	1,605	m
Durchmesser Eintrittsstutzen	$d_O$	0,028	m
charakteristische Länge Verfahren Stein und Schmidt	$d_{th}$	0,01	m
Index für Fluid	$fi$	-	-
Höhe des Kühlmantels	$h_s$	1,20	m
Index für Behälterinnenraum	$i$	-	-
Rührerdrehzahl	$n$	1,95	1/s
Stärke Behälterwand	$s_{Behälter}$	0,0025	m
Index für mittlere Wandtemperatur	$w$	-	-
Anzahl der Rührerblätter	$Z$	3	-
Anstellwinkel Rührerblätter gegenüber der Horizontalen	$\gamma$	45	°
Weite Zylinderspalt	$\delta$	0,0025	m
mittlere Kühlmitteltemperatur	$\vartheta_{mittel}$	16,70	°C
Wärmeleitfähigkeit Behältermaterial	$\lambda_{Behälter}$	15	$W/(m \cdot K)$
kinematische Viskosität	$\nu$	$957,71 \cdot 10^{-9}$	$m^2/s$
Dichte des Fluides	$\rho$	997,68	$kg/m^3$

#### 4.2.3.1 Wärmeübergang vom Medium auf die Behälterinnenwand

Der Wärmeübergang vom Medium auf die Innenwand lässt sich über die dimensionslose Nußelt-Zahl berechnen. Die Nußelt-Zahl selbst ist abhängig von der Reynolds-Zahl, der Prandtl-Zahl und einem Geometriefaktor  $\psi_p$ . Für den betrachteten Behälter B10100, in dem

ein Propellerrührer verwendet wird, ist dieser Geometriefaktor eine Funktion von Rührerblattanzahl  $Z$  ( $= 3$ ) und Propellersteigungsverhältnis ( $\tan \gamma = \tan(45^\circ)$ ).

$$\begin{aligned}\psi_p &= e^{(0,3 \cdot \ln Z - 0,0144 \cdot Z)} * \left[ \frac{0,278 * e^{(0,0469 * e^{0,923 * \ln Z})}}{\pi * \tan \gamma} + 1 \right]^{-1} \\ &= e^{(0,3 * \ln 3 - 0,0144 * 3)} * \left[ \frac{0,278 * e^{(0,0469 * e^{0,923 * \ln(3)})}}{\pi * \tan(45^\circ)} + 1 \right]^{-1} = 1,210\end{aligned}\quad (4-13)$$

Die Reynolds- und Prandtl-Zahlen berechnen sich wie folgt:

$$Re = \frac{d_{Rührer}^2 * n * \rho}{\eta_{fl}} = \frac{0,4^2 * 1,95 * 997,68}{9,51 * 10^{-4}} = 327.448 \text{ und} \quad (4-14)$$

$$Pr = \frac{v_{fl}}{a_{fl}} = \frac{951,71 * 10^{-9}}{144,51 * 10^{-9}} = 6,59. \quad (4-15)$$

Aus diesen drei Faktoren lassen sich die Nußelt-Zahl und daraus der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha_i$  vom Medium auf die Behälterinnenwand berechnen. Zusätzlich werden noch die Koeffizienten der dynamischen Viskositäten des Fluides im Behälter  $\eta_{fl}$ , des Fluides an der Behälterwand  $\eta_w$ , und die Wärmeleitfähigkeit  $\lambda_{fl}$  des Fluides benötigt.

$$\begin{aligned}Nu &= 0,505 * \psi_p * Re^{\frac{2}{3}} * Pr^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{\eta_{fl}}{\eta_w} \right)^{0,14} \\ &= 0,505 * 1,210 * 327.448^{\frac{2}{3}} * 6,59^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{9,51 * 10^{-4}}{9,57 * 10^{-4}} \right)^{0,14} = 5.437\end{aligned}\quad (4-16)$$

$$\alpha_i = \frac{Nu * \lambda_{fl}}{d_{Behälter}} = \frac{5.437 * 0,73}{1,6} = 2.488,72 \frac{W}{m^2 K} \quad (4-17)$$

#### 4.2.3.2 Wärmeleitung durch die Behälterwand

Der Wärmeübergang in einem festen Medium erfolgt durch Wärmeleitung. Der Behälter besteht aus Edelstahl und für diesen wurde in der Literatur ein Wärmeleitkoeffizient  $\lambda_B$  von 15 W/(m\*K) gefunden. (Stahlmarkt Engelmann GmbH, 2015)

Der Wärmestrom durch den Feststoff wird durch den Wärmeleitkoeffizienten und die zu überbrückende Länge, im vorliegenden Fall der Stärke der Behälterwand, beschränkt.



### 4.2.3.3 Wärmeübergang von der äußeren Behälterwand ins Kühlmedium

Für den Wärmeübergang der äußeren Behälterwand ins Kühlmedium gibt die Literatur drei verschiedene Verfahren an. Diese Verfahren basieren auf der Bestimmung unterschiedlicher, charakteristischer Geschwindigkeiten, die für die Berechnung maßgeblicher dimensionsloser Kennzahlen herangezogen werden (z.B. Nu, Re, Gr). Aus diesen Kennzahlen wird letztlich der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha$  bestimmt. (VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC), 2006)

#### 4.2.3.3.1 Verfahren nach Lehrer

Hat der Kühlmantel die Form eines Zylinderspaltes, so kann für die Berechnung des Wärmeüberganges das Verfahren von Lehrer herangezogen werden. In diesem Verfahren setzt sich eine charakteristische Geschwindigkeit  $u_h$  setzt aus drei Geschwindigkeiten ( $u_o$ ,  $u_s$ ,  $u_A$ ) zusammen.  $u_A$  ist dabei die Auftriebsgeschwindigkeit, die bei tangentialen Eintrittsstutzen zu vernachlässigen ist. In die Berechnung der Geschwindigkeiten fließen dabei der Kühlmassenstrom  $\dot{M}_M$ , die Dichte des Kühlmediums  $\rho$  (bei der mittleren Temperatur im Kühlmedium, 16,7°C) und dem Innendurchmesser des Eintrittsstutzens  $d_o$  ein. Beide Geschwindigkeiten lassen sich wie folgt berechnen.

$$u_o = \frac{\dot{M}_M}{\rho * \frac{d_o^2 * \pi}{4}} = \frac{0,31}{998,70 * \frac{0,0277^2 * \pi}{4}} = 0,515 \frac{m}{s} \quad (4-18)$$

$$u_s = \frac{\dot{M}_M}{\rho * h_s * \delta} = \frac{0,31}{998,70 * 1,2 * 0,0025} = 0,103 \frac{m}{s} \quad (4-19)$$

Die Reynolds-Zahl  $Re_s$  im Zylinderspalt berechnet sich über

$$Re_s = \frac{\overbrace{(\sqrt{u_s * u_o} + u_A)}^{u_h} * \overbrace{\sqrt{\frac{8}{3}} * \delta * \rho}^{d_g}}{\eta_{fl}} = \frac{(\sqrt{0,103 * 0,515} + 0) * \sqrt{\frac{8}{3}} * 0,025 * 998,70}{1,10 * 10^{-3}} \quad (4-20)$$

$$= 853,3.$$

Die Variable  $\delta$  bezeichnet den Abstand im Zylinderspalt und wird mit dem Ausdruck  $\sqrt{\frac{8}{3}}$  zum Geometriefaktor  $d_g$  zusammengefasst.

Die Prandtl-Zahl wird wie in Gleichung (4-15), jedoch mit den Stoffwerten für  $\vartheta_{\text{mittel}}$  berechnet, welche aus den VDI Wärmeatlastabellen entnommen werden.  $\vartheta_{\text{mittel}}$  bezeichnet die arithmetisch gemittelte Kühlmediumtemperatur im Zylinderspalt und hat einen errechneten Wert von  $16,7^{\circ}\text{C}$ .

Der neue Wert für Pr lautet dadurch 7,77.

Für die Nußelt-Zahl nach Lehrer ergibt sich

$$\begin{aligned}
 Nu_{S,L} &= \left[ \frac{0,03 * Re_S^{0,75} * Pr}{1 + \frac{1,74 * (Pr - 1)}{Re_S^{0,125}}} \right] * \left( \frac{\eta_{fl}}{\eta_w} \right)^{0,14} \\
 &= \left[ \frac{0,03 * 853,3^{0,75} * 7,77}{1 + \frac{1,74 * (7,77 - 1)}{853,3^{0,125}}} \right] * \left( \frac{1,10 * 10^{-3}}{0,96 * 10^{-3}} \right)^{0,14} = 6,19.
 \end{aligned}
 \tag{4-21}$$

Der Wärmeübergangskoeffizient nach Lehrer lässt sich analog zur Gleichung (4-17) ermitteln.

$$\alpha_a = \frac{Nu_{S,L} * \lambda_{fl}}{d_g} = \frac{6,19 * 0,59}{4,08 * 10^{-3}} = 899,74 \frac{W}{m^2 K}
 \tag{4-22}$$

#### 4.2.3.3.2 Verfahren nach Stein und Schmidt

Das Verfahren nach Stein und Schmidt unterscheidet mehrere Varianten. Die betrachtete Variante für die Berechnung des Behälters B10100 vernachlässigt die Rauigkeit im Zylinderspalt, den Ansatzwinkel des Eintrittsstutzens, die Tangentialgeschwindigkeit sowie den natürlichen Auftrieb im Zylinderspalt. Die Berechnungen der anderen Varianten zeigen im Ergebnis keine großen Unterschiede zu dem vereinfachten Verfahren.

Die Nußelt-Zahl  $Nu_{S,S}$  im Zylinderspalt im Verfahren für Stein und Schmidt setzt sich aus einer laminaren und einer turbulenten Komponente ( $Nu_{lam}, Nu_{turb}$ ) zusammen und errechnet sich nach

$$Nu_{S,S} = \sqrt[3]{Nu_{lam}^3 + Nu_{turb}^3} = \sqrt[3]{7,20^3} = 7,20 \text{ mit}
 \tag{4-23}$$

$$\begin{aligned}
 Nu_{lam} &= \sqrt[3]{3,65^3 + 1,61^3 * Re_r * Pr * \frac{d_{th}}{h_s} + 0,664^3 * Re_r^{1,5} * Pr * \left(\frac{d_{th}}{h_s}\right)^{1,5}} * \left(\frac{\eta_{fl}}{\eta_w}\right)^{0,14} \\
 &= \sqrt[3]{3,65^3 + 1,61^3 * 936,74 * 7,77 * \frac{0,01}{1,2} + 0,664^3 * 936,74^{1,5} * 7,77 * \left(\frac{0,01}{1,2}\right)^{1,5}} \\
 &\quad * \left(\frac{1,10 * 10^{-3}}{0,96 * 10^{-3}}\right)^{0,14} = 7,20 \text{ und}
 \end{aligned} \tag{4-24}$$

$$\begin{aligned}
 Nu_{turb} &= 0,0235 * Re_r^{0,8} * \left[1 - \left(\frac{2300}{Re_r}\right)^{1,4}\right] * (1,8 * Pr^{0,3} - 0,8) * \left[1 + \left(\frac{d_{th}}{h_s}\right)^{\frac{2}{3}}\right] \\
 &\quad * \left(\frac{\eta_{fl}}{\eta_w}\right)^{0,14} \\
 &= 0,0235 * 936,74^{0,8} * \left[1 - \left(\frac{2300}{936,74}\right)^{1,4}\right] * (1,8 * 7,77^{0,3} - 0,8) \\
 &\quad * \left[1 + \left(\frac{0,01}{1,2}\right)^{\frac{2}{3}}\right] \left(\frac{1,10 * 10^{-3}}{0,96 * 10^{-3}}\right)^{0,14} = -37,88
 \end{aligned} \tag{4-25}$$

Die Reynolds-Zahl  $Re_r$  und die charakteristische Länge  $d_{th}$  ergeben sich aus

$$Re_r = \frac{u_s * d_{th} * \rho}{\eta_{fl}} = \frac{0,103 * 0,01 * 998,70}{1,10 * 10^{-3}} = 936,74 \text{ und} \tag{4-26}$$

$$d_{th} = 4 * \delta = 4 * 0,0025 = 0,01m. \tag{4-27}$$

Der turbulente Anteil der Nußelt-Zahl kommt erst bei Reynolds-Zahlen größer 2300 zu tragen. Eine Erhöhung des Kühlmediumstromes oder der Spaltbreite bewirken eine große Änderung der Reynolds-Zahl. In diesem Fall bestimmt der laminare Anteil den Wärmeübergang. Somit errechnet sich für den Behälter B10100 der äußere Wärmeübergangskoeffizient im Verfahren nach Stein und Schmidt aus

$$\alpha_a = \frac{Nu_{S,S} * \lambda_{fl}}{d_{th}} = \frac{7,20 * 0,59}{0,01} = 427,32 \frac{W}{m^2K}. \tag{4-28}$$

#### 4.2.3.3 Modifiziertes Verfahren nach Stein und Schmidt

Im modifizierten Verfahren benötigt man andere charakteristische Größen zur Berechnung des Wärmeübergangs als im gewöhnlichen Verfahren nach Stein und Schmidt. Die charakteristische Länge  $l_{ch}$  und den charakteristischen Durchmesser  $d_{ch}$  erhält man über:

$$l_{ch} = \left[ \left( \frac{\pi}{2} \right)^2 * d_{BA}^2 + h_s^2 \right]^{0,5} = \left[ \left( \frac{\pi}{2} \right)^2 * 1,605^2 + 1,2^2 \right]^{0,5} = 2,792m \quad (4-29)$$

$$d_{ch} = 2 * \delta = 2 * 0,0025 = 0,005m \quad (4-30)$$

Als charakteristische Geschwindigkeit  $u_{ch}$  für tangentielle Kühlmedium Eintrittsstutzen gilt

$$u_{ch} = \sqrt{u_x^2 + u_z^2} = \sqrt{(1,67 * 10^{-3})^2 + (2,46 * 10^{-2})^2} = 0,025 \frac{m}{s} \quad (4-31)$$

Dabei ist der Wert  $u_z$  gleich der Quotient aus Kühlmediumvolumenstrom und Geometrie. Der Volumenstrom  $\dot{V}_M$  errechnet sich aus dem aufgezeichneten, mittleren Massenstrom.

$$u_z = \frac{\dot{V}_M}{d_{BA} * \pi * \delta} = \frac{3,1 * 10^{-4}}{1,605 * \pi * 0,0025} = 2,46 * 10^{-2} \frac{m}{s} \quad (4-32)$$

Der Geschwindigkeitsbeiwert  $u_x$  wird iterativ über mehrere Schritte bestimmt. Für  $u_{ch}$  wird ein Startwert gewählt und die Berechnung erfolgt in mehreren Schritten. Microsoft Excel bietet die Möglichkeit eines Zirkelbezuges, um dieses Problem automatisch zu lösen. Die Berechnung von  $u_x$  erfolgt nach folgendem Schema (gezeigt mit den Werten nach der automatischen Iteration).

$$u_x = u_o \frac{\ln \left( 1 + \frac{\xi_M * d_{BA} * h_s * u_{x(0)}}{d_o^2 * u_o} \right)}{\frac{\xi_M * d_{BA} * h_s}{d_o^2}} = 0,515 * \frac{\ln \left( 1 + \frac{0,86 * 1,605 * 1,2 * 0,257}{0,028^2 * 0,515} \right)}{\frac{0,86 * 1,605 * 1,2}{0,515^2}} \quad (4-33)$$

$$= 1,67 * 10^{-3} \frac{m}{s}$$

$$u_{x(0)} = K_3 + \sqrt{K_3^2 + K_4} = 0,13 + \sqrt{0,13^2 + 6,16 * 10^{-5}} = 0,257 \frac{m}{s} \quad (4-34)$$

$$K_3 = \frac{u_o}{4} - \frac{d_o^2 * u_o}{4 * \xi_M * d_{BA} * h_s} = \frac{0,515}{4} - \frac{0,028^2 * 0,515}{4 * 0,86 * 1,605 * 1,2} = 0,13 \frac{m}{s} \quad (4-35)$$

$$K_4 = \frac{d_o^2 * u_o^2}{2 * \xi_M * d_{BA} * h_s} = \frac{0,028^2 * 0,515^2}{2 * 0,86 * 1,605 * 1,2} = 6,16 * 10^{-5} \frac{m^2}{s^2} \quad (4-36)$$

Die Konstanten  $K_3$  und  $K_4$  sind Geschwindigkeiten, die von Geometrien wie dem Behälteraußendurchmesser  $d_{BA}$  und der Höhe des Zylinderspalts  $h_s$  und dem Widerstandsbeiwert  $\xi_M$  beeinflusst werden.

Bei Strömungen mit  $Re_M < 3000$  herrscht eine laminare Strömung vor und der Widerstandsbeiwert  $\xi_M$  berechnet sich nach

$$\xi_M = \frac{96}{Re_M} = \frac{96}{111,72} = 0,86 \text{ mit} \quad (4-37)$$

$$Re_M = \frac{u_{ch} * d_{ch} * \rho}{\eta_{fl}} = \frac{0,025 * 0,005 * 998,70}{1,10 * 10^{-3}} = 111,72. \quad (4-38)$$

Für die Berechnung der Nußelt-Zahl nach dem modifizierten Verfahren von Stein und Schmidt ist eine weitere dimensionslose Kennzahl, die Grashof-Zahl von Bedeutung. Die Indizes  $fl$  und  $w$  beziehen sich dabei auf die Temperaturen im Fluid. Zum einen auf die Temperatur des Kühlmediums im Zylinderspalt (fl) andererseits die Temperatur des Mediums an der Zylinderspaltinnenwand.

$$Gr_M = \frac{g * \rho_{fl} * |\rho_{fl} - \rho_w| * d_{ch}^3}{\eta_{fl}^2} = \frac{9,81 * 998,70 * |998,70 - 997,75| * 0,005^3}{(1,10 * 10^{-3})^2} \quad (4-39)$$

$$= 963,74$$

Mithilfe der Grashof-Zahl kann die äquivalente Reynolds-Zahl  $Re_{M,\ddot{a}q}$  ermittelt werden. Das positive Vorzeichen ist zu wählen, wenn die freie und erzwungene Konvektion gleichgerichtet sind.

$$Re_{M,\ddot{a}q} = \sqrt{Re_M^2 \pm \frac{Gr_M * h_s}{50}} = \sqrt{111,72^2 + \frac{963,74 * 1,2}{50}} = 130,80. \quad (4-40)$$

Die Nußelt-Zahl  $Nu_M$  setzt sich aus folgenden Komponenten zusammen.

$$Nu_M = \sqrt[3]{Nu_A^3 + Nu_B^3 + Nu_C^3 + Nu_D^3} * \left(\frac{\eta_{fl}}{\eta_w}\right)^{0,14} \quad (4-41)$$

$$= \sqrt[3]{49,09^3 + 7,74^3 + 0,26^3} * \left(\frac{1,10 * 10^{-3}}{0,96 * 10^{-3}}\right)^{0,14} = 3,93$$

$$Nu_A^3 = 3,66^3 = 49,03 \quad (4-42)$$

$$Nu_B^3 = 1,62^3 * Pr * Re_{M,\ddot{a}q} * \frac{d_{ch}}{l_{ch}} = 1,62^3 * 7,77 * 130,80 * \frac{0,005}{2,792} = 7,74 \quad (4-43)$$

$$Nu_B^3 = 0,664^3 * Pr * \left( Re_{M,\ddot{a}q} * \frac{d_{ch}}{l_{ch}} \right)^{1,5} = 1,62^3 * 7,77 * \left( 130,80 * \frac{0,005}{2,792} \right)^{1,5} = 0,26 \quad (4-44)$$

$$Nu_D^3 = 0 \text{ bei } Re < 2300 \quad (4-45)$$

Der Wärmeübergangskoeffizient für das modifizierte Verfahren nach Stein und Schmidt lautet

$$\alpha_a = \frac{Nu_{S,M} * \lambda_{fl}}{d_{ch}} = \frac{3,93 * 0,59}{0,005} = 466,17 \frac{W}{m^2K} \quad (4-46)$$

#### 4.2.3.4 Wärmedurchgang vom Behälterinneren ins Kühlmedium

Der Wärmedurchgangskoeffizient  $k$  setzt sich aus dem Wärmeübergangswiderstand vom Medium auf die Behälterinnenwand, dem Widerstand durch die Behälterwand und dem Übergangswiderstand von der Behälteraußenwand ins Kühlmedium (im Zylinderspalt) zusammen. Die Gleichung lautet

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{s_{Behälter}}{\lambda_{Behälter}} + \frac{1}{\alpha_a}} \quad (4-47)$$

Die Variable  $s_{Behälter}$  bezeichnet dabei die Dicke und  $\lambda_{Behälter}$  den Wärmeleitkoeffizienten der Behälterwand durch den der Wärmestrom stattfindet. Für die einzelnen Verfahren ergeben sich nach Tabelle 4-7 folgende Wärmedurchgangskoeffizienten. Aus den drei Verfahren wird für den jeweiligen Behälter jenes herangezogen, dessen Wert jenem der gemessenen Daten am nächsten kommt. Aufgrund einer Vielzahl an unterschiedlichen und teilweise unbekanntem und daher angenommenen Geometrien der Behälter und Randbedingungen des Systems, kommt es in den Berechnungen zu erheblichen Abweichungen voneinander.

Aus Tabelle 4-7 lässt sich erkennen, dass das Verfahren von Lehrer in der Berechnung dem Wärmedurchgangskoeffizienten aus den gemessenen Werten für den Behälter B10100 am nächsten kommt. Für den Behälter B10300 kommt das Verfahren nach Stein und Schmidt den gemessenen Werten am nächsten.

Tabelle 4-7 Wärmedurchgangskoeffizienten der einzelnen Verfahren nach Gleichung (4-47)

Verfahren		$1/\alpha_i$	$S_{\text{Behälter}}/\lambda_{\text{Behälter}}$	$1/\alpha_a$	$k$ [W/(m <sup>2</sup> *K)]
B10100	Verfahren nach Lehrer	$4,02 \cdot 10^{-4}$	$1,67 \cdot 10^{-4}$	$1,11 \cdot 10^{-3}$	595,27
	Verfahren nach Stein und Schmidt			$2,34 \cdot 10^{-3}$	343,80
	modifiziertes Verfahren nach Stein und Schmidt			$2,15 \cdot 10^{-3}$	368,51
	aus den aufgezeichneten Werten				612,28
B10300	Verfahren nach Lehrer	$2,37 \cdot 10^{-4}$	$2,00 \cdot 10^{-4}$	$1,67 \cdot 10^{-3}$	474,95
	Verfahren nach Stein und Schmidt			$4,97 \cdot 10^{-3}$	194,82
	modifiziertes Verfahren nach Stein und Schmidt			$7,40 \cdot 10^{-3}$	127,65
	aus den aufgezeichneten Werten				189,83

Der limitierende Faktor in allen Verfahren ist der Wärmeübergang von der äußeren Behälterwand auf das Kühlmedium. Diese Werte können verbessert werden, indem der Kühlmitteldurchsatz und somit die Strömungsgeschwindigkeit erhöht wird. Aus den Werten für den Wärmedurchgang ist ebenso zu erkennen, dass der Behälter mit Blähmantel (B10100) sowohl nach theoretischen Berechnungsmethoden, als auch nach den Messwerten höhere Wärmedurchgangskoeffizienten aufweist, als jener mit Doppelmantel (B10300). Für den Einsatz in der Industrieanlage empfiehlt sich daher der Einsatz von Blähmänteln zur Behälterkühlung.

#### 4.2.3.5 Berechnung des Wärmedurchgangswiderstandes aus den aufgezeichneten Daten

Die Datenerfassung für die Durchfluss- und Kühlmitteltemperaturmessung erfolgt mittels ablesen und protokollieren der Werte vom Hydrometer der Firma Techem Type 775 S3 mit 10m<sup>3</sup>/h Nenndurchfluss. Die dabei protokollierten Daten sind in Tabelle 4-8 abgebildet.

Tabelle 4-8 gemessene Werte Behälter B10100 und B10300

	Datum + Zeit	Zählerstand abgeführte Wärme $Q_{th}$ [MWh]	$\Delta T$ Kühlmittel ein/aus [°C]
Behälter B10100	15.04.2015 15:15	6,76	12,2
	16.04.2015 15:00	7,088	7,2
	17.04.2015 11:00	7,339	8,5
	18.04.2015 21:00	7,785	7,9
	20.04.2015 15:30	8,331	12,9
Behälter B10300	07.05.2015 14:07	8,925	4,8
	11.05.2015 15:00	10,176	5,9
	12.05.2015 09:00	10,38	6,4

Die Zusammenfassung und Berechnung zu den spezifischen, aufgezeichneten Werten wird anhand des Behälters B10100 gezeigt und die Ergebnisse in Tabelle 4-8 zusammengefasst.

Die Zeitdauer für den Beobachtungszeitraum beginnt am 15.04.2015 um 15:15 und endet am 20.04.2015 um 15:30. Die Beobachtungszeitspanne beträgt daher 120,25h. Die Differenz des Zählerstandes der abgeführten Wärme  $\Delta Q_{th}$  beträgt

$$\Delta Q_{th} = Q_{th,Ende} - Q_{th,Beginn} = 8331 - 6760 = 1571 \text{ kWh.} \quad (4-48)$$

Die elektrische Wirkarbeit  $\Delta W_{el}$  berechnet sich gemäß Formel (4-10).

Der Anteil  $\eta_{Kühl}$  ist der Quotient der abgeführten Wärmemenge  $\Delta Q_{th}$  und der zugeführten elektrischen Arbeit  $\Delta W_{el}$ . Dieser Quotient zeigt, dass mehr Energie als nur die reinen Wirkungsgradverluste der Leuchtstoffröhren abzuführen ist.

$$\eta_{Kühl} = \frac{\Delta Q_{th}}{\Delta W_{el}} = \frac{1571}{1724} = 91,11\% \quad (4-49)$$

Die spezifische Kühlleistung  $p_{Kühl,gemessen}$  ist der Quotient der abgeführten Wärme  $\Delta Q_{th}$ , der Versuchszeit  $\Delta t$  und des Behältervolumens  $V_{Behälter}$ .

$$p_{Kühl,gemessen} = \frac{\Delta Q_{th}}{\Delta t * V_{Behälter}} = \frac{1571}{120,25 * 3,1} = 4,214 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3} \quad (4-50)$$

Der Wärmedurchgangskoeffizient  $k_{DEMO}$  durch die Behälterwand errechnet sich wie folgt



$$k_{DEMO} = \frac{q_{DEMO}}{\Delta\vartheta_{lm}} = \frac{\Delta Q_{th} * 1000}{\Delta t * d_{BA} * \pi * h_S * \Delta\vartheta_{lm}} = \frac{1571 * 1000}{120,25 * 1,605 * \pi * 1,2 * 3,53} \quad (4-51)$$

$$= 612,28 \frac{W}{m^2 K}$$

Der Faktor  $\Delta\vartheta_{lm}$  errechnet sich aus dem logarithmischen Mittel der Mediumtemperatur im Behälter und den mittleren Temperaturen des Kühlmittelvor- und -rücklaufs. Diese Temperaturen werden über den Beobachtungszeitraum aus den elektronischen Aufzeichnungen ermittelt und ergeben

$$\Delta\vartheta_{lm} = \frac{(T_{Medium,innen} - T_{Kühl,ein}) - (T_{Medium,innen} - T_{Kühl,aus})}{\ln\left(\frac{T_{Medium,innen} - T_{Kühl,ein}}{T_{Medium,innen} - T_{Kühl,aus}}\right)} = 3,53K \quad (4-52)$$

Der Wärmedurchgang vom zu kühlenden Medium durch die Behälterwand in das Kühlmedium setzt sich aus verschiedenen Schritten zusammen. Aus dem Wärmeübergang vom inneren Medium auf die Behälterinnenwand, der Wärmeleitung durch die Behälterwand und dem Wärmeübergang von der äußeren Behälterwand in das Kühlmedium.

#### 4.2.3.6 Zusammenfassung Wärmeübergang

In Tabelle 4-9 werden die beiden Behälter und die Ergebnisse verglichen, welche für die weitere Berechnung des Wärmeüberganges der Industrieanlage herangezogen werden. Dabei ist zu erkennen, dass die theoretisch berechneten Ergebnisse sehr nahe an den Werten der Aufzeichnungen heranreichen. Die theoretisch ermittelten Werte und deren Berechnungsverfahren werden für die Modellierung des Ausgangszustandes der Industrieanlage herangezogen.

Tabelle 4-9 Kennziffern für den Wärmeübergang der DEMO-Anlage

Behälter		B10100 Kultivierung		B10300 Reddening	
Beobachtungszeitraum		~120h		~115h (entspricht einem Zyklus)	
Rührwerk / Kühlung		Propellerrührer / Blähmantel		Schrägblattrührer / Doppelmantel	
		theoretisch berechnet (nach VDI)	aus Aufzeichnungen berechnet	theoretisch berechnet (nach VDI)	aus Aufzeichnungen berechnet
Kühlung	Kühlleistung [kW/m³]	4,161	4,214	4,161	4,085
	$\eta_{Kühl}$ [%]	90,00	91,11	90,00	90,76
	Wärmedurchgangskoeffizient [W/(m²*K)]	595,27 (nach Lehner)	612,28	184,92 (nach Verfahren von Stein und Schmidt)	189,83

### 4.3 Modellierung des Ausgangszustandes zur Ermittlung von Strom- und Wärmeverbrauch der Industrieanlage

Die Modellierung der Industrieanlage erfolgt anhand der theoretischen und errechneten Werte der DEMO-Anlage. In der Industrieanlage werden mehrere Linien von Kultivierungs- und Reddeningbehältern einen kontinuierlichen Betrieb sicherstellen. Dabei sind jedem Kultivierungsmehrere Reddeningbehälter nachgeschaltet. Diese werden in Serie die Verdünnungen des Kultivierungsbehälters aufnehmen und den Reddeningprozess durchführen. Alle Kultivierungsbehälter besitzen dasselbe Volumen, ebenso die Reddeningbehälter. Das gesamte Volumenverhältnis von Kultivierungs- zu Reddeningbehältern beträgt 1:10. Das Volumen eines Kultivierungsbehälters ist dabei halb so groß wie jenes der Reddeningbehälter und aus einem Kultivierungsbehälter heraus wird nach Abschluss der Kultivierung ein Reddeningbehälter befüllt und das fehlende Volumen mit einer Nährstofflösung aufgefüllt. Der Aufbau einer Linie der Industrieanlage, in der mehrere Linien parallel betrieben werden, wird in Abbildung 4-3 gezeigt.

Die Durchmischung in den Behältern erfolgt mit einem Schrägblattrührer und als Kühlung wird ein Blähmantel eingesetzt.

Für die Industrieanlage ist ein Jahresdauerbetrieb von 8000h vorgesehen. Die Zeiten für Kultivierung und Reddening, sowie die Betriebszeiten für Licht und Rührer pro Behälter sind in

Tabelle 4-10 dargestellt. Für die Anzahl an fahrbaren Chargen wird die Jahresbetriebszeit durch die Chargenzeit dividiert und auf ganze Zahlen abgerundet. Die Summe der Betriebszeiten von Rührer und Licht ergibt sich aus der Produkt der Chargenanzahl, der Behälteranzahl und der Betriebszeit.

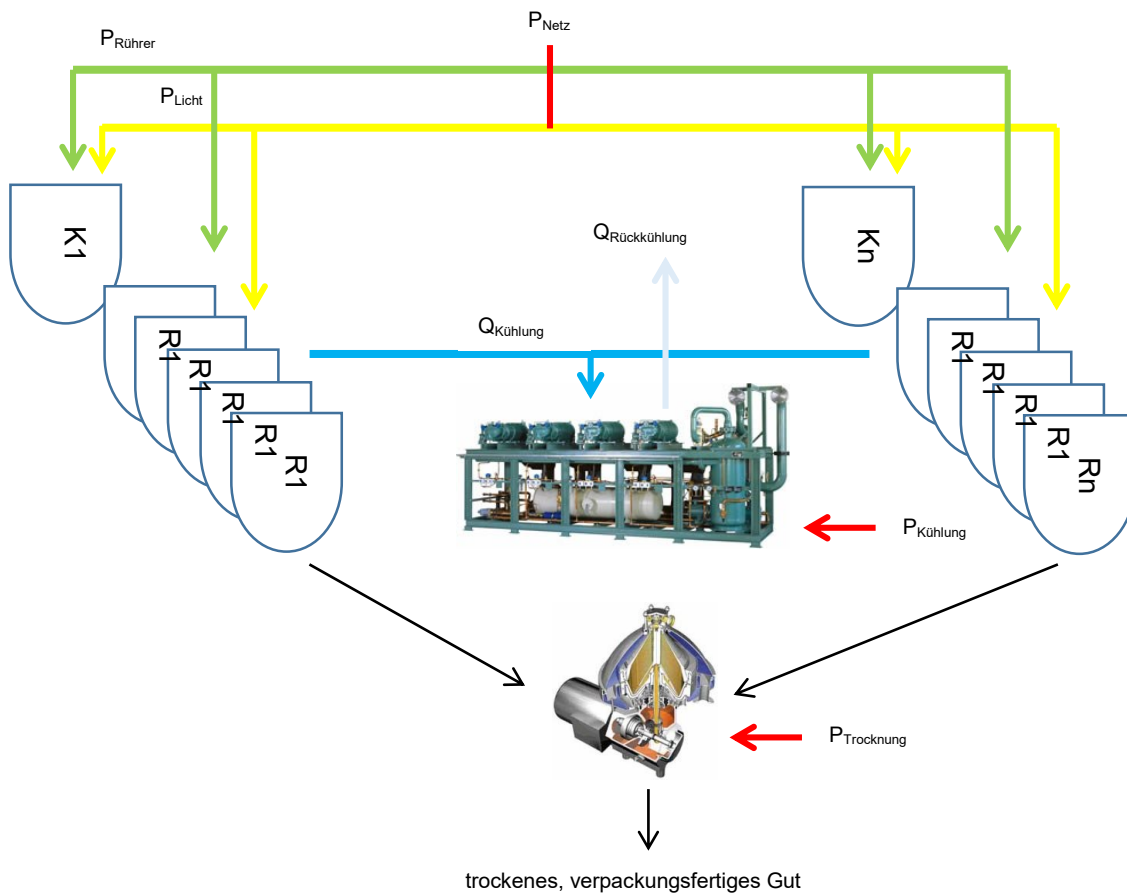


Abbildung 4-3 Aufbau der Linien der Industrieanlage

Tabelle 4-10 Betriebszeiten der Industrieanlage

Behälter	Kultivierung	Reddening
benötigte Zeit für eine Charge $t_{charge}$ [h]	23,90	119,90
Betriebszeit Rührer $t_{Rührer}$ [h]	23,65	119,50
Betriebszeit Licht $t_{Licht}$ [h]	23,50	119,00

Für die Auslegung der Industrieanlage werden für die Geometrien die technischen Zeichnungen und Datenblätter der Hersteller, soweit vorhanden, herangezogen. Das Verhältnis von Kühlleistung zu eingebrachter elektrischer Energie wird aus den theoretischen Berechnungen und aufgezeichneten Daten der DEMO-Anlage übernommen. Für den Wärmeübergang wird das Verfahren von Lehrer zur Berechnung benutzt, da dieses in der DEMO-Anlage dem Behälter mit Blähmantel am nächsten kommt.

### 4.3.1 Elektrischer Energiebedarf

Der elektrische Energiebedarf der Industrieanlage setzt sich wie bei der DEMO-Anlage aus dem Bedarf an Licht- und Rührleistung, aber auch aus dem Bedarf an elektrischer Energie für die Kühlung der Anlage und die Trocknung der Biomasse zusammen. Alle weiteren Verbraucher wie Pumpen, Klappen, Ventile etc., sowie elektrische Energie für den Firmenbetrieb werden in der Berechnung nicht berücksichtigt.

Tabelle 4-11 Kennziffern für den elektrischen Energiebedarf der Industrieanlage

Behälter		Kultivierung	Reddening
Betriebszeit		8000h	8000h
Rührwerk / Kühlung		Schrägblattrührer / Blähmantel	Schrägblattrührer / Blähmantel
Gesamtbehältervolumenverhältnis		1	10
Rührer	$p_{\text{Rührer}} \text{ [W/m}^3\text{]}$	80,65	80,65
Licht	$p_{\text{Licht}} \text{ [kW/m}^3\text{]}$	4,667	4,667
Kühlung	Kühlleistung pro kW elektrischer Leistung [ $\text{kW}_{\text{kühl}}/\text{kW}_{\text{el}}$ ], EER	3,18	3,18
Guttrocknung	Leistungsaufnahme [ $\text{kWh/kg}_{\text{TS}}$ ]	2,16	

Die in Tabelle 4-11 dargestellten Werte für die elektrische Leistung vom den Rührwerke errechnen sich analog dem Abschnitt 4.2.1, jene der Lichtleistungen gemäß Abschnitt 4.2.2.

Die thermische Kühlleistung für die konventionelle Kühlung der Anlage mittels eines luftgekühlten Schraubenverdichters unter Vollast beläuft sich auf 3,18 kW/kW elektrischer Leistung.

### 4.3.2 Kältebedarf

Die Kennzahlen des Kältebedarfs sind in Tabelle 4-12 abgebildet. Der Wirkungsgrad  $\eta_{\text{kühl}}$  wird aus den Erfahrungswerten der DEMO-Anlage mit 91% übernommen. Somit errechnet sich gemäß Gleichungen (4-49) und (4-50) der Kälteleistungsbedarf mit  $4,247\text{kW/m}^3_{\text{Behältervolumen}}$ .

Tabelle 4-12 Kennziffern für den Wärmeübergang der Industrieanlage

Behälter		Kultivierung	Reddening
Betriebszeit		8000h	8000h
Rührwerk / Kühlung		Schrägblattrührer / Blähmantel	Schrägblattrührer / Blähmantel
Gesamtbehältervolumenverhältnis		1	10
Kühlung	Kühlleistung [kW/m <sup>3</sup> ]	4,247	4,247
	$\eta_{\text{Kühl}}$ [%]	91%	91%

### 4.3.3 Energiebedarf für die Trocknung

Die Trocknung des Gutes erfolgt nach dem Absetzen in einem Behälter und ein weiteres Abscheiden durch eine Zentrifuge in einem einstufigen Trocknungsprozess mit Vorwärmung wie in Abbildung 4-4 dargestellt. Durch die Größe der Algen trennen sich diese bereits im Absetzbehälter deutlich von der Suspension im unteren Bereich. Durch den Separator wird weiteres Wasser abgetrennt, so dass nach dem Zentrifugieren eine Restfeuchte von 90% der Trockenmasse erreicht wird. Das Feuchte Gut wird in einem einstufigen Prozess mit Luftvorwärmung auf 2% Restfeuchte getrocknet werden. Mit dieser geringen Restfeuchte kann das Produkt danach vakuum- und lichtdicht verpackt werden, ohne dass es bei längerer Lagerung zu Verlusten durch Rückbildung von Astaxanthin kommt.

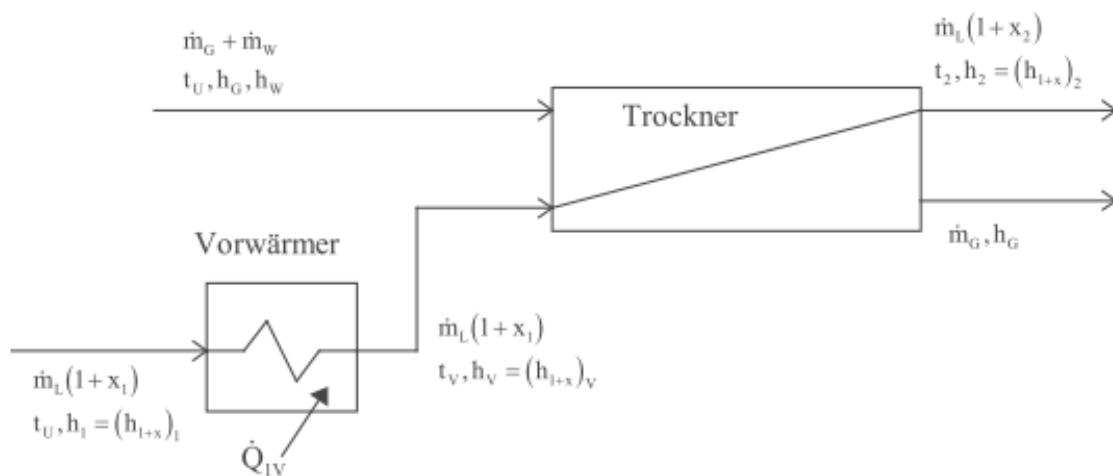


Abbildung 4-4 Schema der Trocknung

Die Berechnung der erforderlichen Leistung des Vorwärmers erfolgt nach folgenden Bilanzen:

$$\dot{m}_L * x_1 + \dot{m}_W = \dot{m}_L * x_2 \quad (4-53)$$

$\dot{m}_L$  bezeichnet dabei den Massenstrom der Trocknungsluft und  $\dot{m}_W$  den Massenstrom des Wassers, das vom feuchten Gut in die Trocknungsluft übergeht. Die Beladung  $x_1$  ist die Menge

an Wasser in der Luft. In dieser Kalkulation wird die Luft am Eintritt des Luftvorwärmers mit den Temperaturwerten von 22°C und einer Beladung von 0,01 kg<sub>Wasser</sub>/kg<sub>trockener Luft</sub> angenommen. Die Beladung  $x_2$  nach der Trocknung ergibt sich aus der Berechnung. Die Luft im Vorwärmer soll dabei auf maximal 80°C aufgeheizt werden.

Die zweite Bilanz umfasst die spezifischen Enthalpien von Luft- und übergehenden Wassermassenstrom.  $h_V$  steht hierbei für die spezifische Enthalpie der Luft nach dem Vorwärmer,  $h_W$  ist die spezifische Enthalpie des Wassers bei Guttemperatur vor Eintritt in den Trockner und  $h_2$  die spezifische Enthalpie der Luft nach dem Trocknungsprozess.

$$\dot{m}_L * h_V + \dot{m}_W * h_W = \dot{m}_L * h_2 \quad (4-54)$$

Die oben genannten spezifischen Enthalpien berechnen sich nach folgenden Gleichungen wobei  $cp_{W(t_U)}$  die spezifische Wärmekapazität von Wasser bei der angenommenen Umgebungstemperatur  $t_U$  ist:

$$h_W = cp_{W(t_U)} * t_U = 4,1838 * 22 = 92,04 \frac{kJ}{kg} \quad (4-55)$$

$$\begin{aligned} h_V &= cp_{L(t_V)} * t_V + x_1 * (r_0 + cp_{W(t_V)} * t_V) \\ &= 1,0097 * 80 + 0,01 * (2643 + 2,012 * 80) = 108,82 \frac{kJ}{kg} \end{aligned} \quad (4-56)$$

$r_0$  ist die spezifische Verdampfungsenthalpie von Wasser bei 80°C.

Aus den Gleichungen (4-53) und (4-54) lässt sich die folgende Gleichung zusammenfassen:

$$h_2 = h_V + (x_2 - x_1) * h_W \quad (4-57)$$

Gesucht wird der Zustand nach dem Trockner (Index 2). Dieser Zustand befindet sich auf der Sättigungslinie im Mollier-Diagramm und muss dabei noch die Gleichung (4-67) für die Sättigungstemperatur erfüllen. Durch Wählen einer Temperatur kann aus Gleichung (4-67) die Beladung errechnet werden. Mit dieser Beladung wird in Gleichung (4-68) überprüft, ob die spezifische Enthalpie  $h_2$  mit der Sättigungsenthalpie bei der gewählten Temperatur übereinstimmt. Nach mehreren Iterationsschritten gleichen sich die spezifischen Enthalpien an. MS Excel bietet die Möglichkeit des Zirkelbezuges und einer Zielwertsuche um auf folgendes Ergebnis zu kommen: Für  $t_2 = 26,44^\circ\text{C}$  erhält man eine spezifische Enthalpie nach dem Trockner von  $h_2 = 110,88 \text{ kJ/kg}$  und eine Sättigungsbeladung von  $x_2 = 0,032 \text{ kg}_{\text{Wasser}}/\text{kg}_{\text{trockener Luft}}$ .

Der Massenstrom an Wasser  $\dot{m}_W$ , der dem feuchten Gut entzogen werden soll, lässt sich über den trockenen Gutstrom  $\dot{m}_{\text{Gut},tr}$  errechnen. Der trockene Gutstrom wiederum berechnet sich

über den Strom an getrocknetem, allerdings noch mit 2% Restfeuchte beladenen Algenstrom  $\dot{m}_{G,ft}$ , den die BDI Bioenergy International AG in der Tagesproduktion erwartet.

$$\dot{m}_{Gut,tr} = \frac{\dot{m}_{G,ft}}{1 + 0,02} = \frac{6,29}{1,02} = 6,16 \frac{kg}{h} \quad (4-58)$$

Somit ergibt sich für den Wassermassenstrom:

$$\dot{m}_W = \dot{m}_{Gut,tr} * (0,90 - 0,02) = 6,16 * 0,88 = 5,42 \frac{kg}{h} \quad (4-59)$$

Der erforderliche Luftstrom zur Trocknung ergibt sich aus Gleichung (4-53).

$$\dot{m}_L = \frac{\dot{m}_W}{x_2 - x_1} = \frac{5,42}{0,032 - 0,01} = 241,96 \frac{kg}{h} \quad (4-60)$$

Aus dem Luftstrom und der spezifischen Enthalpie  $h_1$  der Luft vor dem Vorwärmer (nach Gleichung (4-56) für  $t_U = 22^\circ\text{C}$ ) kann die benötigte Leistung  $\dot{Q}_{1V}$  des Vorwärmers errechnet werden:

$$\dot{Q}_{1V} = \dot{m}_L * (h_V - h_1) = 241,96 * (108,82 - 47,97) = 4,09kW \quad (4-61)$$

Der eingesetzte Trockner benötigt bei Vollast für den Motor, den Kühlventilator und dem Abgasventilator eine Eigenleistung von 9,25kW. Addiert man diese Eigenleistung zur Leistung des Vorwärmers ergibt sich für die Gesamtleistung ein Wert von 13,34kW. Da der Trockner nur während der Tagesschicht betrieben werden soll, ergibt sich eine Jahresarbeitsanteil von:

$$\frac{W_{el,Trocknung,1}}{\sum W_{el,1}} = \frac{P_{Trockner} * t_{Trockner}}{\sum W_{el.Kult,1} + \sum W_{el.Red,1} + W_{el,Trocknung,1} + W_{el,Kühl,1}} = 0,18\% \quad (4-62)$$

Die Trocknerzeit  $t_{Trockner}$  ist dabei festgelegt mit:

$$\begin{aligned} t_{Trockner} &= \text{Tagesbetriebsstunden} * \frac{\text{Jahresbetriebsstunden}}{24} = 7 * \frac{8000}{24} \\ &= 2333,3h. \end{aligned} \quad (4-63)$$

## 4.4 Modellierung Fallbeispiele

Die Modellierung der Fallbeispiele erfolgt anhand der Vorgaben aus Tabelle 3-1. Die Erläuterungen und die Randbedingungen werden in den einzelnen Abschnitten näher beleuchtet.

Die verwendeten Formelzeichen finden sich in Tabelle 4-13 wieder.

Tabelle 4-13 Formelzeichen für die Varianten

Bezeichnung	Formelzeichen	Wert	Einheit
Leistungszahl Absorptionskältemaschine	$COP_{AKM}$	0,80	$kW_{Kälte}/kW_{Wärme}$
Leistungszahl Wärmepumpe	$COP_{WP}$	2,40	$kW/kW$
energy efficiency ratio	EER	3,18	$kW_{Kälte}/kW_{el}$
Index für elektrisch	el	-	-
Index für Kultivierung	Kult	-	-
Index für Kühlung	Kühl	-	-
Index für Licht	Licht	-	-
Index für Pumpen in Variante 2	Pumpen	-	-
Index für Reddening	Red	-	-
Index für Rührer	Rührer	-	-
Index für Trocknung	Trocknung	-	-
Wirkungsgrad Brennkessel	$\eta_{\text{Gasbrennkessel}}$	95,00	%
Wirkungsgrad BHKW elektrisch	$\eta_{\text{BHKW, elektrisch}}$	45,10	%
Wirkungsgrad BHKW thermisch	$\eta_{\text{BHKW, thermisch}}$	42,60	%

Um die einzelnen Varianten vergleichen zu können, wird die Variante 1 als Basis herangezogen und die anderen Varianten durch die Variante 1 dividiert. Zu diesem Zweck werden jeweils die elektrischen Arbeiten der Rührwerke und der Beleuchtung von Kultivierung und Reddening summiert. Somit ergeben sich als Vergleichswerte der Varianten die Hauptpositionen Rühren, Beleuchtung und Kühlung. Die Trocknung des Gutes ist in allen Varianten vom Energieverbrauch her gleich.

#### 4.4.1 Variante 1

In Variante 1 besteht die Industrieanlage zur Algenzüchtung aus den Kultivierungs- und Reddeningbehältern wie in Abbildung 4-3 gezeigt. Der Lichteintrag erfolgt ausschließlich über künstliches Licht und die Kühlung erfolgt mittels eines luftgekühlten Schraubenverdichters. Der elektrische Energiebedarf setzt sich demnach aus der Leistungsaufnahme der Rührwerke, der Beleuchtung, dem Betrieb des Kühlaggregates und der Trocknung zusammen.

Die Kühlung ist für die Dauer der Beleuchtung im Betrieb. Die Betriebszeiten von Licht und Rührer sind

Tabelle 4-10 zu entnehmen.

Diese Variante gilt als Basis zum Vergleich der anderen Varianten, deren Einsparungspotenziale, Investment- und Betriebskosten.



Tabelle 4-14 Energieverbrauch der einzelnen Leistungsbezieher in Prozent zum Gesamtenergieverbrauch

		spezifische Leistung p	Arbeitsanteil
		kW/m <sup>3</sup> ; kW/kg	%
Elektrisch	<b>Kultivierung</b>		<b>7,08%</b>
	Rührwerk	0,081	1,71%
	Beleuchtung	4,667	98,29%
	<b>Reddening</b>		<b>70,80%</b>
	Rührwerk	0,081	1,71%
	Beleuchtung	4,667	98,29%
	<b>Trocknung</b>		<b>0,23%</b>
	Sprühtrockner		
	<b>Kühlung</b>		<b>21,90%</b>
	Schraubenverdichter		
Kühlung		pro Einheit	Arbeitsanteil
		kW/m <sup>3</sup>	%
	Kultivierung	4,247	9,09%
Reddening	4,247	90,91%	

Tabelle 4-14 zeigt für Variante 1 die Anteile Verbrauch der elektrischen Arbeit, sowie der Anteil an der benötigten Kältearbeit.

Der Anteil der elektrischen Arbeit der Rührwerke  $W_{Rührer,Kult,1}$  an der elektrischen Arbeit der Kultivierung berechnet sich nach

$$\frac{W_{Rührer,Kult,1}}{\sum W_{el,Kult,1}} = \frac{p_{Rührer} * V_{Behälter} * n_{Behälter} * t_{Rührer,1} * n_{Charge}}{W_{Rührer,Kult,1} + W_{Licht,Kult,1}} = 1,71\%. \quad (4-64)$$

Der Anteil der Beleuchtung  $W_{Licht,Kult,1}$  an der elektrischen Arbeit der Kultivierung nach

$$\frac{W_{Licht,Kult,1}}{\sum W_{el,Kult,1}} = \frac{p_{Licht} * V_{Behälter} * n_{Behälter} * t_{Licht,1} * n_{Charge}}{W_{Rührer,Kult,1} + W_{Licht,Kult,1}} = 98,29\%. \quad (4-65)$$

Die Summe der elektrischen Arbeiten von Rührer und Licht ergeben die elektrische Arbeit der Kultivierung  $\sum W_{el,Kult,1}$ . Der Anteil an der gesamten elektrischen Arbeit ergibt sich aus

$$\frac{\sum W_{el,Kult,1}}{\sum W_{el,1}} = \frac{W_{Rührer,Kult,1} + W_{Licht,Kult,1}}{\sum W_{el,Kult,1} + \sum W_{el,Red,1} + W_{el,Trocknung,1} + W_{el,Kühl,1}} = 7,08\%. \quad (4-66)$$

Derselbe Rechengang kann für das Reddening, die Trocknung und die elektrische Arbeit der Kühlung angewandt werden. Genauso wird auch die Berechnung der Arbeitsanteile der Kühlung für die Behälter der Kultivierung und des Reddening durchgeführt.

Die Summe der elektrischen Arbeit  $W_{el,1}$  ergibt sich aus den Einzelverbrauchern

$$W_{el,1} = W_{el,Kult,1} + W_{el,Red,1} + W_{el,Trocknung,1} + W_{el,Kühlung,1} \quad (4-67)$$

### 4.4.2 Variante 2.1

In den Variante 2.1 wird im Reddeningprozess teilweise Sonnenlicht genutzt. Dazu wird nach Abschluss der Kultivierungsphase der Anfang des Reddeningprozesses im Reddening-Behälter unter künstlicher Beleuchtung durchgeführt. Ein Teil des Reddingprozesses wird unter Nutzung von Sonnenlicht zu Ende geführt, wobei dafür die Algensuspension in einen Photobioreaktor (wie Abbildung 1-4) gepumpt wird. Ziel dieser Maßnahmen ist eine Entlastung der Reddeningbehälter und somit Energieeinsparungen bei Beleuchtung und Kühlung zu erreichen. Der Aufbau der Anlage wird schematisch in Abbildung 4-5 dargestellt.

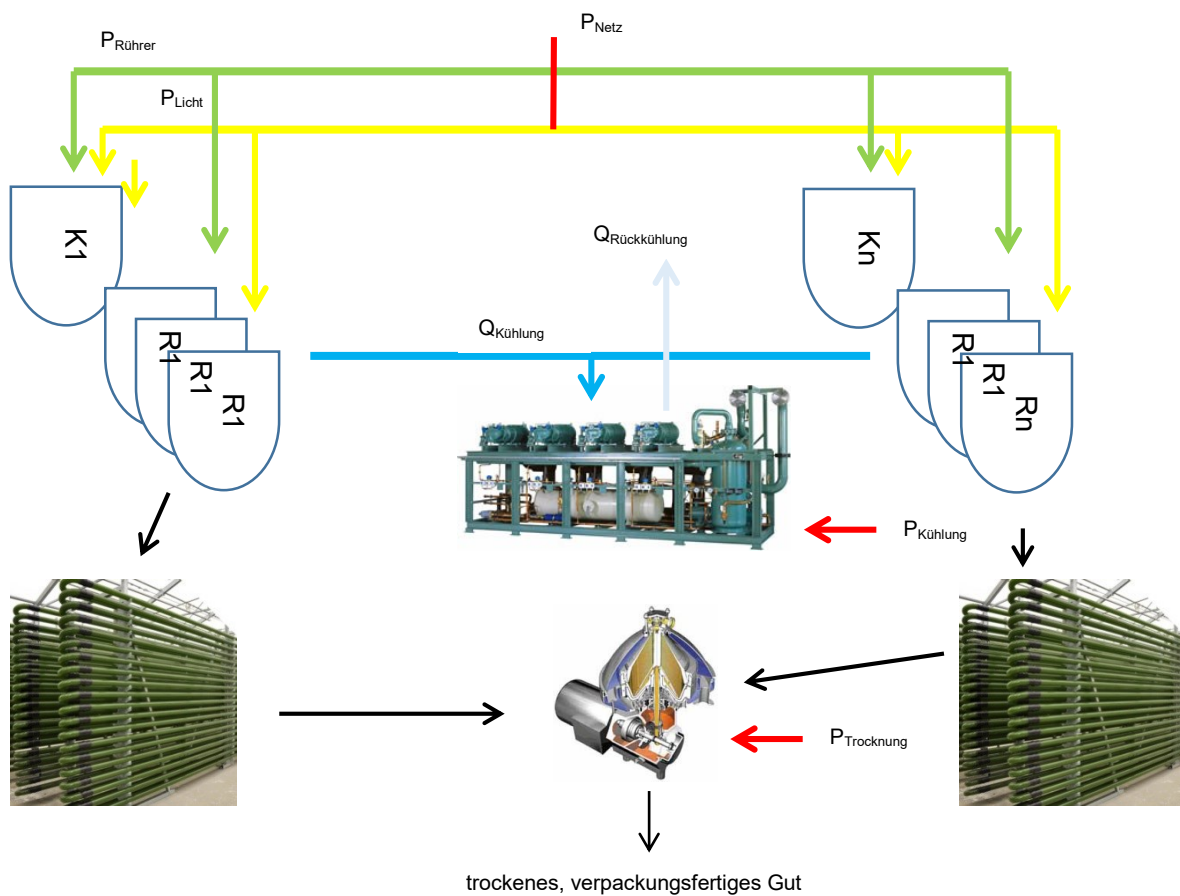


Abbildung 4-5 schematische Darstellung der Variante 2.1

Da in der Industrieanlage die Behälter größer sind als in der DEMO-Anlage, ist die Zeitdauer für das Reddening in der Industrieanlage etwas höher angesetzt. In der Industrieanlage wird für den Reddeningprozess eine Gesamtdauer von Verdünnung bis zum Ende des Abpumpens in den Absetzbehälter mit 120h angenommen. Dieser Wert wurde aus Versuchen mit unterschiedlichen Behältergrößen durch die Firma BDI Bioenergy International AG ermittelt.

Folgende Annahmen liegen den Berechnungen der Variante 2.1 und 2.2 zu Grunde:

- Außenbetrieb von Anfang April bis Ende September
- Revision/Stillstand der Anlage im Winter
- ~72h im Behälter
- ~48h Reddening im Photobioreaktor

Als Basis für die Sonnenstunden werden die langjährigen Aufzeichnungen der Wetterstation der Universität Graz herangezogen. Diese Aufzeichnungen liefern für 182 Tage, vom 01. April bis 30. September ohne Schalttag, 1.399,17 Sonnenscheinstunden. Das ergibt 7,69h/d Sonnenschein. Bei 48h Reddening im PBR bei Sonnenschein ergibt sich eine Betriebszeit für den Abschluss des Reddeningprozesses von

$$t_{Red,außen} = \frac{48}{7,69} * 24 = 149,85h. \quad (4-68)$$

Für die Berechnung der elektrischen Arbeit im Reddeningprozess wird für den Licht-, Rührer- und Kühleinsatz in der Anlage eine Betriebszeit von 71,9h pro Charge herangezogen. Die Betriebszeiten für Licht und Rührer sind 71h und 71,5h. Diese Zeiten ergeben sich daraus, dass während dem Befüllen und Entleeren das Licht ausgeschaltet wird und der Rührer nur teilweise während des Chargenwechsels betrieben wird.

Für den Reddeningprozess im Freien wird eine spezifische Pumpleistung von  $0,15\text{kW}/\text{m}^3_{\text{PBR}}$  angenommen (Erfahrungswert PBR-Hersteller). Da der Reddeningprozess im Freien deutlich länger für den Abschluss benötigt, sind für den Freiprozess deutlich höhere Volumina vorzusehen. Die elektrische Arbeit für Rührer und Licht im Reddeningprozess berechnet sich nach folgender Gleichung.

$$W_{Licht,Red,2.1} = p_{Licht} * V_{Behälter} * n_{Behälter} * (t_{Licht,1} * n_{Charge,Winter} + t_{Licht,2.1} * n_{Charge,Sommer}) \quad (4-69)$$

Die Chargenanzahlen im Winter und Sommer berechnen sich nach

$$n_{Charge,Winter} = \frac{\text{Betriebszeit Winter}}{t_{Charge}} = \frac{8000 - 182 * 24}{119,90} = 30,29 \cong 30 \text{Stk und} \quad (4-70)$$

$$n_{Charge,Sommer} = n_{Charge,Jahr} - n_{Charge,Winter} = \frac{8000}{199,90} - 30 \cong 36 \text{Stk.} \quad (4-71)$$

Bei 8000 Jahresbetriebsstunden sind die Stillstandszeiten im Winter in der Ermittlung der Chargenanzahl bereits berücksichtigt.

Die gesamte elektrische Arbeit des Reddeningprozesses ist die Summe der Einzelarbeiten und der Arbeit für das Pumpen der Suspension im PBR.

$$\sum W_{el,Red,2.1} = W_{Rührer,Red,2.1} + W_{Licht,Red,2.1} + p_{pumpen} * V_{PBR,2.1} \quad (4-72)$$

Die elektrische Arbeit für die Kühlung sinkt durch die Entlastung der Behälter. Die elektrische Arbeit für die Kühlung ist

$$W_{el,Kühl,2.1} = \frac{W_{Kühl,2.1}}{EER} \quad (4-73)$$

$$= \frac{p_{Kühl} * V_{Behälter} * n_{Behälter} * (t_{Licht,1} * n_{Charge,Winter} + t_{Licht,2.1} * n_{Charge,Sommer})}{EER}$$

Die gesamte elektrische Arbeit ist die Summe von Kultivierung, Reddening, Trocknung und Kühlung gemäß Gleichung (4-67). Die Einsparung an elektrischer Energie berechnet sich über das Verhältnis der Varianten.

$$Einsparung_{el} = 1 - \frac{\sum W_{el,2.1}}{\sum W_{el,1}} = 21,95\% . \quad (4-74)$$

Die Kühlanlage kann durch das Outdoorreddening kleiner dimensioniert werden. Dadurch ergibt sich für die Kühlung eine Einsparung von 20%.

$$Einsparung_{Kühl} = 1 - \frac{\sum W_{Kühl,2.1}}{\sum W_{Kühl,1}} = 1 - \frac{W_{Kühl,Kult,2.1} + W_{Kühl,Red,2.1}}{\sum W_{Kühl,1}} = 20,00\% . \quad (4-75)$$

Durch das Endreddening in einem Photobioreaktor gemäß Variante 2.1 können bis zu 21,95% der eingesetzten elektrischen Energie im Gegensatz zu Variante 1 eingespart und die Kühlanlage um 20% kleiner dimensioniert werden.

Das Risiko bei dieser Variante sind die Unterbrechungen des Reddeningprozesses bei Nacht. In dieser Zeit kann es zu einem Biomasseverlust kommen. Dieser Effekt ist in der Wachstumsphase zwar stärker, tritt aber auch in der Verkapselungsphase. Wird der Prozessschritt nicht

verlängert, kommt es zu Produktverlusten. Wird die Prozesslaufzeit angepasst, relativieren sich die Einparungspotenziale.

### 4.4.3 Variante 2.2

In Variante 2.2 wird die Algensuspension in der Reddeningphase bei ausreichend Sonnenschein in den Photobioreaktor gepumpt. Bei Schlechtwetter und in den Nachtstunden wird das Reddening in der Anlage unter künstlicher Beleuchtung fortgesetzt und somit eine kontinuierliche Beleuchtung ohne Unterbrechung des Reddeningprozesses realisiert. Das Schema ist in Abbildung 4-6 gezeigt. Da für das Outdoorreddening 48h vorgesehen sind und die durchschnittliche Sonnenscheindauer im Sommer 7,69h/d beträgt, ergibt sich für das Outdoorreddening eine nutzbare, mittlere Sonnenscheindauer  $t_{Red,au\beta en}$  von

$$t_{Red,au\beta en} = \frac{48}{24} * 7,69 = 15,38h. \tag{4-76}$$

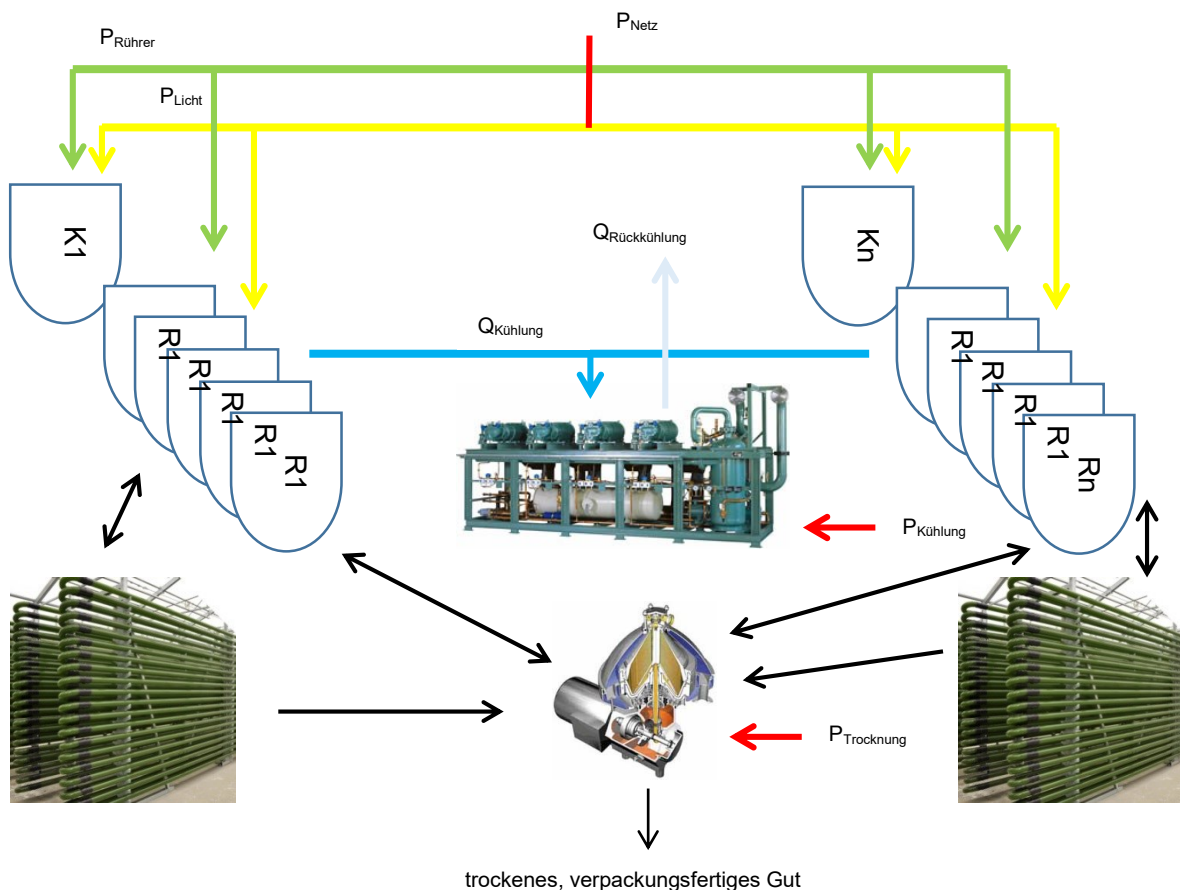


Abbildung 4-6 Prinzipschema der Variante 2.2

In den Sommermonaten kann das Reddening also für 15,38h pro Zyklus im PBR bei natürlicher Beleuchtung durchgeführt werden, für die restliche Zeit muss die Suspension bei künstlicher Beleuchtung im Reddeningbehälter verbleiben. Bei einer Dauer des Gesamtzyklus von 119,9h ergibt sich eine Restdauer des Zyklus unter künstlicher Beleuchtung  $t_{Red,innen}$  von

$$t_{Red,innen} = 119,90 - 15,38 = 104,52h \quad (4-77)$$

Die Betriebszeiten von Licht und Rührer in den Sommermonaten betragen 103,62h und 104,12h. Die Berechnung folgt dem Schema der Gleichungen (4-69) bis (4-73) mit den an die Variante 2.2 angepassten, veränderten Betriebszeiten für Licht und Rührer. Die produzierbaren Chargenanzahlen pro Jahr bleiben unverändert. Die Einsparungspotenziale für elektrische Energie und Kühlung liegen bei 8,38 bzw. 6,41% gegenüber der Basisvariante.

#### 4.4.4 Variante 3

In dieser Variante wird mittels thermischen Solarkollektoren Wärme erzeugt, die in einer Absorptionsanlage in Kälte umgewandelt und zur Kühlung, wie in Abbildung 4-7 dargestellt, der Industrieanlage genutzt wird. Die Kollektorfläche und Kälteanlage wird in dieser Variante auf die Nennkühlleistung der Industrieanlage ausgelegt, damit in den Sommermonaten zu 100% eine solare Kühlung der Industrieanlage gewährleistet werden kann. Für den Betrieb in den Wintermonaten und in der Übergangszeit ist eine luftgekühlte Schraubenverdichteranlage für den Vollast- und Teilzeitbetrieb vorgesehen. In Tabelle 4-15 sind die Betriebszeiten und Lastbereiche abgebildet. Die Annahmen für den Sommer- und Winterbetrieb gelten wie in Kapitel 4.4.2. Für den Sommer werden 182 Tage mit 7,69 Sonnenscheinstunden pro Tag herangezogen. Die fahrbaren Lastbereiche der Absorptionskältemaschine wurden von einem Ingenieurbüro, das solche Anlagen plant, bekannt gegeben.

Tabelle 4-15 Betriebszeiten und Lastbereiche Variante 3

	Betriebszeit	Lastbereich
Absorptionskältemaschine $t_{AKM1,3}$ $t_{AKM2,3}$	182*7,69 = 1400h Teilzeitbetrieb = 590h	100% 30%
Schraubenverdichter $t_{konv1,3}$ $t_{konv2,3}$	5860h 590h	100% 70%
Kühlbetrieb Industrieanlage $t_{Betrieb}$	7854h	

Eine Absorptionskältemaschine besteht aus vier Hauptkomponenten, einem Absorber, einem Verdampfer, einem Verflüssiger und einem Austreiber. Im Austreiber wird aus der Lösung des Arbeitsstoffpaares bei hohen Temperaturen das Wasser aus der kältemittelreichen Lösung verdampft. Dabei entsteht ein hoher Kältemitteldampfdruck, der für die Verflüssigung des Kältemittels im Verflüssiger ausreicht. Der Kältemitteldampf wird nach dem Austreiben vom Lösungsmittel getrennt und im Verflüssiger abgekühlt. Das kondensierte Kältemittel wird über ein

Regelventil in den Verdampfer geleitet und dort verdampft. Dabei nimmt das Kältemittel Wärme auf und kühlt das Kaltwasser. Dabei entsteht Lösungsmitteldampf, der in den Absorber übergeführt wird. Dort wird das Kältemittel (Wasser/Wasserdampf) von einer Absorptionslösung aufgenommen (z.B. einer konzentrierten LiBr-Lösung) und wieder in den Austreiber gepumpt. Abbildung 4-8 zeigt den beschriebenen Kreislauf. (Schade, 2015)

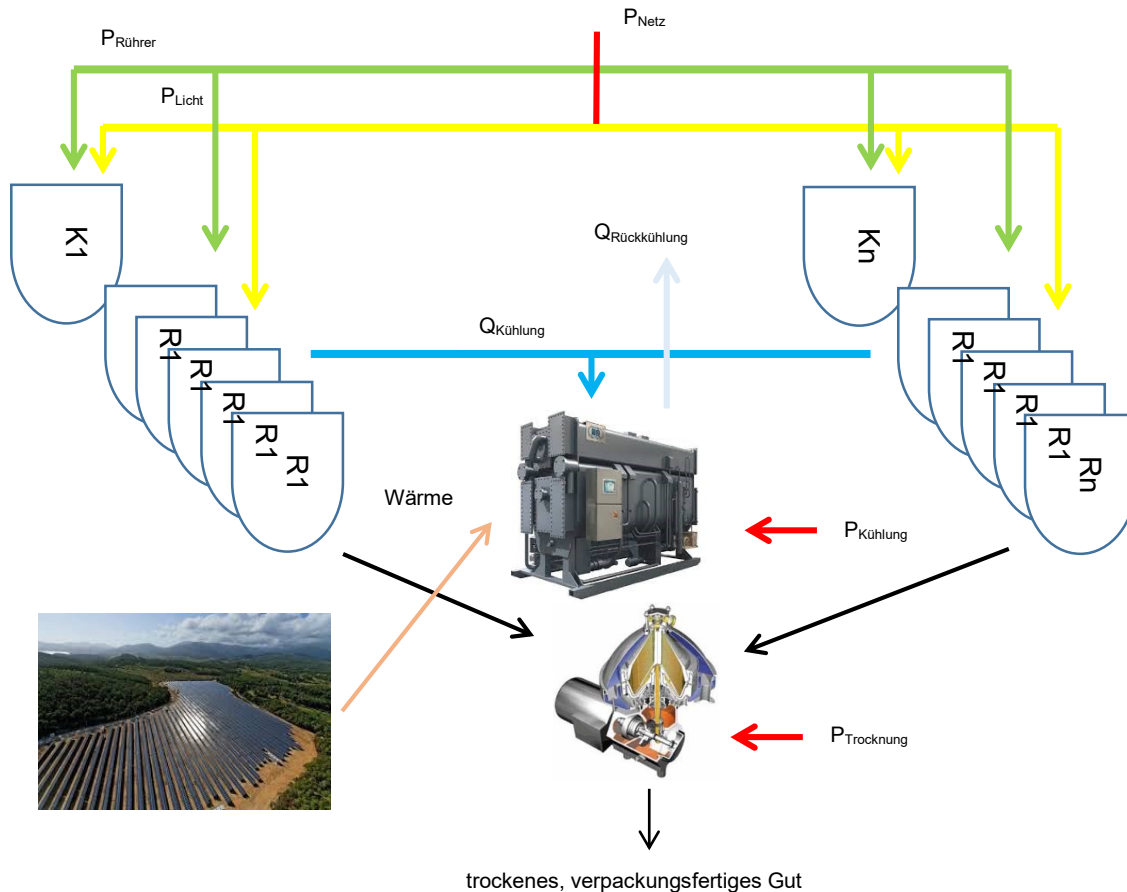


Abbildung 4-7 Schema der Variante 3

die Erzeugung von Kälte notwendig ist. Es wird nur Energie für den Betrieb der Lösungsmittelpumpe und die Rückkühlanlage benötigt. Die benötigte Wärmeenergie wird durch die thermische Solarkollektoranlage geliefert. Der Betrieb der Pumpen für die Zirkulation des Kollektorwassers wird in der Berechnung nicht berücksichtigt.

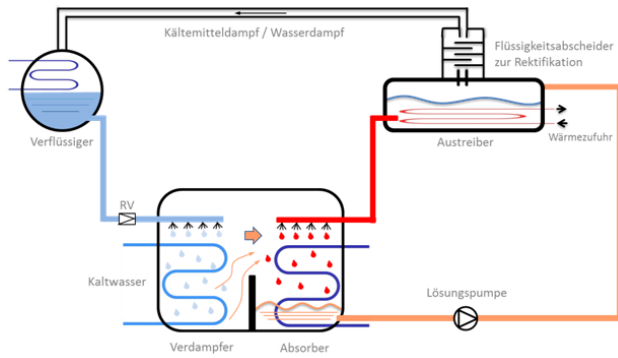


Abbildung 4-8 Kreislaufschema Absorptionskältemaschine (Schade, 2015)

Die Arbeit des konventionellen Verdichterkühlers  $W_{el,Kühl,konv,3}$  in der Variante 3 beträgt

$$\begin{aligned}
 W_{el,Kühl,konv,3} &= \frac{W_{Kühl,konv,3}}{EER} \\
 &= \frac{p_{Kühl} * (t_{konv1,3} * 100\% + t_{konv2,3} * 70\%) * \sum_{Kult,Red}(V_{Behälter} * n_{Behälter})}{EER}
 \end{aligned}
 \tag{4-78}$$

Die Arbeit der Absorptionskältemaschine und der Rückkühler  $W_{el,Kühl,AKM,3}$  errechnen sich nach

$$\begin{aligned}
 W_{el,Kühl,AKM,3} &= W_{Kühl,AKM,3} \\
 &= (P_{AKM} + P_{Kühlturm}) * (t_{AKM1,3} * 100\% + t_{AKM2,3} * 30\%).
 \end{aligned}
 \tag{4-79}$$

Die Summe der beiden Parameter ergibt die benötigte elektrische Arbeit für die Kühlung der Variante 3. Die gesamte elektrische Arbeit berechnet sich nach Gleichung (4-67). Die prozentuelle Einsparung dieser Variante gegenüber der Basisvariante beträgt

$$\text{Einsparung}_{el} = 1 - \frac{\sum W_{el,3}}{\sum W_{el,1}} = 3,82\% .
 \tag{4-80}$$

Die Einsparungen ergeben sich durch den teilweisen Betrieb der Anlage mit der Absorptionskältemaschine. Da diese allerdings nur im Sommer und bei Tag mit 100%er Auslastung betrieben werden kann und der elektrische Energiebedarf der Kühlanlage nur einen Teil des gesamten elektrischen Energiebedarfs darstellt, fällt das Einsparungspotenzial gering aus.

#### 4.4.5 Variante 4

In der Variante 4 (siehe Abbildung 4-9) soll die benötigte elektrische Energie für die Beleuchtung und Kühlung des Prozesses über ein erdgasbetriebenes Blockheizkraftwerk erzeugt werden. Die erzeugte Wärme des BHKWs soll über eine Absorptionskältemaschine die benötigte



Kälte für die Kühlung des Prozesses liefern. Wird zu wenig Wärme erzeugt, soll diese durch einen Gasbrennkessel zusätzlich geliefert werden.

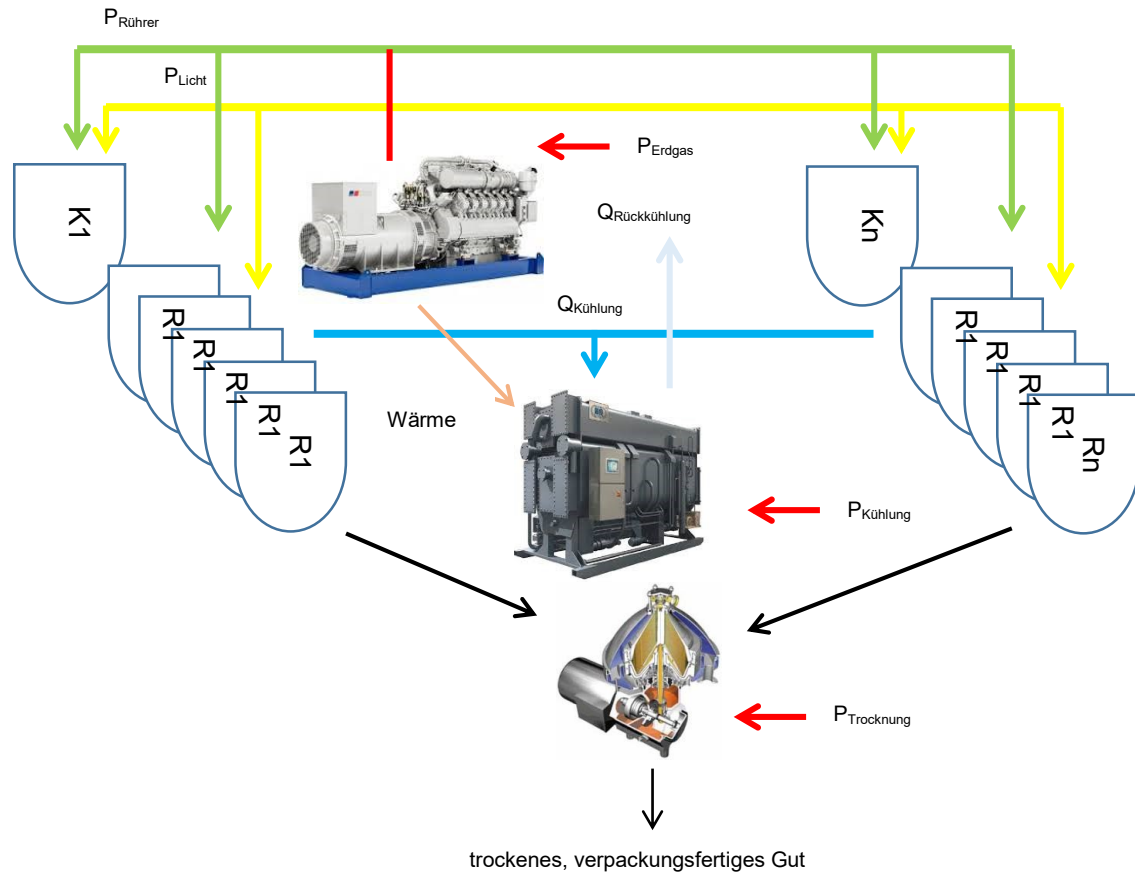


Abbildung 4-9 Schema der Variante 4

$$\begin{aligned}
 \sum W_{el,4} &= W_{el,Kühl,AKM,4} + W_{el,Licht,4} \\
 &= (P_{AKM} + P_{Kühlturm}) * t_{Betrieb} + P_{Licht} \\
 &\quad * \sum_{Kult,Red} (V_{Behälter} * n_{Behälter} * t_{Licht} * n_{Charge}).
 \end{aligned}
 \tag{4-81}$$

Daraus lässt sich die Leistung des BHKWs auslegen.

$$P_{nenn,BHKW,4} = \frac{\sum W_{el,4}}{\eta_{BHKW,elektrisch} * t_{Betrieb}}.
 \tag{4-82}$$

Das BHKW erzeugt dabei eine Wärmeleistung, die sich mit dem thermischen Wirkungsgrad berechnen lässt.

$$P_{\text{warm,erzeugt},4} = P_{\text{nenn,BHKW},4} * \eta_{\text{BHKW,thermisch}} \quad (4-83)$$

Die erforderliche Wärmeleistung für die Absorptionskältemaschine berechnet sich nach

$$P_{\text{warm,benötigt},4} = \frac{p_{\text{Kühl}}}{\text{COP}_{\text{AKM}}} * \sum_{\text{Kult,Red}} (V_{\text{Behälter}} * n_{\text{Behälter}}). \quad (4-84)$$

Die Differenz aus den Gleichungen (4-83) und (4-84) ergibt die zusätzlich benötigte Leistung des Gasbrennkessels zur Erzeugung der fehlenden Wärme. Über den Wirkungsgrad des Kessels, kann die erforderliche Gasleistung berechnet werden.

$$\Delta W_{\text{wärme},4} = P_{\text{warm,benötigt},4} - P_{\text{warm,erzeugt},4} \quad (4-85)$$

$$P_{\text{Gas},4} = \frac{\Delta W_{\text{wärme},4}}{\eta_{\text{Gasbrennkessel}}} \quad (4-86)$$

Das Einsparungspotenzial der Variante 4 liegt bei

$$\text{Einsparung}_{el} = 1 - \frac{\sum W_{el,4}}{\sum W_{el,1}} = 19,65\%. \quad (4-87)$$

Diese Einsparung bezieht sich auf die Einsparung der elektrischen Arbeit der Kühlung beim Einsatz einer Absorptionskältemaschine in Bezug auf die konventionelle Kühlung.

#### 4.4.6 Variante 5

In dieser Variante wird die erzeugte Wärme mittels einer Wärmepumpe auf ein höheres Niveau gehoben und an einen Fern- oder Nahwärmelieferanten verkauft. Im Betrieb der Industrieanlage fallen beträchtliche Wärmemengen, allerdings auf einem niedrigen Temperaturniveau an. Nah- oder Fernwärmenetze nutzen Temperaturniveaus von 90°C und mehr im Vorlauf. Die Wärme muss für eine Einspeisung in ein Netz auf dieses Temperaturniveau gebracht werden. In Abbildung 4-10 ist ein Schema gezeigt, wie diese Variante aussieht.

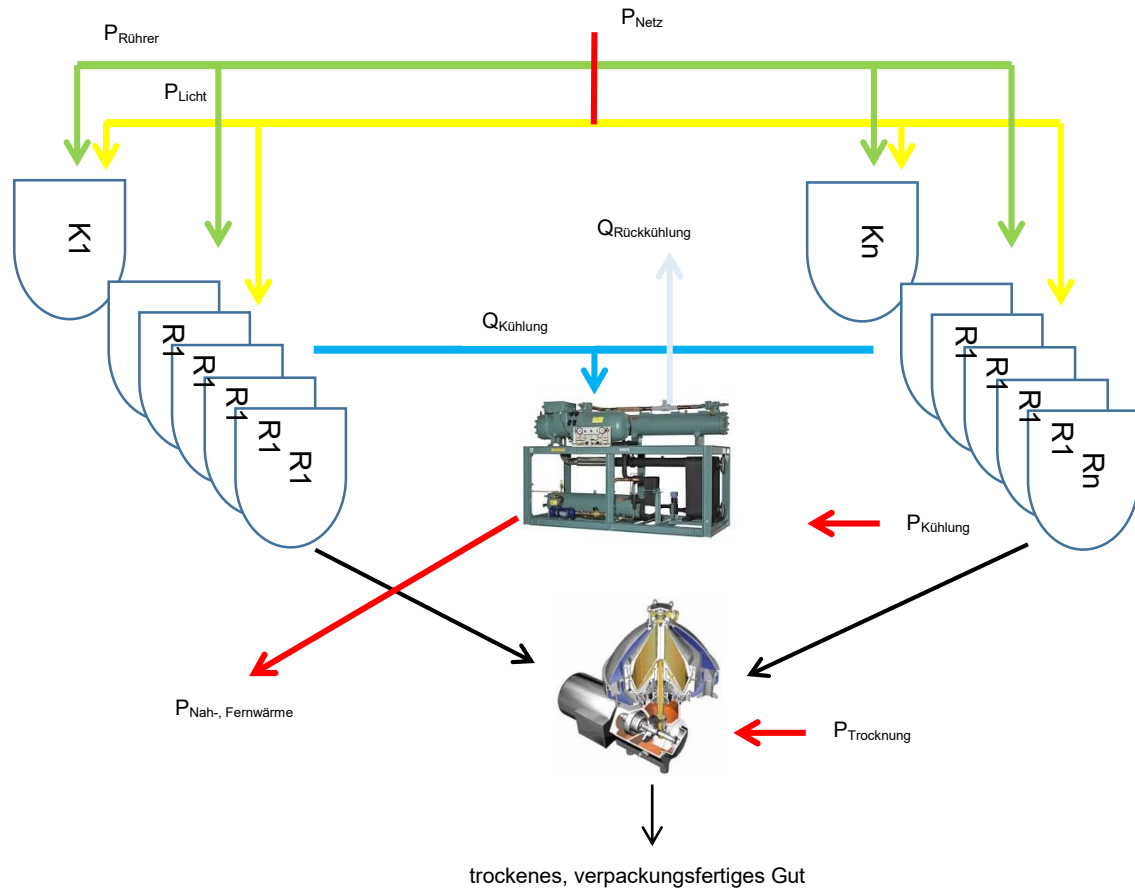


Abbildung 4-10 Prinzip der Variante 5

Voraussetzung für die Berechnung ist, dass die gesamte Wärme abgenommen wird. Die elektrische Arbeit der Kühlung wird berechnet nach

$$\begin{aligned}
 W_{el,Kühl,5} &= \frac{\sum W_{Kühl,5}}{COP_{WP}} + P_{Kühlturm} * t_{Betrieb} \\
 &= \frac{P_{Kühl} * \sum_{Kult,Red} (V_{Behälter} * n_{Behälter} * t_{Licht} * n_{Charge})}{COP_{WP}} + P_{Kühlturm} \\
 &\quad * t_{Betrieb} .
 \end{aligned}
 \tag{4-88}$$

In dieser Variante kommt es zu keiner Einsparung an elektrischer Energie. Hier wird für den Betrieb der Wärmepumpe mehr Energie benötigt, als für den Betrieb der konventionellen Kühlung, allerdings lassen sich durch den Verkauf der Wärme Mittel lukrieren. Der hervorgerufene Mehrverbrauch durch den Einsatz der Wärmepumpe der Variante 5 beträgt

$$\text{Mehrverbrauch}_{el} = 1 - \frac{\sum W_{el,5}}{\sum W_{el,1}} = +9,11\% . \quad (4-89)$$

#### 4.4.7 Variante 6

Bei der Kühlung mittels eines Durchlaufkühlsystems wird die abzuführende Wärme über einen Wärmetauscher an ein leistungsfähiges Fließgewässer abgegeben. Dabei sind folgende Grenzen einzuhalten:

- Höchsttemperatur der Einleitung 30°C
- Maximale Hebung 10K
- Einleitmenge max. 5% von 95% der durchschnittlichen Durchflussmenge des Gewässers; (Hefler, 2003)

Als Fließgewässer kommen daher nur kalte und größere Flüsse in Frage. Aufgrund der geringen Spreizung muss der Wärmetauscher für den Betrieb im Sommer entsprechend groß dimensioniert werden.

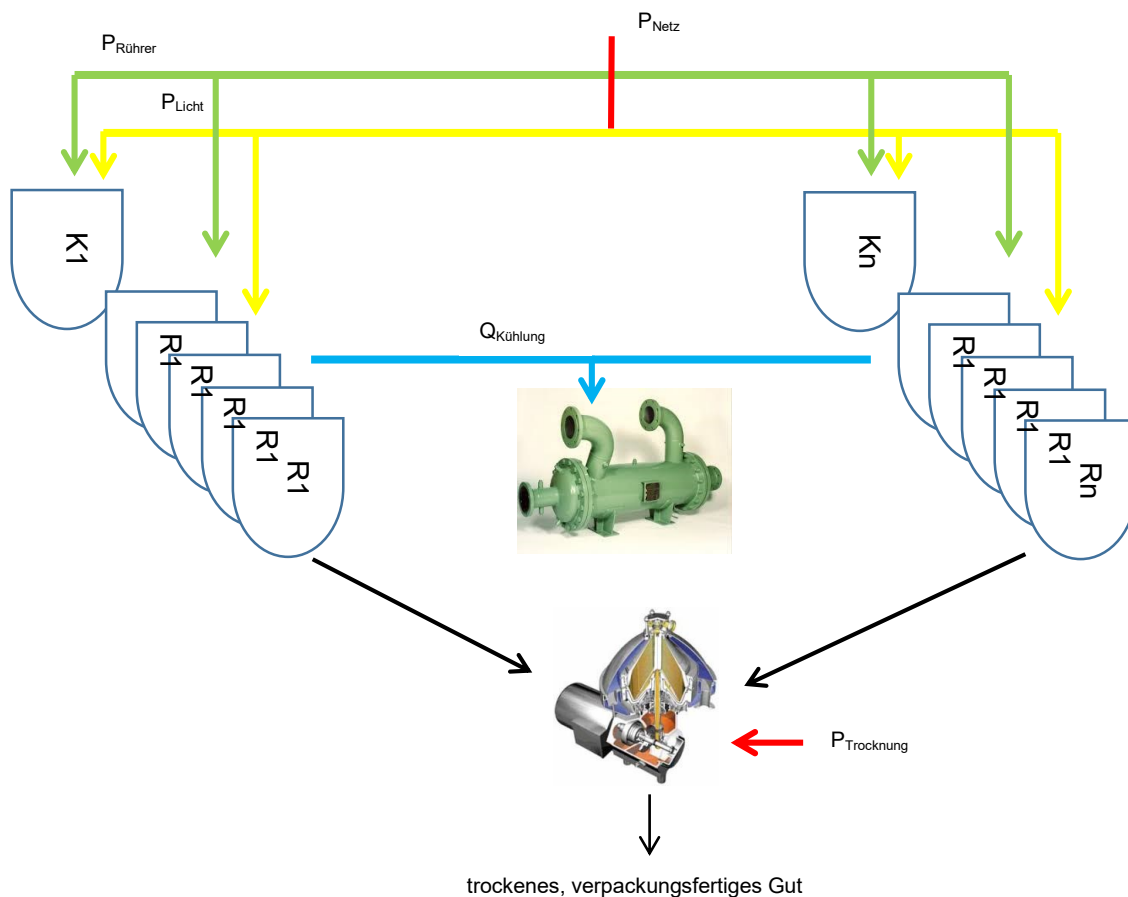


Abbildung 4-11 Schema der Variante 6

Wie in Abbildung 4-11 dargestellt, entfallen die Verbraucher für die Kühlung (Verdichter und Rückkühler).

Dabei kann auf Seite der elektrischen Arbeit der Verbrauch der konventionellen Kühlung eingespart werden. Die elektrische Arbeit bei der Variante 6 berechnet sich nach

$$W_{el,6} = W_{el,Kult,6} + W_{el,Red,6} + W_{el,Trocknung,6}. \quad (4-90)$$

Das Einsparungspotenzial liegt bei

$$Einsparung_{el} = 1 - \frac{\sum W_{el,6}}{\sum W_{el,1}} = 21,9\%. \quad (4-91)$$

#### 4.4.8 Variante 7

Die Variante 7 beschreibt die Ausgangslage und Rahmenbedingungen wie in Variante 1 mit dem Unterschied, dass anstatt herkömmlicher Leuchtstoffröhren LED-Röhren verbaut werden. Diese neuen LED-Röhren besitzen den gleichen Lichtstrom pro m<sup>2</sup> wie die verwendeten Leuchtstoffröhren und sind somit für die Aufgaben in der Algenzüchtung geeignet. Die Berechnungen ergeben  $p_{\text{Licht,LED}}=2,158\text{kW/m}^3$  als spezifische Lichtleistung.

Da für diesen Lampentyp keine eigene Versuchsreihe gefahren werden konnte, wird von einem Kühlgrad von  $\eta_{\text{Kühl}}=91\%$ , wie bei den herkömmlichen Leuchtstoffröhren, ausgegangen. Da die LED-Röhren einen höheren elektrischen Wirkungsgrad besitzen, stellt diese Annahme den absolut schlechtesten Fall dar und die Einsparung an elektrischer Energie bezieht sich nur auf die geringere aufgenommene Leistung der LED Leuchtmittel. Da die Algen, wie eingangs beschrieben (Kapitel 1.2.1), nur einen geringen Teil der zur Verfügung stehenden Lichtenergie umsetzen können, scheint der oben genannte Kühlgrad durchaus realistisch.

Die elektrische Arbeit lässt sich wie folgt ermitteln

$$\begin{aligned} \sum W_{el,7} &= W_{el,Kühl,7} + W_{el,Licht,7} \\ &= p_{\text{Licht}} * \sum_{\text{Kult,Red}} (V_{\text{Behälter}} * n_{\text{Behälter}} * t_{\text{Licht}} * n_{\text{Charge}}) * \left( \frac{\eta_{\text{Kühl}}}{EER} + 1 \right). \end{aligned} \quad (4-92)$$

Das Einsparungspotenzial beträgt

$$Einsparung_{el} = 1 - \frac{\sum W_{el,7}}{\sum W_{el,1}} = 52,91\%. \quad (4-93)$$

## 5 Ergebnisse

Im folgenden Kapitel werden die gewonnenen Ergebnisse der vorangegangenen Kapitel zusammengefasst und interpretiert.

### 5.1 Kennziffern der DEMO-Anlage

Die Kennziffern für die DEMO-Anlage sind bereits in Tabelle 4-3 und Tabelle 4-9 dargestellt. Bei den Versuchen werden zwei gleiche Kesseltypen mit unterschiedlichen Mantelkühl- und Rührsystemen verglichen und die daraus gemessenen und berechneten Werte auf die Industrieanlage hochgerechnet.

Die Beobachtungszeiträume sind beinahe gleich lang. Allerdings werden im Behälter B10100 mehrere Kultivierungszyklen durchlaufen, während in Behälter B10300 nur ein Reddeningdurchgang beobachtet wird. Der Reddeningbehälter muss nach jedem Zyklus gereinigt werden, da sich an den Wänden und Einbauten Ablagerungen bilden. In der Kultivierung jedoch kann nach der Verdünnung neue Nährlösung hinzugegeben werden und die Vermehrung der Algen schreitet fort. Die Ablagerungen fallen nicht so aggressiv aus und müssen erst nach mehreren Zyklen entfernt werden.

Beim Vergleich der eingebrachten elektrischen Leistung, der abzuführenden Kühlleistung und dem daraus resultierenden Wirkungsgrad  $\eta_{\text{Kühl}}$  fällt der hohe Zahlenwert von über 90% von  $\eta_{\text{Kühl}}$  auf. Dieser kann damit erklärt werden, dass außer der Verlustleistung der Leuchtstoffröhren noch jene Energie gekühlt werden muss, die nicht von den Algen in der Photosynthese aufgenommen wird. Die Photosynthese selbst nutzt im besten Fall nur etwa 4-5% der zugeführten Lichtleistung, der Rest ist Wärme, die frei wird.

Die berechneten Werte beim Kultivierungsbehälter weichen bis auf die Rührwerksauslegung nur wenig von den gemessenen Werten ab. Bei der Rührwerksauslegung sind viele Geometrieanahmen aus Datenblättern und Zeichnungen zu entnehmen, die teilweise unzureichend bemaßt sind. Diese Unbekannten lassen sowohl bei der Rührwerksauslegung als auch bei der Berechnung des Wärmedurchgangskoeffizienten nur grobe Abschätzungen zu. Bei der Berechnung der Wärmedurchgangskoeffizienten sind verschiedene Verfahren anzuwenden. Für den Behälter mit Blähmantel hat sich gezeigt, dass das Verfahren nach Lehrer den aufgezzeichneten Werten am nächsten kommt; beim Behälter mit Doppelmantel das Verfahren nach Stein und Schmidt. Diese Berechnungsverfahren dienen nur einer Abschätzung. Geometrieverhältnisse wie z.B. die Spaltweite des Mantels sind nicht eindeutig anzugeben, haben allerdings einen hohen Einfluss auf die Werte. Es zeigt sich bei den Berechnungen, dass der limitierende Faktor für den Wärmedurchgang in allen Verfahren der Übergang von der Behälteraußenwand in das Kühlmedium war. Die ermittelten Reynolds-Zahlen im Spalt liegen im niedrigen Bereich. Daher ist der Wärmeübergang ins Kühlmedium gering. Eine Erhöhung der Strö-

mungsgeschwindigkeit, des Kühlmediumdurchsatzes oder eine Verringerung des Kühlmantelspaltes kann den limitierenden Faktor heben. Aus den gemessenen Werten ist zu erkennen, dass der Blähmantel einen deutlich besseren Wärmedurchgangskoeffizienten aufweist, als der Doppelmantel.

## 5.2 Ergebnisse der Fallbeispiele

Die Ergebnisse der Fallbeispiele werden vergleichend dargestellt. Als Basis wird die Variante 1 herangezogen. Diese geht von einer Beleuchtung der Behälter mit Leuchtstoffröhren und der Kühlung der Behälter mittels einem luftgekühlten Schraubenverdichter aus. Die eingesetzten Behälter der Industrieanlage besitzen Schrägblattrührer als Rührwerke und Blähmäntel zur Behälterkühlung. Die Berechnungsgrundwerte für die Auslegungen sind in Tabelle 4-11 und Tabelle 4-12 dargestellt.

In der Tabelle 5-1 sind die Anteile der betrachteten Teile der Produktion zusammengefasst. Die elektrische Arbeit wird in vier Bereiche unterteilt:

- Rühren
- Beleuchtung
- Trocknung und
- Kühlung

In den Bereichen Rühren, Beleuchtung und Kühlung werden jeweils die elektrischen Arbeiten der Kultivierung und des Reddening zusammengefasst. Die einzelnen Bereiche werden dann durch die Summe der gesamten elektrischen Arbeit der Variante 1 dividiert. Dadurch erhält man die Anteile der Bereiche in den einzelnen Varianten. Zusätzlich werden in der Tabelle die Einsparungen von elektrischer Arbeit und Kühlarbeit gezeigt.

Tabelle 5-1 elektrische Arbeits- und Kühlarbeitsanteile bezogen auf Variante 1

	[%]	Variante 1	Variante 2.1	Variante 2.2	Variante 3	Variante 4	Variante 5	Variante 6	Variante 7
elektrische Arbeit	Rühren	1,33	1,06	1,24	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33
	Beleuchtung	76,54	61,23	71,64	76,54	76,54	76,54	76,54	35,40
	Trocknung	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23
	Kühlung	21,90	15,53	18,51	17,51	0,27	29,02	0,00	10,13
Einsparung elektrische Arbeit		-	21,95%	8,38%	3,82%	19,65%	-9,11%	21,90%	52,91%
Kühlarbeit	Kultivierung	9,09	9,09	9,09	9,09	9,09	9,09	9,09	4,20
	Reddening	90,91	70,91	84,51	90,91	90,91	90,91	90,91	42,05
Einsparung Kühlarbeit		-	20,00%	6,41%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	53,75%

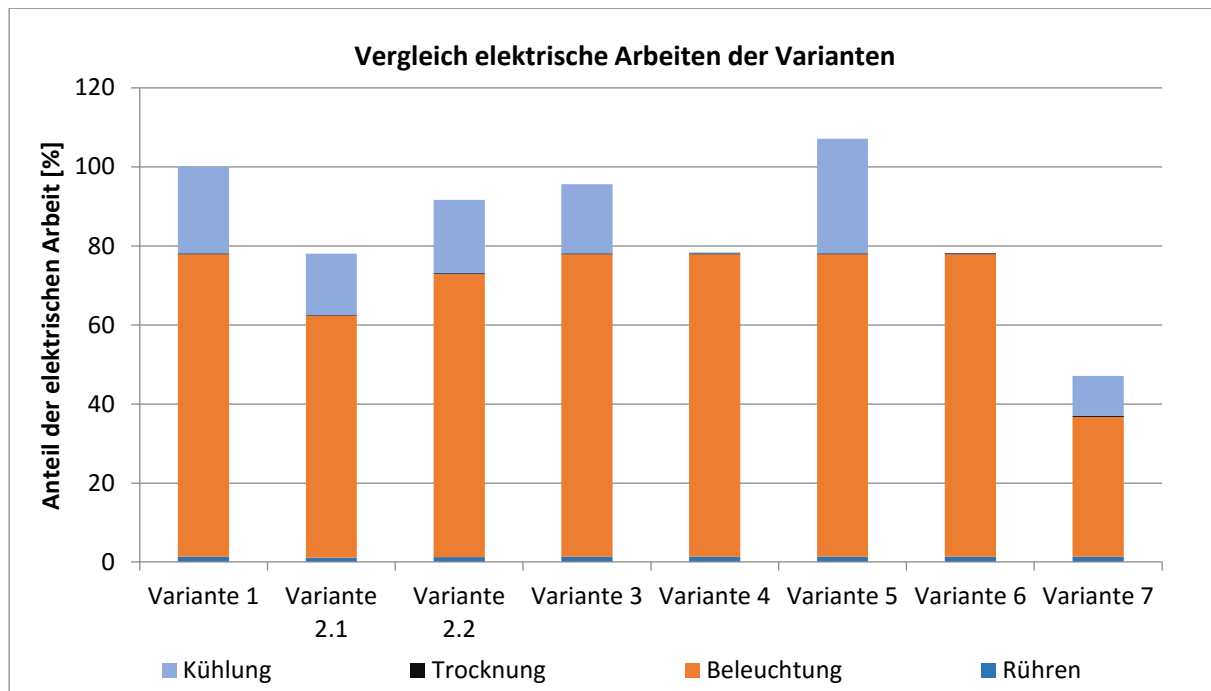


Abbildung 5-1 Vergleich der elektrischen Anteile der Varianten

Abbildung 5-1 zeigt die grafische Auswertung der Tabelle 5-1 in Bezug auf den elektrischen Anteil. Daraus ist ersichtlich, dass die meiste Energie in allen Varianten für die Beleuchtung und die Kühlung benötigt wird. Die Guttrocknung spielt in der Energiebilanz eine untergeordnete Rolle. Bei der Variante 4 wird durch die Verwendung der Absorptionskältemaschine wesentlich weniger Energie zur Kühlung benötigt. Bei Variante 6 entfällt der Kühlaufwand, da die Kühlung mittels Wärmetauscher und Flusswasser erfolgt.

In Abbildung 5-2 werden die Einsparungspotenziale der elektrischen Energie der Varianten dargestellt. Das höchste Einsparungspotenzial bietet die Variante 7. In Variante 5 wird mehr elektrische Energie durch den Betrieb der Wärmepumpe verbraucht, durch den Verkauf der Wärme lassen sich Mittel lukrieren. Das niedrigste Einsparungspotenzial bezogen auf die elektrische Arbeit birgt die Variante mit der solaren Kühlung.



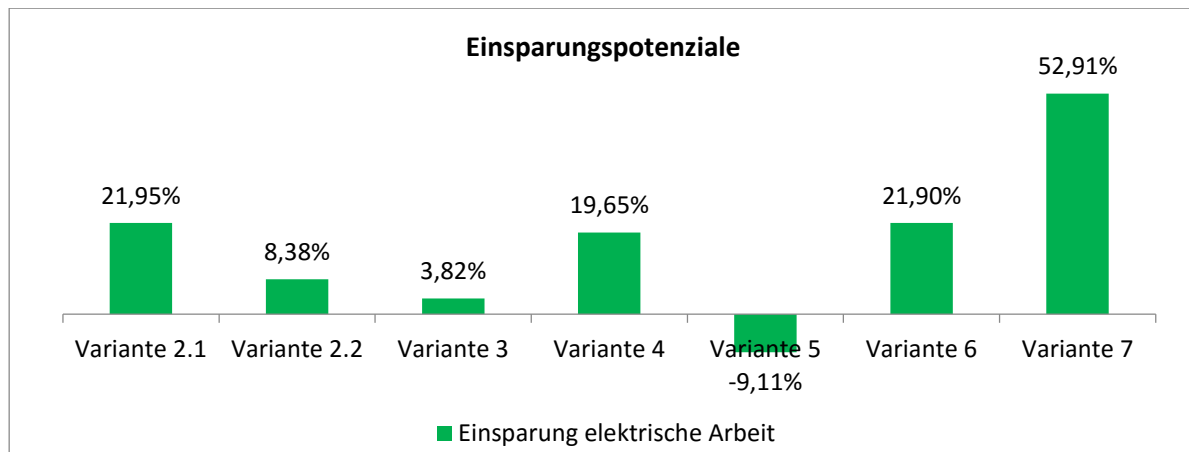


Abbildung 5-2 Einsparungspotenziale elektrische Energie

Abbildung 5-3 zeigt die grafische Auswertung der Tabelle 5-1 in Bezug auf den thermischen Anteil. Einsparungen sind nur bei drei Varianten gegeben. In allen anderen, muss die gleiche Leistung wie in Variante 1 weggekühlt werden.

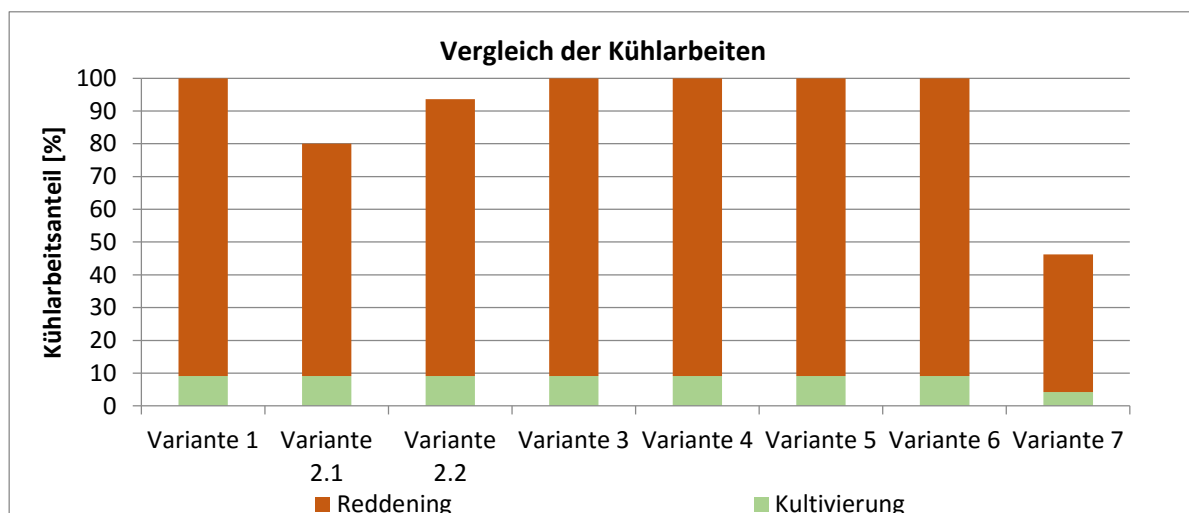


Abbildung 5-3 Vergleich der Kühlarbeiten der Varianten

### 5.2.1 Variante 1

Der elektrische Energiebedarf der Industrieanlage errechnet sich aus den berechneten und gemessenen Werten der DEMO-Anlage. Hierbei wird ausgehend von der DEMO-Anlage auf die Anzahl und das Volumen der Behälter der Industrieanlage hochgerechnet. Die geplante Industrieanlage beinhaltet ein Behältervolumen von insgesamt über 360m<sup>3</sup> und der errechnete Energiebedarf beläuft sich auf einen zweistelligen GWh-Bereich.

Die Berechnungen für konventionelle Beleuchtung mit Leuchtstoffröhren und Verdichterkühlung ergeben einen hohen Verbrauch an elektrischer Energie. Die Versuche der DEMO-

Anlage zeigen, dass weit mehr Energie als die reinen Wirkungsgradverluste der Leuchtstoffröhren abgeführt werden müssen. Ein effizientes Kühlsystem mit möglichst geringem Eigenverbrauch ist zu favorisieren. Eine mögliche Reduktion der eingebrachten Energie ist nur mit einem anderen Beleuchtungssystem, das jedoch die Anforderungen an die Lichtstromdichte pro m<sup>2</sup> erfüllen muss, oder Nutzung von natürlichem Sonnenlicht möglich. (vgl. Abschnitt 5.2.7 und Abschnitte 5.2.2 und 5.2.3)

Die Vorteile der Algenzucht unter künstlichen Bedingungen sind die konstanten Voraussetzungen und die Reproduzierbarkeit. Der große Nachteil ist der hohe Energieeinsatz, durch welchem sich hohe Stromnetzanschlussgebühren für die elektrische Energieversorgung ergeben.

### 5.2.2 Variante 2.1 und Variante 2.2

Diese Varianten nutzen das natürliche Sonnenlicht, um den Reddeningprozess zu vollenden. Die Einsparungen gemäß Tabelle 5-1 rühren von der Entlastung der Reddeningreaktoren her. Durch die teilweise Prozessführung im PBR kann beim Kunstlichteinsatz gespart werden. Dadurch verringert sich der Energieeinsatz zur Beleuchtung und mit jenem der Kühlbedarf. Bei einer vollständigen Fertigführung des Reddeningprozesses, wie in Variante 2.1, können insgesamt 21,95% der elektrischen Energie eingespart werden. Wird der Prozess in den Reddeningbehältern und dem PBR fertig geführt, ergibt das eine Ersparnis von 8,38%.

Für die Berechnungen der Energiebilanzen werden einige Annahmen getroffen. Ein Betrieb im PBR scheint nur von Anfang April bis Ende September zweckmäßig, da in den Wintermonaten die Beleuchtungsstärken durch die mitteleuropäische Lage nicht gegeben sind. Ein Standort näher am Äquator kann einen Ganzjahresbetrieb des PBRs gewährleisten und würde mehr Einsparungspotenzial bringen.

### 5.2.3 Variante 3

Bei der Nutzung von Sonnenlicht zur Kühlung (solares Kühlen) handelt es sich um ein vielfach erprobtes System. Die Betriebskosten sind laut Hersteller gering, die Investmentkosten hoch. Wie in Abbildung 5-2 dargestellt, ist die energetische Einsparung mit 3,82% gering. Dieses Ergebnis ist stark von der Sonneneinstrahlung und den getätigten Annahmen abhängig. Für den Teillastbetrieb in mitteleuropäischen Breiten gibt es keine Daten, bzw. ist der Hersteller nicht bereit Daten zu liefern. Somit werden für den Teillastbetrieb die Annahmen laut Tabelle 4-15 getroffen.

### 5.2.4 Variante 4

Ein BHKW kann auf zwei Arten geführt werden:

- stromgeführt oder
- wärmegeführt;

In Variante 4 wird nach der stromgeführten Variante gerechnet, da der Betrieb der Beleuchtungs- und Kühlanlage abgedeckt werden soll. Wird das BHKW wärmegeführt betrieben, muss der zusätzlich erzeugte Strom ins Netz eingespeist werden. Eine Einsparung im energetischen Sinne wird über die Reduzierung der Kühlanlage durch Einsatz einer Absorptionskältemaschine erreicht. Die Einsparung an elektrischer Energie beträgt 19,65%. Um die benötigte Wärme bereitstellen zu können, ist eine zusätzliche Gasfeuerung nötig.

Der Vorteil liegt in der einfachen Betriebsführung, dem relativ geringen Platzbedarf und dem Wegfall von hohen Netzanschlussgebühren. Im Gegensatz ist zur Industrieanlage nach Variante 1 ein Zusatzinvestment notwendig und es besteht eine Abhängigkeit von schwankenden Erdgaspreisen. Erdgasbetriebene BHKWs müssen auch ca. alle 8000 Betriebsstunden einer Revision unterzogen werden, wodurch sich die jährlichen Kosten zusätzlich erhöhen. Auch die Nasskühltürme sind einer wiederkehrenden Wartung zu unterziehen. Die Nutzung der Nasskühltürme benötigt zusätzliche Wassermengen für Betrieb und Abschlammung. Diese Mengen sind in der wirtschaftlichen Bewertung der Variante berücksichtigt.

Eine große Herausforderung bei dieser Variante ist die Betriebssicherheit des BHKWs. Fällt dieses für längere Zeit aus, kann durch die Einsparung des Netzanschlusses die Anlage für die Dauer des Stillstandes nicht weiter betrieben werden. Durch einen solchen Vorfall kommt es zum Totalausfall der Anlage. Ein zweites BHKW als Backup, verschlechtert und belastet das wirtschaftliche Betriebsergebnis.

### 5.2.5 Variante 5

Da das Temperaturniveau, das von den Behältern abgeführt wird, gering ist, benötigt man für die Verwertung in einem Wärmenetz eine Wärmepumpe. Bei Betrieb mit einer Wärmepumpe für die Hebung und den Verkauf der Wärme an einen Nah- oder Fernwärmeanbieter ergeben sich keine Einsparungen an elektrischer Energie. Im Gegenteil, der Verbrauch steigt um 9,11% laut den Berechnungen. Durch den Verkauf der Wärme werden Erträge erzielt. Die Annahmen in der wirtschaftlichen Bewertung setzen voraus, dass die gesamte Wärme zu der in einem Angebot vorliegenden Einspeisevergütung abgegolten wird.

Deutlich günstiger wäre ein Verkauf der Wärme auf dem anfallenden, niedrigeren Temperaturniveau. Dazu wäre ein gewerblicher Abnehmer, der große Mengen von Niedrigtemperaturwärme benötigt, in direkter Nachbarschaft zur Industrieanlage nötig.

### 5.2.6 Variante 6

Bei der Nutzung einer natürlichen Wärmesenke sind laut TA AEV Kühlsysteme und Dampferzeuger einige Auflagen einzuhalten. Das Einsparungspotenzial beträgt 21,9% und umfasst den kompletten Wegfall der Kühlanlage und deren Stromverbrauch. Für den Betrieb des Wärmetauschers fallen auf der Wärmeabfuhrseite bei Flusskühlung keine weiteren Kosten an, bei

Nutzung von Grundwasser ist die gesamte Kühlanlage aufwendiger zu gestalten und zu betreiben. Für die Variante 6 wird von einer Kühlung mit Flusswasser ausgegangen.

Herausforderung ist, einen geeigneten Standort für die Industrieanlage an einem leistungsfähigen Fluss zu finden und das Zusatzinvestment für Wärmetauscher und Erdbau. Die Temperatur des Flusses darf im Sommer jene des Prozesses nicht überschreiten. Je kleiner die Temperaturdifferenz zwischen Kühlwasseraustritt und Flusswasser, desto mehr Wasser wird für die Kühlung benötigt. Im Winter muss die Durchflussmenge des Flusses gegeben sein, damit die Anforderungen gemäß TA AEU Kühlsysteme und Dampferzeuger erfüllt werden.

### **5.2.7 Variante 7**

Durch den Einsatz von LED-Röhren kann bei der Beleuchtung und dadurch bei der Kühlung eingespart werden. Das berechnete Einsparungspotenzial liegt bei 52,91% bei konventioneller Kühlung, welche kleiner ausgelegt werden kann. Dadurch verringern sich die Anschlussleistung und die zu entrichtende Gebühr. Diese Variante birgt das höchste Einsparungspotenzial. Die Mehrinvestition durch die LED-Röhren wird durch den kleineren Verdichterkühler wettgemacht.

Die Angaben über die Anschlussleistung und den Preis der Röhren sind in einem Angebot vorliegend.

### **5.2.8 Wirtschaftliche Bewertung und Platzbedarf**

#### **5.2.8.1 Variante 1**

Die wirtschaftliche Bewertung der Varianten erfolgt analog der Bewertung der Fallbeispiele immer im Vergleich mit der Variante 1 als Basis. Unterschieden werden die Fixkosten und die variablen Kosten. Bei den Fixkosten handelt es sich um die Kosten für die Anlagen wie z.B. Verdichterkühler, PBR, Wärmepumpe, etc. und die Kosten für die Installation der Anlage. Unter die variablen Kosten fallen die Betriebs-, Strom-, Wasser-, und Erdgaskosten. Die aus dem Verkauf der Wärme lukrierten Geldmittel werden den variablen Kosten gegen gerechnet.

Für alle Varianten liegen Angebote für die Fixkosten und die variablen Kosten vor.

Durch den hohen Stromverbrauch in Variante 1 fallen hohe, einmalige Stromnetzanschlussgebühren an. Diese Netzanschlussgebühren sind in der Variante 1 nicht eingerechnet und sind aus den übrigen Varianten anteilmäßig durch den niedrigeren Strombedarf berücksichtigt und herausgerechnet bzw. abgezogen.

### 5.2.8.2 Variante 2

Als Basis für den Platzbedarf und die Investment-, sowie Betriebskosten werden Vergleichswerte einer Anlage in Deutschland herangezogen. Die vorhandenen Daten werden auf  $\text{m}^3$  Behältervolumen heruntergebrochen und mit dem zu erwartenden Reaktorenvolumina in den Varianten 2.1 und 2.1 multipliziert. (Janssen, et al., 2002)

Die Investmentkosten und der Platzbedarf für den PBR sind sehr hoch. Für Variante 2.1 beträgt der Platzbedarf ca.  $8.400\text{m}^2$ , für Variante 2.2 ca.  $2.800\text{m}^3$ . Zusätzlich ist die Betriebsführung in einem PBR aufwändig. Der Temperaturunterschied im Reddeningprozess muss gering gehalten werden. Das erfordert eine Kühlung im Sommer oder Heizung in kalten Nächten und zusätzlich eine Einhausung der gesamten Anlage. Die Kühlung bei solchen röhrenförmigen Photobioreaktoren erfolgt meistens durch Berieselung mit Wasser, was einen erhöhten Wasserverbrauch nach sich zieht. Die Betriebskosten für Kühlung und Heizung des PBR werden in der wirtschaftlichen Betrachtung aufgrund von mangelnden Daten nicht erfasst. Die Tageslichtverhältnisse sind von Bewölkung und Nebel abhängig. Alle Faktoren zusammen können bei den beiden Varianten eine geringere Produktausbeute ergeben.

### 5.2.8.3 Variante 3

Der Platzbedarf für das Kollektorfeld beträgt ca.  $5.000\text{m}^2$ , für die Wasserspeicher und die Absorptionskälteanlage ca.  $50\text{m}^2$ . Die Rückkühlanlage wird im Freien aufgestellt und muss wie bei Abschnitt 5.2.1 im bebauten Gebiet von einer Lärmeinhausung umgeben sein. Zusätzlich fallen für die Nassrückkühltürme Wasser- und Wartungskosten an. Für Schlechtwetterperioden muss ein Backupsystem zur Kühlung vorgesehen werden. Dadurch kann die Kühlanlage für den Winterbetrieb nicht kleiner dimensioniert werden und muss einige Zeit im unwirtschaftlicheren Teillastbetrieb arbeiten. Ein zweites System in Form eines Schraubenverdichters birgt zusätzliche Investitionskosten für den Wechselbetrieb zwischen Sommer und Winter.

### 5.2.8.4 Variante 4

Der Platzbedarf von BHKW mit Generator, Zusatzfeuerung und Absorber beträgt ca.  $150\text{m}^2$ , die Rückkühlanlage steht im Freien. Die Investmentkosten und Wirkungsgradangaben stammen aus Herstellerangeboten, die Gaspreise von Anbietern für Großabnehmer.

Die Kosten für Revision sind in der wirtschaftlichen Betrachtung ausgeklammert, da vom Angebotsleger darüber keine Auskunft zu erfragen war.

### 5.2.8.5 Variante 5

Als Platzbedarf für Wärmepumpe und Speicher, abgesehen von den Rückkühlern, werden  $80\text{m}^2$  vorgesehen. Für die Investmentkosten liegt ein Angebot vor.

### 5.2.8.6 Variante 6

Die Anlage ist bei sachgemäßem Betrieb zuverlässig und von großen Wartungen ausgenommen. In die wirtschaftliche Betrachtung der Variante fallen die Investitionskosten für einen Edelstahlwärmetauscher und die geschätzten Kosten für den Erdbau. Der Platzbedarf für den Wärmetauscher an sich ist gering, für die Zu- und Ableitung in den Fluss muss der Bedarf an die geographischen Verhältnisse jeweils genauer betrachtet werden.

### 5.2.8.7 Vergleichende Darstellung der aussichtsreichsten Varianten

Tabelle 5-2 gibt einen Überblick über die Kostengestaltung der Varianten. Die Aufstellung untergliedert sich in die Vielfachen der Fixkosten und der variablen Kosten der Variante 1.

Tabelle 5-2 Anteile der Fixkosten und variablen Kosten der Varianten

Variante	Fixkosten [%]	variable Kosten [%]	variable Kosten beinhalten	Platzbedarf der Varianten
Variante 1	100,00	100,00	Stromkosten	gering: Schraubenverdichter und Rückkühler, wenige m <sup>2</sup>
Variante 2.1	4.559,06	80,29	Stromkosten	PBR: ca. 8.400m <sup>2</sup>
Variante 2.2	1.516,73	92,36	Stromkosten	PBR: ca. 2.800m <sup>2</sup>
Variante 3	2.719,13	96,82	Stromkosten, Wasserkosten	Kollektorfeld: ca. 5.000m <sup>2</sup> Kühlanlage: wenige m <sup>2</sup>
Variante 4	739,87	87,87	Stromkosten, Wasserkosten, Erdgaskosten	gering: wenige m <sup>2</sup>
Variante 5	208,96	95,18	Stromkosten, Rückvergütung Wärme	gering: wenige m <sup>2</sup>
Variante 6	28,82	78,10	Stromkosten	gering bis mittel
Variante 7	28,08	49,45	Stromkosten, Mehrkosten LED-Röhren	geringer als in Variante 1

Daraus erkennt man, dass für die Varianten 2.1 bis 4 deutlich höhere Investitionskosten zu veranschlagen sind. Variante 5 benötigt ebenfalls die doppelten Investitionen als Variante 1. Diese enormen Kosten entstehen durch die riesigen Anlagengrößen von PBR und Solarkollektorfläche, auch für das BHKW sind hohe Kosten zu veranschlagen. Im Gegensatz zu PBR und solarem Kühlen ist das BHKW in der Betriebsführung leichter zu handhaben und rechnet sich aufgrund der Kombination aus niedrigeren Fix- und Betriebskosten früher als die anderen beiden Varianten. Die beiden Varianten 6 und 7 sind bereits in der Anschaffung günstiger als die Basisvariante. Ein Einsatz von LED-Röhren zur Beleuchtung oder die Nutzung eines Flusses als natürliche Wärmesenke sind gegenüber den anderen Varianten deutlich vorteilhafter.

Die variablen Kosten der Varianten liegen allesamt, wenn auch teilweise nur wenig, unter jenen der Basisvariante. Deutlich abgrenzen können sich nur die Varianten 6 und 7. Die Betriebskosten der Variante 2.2 sind höher als erwartet. Die ungünstige geografische Lage in Mitteleuropa macht einen teilweisen Betrieb mit PBR im Gegensatz zu Rührreaktoren erst nach langer Zeit wirtschaftlich. Die Variante 3 zeigt nur wenig Einsparungspotenzial bei den variablen Kosten. Dieser Umstand ist den Annahmen der kurzen, möglichen Betriebszeit im Sommer geschuldet. Der Betrieb mit BHKW und Absorptionskältemaschine in Variante 4 spart bei den Stromkosten, da nur die Rührwerksleistung vom Netz bezogen wird, die Gaskosten relativieren diesen Effekt jedoch wieder. Die wesentliche Einsparung ergibt sich nur dadurch, dass die Abwärme des BHKWs in der Absorptionskältemaschine genutzt werden kann. Der Wasserverbrauch und die daraus resultierenden anteiligen Kosten der Nassrückkühler der Varianten 3 und 4 fallen im Vergleich zu den Erdgas- und Stromkosten relativ gering aus. In Variante 5 fallen höhere Stromkosten als in Variante 1 an. Durch den Wärmeverkauf sinken die variablen Kosten jedoch unter jene der Basisvariante. Diese Berechnung geht von der Annahme aus, dass die gesamte Wärme ganzjährig abgenommen wird. Für die Wintermonate ist diese Annahme gerechtfertigt, für die Sommermonate nur, sofern ein industrieller Abnehmer vorhanden ist. Die Variante 6 spart Energie durch die Einsparung der Kühlanlage. Dadurch sinken die Stromkosten und die Netzanschlussgebühren. Ebenso verhält es sich bei Variante 7. Durch den geringeren Stromverbrauch der LED-Röhren sinken die Strom- und Netzanschlussgebühren.

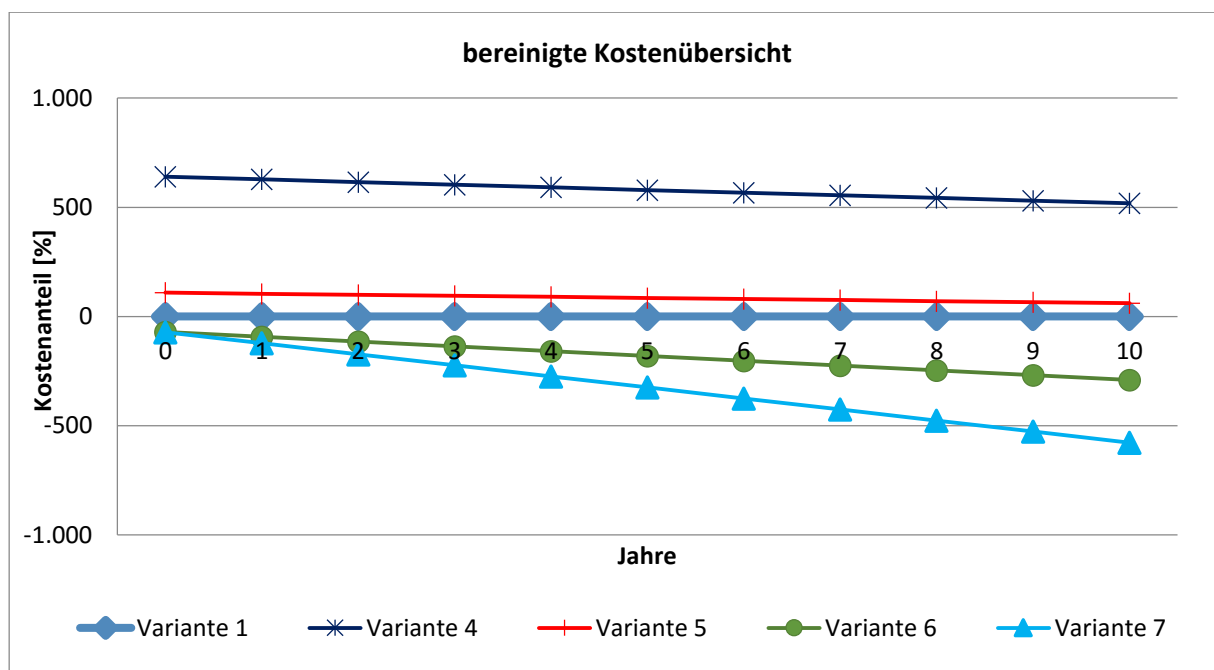


Abbildung 5-4 nach Variante 1 bereinigte Kostenübersicht

Abbildung 5-4 zeigt die nach der Variante 1 bereinigten Investitions- und Betriebskosten der Varianten 4 bis 7 über mehrere Jahre hinweg. Um die Varianten vergleichbar zu machen, wird der Anfall der Investitionskosten im ersten Jahr ohne Abschreibungen gerechnet.

Durch die Bereinigung ergibt sich für die Variante 1 die Abszisse. Ein positiver Abstand zur Abszisse bedeutet, dass für die jeweilige Variante höhere Investitionskosten vonnöten sind. Ein negativer Ordinatenwert bedeutet, dass die Variante bereits von Beginn an kostengünstiger als die Basisvariante ist. Die negative Steigung aller abgebildeten Varianten zeigt, dass die Betriebskosten geringer sind, als jene der Variante 1.

Die Varianten 2 und drei werden in dieser Abbildung nicht gezeigt, da diese erst in sehr weit entfernt der Nulllinie liegen. In dieser Abbildung ist zu erkennen, dass die Varianten 6 und 7 bereits zu Beginn wirtschaftlicher als die Variante 1 sind. Die Varianten 4 und 5 nähern sich über die Jahre langsam an. Die Berechnung bis Kostengleichheit zwischen den einzelnen Varianten und der Variante 1 herrscht, zeigt für die Varianten folgende Ergebnisse:

- Variante 2.1: 25,60a
- Variante 2.2: 20,99a
- Variante 3: 93,08a
- Variante 4: 5,97a
- Variante 5: 2,56a;

Das bedeutet, dass sich z.B. der Einsatz Variante 5 anstatt der Variante 1 nach 2,56 Jahren rechnet. Aus dieser Berechnung ist zu erkennen, dass die Varianten 2.1, 2.2 und 3 sehr lange benötigen, bis ein wirtschaftlicherer Betrieb als mit Variante 1 möglich ist. Die Varianten 6 und 7 sind, wie in Abbildung 5-4 ersichtlich, von Beginn an günstiger.



## 6 Zusammenfassung

Die Kultivierung von Mikroalgen in Behältern zur Gewinnung von natürlichen und nachwachsenden Rohstoffen für die Produktion von Biodiesel, Biogas, Tierfutter oder Nahrungsergänzungsmitteln ist mit hohem Prozess- und Energieaufwand verbunden.

Insbesondere mit künstlichem Licht betriebene Verfahren der Indoorkultivierung sind äußerst energie- und somit kostenintensiv. Diese Verfahren versprechen zwar die beste Produktqualität durch gezielte Prozesssteuerung und geschlossene Kreisläufe, sind aber nur bei anhaltend hohen Rohstoffpreisen wirtschaftlich zu betreiben. Bei der Indoorkultivierung stehen den hohen Kosten für eine künstliche Beleuchtung gleichzeitig hohe Kosten für Kühlung der Reaktorsysteme gegenüber. Durch theoretische Berechnungen und Vergleich mit einer bestehenden DEMO-Anlage sollen Energieeinsparungspotenziale für die Planung einer vorgegebenen Industrieanlage in mehreren Varianten theoretisch abgeleitet und mit einer festgelegten Basisvariante hinsichtlich der Energie- und Kosteneinsparung sowie dem Platzbedarf verglichen werden. Dafür wurden zunächst aus Versuchen mit einer vorhandenen DEMO-Anlage (Produktionskapazität von ca. 0,018kg<sub>TS</sub>/h) Energieströme ermittelt und auf eine konventionelle, mit Leuchtstoffröhren und Schraubenverdichter arbeitende, Industrieanlage (Produktionskapazität von ca. 1,8kg<sub>TS</sub>/h) hochgerechnet und vergleichend dargestellt. Für dieses Upscaling wurden für die DEMO-Anlage Kennzahlen für die Rührerleistung, den Energieeintrag durch das Beleuchtungssystem und den Wärmeübergang vom Behälterinneren auf ein Kühlmedium nach verschiedenen theoretischen Berechnungsmethoden ermittelt und mit den gemessenen Werten aus laufenden Versuchen an der DEMO-Anlage verglichen. Untersucht wurden auch zwei verschiedene Rühr- und Behälterkühlsysteme, wobei die energetisch günstigeren Systeme für die Industrieanlage gewählt wurden. Das konventionelle Industriesystem, bestehend aus Leuchtstoffröhren zur Beleuchtung, Schraubenverdichter als Kühlaggregat, Absetzbehälter, Zentrifuge und Sprühtrockner zur Trockengutgewinnung, dient sowohl in energetischer als auch in wirtschaftlicher Betrachtungsweise als Basis für Vergleichsberechnungen mit anderen, in Teilaspekten abgewandelten, Verfahrensvarianten. Verglichen wurden dabei Varianten, die natürliches Sonnenlicht im Algenprozess nutzen, Systeme mit Absorptionskältemaschinen und Blockheizkraftwerke zur Kälte- und elektrischer Energieerzeugung, eine Variante mit einer Wärmepumpe und ein System mit der Nutzung einer natürlichen Wärmesenke (z.B. Fluss).

Jene betrachteten Modelle, die Sonnenlicht zur teilweisen Prozessführung oder zur Kühlenergiegewinnung nutzen, ergaben nur wenig Energieeinsparungspotenzial im Vergleich zum Basiszenario bei gleichzeitig hohen Investitionskosten für die Prozessanlagen oder die Kühlenergiebereitstellung.

Energetisch günstiger sind jene Varianten, welche die benötigte elektrische Energie über ein BHKW bereitstellen, die dabei entstehende Wärme zur Kältegewinnung nutzen oder jene, die natürliche Wärmesenken nutzen. Letztere Variante ist auch aus Investitionssicht zu bevorzugen.

Das meiste Energieeinsparungspotenzial im Vergleich zur Basisvariante der Vergleichsberechnung weist jenes Modell auf, welches ein effizientes Beleuchtungssystem mittels LED-Röhren nutzt. Dieses System kann z.B. noch mit einer natürlichen Wärmesenke zur Wärmeabfuhr kombiniert werden, um das Einsparungspotenzial weiter zu erhöhen.

Generell zeigen die Berechnungen, dass bei der Entscheidung eine Anlage im großen Maßstab zur künstlichen Algenzüchtung zu errichten ein intensives Beurteilen der Umfeldbedingungen von Nöten ist. Aufgrund der hohen variablen Kosten, der geringen Umsatzraten der eingesetzten Lichtenergie beim Wachstum der Mikroalgen und den damit verbundenen Aufwendungen zur Kühlung eignet sich ein Standort einer großtechnischen Züchtung von Mikroalgen nur dort, wo ein Energieüberangebot besteht oder sich ein günstiges Kühlkonzept umsetzen lässt.

Der derzeitige von der Firma BDI Bioenergy International AG geplante Standort der Großanlage erfüllt diese Kriterien nicht. Einsparungen über die Verwendung des LED-Beleuchtungssystems hinaus, bezugnehmend auf eine effizientere Kühlung, sind aus heutiger Sicht nicht rentabel umsetzbar.

Ergänzende Berechnungen mit neuen oder anderen Konzepten zu Lichtenergieeintrag oder Kühlung könnten weitere Einsparungspotenziale ergeben und wären im Rahmen eines kontinuierlichen Beurteilungsprozesses zu forcieren.

## 7 Verzeichnisse

### 7.1 Literatur

Ación Fernández, F. G. et al., 1997. *A Model for Light Distribution and Average Solar Irradiance Inside Outdoor Tubular Photobioreactors for the Microalgal Mass Culture*, Almería: John Wiley & Sons, Inc..

Aflalo, C., Meshulam, Y., Zarka, A. & Boussiba, S., 2007. *On the Relative Efficiency of Two- vs. One-stage Production of Astaxanthin by the Green Alga Haematococcus pluvialis*, Sede-Boker Campus: Wiley Periodicals, Inc..

algaebitech, 2016. *www.algaebitech.nl*. [Online]

Available at: <http://www.algaebitech.nl/projects/low-cost-cultivation-haematococcus-pluvialis> [Zugriff am 08 02 2016].

Algen-Parks Aktiengesellschaft, 2013. *Marktanalyse Mikroalgenproduktion*, Berlin-Grunewald: AlpAG.

bbi-biotech, 2015. [Online]

Available at: <http://bbi-biotech.com/service/news/032015-neue-photobioreaktoren-bbi-biotech-fuehrt-die-modelle-von-igv-biotech-fort/> [Zugriff am 17 06 2015].

Bob, C. & Gerald, C., 2009. *AstaXanthin*, Hampshire: ESOVita Ltd..

Boussiba, S., 1999. *Carotenogenesis in the green alga Haematococcus pluvialis: Cellular physiology and stress response*, Sede-Boker Campus: Physiologia Plantarum.

Brennan, L. & Owende, P., 2009. Biofuels from microalgae—A review of technologies for production,. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 09 10, pp. 558-573.

Center for Energy and Environmental Studies and Department of Geography, Boston University, 2001. *Net energy from the extraction of oil and gas in the United States*, Boston: Elsevier.

Del Campo, J. A., García-González, M. & Guerrero, M. G., 2007. *Outdoor cultivation of microalgae for carotenoid production: current state and perspectives*, Sevilla: Springer.

dietzel65, 2011. *Wikipedia*. [Online]

Available at: [https://de.wikipedia.org/wiki/Blutregenalge#/media/File:Mikrofoto.de-Blutregenalgen\\_3.jpg](https://de.wikipedia.org/wiki/Blutregenalge#/media/File:Mikrofoto.de-Blutregenalgen_3.jpg) [Zugriff am 08 07 2015].

- Doucha, J. & Lívanský, K., 2006. *Productivity, CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> exchange and hydraulics in outdoor open high density microalgal (Chlorella sp.) photobioreactors operated in a Middle and Southern European climate*, Trebon: Springer Science + Business Media.
- Geier, S., 2011. *Photobiologische Wasserstoffproduktion mit der einzelligen Grünalge Chamydomonas reinhardtii unter verfahrenstechnischen Aspekten*, Erlangen: Uni Erlangen.
- Griehl, C. & Bieler, S., 2012. *Algen: Rohstoffe für die Gesundheit, Schönheit und Energie*. [Online]  
Available at: [www.gdch.de/nachrichten](http://www.gdch.de/nachrichten)  
[Zugriff am 26 03 2012].
- Guerin, M., Huntley, M. E. & Olaizola, M., 2003. *Haematococcus astaxanthin: applications for human health and nutrition*, Kailua-Kona: Elsevier.
- Hefler, F., 2003. *Technische Anleitung zur Begrenzung von Abwasseremissionen aus Kühlsystemen und Dampferzeugern*, Wien: BMLFUW VII/4.
- Janssen, M., Tramper, J., Mur, L. R. & Wijffels, R. H., 2002. *Enclosed Outdoor Photobioreactors: Light Regime, Photosynthetic Efficiency, Scale-Up, and Future Prospects*, Wageningen: Wiley Periodicals, Inc..
- Jorquera, O. et al., 2009. *Comparative energy life-cycle analyses of microalgal biomass production in open ponds and photobioreactors*, Salvador: Elsevier.
- Kobayashi, M., Kakizono, T., Nishio, N. & Nagai, S., 1992. *Effects of Light Intensity, Light Quality, and Illumination Cycle on Astaxanthin Formation in a Green Alga, Haematococcus pluvialis*, Higashi-Hiroshima: Journal of fermentation and bioengineering.
- Lebendkulturen Helbig, 2015. *Lebendkulturen Helbig*. [Online]  
Available at:  
[http://www.lebendkulturen.de/index.php?searchword=Forschung&ordering=&searchphrase=exact&Itemid=309&option=com\\_search](http://www.lebendkulturen.de/index.php?searchword=Forschung&ordering=&searchphrase=exact&Itemid=309&option=com_search)  
[Zugriff am 08 07 2015].
- Lee, Y.-K., 2001. *Microalgal mass culture systems and methods: Their limitation and potential*, Singapur: Kluwer Academic Publishers.
- Lorenz, R. T., 1999. *A Technical Review of Haematococcus Algae*, Kailua-Kona: NatuRose Technical Bulletin #060.
- Lorenz, R. T. & Cysewski, G. R., 2000. *Commercial potential for Haematococcus microalgae as a natural source of astaxanthin*, Kailua-Kona: Elsevier.

makebiofuel, 2015. *makebiofuel*. [Online]

Available at: <http://www.makebiofuel.co.uk/biofuel-from-algae>  
[Zugriff am 17 06 2015].

Masojídek, J. et al., 2008. *A two-stage solar photobioreactor for cultivation of microalgae based on solar concentrators*, Nové Hradky: Springer Science + Business.

Molina Grimm, E., Acien Fernández, F., García Camacho, F. & Chisti, Y., 1998. *Photobioreactors: light regime, mass transfer, and scaleup*, Almería: Elsevier.

Nakagawa, K. et al., 2011. *Antioxidant effect of astaxanthin on phospholipid peroxidation in human erythrocytes*, Sendai: British Journal of Nutrition.

Ogbonna, J. C. & Tanaka, H., 1996. *Night Biomass Loss and Changes in Biochemical Composition of Cells during Light/Dark Cycle Culture of Chlorella pyrenoidosa*, Tsukuba: Journal of fermentation and bioengineering.

Olaizola, M., 2000. *Commercial production of astaxanthin from Haematococcus pluvialis using 25,000-liter outdoor photobioreactor*, Kailua-Kona: Kluwer Academic Publishers.

Pulz, O., 2001. *Photobioreactors: production systems for phototrophic microorganisms*, Bergholz-Rehbrücke: Springer.

Pulz, O. & Scheibenbogen, K., 1998. *Photobioreactors: Design and Performance with Respect to Light Energy Input*, Bergholz/Rehbrücke: Springer.

Salim, S., Bosma, R. & Vermue, M. H., 2010. *Harvesting of microalgae by bio-flocculation*, Wageningen: Springer.

Schade, L., 2015. *Absorptionsmaschine.de*. [Online]

Available at: <http://absorptionsmaschine.de/thermisch-angetriebene-verfahren/absorptionsmaschinen/funktionsprinzip.html>  
[Zugriff am 15 08 2015].

Stahlmarkt Engelmann GmbH, 2015. *Stahlmarkt Engelmann GmbH*. [Online]

Available at: <http://www.stahl-markt.de/download/datenblatt%204301.pdf>  
[Zugriff am 12 08 2015].

Statistik Austria, 2008. *Durchschnittlicher Stromverbrauch der Haushalte 2008 nach Verbrauchskategorie*. [Online]

Available at:

[http://www.statistik.at/web\\_de/statistiken/energie\\_und\\_innovation/mobilitaet/energie\\_und\\_innovation](http://www.statistik.at/web_de/statistiken/energie_und_innovation/mobilitaet/energie_und_innovation)

[umwelt/energie/energieeinsatz\\_der\\_haushalte/035454.html](http://www.umwelt/energie/energieeinsatz_der_haushalte/035454.html)

[Zugriff am 16 08 2015].

Steinbrenner, J., 2006. *Regulation der Astaxanthinbiosynthese in der Grünalge Haematococcus pluvialis*, Konstanz: Uni Konstanz.

The Auto Channel, 2015. *The Auto Channel*. [Online]

Available at: <http://www.theautochannel.com/news/2009/07/29/472179.html>

[Zugriff am 17 06 2015].

Ude, C., 2011. *Wikipedia*. [Online]

Available at:

[https://de.wikipedia.org/wiki/Haematococcus#/media/File:Haematococcus\\_pluvialis\\_flagellate.jpg](https://de.wikipedia.org/wiki/Haematococcus#/media/File:Haematococcus_pluvialis_flagellate.jpg)

[Zugriff am 08 07 2015].

VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GVC), 2006. *VDI-Wärmeatlas*. 10 Hrsg. Berlin: Springer.

Yikrazuul, 2015. *Wikipedia*. [Online]

Available at:

[https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Thylakoid\\_membrane.svg#/media/File:Thylakoid\\_membrane.svg](https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Thylakoid_membrane.svg#/media/File:Thylakoid_membrane.svg)

[Zugriff am 16 06 2015].

## 7.2 Abkürzungsverzeichnis

%	Prozent, Teil von Hundert
ATP	Adenosintriphosphat
(aq)	gelöst
BHKW	Blockheizkraftwerk
Bm	Betriebskubikmeter
°C	Grad Celsius
Ca	Kalzium
cm	Zentimeter
CO	Kohlenmonoxid
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid
/d	pro Tag
engl.	englisch
Fa.	Firma
(g)	gasförmig

g	Gramm
gmin <sup>-1</sup>	Gramm pro Minute
h	Stunde
K	Kelvin
k.A.	keine Angaben
kg <sub>TS</sub>	Kilogramm Trockensubstanz
(l)	flüssig
lmin <sup>-1</sup>	Liter pro Minute
lt.	laut
m <sup>3</sup>	Kubikmeter
mg	Milligramm
Mg	Magnesium
mgcm <sup>-3</sup>	Milligramm Kohlenstoff pro Kubikmeter
MgSO <sub>4</sub>	Magnesiumsulfat
min	Minute
min.	mindestens
MU	Montanuniversität
μEm <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup>	Mikroeinsteinstrom pro m <sup>2</sup> und s, Einheit für den Photonenfluss
N <sub>2</sub>	Stickstoffmolekül
NADPH	Nicotinamidadenindinukleotidphosphat
NER	net energy ratio
Nm	Normkubikmeter
nm	Nanometer, 1nm = 10 <sup>-9</sup> m
NO <sub>x</sub>	Stickoxide
O <sub>2</sub>	Sauerstoffmolekül
PBR	Photobioreaktor
ppm	parts per million, Millionstel Teil
PSI,PSII	Photosystem I, II
QS	Qualitätssicherung
S	Schwefel
s	Sekunde
(s)	fest
SO <sub>2</sub>	Schwefeldioxid
T	Temperatur
t	Zeit
TM	Trockenmasse
TS	Trockensubstanz
[t]	Tonne

Umin <sup>-1</sup>	Umdrehungen pro Minute
U.S.A.	United States of America, Vereinigte Staaten von Amerika
US\$	United States Dollar, Wahrung der U.S.A.
vgl.	vergleiche
VOC	volatile organic compound
Vol%	Volumsprozent



## Anhang

1	 Modellierung Energieoptimierung.xlsx (Befehlszeile)	Modellierung Industrieanlage
---	--	------------------------------