

Pascal Haisch / Rolf Epple / Peter Kleine-Möllhoff / Antoine Dalibard

# **Energetische und ökologische Analyse einer thermochemischen Bioraffinerie zur Herstellung von Plattformchemikalien**

Reutlinger Diskussionsbeiträge zu Marketing & Management  
Reutlingen Working Papers on Marketing & Management

herausgegeben von Carsten Rennhak & Gerd Nufer

Nr. 2021 – 1



**Hochschule Reutlingen**  
Reutlingen University



**Pascal Haisch**

Studierender

Hochschule Pforzheim

Fakultät für Technik

*M.Sc. Engineering and Management*

Tel.: +49 174 3798285

Email: [pascal.haisch@esb-alumni.net](mailto:pascal.haisch@esb-alumni.net)



**Rolf Epple**

Wiss. Mitarbeiter

Hochschule Reutlingen

Reutlingen Research Institut

*Nachhaltigkeitsbewertung*

Tel.: +49 7121 / 271-1447

Email: [rolf.epple@reutlingen-university.de](mailto:rolf.epple@reutlingen-university.de)



**Prof. Peter Kleine-Möllhoff**

Hochschule Reutlingen

ESB Business School

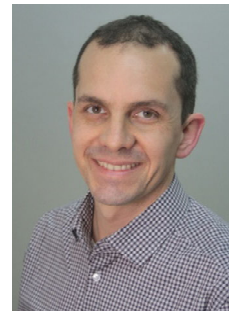
*Industrial Ecology, Sustainable Technologies*

Alteburgstraße 150

72762 Reutlingen

Tel.: +49 7121 / 271-5009

Email: [peter.kleine-moellhoff@reutlingen-university.de](mailto:peter.kleine-moellhoff@reutlingen-university.de)



**Dr.-Ing. Antoine Dalibard**

Fraunhofer IGB

*Thermische Trennverfahren*

Nobelstraße 12

70569 Stuttgart

Tel.: +49 711 / 970-4130

Email: [antoine.dalibard@igb.fraunhofer.de](mailto:antoine.dalibard@igb.fraunhofer.de)

## **Abstract**

Bei der nachhaltigen Bereitstellung von Plattformchemikalien der organischen Chemie rücken biobasierte Reststoffe als Kohlenstoffquelle in den Fokus. Diese Studie beschäftigt sich mit der Konversion von Biomasse zu Plattformchemikalien in einer thermochemischen Bio-raffinerie auf Basis einer Torrefizierung mit überhitztem Dampf. Auch die folgenden Separationsverfahren werden in die Betrachtung einbezogen.

Zunächst wird ein verfahrenstechnischer Aufbau der Bio-raffinerie und ihren nachgeschalteten Separationsverfahren entworfen. Anschließend werden die Prozesse analysiert und hinsichtlich der zentralen Material- und Energieströme kalkuliert. Die zu erwarteten Umweltbelastungen werden schließlich daraus abgeleitet und Hotspots identifiziert.

[Schlüsselwörter: Bio-raffinerie, Biomasse, Konversionsverfahren, thermochemisch, Plattformchemikalien, biobasiert]

Regarding the sustainable supply of platform chemicals for the organic chemistry, residual biomass resources are coming into focus as a carbon source. This study is concerned with the conversion of biomass to platform chemicals using a thermochemical biorefinery based on torrefaction with superheated steam. The following separation processes are also included in the consideration.

First, a procedural design of the biorefinery and its downstream separation processes is sketched. Subsequently, the processes are analyzed and calculated with regard to the central material and energy flows. Finally, the expected environmental impacts are derived and hotspots are identified.

[Keywords: biorefinery, biomass, conversion processes, thermochemical, platform chemicals, biobased]

## Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis .....	1
1. Einleitung .....	1
2. Methodik .....	2
2.1 Vorgehen .....	2
2.2 Gesamtprozess, grundsätzlicher Aufbau der exemplarischen Raffinerie .....	2
3. Prozessanalyse.....	3
3.1 Trocknung und Torrefizierung .....	3
3.2 Flüssig-Flüssig-Extraktion .....	11
3.3 Elektrodialyse .....	14
3.4 Kontinuierliche annulare Chromatographie (CAC).....	16
3.5 Fraktionierte Kristallisation .....	18
4. Zusammenfassende Betrachtung des Gesamtprozesses .....	22
5. Diskussion & Ausblick .....	25
Literaturverzeichnis .....	27

### 1. Einleitung

Die chemische Industrie baut ihre Wertschöpfungsketten auf relativ wenigen Rohstoffen auf. Die Rohstoffbasis der Chemie besteht aus einem organischen Teil und einem anorganischen Teil. Auf dieser Grundlage stellen z.B. deutsche Chemieunternehmen rund 30.000 verschiedene Zwischen- und Endprodukte in zahlreichen chemischen Anlagen her (VCI 2012). Global gesehen ist die chemische Industrie einer der Haupttreiber für das Wachstum der Nachfrage nach Rohöl (IEA 2018). Hier ist Kohlenstoff (C) in der organischen Chemie die Basis der Wertschöpfungskette und wird neben Erdöl aus Erdgas, Kohle und zu einem Teil aus nachwachsenden und damit biobasierten Rohstoffen gewonnen (VCI 2012). Nachwachsende Rohstoffe haben in der chemischen Industrie eine lange Tradition und Pflanzenöl, tierisches Fett, Stärke oder Zucker stellen bis heute immer noch in Spezialanwendungen die Kohlenstoffbasis dar. In Deutschland beträgt der Anteil nachwachsender Rohstoffe etwa 13 Prozent aller kohlenstoffhaltigen Rohstoffe (VCI 2017).

In Deutschland besteht ein bisher ungenutztes stoffliches und energetisches Potenzial mit über 370 Petajoule aus land- und forstwirtschaftlichen Reststoffen (FNR 2018). Diese potenziell nutzbare Biomasse steht nicht in Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion. Sie kann mit Hilfe von Konversionstechnologien genutzt werden, um fossile Rohstoffe in stofflichen und energetischen Anwendungen zu substituieren. Diese Technologien werden in einer Bioraffinerie kombiniert, um beispielsweise Plattformchemikalien zu produzieren.

In der vorliegenden Arbeit wird beispielhaft eine Bioraffinerie untersucht, welche aus Biomasse mit Hilfe von fermentationsfreien Konversionsprozessen Plattformchemikalien sowie eine pelletierbare Holzkohle herstellen kann. Im Fokus der Arbeit stehen die Material- und Energieströme, der Energiebedarf sowie die CO<sub>2</sub>-Emissionen.

## 2. Methodik

### 2.1 Vorgehen

Anhand eines angenommenen exemplarischen Aufbaus einer fermentationsfreien Bioraffinerie wurden die Betriebsdaten für einen kontinuierlichen Betrieb mit Literatur- und Erfahrungswerten aufgestellt. Die daraus abgeleiteten Material- und Energieströme wurden kalkuliert, Input-Output-Bilanzen erstellt und die Ergebnisse analysiert. Die Analyse betrachtet Teilprozesse und die in ihnen enthaltenen Komponenten. Für die Modellierung der Umweltwirkungen fand eine verfahrenstechnische Überprüfung statt bzw. wurden Angaben aus relevanten Datenbanken genutzt und mit Bilanzen auf der Ebene der einzelnen Prozesse abgeglichen. Die Analyse der Umweltwirkungen beschränkte sich auf den Energiebedarf sowie die CO<sub>2</sub>-Emissionen der jeweiligen Verfahren.

### 2.2 Gesamtprozess, grundsätzlicher Aufbau der exemplarischen Raffinerie

Einen Überblick über die hier untersuchte Bioraffinerie gibt Abbildung 1.

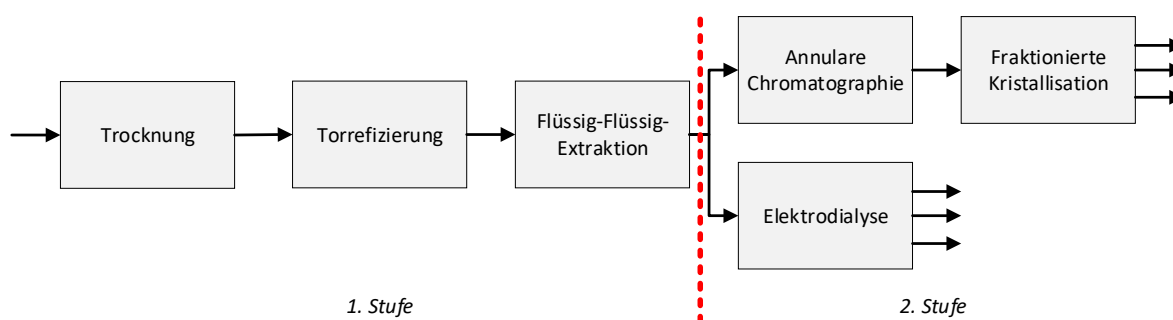


Abbildung 1: Übersicht der Bioraffinerie

Die Bioraffinerie ist zweistufig aufgebaut.

In der ersten Stufe wird gehäckselte Biomasse mit überhitztem Dampf getrocknet und torrefiziert. Die freigesetzten volatilen Substanzen werden durch Kondensation zurückgewonnen. Als Input kann verschiedene pflanzliche Biomasse verwendet werden, z.B. Hackschnitzel oder Heu.

In der zweiten Stufe werden aus dem bei der Torrefizierung anfallenden Kondensat die werthaltigen Inhaltsstoffe herausgetrennt und gereinigt. Für die organische Fraktion werden die Verfahren der kontinuierlichen annularen Chromatographie sowie der fraktionierten Kristallisation genutzt. Die wässrige Fraktion wird durch Elektrodialyse aufgetrennt.

Im Kondensat hat Essigsäure den größten Massenanteil. Furfural sowie HMF weisen die höchsten Marktpreise auf. Bei Verrechnung von Menge und Marktpreis ergibt sich für diese drei Chemikalien der höchste potenzielle Verkaufserlös. Deshalb wurden sie für die weitere Betrachtung ausgewählt.

### 3. Prozessanalyse

#### 3.1 Trocknung und Torrefizierung

Für die Prozessanalyse wurde eine jährliche Betriebsdauer von 4.000 Stunden angenommen. Weiterhin wurde angenommen, dass 500 kg Biomasse (zu gleichen Teilen Heu und Buchenhackschnitzel) bei 150-180°C für 5-20 Minuten zunächst getrocknet werden. Anschließend wird die getrocknete Biomasse für 15-60 Minuten bei 230-300°C torrefiziert. Die dabei entstehende Volatilfraktion hat eine Masse von etwa 25 Gewichts-% des Eingangsgewichtes der Biomasse, d.h. aus 500 kg Biomasse entstehen ca. 125 kg Kondensat.

Die Biomasse wird in die **Trocknungsanlage** mit einem Förderband transportiert und dann mit überhitztem Wasserdampf getrocknet. Der dabei ausgetriebene Dampf aus der Biomasse reicht für einen kontinuierlichen Betrieb ohne weitere externe Dampfungabe aus. Nur für das Anfahren der Anlage wird zusätzlicher Dampf benötigt. Der aus der Biomasse ausgetriebene Dampf wird in der ersten Prozessstufe im Kreislauf geführt. Im Dampfkreislauf werden kleine Biomassepartikel durch einen Zyklonabscheider abgetrennt und der Dampf wieder auf die gewünschte Prozesstemperatur erhitzt.

In der **Torrefizierungsanlage** wird die getrocknete Biomasse mit einem Förderband durch die Anlage befördert. Die Biomasse wird hier durch überhitzten Wasserdampf bei Temperaturen von 230 bis zu 300°C torrefiziert. Wie bei der Trocknung läuft der Dampf im Kreislauf durch die Anlage, wird nach Durchströmen der Biomasse durch einen weiteren Zyklonabscheider gereinigt und wieder auf die gewünschte Prozesstemperatur erhitzt. Die torrefizierte Biomasse wird aus dem Prozess ausgeschleust und in einer inerten Stickstoffatmosphäre abgekühlt. Die Volatilfraktion sowie der Überschussdampf wird mit Kondensatoren selektiv abgekühlt und kondensiert. Dabei entstehen zwei Kondensatströme (hoch- und niedrigrigend), welche alle werthaltigen Inhaltsstoffe wie HMF, Furfural und Essigsäure enthalten. Die Kondensatoren sind zur Wärmerückgewinnung (z.B. zur Nutzung der Energie in einem Vortrocknungsprozess) in einen Kühlkreislauf eingebunden, um den Energieeinsatz der Anlage zu reduzieren. Wegen kleiner Undichtheiten geht ein geringer Dampfanteil verloren.

#### Materialströme der Trocknung und Torrefizierung

Die ermittelten Materialströme der **Trocknung** sind in Abbildung 2 dargestellt.

Vor der Trocknung werden grobe Biomasseanteile mit einem **Häcksler** zerkleinert, z.B. zu Hackschnitzel aus Buchenholz. Hier wurden ca. 213 kg Buchenholz zur Zerkleinerung angenommen. Der Feuchtegehalt der Biomasse vor der Trocknung beträgt bei den Buchenhackschnitzel etwa 52,5% sowie beim Heu ca. 70% (Kaltschmitt et al. 2016). Im Durchschnitt wird also eine Feuchte von 61,25% angenommen.

Nach der **Trocknung** beträgt der Wassergehalt der Biomasse knapp 20% (98 kg Wasser/ 500 kg Biomasse) und bei einem Input von 500 kg Biomasse pro Stunde bleiben 292 kg/h an getrockneter Biomasse. Das verdampfte Wasser zirkuliert in der Trocknungsanlage als Prozessmedium mit einem angenommenen Gesamtdampfverlust von 5%. Stündlich entstehen also ca. 10 kg Dampfverlust. Überschüssiger Wasserdampf wird auskondensiert und so dem Prozess entzogen. Bei 500 kg Biomasse entstehen so etwa 198 kg Kondensat pro Stunde, welches als Abwasser anfällt.

Durch die Kondensation wird die latente Wärme an die Kühlluft transferiert. Dabei wird ein Stoffstrom für die Kühlluft von ca. 10.1 kg/h angenommen. Die dabei übertragene Energie, kann in einem Vortrocknungsprozess genutzt werden. Der Vortrocknungsprozess liegt jedoch außerhalb der

Betrachtungsgrenzen, weshalb in der später folgenden Analyse des Energiebedarfs dazu zwei Szenarien analysiert werden.

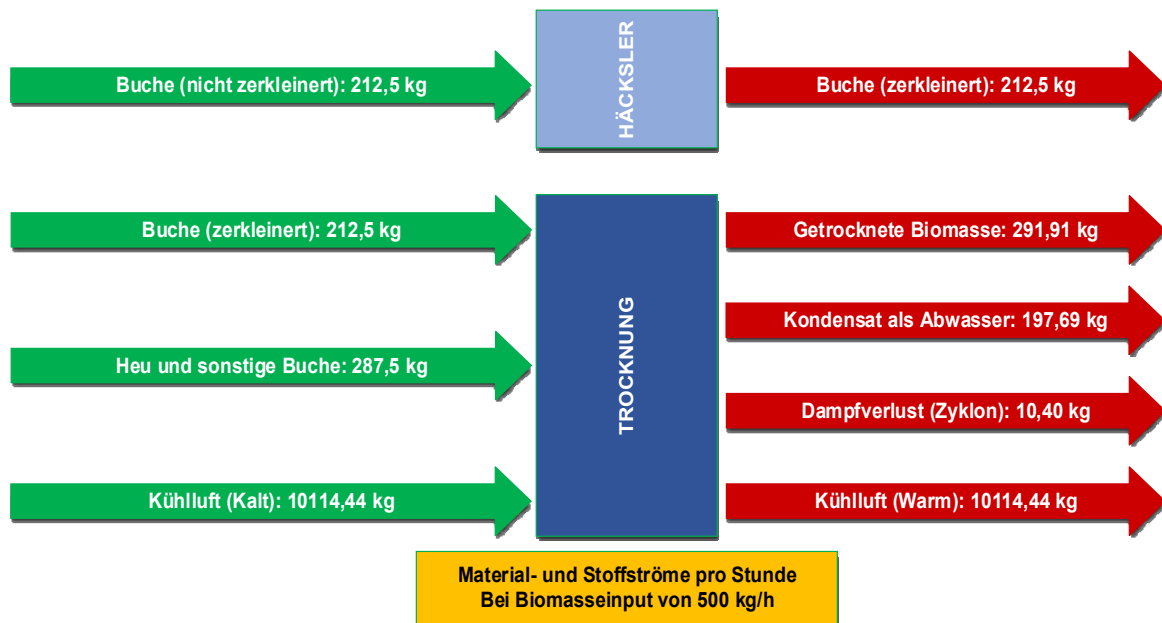


Abbildung 2: Materialströme der Trocknung

Die Materialströme der **Torrefizierung** sind in Abbildung 3 dargestellt

Bei der **Torrefizierung** gehen pro Stunde 292 kg getrocknete Biomasse als Input in die Anlage. Als Output entsteht ca. 163 kg/h torrefizierte Biomasse mit einem Endwassergehalt von 2%. Das durch die Torrefizierung verdampfte Produktwasser zirkuliert durch die Anlage. Da die Torrefizierungsanlage im Bereich von Ventilator zur Dampfzirkulation, Zyklon und Erhitzer gleich aufgebaut ist wie der entsprechende Bereich der Trocknungsanlage, wird derselbe entstehende Dampfverlust von 5% angenommen. Es entsteht daher ein Dampfverlust von etwa 4 kg/h im Torrefizierungsprozess.

In einem geschlossenen Kreislauf zirkuliert ohne Verluste ein Kühlmedium im Prozess als Zwischenmedium zur Wärmeübertragung zwischen Kondensatoren und dem Kühlwasserkreislauf. Deshalb wird es bei der Analyse der Materialströme nicht weiter betrachtet.

Zur Abkühlung der torrefizierten Biomasse wird Stickstoff ( $N_2$ ) verwendet. Es wird ein Verlust von 5% pro Stunde angenommen welcher durch neuen Stickstoff ersetzt wird. Daher wird für die Materialstromanalyse 3.546 kg  $N_2$  pro Stunde im Kreislauf geführt und 187 kg/h (=5%) frisches  $N_2$  dem Kreislauf zugeführt. Das Kühlwasser nimmt die Energie auf, welche durch die Kühlmedium- und Stickstoffkreisläufe aus dem Torrefizierungsprozess aufgenommen wurde. Es werden hierzu 4.624 kg/h Wasser im Kreislauf geführt.

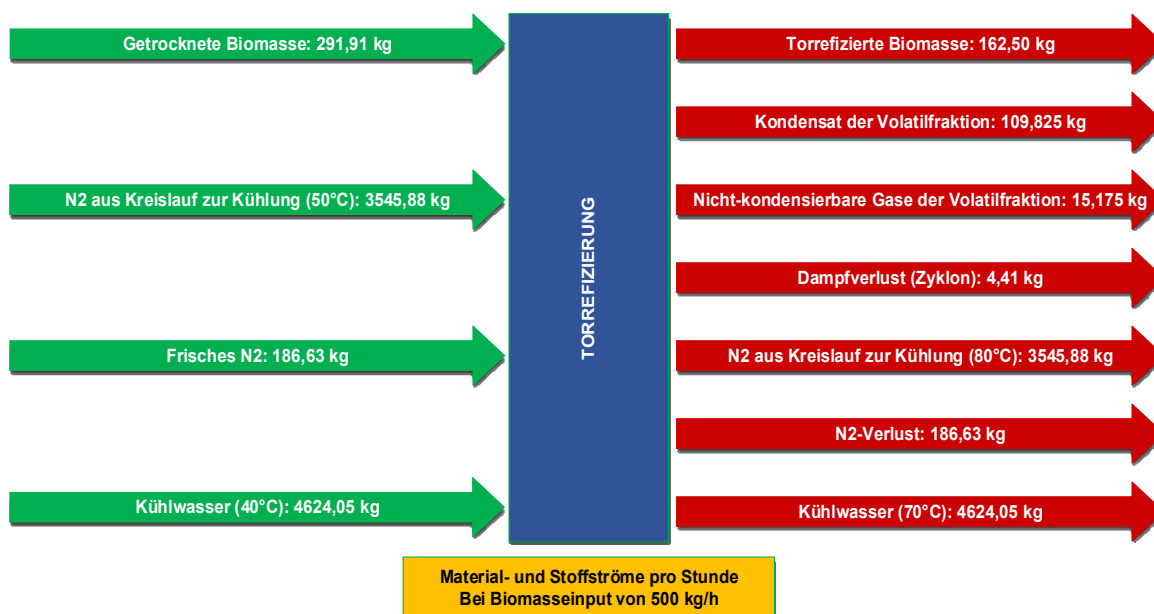


Abbildung 3: Materialströme der Torrefizierung

### Koppel- und Nebenprodukte aus der Torrefizierung

Die bei der Torrefizierung entstehenden Koppel- und Nebenprodukte haben einen Massenanteil von 25 Gewichts-% der Eingangsmasse an Biomassereststoffen. Bei einem Einsatz von 500 kg/h Biomasse entstehen somit bei der Torrefizierung 125 kg Volatilstoffe pro Stunde. Die Volatilfraktion setzt sich aus kondensierenden Stoffen (Kondensat) und nicht kondensierenden Gasen zusammen. Es entsteht ein Anteil an nicht kondensierenden Gasen (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>) von ca. 15 kg/h und ein Anteil an Kondensat von 110 kg/h. Die Zusammensetzung der Volatilfraktion wurde im Rahmen von Destillationsversuchen ermittelt und ist in Tabelle 1 aufgeführt.

Tabelle 1: Zusammensetzung der Volatilfraktion

Wertstoff in Volatilfraktion	Anteil Wertstoff (in %)	Masse bei 500 kg/h Biomasse (in kg/h)	Siedetemperatur (in °C)	Zugehörigkeit Fraktion Gem. VALORKON
Vanillin	0,18	0,225	285	Organische Fraktion
Lävulinsäure	0,18	0,225	245	Wässrige Fraktion
Guajacol	0,18	0,225	205	Organische Fraktion
Phenol	0,18	0,225	181,9	Organische Fraktion
Furfural	0,7	0,875	161,4	Organische Fraktion
Essigsäure	17	21,25	117,9	Wässrige Fraktion
HMF	0,17	0,2125	114	Organische Fraktion
Ameisensäure	0,17	0,2125	100,6	Wässrige Fraktion
Wasser	67	83,75	100	Wässrige Fraktion
Methanol	2,1	2,625	64,5	Wässrige Fraktion
Kohlenstoffdioxid	9,2	11,5	KEINE	Gasfraktion
<b>Summe abzgl. CO<sub>2</sub></b>	<b>87,86</b>	<b>109,825</b>	Siedetemperaturen gemäß: (VDI 2013) & (IFA o.D.)	
<b>Summe inkl. CO<sub>2</sub></b>	<b>97,06</b>	<b>121,325</b>		



CO<sub>2</sub> ist ein Bestandteil der Gasfraktion, nicht des Kondensats, da es nicht kondensiert. Die Summe aller anderen vorhandenen Stoffe ergibt eine Kondensatmenge von 110 kg pro Stunde bei einem anfänglichen Biomasseeinsatz von 500 kg.

Anhand den Siedetemperaturen lässt sich das Kondensat in eine niedrigsiedende Fraktion mit Siedetemperaturen von 65°C bis 118°C und in eine hochsiedende Fraktion mit Siedetemperaturen von 162°C bis 285°C unterteilen. Bei der **fraktionierten Kondensation** entsteht ein Anteil an hochsiedenden Komponenten von 1,78 kg/h und ein Anteil an niedrigsiedenden Komponenten von 108 kg/h.

Anschließend soll die polare wässrige Fraktion mittels **Elektrodialyse** und die unpolare organische Fraktion mittels **Chromatographie und Kristallisation** getrennt werden.

### Energiebedarf der Trocknung, Torrefizierung

Für das **Anfahren** der Trocknungs- und Torrefizierungsanlage wird eine Frischdampfmenge von 48 kg benötigt. Pro Kilogramm Wasser wird dafür bei einer Speisewassertemperatur von 10°C und einem Wirkungsgrad des Dampferzeugers von 90% eine thermische Energie von 2.926 kJ/kg benötigt. Insgesamt also einmalig 140.424 kJ (bzw. ca. 39 kWh) zum Anfahren der Anlage. Für die Aufbereitung des Speisewassers fällt zusätzlich ein Energiebedarf von 0,00158 kWh/kg Wasser an, d.h. 27 kJ (bzw. 0,0758 kWh) für 48 kg Wasser.

### Energiebedarf der Trocknung

Im kontinuierlichen Betrieb wird zur Zerkleinerung der frischen Biomasse vor der **Trocknung** ein **Häcksler** mit einer Motorleistung von 5,5 kW angenommen. Weiterhin wird angenommen, dass 85% der Buchenhackschnitzel zerkleinert werden müssen. Für den Häcksler ergibt sich daraus ein Leistungsbedarf von 2,34 kW. Bei 500 kg Biomasse pro Stunde werden 0,005 kWh/kg Biomasse benötigt.

Ein **Ventilator** lässt 41.950 m<sup>3</sup>/h Dampf mit 180°C im System zirkulieren. Daraus ergibt sich eine Dampfmenge von knapp 20.183 kg/h, sowie ein Leistungsbedarf für den Ventilator von ca. 27 kW im Betriebszustand, wenn ein Druckverlust von 1.500 Pa und eine Effizienz von 65% angenommen wird. Daraus ergeben sich etwa 0,05 kWh/kg Biomasse.

Ein **Erhitzer** muss abzüglich des angenommenen Dampfverlusts von 5% eine Dampfmenge von 19.174 kg/h erhitzen. Als Starttemperatur wird 160°C angenommen, weil sich der Dampf im System etwas abkühlt. Zur Erhitzung des überhitzten Dampfes wird bei einer spezifischen Wärmekapazität von 1,98 kJ/kgK bei 1 bar und 160-180°C (Wagner und Kretschmar 2008) sowie einem angenommenen Wirkungsgrad des Erhitzers von 95% eine thermische Leistung von ca. 222 kW benötigt. Damit ergibt sich ein spezifischer Energiebedarf von 0,44 kWh/kg Biomasse. Dieses Ergebnis variiert stark bei Veränderungen der Prozesstemperaturen.

Ein **Kondensator** kühlt 198 kg/h überhitzten Dampf von 165°C auf 90°C ab. Bei der Kondensation werden 2.429 kJ/kg Wärme freigesetzt (Wagner und Kretschmar 2008). Bei einer angenommenen Effizienz von 85% kühlt dieser mit einer Leistung von 113 kW was einem Energiefluss von 408.168 kJ/h entspricht. Das 90°C warme Kondensat aus der Trocknung wird im Prozess nicht weiter verwendet und geht als Abwasser aus der Anlage. Damit gehen ca. 74.533 kJ/h, d.h. 20,7 kWh bzw. 0,0414 kWh/kg Biomasse verloren.

Ein **Ventilator** transportiert 8.400 m<sup>3</sup>/h Luft aus der Umgebung mit durchschnittlich 20°C durch den Kondensator. Dafür wird ein Leistungsbedarf von 5,38 kW benötigt. Es ergibt sich ein spezifischer Energiebedarf von 0,01 kWh/kg anfangs eingesetzter Biomasse.

Alle anderen **motorischen Antriebe** haben zusammengefasst einen Leistungsbedarf von 1,1 kW. Bezogen auf die eingesetzte Biomasse resultiert dafür ein spezifischer Energiebedarf von 0,002 kWh/kg.

Insgesamt ergibt sich für den **Trocknungsprozess** und die teilweise Zerkleinerung von 500 kg Biomasse ein Leistungsbedarf von ca. 257 kW.

Die Werte sind in Abbildung 4 dargestellt. Der größte Energiebedarf besteht beim Erhitzer, welcher den zirkulierenden überhitzten Dampf ständig wieder auf die Ausgangstemperatur erhitzen muss. Auch der Ventilator, welcher den überhitzten Dampf in Zirkulation hält, ist ein wichtiger Energieverbraucher. Durch den Kondensator kann ein großer Teil der Energie zurückgewonnen werden. Der nur zum Anfahren der Anlage benötigte Dampferzeuger wird hier nicht aufgeführt, da nur der kontinuierliche Betrieb betrachtet wird.

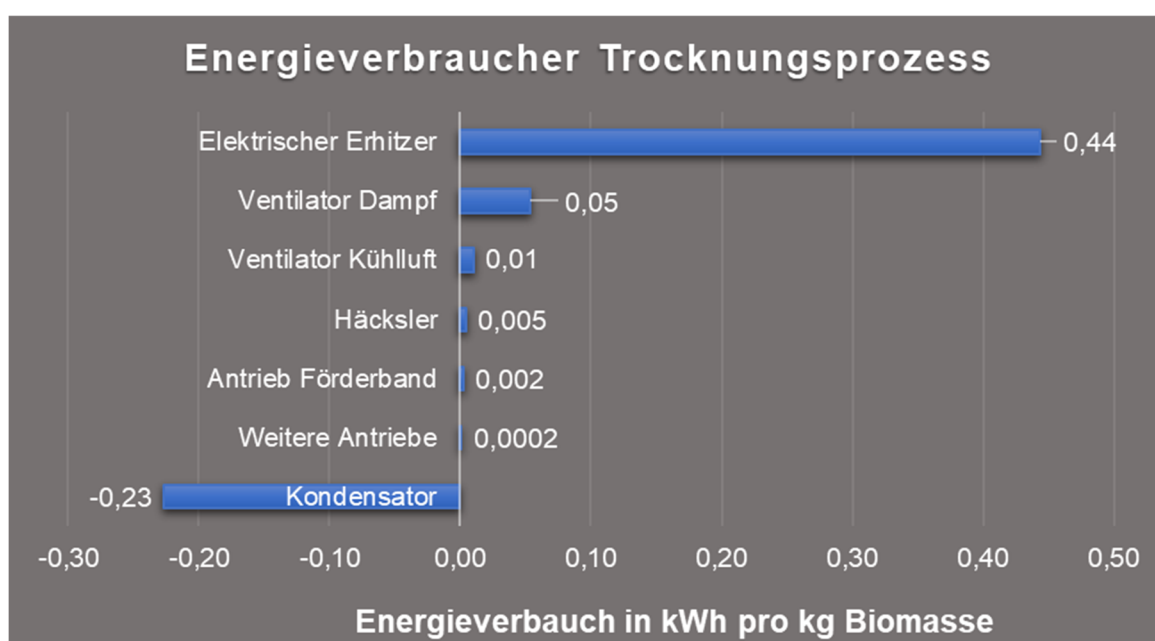


Abbildung 4: Energieverbraucher der Trocknung

### Energiebedarf der Torrefizierung

In Abbildung 5 sind die Energiebedarfswerte der Komponenten der Torrefizierung dargestellt.

Für die **Torrefizierung** lässt ein **Ventilator** pro Stunde 2.100 m<sup>3</sup>/h überhitzten Dampf zirkulieren. Damit beträgt der Durchsatz des Ventilators 756 kg/h überhitzten Dampf. Für den Leistungsbedarf des Ventilators ergibt sich damit 1,346 kW, unter der Annahme von 65% Effizienz und 1.500 Pa Druckverlust. Pro Kilogramm eingesetzter Biomasse entspricht dies einem spezifischen Energieverbrauch von 0,003 kWh/kg.

Ein **Erhitzer** erhitzt somit ca. 756 kg/h überhitzten Dampf von 260°C auf 300°C. Bei einer spezifischen Wärmekapazität von 2,002 kJ/kgK (Wagner und Kretschmar 2008) ergibt sich ein thermischer Leistungsbedarf von ca. 18 kW. Dies entspricht einem Energieverbrauch von 0,04 kWh/kg eingesetzter Biomasse.

Ein **Kondensator** kondensiert 1,775 kg/h hochsiedende Komponenten. Dabei wird der Dampf von 300°C auf 100°C abgekühlt. Die freigesetzte Kondensationswärme wurde berechnet, unter

Berücksichtigung der Enthalpiedifferenzen sowie der Massenanteile der hochsiedenden Chemikalien. Es resultiert eine durchschnittliche Kühlleistung von 0,344 kW.

Ein weiterer **Kondensator** kondensiert 108 kg/h niedrigsiedende Komponenten. Der Dampf wird von 265°C auf 60°C abgekühlt. Es ergibt sich eine durchschnittliche Kühlleistung von etwa 63 kW.

Es wird angenommen, dass die Kondensationswärme der beiden Kondensatoren in einem Kühlkreislauf aufgenommen wird. Die daraus gewonnene Energie wird beim Freikühler berücksichtigt.

Ein **Ventilator** zirkuliert 3.580 m<sup>3</sup>/h Stickstoff, welcher die torrefizierte Biomasse von 300°C auf 150°C abkühlt. Bei einer Stickstofftemperatur von 50°C und einer Dichte von 1,043 kg/m<sup>3</sup> (VDI 2013) beträgt die zirkulierende Masse 3.733 kgN<sub>2</sub>/h. Damit wird ein Leistungsbedarf des Ventilators von ca. 2,3 kW benötigt. Das entspricht 0,005 kWh/kg eingesetzter Biomasse.

In einem **Wärmetauscher** wird die Wärme aus der Abkühlung der torrefizierten Biomasse von 300°C auf 150°C aufgenommen. Dabei wird 80°C heißer Stickstoff auf 50°C mit Hilfe eines Wasserkreislaufs heruntergekühlt. Bei 80°C beträgt die Dichte von N<sub>2</sub> 0,954 kg/m<sup>3</sup> (VDI 2013). Daraus ergibt sich die Leistung des Wärmetauschers von ca. 27 kW.

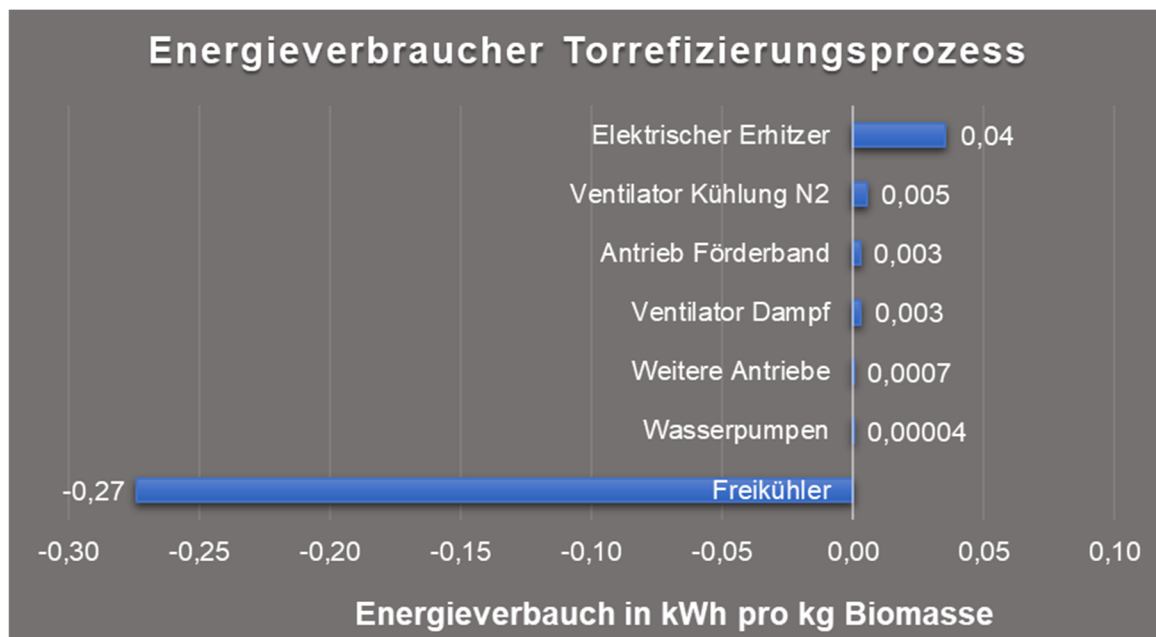


Abbildung 5: Spezifische Energieverbräuche der Torrefizierung

Der **Freikühler** ist ein Wärmetauscher in dem Wasser von 70°C auf 40°C abgekühlt wird. Es zirkulieren 4.695 l/h. Mit einer Dichte von ca. 985 kg/m<sup>3</sup> ergibt dies einen Massendurchsatz von 4.624 kg/h. Die Differenz der Enthalpien bei 70°C und 40°C beträgt 125,4 kJ/kg (Wagner und Kretschmar 2008). Bei einer Effizienz von 85% setzt der Freikühler 137 kW Leistung frei, welche zur Vortrocknung genutzt werden könnte. Auf die eingesetzte Biomasse bezogen wird eine spezifische Energie von 0,27 kWh/kg frei.

Die **Wasserpumpen** der Torrefizierungsanlage lassen 4.695 l/h zirkulieren. Es ergibt sich ein Leistungsbedarf von 0,0214 kW bzw.  $4 \cdot 10^{-5}$  kWh/kg eingesetzter Biomasse.

Für den Antrieb des Förderbands der Torrefizierungsanlage wurde ein Leistungsbedarf von 1,54 kW angenommen. Dies entspricht einem spezifischen Energiebedarf von 0,003 kWh/kg eingesetzter

Biomasse. Für die **weiteren Antriebe** ergibt sich zusammengefasst ein Leistungsbedarf von 0,33 kW bzw. ein spezifischer Energiebedarf von  $7 \cdot 10^{-4}$  kWh/kg.

Über eine **Fackel** werden die wasserunlöslichen Prozessgase (CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>) verbrannt sowie CO<sub>2</sub> entlüftet. Dabei entstehen Energieverluste in Höhe von 23,6 kW. Bezogen auf die eingesetzte Biomasse sind das 0,047 kWh/kg.

Insgesamt ergibt sich für den Torrefizierungsprozess ein Energiebedarf von ca. 23 kW. Über den Kühlwasserkreislauf und den Freikühler können ca. 137 kW zurückgewonnen werden und unter Umständen im Vortrocknungsprozess eingesetzt werden. Die aus der Trocknung über Dampf und Biomasse eingebrachte Energie wird ebenfalls im Freikühler freigesetzt, woraus die hohe Differenz zwischen freigesetzter Wärme und Energiebedarf des Torrefizierungsprozesses resultiert. Zusätzlich könnte die Energie aus den abgefackelten Prozessgasen ebenfalls genutzt werden.

### Umweltwirkungen der Trocknung und Torrefizierung

Es wurde angenommen, dass Trocknung und Torrefizierung elektrisch betrieben werden. Der deutsche Strommix verursacht 474 gCO<sub>2</sub>/kWh (UBA 2019).

Für die **Trocknung** ergeben sich im kontinuierlichen Betrieb damit die in Tabelle 2 dargestellten CO<sub>2</sub>-Emissionen und Energiebedarfe. Der minimale Energiebedarf ergibt sich, wenn die durch den Kondensator zurückgewonnene Energie in der Anlage genutzt werden kann. Beim maximalen Energiebedarf wurde angenommen, dass keinerlei Abwärme genutzt werden kann.

Tabelle 2: CO<sub>2</sub>-Emissionen der Trocknung

	Min. Energiebedarf (in kWh)	Max. Energiebedarf (in kWh)	Min. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )	Max. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (4.000 h/a)</b>	576.469,21	1.029.977,18	273.246,40	488.209,18
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,29	0,51	0,14	0,24
<b>Pro kg Essigsäure</b>	6,78	12,12	3,21	5,74
<b>Pro kg Furfural</b>	164,71	294,28	78,07	139,49
<b>Pro kg HMF</b>	678,20	1.211,74	321,47	574,36

Für die **Torrefizierung** ergeben sich im kontinuierlichen Betrieb die in den Tabellen 3 und 4 angegebenen CO<sub>2</sub>-Emissionen und Energiebedarfe. Wie bei der Trocknung ergibt sich der minimale Energiebedarf, wenn die vom Freikühler aufgefangene thermische Energie an anderer Stelle im Prozess genutzt werden kann. In diesem Fall übersteigt die recycelte Energie sogar die bei der Torrefizierung eingesetzte Energie. Der Fall ohne Nutzung der Abwärme ist als maximaler Energiebedarf angegeben.

Im Tabellenbereich 1 von Tabelle 4 ist als Minimalszenario der Fall der vollständigen Verbrennung der Prozessgase angegeben. Wenn die Gase unverbrannt entlüftet werden ergibt sich das Maximalszenario, u.a. wegen der höheren Klimawirksamkeit von Methan.

Tabellenbereich 2 zeigt die Auswirkungen der Herstellung des stündlich neu zugeführten Stickstoffs, da ein Verlust von 5% angenommen wurde. Die CO<sub>2</sub> Emissionen für die N<sub>2</sub> Herstellung (gasförmig) betragen 0,0875 kg CO<sub>2</sub> pro kg Stickstoff (UBA 2015).

In Tabellenbereich 3 sind die die während der Torrefizierung entstehenden CO<sub>2</sub>-Emissionen aufsummiert.

Tabelle 3: Energiebedarf und energieinduzierte CO<sub>2</sub>-Emissionen der Torrefizierung

CO <sub>2</sub> -Emissionen durch Energiebedarf (Strommix)	Min. Energiebedarf (in kWh)	Max. Energiebedarf (in kWh)	Min. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )	Max. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	-454.689,15	92.952,17	-215.522,66	44.059,33
<b>Pro kg Biomasse</b>	-0,23	0,05	-0,11	0,02
<b>Pro kg Essigsäure</b>	-5,35	1,09	-2,54	0,52
<b>Pro kg Furfural</b>	-129,91	26,56	-61,58	12,59
<b>Pro kg HMF</b>	-534,93	109,36	-253,56	51,83

Tabelle 4: CO<sub>2</sub>-Emissionen der Torrefizierung

Tabellenbereich 1 CO <sub>2</sub> -Emissionen durch Fackel (Prozessgase)	Min. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )	Max. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	68.579,80	89.020,00
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,03	0,04
<b>Pro kg Essigsäure</b>	0,81	1,05
<b>Pro kg Furfural</b>	19,59	25,43
<b>Pro kg HMF</b>	80,68	104,73
Tabellenbereich 2 CO <sub>2</sub> -Emissionen durch N <sub>2</sub> -Herstellung	Min. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )	Max. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	68.267,57	68.267,57
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,03	0,03
<b>Pro kg Essigsäure</b>	0,8	0,8
<b>Pro kg Furfural</b>	19,5	19,5
<b>Pro kg HMF</b>	80,31	80,31
Tabellenbereich 3 Summe Strommix, Fackel, N <sub>2</sub> -Herstellung	Summe Min. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )	Summe Max. CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	-78.675,29	201.346,90
<b>Pro kg Biomasse</b>	-0,04	0,10
<b>Pro kg Essigsäure</b>	-0,93	2,37
<b>Pro kg Furfural</b>	-22,48	57,53
<b>Pro kg HMF</b>	-92,56	236,88

### 3.2 Flüssig-Flüssig-Extraktion

Als Zwischenschritt zwischen Torrefizierung und der annularen Chromatographie bzw. der Elektrodialyse werden bei der Flüssig-Flüssig-Extraktion die Kondensate in je eine organische und eine wässrige Fraktion aufgetrennt. Die organische Fraktion geht in ein organisches Lösungsmittel über. Dazu wurde angenommen, dass eine Mixer-Settler-Anlage zur Anwendung kommt. Abbildung 6 zeigt den schematischen Aufbau einer solchen Anlage.

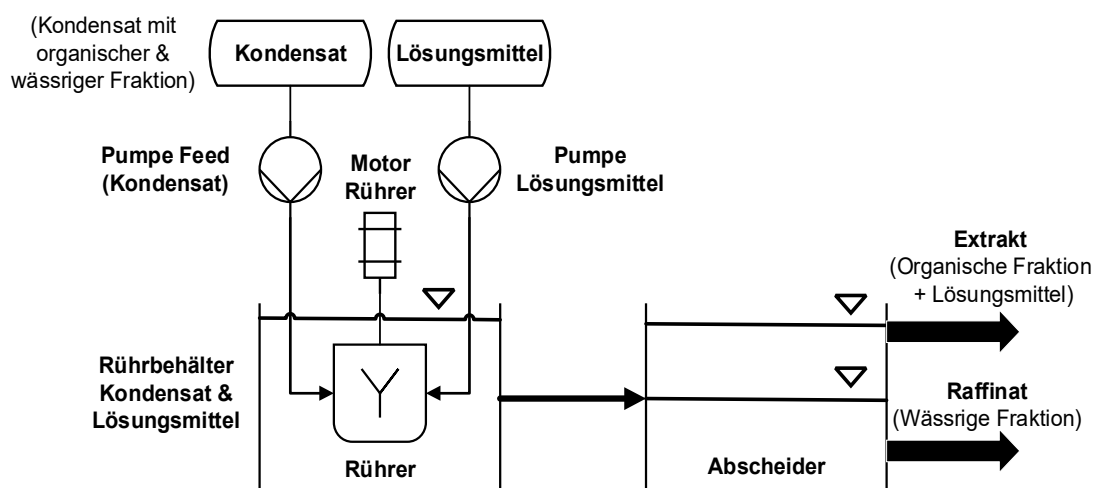


Abbildung 6: Aufbau der Mixer-Settler-Anlage (Feuerriegel 2016)

Die angenommene Mixer-Settler-Anlage trennt die auf 20°C abgekühlten Kondensate in eine wässrige und eine organische Fraktion. Als Lösungsmittel wird Diethylether verwendet, denn es löst alle Komponenten der unpolaren, organischen Fraktion des Kondensats (Benedix 2017) und ist sehr schwer in Wasser löslich (Hampe 1985). Auch weitere Parameter von Dimethylether wie Dichte, Viskosität und Siedepunkt sind gut mit dem Prozess kompatibel. Tabelle 5 fasst diesen Sachverhalt zusammen.

Tabelle 5: Löslichkeiten der Volatilfraktion

Wertstoff in Volatilfraktion	Löslichkeit in Wasser	Geeignetes Lösungsmittel	Zugehörigkeit Fraktion
Wasser	vollständig	Wasser	Wässrige Fraktion
Essigsäure	vollständig	Wasser	Wässrige Fraktion
Methanol	vollständig	Wasser	Wässrige Fraktion
Lävulinsäure	sehr gut	Wasser	Wässrige Fraktion
Ameisensäure	vollständig	Wasser	Wässrige Fraktion
Furfural	mäßig	Diethylether	Organische Fraktion
Phenol	mäßig	Diethylether	Organische Fraktion
Guajacol	schlecht	Diethylether	Organische Fraktion
Vanillin	schlecht	Diethylether	Organische Fraktion
HMF	vollständig	Diethylether	Organische Fraktion

Es wird deutlich, dass HMF, wie bereits bei der fraktionierten Kondensation, ein Problem darstellt, da es vollständig in Wasser löslich ist, jedoch der organischen Fraktion zugeteilt ist. Da HMF niedrigsiedend und wasserlöslich ist, gilt es in weiteren Untersuchungen zu prüfen, ob HMF gegebenenfalls anders getrennt werden muss als hier angenommen.

### Materialströme der Flüssig-Flüssig-Extraktion

In die Mixer-Settler-Anlage werden etwa 110 kg/h Kondensat gepumpt. Das eingesetzte Lösungsmittel Diethylether löst sich mit einem Anteil von 6,4 Massen-% in Wasser (Hampe 1985). Diethylether wird mit 25% Überschuss zugegeben, da sich ggf. noch andere Chemikalien in Dimethylether lösen. Unter Berücksichtigung dieser beiden Aspekte ergibt sich ein Bedarf von 20,87 kg/h Diethylether.

Für das im Kreislauf geführte Lösungsmittel Diethylether wird angenommen, dass es in den nachfolgenden Trennprozessen Chromatographie und Kristallisation zu 95% von der organischen Fraktion abgetrennt und aufbereitet werden kann. Es entsteht also ein Lösungsmittelverlust von 5%. Damit werden stündlich ca. 19,83 kg/h Diethylether zurückgeführt und etwa 1,04 kg/h zusätzlicher Diethylether dem Prozess zugeführt. Die Materialströme sind in Abbildung 7 dargestellt.

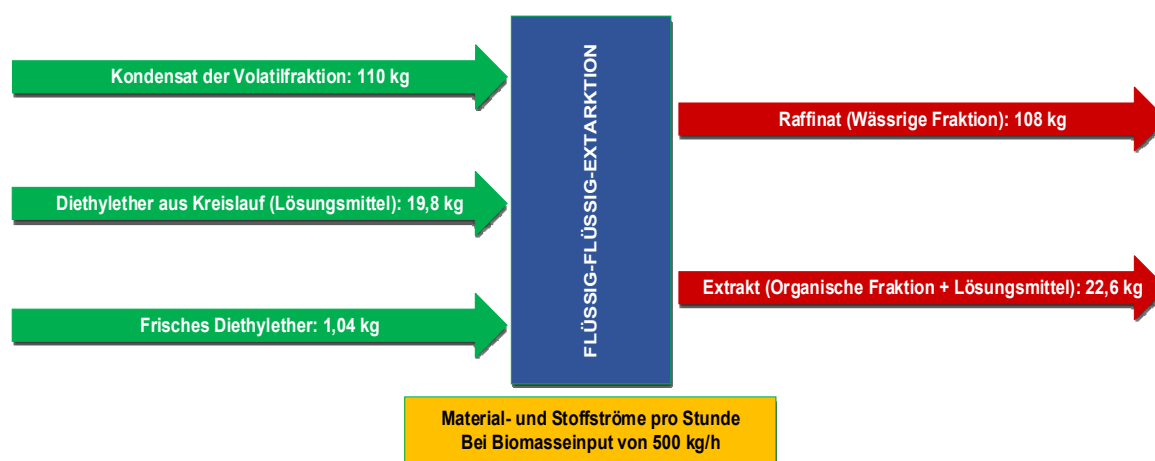


Abbildung 7: Materialströme der Flüssig-Flüssig-Extraktion

Aus der Flüssig-Flüssig-Extraktion wird etwa 108 kg/h an Raffinat gewonnen, welches Stoffe der wässrigen Fraktion inklusive Wasser enthält. Außerdem fallen ca. 22,6 kg/h Extrakt an, welches zum einen die organische Fraktion (ca. 1,72 kg/h) sowie das Lösungsmittel Diethylether (20,87 kg/h) enthält.

Da es sich um ein Konzept handelt, wird eine ideale Extraktion angenommen. Das heißt, es gibt keine Stoffverluste, keine unerwünschten Vermischungen und das HMF wird vollständig mit der organischen Fraktion extrahiert.

### Energiebedarf der Flüssig-Flüssig-Extraktion

Für die Flüssig-Flüssig-Extraktion werden zwei Pumpen und ein Rührer eingesetzt. Die **Kondensatpumpe** pumpt ca. 110 kg/h Kondensat (Dichte: 999,45 kg/m<sup>3</sup>) in den Ruhrbehälter und wird mit einer Höhendifferenz von 0,2 m, einem Druckunterschied von 2.000 Pa sowie einer Effizienz von 65% angenommen. Damit ergibt sich ein Leistungsbedarf von  $2 \cdot 10^{-4}$  kW und ein spezifischer Energiebedarf von  $4 \cdot 10^{-7}$  kWh/kg anfänglich eingesetzter Biomasse.

Die **Lösemittelpumpe** wurde mit denselben Annahmen zu Höhen- und Druckdifferenz sowie Effizienz berechnet. Mit der Dichte von  $713,7 \text{ kg/m}^3$  (Hampe 1985) für Dimethylether ergibt sich ein Durchsatz von 29,24 l/h Diethylether. Der Leistungsbedarf beträgt folglich  $4,6 \cdot 10^{-5} \text{ kW}$  und der spezifische Energiebedarf beträgt  $1 \cdot 10^{-7} \text{ kWh/kg}$ .

Als **Rührer** wird ein Propeller-Rührer verwendet. Unter Berücksichtigung der Stoffeigenschaften von Wasser, Diethylether sowie der restlichen im Kondensat enthaltenen Stoffe ergibt sich eine notwendige Rührerleistung von 0,101 kW. Bei einer angenommenen Effizienz von 85% resultiert ein Leistungsbedarf von 0,119 kW und somit ein spezifischer Energiebedarf von  $2,4 \cdot 10^{-4} \text{ kWh/kg}$ .

Abbildung 8 zeigt eine Übersicht der Energieverbraucher der Flüssig-Flüssig-Extraktion bezogen auf den Input von 1 kg Biomasse. Der Rührantrieb stellt den größten Verbraucher in dieser Prozessstufe dar. Im Vergleich mit dem Gesamtprozess spielt der Extraktionsprozess aber wegen des geringen Energieverbrauchs eine untergeordnete Rolle. Insgesamt ergibt sich hier ein Leistungsbedarf von 0,12 kW bzw. ein Energiebedarf von etwa 478 kWh pro Jahr bei 4.000 Betriebsstunden.

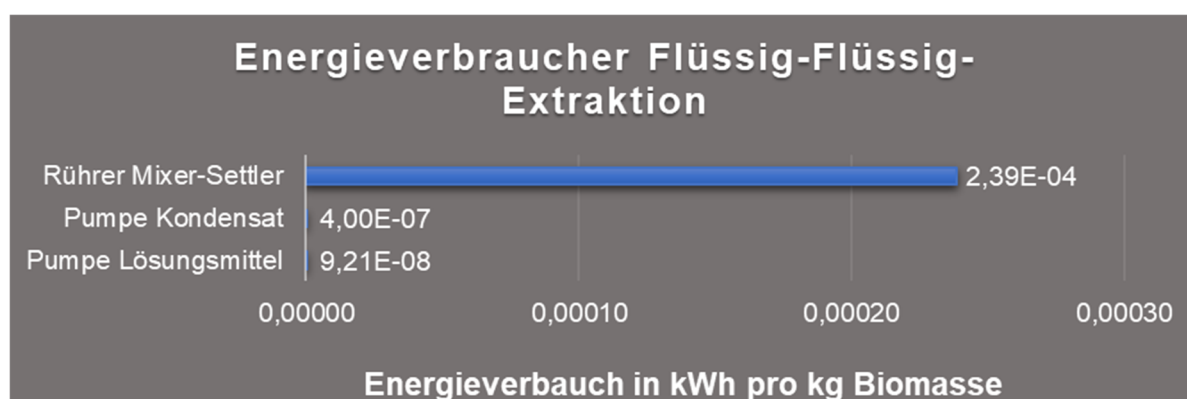


Abbildung 8: Energieverbraucher der Flüssig-Flüssig-Extraktion

### Umweltwirkungen der Flüssig-Flüssig-Extraktion

Für die Komponenten wurde ein elektrischer Antrieb angenommen. Für die Herstellung von Diethylether wird in ecoinvent 2 einen Wert von  $1,25 \text{ kgCO}_2/\text{kg}$  Diethylether angegeben (Wernet et al. 2016). Berücksichtigt wurde nur die Menge an Diethylether, welche dem Prozess aufgrund des Verlusts von 5% kontinuierlich hinzugefügt werden muss. Die  $\text{CO}_2$ -Emissionen der Flüssig-Flüssig-Extraktion sind in Tabelle 6 zusammengefasst.

Tabelle 6:  $\text{CO}_2$ -Emissionen der Flüssig-Flüssig-Extraktion

	$\text{CO}_2$ -Emissionen Energiebedarf Strommix (in $\text{kgCO}_2$ )	$\text{CO}_2$ -Emissionen Diethylether Herstellung (in $\text{kgCO}_{2\text{eq}}$ )	Summe $\text{CO}_2$ -Emissionen Extraktion (in $\text{kgCO}_2$ )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	226,66	5.217,60	5.444,26
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,00011	0,003	0,003
<b>Pro kg Essigsäure</b>	0,003	0,06	0,06
<b>Pro kg Furufural</b>	0,06	1,49	1,56
<b>Pro kg HMF</b>	0,27	6,14	6,41



### 3.3 Elektrodialyse

„Unter Elektrodialyse versteht man einen Proze[ss], bei dem mit Hilfe von Ionenaustauscher-Membranen und der treibenden Kraft einer elektrischen Potentialdifferenz ionogene Bestandteile aus einer wä[ss]rigen Lösung abgetrennt werden“ (Strathmann und Chmiel 1984).

Eine Einheit zur Elektrodialyse besteht aus einer Anode und einer Kathode welche ein elektrisches Feld erzeugen. Zwischen den Elektroden befinden sich Zellen, die durch alternierend eingebrachte Kationen- und Anionenaustauschmembranen begrenzt sind (Strathmann und Chmiel 1984). Fließt nun elektrischer Strom durch das System, wandern, unter dem Einfluss des elektrischen Potenzialgefälles, die positiv geladenen Kationen zur Kathode (Minuspole) und die negativ geladenen Anionen zur Anode (Pluspole). Hierbei können Anionen jedoch „nur die Anionenaustauschermembran passieren und Kationen nur die Kationenaustauschermembran. In den Kammern zwischen den benachbarten Membranen kommt es dadurch abwechselnd zu einer Konzentrierung (Konzentrat) und Verdünnung (Diluat) der Lösung“ (Lohrengel 2017).

#### Materialströme der Elektrodialyse

Das Raffinat aus der Flüssig-Flüssig-Extraktion geht mit etwa 108 kg/h in den Elektrodialyseprozess und wird dort in seine Bestandteile getrennt. Für die Analyse wird wiederum ein idealer Trennprozess angenommen, d.h. eventuelle Verluste und Verunreinigungen werden vernachlässigt. Die Ströme sind in Abbildung 9 dargestellt.

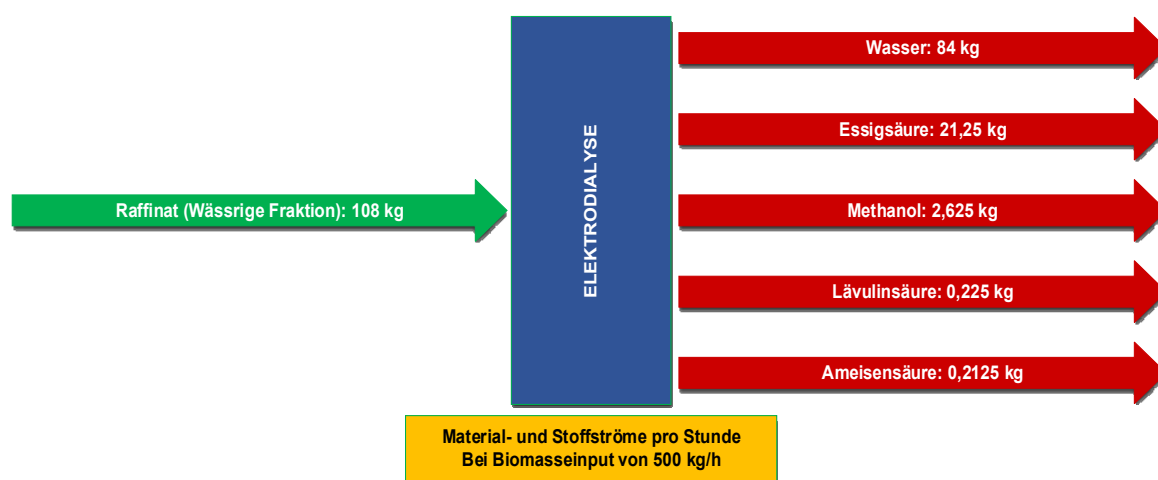


Abbildung 9: Materialströme der Elektrodialyse

#### Energieströme der Elektrodialyse

Der Energiebedarf der Elektrodialyse setzt sich aus zwei Komponenten zusammen. Zum einen die nötige elektrische Energie um die Ionen durch die Membrane zu transportieren, also die Energie um das erforderliche elektrische Potenzialgefälle zu erzeugen. Zum anderen die Energie um die Flüssigkeit durch die Elektrodialyseeinheit zu pumpen (Moura Bernardes et al. 2014).

Die **Elektrodialysepumpe**, welche ca. 108 kg/h Raffinat (Dichte: 1003,55 kg/m<sup>3</sup>) in den Rührbehälter pumpt, wird mit einer Höhendifferenz von 0,2 m, einem Druckunterschied von 2.000 Pa und einer Effizienz von 60% angenommen. Damit ergibt sich ein Leistungsbedarf von  $2 \cdot 10^{-4}$  kW.

Die **Elektrodialyseeinheit** wurde nur für die Abtrennung der Essigsäure berechnet, da sie den größten und ökonomisch interessantesten Anteil am Raffinat ausmacht. Zur Berechnung wurde Formel (1) genutzt.

$$E = \frac{\Delta U z F}{M \eta} \quad (1)$$

Formel 1: Elektrischer Energiebedarf der Elektrodialyse (Kuppinger et al. 1995)

Dabei ist  $\Delta U$  die abfallende Zellspannung pro Membranpaar,  $z$  die Wertigkeit des Acetat-Ions,  $F$  die Faradaykonstante,  $M$  die Molmasse und  $\eta$  die Faradayeffizienz. Es ergibt sich ein Energiebedarf von von 4.820 kVAs/kg. Dies entspricht 4.820,233 kJ/kg bzw. 1,339 kWh/kg.

Da nur die Essigsäure aus dem Raffinat herausgetrennt wird, wird der Energiebedarf der Elektrodialyse auf die Menge der gewonnenen Essigsäure bezogen. Der spezifische Energiebedarf ist in Abbildung 10 veranschaulicht. Der Energiebedarf der Pumpe ist im Vergleich zur Elektrodialyseeinheit sehr gering und spielt nur eine untergeordnete Rolle.

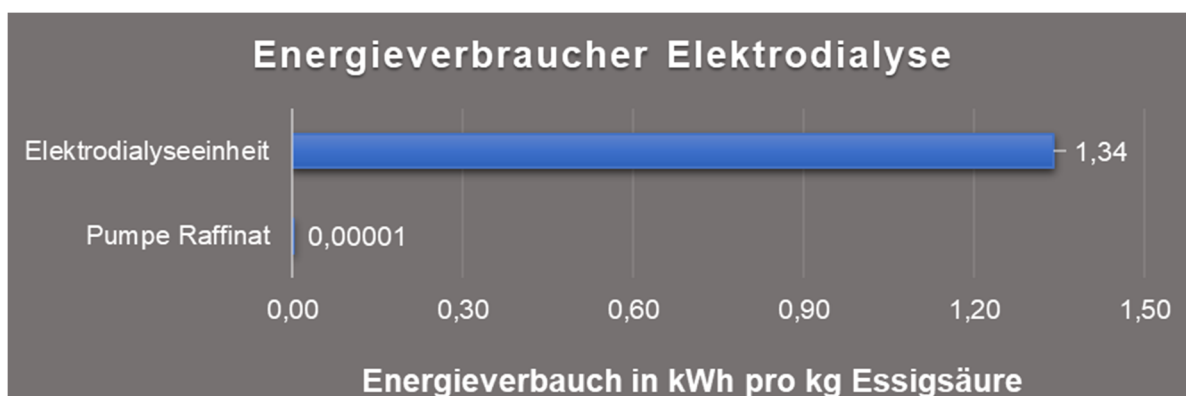


Abbildung 10: Energieverbraucher der Elektrodialyse

### Umweltwirkungen der Elektrodialyse

Die Komponenten der Elektrodialyse nutzen ausschließlich elektrische Energie. Tabelle 7 zeigt die daraus resultierenden CO<sub>2</sub>-Emissionen, bei Nutzung des deutschen Strommixes. Falls weitere Bestandteile der wässrigen Fraktion abgetrennt werden sollten, würden die Energiebedarfe als auch die CO<sub>2</sub>-Emissionen deutlich ansteigen, da dann eine aufwändigere energieintensive Elektrodialyse nötig wäre.

Tabelle 7: CO<sub>2</sub>-Emissionen der Elektrodialyse

	Energiebedarf (in kWh)	CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a) (nur Essigsäureanteil)</b>	113.811,85	53.946,82
<b>Pro kg Biomasse (nur Essigsäureanteil)</b>	0,06	0,03
<b>Pro kg Essigsäure</b>	1,34	0,63

### 3.4 Kontinuierliche annulare Chromatographie (CAC)

Für die folgenden Untersuchungen wurde der von Finke et al. beschriebene Chromatograph (Finke et al. 2002) als Grundlage genutzt. Der Aufbau ist in Abbildung 11 dargestellt. Das Adsorbens (stationäre Phase) wird in einen Ringspalt (Annulus) zwischen zwei konzentrischen Zylindern gefüllt. Im oberen Teil des Ringspalts befindet sich ein Freiraum zur Aufnahme der mobilen Phase (Eluent). Die organische Fraktion (Feed) wird über eine Kolbenrotationspumpe in die Chromatographie-Einheit gepumpt. Das Feed wird hierbei kontinuierlich an einer bestimmten stationären Stelle (roter Pfeil) des Ringspaltes auf die Oberfläche des Adsorbens gegeben. Das Eluent wird ebenfalls über eine Kolbenrotationspumpe in die Einheit befördert. Jedoch wird das Eluent dann über einen stationären Einlassverteiler über die gesamte Oberfläche (blaue Pfeile) des Adsorbens verteilt und somit der gesamte Annulus geflutet (Finke et al. 2002). Das Eluent durchströmt den Ringspalt von oben nach unten. Die kontinuierlich zugeführten Komponenten des Feeds adsorbieren und desorbieren, während der von einem Motor angetriebene Ringspalt um sein Zentrum rotiert. Adsorbens und Eluent bewegen sich im 90°-Winkel zueinander (Kreuzstrom-Verfahren) (Bock und Nießner 2014).

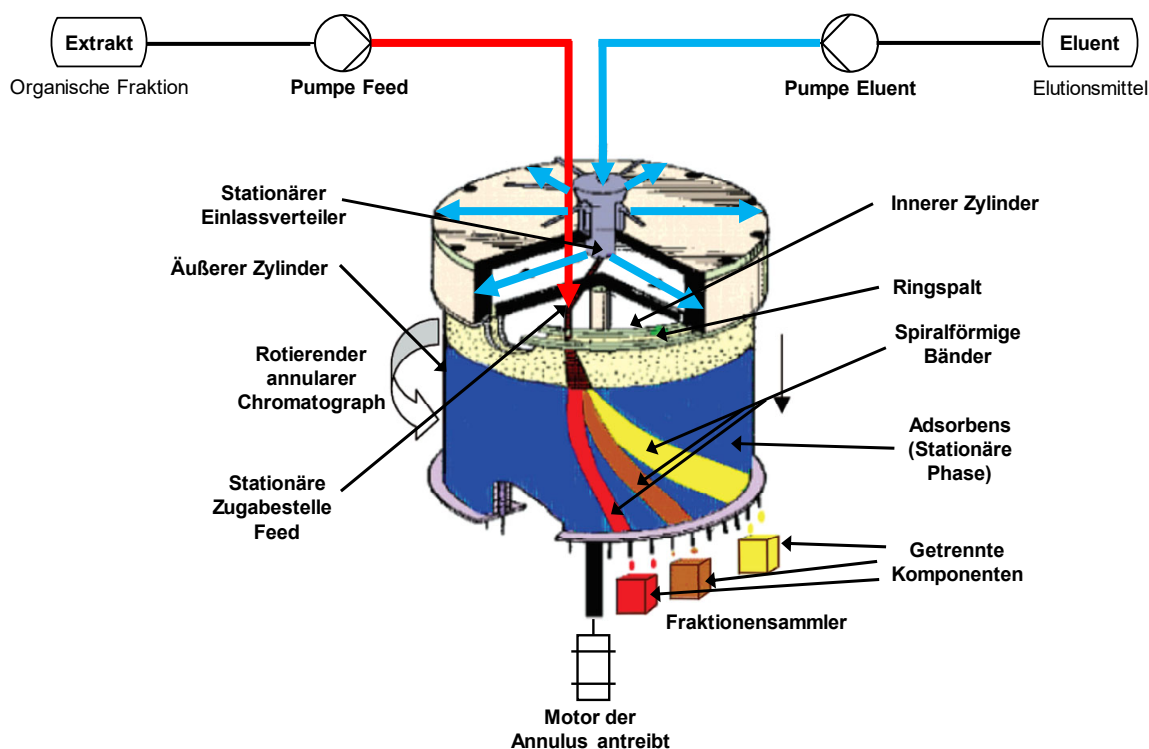


Abbildung 11: Aufbau der kontinuierlichen annularen Chromatographie (Finke et al. 2002), (Hilbrig und Freitag 2003)

#### Materialströme der annularen Chromatographie

Aus der Flüssig-Flüssig-Extraktion kommen etwa 22,6 kg/h Extrakt in die Chromatographieeinheit. Als Adsorbens wird Aktivkohle genutzt. Die Menge Aktivkohle konnte aber anhand der Literatur nicht bestimmt werden. Der als Eluent genutzte Diethylether geht als Input in die CAC-Einheit. Um die benötigte Menge an Eluent zu bestimmen, wurde ein Faktor zwischen der von Finke et al. angegebenen Feedmenge und der angegebenen Eluentmenge bestimmt (Finke et al. 2002). Mit einem berechneten Faktor von 75 und einer gegebenen Extraktmenge von etwa 22,6 kg/h, ergibt sich eine benötigte Eluentmenge von ca. 1.697 kg/h. Es wird angenommen, dass pro Stunde 5% des

Hilfsmittels verloren gehen, d.h. es müssen ca. 85 kg/h frisches Diethylether zugeführt werden. Der restliche Teil des Eluents (ca. 1.613 kg/h) wird im Kreis geführt.

Als einzige Komponente der organischen Fraktion liegt Furfural wegen seines niedrigen Schmelzpunktes bei der angenommenen Betriebstemperatur von 20°C in flüssiger Form vor (IFA o.D.). Die restlichen Stoffe (HMF, Vanillin, Guajacol und Phenol) liegen unter diesen Bedingungen als kristalline Feststoffe vor, da sie einen höheren Schmelzpunkt aufweisen. Es wird daher angenommen, dass nur Furfural durch die CAC abgetrennt werden kann. Die restlichen Komponenten werden durch die Chromatographie abgetrennt, bleiben aber im Diethylether gelöst.

Bei der Abtrennung von Furfural verlässt der komplette Furfuralanteil von 0,875 kg/h die CAC. Gleichzeitig eluiert der Lösungsmittelanteil, der nötig war um Furfural zu lösen. Dafür wurden 12,49 kg/h Diethylether benötigt. Nach Abtrennung durch die Chromatographie wird 95% des Diethylether wieder an die Flüssig-Flüssig-Extraktion zurückgeführt. Der Rest geht als Verlust verloren. Die Materialströme der Chromatographie sind in Abbildung 12 aufgeführt.

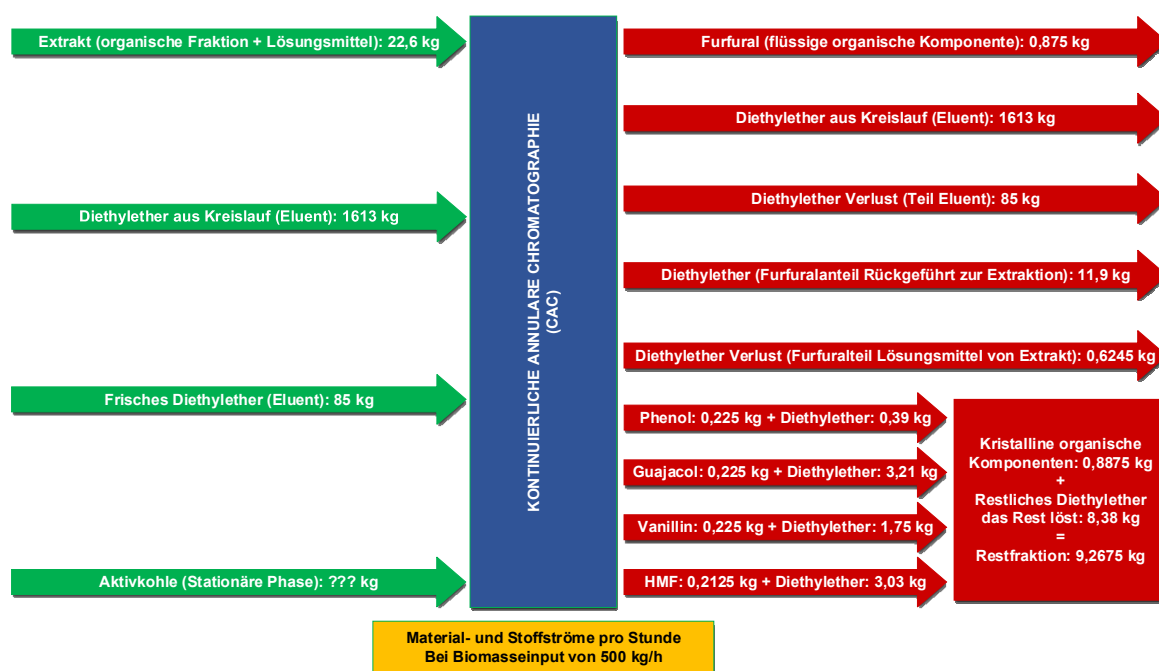


Abbildung 12: Materialströme der Chromatographie

Der verbleibende Anteil Diethylether aus der Flüssig-Flüssig-Extraktion ist weiterhin mit den restlichen kristallinen Komponenten verbunden. Dieser Anteil geht als Massenstrom von ca. 9,27 kg/h mit den verbliebenen Komponenten in die fraktionierte Kristallisation.

### Energiebedarf der annularen Chromatographie

Eine **Pumpe** pumpt das Extrakt in die Chromatographieeinheit. Bei 20°C, einer Dichte von 746,63 kg/m<sup>3</sup> bei 20°C und einem Durchsatz von etwa 22,63 kg/h ergibt sich ein Volumenstrom von 0,0303 m<sup>3</sup>/h. Bei 60% Effizienz der Pumpe, 0,2m Höhenunterschied und 2.000 Pa Druckverlust resultiert ein Energiebedarf von  $5 \cdot 10^{-5}$  kW. Der spezifische Energiebedarf beträgt  $1 \cdot 10^{-7}$  kWh/kg Biomasse.

Eine **weitere Pumpe** transportiert das Eluent in die CAC-Einheit. Für diese Pumpe werden dieselben Annahmen getroffen. Mit der Dichte von Diethylether von 713,7 kg/m<sup>3</sup> bei 20°C (VDI 2013) und der benötigten Menge von 1.697,43 kg/h ergibt sich ein Volumenstrom von 2,378 m<sup>3</sup>/h. Damit wird eine

Leistung von 0,004 kW für die Pumpe benötigt. Der spezifische Energiebedarf beträgt damit  $7 \cdot 10^{-6}$  kWh/kg Biomasse.

Als **Motor**, der den Annulus antreibt, wird nach Barker und Bridges ein kleiner Gleichstrommotor benötigt (Barker und Bridges 1991). Angenommen wird ein Motor mit einer Nennleistung von 1,8 kW und eine Nenndrehzahl von 1.100 Umdrehungen pro Minute (Heinzmann GmbH & Co. KG 2020). Für die Analyse wird eine mittlere Rotation des Ringspalts von  $180^\circ/\text{h}$  angenommen. Dies entspricht 0,5 Umdrehungen pro Stunde und damit 0,0083 Umdrehungen pro Minute und einem Lastfaktor von  $1 \cdot 10^{-5}$ . Der Leistungsbedarf des Motors beträgt demnach  $1 \cdot 10^{-5}$  kW. Als spezifischer Energiebedarf resultiert  $3 \cdot 10^{-8}$  kWh/kg Biomasse.

Einen Überblick über die Energieverbraucher der CAC gibt Abbildung 13. Im Vergleich zu den restlichen Prozessen sind die Energieverbräuche sehr gering und spielen für den Gesamtprozess keine Rolle. In Summe ergibt sich ein Leistungsbedarf von 0,0038 kW und ein jährlicher Energiebedarf von 15,23 kWh/a.

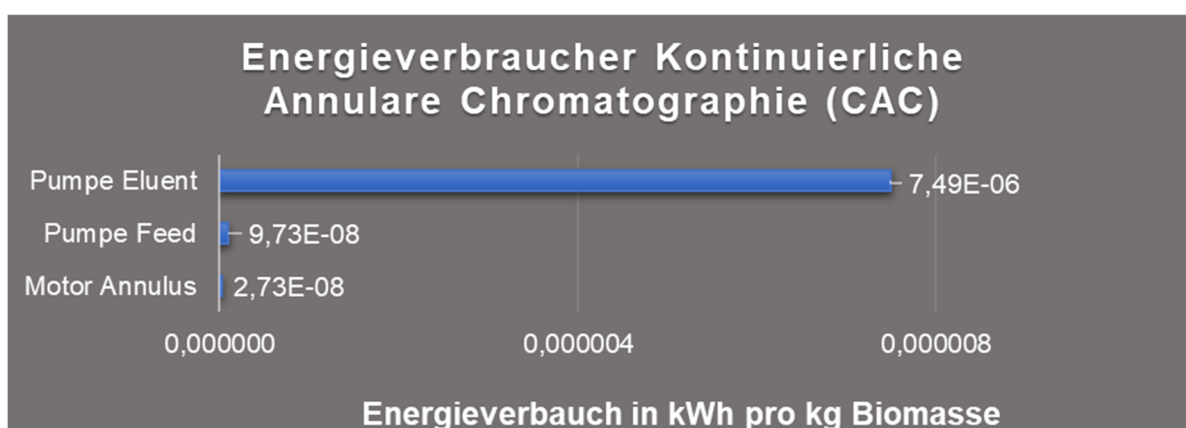


Abbildung 13: Energieverbraucher der Chromatographie

### Umweltwirkungen der annularen Chromatographie

Die Komponenten der kontinuierlichen annularen Chromatographie nutzen ausschließlich elektrische Energie. Außerdem müssen stündlich 5% des zirkulierenden Diethylethers im Prozess ersetzt werden, analog zur Flüssig-Flüssig-Extraktion. Die resultierenden CO<sub>2</sub>-Emissionen sind in Tabelle 8 dargestellt.

Tabelle 8: CO<sub>2</sub>-Emissionen der Chromatographie

	CO <sub>2</sub> -Emissionen Energiebedarf Strommix (in kgCO <sub>2</sub> )	CO <sub>2</sub> -Emissionen Diethylether Herstellung (in kgCO <sub>2</sub> )	Summe CO <sub>2</sub> -Emissionen Chromatographie (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	7,22	424.350,00	424.357,22
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,000004	0,212	0,212
<b>Pro kg Furufural</b>	0,002	121,24	121,24
<b>Pro kg HMF</b>	0,008	499,24	499,24

### 3.5 Fraktionierte Kristallisation

Bei der Kristallisation wird ein Stoff aus einer Lösung oder Schmelze in den kristallinen Zustand überführt und somit ein Feststoff gebildet (Lohrengel 2017), (Blesl und Kessler 2017). Wenn eine

Lösung zwischen Feststoff und Lösungsmittel übersättigt ist, dann „fallen Kristalle aus, die von der Lösung abgetrennt werden können“ (Lohreggel 2017).

Die fraktionierte Kristallisation wird bei einer Lösung mit mehreren Feststoffen angewandt. Dabei fallen die Kristalle zu verschiedenen Zeitpunkten aus, denn leicht lösliche Feststoffe bleiben länger in Lösung als schwer lösliche Stoffe. Die fraktionierte Kristallisation umfasst außerdem üblicherweise mindestens eine Kristallisation und Wiederlösung, um schnell- und langsam kristallisierende Stoffe zu fraktionieren (Matz 1980).

Um den Sättigungspunkt zu erreichen gibt es zwei Möglichkeiten: Kühlungskristallisation und Verdampfungskristallisation. Erstgenanntes wird bei Stoffen angewandt, deren Löslichkeit temperaturabhängig ist, d.h. welche bei geringeren Temperaturen sinkt und die Stoffe ausfallen. Bei der Verdampfungskristallisation wird das Lösungsmittel verdampft und dadurch die Konzentration erhöht bis der Sättigungspunkt erreicht bzw. überschritten wird (Schwister und Leven 2014), (Matz 1978), (Haan und Bosch 2013).

Bei beiden Verfahren entsteht üblicherweise eine Kristalllösung bzw. ein Kristallbrei, welcher noch weiter aufbereitet und vom restlichen Lösungsmittelanteil abgetrennt werden muss (Lohreggel 2017), (Schwister und Leven 2014). Die vielen Aufbereitungsschritte sind ein großer Nachteil der Kristallisation. Die hohen Reinheiten aber, die mit der Kristallisation erreicht werden, sind ein großer Vorteil dieses Separationsverfahrens (Haan und Bosch 2013).

Für die Bioraffinerie wird eine Grundapparatur für die Kristallisation angenommen. Das eingesetzte Lösungsmittel Diethylether hat einen niedrigen Siedepunkt von 34,5°C (Hampe 1985) und lässt sich mit geringem Energieeinsatz verdampfen. Deshalb wird eine Verdampfungskristallisation angenommen. Der prinzipielle Aufbau eines Kristallisationsverdampfers ist in Abbildung 14 dargestellt.

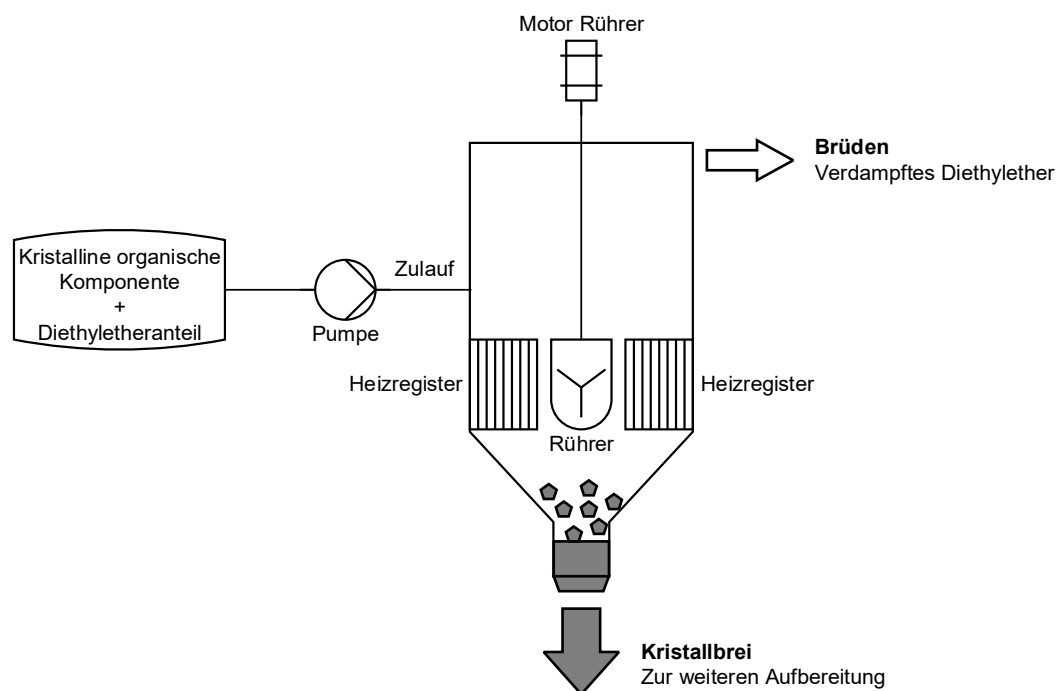


Abbildung 14: Aufbau des Kristallisators (Schwister und Leven 2014)

Kristalline organische Komponenten aus dem Chromatographieprozess sind in Diethylether gelöst und werden über eine Pumpe in den Kristallisator befördert. Das Heizregister verdampft das

Lösungsmittel. Der Brüden tritt am Kopf des Kristallisators aus und kann anschließend kondensiert werden. Durch die Lösungsmittelverdampfung kommt es zur Überkonzentration. Aufgrund der Schwerkraft sammelt sich der Kristallbrei im unteren Teil des Kristallisators und kann für die weitere Aufbereitung abgeführt werden (Schwister und Leven 2014). Gemäß Osteroth sowie Schwister und Leven kann optional ein Rührer in der Einheit eingebracht sein, der von einem Motor angetrieben wird (Osteroth 1979), (Schwister und Leven 2014).

Da es sich bei dem für die Analyse herangezogenen Kristallisationsprozess nur um eine erste konzeptionelle Lösung handelt, wird für die Stoff- und Energiestrombetrachtung nur der Kristallisor analysiert. Die Kondensation und Rückgewinnung des Diethylethers als auch die weitere Aufbereitung des Kristallisats inklusive Trennung von der Mutterlauge, Wäsche und Trocknung der Kristalle, werden somit in der Prozessanalyse nicht in die Betrachtung mit einbezogen.

### Materialströme der fraktionierten Kristallisation

Die organische Restfraktion geht mit etwa 9,27 kg/h in die fraktionierte Kristallisation. Dort wird 8,38 kg/h Diethylether von den aufzubereitenden Komponenten (ca. 0,89 kg/h) abgetrennt. Die organischen Chemikalien Phenol (0,225 kg/h), Guajacol (0,225 kg/h), Vanillin (0,225 kg/h) und HMF (0,2125 kg/h) werden auskristallisiert und als Feststoffe gewonnen. Der verdampfte Diethylether wird durch Kondensation zurückgewonnen und zur Flüssig-Flüssig-Extraktion rückgeführt (etwa 7,96 kg/h). Dabei wird erneut ein Diethyletherverlust von 5% angenommen (ca. 0,42 kg/h). Abbildung 15 gibt einen Überblick über die Materialströme.

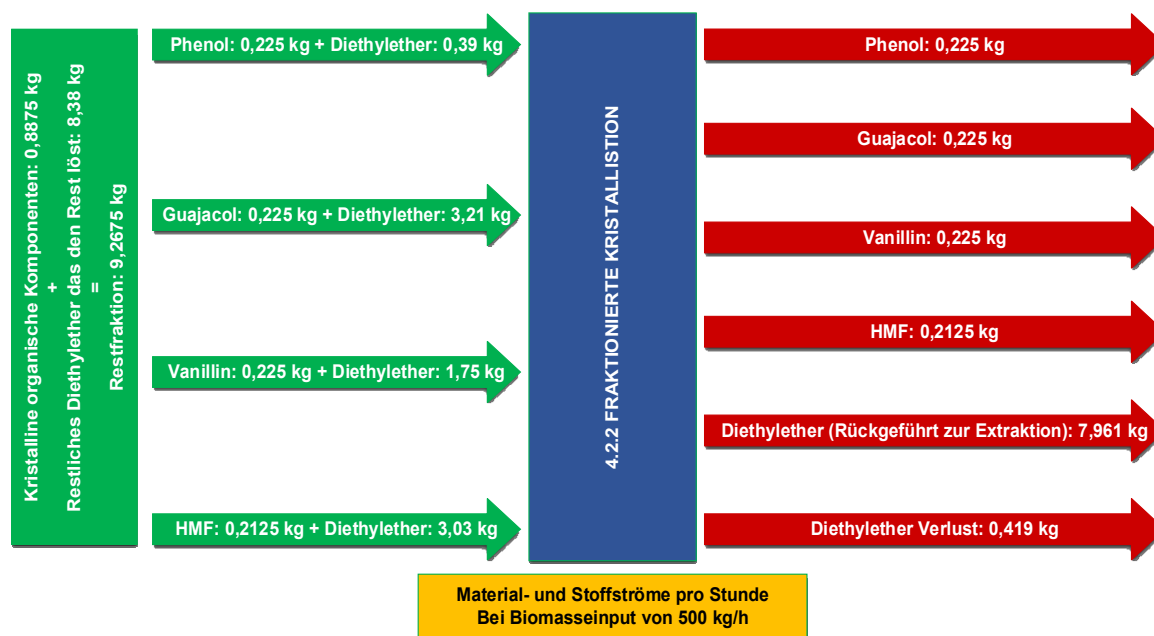


Abbildung 15: Materialströme der fraktionierten Kristallisation

### Energiebedarf der fraktionierten Kristallisation

Ein **Heizregister** erhitzt die Restfraktion aus der Chromatographie von 20°C auf 34,5°C, um den enthaltenen Diethylether zu verdampfen. Bei einer angenommenen Effizienz von 95%, einer spezifischen Wärmekapazität von 2,314 kJ/kgK und einer Verdampfungsenthalpie von 357,7 kJ/kg (VDI 2013) ergibt sich ein thermischer Energiebedarf von etwa 412 kJ/kg. Der Leistungsbedarf für das Heizregister beträgt also etwa 0,96 kW. Der jährliche Energiebedarf ist 3.8345 kWh/a bei

angenommenen 4.000 Betriebsstunden im Jahr. Pro kg eingesetzter Biomasse ergibt sich ein spezifischer Energiebedarf von 0,002 kWh/kg.

Der Energieverbrauch bei der fraktionierten Kristallisation ist in Abbildung 16 dargestellt. Andere Komponenten wurden nicht berechnet, denn die Annahmen der Grundapparatur sind recht grob und der zu erwartende Energiebedarf sehr gering, wie anhand der Abbildung ersichtlich.

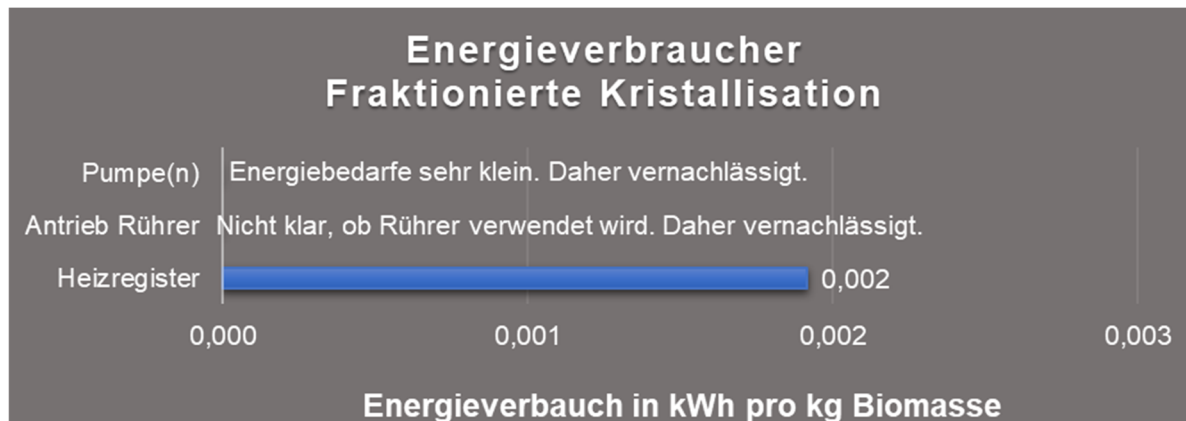


Abbildung 16: Energieverbraucher der fraktionierten Kristallisation

#### Umweltwirkungen der fraktionierten Kristallisation

Es wird angenommen, dass das Heizregister ebenfalls mit Strom betrieben wird. Damit ergeben sich die in Tabelle 9 angegebenen CO<sub>2</sub>-Emissionen.

Tabelle 9: CO<sub>2</sub>-Emissionen der fraktionierten Kristallisation

	Energiebedarf (in kWh)	CO <sub>2</sub> -Emissionen (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Im Jahr (p.a)</b>	3.834,72	1.817,66
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,002	0,001
<b>Pro kg Furfural</b>	1,10	0,52
<b>Pro kg HMF</b>	4,51	2,14



#### 4. Zusammenfassende Betrachtung des Gesamtprozesses

In der Abbildung 17 sind die Gesamtergebnisse dargestellt. Es ergeben sich die dargestellten Material- und Energieströme.

##### Materialströme

Ausgehend von einem Input von 500 kg/h Biomasse mit 61,25% Feuchte sind in Abbildung 17 alle eingehenden und ausgehenden Materialströme der Bioraffinerie dargestellt.

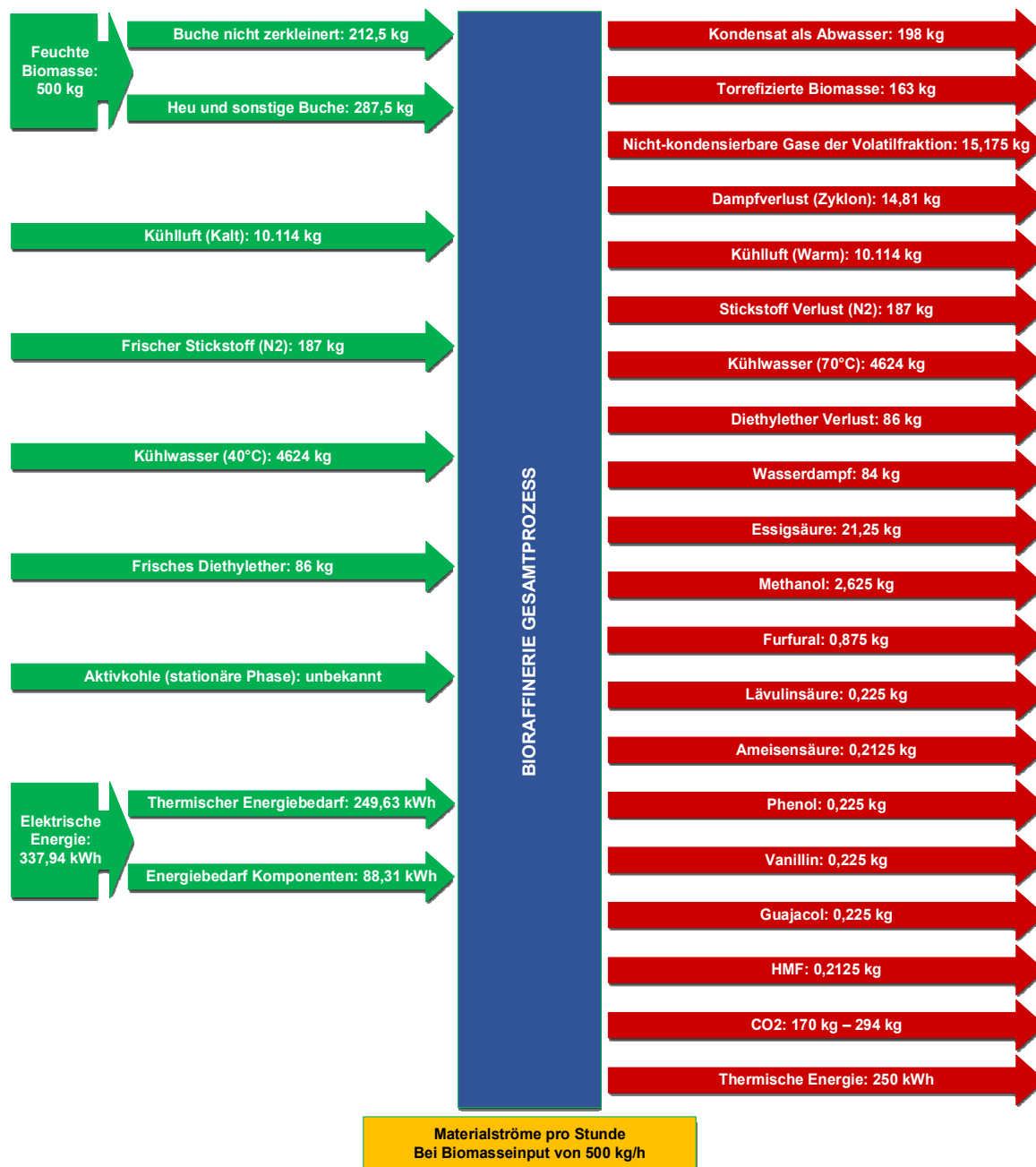


Abbildung 17: Material- und Energieströme der Bioraffinerie

## Energiebedarf

Über alle Prozesse akkumuliert ergibt sich der Gesamtenergiebedarf der Bioraffinerie wie in Tabelle 10 dargestellt. In Spalte 2 ist der Bruttoenergiebedarf angegeben, d.h. ohne Berücksichtigung von Energierecycling. In Spalte 3 ist angegeben wieviel Energie zurückgewonnen und an anderer Stelle verwendet werden kann. Spalte 4 zeigt den Nettoenergiebedarf des Gesamtprozesses, wenn die zurückgewonnene Energie im Prozess eingesetzt werden kann. Spalte 5 führt die anfallenden Energieverluste auf.

Tabelle 10: Gesamtenergiebedarf der Bioraffinerie

	Energie- bedarf Gesamt- prozess	Rückführbare Energie Gesamtprozess	Energie- bedarf mit Rückführung Bioraffinerie	Energie- verlust Gesamt- prozess
<b>kWh/h (500 kg/h)</b>	310,27	240,34	59,98	44,33
<b>kWh/a (4000 h/a)</b>	1.241.069,33	961.341,63	239.920,03	177.300,33
<b>kWh/kg Biomasse</b>	0,62	0,48	0,12	0,09
<b>kWh/kg Essigsäure</b>	14,56	11,26	2,78	2,09
<b>kWh/kg Furfural</b>	322,07	274,67	36,03	50,66
<b>kWh/kg HMF</b>	1.326,19	1.130,99	148,36	208,59

Insgesamt werden also zur Verarbeitung von stündlich 500 kg Biomasse insgesamt etwa 310 kWh/h benötigt. Davon könnten ca. 240 kWh/h über Energierecycling aus Kühlprozessen bei Trocknung und Torrefizierung gedeckt werden. Bei vollständiger Nutzung dieser Energie beträgt der Nettoenergiebedarf der Raffinerie nur etwa 60 kWh/h. Wenn die thermische Energie des Abwassers aus der Trocknung und der thermischen Energie der Prozessgase nicht genutzt wird entsteht ein Energieverlust von ca. 44 kWh/h.

Der jeweilige Energiebedarf der Anlage bei angenommenen 4.000 Betriebsstunden pro Jahr ist ebenfalls in Tabelle 10 aufgeführt. Des Weiteren sind in der Tabelle spezifische Energiebedarfe angegeben. So werden beispielsweise für die Gewinnung von 1 kg Essigsäure knapp 3 kWh Energie benötigt (Nettoenergiebedarf bei Energierückführung).

In Abbildung 18 werden die vier größten Energieverbraucher zusammen mit den beiden Komponenten, welche thermische Energie aus dem Prozess zurückgewinnen können, dargestellt. Zusammen machen die vier in der Abbildung erstgenannten Komponenten mit ca. 0,59 kWh/kg Biomasse 95% des Gesamtenergieverbrauchs der Anlage aus.

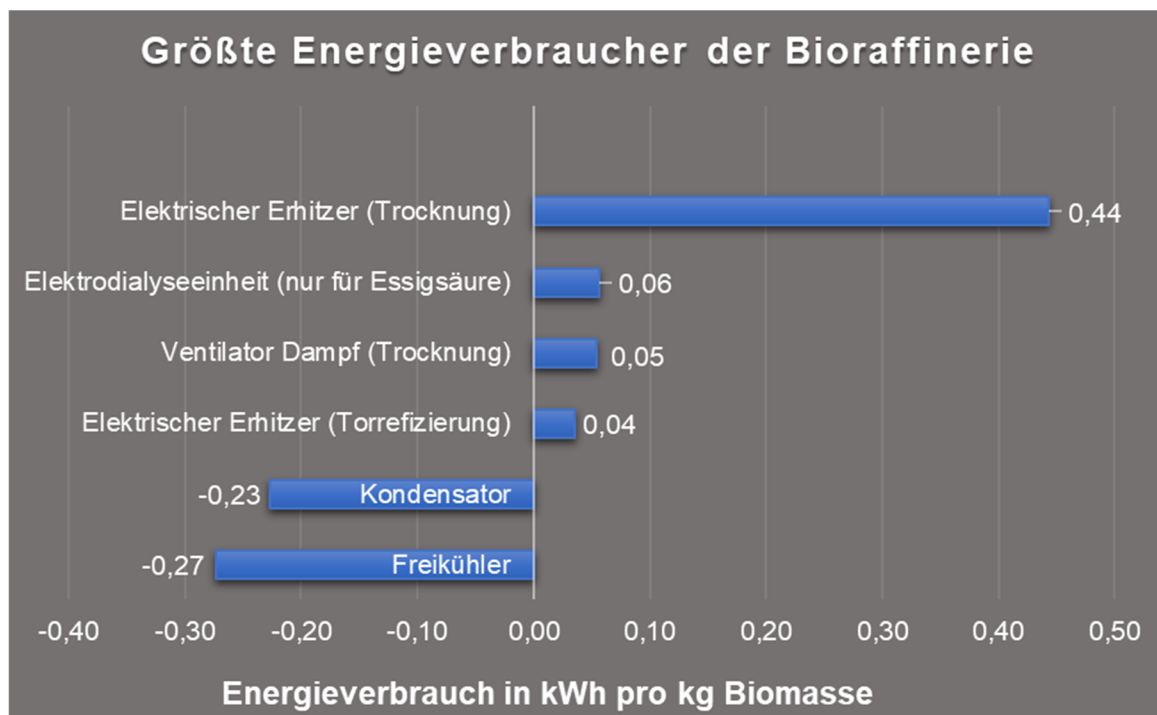


Abbildung 18: Top 4 der Energieverbraucher der Bioraffinerie

### Umweltwirkungen

Die CO<sub>2</sub>-Emissionen der einzelnen Komponenten wurden addiert und sind in Tabelle 11 dargestellt. Eine Betriebsstunde der Bioraffinerie verursacht bei einem stündlichen Input von 500 kg Biomasse zwischen 170 kgCO<sub>2</sub>/h und 294 kgCO<sub>2</sub>/h.

Tabelle 11: CO<sub>2</sub>-Emissionen der Bioraffinerie

	Min. Summe CO <sub>2</sub> Bioraffinerie (in kgCO <sub>2</sub> )	Max. Summe CO <sub>2</sub> Bioraffinerie (in kgCO <sub>2</sub> )
<b>Pro Stunde (500kg/h)</b>	170	294
<b>Pro Jahr (4.000 h/a)</b>	680.137	1.175.122
<b>Pro kg Biomasse</b>	0,34	0,59
<b>Pro kg Essigsäure</b>	2,99	8,81
<b>Pro kg Furfural</b>	179	320
<b>Pro kg HMF</b>	737	1.319

In Abbildung 19 sind die größten CO<sub>2</sub>-Verursacher des Gesamtprozesses aufgelistet und in Relation zueinander gesetzt dargestellt. Je nach Nutzung der Abwärme innerhalb des Prozesses stellt der Energiebedarf für die Komponenten den größten oder zweitgrößten CO<sub>2</sub>-Verursacher dar. Die Herstellung von Diethylether ist ebenfalls CO<sub>2</sub>-intensiv. Die restlichen CO<sub>2</sub>-Quellen fallen deutlich weniger ins Gewicht.

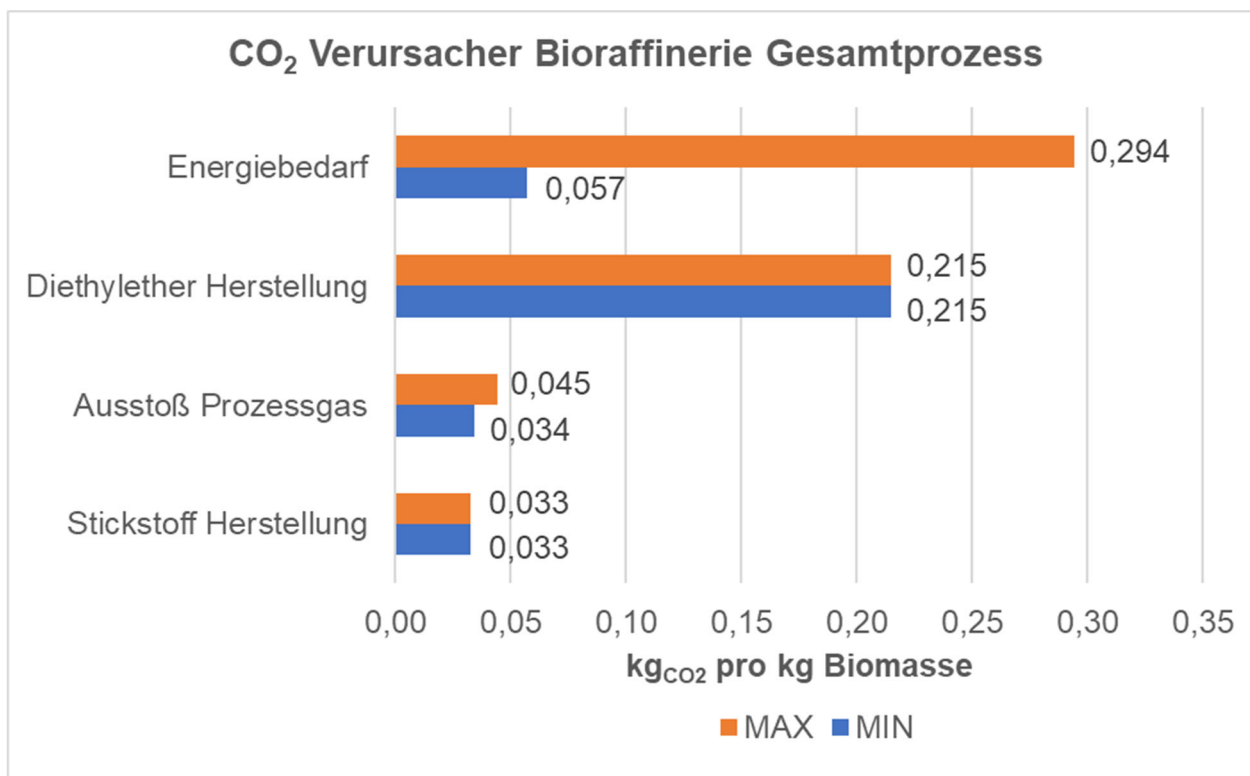


Abbildung 19: CO<sub>2</sub>-Verursacher der Bioraffinerie

## 5. Diskussion & Ausblick

Die Ergebnisse zeigen, dass der Bedarf an thermischer Energie 77,5% des Gesamtenergiebedarfs ausmacht. Das größte Verbesserungspotenzial liegt daher bei der Energiezufuhr für Trocknung und Torrefizierung. Durch die Nutzung anderer Energieträger für die Bereitstellung der thermischen Energie kann der CO<sub>2</sub>-Ausstoß gesenkt werden. Dabei bieten sich unter anderem Erdgas oder CO<sub>2</sub>-armes Biogas als alternative Energieträger an.

Die Ergebnisse beruhen zu einem großen Teil auf Annahmen sowie zum Teil auf Vereinfachungen. Bei einer realen Umsetzung der Anlage könnten sich daher Abweichungen ergeben und eine detaillierte Betrachtung wäre im Vorfeld nötig.

Die Prozesse der Trocknung und Torrefizierung sind bekannt und werden in verschiedenen technischen Maßstäben betrieben. Die Berechnungen zu diesen Prozessen dürften daher vergleichsweise genau sein. Dagegen orientieren sich die Annahmen für die fraktionierte Kondensation, die Flüssig-Flüssig-Extraktion an idealen Prozessen. Beispielsweise wird bei der Extraktion eine sehr gute Trennung der Bestandteile in die organische und die wässrige Phase unterstellt. Diese Annahmen sind wahrscheinlich zu optimistisch. Bei der Elektrodialyse wurde ebenfalls ein idealer Ablauf der Trennprozesse angenommen. Die tatsächlichen Input-/Output-Verhältnisse und Energiebedarfe müssen noch experimentell bestimmt werden. Gleiches gilt für die kontinuierliche annulare Chromatographie bei welcher möglicherweise mehrere Eluenten benötigt werden könnten, was Auswirkungen auf die berechneten Bilanzen hätte. Ebenso wurden für die fraktionierte Kristallisation idealtypische Werte aus der Literatur angenommen, welche experimentell überprüft werden müssen.

Neben diesen Limitierungen besteht weiterer Forschungsbedarf im Bereich der Trocknung und Torrefizierung. Die Nutzung der Energie aus Kondensat, Abwasser und Abluft der Kühler sollte

wirtschaftlich und technisch untersucht werden. Denkbar wäre diese Energie zur Vortrocknung der Biomasse einzusetzen. Bei Kondensat und Biomasse wurde von einer festen mittleren Menge bzw. Feuchte ausgegangen. Die tatsächlich anfallenden Kondensatmengen sowie das Verhalten der Anlage bei unterschiedlich feuchter Biomasse müssen experimentell festgestellt werden.

Biomasse als Rohstoffquelle verfügt über ein großes Potenzial zur Gewinnung von bio-basierten, nachhaltigen Energieträgern und stofflichen Produkten wie Plattformchemikalien. Die untersuchte Bioraffinerie erzeugt als Koppelprodukte sowohl Energieträger als auch Plattformchemikalien. Besonderes Augenmerk liegt dabei auf den Trennverfahren zur Abtrennung und Aufreinigung der Plattformchemikalien.

Eine Analyse der ökonomischen Aspekte ist im weiteren Verlauf nötig um die Konkurrenzfähigkeit des Bioraffineriekonzepts abzuschätzen

Durch eine hochentwickelte Bioraffinerie und der damit gewonnenen Plattformchemikalien kann es künftig insbesondere der chemischen Industrie ermöglicht werden, „die Rohstoffbasis von den endlichen fossilen Quellen hin zu erneuerbaren Ressourcen zu verschieben“ (Wahren et al. 2017), um somit zu einer nachhaltigeren Gesellschaft und Wirtschaft beizutragen.

## Literaturverzeichnis

- Barker, P. E.; Bridges, S. (1991): Continuous annular chromatography for the separation of beet molasses. In: *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 51 (3), S. 347–359. DOI: 10.1002/jctb.280510307.
- Benedix, Roland (2017): *Bauchemie für das Bachelor-Studium*. Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden.
- Blesl, Markus; Kessler, Alois (2017): *Energieeffizienz in der Industrie*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- Bock, Rudolf; Nießner, Reinhard (2014): *Trennungsmethoden der Analytischen Chemie*: De Gruyter.
- Feuerriegel, Uwe (2016): *Verfahrenstechnik mit EXCEL*. Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden.
- Finke, Berndt; Stahl, Bernd; Pritschet, Markus; Facius, Dirk; Wolfgang, Jürgen; Boehm, Guenther (2002): Preparative continuous annular chromatography (P-CAC) enables the large-scale fractionation of fructans. In: *Journal of agricultural and food chemistry* 50 (17), S. 4743–4748. DOI: 10.1021/jf011576q.
- FNR (2018): *Basisdaten Bioenergie Deutschland 2018. Festbrennstoffe Biokraftstoffe Biogas*. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. Gülzow-Prüzen. Online verfügbar unter [http://www.fnr.de/fileadmin/allgemein/pdf/broschueren/Broschuere\\_Basisdaten\\_Bioenergie\\_2018\\_web.pdf](http://www.fnr.de/fileadmin/allgemein/pdf/broschueren/Broschuere_Basisdaten_Bioenergie_2018_web.pdf), zuletzt geprüft am 24.11.2020.
- Haan, André B. de; Bosch, Hans (2013): *Industrial Separation Processes*: De Gruyter.
- Hampe, Manfred J. (1985): Lösungsmittel-Auswahl bei der Flüssig/Flüssig-Extraktion unter physikalisch-chemischen Aspekten. In: *Chemie Ingenieur Technik* 57 (8), S. 669–681. DOI: 10.1002/cite.330570805.
- Heinzmann GmbH & Co. KG (2020): *PMG 132 DC Motor*. Online verfügbar unter <https://www.heinzmann-electric-motors.com/produkte/gleichstrommotoren/pmg-132-dc-motor>, zuletzt geprüft am 24.11.2020.
- Hilbrig, Frank; Freitag, Ruth (2003): Continuous annular chromatography. In: *Journal of Chromatography B* 790 (1-2), S. 1–15. DOI: 10.1016/S1570-0232(03)00085-0.
- IEA (2018): *Oil 2018. Analysis and forecasts to 2023*. Unter Mitarbeit von International Energy Agency. Hg. v. International Energy Agency. Paris.
- IFA (o.D.): *GESTIS-Stoffdatenbank*. Sankt Augustin. Online verfügbar unter <https://www.dguv.de/ifa/gestis/gestis-stoffdatenbank/index.jsp>, zuletzt geprüft am 15.05.2019.
- Kaltschmitt, Martin; Hartmann, Hans; Hofbauer, Hermann (2016): *Energie aus Biomasse*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- Kuppinger, Franz-Felix; Neubrand, Wolfgang; Rapp, Hans-Jrgen; Eigenberger, Gerhart (1995): Elektromembranverfahren Teil 1: Grundlagen und Modellbildung. In: *Chemie Ingenieur Technik* 67 (4), S. 441–448. DOI: 10.1002/cite.330670405.
- Lohrengel, Burkhard (2017): *Thermische Trennverfahren. Trennung von Gas-, Dampf- und Flüssigkeitsgemischen. 3., durchgesehene und bibliografisch ergänzte Ausgabe*. Berlin, Boston: De Gruyter (De Gruyter Studium).

Matz, Gnther (1978): Kristallisation - ein thermisches Trennverfahren. In: *Chemie Ingenieur Technik* 50 (1), S. 13–23. DOI: 10.1002/cite.330500104.

Matz, Gustaf (1980): Fraktionierte Kristallisation. In: *Chemie Ingenieur Technik* 52 (7), S. 562–570. DOI: 10.1002/cite.330520704.

Moura Bernardes, Andréa; Siqueira Rodrigues, Marco Antônio; Zoppas Ferreira, Jane (2014): *Electrodialysis and Water Reuse*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.

Osteroth, Dieter (1979): *Chemisch-Technisches Lexikon*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.

Schwister, Karl; Leven, Volker (2014): *Verfahrenstechnik für Ingenieure*. München: Carl Hanser Verlag GmbH & Co. KG.

Strathmann, Heiner; Chmiel, Horst (1984): Die Elektrodialyse - ein Membranverfahren mit vielen Anwendungsmöglichkeiten. In: *Chemie Ingenieur Technik* 56 (3), S. 214–220. DOI: 10.1002/cite.330560307.

UBA (2015): ProBas - Prozessorientierte Basisdaten für Umweltmanagement-Instrumente. Dessau-Roßlau. Online verfügbar unter <https://www.probas.umweltbundesamt.de/php/index.php>.

UBA (2019): Strom- und Wärmeversorgung in Zahlen. Umweltbundesamt. Dessau. Online verfügbar unter <https://www.umweltbundesamt.de/themen/klima-energie/energieversorgung/strom-waermeversorgung-in-zahlen#Strommix>, zuletzt geprüft am 25.04.2019.

VCI (2012): VCI-Factbook 05. Die Formel Ressourceneffizienz. VCI Verband der Chemischen Industrie e.V. Frankfurt am Main. Online verfügbar unter <https://www.vci.de/presse/factbooks/2012-07-25-vci-factbook-05-die-formel-ressourceneffizienz-vci.jsp>, zuletzt geprüft am 03.12.2019.

VCI (2017): Einsatz nachwachsender Rohstoffe in der chemischen Industrie unter der Anwendung von Massenbilanzansätzen. Hg. v. VCI Verband der Chemischen Industrie e.V. Frankfurt am Main. Online verfügbar unter <https://www.vci.de/themen/energie-klima-rohstoffe/rohstoffe/einsatz-nachwachsender-rohstoffe-in-der-chemischen-industrie-anwendung-von-massenbilanz-ansetzen-integration-in-bestehende-produktions-und-lieferketten.jsp>, zuletzt geprüft am 03.12.2019.

VDI (2013): *VDI-Wärmeatlas*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.

Wagner, Wolfgang; Kretzschmar, Hans-Joachim (2008): *International Steam Tables*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.

Wahren, Sylvia; Kleine-Möllhoff, Peter; Schneider, Ralph; Heßberger, Nicolas; Dückert, Elisabeth (2017): *Materialeffizienz im verarbeitenden Gewerbe – eine Metastudie*. Hg. v. Umwelttechnik BW GmbH Landesagentur für Umwelttechnik und Ressourceneffizienz Baden-Württemberg. Stuttgart.

Wernet, Gregor; Bauer, Christian; Steubing, Bernhard; Reinhard, Jürgen; Moreno-Ruiz, Emilia; Weidema, Bo (2016): The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology. In: *Int J Life Cycle Assess* 21 (9), S. 1218–1230. DOI: 10.1007/s11367-016-1087-8.

**Reutlinger Diskussionsbeiträge zu Marketing & Management –  
Reutlingen Working Papers on Marketing & Management**

herausgegeben von

Prof. Dr. Carsten Rennhak

Universität der Bundeswehr München

Institut für Organisationskommunikation

Werner-Heisenberg-Weg 39

D-85577 Neubiberg

Fon: +49 (0)89 / 6004-3128

Fax: +49 (0)89 / 6004-2252

E-Mail: [carsten.rennhak@unibw.de](mailto:carsten.rennhak@unibw.de)

Internet: [www.unibw.de/bw/institute/organisationskommunikation](http://www.unibw.de/bw/institute/organisationskommunikation)

und

Prof. Dr. Gerd Nufer

Hochschule Reutlingen

ESB Business School

Institut für Marketing, Marktforschung & Kommunikation

Alteburgstraße 150

D-72762 Reutlingen

Fon: +49 (0)7121 / 271-6011

Fax: +49 (0)7121 / 271-906011

E-Mail: [gerd.nufer@reutlingen-university.de](mailto:gerd.nufer@reutlingen-university.de)

Internet: [www.marketing-nufer.de](http://www.marketing-nufer.de)



## **Bisher erschienen**

- 2006 - 1** *Felix Morlock / Robert Schäffler / Philipp Schaffer / Carsten Rennhak:*  
Product Placement – Systematisierung, Potenziale und Ausblick
- 2006 - 2** *Marko Sarstedt / Kornelia Huber:*  
Erfolgsfaktoren für Fachbücher – Eine explorative Untersuchung verkaufsbeeinflussender Faktoren am Beispiel von Marketing-Fachbüchern
- 2006 - 3** *Michael Menhart / Carsten Rennhak:*  
Drivers of the Lifecycle –  
the Example of the German Insurance Industry
- 2006 - 4** *Siegfried Numberger / Carsten Rennhak:*  
Drivers of the Future Retailing Environment
- 2006 - 5** *Gerd Nufer:*  
Sportsponsoring bei Fußball-Weltmeisterschaften:  
Wirkungsvergleich WM 2006 versus WM 1998
- 2006 - 6** *André Bühler / Gerd Nufer:*  
The Nature of Sports Marketing
- 2006 - 7** *Gerd Nufer / André Bühler:*  
Lessons from Sports:  
What Corporate Management can learn from Sports Management

- 2007 - 1** *Gerd Nufer / Anna Andresen:*  
Empirische Untersuchung zum Image der  
School of International Business (SIB) der Hochschule Reutlingen
- 2007 - 2** *Tobias Kesting:*  
Marktsegmentierung in der Unternehmenspraxis:  
Stellenwert, Vorgehen und Herausforderungen
- 2007 - 3** *Marie-Sophie Hieke / Marko Sarstedt:*  
Open Source-Marketing im Unternehmenseinsatz
- 2007 - 4** *Ahmed Abdelmoumene:*  
Direct-to-Consumer-Marketing in der Pharmaindustrie
- 2007 - 5** *Mario Gottfried Bernards:*  
Markenmanagement von politischen Parteien in Deutschland –  
Entwicklungen, Konsequenzen und Ansätze der erweiterten  
Markenführung
- 2007 - 6** *Christian Führer / Anke Köhler / Jessica Naumann:*  
Das Image der Versicherungsbranche unter angehenden  
Akademikern – eine empirische Analyse

- 2008 - 1** *Gerd Nufer / Katharina Wurmer:*  
Innovatives Retail Marketing
- 2008 - 2** *Gerd Nufer / Victor Scheurecker:*  
Brand Parks als Form des dauerhaften Event-Marketing
- 2008 - 3** *Gerd Nufer / Charlotte Heine:*  
Internationale Markenpiraterie
- 2008 - 4** *Gerd Nufer / Jennifer Merk:*  
Ergebnisse empirischer Untersuchungen zum Ambush Marketing
- 2008 - 5** *Gerd Nufer / Manuel Bender:*  
Guerilla Marketing
- 2008 - 6** *Gerd Nufer / Christian Simmerl:*  
Strukturierung der Erscheinungsformen des Ambush Marketing
- 2008 - 7** *Gerd Nufer / Linda Hirschburger:*  
Humor in der Werbung

- 2009 - 1** *Gerd Nufer / Christina Geiger:*  
In-Game Advertising
- 2009 - 2** *Gerd Nufer / Dorothea Sieber:*  
Factory Outlet Stores – ein Trend in Deutschland?
- 2009 - 3** *Bianca Frank / Carsten Rennhak:*  
Product Placement am Beispiel des Kinofilms  
Sex and the City: The Movie
- 2009 - 4** *Stephanie Kienzle / Carsten Rennhak:*  
Cause-Related Marketing
- 2009 - 5** *Sabrina Nadler / Carsten Rennhak:*  
Emotional Branding in der Automobilindustrie –  
ein Schlüssel zu langfristigem Markenerfolg?
- 2009 - 6** *Gerd Nufer / André Bühler:*  
The Importance of mutual beneficial Relationships  
in the Sponsorship Dyad

- 2010 - 1** *Gerd Nufer / Sandra Oexle:*  
Marketing für Best Ager
- 2010 - 2** *Gerd Nufer / Oliver Förster:*  
Lovemarks – emotionale Aufladung von Marken
- 2010 - 3** *Gerd Nufer / Pascal Schattner:*  
Virales Marketing
- 2010 - 4** *Carina Knörzer / Carsten Rennhak:*  
Gender Marketing
- 2010 - 5** *Ottmar Schneck:*  
Herausforderungen für Hochschulen und Unternehmen durch  
die Generation Y – Zumutungen und Chancen durch die neue  
Generation Studierender und Arbeitnehmer
- 2010 - 6** *Gerd Nufer / Miriam Wallmeier:*  
Neuromarketing
- 2010 - 7** *Gerd Nufer / Anton Kocher:*  
Ingredient Branding
- 2010 - 8** *Gerd Nufer / Jan Fischer:*  
Markenmanagement bei Einzelsportlern
- 2010 - 9** *Gerd Nufer / Simon Miremadi:*  
Flashmob Marketing

- 2011 - 1** *Hans-Martin Beyer / Simon Brüseken:*  
Akquisitionsstrategie "Buy-and-Build" –  
Konzeptionelle Aspekte zu Strategie und Screeningprozess
- 2011 - 2** *Gerd Nufer / Ann-Christin Reimers:*  
Looking at Sports –  
Values and Strategies for International Management
- 2011 - 3** *Ebru Sahin / Carsten Rennhak:*  
Erfolgsfaktoren im Teamsportsponsoring
- 2011 - 4** *Gerd Nufer / Kornelius Prell:*  
Operationalisierung und Messung von Kundenzufriedenheit
- 2011 - 5** *Gerd Nufer / Daniel Kelm:*  
Cross Selling Management
- 2011 - 6** *Gerd Nufer / Christina Geiger:*  
Ambush Marketing im Rahmen der  
FIFA Fußball-Weltmeisterschaft 2010
- 2011 - 7** *Gerd Nufer / Felix Müller:*  
Ethno-Marketing
- 2011 - 8** *Shireen Stengel / Carsten Rennhak:*  
Corporate Identity – Aktuelle Trends und Managementansätze
- 2011 - 9** *Clarissa Müller / Holger Benad / Carsten Rennhak:*  
E-Mobility – Treiber, Implikationen für die beteiligten Branchen und  
mögliche Geschäftsmodelle
- 2011 - 10** *Carsten Schulze / Carsten Rennhak:*  
Kommunikationspolitische Besonderheiten regulierter Märkte
- 2011 - 11** *Sarina Rehme / Carsten Rennhak:*  
Marketing and Sales – successful peace-keeping
- 2011 - 12** *Gerd Nufer / Rainer Hirt:*  
Audio Branding meets Ambush Marketing

**2011 - 13** *Peter Kleine-Möllhoff / Martin Haußmann / Michael Holzhausen / Tobias Lehr / Mandy Steinbrück:*

Energie- und Ressourceneffizienz an der Hochschule Reutlingen –  
Mensa, Sporthalle, Aula, Containergebäude 20, Kindertagesstätte

**2011 - 14** *Peter Kleine-Möllhoff / Manuel Kölz / Jens Krech / Ulf Lindner / Boris Stassen:*

Energie- und Ressourceneffizienz an der Hochschule Reutlingen –  
Betriebshalle, Vorlesungsgebäude Textil & Design, Hochschul-  
servicezentrum

**2011 - 15** *Peter Kleine-Möllhoff / Svenja Gerstenberger / Junghan Gunawan / Michael Schneider / Bernhard Weisser:*

Energie- und Ressourceneffizienz an der Hochschule Reutlingen –  
Verwaltung, Bibliothek, Rechenzentrum, Betriebswirtschaft, Chemie,  
Wirtschaftsingenieurwesen

- 2012 - 1** *Gerd Nufer / Aline Kern:*  
Sensation Marketing
- 2012 - 2** *Gerd Nufer / Matthias Graf:*  
Kundenbewertung
- 2012 - 3** *Peter Kleine-Möllhoff / Holger Benad / Frank Beilard /  
Mohammed Esmail / Martina Knöll:*  
Die Batterie als Schlüsseltechnologie für die Elektromobilität  
der Zukunft. Herausforderungen – Potentiale – Ausblick
- 2012 - 4** *Miriam Linder / Carsten Rennhak:*  
Lebensmittel-Onlinehandel in Deutschland
- 2012 - 5** *Gerd Nufer / Vanessa Ambacher:*  
Eye Tracking als Instrument der Werbeerfolgskontrolle
- 2012 - 6** *Gerd Nufer / Catrina Heider:*  
Testimonialwerbung mit prominenten Sportlern –  
eine empirische Untersuchung
- 2012 - 7** *Peter Kleine-Möllhoff / Holger Benad / Marina Bruttel /  
Aron Leitmannstetter / Mourad Ouaid / Stefan Will:*  
Infrastrukturelle Aspekte der Elektromobilität von morgen



- 2013 - 1** *Patrick Bieg / Carsten Rennhak / Holger Benad:  
Strategien zur Implementierung von alternativen Antriebskonzepten  
in China*
- 2013 - 2** *Holger Benad / Martin Bode / Andreas Hack / Peter Kleine-Möllhoff /  
Hanna Wagner:  
Developing a potential business model for the automotive and  
the energy industry*
- 2013 - 3** *Gerd Nufer / Sabrina Bohnacker:  
Marken- und Produktrelaunch –  
Charakterisierung und Analyse von Praxisbeispielen*

- 2014 - 1** *Köllnberger, Jan / Sander, Christian / Wiederkehr, Viktor / Rottenaicher Stefan / Rennhak, Carsten:*  
Ergebnisse einer Marktstudie zur Kundenbindung im Retail Banking
- 2014 - 2** *Emil Nyerki:*  
Wende in der Politik – Wende in der Unternehmenskultur?
- 2014 - 3** *Kristina Kurz / Peter Kleine-Möllhoff / Kristina Steinbiß:*  
Chancen und Risiken deutscher Automobilhersteller im Bereich Alternative Antriebe in der VR China (induktive Analyse)
- 2014 - 4** *Gerd Nufer / Simon Kronenberg:*  
Chancen für nachhaltige Geschäftsmodelle im Lebensmittel-Onlinehandel
- 2014 - 5** *Lina Hölker / Carsten Rennhak:*  
Bank der Zukunft oder Zukunft der Bank?  
Herausforderungen, Trends & Handlungsempfehlungen für die Retail-Bank der Zukunft
- 2014 - 6** *Gerd Nufer / Florian Fischer:*  
Gender Marketing im Retail Management

**2015 - 1** *Gerd Nufer / Claudia Sauer:*  
Neuromarketing im Handel

**2016 - 1** *Peter Kleine-Möllhoff / Claudio Dürr:*  
Ökonomische und ökologische Betrachtungen zur Erhöhung der  
Methanausbeute von Biogasanlagen

- 2017 - 1** *Gerd Nufer / Caroline Verena Lenzen:*  
Marketing mit Instagram
- 2017 - 2** *Gerd Nufer / Victoria Wenk:*  
Wirkungen von Farben im Marketing
- 2017 - 3** *Sabine Löbbe / André Hackbarth:*  
Geschäftsmodelle in der Energiewirtschaft:  
Ein Kompendium von der Methodik bis zur Anwendung
- 2017 - 4** *Gerd Nufer / Anne Kaps:*  
Marketing mit Youtube

- 2018 - 1** *Gerd Nufer / Claudia Halbauer:*  
Marketing-Kommunikation für Startups
- 2018 - 2** *Gerd Nufer / Linda Ellsäßer:*  
Corporate Social Responsibility und Marketing
- 2018 - 3** *Anja T. Braun / Peter Kleine-Möllhoff / Volker Reichenberger /  
Stephan Seiter:*  
Survey concerning enablers for material efficiency activities in  
manufacturing, their supply chains and the transformation towards  
circular economy
- 2018 - 4** *Gerd Nufer / Felix Donges:*  
Mobile Marketing

- 2019 - 1** *Gerd Nufer / Horst Moser:*  
The Sound of Brands
- 2019 - 2** *André Hackbarth / Sabine Löbbe:*  
Attitudes, preferences, and intentions of German households concerning participation in peer-to-peer electricity trading
- 2019 - 3** *Torge Wieling / Christian Belger / Peter Kleine-Möllhoff / Robin Jenisch / Frederike Kutschera / Oliver Lenz / Maximilian Lödige / Julian Ruoff:*  
Möglichkeiten und Methoden zur innerbetrieblichen Materialfluss-optimierung im Maschinen- und Anlagenbau mit hoher Variantenvielfalt
- 2019 - 4** *Gerd Nufer / Sophie Marie Kurzke:*  
Erfolgsfaktoren und Misserfolgskfaktoren im Low Budget Guerilla Marketing
- 2019 - 5** *Sarah Hellstern / Vanessa Menig / Janina Mörk / Julia Schopf / Laura Zimmermann / Julius Ulrich / Parwiz Torgull / Gerd Nufer:*  
Warum ist eine starke Marke wichtig für den deutschen Mittelstand?

**2020 - 1** *Gerd Nufer:*

eSports: Was es ist und wie es sich entwickelt

**2020 - 2** *Gerd Nufer / Maria Beck:*

Influencer Marketing – das Marketing der Zukunft?



**2021 - 1** *Pascal Haisch / Rolf Epple / Peter Kleine-Möllhoff / Antoine Dalibard:*  
Energetische und ökologische Analyse einer thermochemischen  
Bioraffinerie zur Herstellung von Plattformchemikalien

**ISSN 1863-0316**

# Institut für Marketing

## Marktforschung & Kommunikation

*Erfolg durch Denken in Kundennutzen*

Marktorientierte Unternehmensführung ist eine Führungsphilosophie, die einerseits von den Anspruchsgruppen eines Unternehmens und deren Bedürfnissen ausgeht, um echte Problemlösungen für den Markt anzubieten, und andererseits die eigenen Kernkompetenzen zielgerichtet vermarktet. Die Umsetzung dieser Philosophie gelingt nur, wenn alle Unternehmensbereiche – und damit auch alle Mitarbeiter – zugleich markt- und ressourcenorientiert denken und handeln.

Das Institut trägt mit seinen maßgeschneiderten Angeboten in **Weiterbildung, Marktforschung und Beratung** auf höchstem Niveau dazu bei, das Verständnis in diesen Themenfeldern zu vertiefen, Entscheidungsgrundlagen bereitzustellen und geeignete Maßnahmen zu empfehlen.

### **Leitung:**



Gerd Nufer ist Professor für Betriebswirtschaftslehre mit dem Schwerpunkt Marketing an der ESB Business School der Hochschule Reutlingen. Er wurde für seine innovativen didaktischen Konzepte mit dem Lehrpreis der Hochschule Reutlingen ausgezeichnet und für den Landeslehrpreis Baden-Württemberg nominiert. Darüber hinaus erhielt er den ersten Sonderpreis für innovative Lehre der ESB Business School. Er ist ein national und international renommierter Experte und Autor zahlreicher Veröffentlichungen zu den Themen Marketing, Marktforschung und Kommunikation.

### **Kontakt:**

Institut für Marketing, Marktforschung & Kommunikation  
Prof. Dr. Gerd Nufer  
Alteburgstraße 150  
D-72762 Reutlingen  
[gerd.nufer@reutlingen-university.de](mailto:gerd.nufer@reutlingen-university.de)

### **Weiterführende Informationen unter:**

<http://www.marketing-nufer.de>