

Technischer Vergleich von Aufbereitungsverfahren für Gärreste in der Biogastechnik

vorgelegt von:

Dipl.-Ing.

Maximilian Fechter

von der Fakultät III – Prozesswissenschaften
der Technischen Universität Berlin
zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor der Ingenieurwissenschaften

–Dr.-Ing.–

genehmigte Dissertation

Promotionsausschuss:

Vorsitzender: Prof. Dr.-Ing. Harald Kruggel-Emden

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. Matthias Kraume

Gutachterin: Prof. Dr.-Ing. Sandra Rosenberger

Tag der wissenschaftlichen Aussprache: 26. November 2019

Berlin 2019

Kurzfassung In der vorliegenden Arbeit wurden im Wesentlichen die massenspezifischen Energiebedarfe der Gärrestaufbereitungsverfahren *Separation, Trocknung, Vakuumverdampfung, Strippung* und *Membrantechnik* ermittelt. Im Zuge der Energieanalyse erfolgte die Unterteilung jedes Aufbereitungsverfahrens in seine signifikanten Teilprozesse, wodurch ebenfalls die erforderlichen Energiemengen pro Verfahrensschritt bestimmt werden konnten. Bei der Bewertung der einzelnen Aufbereitungsverfahren wurden sowohl Literatur- und Herstellerangaben als auch eigene Messdaten und Berechnungen berücksichtigt. Durch Bilanzierung der Stoff- und Massenströme an großtechnischen Gärrestaufbereitungsanlagen gelang es weiterhin, Abscheidegrade der einzelnen Verfahrensstufen für die verschiedenen Gärrestbestandteile zu bestimmen. Auf den Ergebnissen der Energieanalyse und den Abscheidegraden basierend wurden die relevanten Gärrestaufbereitungsverfahren in einem Berechnungsmodell nachgestellt. Dies gelang über den modularen Aufbau der einzelnen Verfahren mit den hierfür notwendigen Verfahrensschritten. Durch diese Vorgehensweise wurde eine Darstellung der Aufbereitung aller betrachteten Verfahren standardisiert an einer bestimmten Gärrestmenge mit einheitlichen Eigenschaften erzielt. Als Ergebnis lieferte diese Simulation massenspezifische Energiebedarfe für die Aufbereitung des anfallenden Gärrests sowie die Produktstromzusammensetzungen in Prozent der Zusammensetzung des rohen Gärrests. Dies ermöglicht die approximative Prädiktion der auftretenden Produktströme und Energiebedarfe an individuellen Biogasanlagen auf Basis von Zusammensetzung und Massenstrom des anfallenden Gärrests.

Durch die Definition des Energie- bzw. Exergieaufwandes für die Aufkonzentration des Gärrests und die Abscheidung von Stickstoff und Phosphor erfolgte eine einheitliche Bewertung der Effizienz der Gesamt- und Teilverfahren. Mit dieser Vorgehensweise ließen sich die Verfahren trotz ihrer Verschiedenheit miteinander vergleichen und neue Verfahrenskombinationen ermitteln, die besonders energieeffizient Stickstoff und Phosphor aus dem Gärrest abscheiden.

Weiterhin wird in dieser Arbeit die Abwasserqualität von Gärrestaufbereitungsverfahren charakterisiert und mit den Grenzwerten für Direkteinleitung in der Abwasserverordnung verglichen. Dieser Abgleich erfolgte u. a. mit den Grenzwerten für kommunale Kläranlagen, dabei konnte festgestellt werden, dass Phosphate zu nahezu 100 % abgeschieden werden und auch die Grenzwerte für Gesamtstickstoff eingehalten werden können. Einzig die Grenzwerte für Ammoniumstickstoff wurden in manchen Stichproben überschritten. In Relation zu den täglichen Gesamtfrachten für den Schadstoffausstoß konnten die Biogasanlagenabwässer als verhältnismäßig gering eingestuft werden.

Abstract In essence, the specific energy demands of the various fermentation treatment processes were determined modularly per process step. This investigation includes literature, manufacturer specifications, own measurements and calculations on model plants. By balancing the mass flows, separation efficiencies of the individual process stages for the various fermentation residue constituents were determined. The relevant digestate treatment procedures were simulated by means of a model fermentation residue based on the average composition. This was achieved by the modular design of the individual processes with the necessary process steps and allowed all the processes considered to be compared standardised by applying a particular amount of fermentation residue with uniform properties. The results of the case studies consisted of the energy and consumption requirements as well as the composition and amounts of products of the digestate treatment. These are presented as energy per tonne of raw digestate produced at a biogas plant and as percentage of the substance flow in the raw digestate, respectively. This enables the approximate prediction of energy demand and product composition based on the composition and mass flow of the raw digestate.

By defining energetic and exergetic demands for water-, nitrogen- and phosphorus-removal a standardised comparison of the processes' efficiencies was carried out, which led to new combinations of process steps, that accomplish a high nitrogen and phosphorus removal at low energy demands.

Furthermore the quality of the produced waste water was discussed and compared to, inter alia, municipal sewage plants. This showed that phosphorus concentrations are negligibly small, in most cases limits for total nitrogen and COD were met and that ammonia is the only critical substance. Considering the daily pollutant load represented by tonnes of COD per day a biogas plant with digestate treatment introduces a comparatively low amount into the environment.

Overall, main energy consumers were determined in the various digestate treatment processes. Theoretical calculations showed physical limitations and potential for improvement for certain components.

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis	V
Tabellenverzeichnis	VII
Nomenklatur	VIII
1 Einleitung	1
2 Stand der Technik von Gärrestauffbereitungsverfahren	5
2.1 Aufkonzentration	8
2.2 Separation	9
2.2.1 Flockungsverfahren	10
2.2.2 Schneckenpresse	11
2.2.3 Dekanterzentrifuge	13
2.2.4 Bandfilterpresse	14
2.2.5 Flotation	15
2.2.6 Schwingsieb	16
2.3 Weiterführende Behandlungsverfahren	17
2.3.1 Behandlung der Feststoffe	17
2.3.2 Vakuumverdampfung	19
2.3.3 Strippung	20
2.3.4 Membranverfahren	22
3 Methodik	24
3.1 Energiekennzahl	24
3.1.1 Referenzverfahren der Energiekennzahl	25
3.1.2 Berechnung der Energiekennzahl	25
3.2 Exergiekennzahlen	27
3.2.1 Phosphorspezifische Kennzahl	28
3.2.2 Ammoniumstickstoffspezifische Kennzahl	29
3.3 Durchführung der Messungen	31
3.4 Bilanzierung der Anlagen	31
3.5 Abscheidegrade und Rückhalte	32
3.6 Methodik Fallstudien	33
3.6.1 Vorgehensweise	33
3.6.2 Beispielrechnung	35

4	Erzielte Ergebnisse	39
4.1	Mechanischen Entwässerungsverfahren	39
4.1.1	Berechnungsgrundlagen	41
4.1.2	Messdaten	41
4.1.3	Theoretische Betrachtung	48
4.1.4	Datenvergleich	48
4.2	Konvektive Trocknungsverfahren	49
4.2.1	Berechnungsgrundlagen	49
4.2.2	Messdaten	49
4.2.3	Fallstudie	51
4.2.4	Quantitative Betrachtung der konvektiven Trocknung	51
4.2.5	Datenvergleich	53
4.2.6	Solare Unterstützung	55
4.3	Vakuumverdampfung	56
4.3.1	Berechnungsgrundlagen	56
4.3.2	Messdaten	57
4.3.3	Quantitative Betrachtung der Vakuumverdampfung	60
4.3.4	Fallstudie	64
4.3.5	Datenvergleich	66
4.4	Strippung	68
4.4.1	Berechnungsgrundlagen	68
4.4.2	Messdaten	68
4.4.3	Quantitative Betrachtung der Ammoniakstrippung	70
4.4.4	Fallstudie	74
4.4.5	Datenvergleich	75
4.5	Membranverfahren	78
4.5.1	Messdaten	78
4.5.2	Berechnungsgrundlagen	81
4.5.3	Quantitative Betrachtung der Membranverfahren	84
4.5.4	Fallstudie	95
4.5.5	Datenvergleich	95
4.5.6	Energiebedarf verschiedener UF-Rohrdurchmesser	97
4.6	Verfahrensbewertung anhand der Exergiekennzahlen	102
4.6.1	Bewertung einzelner Prozessschritte	102
4.6.2	Bewertung der Gesamtverfahren in den Fallstudien	106
4.7	Abwasserqualität	110
5	Zusammenfassung der Produktströme und Energiebedarfe	118
5.1	Trocknungsverfahren	120
5.2	Vakuumverdampfer	122
5.3	Strippung	124

5.4	Modellverfahren	126
5.5	Membranverfahren	129
6	Zusammenfassung und Ausblick	133
A	Tabellen	138
	Literaturverzeichnis	142

Abbildungsverzeichnis

1	Durchschnittliche Trockenrückstand- und Nährstoffgehalte des rohen Gärrests im Forschungsprojekt	2
2	Spezifische Transportkosten von Gärresten und Phosphorsaldo Niedersachsen	3
3	Zusammenstellung der relevantesten Verfahren zur Gärrestaufbereitung	6
4	Massenströme 1. Aufbereitungsschritt	7
5	Gärresttrockner als Aufkonzentrierer in Parallelschaltung zum Gärrestlager	8
6	Funktionsprinzip des Flockungsverfahrens	11
7	Prinzipskizze einer Schneckenpresse nach [30]	12
8	Funktionsprinzip-Skizze einer Dekanterzentrifuge nach [30] . . .	13
9	Bandfilterpresse nach [30]	14
10	Flotation nach [30]	16
11	Schwingsieb	17
12	Gärrestprodukte nach weiterführender Aufbereitung	18
13	Beispielanlagen für weiterführende Feststoffbehandlung	19
14	Fließbild einer einstufigen Vakuumverdampfungsanlage	20
15	Fließschema einer Gärrest-Strippung parallel zur Fermentation .	21
16	Verschaltung eines Membranaufbereitungsverfahrens	22
17	Darstellung der Bilanzräume zur Ermittlung der Phosphor- und der Ammoniumkennzahl	29
18	Bilanzraum eines einzelnen Verfahrensschritts	32
19	Bilanzraum um einen Vakuumverdampfer mit angeschlossenem Brüdenwäscher und Kondensator	36
20	Partikelgrößenverteilung in anaerob vergorener (anaerobically digested: AD) Schweinegülle (manure) [56]	40
21	Partikelgrößenverteilung des Pressschneckendünnsaugs eines NawaRo-Gärrests, eigene Messung	45
22	Abscheideverhalten der Pflanzennährstoffe N, P, K, S und Mg in Abhängigkeit des Trockenmasseabscheidegrades	46
23	Zustände der feuchten Luft im Mollier-Diagramm für die Vermessung einer Trocknungsanlage	50
24	Betriebszustände der theoretischen Betrachtung konvektiver Trocknung	52
25	Bilanzierung eines Wärmetauschers	57
26	Fließschema eines dreistufigen Vakuumverdampfers	61
27	Fließschema eines Ammoniumstripp-Prozesses	72

28	Blockschaltbild der untersuchten großtechnischen Membrananlage an einer Abfallvergärungsbiogasanlage	79
29	Blockschaltbild der untersuchten Forschungsmembrananlage zur Aufbereitung von NaWaRo-Gärrest	79
30	Widerstandsbeiwerte für verschiedene nicht-Newton'sche Fluide bei turbulenter Rohrströmung. [46]	84
31	Fließbild einer Querstromultrafiltration	85
32	Fließbild einer dreistufigen Umkehrosmoseanlage	88
33	Durchmesserabhängiger Energiebedarf und Baugröße einer Ultrafiltration	100
34	Membranoberflächen-Volumen-Verhältnis gegen Membranrohrdurchmesser	101
35	Auf Basis der Exergiekennzahlen entwickelte neue Verfahren . . .	107
36	Vergleich der CSB-Frachten am Ausgang verschiedener Wasseraufbereitungsanlagen	115
37	Trocknungsverfahren: Nährstoffzusammensetzung der Produkte sowie massenbezogene Energiebedarfe.	121
38	Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Vakuumverdampferverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.	123
39	Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Strippverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.	125
40	Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Strippverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.	127
41	Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Strippverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.	128
42	Nährstoffe der Produkte im 2-stufigen Membranverfahren	130
43	Nährstoffe der Produkte im 3-stufigen Membranverfahren	131
44	Massenbezogene Energieströme im 2 bzw. 3-stufigen Membranverfahren	132

Tabellenverzeichnis

1	Zusammensetzung des rohen Modellgärrest, der zum Vergleich aller Verfahren dient	34
2	Zusammenfassung der in den Fallbeispielen fixierten Größen . . .	34
3	Abscheidegrade von Pressschneckenseparatoren an verschiedenen Biogasanlagen, Stoffstromanteile in der Feststofffraktion . . .	43
4	Abscheidegrade einer Dekanterzentrifuge und Bandfilterpresse, prozentuale Stoffstromanteile in der Feststofffraktion	44

5	Abscheidegrade des Trockenrückstandes und der Pflanzennährstoffe in den Trennapparaten Pressschnecke, Dekanter und Bandfilterpresse.	47
6	Ergebnistabelle der Messungen und Literaturangaben für Trennverfahren in der Gärrestaufbereitung	48
7	Energiebedarf für die Trocknung nach [30]	54
8	Ergebnisse der Messungen, Berechnungen und Herstellerangaben für konvektive Trocknungsverfahren	55
9	Zusammenfassung der Messergebnisse einer einstufigen Vakuumverdampferanlage	59
10	Zusammenfassung der Messergebnisse einer zweistufigen Vakuumverdampferanlage	59
11	Temperaturen und Dampfdrücke des theoretischen Vakuumverdampfungsverfahrens unter Betrachtung von bis zu fünf Stufen	63
12	Annahmen und Bedingungen für die Berechnung des Vakuumverdampferverfahrens	63
13	Ergebnisse der Wärmebedarfsrechnung Vakuumverdampfer	64
14	In der Fallstudie ermittelte Energiebedarfe und Stoffstromaufteilung für den Modellgärrest	65
15	Ergebnisse der Messungen, Berechnungen und Herstellerangaben für Vakuumverdampfer	67
16	Ergebnisse der Wärmebedarfsmessung an einer Strippanlage	69
17	Daten aus der Stickstoffbilanz der untersuchten Strippanlage	70
18	Randbedingungen für die theoretische Wärmebedarfsermittlung des Ammonium-Strippverfahrens	71
19	Ergebnisse der Wärmebedarfsrechnung eines Ammoniumstrip-Verfahrens	71
20	Aufteilung der Wärmeströme in der Berechnung	73
21	Energiebedarfe des Ammoniumstrip-Verfahrens und Massenstromaufteilung in der Fallstudie	75
22	Stoffströme und Feststoffgehalte im Fallbeispiel der Ammoniumstrippung	75
23	Zusammenstellung der ermittelten Daten zur Ammoniumstrippung	77
24	Ergebnis-Zusammenstellung der großtechnischen Anlagenvermessung an einer Abfallvergärungsanlage	82
25	Ergebnis-Zusammenstellung der Vermessung einer Forschungsmembrananlage an einer NawaRo-Biogasanlage	82
26	Berechnungsparameter für die Leistungsermittlung der Ultrafiltrationsstufe	86

27	Ergebnisse der Ultrafiltration-Berechnungen	87
28	Zusammenstellung der Berechnungsparameter und Ergebnisse der zweistufigen Umkehrosmose	90
29	Ergebnistabelle der theoretischen Betrachtung des Membranverfahrens	92
30	Zusammenstellung der Berechnungsparameter und Ergebnisse der dreistufigen Umkehrosmose	94
31	In der Fallstudie ermittelte elektrische Energiebedarfe und Stoffstromaufteilung für einen Modellgärrest	96
32	Zusammenstellung aller Werte für den Energieaufwand einer Membranaufbereitung	97
33	Randbedingungen für die Berechnung der Abhängigkeit des Energiebedarfs von dem Membranrohr-Durchmesser	98
34	Randbedingungen der Exergiekennzahlen	103
35	Exergiekennzahlen einzelner Verfahrensschritte aus den Messwerten der großtechnischen Anlagen	103
36	Exergie- und Exergiekennzahlen der in den Fallstudien betrachteten Verfahren	109
37	Gärrest- und Abwasserzusammensetzung sowie tägliche Frachten der jeweiligen Inhaltsstoffe	112
38	Betriebsdaten einer 2 MW _{el} -Biogasanlage für den Vergleich mit einer kommunalen Kläranlage	112
39	Vergleich der erzielten Aufbereitungsqualitäten von Abwasser an Biogasanlagen	116
A.1	Energiebedarfe der einzelnen Prozessschritte	138
A.2	Ermittelte Abscheidegrade	139
A.3	Produkt Nährstoffzusammensetzungen	140
A.4	Durchschnittliche Produkt Nährstoffzusammensetzungen, Messergebnisse	141

Nomenklatur

Abkürzungen

Abkürzung	Name	Beschreibung	Einheit
a	Annum	lat. Jahr	-
AD	Anaerobic diges- tion	engl. anaerobe Vergärung	-
ANA-Strip	Eigenname	Ammonium-N Abscheide- Strip-Verfahren	-
AS	Ammoniumsulfat	-	-
ASL	Ammonium- sulfatlösung	Wasser mit gelöstem Ammoni- umsulfat	-
BFP	Bandfilterpresse	Fest-Flüssig-Trennverfahren das auf einem Endlos-Siebband Feststoffe zurückhält, vor- entwässert und anschließend zwischen einem weiteren Siebband nachentwässert und kompaktiert	-
BGA	Biogasanlage	-	-
BHKW	Blockheizkraftwerk	Energiewandler, der sowohl elektrischen Strom als auch Wärme erzeugt	-
BSB ₅	Biologischer Sau- erstoffbedarf	Änderung des CSB einer Probe innerhalb von 5 Tagen bei bio- logischer Aufbereitung	mg/l, kg
CSB	Chemischer Sau- erstoffbedarf	Sauerstoffmenge, die benötigt wird um alle Bestandteile einer Probe zu oxidieren	mg/l, kg
DZ	Dekanterzentrifuge	Kreuzstromseparator, der mit- tels Schwerefeld Feststofffrak- tionen abtrennt	-
FHM	Flockungshilfs- mittel	Polymer, das suspendierte Fest- stoffpartikel bindet und da- durch größere Flocken bildet	-
FM	Frischmasse	Masse einer Substanz im Aus- gangszustand	kg
G	Giga	Faktor 10 ⁹	-

Abkürzung	Name	Beschreibung	Einheit
GR	Gärrest	problematisches Gemisch, Abwasser der Biogasanlage	-
h	Hour	engl. Stunde	-
k	Kilo	Faktor 10^3	-
K ₂ O	Kaliumoxid	Messgröße für den Kaliumgehalt einer Bodenprobe	kg/t, ppm
m	Milli	Faktor 10^{-3}	-
M	Mega	Faktor 10^6	-
μ	Mikro	Faktor 10^{-6}	-
MAP	Magnesium-Ammonium-Phosphat	Schwerlösliches Salz, das durch Fällung von gelöstem Ammonium und Phosphaten unter Zugabe von löslichem Magnesium gewonnen werden kann.	-
MgO	Magnesiumoxid	Messgröße für den Magnesiumgehalt einer Probe	-
N	Nitrogen	engl. Stickstoff, Elementkürzel im Periodensystem der Elemente	kg, ppm, mol
NawaRo	Nachwachsende Rohstoffe	Hiermit sind hauptsächlich Energiepflanzen, wie Mais oder Zuckerrüben, gemeint	-
N-Ges	Gesamtstickstoff	Summe aus organisch und anorganisch vorliegendem Stickstoff	kg, ppm, mol
NH ₄ -N	Ammoniumstickstoff	Stickstoffmenge, die in Form von Ammonium vorliegt	kg, ppm, mol
nN	nicht-newtonsch	Nicht-newtonsches Fließverhalten	-
org.	organisch	organisch gebundenes Element	-
P	Person	Person	-
P ₂ O ₅	Diphosphorpentoxid	Messgröße für den Phosphorgehalt einer Bodenprobe	kg, ppm, mol
PSS	Pressschnecke	Kreuzstromseparator, der mittels Spaltsieb grobe Feststofffraktionen abtrennt	-

Abkürzung	Name	Beschreibung	Einheit
REA	Rauchgas- entschwefelungs- anlage	REA-Gips ist ein Produkt bei der Rauchgasentschwefelung von Kohlekraftwerk-rauchgasen	-
RO	Reverse Osmosis	engl. Umkehrosmose	-
S	Schwefel	Elementkürzel für Schwefel im Periodensystem der Elemente	kg, ppm, mol
T	Tera	Faktor 10^{12}	-
TM	Trockenmasse	Masse des wasserfreien Rests, der nach Trocknen einer Probe bei $105\text{ }^{\circ}\text{C}$ bis zur Gewichtskonstanz übrig bleibt	kg
TR	Trockenrückstand	Trockenmasse bezogen auf die Frischmasse, gleichbedeutend mit $x_{i, TM}$	%FM
TS	Trockensubstanz	Masse der sedimentierbaren Feststoffe in einer Probe, also die Trockenmasse ohne Salze, bezogen auf das Probenvolumen	mg/l
UF	Ultrafiltration	Filtration mit einem Abscheidendurchmesser zwischen 100 und 2 nm	-
VV	Vakuumverdampfer	aufkonzentrierender Apparat, der durch Anlegen eines Unterdrucks Flüssigkeiten bei niedrigen Temperaturen verdampft	-

Definitionen

Begriff	Erläuterung
Aufkonzentration	Menge oder Anteil des aus dem Gärrest abgeschiedenen Wassers
Aufkonzentrierer	Ein Trockner, der eine Flüssigkeit durch Wasserentzug aufkonzentriert und ein flüssiges Produkt erzeugt.
Ausbeute	Anteil des Permeats oder Filtrats in einem Membranprozess bezogen auf den Eingangsstrom

Begriff	Erläuterung
Entfrachtung	auch Nährstoffentfrachtung, Umschreibung für die Ausfuhr von Pflanzennährstoffen aus einer Region; der Entfrachtungsgrad / -potential beschreibt die prozentuale Menge der ausführbaren Nährstoffe
Größenklasse (GK)	Bezogen auf kommunale Kläranlagen sind hiermit die diskreten Kategorien für die Aufbereitungskapazitäten dieser Kläranlagen in der Abwasserverordnung gemeint.
konzentratgestuft	Die kaskadische Verschaltung von Prozessen, die jeweils das Konzentrat der vorherigen Stufe weiterbehandeln.
Medium, Substanz	Zwischenprodukte in der Gärrestaufbereitung werden in dieser Arbeit häufig als Substanz oder Medium bezeichnet, da es sich hierbei zumeist um ein flüssiges Gemisch aus suspendierten Partikeln und gelösten Salzen handelt.
permeatgestuft	Die kaskadische Verschaltung von Prozessen, die jeweils das Permeat der vorherigen Stufe weiterbehandeln.
Produkt	Als Produkte der Gärrestaufbereitung zählen die Erzeugnisse am Ende des jeweilig letzten Verfahrensschritts.
Rohgärrest	Ausgangsstoff für die Gärrestaufbereitung, unbehandelter Gärrest bzw. ausgegorenes Substrat nach dem Biogasprozess
Strippgrad	Die prozentuale Abreicherung eines durch Strippung entfernbaren Stoff innerhalb einer Prozessstufe, meist auf Ammoniumstickstoff bezogen.
Substrat	Eingangsmaterial der Biogasanlage
Verdampfungsleistung	Verhältnis aus der Menge verdampften Wassers und benötigter Energie
Verdampfungseffizienz	Verhältnis aus theoretisch notwendiger und tatsächlich benötigter Energie

Formelzeichen

Symbol	Beschreibung	Einheiten
<i>Griechische Buchstaben</i>		
ϵ	Energiekennzahl	-
ϵ_N	Exergiekennzahl für Stickstoff	-
ϵ_P	Exergiekennzahl für Phosphor	-
η	Wirkungsgrad	-
Φ	Ausbeute	-
ϕ	Abscheidegrad	-
ρ	Dichte / Stoffdichte	kg/m ³
τ_w	Wandschubspannung	N/m ²
ϑ	Temperatur	°C
ζ	Widerstandsbeiwert	-
<i>Lateinische Buchstaben</i>		
A	Oberfläche	m ²
ab	Index: (Temperatur-)Abgabe	-
auf	Index: (Temperatur-)Aufnahme	-
d	Rohrdurchmesser	m, mm
\dot{E}	Exergiestrom	-
el	Index: elektrisch	-
e_N	Exergetischer Nutzen für Stickstoffentfernung	kWh/t
e_P	Exergetischer Nutzen für Phosphorentfernung	kWh/t
F_{stoech}	Stöchiometriefaktor bei der Schwefelsäureberechnung	-
F	Index: Feed	-
F_{ex}	Exergiefaktor für Wärmeströme	-
i	Index für Stoffkomponente	-
J	Permeabilität / Flux	L/(m ² h)
j	Index für Massenstrom in/aus Verfahrensschritt	-
k	Oswald-de-Waele-Koeffizient	k/(ms ^{-1,4})
K	Index: Konzentrat	-
L	Rohrlänge	m
\dot{m}	Massenstrom	kg/h, t/a
M	Molmasse	g/mol
n	Fließexponent	-

Symbol	Beschreibung	Einheiten
N	Index: Stickstoff	-
N-red.	Index: Ammoniumstickstoff reduzierte Phase	-
p	Druck	bar, Pa
p	Index: Permeat	-
p	Index: Phosphor	-
Δp	Druckverlust	bar, Pa
P-red.	Index: Phosphor reduzierte Phase	-
Q	Wärmemenge	kWh
\dot{Q}	Wärmestrom	W
R	Rückhalt	-
R	Rohrradius	m
Re	Reynoldszahl	-
Re_{nN}	Reynoldszahl für ein nicht-newtonsches Fluid	-
s	Standardabweichung	-
s	Index: spezifisch, gewicht- oder volumenbezogen	-
T	absolute Temperatur	K
th	Index: thermisch	-
v	Index: Verfahren	-
\dot{V}	Volumenstrom	m ³ /h, L/h
W	Arbeit bzw. elektrische Energie	kWh
\bar{w}	Mittlere Strömungsgeschwindigkeit	m/s
\dot{W}	Elektrische Leistung	W
x	Massenbruch	kg/kg, %
\bar{x}	Mittelwert	-
x_{3,NH_4-N}	Massenbruch von NH ₄ -N in Massenstrom 3 (Beispiel)	kg/kg, %
$x_{H_2SO_4,S}$	Massenbruch von Schwefel in Schwefelsäure	kg/kg, %
$x_{i,TM}$	Massenbruch der Trockenmasse in Massenstrom i , gleichbedeutend mit TR _{i}	kg/kg, %
$x_{NH_3,N}$	Massenbruch von Stickstoff in Ammoniak	kg/kg, %

1 Einleitung

Nach Angaben des Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi) werden in Deutschland jährlich rund 46 TWh elektrischer Strom aus Biomasse erzeugt, was in etwa sieben Prozent der Bruttostromerzeugung Deutschlands entspricht [17]. Ein Großteil davon stammt aus den rund 8.000 Biogasanlagen, mit einer installierten elektrischen Gesamtleistung von mehr als 4GW [27]. Damit ist die Biogastechnologie theoretisch in der Lage, den gesamten Sekundärregelleistungsbedarf, der im Netzregelverbund Deutschland zwischen Januar und Oktober 2017 maximal +1.791 MW und minimal -1.746 MW [62] betrug und sich somit zu einer betragslichen Schwankung von rund 3,6 GW ergibt, zu decken. Die Bereitstellung dieser elektrischen Energiemenge ist durch die anderen im deutschen Stromnetz hauptsächlich vertretenen regenerativen Energiequellen – Solar- und Windkraft – aufgrund ihrer Wetterabhängigkeit nicht oder nur eingeschränkt möglich. Gemäß diesem Sachverhalt leistet die Biogastechnologie einen entscheidenden Beitrag bei der Loslösung von fossilen Brennstoffen und in der eingeleiteten Energiewende.

Allerdings fallen bei der Biogaserzeugung jährlich zwischen 80 und 90 Megatonnen ausgegorenes Biogassubstrat an, das in seiner Zusammensetzung Gülle ähnelt und sich mit den rund 300 Megatonnen [21] Gülleaufkommen die landwirtschaftlichen Ausbringungsflächen teilen muss. Bei der Ausbringung muss gewährleistet sein, dass die landwirtschaftlichen Flächen nicht überdüngt werden, da Überdüngung zu erhöhten Nährstoffverlusten führt. Diese entstehen durch Ammoniak- und Lachgasemissionen an die Atmosphäre sowie durch Phosphat- und Nitratauswaschung in das Grundwasser. Dieses kann in Folge dessen nicht mehr als Trinkwasser genutzt werden oder muss aufwändig aufbereitet werden. Erhöhte Nitratwerte in deutschen Brunnen führten 2018 zu einer Verurteilung Deutschlands durch den Europäischen Gerichtshof.

Durch die biologische Vergärung von Biomasse werden zwei Produkte erhalten: Biogas und ausgegorenes Substrat. Letzteres ist ein teils flüssiges, teils zähflüssiges Gemisch aus feindisperser bis grober Organik in einer wässrigen Salzlösung mit einem Trockenrückstand (TR) von fünf bis zwölf Prozent und nennt sich Gärrest oder Gärprodukt. Dieser stellt das Kernproblem vieler Biogasanlagen dar, in deren Fermentern zunächst mit größter Mühe dafür gesorgt wurde, dass die wässrige Biomassesuspension möglichst homogen und untrennbar durchmischt ist – in steter Sorge um die Entstehung von Sink- und Schwimmschichten – und verlangt im Anschluss große technische Anstrengungen, um jene Mühen rückgängig zu machen. Problematisch hinsichtlich der im Gärrest enthaltenen Pflanzennährstoffe ist, dass ein Großteil des Substratbedarfs aus überregionalen Quellen gedeckt wird. Hieraus resultiert eine für die Ausbringung nach Düngeverordnung nicht ausreichende betriebs-

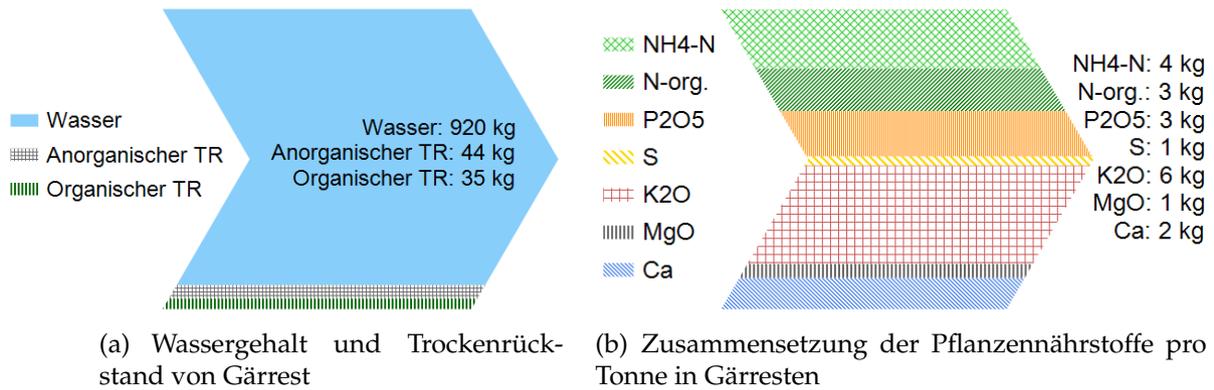


Abbildung 1. Durchschnittliche Trockenrückstand- und Nährstoffgehalte des rohen Gärrests im Forschungsprojekt, basierend auf eigenen Messungen. Die Angaben beziehen sich jeweils auf eine Tonne Frischmasse, die dargestellte Gärrestzusammensetzung ist eine Mittelung von Analyswerten aus NawaRo- und Kofermentationsanlagen.

gene Landfläche; die Ausbringung des gesamten Gärrestaufkommens würde einen Pflanzennährstoffüberschuss verursachen. Verstärkt wird dieser regionale Nährstoffüberschuss durch nahegelegene Intensivtierhaltung und deren Gülleproduktion, weil die Futtermittel zum Teil ebenfalls einen überregionalen oder gar internationalen Ursprung haben. Aufgrund des Güllebonus im *Erneuerbare Energien Gesetz* von 2009 ballen sich Biogasanlagen in tierreichen Regionen.

Hauptsächlich wurden im Rahmen des Forschungsprojekts landwirtschaftliche Cofermentationsanlagen untersucht, deren Hauptsubstrate zu zwei Dritteln aus Maissilage und zu einem Drittel aus Gülle bestanden. Die genaue Zusammensetzung der Gärreste variierte (dennoch) von Anlage zu Anlage. Neben den organischen Partikeln sind die wichtigsten Bestandteile im Gärrest: Stickstoff – insbesondere Ammoniumstickstoff –, Phosphor, Kalium und Schwefel. In Abbildung 1 ist der Wassergehalt bzw. Trockenrückstand von Gärrest aus nachwachsenden Rohstoffen (NawaRo) sowie die durchschnittliche Zusammensetzung der wichtigsten Pflanzennährstoffe dargestellt. Wobei in der Abbildung 1(a) deutlich zu erkennen ist, dass Gärrest trotz seiner schlammartigen Konsistenz, zum größten Teil aus Wasser besteht und nur etwa acht Prozent der Gesamtmasse Düngestoffe enthalten. Unter Betrachtung der derzeitigen Kosten für anorganische Dünger ergibt sich ein Düngewert von rund 10 €/pro Tonne. Bei Berücksichtigung der Mineraldüngeräquivalente – der sofort pflanzenverfügbare Anteil der Nährstoffe – sinkt dieser Wert auf 7 €/t. In Anbetracht dieses geringen Gegenwerts ist ein Transport ohne Aufkonzent-

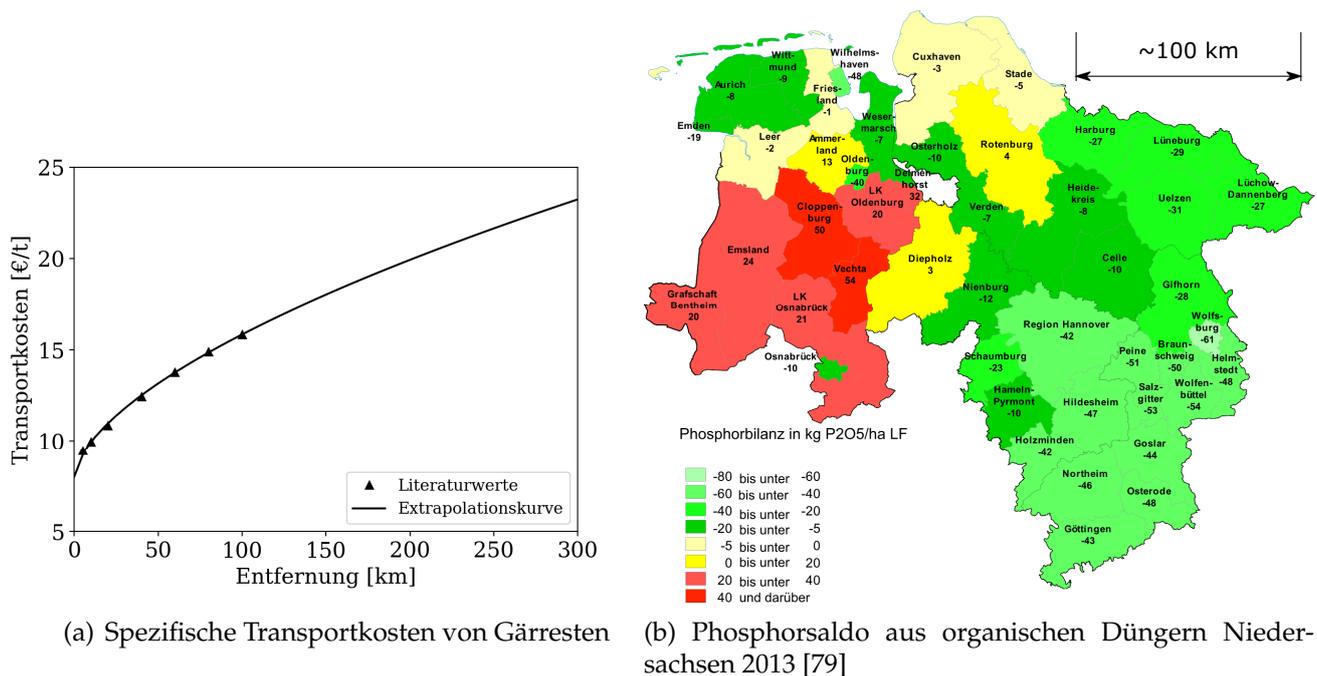


Abbildung 2. Spezifische Transportkosten von Gärresten und Phosphorsaldo Niedersachsen; die Daten in 2(a) basieren auf Untersuchungen von [7]. Die Kosten wurden auf 2017 angepasst, unter Annahme einer durchschnittlichen Inflation von 2 % pro Jahr seit 2008. 2(b) veranschaulicht am Beispiel von Phosphor die zu erwartenden Transportdistanzen. Nährstoffe müssen aus roten Regionen in grüne exportiert werden.

tration der Nährstoffe bereits nach kurzer Distanz nicht mehr wirtschaftlich, eine überregionale Entsorgung des Gärrests also ein Verlustgeschäft. Wird der Düngewert des Gärrests den in Abbildung 2(a) dargestellten spezifischen Transportkosten für Flüssigdünger gegenübergestellt, zeigt sich, dass bereits nach einer Entfernung von 20 km die Transportkosten den Düngewert übersteigen. In Abbildung 2(b) ist der Phosphorsaldo des Landes Niedersachsen dargestellt. Hier ist am Beispiel von Phosphor zu erkennen, in welchen Regionen ein Nährstoffüberschuss herrscht und mit welchen Transportentfernungen mindestens zu rechnen ist, wenn das Ungleichgewicht der regionalen Pflanzennährstoffverteilung ausgeglichen werden soll. Darüberhinaus darf auch die Ausbringung nicht außer Acht gelassen werden, die ebenfalls sowohl zeit- als auch streckenintensiver wird, je verdünnter die ausgebrachte Pflanzennährstofflösung ist.

Ziel der Gärrestaufbereitung ist daher in erster Linie die Transportwürdigkeit der Gärreste zu erhöhen, was prinzipiell eine Aufkonzentration der Nähr-

stoffe bedeutet und je nach Komplexität des Verfahrens auch die Erzeugung einleitfähigen Wassers. Aus der Aufbereitung resultieren Vorteile wie verringerte Kosten für Lagerung und Ausbringung, reduzierte Abhängigkeit von eigenen bzw. gepachteten Ausbringungsflächen, gesenkte Entsorgungskosten oder gar Erlöse aus dem Verkauf der Düngeprodukte sowie reduzierte Umweltbelastung durch Ammoniak- oder Lachgasemissionen bei gleichzeitiger Verbesserung der Düngewirkung. Wie gut sich welches Verfahren für eine bestimmte Biogasanlage eignet, ist allerdings nicht unmittelbar zu erkennen.

Diesbezüglich ist Gegenstand dieser Arbeit, die gängigsten Gärrestaufbereitungsverfahren energetisch zu bewerten. Insbesondere die Effizienz der Aufkonzentration des Gärrests sowie der Nährstoffentfrachtung sollen analysiert werden. Im Zuge dessen werden die in den betrachteten Verfahren auftretenden Energie- und Nährstoffströme bilanziert. Aus den Bilanzen und unter Zuhilfenahme von Referenzprozessen sollen Kenngrößen für den Energieverbrauch der Verfahren entwickelt werden. Weiterhin sollen Berechnungsvorschriften für die Produktzusammensetzungen abhängig von dem gewählten Verfahren und dem Ursprungsgärrest ermittelt werden. Hinsichtlich der Nährstoffentfrachtung liegt der Fokus besonders auf den Pflanzennährstoffen Stickstoff sowie Phosphor und deren Konzentration in den erzeugten Produkten. Die Ergebnisse sollen Anlagenbetreibern und Herstellern ermöglichen, die Energiebedarfe und Produktströme im Vorfeld abzuschätzen, die bei den verschiedenen Aufbereitungsverfahren an individuellen Anlagen auftreten, und die erforderliche Prozessstufenanzahl auf die gegebenen Entfrachtungsanforderungen anzupassen.

2 Stand der Technik von Gärrestaufbereitungsverfahren

Generell kann die Gärrestaufbereitung in drei Bereiche unterteilt werden:

- Separation / Aufkonzentration,
- Aufbereitung der Feststoffe,
- Aufbereitung der Flüssigphase.

In Abbildung 3 sind in Form eines Blockschaltbildes die Gärrestaufbereitungsverfahren mit ihren einzelnen Prozessschritten dargestellt, die derzeit zur Anwendung kommen. Wie die Abbildung zeigt, lassen sich die Verfahren in fünf unterschiedliche Aufbereitungsstufen unterteilen, vgl. Stufe 0 bis 4. Im mittleren Bereich der Abbildung in grau hinterlegten Kästen sind die Prozesse gezeigt. Im Randbereich der Abbildung sind in rot hinterlegten Ovalen die Produkte der jeweiligen Stufe zu finden, die sich aus den Gärresten gewinnen lassen. Die Stufe 0 beinhaltet die Biogasanlage bzw. den Fermentationsreaktor in dem das Biogas produziert wird. Weitestgehend kontinuierlich fällt hier der unaufbereitete, rohe Gärrest an. Im einfachsten Fall können diese Roh-Gärreste als Flüssigdünger ohne weitere Aufbereitung auf die Felder verbracht werden. Ist dies nicht möglich, gelangen die Roh-Gärreste in die Aufbereitungsstufe 1. In dieser wird entweder durch einen mechanischen Separationsprozess die Feststofffracht reduziert oder die Nährstoffe durch einen Verdunstungsprozess aufkonzentriert. Der Feststoff aus der Separation oder das Konzentrat aus dem Verdunstungsprozess lassen sich als Ersatz für einen anorganischen Dünger verwenden.

Das Filtrat bzw. Zentratwasser aus der Separation kann anschließend in *weiterführenden Aufbereitungsverfahren* aufbereitet werden. Zu den *weiterführenden Aufbereitungsverfahren* zählen alle Aufbereitungsverfahren ab der Stufe 2 sowie die hier in Stufe 0 dargestellte Ammoniakstrippung. Diese stellt aufgrund des Prozessaufwandes, der eigentlich der Stufe 2–3 entspricht, eine Ausnahme dar. Die Ammoniakstrippung wird insbesondere parallel zur Fermentation eingesetzt und ermöglicht den Einsatz von Substraten mit hohem Ammoniakbildungspotential, ohne den Biogasprozess zu gefährden. Stufe 4 umfasst ausschließlich die thermische Nutzung der Feststoffe, deren weitere Betrachtung in dieser Arbeit nicht ausgeführt wird. Der Hintergrund besteht darin, dass der thermische Nutzen gering im Vergleich zum Aufbereitungsaufwand ist und die Düngewirkung verloren geht.

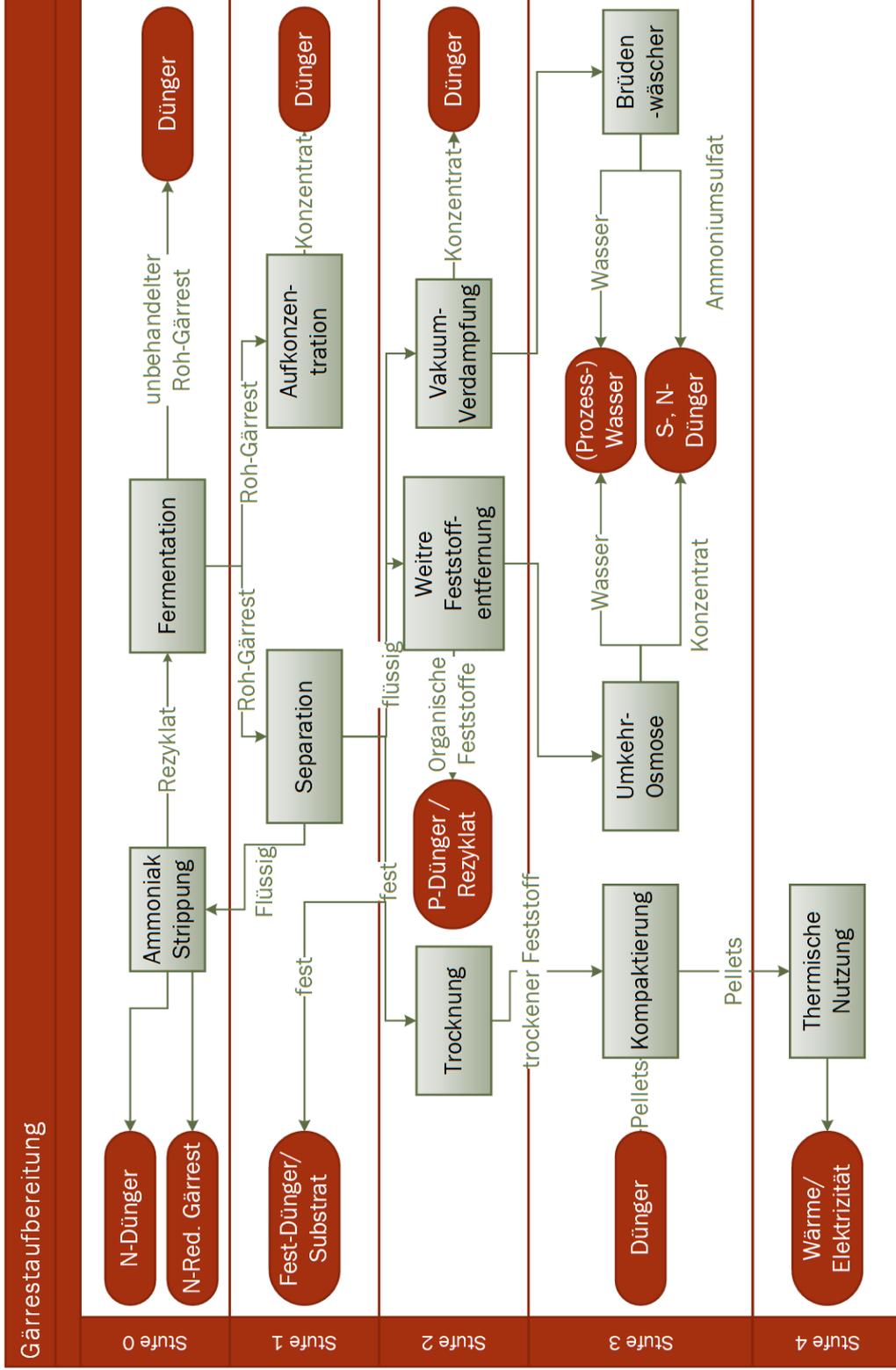


Abbildung 3. Zusammenstellung der relevantesten Verfahren zur Gärrestaufbereitung

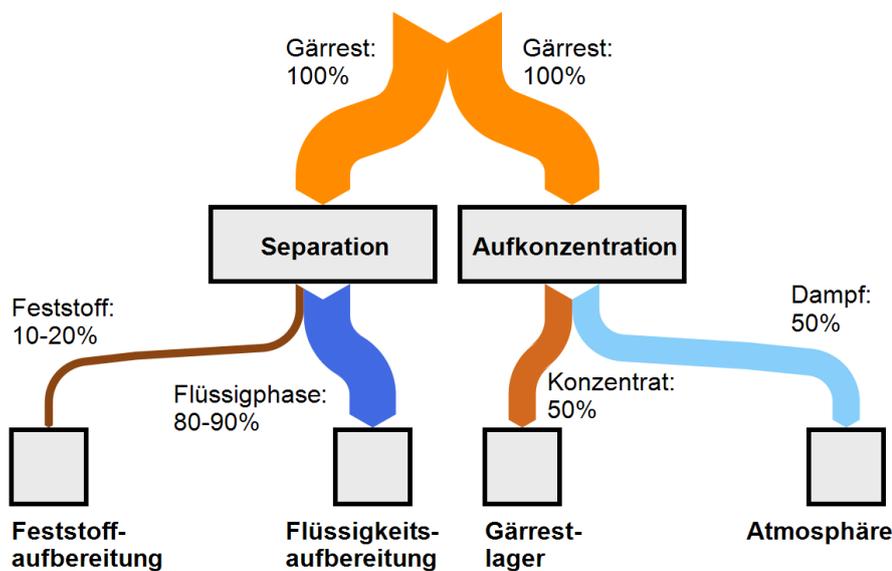


Abbildung 4. Veranschaulichung der Massenströme des ersten Aufbereitungsschritts in der Gärrestbehandlung

Weiterhin sind bei der Verbrennung von Gärrestpellets der erhöhte Stickoxid-ausstoß sowie die Immobilisierung von Phosphor nachteilig, weshalb die Nutzung als Dünger – somit eine Rückführung der Pflanzennährstoffe auf den Acker – als sinnvoller angesehen wird. Die Abbildungen 4 und 12 ergänzen Abbildung 3 durch die Aufteilung in Stufe 1 und *weiterführenden Aufbereitungsverfahren* ab Stufe 2 unter Veranschaulichung der zu erwartenden Massenströme.

Die allgemeine Vorgehensweise bei der Gärrestaufbereitung kann in mehrere Schritte aufgeteilt werden. In der Regel besteht der erste Schritt in einer Feststoffabtrennung. Hierbei werden mittels Schneckenpresse Partikel, welche größer als 0,5–1 mm sind, entfernt, wodurch sich der Gesamtmassenstrom um etwa 10 % verringert. Eine weitere Feststoffabscheidung kann durch Dekanterzentrifugen, Bandfilterpressen, Schwingsiebe, Ultrafiltration und/oder Flotation erzielt werden. Eine Feststoffseparation, die mittels dieser Verfahren durchgeführt wird, erfordert zumeist eine vorgeschaltete Flockung. Die Nachteile einer Flockung liegen in den Kosten für die Flockungshilfsmittel. Weiterhin sind die in der Düngemittelverordnung festgelegten Grenzwerte und Anforderungen an synthetische Flockungshilfsmittel einzuhalten. Der Vorteil einer Flockung besteht darin, dass als Produkt eine nahezu partikelfreie Flüssigphase erzeugt wird.

Handelt es sich bei dem ersten Schritt in der Gärrestbehandlung nicht um eine Separation, stellt die Aufkonzentration durch Wasserverdunstung das Al-

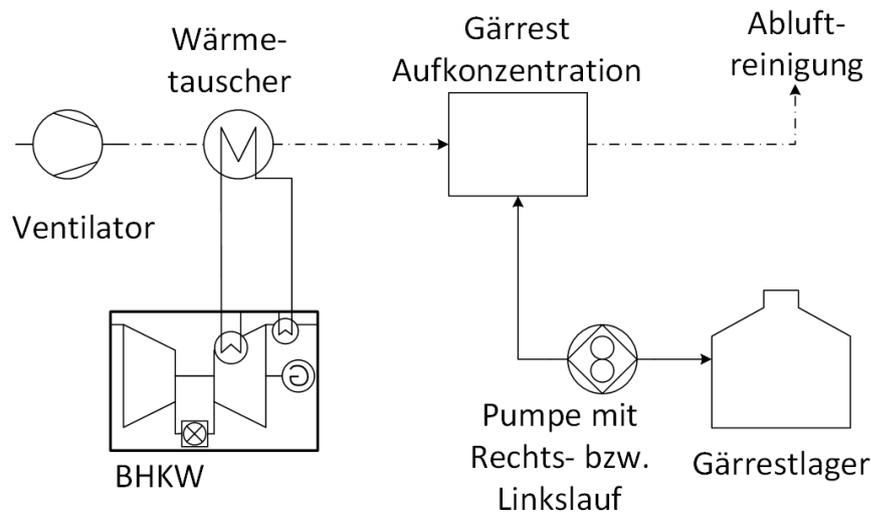


Abbildung 5. Gärresttrockner als Aufkonzentrierer in Parallelschaltung zum Gärrestlager

ternativverfahren dar. Diese Technik benötigt keine vorgeschaltete Separation und halbiert das Gärrestvolumen. Abbildung 4 zeigt die Massenströme des ersten Aufbereitungsschritts bezogen auf die Separation bzw. die Aufkonzentration.

2.1 Aufkonzentration

Bei den meisten Aufkonzentrationsverfahren wird zur Gärresttrocknung Abwärme aus dem Kühlwasserkreislauf des Blockheizkraftwerkes (BHKW) genutzt. Die Installation des Trockners erfolgt entweder zwischen dem Nachfermenter und dem Gärrestlager oder parallel zum Gärrestlager. Abbildung 5 zeigt die letztere Variante der Installation. Die flüssigen Gärreste werden in den Trockner gepumpt und durch einen erwärmten Luftstrom getrocknet. Durch den Verdunstungsprozess wird die auf 50–70 °C erwärmte Umgebungsluft mit Wasser aus den Gärresten beladen, wodurch das Gärrestvolumen um 50 % reduziert wird. Neben dem Verdunstungswasser gelangt auch Ammoniak aus den Gärresten in den Luftstrom. Dieses wird in einem nachgeschalteten Abluftwäscher wieder mittels Schwefelsäure abgeschieden.

Die technische Umsetzung einer Aufkonzentrationsanlage erfolgt mit einem Tank, der den Gärrest enthält. Eine Trommel, ein Filterband oder eine große Scheibe sind so montiert, dass sie zum Teil in den Gärrest eintauchen damit dieser die Oberfläche in einem dünnen Film benetzt und in den Trocknungsluftstrom befördert werden kann. Aufgrund der verhältnismäßig niedrigen Tem-

peraturen in der Trocknungsluft ist eine große Oberfläche erforderlich, über die der Stoff- und Wärmeaustausch stattfinden kann. Damit wird eine effiziente Wasserabsorption erzielt und die Trocknungsluft erreicht am Trockneraustritt eine Wasserbeladung nahe ihres Sättigungspunktes.

Das Produkt der Aufkonzentration ist eine pumpbare Substanz mit rund 12 % Feststoffgehalt. Dies bedeutet bei einer Feststoffkonzentration des Rohgärrestes von 6 %, dass das Volumen durch Wasserentzug um 50 % verringert wird. Vorteile ergeben sich durch reduzierte Lager- und Ausbringungskosten. Durch die Pumpbarkeit des Produktes ist eine Düngung bspw. mittels Schleppschlauch möglich. Mit dem beschriebenen Aufkonzentrationsverfahren kann ein Feststoffgehalt im flüssigen Gärrest mesophil arbeitender Biogasreaktoren von maximal 15 % erreicht werden, da ab dieser Konzentration der Gärrest seine Fließfähigkeit verliert. Nach dem Datenblatt einer Mississippi Trocknungsanlage von *Aggro Energien* erreicht dieses Verfahren Verdunstungseffizienzen von 0,6–1,0 L/kWh [57]. Zum Vergleich, für die Verdampfung bei 100 °C können im idealen Fall 1,6 L/kWh verdampft werden.

Eine weitere mögliche Realisierung des Verfahrens besteht in der Nutzung eines Bandtrockners mit Feststoffrückvermischung. Dabei wird ein Teil des bereits getrockneten Feststoffs wieder an den Trockneranfang gefördert und mit flüssigem Gärrest besprüht. Die Trocknung verläuft analog zu der bereits beschriebenen Verfahrensweise. Das Produkt dieses Prozesses ist jedoch aufgrund des höheren Feststoffgehalts nicht pumpfähig.

2.2 Separation

Das Hauptziel der Separation besteht in einer scharfen Trennung der festen und flüssigen Phase. Jede Phase sollte einen möglichst hohen Feststoffanteil haben bzw. möglichst partikelarm sein. Beide Forderungen gleichzeitig in einem Prozessschritt zu erfüllen ist unmöglich, allerdings kann mit der richtigen Kombination aus Separationsverfahren ein Feststoff mit über 35 % Trockenrückstand und eine Flüssigphase mit weniger als 2 % Trockenrückstand erhalten werden. Im Allgemeinen wird beobachtet, dass Phosphate eher der festen Phase anhaften, wohingegen Stickstoff – zumeist in Form von gelöstem Ammonium – in der Flüssigphase verbleibt [30]. Die Feststoffaffinität des Phosphors, der bei den im Gärrest herrschenden Bedingungen eigentlich als gelöstes Phosphat vorliegen müsste, ist durch die Phosphatbindung in den Zellen der Mikroorganismen zu erklären.

Um die Handhabung dieses komplexen Stoffgemisches zu vereinfachen, erfolgt zumeist die Trennung eines Teils der Feststoffe von der flüssigen Phase. Hierbei kommen im Wesentlichen die Maschinen bzw. Verfahren zum Einsatz:

- Dekanterzentrifuge,
- Schneckenpresse,
- Bandfilterpresse,
- Flotation und
- Schwingsieb.

Nachfolgend werden diese Maschinen bzw. Verfahren beschrieben.

Generell fällt bei der Separation vornehmlich Flüssigphase an, diese kann bis zu 90 % der Gesamtmasse ausmachen. Der Massenanteil der feuchten Feststoffphase beläuft sich auf 10–20 %. Häufig ist diesen Anlagen ein Flockungsverfahren vorgeschaltet, um die Trennleistung zu verbessern. Beim Einsatz einer Bandfilterpresse oder einer Flotationsanlage ist dies zwingend notwendig. Welche der Techniken eingesetzt wird, ist abhängig vom Standort, der Lärmemission, dem gewünschten Trocknungsgrad der Feststoffe, der maximalen Partikelgröße bzw. des Feststoffgehalts in der Flüssigphase, der Anlagenleistung, der Investitionskosten und der nachgeschalteten Aufbereitungsverfahren. Es sind auch Kombinationen aus den Verfahren möglich. So kann zum Beispiel einer Bandfilterpresse mit Flockmitteldosierung eine Pressschnecke vorgeschaltet werden, um die Feststofffracht im Gärrest zu verringern und somit die eingesetzte Flockungshilfsmittelmenge zu reduzieren.

2.2.1 Flockungsverfahren

Zum Erreichen einer verbesserten Feststoffabtrennung kommt in vielen Prozessen eine Flockung zum Einsatz. Aufgrund ihrer Ladung stoßen sich die Partikeln im Gärrest gegenseitig ab und agglomerieren nicht zu größeren Partikeln, die leichter zu entfernen sind. Ein Flockungsverfahren wird insbesondere wichtig, wenn eine partikelfreie Flüssigphase für Membranverfahren benötigt wird. Umkehrosmosemembranen sind sehr feststoffempfindlich, weshalb eine Vorbehandlung mittels Ultrafiltration notwendig ist. Diese hat bei hohen Feststoffkonzentrationen einen sehr hohen elektrischen Energiebedarf, der durch eine saubere Partikelabscheidung im Vorfeld mittels Flockung gesenkt werden kann. Allerdings fallen hierdurch zusätzliche Kosten für Flockungs- und Flockungshilfsmittel an sowie Investitionskosten für die Umsetzung des Prozessschritts.

Bei der Flockung werden in die zu behandelnde Suspension Zusatzstoffe eingemischt. Diese sorgen dafür, dass die feinen, suspendierten Partikeln aneinander anhaften können und zu einer großen Flocke wachsen. Die erzeugte Makroflocke kann im Anschluss bedingt durch ihre größere Dichte, Volumen

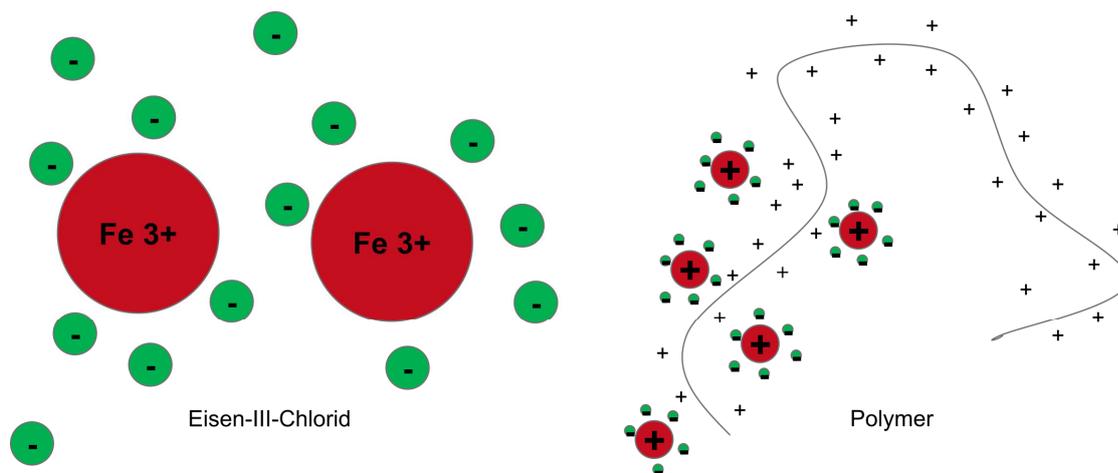


Abbildung 6. Funktionsprinzip des Flockungsverfahrens am Beispiel einer Flockung mithilfe von Eisen-III-Chlorid und einem kationischen Polymer. In grün sind die negativ geladenen Organikpartikel dargestellt, die sich an die positiv geladenen, roten Eisenionen anlagern. Die so gebildeten Microflocken können dann an das Polymer andocken, um eine Makroflocke zu bilden.

und Oberfläche mittels Sedimentation, Flotation oder Filtration von der Flüssigphase abgetrennt werden.

Die Flockung von Gärresten erfolgt in zwei Schritten. Im ersten Verfahrensschritt wird ein wasserlösliches Metallsalz wie beispielsweise Eisen-III-Chlorid dosiert. Dieses bewirkt die Bildung von Mikroflocken, da die positiv geladenen Kationen des Metallsalzes die suspendierten, negativ geladenen Partikeln elektrostatisch anziehen. Der Vorgang ist in Abbildung 6 links abgebildet. Aufgrund ihrer Größe sind die so gebildeten Mikroflocken noch zu klein, um sie hinreichend separieren zu können. Daher erfolgt in einem zweiten Verfahrensschritt die Zugabe eines Flockungshilfsmittels. Dieses ist ein Polymer mit funktionalen Gruppen, deren Ladung im vorliegenden Fall positiv ist. Hier können die Mikroflocken andocken, wobei sich Makroflocken bilden, die sich relativ leicht von der Wasserphase trennen lassen; siehe hierzu Abbildung 6 rechts. Für weiterführende Informationen wird u. a. auf [65] verwiesen.

2.2.2 Schneckenpresse

Der erste Verfahrensschritt in der Gärrestseparation erfolgt für gewöhnlich mittels einer Schneckenpresse, die die Vorteile eines geringen Energiebedarfs von rund 0,45 kWh pro Kubikmeter Gärrest und eines geringen Wartungsaufwands hat. Die Produkte der Schneckenpresse sind ein Feststoff mit einem Trockensstoffgehalt von 25–35 % und eine um 30–50 % Trockenmasse reduzierte Flüssig-

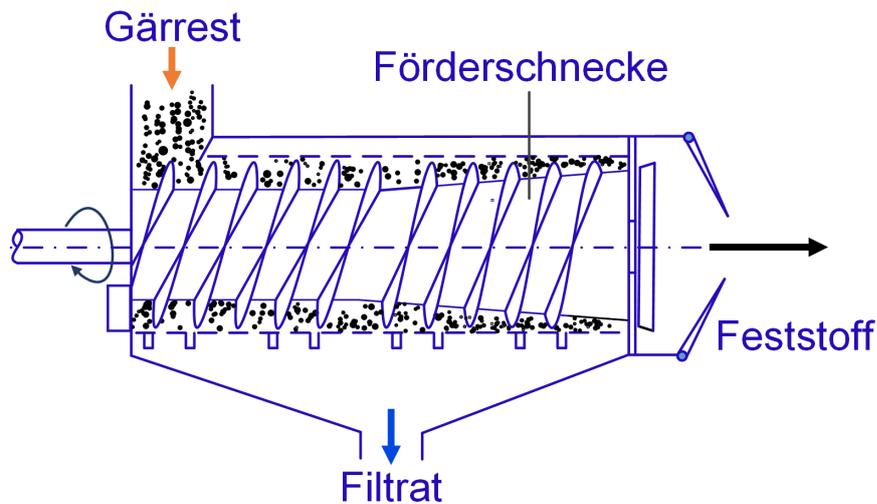


Abbildung 7. Prinzipskizze einer Schneckenpresse nach [30]

phase, abhängig vom Feststoffgehalt des rohen Gärrests und dessen Partikelgrößenverteilung. Nachgeschaltete Aufbereitungsverfahren, die feststoffempfindlich sind, erfordern eine Nachbehandlung der Flüssigphase. Wie bereits erläutert kommen dabei in der Regel Flockungshilfsmittel zum Einsatz.

In der Schneckenpresse wird Gärrest in eine Siebtrommel geleitet, in der sich eine Förderschnecke dreht. Die Siebschlitzweite variiert zwischen 0,5 und 1,0 mm. Partikel, die kleiner sind als die Schlitzweite, passieren das Sieb, während die größeren in der Trommel zurückbleiben und von der Förderschnecke Richtung Ausgang geschoben werden. Währenddessen komprimiert die Förderschnecke den Feststoff und presst weiteres Wasser aus dem sich bildenden Filterkuchen. Paddel am Feststoffaustrag sorgen für ein verbessertes Anstauverhalten des Feststoffs, indem sie der Kraft entgegenwirken, die von der Förderschnecke auf den Filterkuchen ausgeübt wird. Die Paddel werden dazu genutzt, den Pressdruck und somit den Trockenstoffgehalt der festen Phase einzustellen. In Abbildung 7 ist eine Schneckenpresse dargestellt. Für eine weitere Feststoffabtrennung in der Flüssigphase können Kantenspaltfilter nachgeschaltet werden. Diese bestehen aus einer sehr feinen Siebtrommel mit einer Spaltweite von 50–250 μm . Die Flüssigphase wird durch die Siebtrommel gedrückt, an deren Oberfläche sich ein Filterkuchen bildet. Mittels einer Abstreifvorrichtung erfolgt die kontinuierliche Entfernung des Filterkuchens sowie dessen Austrag.

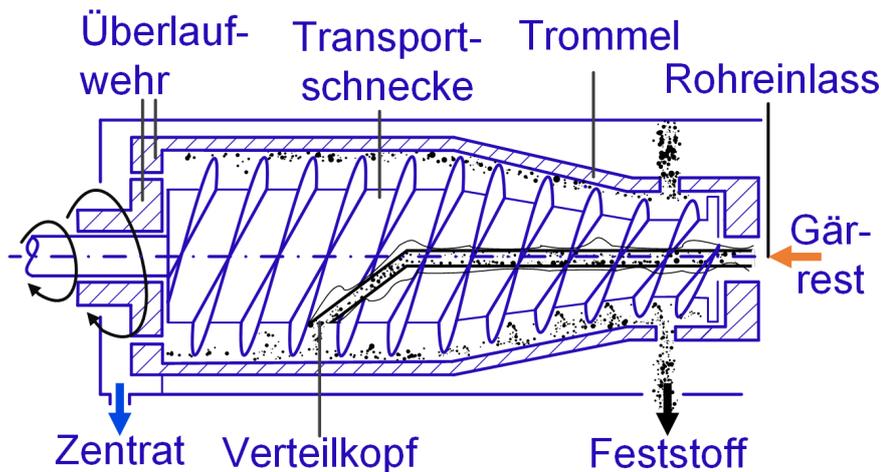


Abbildung 8. Funktionsprinzip-Skizze einer Dekanterzentrifuge nach [30]

2.2.3 Dekanterzentrifuge

Die Bauweise einer Dekanterzentrifuge ist in Abbildung 8 dargestellt. Das Trennprinzip der Dekanterzentrifuge basiert auf Massenträgheit sowie dem Dichteunterschied zwischen den Partikeln und der Flüssigkeit. Der Dekanter besteht aus einer schnell rotierenden Förderschnecke und einer etwas langsamer drehenden Manteltrommel, was zu einer langsamen relativen Drehbewegung zwischen Trommel und Förderschnecke führt. Der Gärrest gelangt durch die Welle in die Zentrifuge und wird entlang der Drehachse mittig in das Zentrifugengehäuse eingeleitet. Partikeln höherer Dichte als Wasser, sammeln sich an der Oberfläche der Manteltrommel und werden von der Förderschnecke in Richtung Feststoffausgang gedrückt. Die Flüssigkeit läuft durch den Spalt zwischen Förderschnecke und Manteltrommel, um den Dekanter am Flüssigkeitsausgang zu verlassen. Ein Überlaufwehr verhindert den Austritt von Partikeln an dieser Stelle.

Da das Wirkprinzip der Zentrifuge auf einem Dichteunterschied basiert, lassen sich feste Stoffe mit gleicher oder geringerer Dichte als Wasser nicht oder nur schlecht abscheiden. Zur Erhöhung der Güte einer oder beider austretenden Phasen können betriebliche als auch bauliche Maßnahmen ergriffen werden. Dazu zählen die Rotationsgeschwindigkeit der Trommel und der Schraube, die Differenz der Rotationsgeschwindigkeiten sowie der Gesamtmassenfluss durch die Dekanterzentrifuge. Weiterhin nehmen die Positionierung des Überlaufwehrs und das Spaltmaß zwischen Schraube und Trommel Einfluss auf das Separationsergebnis. Eine verbesserte Trennleistung sowie eine besonders reine, partikelarme Flüssigphase wird durch eine dem Dekanter vorgeschaltete

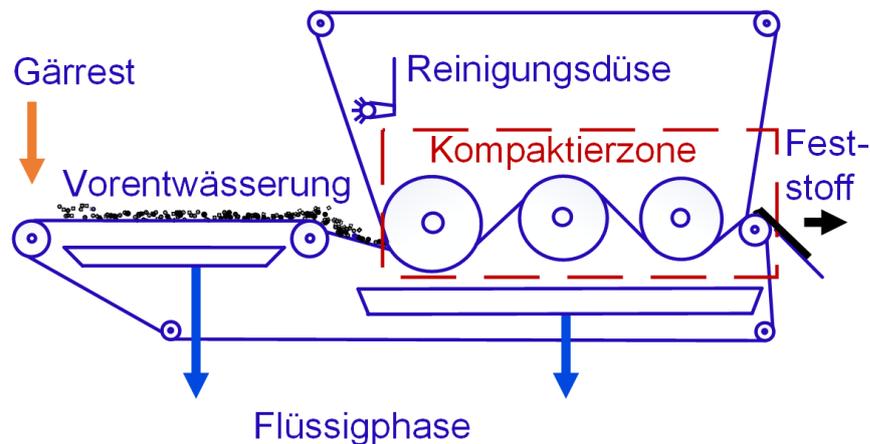


Abbildung 9. Bandfilterpresse nach [30]

zweistufige Flockung erhalten. Dieser Vorteil wird allerdings durch gesteigerte Betriebs- und Investitionskosten erkauft.

Im Allgemeinen produzieren Dekanter eine relativ partikelarme Flüssigphase (Zentrat). Allerdings ist der Wassergehalt in der Feststoffphase höher als bei einer Pressschnecke oder Bandfilterpresse. Verglichen mit der Schneckenpresse weist der Dekanter eine höhere Empfindlichkeit gegenüber Betriebsstörungen, wie Lagerschäden, vibrationsbedingte Ausfälle der Überwachungselektronik oder Verstopfung, und einen größeren elektrischen Strombedarf auf. Dieser beträgt rund 3 kWh je behandelten Kubikmeter Gärrest [30].

Der eindeutige Vorteil der Dekanterzentrifuge ist die Reinheit der Flüssigphase, welche allerdings einer Kombination mit einer Flockung bedarf. Dem gegenüber stehen ein vergleichsweise hoher Stromverbrauch sowie ein intensiver Wartungsbedarf aufgrund der schnell drehenden Teile. Typische Feststoffgehalte im Zentrat sind 1–2 % und 20–30 % in der Feststoffphase.

2.2.4 Bandfilterpresse

Abbildung 9 zeigt das Funktionsprinzip einer Bandfilterpresse. Der Gärrest wird auf das waagrecht verlaufende Filterband geleitet und gelangt in die sogenannte Seihzone. Hier findet eine statische Vorentwässerung der Gärreste bedingt durch das Abfließen des Oberflächenwassers statt. Bei Bedarf erfolgt dies auch vakuumunterstützt. Anschließend wird der Schlamm zwischen zwei Bandfiltern keilförmig verdichtet und durchläuft mehrere Umlenkrollen. Die Druckerhöhung und das Walken des Filterkuchens zwischen den Bandfiltern entfernt weitere Flüssigkeit aus dem Feststoff. Am Ende der Presszone teilen

sich die Bänder, der entwässerte Gärrest wird abgeschabt und die Filterbänder von Feststoffrückständen gereinigt.

Bei sehr großen Gärrestaufkommen ist der Einsatz von Bandfilterpressen vorteilhaft gegenüber anderen Entwässerungstechnologien, da sie einen Bereich zwischen $1,4\text{--}80\text{ m}^3/\text{h}$ hydraulischen Durchsatz abdecken. Die Einstellparameter der Separation belaufen sich auf den Pressdruck, die Bandlaufgeschwindigkeit, die Anzahl der Umlenkungen und die Beschaffenheit des Filterbandes. Generell hat die feste Phase einen hohen Trockenstoffgehalt, die Qualität der Flüssigphase ist davon abhängig, welches Filterband zum Einsatz kommt. Im Idealfall ist der Filterkuchen stichfest und hat einen Trockenstoffgehalt von $30\text{--}40\%$. Hierbei ist zu beachten, dass ein feinporigeres Filterband zwar ein relativ sauberes Filtratwasser produziert, der Filterkuchen jedoch einen erhöhten Wassergehalt aufweist. Eine vorhergehende Flockung ist im Regelfall unerlässlich. Der Energiebedarf beläuft sich auf rund $0,6\text{ kWh}$ pro behandeltem Kubikmeter Gär Schlamm.

2.2.5 Flotation

Zur weiterführenden Feststoffentfernung aus der Flüssigphase oder zur Separation von Gärrest mit geringem Feststoffgehalt eignet sich eine Flotation. Dabei werden mithilfe von fein dispergierter Luft die Feststoffpartikeln von der Wasserphase getrennt. In der Regel muss auch hier eine vorherige Flockung erfolgen.

Die Flotation nutzt den Effekt der Blasenbildung und -anhaftung an der Oberfläche von Feststoffpartikeln und somit den Dichteunterschied zwischen Wasser und Partikel-Blase-Agglomerat. Abbildung 10 stellt die Funktionsweise einer Druckentspannungsflotationsanlage dar. Dabei wird atmosphärische Luft im flüssigen Gärrest dispergiert bzw. unter $4\text{--}6\text{ bar}$ Überdruck gelöst. Die luftangereicherte Flüssigkeit gelangt durch ein Drosselungsventil in das Flotationsbecken. Luft, die in der Flüssigkeit gelöst ist, ändert ihren Aggregatzustand in den gasförmigen und Luftblasen entstehen an der Partikeloberfläche. Bedingt durch den Dichteunterschied steigen die Partikel-Blasen-Agglomerate nach oben auf und sammeln sich an der Oberfläche. Hier bildet sich das Flotat, das leicht abgeschieden werden kann. Um eine noch reinere Flüssigphase zu erhalten, kann ein Teilstrom zurückgeführt werden.

Der Vorteil einer Flotation besteht in der sehr reinen, nahezu partikelfreien Flüssigfraktion. Der Flotatschlamm hat allerdings noch immer einen sehr hohen Wasseranteil. Diese Technologie kommt nur bei Flüssigkeiten zum Einsatz, die bereits einen geringen Feststoffgehalt aufweisen. Folglich ist eine Vorabscheidung von Feststoffen notwendig, für gewöhnlich erfolgt ebenfalls eine

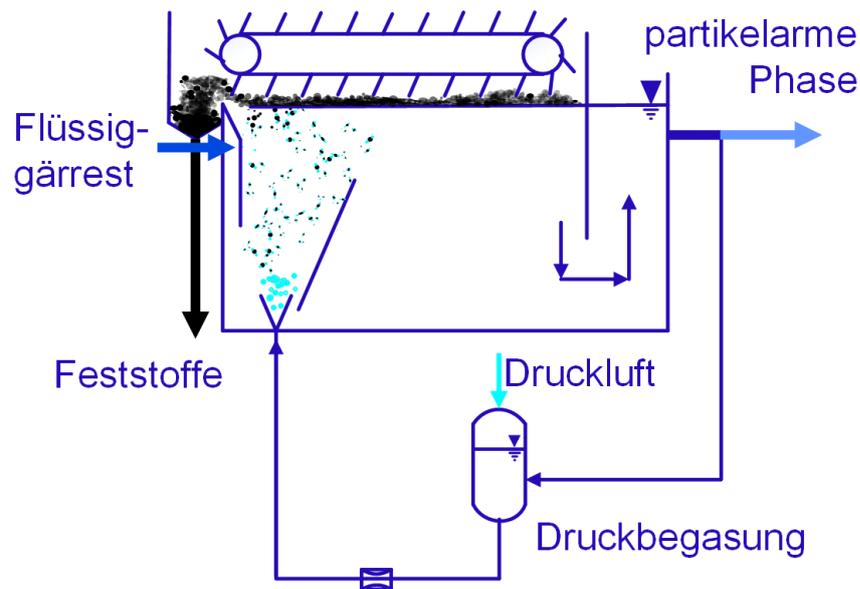


Abbildung 10. Flotation nach [30]

Flockung. Der Energiebedarf einer Flotation beläuft sich auf ca. $0,7 \text{ kWh/m}^3$ behandelter Flüssigkeit.

Generell ist der Trockensubstanz-Gehalt des Flotatschlammes sehr gering und wird von [30] mit 8–12 % angegeben, während eigene Messungen auch Werte von unter 4 % ergaben. Demzufolge muss dieser weiter entwässert werden. Die erhaltene Flüssigfraktion ist dafür sehr feststoffpartikelarm, was wiederum den Einsatz eines anschließenden feststoffempfindlichen Aufbereitungsverfahrens erleichtert.

2.2.6 Schwingsieb

Für die Abscheidung sehr feiner Partikeln aus dem Zentrat eines Dekanters oder dem Filtrat einer Schneckenpresse kommen Schwingsiebe zum Einsatz. Abbildung 11 zeigt den Aufbau dieser Entwässerungstechnik. Dabei wird die zu behandelnde Suspension zunächst auf das Sieb geleitet. Die Flüssigkeit und das Unterkorn durchfließen das Sieb, während das Überkorn zurückgehalten und durch die Vibration zum Feststoffausgang befördert wird. Die typischen Siebweiten bewegen sich zwischen 150 und $250 \mu\text{m}$ [30]. Schwingsiebe werden in der Regel als Polzeifilter eingesetzt und einer Ultrafiltration vorgeschaltet. Mit ihnen lässt sich das festgelegte Überkorn abscheiden, ein signifikanter Beitrag zur Feststoffabtrennung wird allerdings nicht geleistet. Schwingsiebe haben mit $0,2 \text{ kWh/m}^3$ einen sehr geringen Energiebedarf.

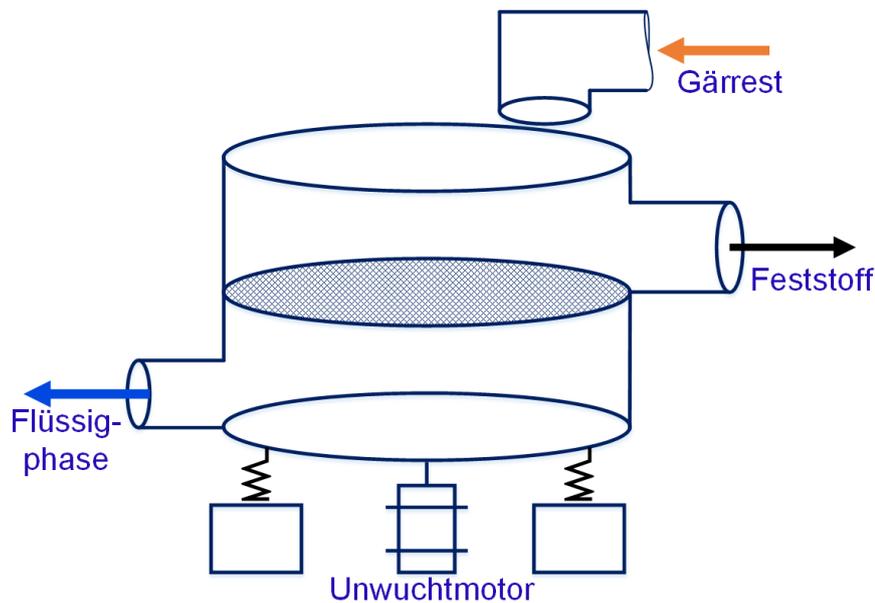


Abbildung 11. Schwingsieb

2.3 Weiterführende Behandlungsverfahren

Zu den weiterführenden Behandlungsverfahren zählen diejenigen, die die Produkte des Separationsprozesses weiter aufbereiten. Nach dem Separationsprozess hat die Feststoffphase einen TR-Gehalt von 25–35 %. Bei der Flüssigphase liegt der Feststoffanteil bei 1–8 %. Beide Stoffströme können unabhängig voneinander weiter aufbereitet werden, um einen höheren Feststoffgehalt zu erzielen, Pflanzennährstoffe zu gewinnen sowie sauberes, einleitfähiges Wasser zu erzeugen. Abbildung 12 zeigt beispielhaft Produkte, die sich aus der weiterführenden Gärrestaubebereitung gewinnen lassen.

2.3.1 Behandlung der Feststoffe

Die Ziele bei der weiterführenden Behandlung der Festphase sind hauptsächlich eine weitere Reduktion des Wassergehalts bzw. Kompaktierung. Da den zur Trocknung und Kompaktierung eingesetzten Maschinen jeweils das gleiche Arbeitsprinzip zu Grunde liegt, wird dieses anhand von zwei Beispielen dargestellt. Für die Trocknung wird der Bandtrockner herangezogen, andere Aufbauten wie der Trommeltrockner oder Schub-Wende-Trockner etc. folgen denselben physikalischen Grundlagen, lediglich der Transport der zu trocknenden Feststoffe durch den Prozess ist unterschiedlich.

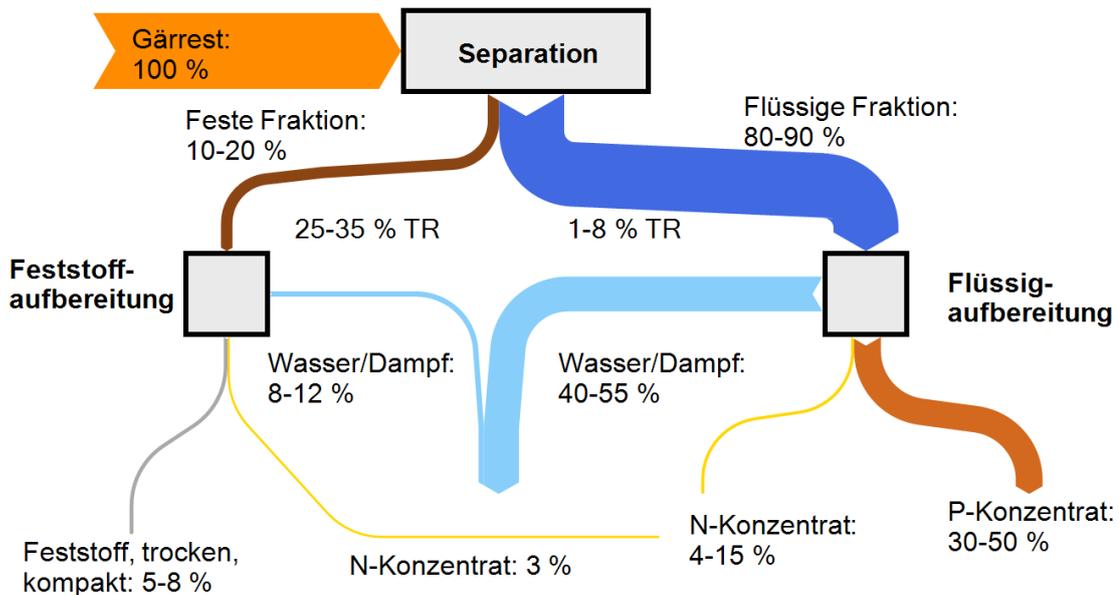


Abbildung 12. Gärrestprodukte nach weiterführender Aufbereitung; Die Angaben der Prozentzahlen beziehen sich auf den jeweiligen Massenstrom.

Das Trocknen der Festphase ist nur sinnvoll, wenn ausreichend BHKW-Abwärme bereitsteht. Sollen die Feststoffe pelletiert werden, muss der Trocknungsfeststoffgehalt bei ca. 90 % liegen. Daher ist in diesem Fall eine Feststofftrocknung unausweichlich. Die Trocknung der festen Phase mittels warmer Luft verläuft analog zur beschriebenen Aufkonzentration. Durch den Einsatz von Heißdampf an Stelle von Luft, kann durch verbesserte Energierückgewinnung ein höherer Wirkungsgrad erzielt werden. Die Energieeinsparungen gegenüber luftbasierten Prozessen belaufen sich auf 50 % [11]. Allerdings ist die Dampftrocknung in der Gärrestaufbereitung kein Standardverfahren und verglichen mit den beschriebenen Standardverfahren kostenintensiv in der Anschaffung.

Getrockneter Gärrest hat eine Schüttdichte von 250–350 kg/m³, demgegenüber stehen Gärrestpellets mit 700–750 kg/m³. Dies ist ein großer Vorteil, wenn die Pellets als Dünger verkauft werden sollen, da dies die Handhabbarkeit aufgrund des geringeren Volumens und der verminderten Staubbildung verbessert. Im Allgemeinen funktioniert die Kompaktierung, indem die Feststoffe unter hohem Druck durch eine Matrize gepresst werden. Um dies zu erreichen, kommt entweder eine Förderschnecke zum Einsatz – wie bei einem Extruder – oder Walzen, sogenannte Koller, wie bei der Pelletierung. In den Presskanalbohrungen der Matrize wird das Material homogen verdichtet. Die hierbei auftretenden hohen Drücke und Temperaturen haben zur Folge, dass Lignin und Zellulose einen dünnen, glänzenden Film auf der Pelletoberfläche erzeugen. In

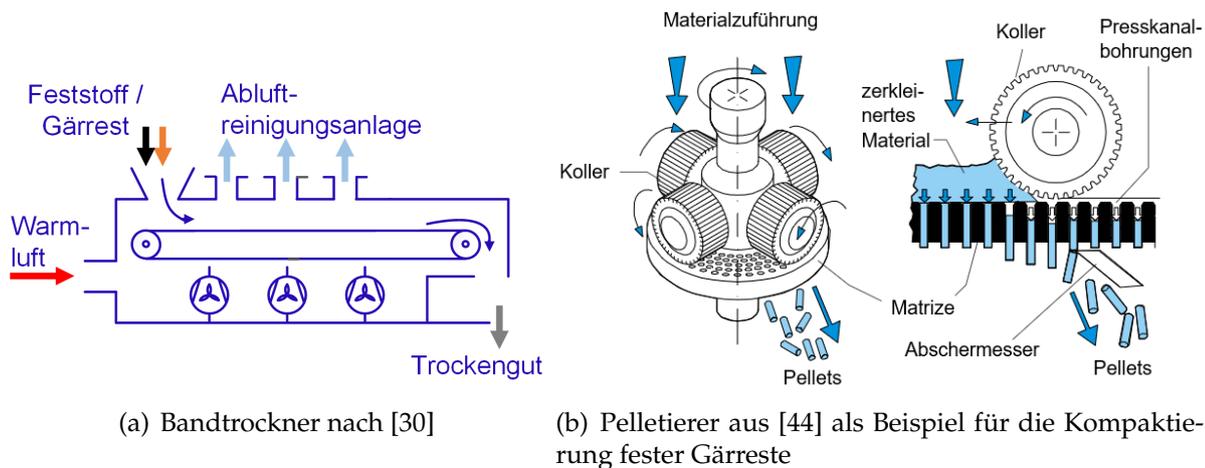


Abbildung 13. Beispielanlagen für weiterführende Feststoffbehandlung

Abbildung 13 sind jeweils ein Bandtrockner und ein Pelletierer dargestellt. Der Energieaufwand einer Kompaktierung hängt in erster Linie von dem zu kompaktierenden Material ab und unterliegt Schwankungen aufgrund der Diversität der Gärreste. In persönlichen Gesprächen mit Anlagenherstellern, z. B. der Fa. *Salmatec* [55], und aus eigenen Messungen wurde ein Bereich zwischen 30 und 50 kWh/t behandelten Materials ermittelt.

2.3.2 Vakuumverdampfung

Der Flüssigphase kann nach der Separation durch Vakuumverdampfung weiteres Wasser entzogen werden. Dies geschieht unter Nutzung der BHKW-Abwärme bei 40–75 °C, abhängig von dem im Kessel vorherrschenden Druck von rund 80–400 mbar. Zusätzlich reduziert die niedrige Verdampfungstemperatur den thermischen Energiebedarf für das Aufheizen der Flüssigkeit. In Abbildung 14 ist das Fließbild eines einstufigen Vakuumverdampfers dargestellt, anhand dessen die Arbeitsweise erklärt wird. Flüssiger Gärrest fließt in den Verdampferkessel und wird über einen Wärmetauscher mit BHKW-Abwärme erhitzt. Das angelegte Vakuum reduziert die Verdampfungstemperatur auf ca. 60 °C. Dies hat zur Folge, dass Wasser, Kohlenstoffdioxid, Ammoniak und andere gelöste Gase aus der Flüssigphase ausgetrieben werden. Das Dampf-Gasgemisch wird aus dem Verdampfer abgezogen, wobei vor der Kondensation das Ammoniak abgeschieden wird. Dies geschieht in einem Brüdenwäscher unter Einsatz von Schwefelsäure. Bei der Reaktion von Schwefelsäure und Ammoniak wird das Ammoniakgas in gelöstes Ammoniumsulfat umgewandelt und in dieser Form aus dem Wäscher ausgetragen. Der austretende Dampf ist weitestgehend frei

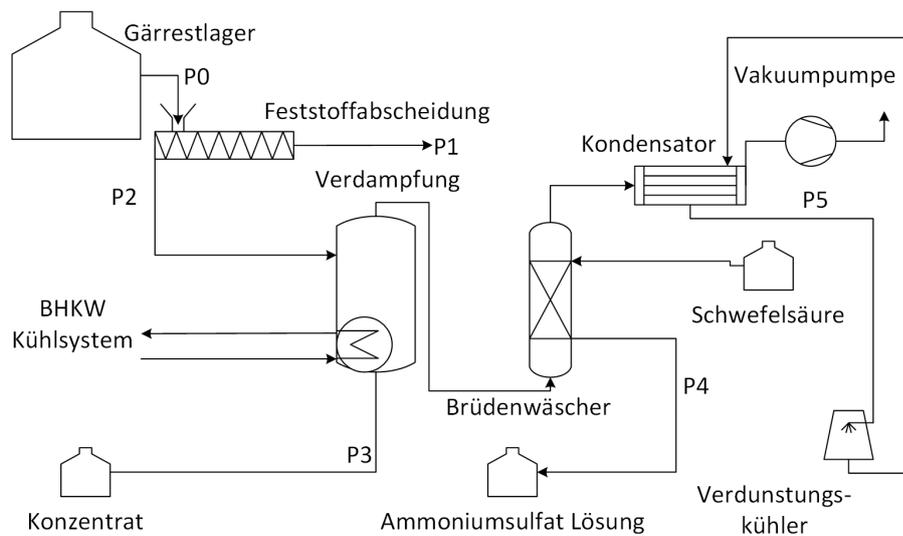


Abbildung 14. Fließbild einer einstufigen Vakuumverdampfungsanlage

von Ammoniak und wird kondensiert. Das hierbei entstehende Wasser ist meist in die Vorflut einleitfähig, wird aber in den meisten Fällen genutzt, um die bei der Kondensation anfallenden Wärme in einem Verdunstungskühler abzuführen. Vakuumverdampfer mit bis zu zwei Verdampferstufen können auf diese Weise laut Hersteller die gesamte Wassermenge verdunsten. Der Energiebedarf eines Vakuumverdampfers liegt bei ca. 13 kWh_{el} pro behandeltem Kubikmeter Gärrest. Bei einstufigen Systemen können etwa $1,4 \text{ L/kWh}_{th}$ entfernt werden, was bereits dicht an den maximal möglichen $1,6 \text{ L/kWh}_{th}$ bei 100°C ohne Wärmerückgewinnung liegt. Die Wasserreduktion der Flüssigphase beläuft sich dabei auf 50–70 %.

Wird die Verdampfung mehrstufig ausgeführt, kann unter Verwendung mehrerer Druckstufen, die zur Verdampfung benötigte Wärme mehrmals genutzt werden. Es ergeben sich verschiedene Verdampfungstemperaturen, weshalb der Dampf der wärmsten Stufe mit dem Gärrest der nächstkälteren Stufe kondensiert werden kann, während sich jener erwärmt und verdampft. Kommerzielle Systeme nutzen bis zu vier Verdampfungsstufen und erreichen damit einen hohen thermischen Wirkungsgrad. Die Verdampfungsleistung dieser Systeme kann bedingt durch die Wärmerückgewinnung über 3 L/kWh_{th} entfernten Wassers liegen.

2.3.3 Strippung

Die Gärreststrippung wird eingesetzt, um dem Fermentationsprozess Ammonium bzw. Ammoniak zu entziehen. Hierbei bedarf es einer Feststoffseparation,

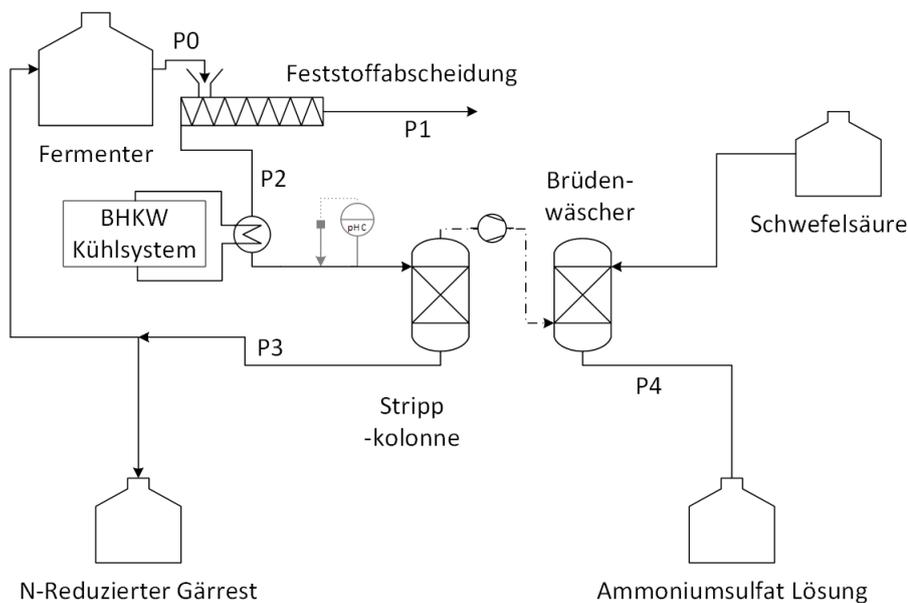


Abbildung 15. Fließschema einer Gärrest-Strippung parallel zur Fermentation

die durch einen Schneckenseparator realisiert werden kann. Anders als bei der Vakuumverdampfung oder der Membranbehandlung wird mit diesem Verfahren kein einleitfähiges Wasser gewonnen, sondern ausschließlich Ammonium entfernt und eine stickstoffreduzierte Flüssigphase erzeugt. In Abbildung 15 ist das Verfahrensfließbild einer Strippanlage dargestellt.

Nach dem Austrag aus dem Fermenter werden grobe Feststoffpartikel in einem Separator aus dem Gärrest entfernt. Anschließend wird die Flüssigphase auf ca. 80 °C erhitzt und bedarfsweise mit einem gut löslichen alkalischen Mineral versetzt, um den pH-Wert anzuheben. Beide Maßnahmen verschieben das chemische Ammonium-Ammoniak-Gleichgewicht auf die Seite des Ammoniaks und fördern aufgrund der steigenden Ammoniakkonzentration dessen Bestreben, in die Gasphase zu wechseln. Danach gelangt der vorbehandelte Gärrest in eine Strippkolonne, die bei leichtem Unterdruck betrieben wird. Hier treibt ein Strippgas, meist Wasserdampf, das Ammoniak aus der Flüssigphase. Anschließend wird der stickstoffreduzierte Gärrest wieder zurück in den Fermenter geführt, während das beladene Strippgas regeneriert werden muss. Genau wie bei Vakuumverdampfungsverfahren kommt hier ein Brüdenwäscher zum Einsatz. Das Ammonium wird mittels Schwefelsäure unter der Bildung von Ammoniumsulfat entfernt. Alternativ kann zur Regeneration des Strippgases auch Gips aus einer Rauchgasentschwefelungsanlage (REA-Gips) wie bei dem ANA-Strip der Fa. *Gesellschaft für Nachhaltige Stoffnutzung* (GNS) Verfahren eingesetzt werden [68].

Die Vorteile eines Strippverfahrens liegen in der höheren Flexibilität bei der Substratauswahl im Biogasprozess. Durch die Ammoniakentfernung im Fermentationsprozess ist es möglich, auch große Mengen stark stickstoffhaltiger Substrate wie Hühnertrockenkot einzusetzen, ohne dass eine biologische Hemmung einsetzt. Weiterhin führt die zeitweise Temperaturerhöhung des Substrates auf über $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ zu einem weiteren Aufschluss der Organik, was zu einer gesteigerten Biogasausbeute führt. Der Energiebedarf einer solchen Anlage liegt bei etwa $90\text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$ und $7\text{ kWh}_{el}/\text{m}^3$.

2.3.4 Membranverfahren

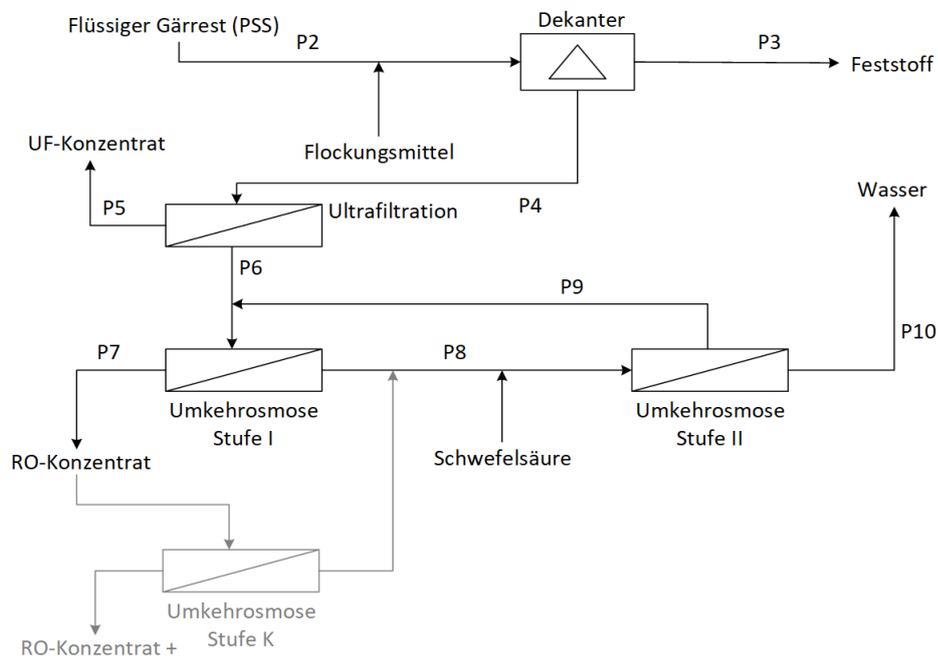


Abbildung 16. Verschaltung eines Membranaufbereitungsverfahrens

Zu den Membranverfahren zählen die Ultrafiltration in Kombination mit der Umkehrosmose. Sollen flüssige Gärreste mithilfe von Membranverfahren aufbereitet werden, müssen diese weitestgehend feststofffrei sein. Gemäß diesem Sachverhalt muss dem Membranverfahren eine leistungsfähige und zuverlässige Feststoffabscheidung vorgeschaltet werden. Obwohl die Ultrafiltration für eine Feststoffabtrennung ausgelegt ist, kann diese nur mit geringen partikulären Feststoffgehalten beaufschlagt werden und erreicht Feststoffgehalte im Konzentrat von maximal 4%-TR. Weiterhin steigt mit dem Feststoffgehalt auch der Energiebedarf der Ultrafiltration stark an, da hierdurch die Viskosität

der Flüssigkeit und somit auch der Druckverlust über das Membranmodul zunehmen. Daher ist der Ultrafiltration eine gut funktionierende Feststoffabtrennung vorzuschalten. Neben dem Energieaufwand nimmt auch die Verschmutzungsrate der Membranmodule mit steigender Feststoffkonzentration zu, was in kleineren Reinigungsintervallen und damit einem größeren Betriebsmittelverbrauch resultiert. Die zuverlässige Feststoffentfernung ist die zentrale Aufgabe der Ultrafiltration, da ohne sie die Umkehrosiose-Membranmodule sofort verstopfen.

Abbildung 16 zeigt ein Verschaltungsbeispiel für eine Membranaufbereitung der flüssigen Gärreste. Zunächst werden alle Feststoffpartikel mittels Ultrafiltration abgeschieden. Im Anschluss wird das Retentat zurück in den Fermenter oder das Gärrestlager geführt und das Permeat zur Umkehrosiose geleitet. Diese arbeitet in zwei Schritten. Im ersten erfolgt die Abscheidung der meisten gelösten Bestandteile, nur Ammoniak lässt sich besonders schlecht abscheiden. Daher wird vor der zweiten Stufe Schwefelsäure hinzugegeben, um Ammoniak in Ammoniumsulfat umzuwandeln. Letzteres kann im zweiten Schritt besser abgeschieden werden. Das Retentat der zweiten Stufe wird wieder vor die erste geführt. Das Retentat der ersten Stufe kann als Düngekonzentrat genutzt werden. Das von der zweiten Stufe erzeugte Permeat ist weitestgehend reines Wasser. Ob dieses als einleitfähig eingestuft wird, hängt von den zuständigen Behörden ab. In etwas aufwändigeren Verfahren kann das Wasser zusätzlich über einen Ionenaustauscher geführt werden, um eine noch höhere Reinheit zu erhalten. Dem Retentat der ersten Umkehrosiose-Stufe wird in manchen Fällen nochmals in einer Konzentrationsstufe weitere Flüssigkeit entzogen.

Die Betriebskosten eines solchen Membranverfahrens werden maßgeblich durch den hohen elektrischen Energiebedarf bestimmt. Dieser beträgt in etwa 25 kWh_{el} pro behandeltem Kubikmeter Gärrest. Darin ist der elektrische Strombedarf der Separationsstufen enthalten. Die Ultrafiltration trägt mit 70–80 % den größten Anteil am Energieverbrauch.

3 Methodik

Die Daten, die für die Bewertung der unterschiedlichen Gärrestaufbereitungsverfahren erforderlich waren, wurden zum einen von den Anlagenherstellern bereitgestellt und zum anderen der Fachliteratur entnommen. Durch eigene Messungen, die an vorhandenen Anlagen durchgeführt wurden, erfolgte ein Abgleich bzw. eine Erweiterung dieses Datensatzes. Auf dessen Grundlage konnten die massenspezifischen Energiebedarfe für die einzelnen Prozessschritte abgeleitet werden. Weiterhin wurden an den ausgewählten großtechnischen Anlagen regelmäßig Gärrestproben von allen Produkten und Zwischenprodukten genommen und analysiert. Durch Bilanzierung der Stoffströme über die einzelnen Verfahrensschritte erfolgte die Ermittlung von Abscheidegraden für Frisch- und Trockenmasse sowie für Pflanzennährstoffe. Mit deren Hilfe war es möglich, die Prozesse anhand eines einheitlichen Modellgärrests zu modellieren und Energie- und Prozessmittelverbräuche sowie die Produktsammensetzungen zu bestimmen. In Abschnitt 4 wird diese Vorgehensweise als *Fallstudie* bezeichnet.

Zur Bewertung der Verfahren untereinander, wurden Kennzahlen entwickelt, die sowohl thermische als auch elektrische Energiebedarfe berücksichtigen bzw. auf dem Exergiebedarf basieren. Diese stellen einen idealisierten Energie- bzw. Exergiebedarf für das Erreichen eines bestimmten Ziels ins Verhältnis zu dem realen Aufwand. Sie zeigen auf, wie gut ein Verfahren für eine bestimmte Aufgabe geeignet ist. In den folgenden Abschnitten werden diese Kennzahlen, die Vorgehensweise für die Messwertaufnahme und die Anlagenbilanzierung sowie die Methodik der Fallbeispiele und die Ermittlung der Abscheidegrade erläutert.

3.1 Energiekennzahl

In der vorliegenden Arbeit wurden sowohl thermische als auch elektrische Energiebedarfe von kompletten Aufbereitungsverfahren bestimmt. Zu diesen zählen Verfahren, die nach der Separation wenigstens ein Produkt der Separation weiterbehandeln, sowie die Aufkonzentration. Um eine Vergleichbarkeit der Aufbereitungseffizienz zu schaffen, wurde der Aufwand eines Referenzverfahrens definiert, das u. a. den Wasserentzug energetisch bewertet. Damit sowohl Wärme- als auch Elektrizitätsströme berücksichtigt werden können, musste weiterhin eine Gewichtung von thermischer und elektrischer Energie erfolgen. Anschließend wurde der energetische Aufwand des Referenzverfahrens mit dem realen ins Verhältnis gesetzt, wodurch sich die hier definierte dimensionslose Energiekennzahl ergab. Grundsätzlich drückt diese Zahl aus, ob das betrachtete Verfahren effizienter oder ineffizienter als das Referenzverfahren

ist. Liegt der berechnete Wert über 1, ist der Prozess effizienter. Bei einem Wert kleiner 1 ist er ineffizienter.

3.1.1 Referenzverfahren der Energiekennzahl

Wie bereits erwähnt, ist für die Berechnung der Energiekennzahl die Definition eines Referenzverfahrens unerlässlich, um einen Vergleichswert zu schaffen. Ein einfaches und somit als Referenz sinnvolles Verfahren ist die adiabate Verdampfung von Wasser bei 1.013 mbar und 100 °C. Der Aufwand beträgt hierbei $\Delta h_{LV} = 2.257 \text{ kJ/kg}$ oder 627 kWh/t verdampften Wassers.

Das beschriebene Referenzverfahren eignet sich für den Vergleich von Anlagen, die primär Wasserentzug zum Ziel haben. Für nicht aufkonzentrierende Verfahren, wie die Ammoniakstrippung, muss der Wärmebedarf für das Erhitzen des Gärrests am Anlageneingang zusätzlich berücksichtigt werden. Die benötigte Temperatur für die Strippung wurde auf 80 °C festgelegt und basiert auf der Prozessbeschreibung von [35]. Die spezifische Wärmekapazität entspricht der von Wasser: $c_{p,H_2O} = 4,2 \text{ kJ/(kg K)}$.

Das Referenzverfahren stellt gegenüber den realen Prozessen eine starke Vereinfachung dar. Es ist zu beachten, dass keine der untersuchten Anlagen Wasser bei 100 °C verdampft oder adiabat arbeitet. Viele Verfahren beinhalten eine Wärmerückgewinnung, wiederum andere nutzen keine thermische, sondern ausschließlich elektrische Energie. Trotz aller Unterschiede sind jedoch die Ziele der Verfahren weitestgehend dieselben und zwar eine Aufkonzentration sowie gegebenenfalls eine Stickstoffreduktion. Aufgrund dessen, ist es möglich alle Verfahren anhand des Referenzverfahrens zu vergleichen.

3.1.2 Berechnung der Energiekennzahl

Die Energiekennzahl ϵ berechnet sich nach folgender Gleichung:

$$\epsilon = \frac{\text{Aufwand Referenz}}{\text{realer Aufwand}} = \frac{Q_{\text{ideal}}}{(Q_{\text{real}} + \frac{W_{\text{real}}}{\eta_{\text{el}}})} \quad (1)$$

mit

- Q_{ideal} : Benötigte Wärmemenge bei idealer Betrachtung
- Q_{real} : Vom Verfahren benötigte Wärmemenge
- W_{real} : Vom Verfahren benötigte elektrische Energie
- η : Wirkungsgrad des BHKWs: 35 %.

Hierbei beschreibt Q_{ideal} den thermischen Energiebedarf des Referenzverfahrens, um das Prozessziel zu erreichen. Im Falle der aufkonzentrierenden

Verfahren, somit allen außer der Strippping, wird für Q_{ideal} die spezifische Verdampfungsenthalpie (Δh_{LV}) für das extrahierte Wasser $m_{H_2O Red.}$ bei $100\text{ }^\circ\text{C}$ herangezogen. Diese entspricht 627 kWh/t .

$$Q_{ideal} = \Delta h_{LV} m_{H_2O Red.} \quad (2)$$

Im Falle der Strippping kommt noch die benötigte Wärmemenge für das Erhitzen des Gärrests m_{GR} von der Fermentertemperatur auf $80\text{ }^\circ\text{C}$: $\Delta\vartheta_{F80}$ hinzu. Grund hierfür ist, dass es sich bei diesem Verfahren nicht um ein aufkonzentrierendes Verfahren, sondern um ein der Fermentation parallel geschaltetes Verfahren handelt. Bei diesem überwiegt der thermische Energiebedarf für die Erwärmung des Gärrestes auf die Prozesstemperatur gegenüber der Verdampfungswärme. Nur ein geringer Teil des Eingangsstroms wird verdampft.

$$Q_{ideal} = \Delta h_{LV} m_{H_2O Red.} + m_{GR} c_{p,H_2O} \Delta\vartheta_{F80} \quad (3)$$

Bei allen anderen Verfahren kann auf diese Energiegröße verzichtet werden, da der Energiebedarf bezüglich der Stoffstromerwärmung vernachlässigbar ist und zudem die Verdampfung bei sehr unterschiedlichen Temperaturen stattfindet.

Im Nenner der Energiekennzahl steht die Summe der vom Prozess benötigten thermischen Energien Q_{real} und der Arbeit bzw. elektrische Energie W_{real} . Da unter den gegebenen Randbedingungen die elektrische Energie zuvor aus thermischer Energie gewonnen werden muss, erfolgt eine entsprechende Anpassung der elektrischen an die thermische Energie. Die elektrische Energie wird durch den elektrischen Wirkungsgrad des BHKWs geteilt, der mit 35% angenommen wurde. Der Annahme liegen die im technischen Datenblatt eines MAN Biogasmotors [54] erwähnten mechanischen Wirkungsgrade $\eta_{mech.}$ bei Voll- bzw. Teillast von $40,5\text{--}38\%$ zu Grunde. Hierbei müssen weiterhin die Generatorverluste ($1\text{--}3\%$) sowie der Eigenstromverbrauch der Biogasanlage für Pumpen und Rührwerke ($3\text{--}5\%$) berücksichtigt werden. Mit einem weiteren Effizienzabzug für Verschleißerscheinungen, Abweichungen von den Motor-Testbedingungen im Realbetrieb und Berücksichtigung des Einsatzes von günstigeren Motoren mit geringerem mechanischem Wirkungsgrad ergibt sich ein geschätzter elektrischer Wirkungsgrad aller Biogas-BHKWs zu 35% .

Die Energiekennzahl ist kein Wirkungsgrad, da sie prinzipiell Werte zwischen null und unendlich annehmen kann und ist daher mit der Leistungszahl einer Wärmepumpe zu vergleichen.

In Abschnitt 4 werden theoretische Betrachtungen der Verfahren angestellt, in denen auf Grundlage der Verfahrensprinzipien die Berechnung der Energiebedarfe erfolgt. Hier war es nicht immer möglich, ein passendes Modell für den

theoretischen elektrischen Energiebedarf zu entwickeln, weshalb zum Teil ausschließlich der thermische Energiebedarf bestimmt wurde. In diesen Abschnitten werden thermische Exergiekennzahlen ϵ_{th} berechnet, bei denen der im Nenner erwähnte elektrische Energiebedarf W_{real} entfällt. Diese Exergiekennzahlen sind folglich betragsmäßig größer als die allgemeinen, dienen aber dennoch als Vergleichswert untereinander.

3.2 Exergiekennzahlen

Zusätzlich zur Exergiekennzahl wurden zwei weitere Kennzahlen zur Prozessbewertung definiert, diese basieren auf Exergie- und Nährstoffströmen. Sie bewerten die Eignung einer Verfahrenskomponente, einen der beiden Makronährstoffe Phosphor bzw. Stickstoff abzuscheiden. Das Prinzip der Exergiekennzahlen ist dem der Exergiekennzahl ähnlich: Zunächst wird ein Referenzverfahren und dessen Exergiebedarf zur Reduktion von Phosphor bzw. Stickstoff bestimmt. Im Anschluss erfolgt die Relation zum Exergiebedarf des realen Verfahrens. Dies wird durch die folgende Gleichung verdeutlicht.

$$\epsilon_{P/N} = \frac{\text{Exergiebedarf für Modellabscheidung von P oder N}}{\text{Exergiebedarf real}} = \frac{E_{\text{Modell}}}{E_{\text{real}}} \quad (4)$$

Die Exergieströme des betrachteten Verfahrens errechnen sich aus den Wärmeenergieströmen und dem elektrischen Energiebedarf. Um den Exergiestrom eines Wärmestroms zu bestimmen, müssen zunächst die Temperaturen, bei der die Wärmeaufnahme bzw. -abgabe erfolgt, festgelegt werden. Dabei bezieht sich das Temperaturniveau der Wärmeaufnahme mit $T_{\text{auf}} = 358,15 \text{ K} \hat{=} 85^\circ\text{C}$ auf die Kühlwassertemperatur eines BHKWs. Das Temperaturniveau der Wärmeabgabe $T_{\text{ab}} = 298,15 \text{ K} \hat{=} 25^\circ\text{C}$ entspricht der Umgebungstemperatur, bei der die Wärme abgeführt werden kann.

$$\dot{E}_{\text{th}} = \left(1 - \frac{T_{\text{ab}}}{T_{\text{auf}}}\right) \dot{Q} \quad (5)$$

wobei die Temperaturen T_{auf} und T_{ab} in Kelvin einzusetzen sind. Der Term vor \dot{Q} ergibt sich dann zu dem Exergiefaktor¹ F_{ex} im Wärmestrom:

$$F_{ex} = \left(1 - \frac{T_{\text{ab}}}{T_{\text{auf}}}\right) = 0,17 \quad . \quad (6)$$

¹Der Exergiefaktor wird auch Carnot-Wirkungsgrad oder Carnot-Faktor genannt. Dieser beschreibt anhand der Temperaturniveaus den maximal erreichbaren Wirkungsgrad eines Kreisprozesses. Der Name ist dem französischen Physiker Carnot entlehnt, der erstmals den nach ihm benannten reversiblen Kreisprozess, den Carnot-Prozess, beschrieb.

Die Exergie eines elektrischen Stroms wird dem energetischen gleichgesetzt. Der von einem Verfahren oder Verfahrensschritt benötigte Exergiestrom ist:

$$\dot{E}_V = \dot{E}_{\text{th}} + \dot{E}_{\text{el}} = F_{\text{ex}}\dot{Q} + \dot{W} \quad (7)$$

und steht bei der Berechnung im Nenner der jeweiligen Exergiekennzahl. Der modellierte Exergiebedarf für die Entfernung einer Stoffkomponente steht im Zähler. Die Berechnung orientiert sich für Phosphor an einer Verdampfung, bei der der Wasserdampf bzw. das Kondensat das phosphorreduzierte Produkt darstellt, bei Stickstoff an der Ammoniakstrippung. Die Berechnungsmodelle für Phosphor und Stickstoffentfernung werden in den folgenden beiden Abschnitten erläutert.

3.2.1 Phosphorspezifische Kennzahl

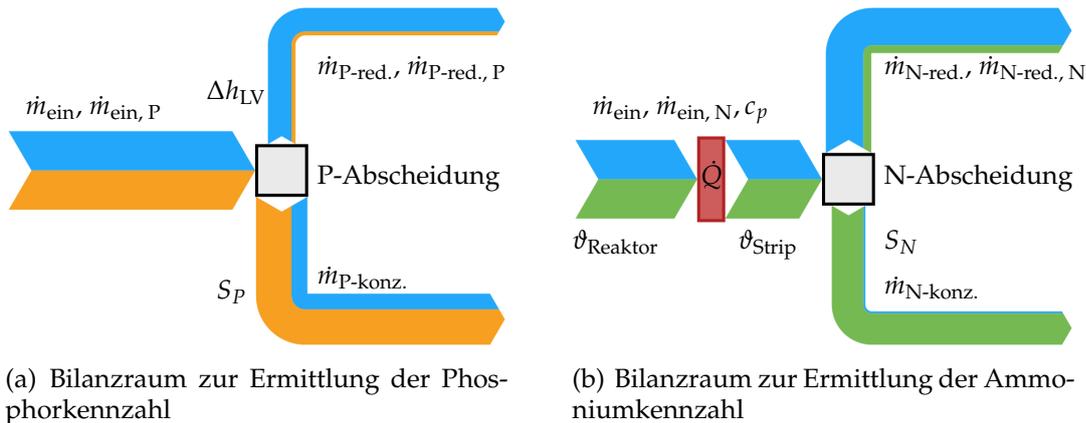
Dem Modellverfahren der Exergiekennzahl zur Bewertung der Phosphorabscheidung ε_P liegt eine Eindampfung zugrunde, in der das Kondensat oder der entstehende Wasserdampf das phosphorreduzierte Produkt ist. Das Temperaturniveau der Verdampfung entspricht mit 85°C dem des BHKW-Kühlwassers. Damit verbunden ist die Verdampfungsenthalpie von Wasser bei 85°C $\Delta h_{LV85} = 638 \text{ kWh/t}$. Diese Menge thermischer Energie ist nach dem Modell je Tonne erzeugten phosphorreduzierten Produkts aufzuwenden. Damit auch Verfahren bewertet werden können, die keine 100 %ige Phosphorabscheidung im Produktstrom erreichen, wird der prozentuale Phosphorreduktionsgrad in Gleichung 8

$$S_P = \frac{\dot{m}_{\text{ein},P} - \dot{m}_{\text{P-red.},P}}{\dot{m}_{\text{ein},P}} \quad (8)$$

berücksichtigt, wobei $\dot{m}_{\text{P-red.},P}$ für den Phosphormassenstrom im phosphorreduzierten Austrittsstrom $\dot{m}_{\text{P-red.}}$ steht. Der Phosphorreduktionsgrad entspricht bei mechanischen Trennverfahren dem Abscheidegrad von Phosphor ϕ_P . Die Abscheidegrade werden in Abschnitt 3.5 erklärt. Der modellierte exergetische Aufwand einer Phosphorabscheidung errechnet sich mit

$$\dot{E}_P = S_P \cdot F_{\text{ex}} \cdot \Delta h_{LV85} \cdot \dot{m}_{\text{P-red.}} \quad (9)$$

\dot{E}_P beschreibt somit den Nutzen einer Verfahrensstufe hinsichtlich Phosphorabscheidung, weil die Gleichung den Massenstrom des phosphorreduzierten Produkts $\dot{m}_{\text{P-red.}}$ sowie die darin möglicherweise noch enthaltene Phosphormenge durch S_P berücksichtigt. Daraus ergibt sich die Exergiekennzahl für Phosphor zu:



(a) Bilanzraum zur Ermittlung der Phosphorkennzahl

(b) Bilanzraum zur Ermittlung der Ammoniumkennzahl

Abbildung 17. Darstellung der Bilanzräume zur Ermittlung der Phosphor- und der Ammoniumkennzahl; der jeweils nach oben hin abführende Stoffstrom entspricht dem phosphor- bzw. stickstoffreduzierten Produktstrom.

$$\varepsilon_P = \frac{\dot{E}_P}{\dot{E}_V} = \frac{S_P \cdot F_{ex} \cdot \Delta h_{LV85} \cdot \dot{m}_{P\text{-red.}}}{F_{ex} \dot{Q} + \dot{W}} \quad (10)$$

Die phosphorspezifische Exergiekennzahl kann Werte zwischen null und unendlich annehmen, dabei stehen Werte größer eins für eine bessere Eignung des realen Verfahrens als die des Modells. Für thermische Verfahren sind in der Regel Werte unter eins zu erwarten, da für eine Verdampfung bei 85 °C ein Unterdruck erzeugt werden muss. Dies wiederum erfordert einen zusätzlichen elektrischen Exergieaufwand. Allerdings sind auch bei thermischen Verfahren Werte größer eins möglich, falls Wärmeenergie durch Dampfkondensation zurückgewonnen und wiederverwendet wird. Die Kennzahl ist weniger eine Bewertung der Effizienz in Form einer Leistungskennzahl, als vielmehr ein Vergleichsindikator für die Eignung verschiedener Verfahren Phosphor abzuscheiden.

3.2.2 Ammoniumstickstoffspezifische Kennzahl

Der Aufbau der Exergiekennzahl für die Ammoniumabscheidung gleicht dem Aufbau der Phosphorkennzahl, allerdings bezieht sich der Vergleichsprozess hier auf eine Ammoniakstrippung. Bei dieser wird der gesamte Eintrittsmassenstrom auf die Stripptemperatur erhitzt, eine Verdampfung von Wasser findet in dem idealisierten Modell nicht statt. Das Temperaturniveau beträgt wie bei der Phosphorkennzahl ebenfalls $\vartheta_{\text{Strip}} = 85 \text{ °C}$. Da der Betrieb einer Stripptung in der Regel parallel zum Fermentationsprozess abläuft, wird von einer

Substrattemperatur $\vartheta_{\text{Reaktor}} = 40^\circ\text{C}$ ausgegangen. Ein Strippfaktor S_N existiert ebenso und gibt an, um wie viel die Stickstofffracht reduziert wurde:

$$S_N = \frac{\dot{m}_{\text{ein},N} - \dot{m}_{\text{N-red.},N}}{\dot{m}_{\text{ein},N}}. \quad (11)$$

Bei einer Strippung entspricht $\dot{m}_{\text{N-red.}}$ dem stickstoffreduzierten Austrittsstrom, bei einem Vakuumverdampfer ist es das Konzentrat. Dies ist auch der Grund, warum $S_{P/N}$ über Massenströme und nicht über ein Konzentrationsverhältnis definiert wurden: Während sich die Ammoniumkonzentration im Vakuumverdampfer-Konzentrat aufgrund der Wasserreduktion kaum von der Eingangskonzentration unterscheidet, handelt es sich bei dem Konzentrat dennoch um ein stickstoffreduziertes Produkt, da sich aufgrund der Reduktion der Gesamtmasse insgesamt weniger Stickstoff im Konzentrat als im Eingangsstrom befindet.

Der modellierte exergetische Aufwand der Stickstoffabscheidung errechnet sich folgendermaßen:

$$\dot{E}_N = S_N \cdot F_{ex} \cdot \dot{m}_{\text{ein}} \cdot c_p \cdot (\vartheta_{\text{Strip}} - \vartheta_{\text{Reaktor}}). \quad (12)$$

Hierbei ist F_{ex} der in Gleichung 6 beschriebene Faktor für den Exergieanteil im Wärmestrom, c_p die spezifische Wärmekapazität von Wasser und \dot{m}_{ein} der zu erheizende Eingangsmassenstrom. Die ammoniakspezifische Exergiekennzahl $\varepsilon_{\text{NH}_4\text{-N}}$ ergibt sich damit zu:

$$\varepsilon_{\text{NH}_4\text{-N}} = \frac{\dot{E}_N}{\dot{E}_V} = \frac{S_N \cdot F_{ex} \cdot \dot{m}_{\text{ein}} \cdot c_p \cdot (\vartheta_{\text{Strip}} - \vartheta_{\text{Reaktor}})}{F_{ex}\dot{Q} + \dot{W}}. \quad (13)$$

Die Exergiekennzahlen allein lassen sich nicht immer für die Bewertung von Prozessen nutzen. Aufgrund der Definition des modellierten Aufwandes der Exergiekennzahlen über die Abscheidung von Massenströmen und nicht über ein Stoffkonzentrationsverhältnis, müssen die Werte immer mit Berücksichtigung des tatsächlichen Nutzens betrachtet werden und ob der Einsatz des Verfahrens zweckmäßig ist. Als Beispiel für eine hinsichtlich der Aufbereitung sinnlose Verfahrensstufe kann ein Y-Rohrstück genannt werden. Dieses scheidet 50 % des Eingangsmassenstroms in ein Zwischenlager ab, die anderen 50 % in das Gärrestlager. Die Reduktion von Phosphor und Stickstoff im Produktstrom, der in das Gärrestlager gepumpt wird, liegt jeweils bei 50 %, der Aufwand ist lediglich die Pumpleistung. Dieser Verfahrensschritt ergäbe daher hohe Exergiekennzahlen, ist aber hinsichtlich der Aufbereitung des Gärrestes nutzlos.

3.3 Durchführung der Messungen

An ausgesuchten großtechnischen Gärrestaufbereitungsanlagen, die ausschließlich in Deutschland betrieben werden, wurden unterschiedliche Messwerte aufgenommen. Hierzu zählen die Gärrestproben aller an der Anlage anfallenden Eingangs- und Produktströme sowie die der einzelnen Prozessstufen. Die Beprobung erfolgte einmalig bei jedem Anlagenbesuch, die Projektpartner aus Hohenheim analysierten zudem ebenfalls die Stoffströme, wenn Proben zur Düngung von Gewächsversuchen bezogen wurden. Des Weiteren wurden die Gesamtmassenströme bezogen auf Ein- und Ausgänge sowie die Energieströme erfasst. Zum Einsatz kam dabei vornehmlich die vor Ort verbaute Messtechnik, da keine mobil einsetzbaren Massenstrommessgeräte für Flüssigkeiten mit einem volumetrischen Feststoffanteil größer 5 % existieren. Wärmeströme wurden hauptsächlich aus den geeichten Wärmemengenzählern abgelesen. Die an den Anlagen gewonnenen Proben wurden in externen Laboratorien auf ihre Inhaltsstoffe analysiert.

3.4 Bilanzierung der Anlagen

Anhand der Analyseergebnisse und mindestens eines der gemessenen Massenströme kann die Bilanzierung der Gärrestaufbereitungsanlagen auch rein probenbasiert erfolgen. Dies dient grundsätzlich zur Bestimmung von Betriebsstoffmengen, insbesondere Schwefelsäure. Aber auch Produktstromverhältnisse und Abscheidegrade lassen sich hierdurch auf Plausibilität überprüfen. Dabei war es möglich eine Verfahrenskomponente, beispielsweise eine Pressschnecke, durch die Angabe des Eingangsmassenstroms (\dot{m}_1) und den Feststoffgehalten ($x_{1,TM}$, $x_{2,TM}$, $x_{3,TM}$), die Ausgangsströme (\dot{m}_2 , \dot{m}_3) zu bilanzieren (siehe Abbildung 18).

Aus der Bilanz ergeben sich die Formeln:

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_1 \frac{x_{1,TM} - x_{3,TM}}{x_{2,TM} - x_{3,TM}} \quad (14)$$

und

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_1 - \dot{m}_2 \quad . \quad (15)$$

Andererseits kann durch die Bilanzierung der einzelnen Stoffströme auf Grundlage der gemessenen Massenströme an den großtechnischen Anlagen der Fehler einer solchen Analyse für jede einzelne Komponente i quantifiziert werden. Die Bilanz der Einzelkomponenten

$$\dot{m}_1 x_{1,i} = \dot{m}_2 x_{2,i} + \dot{m}_3 x_{3,i} \quad (16)$$

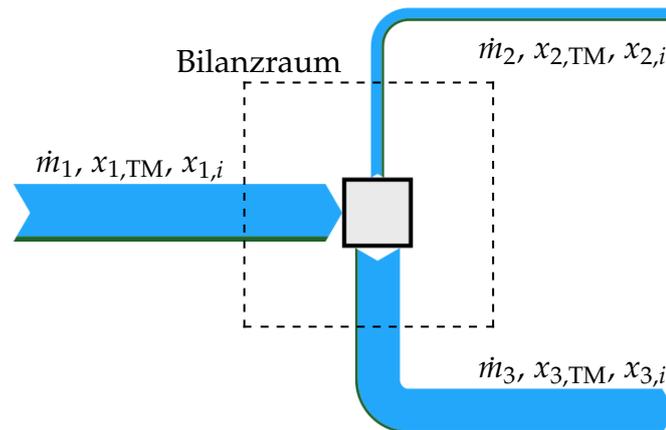


Abbildung 18. Bilanzraum eines einzelnen Verfahrensschritts, gezeigt sind Massenströme, Feststoffgehalte und Massenbrüche der Komponente i .

muss erfüllt sein, wenn keine Stoffspeicherung oder -erzeugung im Bilanzraum erfolgt. x_i steht dabei für den Massenbruch einer bestimmten Komponente. Durch Umstellen der Formel können auch fehlende Konzentrationen bzw. Stoffdichten berechnet werden, wenn alle Massenströme und Massenbrüche in den anderen bilanzierten Strömen bekannt sind.

3.5 Abscheidegrade und Rückhalte

Aus der Anlagenbilanzierung und den Stoffstromanalysen lassen sich die Abscheidegrade und Rückhalte der einzelnen Gärrestinhaltsstoffe für einzelne Verfahrensschritte bestimmen. Dabei bezieht sich der Abscheidegrad immer auf einen Stoffstrom während sich der Rückhalt, wie beispielsweise in der Membrantechnik, auf Stoffkonzentrationen bzw. -dichten bezieht.

Der Abscheidegrad $\phi_{j,i}$ ist so definiert, dass er durch Multiplikation mit dem Eingangsmassenstrom der Komponente i den Ausgangsmassenstrom dieser Komponente im Stoffstrom j als Ergebnis liefert. Er beschreibt also den Anteil einer in den Bilanzraum eindringenden Komponente, der in einem bestimmten Ausgangsstrom wiederzufinden ist. Zur Vereinheitlichung und um Missverständnissen vorzubeugen, wird in dieser Arbeit der Abscheidegrad immer auf den abgeschiedenen *Feststoff* bzw. das *Konzentrat* bezogen. Der Abscheidegrad lässt sich aus den Messungen mit folgender Gleichung berechnen.

$$\phi_{j,i} = \frac{\dot{m}_{j,i}}{\dot{m}_{1,i}} \quad (17)$$

Gemäß Definition liegt der Abscheidegrad zwischen Werten von 0 und 1. Die Summe der Abscheidegrade der ausgehenden Ströme muss 1 ergeben. Für die Berechnung der Abscheidegrade von Separatoren wurde daher eine Mittlung aus dem Abscheidegrad des einen austretenden Stoffstroms und dem Komplement des anderen austretenden Stoffstroms vorgenommen ($\phi_{2,i} = 1 - \phi_{3,i}$). Die ermittelten Abscheidegrade sind im Anhang in der Tabelle A.2 zusammengefasst.

Der Rückhalt R_i wird durch ein Massenbruchverhältnis beschrieben. In der Membrantechnik entspricht der Rückhalt dem komplementären Massenbruch- bzw. Dichteverhältnis einer Stoffkomponente zwischen Permeat und Feedstrom. Wobei sich die Stoffdichte im Permeat mit $\rho_{P,i} = (1 - R_i) \cdot \rho_{F,i}$ bestimmt. Dies wurde in dieser Arbeit auf das Verhalten der Separatoren ausgeweitet. Der Rückhalt berechnet sich entsprechend Abbildung 18 aus den Massenbrüchen $x_{j,i}$ nach folgender Gleichung:

$$R_i = 1 - \frac{x_{3,i}}{x_{1,i}} \quad . \quad (18)$$

In der Tabelle 5 sind die Rückhalte zusammengestellt, die bei Separationsprozessen ermittelt wurden.

3.6 Methodik Fallstudien

Da im Verlauf der Prozessuntersuchungen unterschiedliche Bedingungen an den Anlagen herrschten, wurde ein Modellgärrest definiert. Mithilfe dieser Definition ließen sich alle Verfahren anhand von Fallstudien vergleichen. Die Inhaltsstoffe des definierten Modellgärrests sind in Tabelle 1 aufgeführt und entsprechen der arithmetischen Mittlung aller gewonnenen Rohgärrestanalysen. Auf Basis der Messdaten, Herstellerangebote sowie physikalischen Grundlagen wurden Modellaufbereitungsanlagen quantitativ charakterisiert und deren Prozesse simuliert. Im Ergebnis ließen sich hieraus charakteristische Daten für den elektrischen Strom- und den Wärmebedarf als massenspezifische Werte generieren. Ebenfalls wurden Vorhersagen über die zu erwartenden Produktzusammensetzungen der Modellverfahren getroffen. Die Ergebnisse sind massenspezifische Energiebedarfe sowie prozentuale Nährstoffvorkommen in den Produktströmen bezogen auf den rohen Gärrest.

3.6.1 Vorgehensweise

Die einzelnen betrachteten Behandlungsprozesse werden für die Modellierung durch Aneinanderreihen ihrer Verfahrensteilschritte aufgebaut. Anschließend

Tabelle 1. Zusammensetzung des rohen Modellgärrests, der zum Vergleich aller Verfahren dient

Komponente	Wert	Einheit
TR	8,0	%-FM
N	5,8	kg/t _{FM}
NH ₄ -N	3,2	kg/t _{FM}
P ₂ O ₅	2,8	kg/t _{FM}
K ₂ O	5,5	kg/t _{FM}
MgO	0,9	kg/t _{FM}
S	0,6	kg/t _{FM}

Tabelle 2. Zusammenfassung der in den Fallbeispielen fixierten Größen. Der Schwefelsäurebedarf in Wäschern oder Membranstufen wurde über eine N-Bilanzierung ermittelt.

Produkt	TR [%]	Bemerkung
Pressschnecke Fest	30	
Dekanter Fest	25	
Ultrafiltrationskonzentrat	3,6	
Verdampferkonzentrat	15	
ASL aus Brüdenwäscher	35	N-Bilanz
ASL aus Abluftreinigung	10	N-Bilanz
Schwefelsäure Dosierung	-	N-Bilanz

erfolgt die Aufspaltung des Modellgärrests durch Anwendung der aus den Messungen erhaltenen prozessschrittspezifischen Abscheidegrade. Hierdurch wird das Trennverhalten jedes einzelnen Verfahrensschritts simuliert. Da diese Vorgehensweise nicht auf alle Trennschritte und Einzelkomponenten anwendbar ist, ohne dass Fehler entstehen oder unrealistische Werte das Ergebnis sind, werden gewisse Randbedingungen vorausgesetzt und in manchen Fällen wird auf eine Stoffbilanz zurückgegriffen, siehe Tabelle 2. Die Randbedingungen beziehen sich auf die nach dem derzeitigen Stand der Technik erreichbaren Werte und entsprechen nicht den Mittelwerten² aus den Stoffstromanalysen. In den Fallstudien soll gezeigt werden, was mit der Betriebsweise am Auslegungspunkt erreicht werden kann, um möglichst viel transportwürdige Produkte zu erzeugen.

In den Fallstudien wird die Stickstoffbilanz (N-Bilanz) immer dann berücksichtigt, wenn durch thermische Einwirkung eine Ammoniumreduktion im behandelten Stoffstrom erfolgt oder für den Fall, dass Schwefelsäure dosiert werden muss, um Ammoniak als Ammonium zu binden.

²Manche großtechnische Gärrestaufbereitungsanlagen waren unterdimensioniert und nur auf eine Teilreduktion des Volumens ausgelegt. Die Erzeugung hoher TR-Gehalte für ein transportwürdiges Produkt stand nicht im Fokus. Stattdessen sollte eine insgesamt möglichst große Volumenreduktion erzielt werden, um einer Erweiterung des Gärrestlagers zu entgehen. Letzteres wurde durch strengere Vorschriften hinsichtlich der Gärrestlagerkapazität teilweise notwendig.

3.6.2 Beispielrechnung

Die gewählte Vorgehensweise bezüglich der Prozessstrombilanzierung zeigt das nachstehende Berechnungsbeispiel anhand eines Vakuumverdampfers mit vorgeschalteter Pressschnecke. Der Bilanzraum um den Separator und alle zugehörigen Massenströme sind Abbildung 18 zu entnehmen. Der Massenstrom der abgeschiedenen Feststoffphase \dot{m}_2 und der Flüssigphasenmassenstrom \dot{m}_3 nach der Separation berechnen sich mithilfe der Trockenmassenströme $\dot{m}_{1,TM}$, $\dot{m}_{2,TM}$ und $\dot{m}_{3,TM}$ wie folgt:

$$\dot{m}_{2,TM} = \phi_{2,TM} \dot{m}_{1,TM} \quad (19)$$

und

$$\dot{m}_{3,TM} = (1 - \phi_{2,TM}) \dot{m}_{1,TM} = \dot{m}_{1,TM} - \dot{m}_{2,TM}. \quad (20)$$

Mit der Vorgabe des Trockenrückstands der Feststoffphase $x_{2,TM}$, lässt sich der Feststoffmassenstrom \dot{m}_2 bestimmen

$$\dot{m}_2 = \frac{\dot{m}_{2,TM}}{x_{2,TM}} \quad (21)$$

und hieraus der Massenstrom der Flüssigphase

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_1 - \dot{m}_2. \quad (22)$$

Die Massenbrüche der übrigen Komponenten N, P, K, S ergeben sich aus

$$x_{2,i} = \phi_{2,i} \frac{\dot{m}_{1,i}}{\dot{m}_{2,i}} \quad (23)$$

bzw.

$$x_{3,i} = \frac{\dot{m}_{1,i} - \dot{m}_{2,i}}{\dot{m}_3}. \quad (24)$$

Die Bilanzierung der Dekanterzentrifuge und der Ultrafiltration erfolgen analog zu diesem Rechenbeispiel.

Die anschließende Behandlung der Flüssigphase erfolgt in einem Vakuumverdampfer, der Bilanzraum erstreckt sich dabei von dem Verdampfer selbst über den Brüdenwäscher zur Ammoniakentfernung in der Dampfphase bis hin

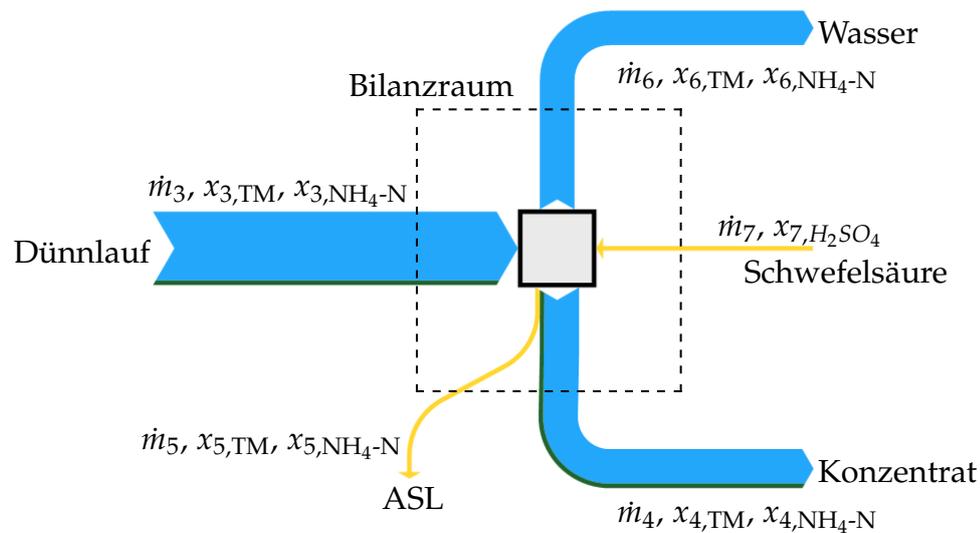


Abbildung 19. Bilanzraum um einen Vakuumverdampfer mit angeschlossenen Brüdenwäscher und Kondensator

zum Kondensator, in dem der Wasserdampf wieder verflüssigt wird. Abbildung 19 zeigt die Bilanzierung des Vakuumverdampfers.

Die Menge des Konzentrats \dot{m}_4 wird aus dem Abscheidegrad für den Massenstrom gewonnen:

$$\dot{m}_4 = \phi_{4,m} \dot{m}_3 \quad (25)$$

Dasselbe gilt für alle weiteren im Konzentrat vorhandenen Komponenten, wie z. B. NH_4-N , S. Um den Massenstrom der Ammoniumsulfatlösung (ASL) bestimmen zu können, muss zunächst der Stickstoffmassenstrom durch den Verdampfer bilanziert werden. Da dieser in der ASL maßgeblich aus Ammoniumsulfat besteht, geschieht dies über eine Ammoniumstickstoffbilanz.

$$\dot{m}_{5, NH_4-N} = \dot{m}_{3, NH_4-N} - \dot{m}_{4, NH_4-N} \quad (26)$$

Ammoniak und Schwefelsäure reagieren im Brüdenwäscher miteinander und reagieren zu Ammoniumsulfat.



Aus den Stoffanalysen ist bekannt, dass die Schwefelsäure leicht überstöchiometrisch dosiert wird. Daher ergibt sich der Schwefelsäurebedarf aus dem Stickstoffmassenstrom in Verbindung mit dem Faktor F_{stoech} für die Überdosierung. Dies erfolgt über die Bilanzierung des Schwefels.

$$\dot{m}_{5,S} = F_{\text{stoech}} \cdot \dot{m}_{5,\text{NH}_4\text{-N}} \cdot \frac{M_S}{2M_N} \quad (28)$$

Der letzte Term entspricht dabei dem Massenverhältnis, in dem Schwefel und Stickstoff in Ammoniumsulfat gebunden sind. Der gesamte Trockenmassenstrom besteht ausschließlich aus Ammoniumsulfat (AS) und dem Rest an überstöchiometrischer Schwefelsäure. Er berechnet sich daher aus der Summe von Stickstoff- und Schwefelmassenstrom bezogen auf ihren Massenanteil in Ammoniak $x_{\text{NH}_3,\text{N}}$ und Schwefelsäure $x_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{S}}$.

$$\dot{m}_{5,\text{TM}} = \dot{m}_{5,\text{AS}} = \frac{\dot{m}_{5,\text{NH}_4\text{-N}}}{x_{\text{NH}_3,\text{N}}} + \frac{\dot{m}_{5,\text{S}}}{x_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{S}}} \quad (29)$$

Aus $\dot{m}_{5,\text{TM}}$ und der Vorgabe einer 35 %igen ASL ($x_{5,\text{TM}} = 35\%$) berechnet sich wiederum der Gesamtmassenstrom der ASL.

$$\dot{m}_5 = \frac{\dot{m}_{5,\text{TM}}}{x_{5,\text{TM}}} \quad (30)$$

Der Schwefelsäuremassenstrom \dot{m}_7 wird über eine analoge Berechnung mit dem Massenanteil von Schwefel im Schwefelsäuremolekül $x_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{S}}$ ermittelt.

$$\dot{m}_7 = \frac{\dot{m}_{5,\text{S}}}{x_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{S}} \cdot x_{7,\text{H}_2\text{SO}_4}} \quad (31)$$

Damit verbleibt nur noch der Wassermassenstrom unbekannt. Er lässt sich mittels einer Gesamtmassenbilanz bestimmen.

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_3 + \dot{m}_7 - \dot{m}_4 - \dot{m}_5. \quad (32)$$

In der Bilanz um den Vakuumverdampfer und über alle anderen wasseraus-schleusenden Verfahren wird die Annahme getroffen, dass das abgeschiedene Wasser rein ist und keine Stickstoff- oder Schwefelwasserstoffrückstände enthält. Aus den entsprechenden Probenanalysen geht hervor, dass dies hinreichend genau ist, da die Belastung des abgeleiteten Wassers im Verhältnis zu allen anderen Stoffströmen verschwindend gering ist. Bei der ASL Produktion in konvektiven Trocknungsverfahren, insbesondere bezüglich der Abluftreinigung im Wäscher, wird von einer 90 %igen Ammoniakreduktion in der Abluft ausgegangen.

Diese Art der Bilanzierung führt aufgrund der verwendeten Messverfahren zu einem Überschuss an Feststoff bzw. einem Defizit in der Wasserbilanz um

den Brüdenwäscher. Die Erklärung hierfür ist, dass das im Gärrest vorliegende Ammonium bei der Messung des TR bei 105 °C bis zur Gewichtskonstanz³ als Ammoniak ausgast und nicht gemessen wird. Sobald das Ammonium allerdings als Ammoniumsulfat gebunden wird, ist es stabil und bleibt als Feststoff bei der Messung des TR einer Ammoniumsulfatlösung zurück. Eine Teilkompensation für diesen Messfehler besteht darin, die TR-Bestimmung bei Temperaturen unter 58 °C durchzuführen, da sich bei diesen Temperaturen die N-haltigen Komponenten Ammoniumcarbonat sowie Ammoniumhydrogencarbonat noch nicht zersetzen und als Feststoff zurückbleiben. In Wasser gelöster Ammoniak wird bei diesem Messverfahren allerdings dennoch ausgegast, wodurch auch diese Messmethode fehlerbehaftet ist. Weiterhin erfordert dieser Messvorgang weitaus mehr Zeit, als die DIN-konforme Messung bei 105 °C. Unter Beachtung, dass sich dieser Fehler durch die Berechnung des zusätzlichen Feststoffgehalts aus Gleichung 26 und den molaren Massen von Stickstoff und Ammoniak ermitteln und ausgleichen lässt, erfolgte die TR-Bestimmung in den Messungen bei 105 °C.

³Die Gewichtskonstanz ist der Zustand der Probe, in dem keine Gewichtsänderung mehr messbar ist. Das Kriterium für das Ende einer Messung bei dem genutzten Messsystem war ein konstanter Messwert des Probengewichts für drei Minuten.

4 Erzielte Ergebnisse

In dem nachstehenden Kapitel werden die im Rahmen dieser Arbeit erzielten Ergebnisse bezüglich der mechanischen Entwässerungsverfahren sowie der vier weiterführenden Aufbereitungsverfahren: konvektive Trocknung, Vakuumverdampfung, Strippung und Membranaufbereitung erläutert und die Verfahren bewertet. Dabei erfolgt eine Gegenüberstellung der Messdaten mit den Herstellerangaben und Literaturwerten sowie gegebenenfalls mit berechneten Werten aus einer theoretischen Betrachtung des jeweiligen Verfahrens. Weiterhin werden ebenfalls die Ergebnisse der Fallstudien präsentiert, die auf diesem Datensatz basieren. Am Ende jedes Abschnitts werden die wichtigsten Ergebnisse im Datenvergleich zusammengefasst. Im Anschluss an die Ergebnispräsentation jedes einzelnen Verfahrens erfolgt die Bewertung anhand der Exergiekennzahlen und daraufaufbauend die Konzeption neuer, exergetisch verbesserter Verfahrenskombinationen. Abschließend wird die Prozesswasserqualität der wassererzeugenden Verfahren charakterisiert und mit ausgewählten Grenzwerten der Abwasserverordnung verglichen.

4.1 Mechanischen Entwässerungsverfahren

Die Separation der Feststoffe stellt in der Gärrestaufbereitung das zentrale Problem dar. Die grobe Feststofffraktion mit Partikelgrößen über 0,5 mm, also der Teil, der mittels des üblichen Pressschneckenseparators abgeschieden wird, entspricht nach eigenen Messungen an NawaRo-Biogasanlagen nur ca. einem Drittel des Gesamtfeststoffgehalts. Aufgrund der negativen Ladung der kleineren Feststoffpartikeln stoßen sich diese gegenseitig ab [40]. Angesichts dieser Tatsache erfolgt auch keine Sedimentation bei längeren Standzeiten in einem Gärrest, dessen Grobfraktion entfernt wurde.

Um die Partikelverteilung unterhalb von 0,5 mm näher zu beleuchten, wird die Analogie zu einem wissenschaftlichen Artikel gezogen [56]. Hier werden die Partikelgrößenverteilung und die Zusammensetzung der einzelnen Fraktionen von anaerob fermentierter Schweinegülle (*AD manure*) betrachtet. Da der Gärrest aus einer Schweinegüllefermentation einen sehr niedrigen Feststoffgehalt von unter 3 % und einen geringen Anteil von Feststoffen >1 mm aufweist, bietet es sich an, diese direkt mit der Flüssigphase eines NawaRo-Gärrests nach Pressschneckenseparation zu vergleichen. Die Aufteilung der einzelnen Fraktionen ist der Abbildung 20 zu entnehmen. Interessant für die Partikelanalyse der Feststoffe ist *AD manure* unter (a) *based on TS analysis*, da hier nicht der Anteil im Wasser gelöster Stoffe, z. B. Salze, berücksichtigt wird, sondern ausschließlich die in der Flüssigkeit vorhandenen partikulären Feststoffe. Es ist erkennbar, dass rund 80 % der in der Flüssigphase vorhandenen Partikeln einen

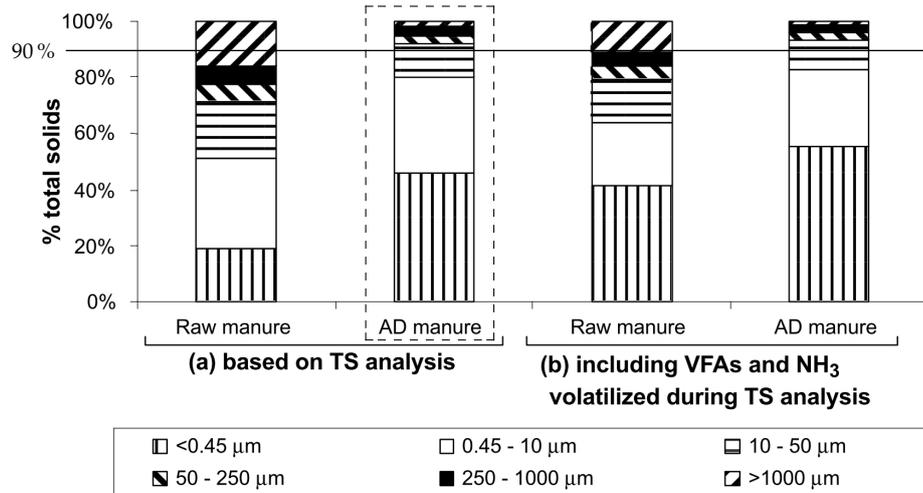


Abbildung 20. Partikelgrößenverteilung in anaerob vergorener (anaerobically digested: AD) Schweinegülle (manure) [56]. Von zentraler Bedeutung ist der umrahmte Balken AD manure, da dieses Substrat einem Gärrest am nächsten kommt, dessen Partikel größer 1 mm abgetrennt wurden. Der Durchmesser ab dem 90 % aller Partikel in der Summenfunktion enthalten ist – $D_v(90)$ – liegt in etwa bei 50 µm.

Durchmesser kleiner 10 µm aufweisen. Daher ist es selbst mit einem feinmaschigen Kantenspaltfilter von 30 µm Siebfeinheit nicht möglich, signifikante Mengen feinstpartikulären Feststoff abzutrennen.

Abhilfe kann nur über chemische Additive geschaffen werden, die sowohl synthetische als auch natürliche Stoffe sein können. Dabei werden, wie im Abschnitt 2.2.1 *Flockung* beschrieben, kleine Flocken an geladenen Partikeln angelagert, um Makroflocken zu bilden. In eigenen Versuchsreihen wurde festgestellt, dass auch dieses Vorgehen viele Vorversuche erfordert, um für ein bestimmtes Substrat ein passendes Flockungshilfsmittel zu finden. Nur in seltenen Fällen sind die Ergebnisse auf Substrate anderer Biogasanlagen übertragbar. Eine individuelle Ermittlung des passenden Flockungshilfsmittels ist daher unabdingbar. Zu einem ähnlichen Ergebnis kommen auch SCHWARZ ET. AL. [65]. In dieser Untersuchung wurden verschiedene Flockungshilfsmittel auf ihre Flockungseffizienz verglichen. Hier gelang die Flockenbildung in einem Substrat mit durchschnittlicher Partikelgröße von 320 nm, negativer Partikelladung bei einem pH-Wert von 9. Die durchschnittliche Partikelgröße des verwendeten Substrats liegt somit in dem Bereich der schlecht trennbaren Partikelfraktionen. Kritisch ist die Feststoffabtrennung insbesondere deshalb, weil in den Fraktionen schwer abtrennbarer Partikelgrößen – kleiner 50 µm – der Großteil

des partikulären chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) liegt und weiterführende Aufbereitungsverfahren, wie die Umkehrosmose, nur mit partikelfreien Flüssigkeiten betrieben werden können. Weiterhin führt die Feststofffracht ab 5–10 g_{oTR}/L zu erhöhter Viskosität und damit größeren Druckverlusten in Wärmetauschern oder in einer Ultrafiltration [33]. Letzterer hat einen höheren elektrischen Strombedarf zur Folge [33]. Die für die Feststoffabtrennung zur Verfügung stehenden Technologien wurden bereits im ersten Kapitel vorgestellt. Die am häufigsten zum Einsatz kommende Maschine ist der Pressschneckenseparator. Hierfür wurde der in Literatur und von Herstellern angegebene Energiebedarf von rund 0,5 kWh pro Tonne Gärrest in Messungen bestätigt. Weiterhin wurden Abscheidegrade der einzelnen Stofffraktionen ermittelt, ebenso wie Energiebedarfsmessungen eines Dekanters und einer Bandfilterpresse. Beide letztgenannten Verfahren wurden mit einer vorgeschalteten Flockung betrieben.

4.1.1 Berechnungsgrundlagen

Für die Ermittlung der Abscheidegrade und die Bilanzierung der Stoffströme wird auf den Methodenteil verwiesen. Eine theoretische Betrachtung des erwarteten mechanischen Aufwands ist schwer möglich. Hierfür fehlen Untersuchungen bezüglich der mechanischen Eigenschaften von Gärresten. In Gesprächen mit Anlagenbetreibern konnte eruiert werden, dass die Eigenschaften nicht denen von Maissilage gleicher Feststoffkonzentration entsprechen und signifikant höhere Reibungs- und Abriebskräfte hervorrufen. Dies hat zur Folge, dass mechanisch beanspruchte Bauteile und Motoren konstruktiv robuster und drehmomentstärker gestaltet werden müssen als jene, die bei der Maissilageverarbeitung zum Einsatz kommen. Es ist ebenfalls mit einem höheren Energiebedarf zu rechnen.

4.1.2 Messdaten

Im Folgenden werden die Messdaten erläutert, die an drei unterschiedlichen mechanischen Entwässerungsanlagen gewonnen wurden.

Pressschnecke Eine Pressschnecke ist beinahe an jeder der vermessenen Biogasanlagen vorhanden, allerdings ist der elektrische Anschluss dieser meist mit anderen Maschinen in einem Schaltschrank zusammengefasst. Da es aufgrund der geometrischen Eigenschaften des Strommessgerätes nur möglich war, an dem Hauptanschluss eines Schaltschranks zu messen und der direkte Anschluss des Messgerätes an die Elektrik der Pressschnecke eine Neuverkabelung bedeutete, musste zumeist auf eine gesonderte Elektrizitätsbedarfs-

messung verzichtet werden. Nur an einer Pilotanlage bestand die Möglichkeit aufgrund des modularen Anlagenaufbaus sowohl die Stoffströme als auch den elektrischen Strombedarf gesondert zu ermitteln. Hier konnte ein spezifischer Elektrizitätsbedarf von $0,54 \text{ kWh}_{el}$ pro behandelter Tonne Gärrest ermittelt werden. Dieser deckt sich mit Hersteller- und Literaturangaben. In Gesprächen mit Anlagenbetreibern größerer Aufbereitungsanlagen wurde dieser Wert ebenfalls bestätigt und gegenüber anderen Stromverbrauchern als vernachlässigbar gering bewertet. An allen anderen Anlagen mit Pressschneckenseparator wurden Abscheidegrade durch Stoffstrombilanzen gemäß dem im Methodikteil beschriebenen Vorgehen ermittelt. Die Ergebnisse der Stoffstromaufteilung sind in Tabelle 3 aufgeführt. Dargestellt sind hier die prozentualen Stoffstromanteile des Feedstroms, die in der Feststoffphase wiedergefunden wurden. Da Gärrest ein sehr inhomogenes Stoffgemisch ist und sich von Biogasanlage zu Biogasanlage stark unterscheidet, auch wenn diese mit den gleichen Substraten gefüttert werden, sind die relativen Standardabweichungen der Abscheidegrade sehr hoch. Dies zeigt, dass pauschale Aussagen bezüglich der Stoffstromaufteilung und damit auch des Energiebedarfs großen Schwankungen unterliegen. Alle hier aufgeführten Messergebnisse wurden von NawaRo-Biogasanlagen gewonnen. Aus technischer Sicht liegt der Fokus auf dem Abscheidegrad der Trockenmasse (TM). Im Schnitt wird hiervon ein Drittel abgeschieden. Die ermittelte Abscheidebreite schwankte allerdings zwischen 10 und 57 %. Laut eines Herstellers werden Pressschneckenseparatoren so ausgelegt, dass sich 50 % der Trockenmasse abscheiden lassen. Da diese Separationstechnik bisher aber hauptsächlich bei der Gülleseparation zum Einsatz kommt und die Partikelgröße durch anaerobe Vergärung abnimmt [56], ist ein Durchschnittswert der hier gemessenen Daten von unter 50 % nicht verwunderlich.

Dekanter Die Feststoffabtrennung mittels Dekanter kommt aus energetischen Gründen meistens mit vorgeschalteter Pressschnecke zum Einsatz. Dabei werden die Grobstoffe mit der Pressschnecke und die Feinstoffe mit dem Dekanter von der Flüssigphase getrennt. Bei dem Separationsprozess mittels Dekanter kommen fast immer Flockungsmittel zum Einsatz. Eine Feststoffreduktion stromaufwärts führt dabei zu einem geringeren Flockungs-(hilfs-)mittelbedarf, aufgrund der proportionalen Dosierung des Flockungshilfsmittels zum Feststoffgehalt der zu trennenden Suspension.

Der Flockungshilfsmittel-Verbrauch liegt zwischen 4 und 5 kg Flockungshilfsmittel pro Tonne Trockenmasse im Gärreststrom. Aufgrund der geringen Konzentrationen der Flockungspolymerlösung von 0,2 bis 0,5 %, tritt eine Verdünnung des zu behandelnden Gärrestmassenstroms von 4 bis 10 % auf, je nach Flockbarkeit des Gärrests. Die gemessenen elektrischen Verbrauchswerte lagen

Tabelle 3. Aus Messungen ermittelte Abscheidegrade von Pressschneckenseparatoren an verschiedenen Biogasanlagen, Stoffstromanteile in der Feststofffraktion

Messung an BGA:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	s/ \bar{x}	\bar{x}
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
Massenstrom	24	9	11	5	12	22	2	13	2	11	63	11
TM	57	35	26	15	30	50	10	34	9	35	51	30
Wasser	20	7	10	4	10	19	2	12	1	9	65	9
N-Gesamt	28	14	12	6	8	23	3	9	3	17	64	12
NH ₄ -N	20	7	11	5	5	17	2	10	1	10	63	9
Phosphor	35	17	12	10	38	42	9	21	4	47	63	23
Kalium	21	8	11	5	11	22	2	11	2	11	63	10
Magnesium	43	41	31	31	48	74	34	22	4	51	47	38
Schwefel	43	23	16	8	25	21	5	26	6	16	57	19

bei 2,6 kWh_{el} pro Tonne behandeltem Eingangsmassenstrom und decken sich weitestgehend mit denen gemäß Literaturangabe [30].

Tabelle 4 zeigt die Messergebnisse bezüglich der Abscheidegrade einer Dekanterzentrifuge mit Flockungsmittelzugabe. An dem Abscheidegrad für Feststoffe (TM) ist zu erkennen, dass eine starke Reduktion der vorhandenen Feststoffmenge erfolgt. Ebenfalls werden große Anteile des Phosphors sowie des Schwefels mit der Feststoffphase ausgetragen, was den Rückschluss auf ein größtenteils partikuläres Vorliegen dieser Stoffe zulässt. Kalium hingegen hat nur einen kleinen Abscheidegrad und liegt damit hauptsächlich in gelöster Form vor. Ebenso Stickstoff, wobei hier immer auf das Verhältnis von Ammonium zu Gesamtstickstoff geachtet werden muss, da der Ammoniumstickstoff gelöst vorliegt. Der erzielte Feststoffgehalt im Zentrat schwankt zwischen 1,2 und 1,5 %.

Bandfilterpresse Bandfilterpressen werden an Biogasanlagen wie Dekanter zur Feinstoffabtrennung eingesetzt und sind meist einer Pressschnecke nachgeschaltet. Auch bei diesem mechanischen Entwässerungsprozess kommen Flockungshilfsmittel zum Einsatz. Der Flockungshilfsmittelbedarf liegt mit rund 12 kg/t Trockenmasse deutlich höher als beim Dekanterprozess, wodurch sich der Gärrestmassenstrom um 18 bis 30 % erhöht. Diese Messwerte decken sich auch mit der Aussage von [30].

Die Anlagenkapazität der untersuchten Bandfilterpresse betrug fünf Kubikmeter pro Stunde, der gemessene Energiebedarf pro Tonne Eingangsmaterial ergab 0,58 kWh_{el}. Im Vergleich zur Literatur ist dieser Wert sehr viel geringer, dieser wird von [30] mit 1,5 bis 2 kWh_{el}/m³ angegeben.

Tabelle 4. Auf eigenen Messwerten basierende Abscheidegrade einer Dekanterzentrifuge und Bandfilterpresse; die Werte zeigen die individuellen Stoffströme in der Feststofffraktion bezogen auf 100 % im jeweiligen Eintrittsstoffstrom. Der Dekanterzentrifuge liegen vier, der Bandfilterpresse zwei Messreihen zugrunde.

Abscheidegrad in Festphase bei	Messung DZ	Messung BFP
Massenstrom	13 %	18 %
TM	65 %	87 %
Wasser	10 %	14 %
N-Gesamt	35 %	61 %
NH ₄ -N	20 %	36 %
Phosphor	77 %	98 %
Kalium	16 %	29 %
Magnesium	94 %	72 %
Schwefel	84 %	93 %
TR im Zentrat bzw. Filtrat	1,2–1,5 %	1 %

Die in Tabelle 4 aufgeführten Abscheidegrade sind gut mit denen des Dekanters vergleichbar, bzw. liegen leicht darüber, allerdings kann dies aufgrund der Schwankungen in den Analyseergebnissen nicht als signifikant angesehen werden. Auch die Abscheidegrade der Bandfilterpresse zeigen erhöhte Werte bezogen auf die Abtrennung von Phosphor und Schwefel in die Feststoffphase, während Kalium und Ammonium hauptsächlich in gelöster Form in der Flüssigphase verbleiben. Besonders effizient ist die Feststoffabtrennung der Bandfilterpresse. Die Messungen zeigen einen Feststoffabscheidegrad von 87 %, gleichzeitig wies das Filtrat nur Trockenrückstand von durchschnittlich 1 % auf. Diese Eigenschaft ist für Folgeverfahren wie Ultrafiltration und Umkehrosmoseanlagen signifikant. Dabei ist berücksichtigen, dass in dem 1 % TR nicht nur Feststoffpartikel, sondern auch gelöste Salze enthalten sind. Der Gehalt partikulärer Stoffe ist also geringer. Für anschließende Verfahren ist hauptsächlich Partikelfreiheit wichtig.

Partikelgrößenverteilung Das Ergebnis einer eigenen optischen Vermessung der Partikelgrößenverteilung im Filtrat einer Pressschnecke ist in Abbildung 21 zu sehen. Der Großteil – 90 % – der Partikel ist kleiner als 212 μm . Das bedeutet, dass selbst bei einer Reduktion der Siebspaltweite eines Pressschneckensiebkorbes auf 250 μm keine besondere Steigerung der abgeschiedenen Menge Feststoff zu erwarten ist. Erst bei einer Siebspaltbreite von 40 μm ist eine Verringerung der Feststofffracht im Pressschneckenfiltrat um 50 % möglich. An keiner der vermessenen Anlagen kam ein Separator mit einer solch feinen Siebspaltweite

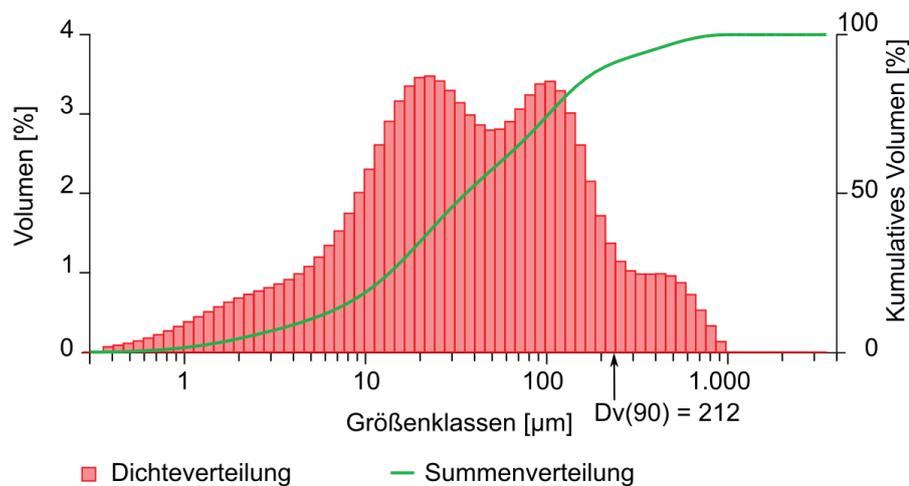
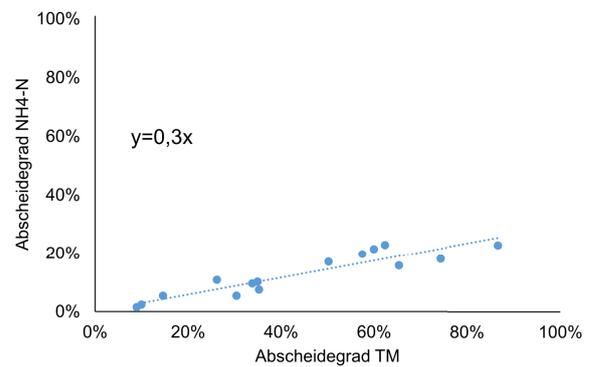
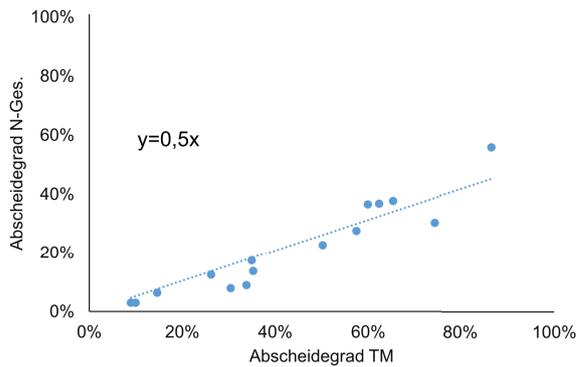


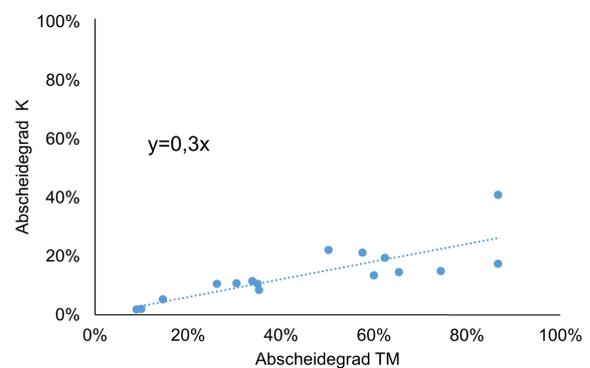
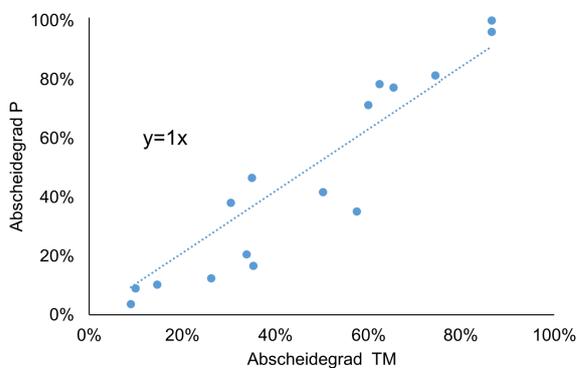
Abbildung 21. Partikelgrößenverteilung innerhalb der Flüssigphase nach der Feststoffabtrennung eines NawaRo-Gärrests, eigene Messung; 90 % aller vorhanden Partikel sind kleiner als 212 μm . Messgerät: Malvern Mastersizer 3000, Probe: Gärrestfiltrat in Wasser, Dispersion unterstützt durch 60 s Ultraschall, Streuungsmodell: Fraunhofer (Herstellerempfehlung).

zum Einsatz. Die feinste an einer Anlage verbaute Siebspaltweite betrug 200 μm in einem Kantenspaltfilter, der einem Pressschneckenseparator nachgeschaltet war. Die hierdurch erreichte Reduktion der Feststofffracht war vernachlässigbar gering und entspricht in Anbetracht der gemessenen Partikelgrößenverteilung der Erwartung. Es ist anzumerken, dass die Partikelgrößenverteilung im Gärrest stark von den im Biogasprozess verwendeten Substraten sowie den Fermentationsbedingungen beeinflusst wird und somit großen Schwankungen unterliegt.

Abscheideverhalten der Pflanzennährstoffe Abbildung 22 zeigt die Abscheidegrade der Pflanzennährstoffe: Stickstoff – unterteilt in Gesamt- und Ammoniumstickstoff –, Phosphor, Kalium, Schwefel und Magnesium aufgetragen gegenüber dem erreichten Trockenmasseabscheidegrad. Diese Darstellungsform lässt Rückschlüsse auf den im Gärrest vorliegenden Aggregatzustand des Pflanzennährstoffes zu, flüssig bzw. gelöst oder partikulär als Feststoff. Steigungen nahe 1 weisen auf partikuläres Vorkommen hin, während flachere Steigungen auf einen flüssigen oder sehr feinputikulären Zustand hinweisen. Eine Steigung größer eins ist physikalisch unlogisch, da eine Aufkonzentration der Nährstoffe ausschließlich durch die Aufkonzentration der Trockenmasse erfolgt. Die Regression lässt innerhalb großzügiger Toleranzen Vorhersagen über die zu erwartende Zusammensetzung der Produktströme bei gegebenem

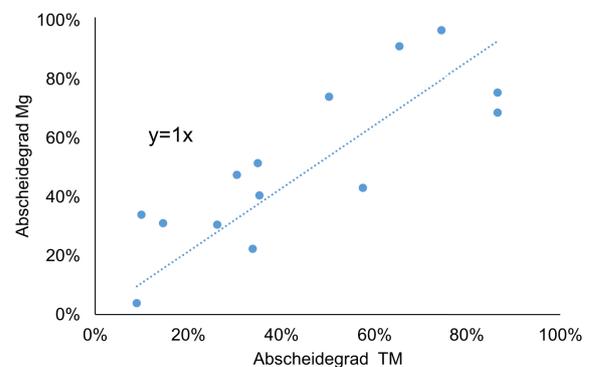
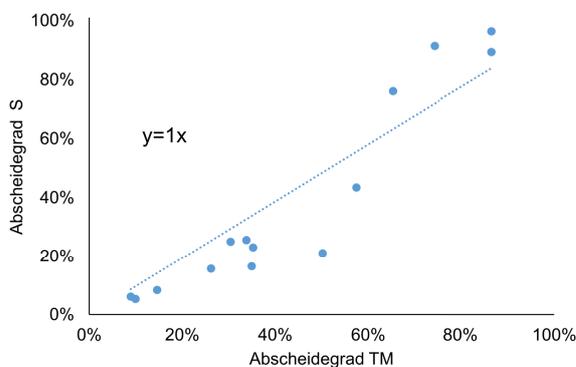


(a) Abscheideverhalten des Gesamtstickstoffs (b) Abscheideverhalten des Ammoniumstickstoffs



(c) Abscheideverhalten von Phosphor

(d) Abscheideverhalten von Kalium



(e) Abscheideverhalten von Schwefel

(f) Abscheideverhalten von Magnesium

Abbildung 22. Abscheideverhalten der Pflanzennährstoffe N, P, K, S und Mg in Abhängigkeit des Trockenmasseabscheidegrades. Gezeigt sind die einzelnen Messwerte für den Abscheidegrad in die Feststoffphase von Pressschnecke, Dekanter und Bandfilterpresse sowie die jeweilige lineare Regressionsfunktion. Dekanter und Bandfilterpresse wurden flockungsunterstützt betrieben und waren einer Pressschnecke nachgeschaltet. Die flockungsunterstützten Trennverfahren weisen Messwerte mit Trockenmasseabscheidegraden größer 60 % auf.

Feststoffabscheidegrad zu. Ergänzend hierzu sind in Tabelle 5 die durchschnittlichen Abscheidegrade der Verfahrensschritte für die genannten Nährstoffe aufgeführt. Die Rückhalte wurden nach der in der Membrantechnik verwendeten Definition ermittelt. Es ist anzumerken, dass die Abscheidegrade und Rückhalte auch von den Betriebsweisen und der Ausstattung der jeweiligen Apparate abhängen und Spielräume, beispielsweise Siebspaltweite, Drehzahl, Bandfilterfeinheit etc., bestehen. Die Einstellmöglichkeiten sind in den jeweiligen Anlagenbeschreibungen in Abschnitt 2.2 aufgeführt.

Tabelle 5. Abscheidegrade des Trockenrückstandes und der Pflanzennährstoffe in den Trennapparaten Pressschnecke, Dekanter und Bandfilterpresse. Gezeigt sind Durchschnittswerte aus 10 Messungen bei der Pressschnecke, 4 Messungen bei dem Dekanter und 2 Messungen bei der Bandfilterpresse. Der sehr hohe Rückhalt von $\text{NH}_4\text{-N}$ in der Bandfilterpresse begründet sich durch Stickstoffverluste infolge von Ammoniakausgasung, die bei der Bandfilterpresse konstruktionsbedingt verhältnismäßig hoch sind.

	Pressschnecke	Dekanter	Bandfilterpresse
TM	22%	63%	84%
N-Gesamt	4%	24%	59%
$\text{NH}_4\text{-N}$	2%	10%	38%
Phosphor	20%	81%	95%
Kalium	1%	6%	28%
Magnesium	24%	98%	70%
Schwefel	14%	90%	87%

In Abbildung 22(a) ist das feststoffabhängige Abscheideverhalten des Gesamtstickstoffgehalts dargestellt. Die Steigung ist steiler als die des Ammoniumstickstoffs in Abbildung 22(b). Grund dafür ist, dass Ammoniumstickstoff gelöst vorliegt, der übrige Stickstoff allerdings noch in organischen Partikeln gebunden ist. Dass die Steigungen für $\text{NH}_4\text{-N}$ und auch K nicht gleich null sind, liegt am Flüssigkeitsgehalt der abgetrennten Feststoffe. Das in Abbildung 22(c) aufgetragene Abscheideverhalten von Phosphor weist in der linearen Regression eine Steigung von ungefähr 1 auf, was auf partikuläres Vorkommen schließen lässt. Hierbei ist zu beachten, dass Phosphor in der Regel als Phosphat vorliegt, das bei pH-Werten um 8 in den meisten Verbindungen gut löslich ist. Dies lässt vermuten, dass ein Großteil des Phosphors in der Biomasse gebunden ist. In den Untersuchungen von Membranverfahren konnten im Filtratstrom der Ultrafiltration durchschnittlich 11 % der im Rohgärrest vorhandenen Phosphorkonzentration nachgewiesen werden. Im Filtrat eines sehr feinen Bandfilters betrug die Phosphorkonzentration sogar nur 5 % der ursprünglichen Konzentration. Die beobachteten Orthophosphatanteile am Gesamtphosphor betragen da-

Tabelle 6. Ergebnistabelle der Messungen und Literaturangaben für Trennverfahren in der Gärrestaufbereitung. Gezeigt wird die spezifische Arbeit pro Tonne Eingangsmaterial, der Feststoffabscheidegrad, der Bedarf an Flockungshilfsmittel und der gemessene TR der Flüssigphase.

	W_s [kWh/t _{ein}]	Abscheide- grad TM [%]	FHM [kg/t _{TM}]	TR _L [%]
<i>Messungen</i>				
Pressschnecke	0,5	33	0	5,3
Dekanter	2,6	74	4	1,4
Bandfilterpresse	0,6	87	12	1,0
<i>Fuchs et. al. 2010</i>				
Pressschnecke	0,4–0,5	48	-	-
Dekanter	3–5	58	-	-
Bandfilterpresse	1,5–2	k. A.	-	-

her 5–11 %, eine Phosphorabscheidung mittels mechanischer Separation kann daher maximal einen Abscheidegrad von ca. 90 % erreichen. Weiterhin konnte in diesen Filtratströmen ein Trockenrückstand von rund 1 % gemessen werden, das entspricht in etwa dem Salzgehalt.

Das Abscheideverhalten von Kalium gleicht in etwa dem von Ammoniumstickstoff, damit liegt es ebenfalls überwiegend gelöst vor; Schwefel und Magnesium ähneln eher dem Verhalten von Phosphor mit Steigungen von ungefähr 1. Die Messwerte sind in Abbildungen 22(d) bis 22(f) dargestellt.

4.1.3 Theoretische Betrachtung

Wie bereits im Abschnitt 4.1.1 *Berechnungsgrundlagen* beschrieben, wird von einer theoretischen Betrachtung des Trennaufwandes für die Abscheidung einer bestimmten Menge Feststoff aufgrund von Datenmangel abgesehen.

4.1.4 Datenvergleich

Tabelle 6 zeigt die wichtigsten Ergebnisse der betrachteten Trennverfahren Pressschnecke, Dekanterzentrifuge und Bandfilterpresse. Zudem werden hier die Ergebnisse direkt mit den Angaben aus [30] verglichen. In Spalte eins stehen die Werte für den spezifischen Energiebedarf pro Tonne behandeltem Gärrest in kWh/t_{GR}, daneben der Feststoffabscheidegrad, der Flockungshilfsmittelbedarf und der in Messungen ermittelte Feststoffgehalt der Flüssigphase. Wie bei einem so inhomogenen Gemisch wie Gärrest nicht anders zu erwarten, unter-

scheiden sich die Abscheidegrade stark zwischen Messung und Literatur, der Energiebedarf ist dagegen weitestgehend kongruent mit den Literaturwerten. Nur der Energiebedarf der Bandfilterpressen ist in der eigenen Messung verglichen mit der Literatur deutlich geringer. Hier beeinflussen allerdings auch viele Faktoren bei der Feineinstellung der Flockung, Bandgeschwindigkeit, Filterfeinheit, Pressdruck und Anzahl der Umlenkungen in der Pressstrecke den Energiebedarf. Eindeutig ist allerdings, dass sowohl Dekanter als auch Bandfilterpresse einen höheren Abscheidegrad aufweisen als die Pressschnecke und geringere Feststoffgehalte im Zentrat bzw. Filtrat erzielen. Letzteres lässt sich insbesondere auf den Flockungsprozess zurückführen.

4.2 Konvektive Trocknungsverfahren

Da den Verfahren Aufkonzentration und Feststofftrocknung dasselbe Prinzip der konvektiven Lufttrocknung zugrunde liegt, werden die Grundlagen hier gemeinsam abgehandelt. Diese Verfahren funktionieren durch das Erwärmen der Umgebungsluft, welche über das zu trocknende Gut geführt wird, hierbei verdunstet das Wasser und die beladene Luft wird wieder in die Umgebung zurückgeführt. Die für die Verdunstung benötigte Wärmeenergie stammt hierbei ausschließlich aus der Trocknungsluft.

4.2.1 Berechnungsgrundlagen

Für die Auswertung der Messdaten wurde ein Tabellenberechnungsprogramm erstellt, mit dem die Zustände der feuchten Luft aus den gemessenen Daten ermittelt werden können. Zu diesen Daten gehören die Temperatur, relative Luftfeuchte und Luftgeschwindigkeit. Hieraus ließen sich die Wasserbeladung, die Dichte, der Dampfdruck, der Sättigungsdampfdruck und die Enthalpie sowie die Massenströme von Luft und Wasser berechnen. Anhand dieser Daten erfolgt eine Bilanzierung der Massen- und Energieströme.

4.2.2 Messdaten

Im Detail können die drei für die Trocknung charakteristischen Zustände der feuchten Luft in einem Mollier-Diagramm dargestellt werden. Dies erfolgte für die Durchschnittswerte der Anlagenvermessung. Das hier betrachtete Verfahren ist eine Aufkonzentration, die in der Nähe von Bremen betrieben wird. Abbildung 23 stellt die gemessenen Zustände in blau dar. Die Umgebungsluft wurde zum Messzeitpunkt mit durchschnittlich 22 °C und einer relativen Luftfeuchte von 67% angesaugt, siehe Punkt 0. In einem Flüssig-Gas-Kreuzstromwärmetauscher erfolgt der Wärmeaustausch zwischen Umge-

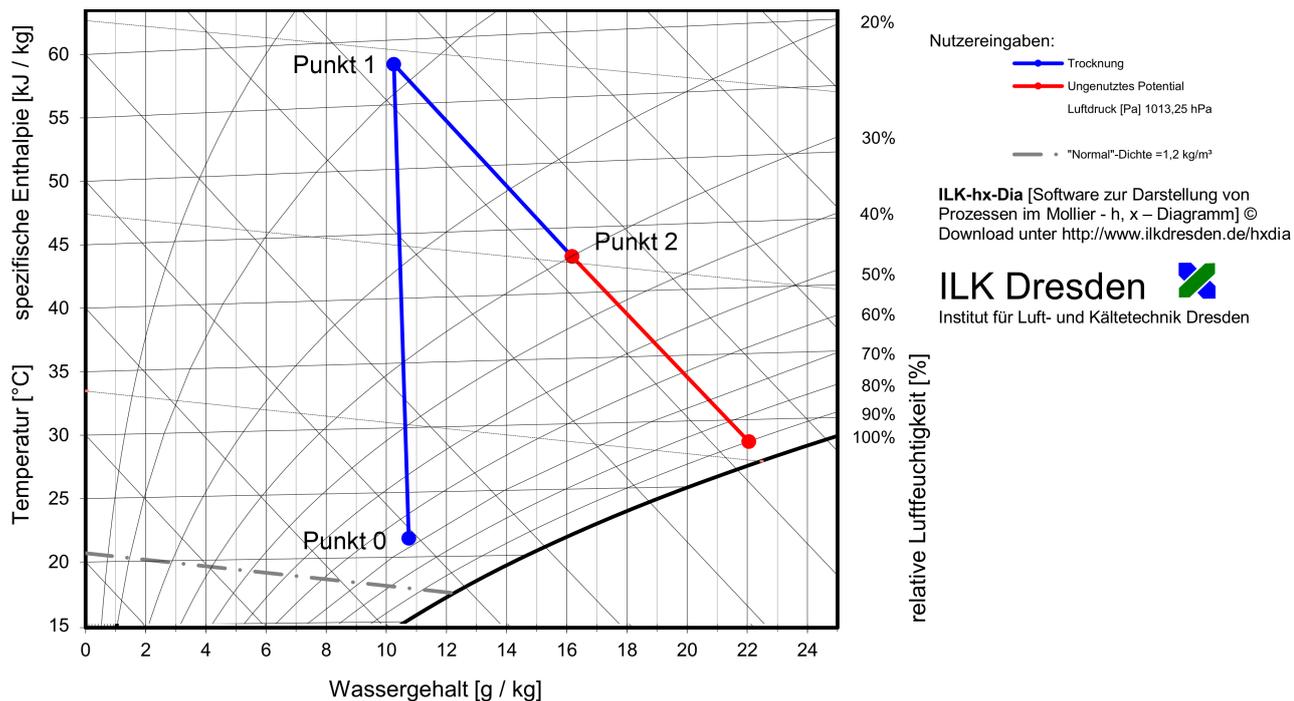


Abbildung 23. Zustände der feuchten Luft im Mollier-Diagramm für die Vermessung einer Trocknungsanlage

bungsluft und BHKW-Kühlwasser. Die Wasserbeladung der Luft bleibt hierbei konstant, die relative Luftfeuchte sinkt allerdings aufgrund des Temperaturanstieges. Es ergibt sich Punkt 1 im Mollier-Diagramm, basierend auf den durchschnittlichen Messwerten $T=58\text{ °C}$ und $\phi=9\%$. Die übertragene Wärmeleistung entspricht rund 340 kW bei einem Luftmassenstrom von 34.000 kg/h. Der Zustand der Abluft wird durch Punkt 2 beschrieben. Hier beträgt die Temperatur noch 42 °C und die relative Luftfeuchte 30 %. Gut ausgelegte Trockner erreichen in der Abluft eine relative Luftfeuchtigkeit von 90 %. Die rote Linie verbindet den gemessenen Betriebspunkt von 30 % und den zu erreichenden Betriebspunkt von 90 %. Das bedeutet, dass hier noch weitere 6 g_{Wasser}/kg_{Luft} absorbiert werden können. Dies entspricht in etwa einer Verdoppelung der Wasseraufnahme. Damit besteht die Möglichkeit, unter den gegebenen Umständen, eine Verdunstungsleistung von 1,17 L/kWh zu erzielen.

Mithilfe der spezifischen Verdampfungswärme von Wasser bei 100 °C, $\Delta h_{LV} = 0,627\text{ kWh/kg}$, lässt sich die Effizienz für die Verdunstung berechnen. Dies ergibt die Werte für die thermische Energiekennzahl in Höhe von 0,38 bzw. 0,74.

4.2.3 Fallstudie

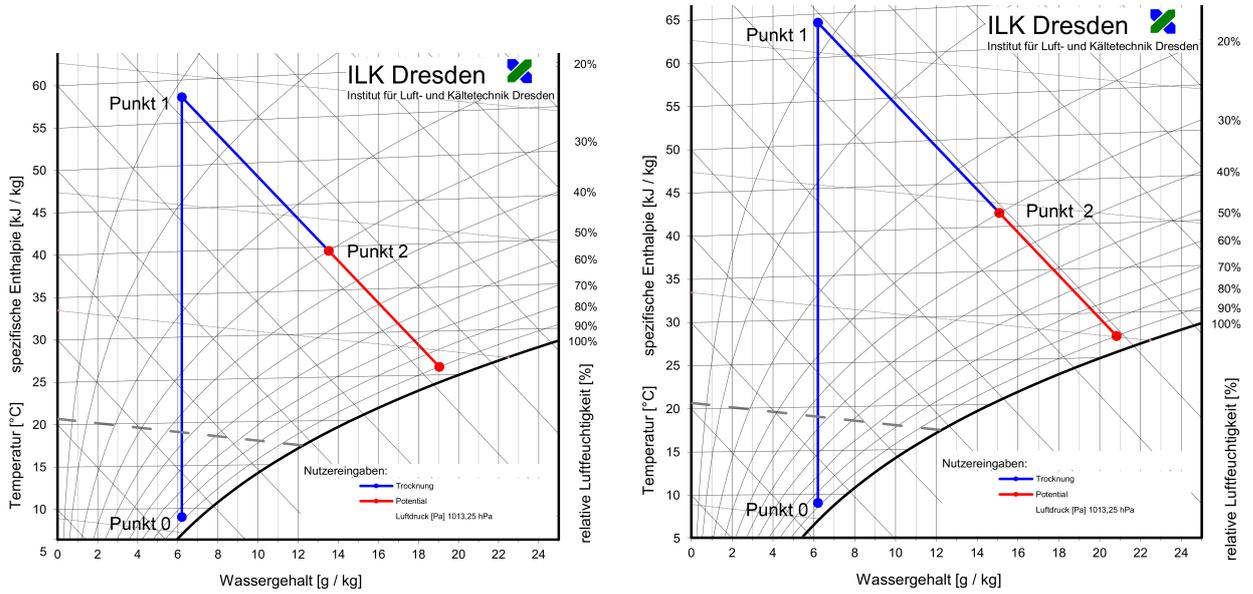
In der Fallstudie wurde ein Bandtrocknungsverfahren mit Feststoffrückvermischung betrachtet. Bei dieser Verfahrenskombination wird ein Teil des getrockneten Feststoffs zurück zum Trocknereingang befördert und mit flüssigem Gärrest benetzt. Dadurch wird es möglich, zusätzlich flüssigen Gärrest zu trocknen, ohne dass dieser durch das Trocknerband fließt, und somit mehr Wasser zu verdampfen, als nach der Separation in der Feststoffphase allein enthalten ist. Die Wärmeleistung des Bandtrockners, der der Fallstudie zugrunde liegt, beträgt rund 340 kW; diese Zahl basiert auf Angebots- und eigenen Messdaten. Bei dieser Wärmeleistung ist auf Basis eigener Berechnungen anzumerken, dass in kalten Wintermonaten ein Wärmeengpass entstehen kann, wenn der Trockner ausschließlich Abwärme aus dem Kühlwasserkreislauf eines BHKW mit einer Leistung von 500 kW_{el} bezieht [54, 73].

Der Behandlungsprozess besteht aus einer Vorseparation mittels Pressschnecke und anschließender Trocknung der abgeschiedenen Feststoffphase unter Beimengung eines Teilstroms des Pressschneckenfiltrats, der so dimensioniert ist, dass am Trocknerausgang ein Trockenstoffgehalt von 86 % erreicht wird. Letzterer ist wichtig für einen eventuell nachfolgenden Pelletierschritt. Insgesamt ermöglicht dieses Aufbereitungsverfahren eine Reduktion der jährlich anfallenden Gärrestmenge um 19 %. Im Falle einer Abluftbehandlung fällt weiterhin eine 10%ige ASL an, der Massenstrom entspricht etwa 5 % des Eingangsmassenstroms und ist vom Ammoniumgehalt im Gärrest abhängig. Die Energiekennzahl beläuft sich unter Einbeziehung thermischer sowie elektrischer Energie auf 0,42. Eine Zusammenfassung aller Ergebnisse ist in Tabelle 8 zu finden.

4.2.4 Quantitative Betrachtung der konvektiven Trocknung

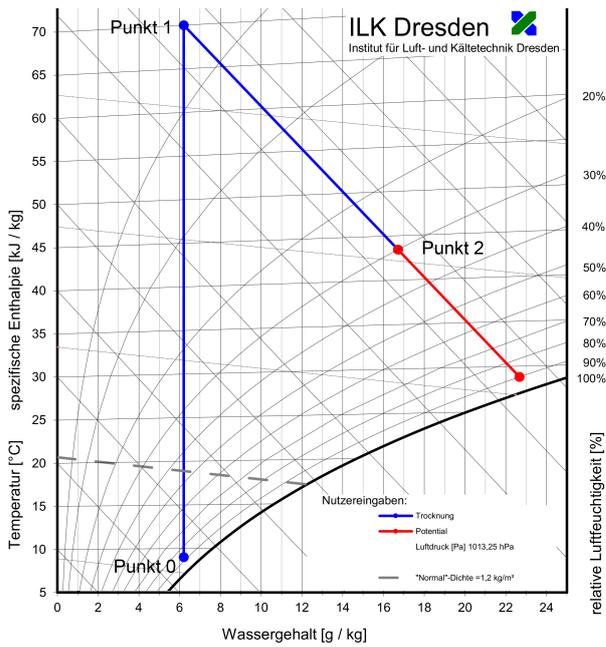
Da sich die Messung auf einen verhältnismäßig kurzen Zeitraum beschränkt und in Folge dessen nur die Betriebszustände zeigt, die zu der Jahreszeit erreichbar waren, werden hier weitere Betriebszustände beschrieben. Die dabei vorausgesetzten Umgebungsbedingungen basieren auf Jahresmittelwerten aus [61]. Die Wasserabreicherung im feuchten Gärrest erfolgt isenthalp. Der hierbei entstehende Fehler im Vergleich zur Berechnung über die verlängerte Nebelsotherme und der damit verbundene Enthalpiezuwachs der Luft beträgt unter 1 %, bezogen auf den Wassergehalt, und wird daher vernachlässigt.

Die Umgebungsbedingungen beziehen sich auf den Standort Bremerhaven, hier beträgt die Jahresdurchschnittstemperatur 9 °C und der Wassergehalt der Luft 6,2 g/kg [61]. Ausgehend von diesen Daten für Punkt 0 können drei mögliche Zustände der Trocknungsluft in Punkt 1 betrachtet werden, diese sind aus-



(a) Betriebszustand 1: Jahresmittelbedingungen und Trocknungsluft bei 58 °C

(b) Betriebszustand 2: Jahresmittelbedingungen und Trocknungsluft bei 64 °C



(c) Betriebszustand 3: Jahresmittelbedingungen und Trocknungsluft bei 70 °C

Abbildung 24. Betriebszustände der theoretischen Betrachtung konvektiver Trocknung

schließlich durch die Temperatur hinter dem Wärmetauscher bestimmt. Der Wassergehalt ändert sich nicht. Die drei Betriebszustände leiten sich zum Teil aus der Messung her. Sie sind die durchschnittlich erreichte Temperatur von $58\text{ }^{\circ}\text{C}$ und die im Mittel von fünf Minuten gemessene Maximaltemperatur von $64\text{ }^{\circ}\text{C}$. Der letzte diskutierte Betriebszustand liegt bei $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ und entspricht der luftseitigen Austrittstemperatur aus einem Gegenstrom-Wärmetauscher bei einer Temperaturdifferenz von 10 K zum Kühlwasserkreislauf des BHKW.

Betriebszustand eins mit $58\text{ }^{\circ}\text{C}$ in der Trocknungsluft wird bei gleichbleibender Wärmeleistung unter Jahresdurchschnittsbedingungen erreicht, wenn der Trocknungsluft-Massenstrom um rund 30% gegenüber dem bei der Messung vorherrschenden Betriebszustand gesenkt wird. Die Verdampfungsleistung beträgt dann $0,53$ bzw. $0,92\text{ L/kWh}$, bei einer relativen Feuchte der Ausgangsluft von 30 bzw. 90% . Die thermische Energiekennzahl ergibt sich zu $0,33$ bzw. $0,59$; Darstellung des Betriebszustandes siehe Abbildung 24(a).

In Betriebszustand zwei wird eine Temperatur von $64\text{ }^{\circ}\text{C}$ hinter dem Wärmetauscher erreicht. Hierfür ist bei konstanter Wärmeleistung eine Senkung des Luftdurchsatzes um rund 35% nötig. Die erreichten Verdunstungsmengen betragen $0,57$ bzw. $0,94\text{ L/kWh}$. Dies entspricht thermischen Energiekennzahlen von $0,36$ bis $0,56$. Abbildung 24(b) zeigt die Zustände der feuchten Luft im Mollier-Diagramm.

Damit in Betriebszustand drei $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ hinter dem Wärmetauscher erreicht werden können, muss die Eintrittsluftmenge um rund 40% gesenkt werden. Weiterhin wird bei Nutzung von BHKW-Abwärme aus dem Kühlwasserkreislauf ein Gegenstromwärmetauscher notwendig, damit ein treibendes Temperaturgefälle von 10 K gewährleistet werden kann. Die Eintrittstemperatur des Kühlwassers in den Wärmetauscher muss mindestens $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ betragen. In diesem Betriebszustand werden Verdunstungsleistungen von $0,61$ bzw. $0,95\text{ L/kWh}$ bei relativen Luftfeuchtigkeiten der Austrittsluft von 30 bzw. 90% . Die daraus resultierenden thermischen Energiekennzahlen liegen bei $0,38$ bzw. $0,60$. Der Betriebszustand 3 ist in Abbildung 24(c) dargestellt.

4.2.5 Datenvergleich

Beim Vergleich der spezifischen Verdunstungsleistungen mit Literaturwerten aus [47] zeigt sich, dass die gemessenen und theoretisch betrachteten Werte innerhalb des hier aufgeführten Wertebereiches liegen. Hier sind Werte für sehr effiziente Trocknungsverfahren zwischen $0,9$ und $1,0\text{ kg/kWh}$ bezogen auf verdunstetes Wasser zu finden. Allerdings kann der Wärmeeaufwand auch dreimal so groß sein wie die eigentlich benötigte Wärmemenge von rund $0,63\text{ kWh/kg}$ verdampften Wassers. Dies entspricht einer spezifischen Verdunstungsmenge von rund $0,5\text{ kg/kWh}$.

Tabelle 7. Energiebedarf für die Trocknung nach [30]

Bedarf	Energiemenge	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{Wasser verdampft}}} \right]$
Aufheizen des Wassers	70 – 95	
Aufheizen Feststoff	10 – 20	
Verdampfungsenthalpie	630 – 650	
Verlust Trockner, Energieumwandlung	100 – 350	
Gesamt	850 – 1.100	

Eine andere Betrachtungsweise liefert [30]. Hier wird von einer Kontakt-trocknung ausgegangen. Bei diesem Trocknungsverfahren wird das Trocknungsgut direkt erhitzt, die Verdunstung erfolgt bei Gutstemperaturen zwischen 65 und 95 °C. Es erfolgt eine Betrachtung der benötigten Wärmemenge zur Erwärmung des Wassers und des enthaltenen Feststoffes, der Verdampfungswärme und der Wärmeverluste des Trockners (siehe Tabelle 7 für Einzelheiten). Dabei werden spezifische Verdunstungsmengen von 0,9 und 1,2 L/kWh aufgezeigt, das entspricht thermischen Energiekennzahlen zwischen 0,56 und 0,74. Nach eigener Analyse sind bei rein konvektiver Trocknung diese Verdunstungsleistungen nur mit sehr effizienten Trocknern zu erreichen. Dies zeigt Vorteile einer Kontakt-trocknung auf: Aufgrund der direkten Erwärmung des Trockenguts, wird die Verdunstungswärme dem Wasser direkt bereitgestellt und erfährt keinen Umweg über Luft als Wärmetransportmedium. Weiterhin ist theoretisch eine Wärmerückgewinnung aus dem Konzentrat möglich. Als Nachteil gegenüber der Trocknung mittels warmer Luft kann gegebenenfalls der Wärmetauscher genannt werden, der mehr zu Verblockung oder Verschmutzung neigt als ein Kühlwasser-Luft-Wärmetauscher. Indessen finden Kühlwasser-Gärrest-Wärmetauscher erfolgreiche und zuverlässige Anwendung z.B. in Vakuumverdampfungsverfahren, weshalb zu erwarten ist, dass der energetische Vorteil der Kontakt-trocknung überwiegt.

Die Ergebnisse der Messungen, Berechnungen, Herstellerangabe und Fallstudie sind in Tabelle 8 zusammengefasst. Die Messungen zeigen im Vergleich zu den übrigen Ergebnissen die kleinste Energiekennzahl auf, was hauptsächlich auf die mäßige thermische Verdampfungseffizienz zurückzuführen ist. Allerdings handelte es sich hierbei um eine sehr kompakte Anlage. Die theoretische Betrachtung zeigt auf, dass auch größere Verdunstungseffizienzen, respektive geringere spezifische thermische Energieeinträge, möglich sind und die thermische Verdampfungseffizienz durch hohe Temperaturen der Trocknungsluft in Punkt 1 und hohe relative Luftfeuchtigkeiten in Punkt 2 gesteigert wird. Das Angebot des Herstellers verspricht Werte, die zwischen den in der

theoretischen Betrachtung aufgeführten Minimal- und Maximalwerten liegen. Die maximal erreichte relative Luftfeuchte liegt im Fall des Herstellerangebots für den Bandtrockner bei 51 %, die Temperatur der Trocknungsluft hinter dem Wärmetauscher liegt bei 80 °C. In Anbetracht der Kühlwassertemperatur eines BHKW von max. 85 °C, ist diese Temperatur nur mit sehr großen Wärmetauschern erreichbar, ggf. muss hier Abgaswärme genutzt werden. Die Fallstudie, die auf der Mittelung verschiedener Herstellerangaben und eigenen Berechnungen bezüglich realistischer Betriebszustände beruht, liegt hinsichtlich der Energiekennzahlen zwischen dem Herstellerangebot für den Bandtrockner und der Messung.

Tabelle 8. Ergebnisse der Messungen, Berechnungen und Herstellerangaben für konvektive Trocknungsverfahren

	Thermischer Energiebedarf		Elektrischer Energiebedarf		Energiekennzahl ϵ			Wasserentzug [%]
	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	th.	el.	ges.	
Messung	739	1.678	13	24	0,37	5,21	0,36	19
<i>Betriebszustand 1</i>								
min.	-	1.897	-	-	0,33	-	-	-
max.	-	1.082	-	-	0,58	-	-	-
<i>Betriebszustand 2</i>								
min.	-	1.755	-	-	0,36	-	-	-
max.	-	1.067	-	-	0,59	-	-	-
<i>Betriebszustand 3</i>								
min.	-	1.647	-	-	0,38	-	-	-
max.	-	1.051	-	-	0,60	-	-	-
<i>Herstellerangebote</i>								
Aufkonzentration	224	1.666	6	12	0,38	18,0	0,37	13
Bandtrockner	293	1.191	15	63	0,53	3,50	0,46	25
Fuchs et al.[30]	-	962	-	-	0,65	-	-	-
Fallstudie	286	1.257	15	66	0,50	3,31	0,43	19

4.2.6 Solare Unterstützung

Unter Nutzung eines eigens erstellten Berechnungsprogramms zur Ermittlung des solaren Energieeintrags in ein Glashaus wurde das Wärmeeinsparpotential eines solarunterstützten Trocknungsverfahrens betrachtet. Die hierfür verwendeten Daten basieren auf [61, 76], die Anlagendimensionierung ist aus einem

Herstellerangebot abgeleitet. Dieses sieht ein doppelt verglastes Glashaus mit den Abmessungen von 80x13x4 m (Länge mal Breite mal Höhe) vor. Die hiermit erreichbare jährliche solare Wärmemenge liegt bei rund 884 MWh am Standort Stötten und erreicht eine Steigerung der Verdunstungsleistung von 28 % gegenüber einem klassischen Bandtrockner vergleichbarer Dimensionierung. Bezogen auf die installierte Dachfläche des Glashauses kann mit 99 W/m^2 gerechnet werden. Unter Voraussetzung der Verdunstungsleistungen von 0,6 bzw. 1,2 kg/kWh können auf ein Jahr gerechnet 0,5–1,0 Tonnen Wasser pro installiertem Quadratmeter Dachfläche verdampft werden. Ob der verhältnismäßig große Platzbedarf in Verbindung mit dem hohen Strombedarf zweckmäßig ist, muss im Einzelfall abgewogen werden. Gegebenenfalls ist die Investition in eine photovoltaische Solarunterstützung zur Senkung des Strombedarfs sinnvoller. Diese benötigt außerdem nur die Dachfläche, der Platz unter dem Dach steht weiterhin als Lagerfläche zur Verfügung.

4.3 Vakuumverdampfung

Im Vakuumverdampfungsprozess wird der atmosphärische Luftdruck innerhalb des Verdampfers gesenkt, woraus eine verringerte Siedetemperatur von Wasser resultiert. Hierdurch ist es möglich, einen Wärmestrom auf mehreren Temperaturstufen zu nutzen. Durch Kondensation wird Wärme in der Stufe mit niedrigerem Druck zurückgewonnen, was eine gesteigerte Wärmeenergieeffizienz zur Folge hat. Im folgenden Text werden die Berechnungsgrundlagen, Messungen und eigenen Berechnungen zur Bewertung dieser Technologie beschrieben.

4.3.1 Berechnungsgrundlagen

Grundlegend für die Messdatenauswertung und die theoretischen Berechnungen ist die Wärmestromgleichung, mit der die Enthalpie jedes Stoffstroms berechnet wird.

$$\dot{H}_i = \dot{m}_i c_{p,i} \vartheta_i \quad (33)$$

\dot{H}_i steht dabei für den Enthalpiestrom des Stroms i mit dem Massenstrom \dot{m}_i der spezifischen Wärmekapazität $c_{p,i}$ und der Temperatur ϑ_i . Aus der Bilanz um einen Wärmetauscher, siehe Abbildung 25, ergibt sich der übergehende Wärmestrom \dot{Q} . Es wird angenommen, dass alle spezifischen Wärmekapazitäten von Flüssigphasen identisch und gleich der von Wasser sind. Weiterhin bleiben Strahlungsverluste unberücksichtigt, der Massenstrom \dot{m}_1 entspricht \dot{m}_2 .

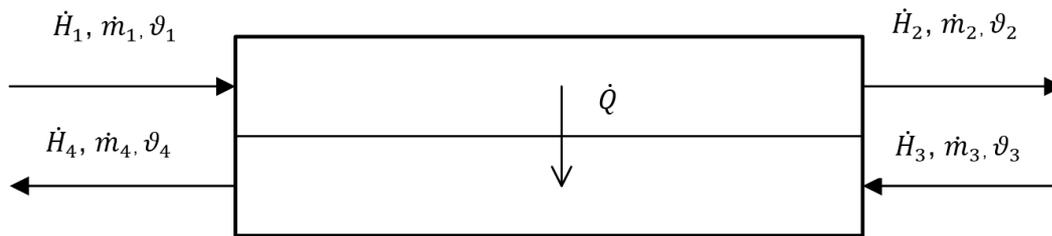


Abbildung 25. Bilanzierung eines Wärmetauschers

$$\dot{Q} = \dot{H}_2 - \dot{H}_1 = \dot{m}_1 c_p (\vartheta_2 - \vartheta_1) \quad (34)$$

Mit dem übergehenden Wärmestrom \dot{Q} kann beispielsweise die Ausgangstemperatur ϑ_4 des Stoffstroms auf der anderen Seite nach folgender Gleichung berechnet werden, wenn $\dot{m}_3 = \dot{m}_4$ gilt.

$$\vartheta_4 = \frac{\dot{Q}}{\dot{m}_4 c_p} + \vartheta_3 \quad (35)$$

Im Falle einer Verdampfung oder Kondensation wird zusätzlich die spezifische Verdampfungsenthalpie von Wasser relevant. Diese ist von der Verdampfungstemperatur ϑ_{LV} abhängig und somit in jeder Druckstufe einer Vakuumverdampfung leicht unterschiedlich. Der mit einer Verdampfung oder Kondensation verbundene Wärmestrom \dot{Q}_{LV} berechnet sich mittels des verdampfenden/kondensierenden Massenstroms \dot{m}_{LV} und der spezifischen Verdampfungsenthalpie $\Delta h_{LV}(\vartheta_{LV})$.

$$\dot{Q}_{LV} = \dot{m}_{LV} \Delta h_{LV}(\vartheta_{LV}) \quad (36)$$

Der elektrische Energieverbrauch hängt maßgeblich vom Druckverlust in der Anlage ab. Aufgrund der vorliegenden Datenlage, lässt sich der Druckverlust nicht mathematisch berechnen, weshalb keine elektrischen Energieverbrauchsrechnungen durchgeführt wurden. Zudem liegen für den Vakuumverdampfer sehr viele Informationen unterschiedlicher Hersteller vor, welche sich mit den Messungen und Betreiberaussagen decken.

4.3.2 Messdaten

Vermessen wurden ein einstufiger und ein zweistufiger Vakuumverdampfer unterschiedlicher Hersteller, jeweils an einer 500 kW_{el} NawaRo-Biogasanlage. Das Vorgehen zur Aufnahme der Messwerte war an beiden Anlagen identisch.

Die Bilanzierung der Massenströme erfolgte über das Auslesen der vorhandenen Durchflussmessgeräte kombiniert mit der Auswertung der Probenanalysen. Der Elektrizitätsbedarf wurde mithilfe eines mobilen, induktiven Strommessgeräts am Hauptschaltschrank bestimmt, wohingegen der benötigte Wärmestrom am Wärmemengenzähler der Anlage abgelesen wurde. Das Ergebnis dieser Messungen waren die Abscheidegrade der Verfahrensschritte sowie die spezifischen Energiebedarfe, wie in Tabellen 9 und 10 aufgeführt. Diese zeigen den prozentualen Massenstrom am Ausgang des jeweiligen Verfahrensschritts. Dabei wird stets die Flüssigphase aufgeführt bzw. die im Vakuumverdampfer (VV) anfallende prozentuale Menge Wasser. Die übrigen Produkte des Vakuumverdampfverfahrens sind: separierter Feststoff, Ammoniumsulfatlösung (ASL) und ein Konzentrat des Flüssiggärrests. Diese Produkte enthalten alle Pflanzennährstoffe des rohen Gärrests.

Eine Ammoniumsulfatlösung wird nicht in allen Vakuumverdampferanlagen gewonnen. Allerdings erfolgte die Produktion an den beiden vermessenen Vakuumverdampfern. Die Ammoniumsulfatlösung fällt bei der Behandlung des Dampfstroms nach der Verdampfung an. Dieser ist stark ammoniakhaltig, da Ammonium bei erhöhten Temperaturen und niedrigen Drücken aus dem Gärrest ausgetrieben wird. Die Reinigung erfolgt durch einen Schwefelsäurewäscher, in dem die Ammoniumsulfatlösung im Kreislauf gefahren und mit Schwefelsäure angereichert wird, bevor sie in einem Gaswäscher in den Wasserdampf eingedüst wird. Hat diese Ammoniumsulfatlösung die gewünschte Konzentration erreicht, wird diese ausgeschleust und in den dafür vorgesehenen Lagertank gepumpt. Die gemessenen Ammoniumsulfatkonzentrationen beliefen sich bei der einstufigen Anlage auf 32 % bis 35 %, wie vom Hersteller angegeben. Die Probenanalyse einer Anlage ergab nur eine 25 %ige Lösung. Grund hierfür war allerdings die Probenahme, die direkt aus dem ASL-Kreislauf erfolgte, da eine Probenahme aus dem Lagertank nicht möglich war. Prinzipiell ist es daher technisch möglich, mit diesem Verfahren eine 35 %ige Ammoniumsulfatlösung herzustellen, weshalb dies auch als Zielgröße für die ASL-Produktion im später beschriebenen Fallbeispiel vorgegeben wurde.

Der Trockenstoffgehalt des hergestellten Konzentrats belief sich an beiden Anlagen auf rund 15 %. Höhere Feststoffgehalte sind prinzipiell möglich, allerdings sind hiermit Einbußen in der Energieeffizienz einhergehend. Laut Hersteller können Feststoffgehalte von 25 % erreicht werden, damit verbunden sind allerdings größere Druckverluste in den Wärmetauschern aufgrund der höheren Viskosität. Ebenfalls wird der Wärmeübergang negativ beeinflusst; es werden höhere treibende Temperaturdifferenzen in den Wärmetauschern benötigt. Generell ist die höhere Aufkonzentration nur in mehrstufigen Anlagen sinnvoll, weil die zur Verfügung stehende Wärmemenge des BHKWs für ein einstufiges

Tabelle 9. Zusammenfassung der Messergebnisse einer einstufigen Vakuumverdampferanlage; der Massenstrom gibt die Menge am Ausgang des Verfahrensschritts in Prozent des Gesamtgärreststroms am Ausgang der Biogasanlage an.

bezogener Massenstrom [%]	Energiebedarf thermisch		Energiebedarf elektrisch		
	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	
Press- schnecke	78	—	—	0,5	1,1
Vakuum- verdampfung	45	292	648	6,7	15
<i>Summe:</i>		292	648	7,2	16,1

Tabelle 10. Zusammenfassung der Messergebnisse einer zweistufigen Vakuumverdampferanlage; der Massenstrom gibt die Menge am Ausgang des Verfahrensschritts in Prozent des Gesamtgärreststroms am Ausgang der Biogasanlage an.

bezogener Massenstrom [%]	Energiebedarf thermisch		Energiebedarf elektrisch		
	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	
Press- schnecke	88	—	—	0,5	1,1
Vakuum- verdampfung	46	207	449	6,3	13,6
<i>Summe:</i>		207	449	6,8	14,7

Verdampfersystem in den meisten Fällen nicht ausreicht, um den gesamten anfallenden Gärreststrom auf 15 % aufzukonzentrieren. Dies liegt daran, dass Vakuumverdampfer an den Kühlwasserkreislauf des BHKWs angeschlossen werden, der nur ca. 45–50 % der gesamten Wärmeleistung beinhaltet. Die Abgaswärme wird bei diesem Verfahren nicht genutzt.

Unter der Voraussetzung, dass die BHKW-Abwärme ausreichend ist, kann das vermessene einstufige Verfahren 45 % des jährlich anfallenden Gärrests reduzieren. Bei einer jährlichen Gärrestmenge von 10.715 t, die in einer durchschnittlichen 500 kW_{el} Biogasanlage anfällt, und einer Betriebsstundenzahl von 8.000 h müssen hierfür 452 kW thermische Leistung bereitgestellt werden. Mit reiner Kühlwasserabwärme des Referenz-BHKWs [54] ist dies nicht möglich. Die Aufkonzentration wäre demnach geringer. Das zweistufige Verfahren benötigt für die Reduktion des Gesamtgärrests um 46 % nur 291 kW thermischer Leistung. Weiterhin ging aus den Probenanalysen hervor, dass die Gesamtmenge Ammonium im Konzentrat gegenüber der im Verdampfer-Eingang um 71 % in dem einstufigen und 93 % in dem zweistufigen Verfahren reduziert werden konnte.

4.3.3 Quantitative Betrachtung der Vakuumverdampfung

Dieser Abschnitt befasst sich mit der quantitativen Berechnung der Vakuumverdampfer und beschreibt den Wärmeenergiebedarf am Beispiel realer Verfahren. Der elektrische Energiebedarf wird maßgeblich von Druckverlusten in der Anlage bestimmt. Aufgrund der Datenlage erfährt er aber keine Berücksichtigung in diesem Abschnitt. Die Leistung der Vakuumpumpe ist abhängig von dem benötigten Unterdruck und der Menge nicht kondensierender Gase im Gärrest. Da die Strömungsleistung mit Druckverlust und Volumenstrom korreliert, kann festgehalten werden, dass mit sinkenden Verdampfungstemperaturen – damit niedrigeren Drücken – der elektrische Stromverbrauch steigt.

Abbildung 26 zeigt am Beispiel einer vereinfachten dreistufigen Verdampferanlage, an welchen Stellen thermische Energie zurückgewonnen wird. BHKW-Abwärme sorgt in der ersten Stufe für die Erwärmung des Gärrests auf Verdampfungstemperatur und für die Verdampfung eines Teils des Wassers. Die Kondensation des Dampfstroms aus Stufe 1 stellt in der nächsten Stufe die Verdampfungswärme bereit. Aus dem Kondensatstrom kann Wärme für die Erhitzung des eingehenden Gärrests zurückgewonnen werden, bis dieser auf eine Temperatur abgekühlt ist, die um die im Wärmetauscher minimal erreichbare Temperaturdifferenz zwischen warmem und kaltem Strom höher liegt, als die des eingehenden Gärrests.

Die Verschaltung der Modellanlage ist konzentratgestuft, falls mehr als eine Verdampfungsstufe betrachtet wird. Bei dem in der Abbildung 26 dargestellten

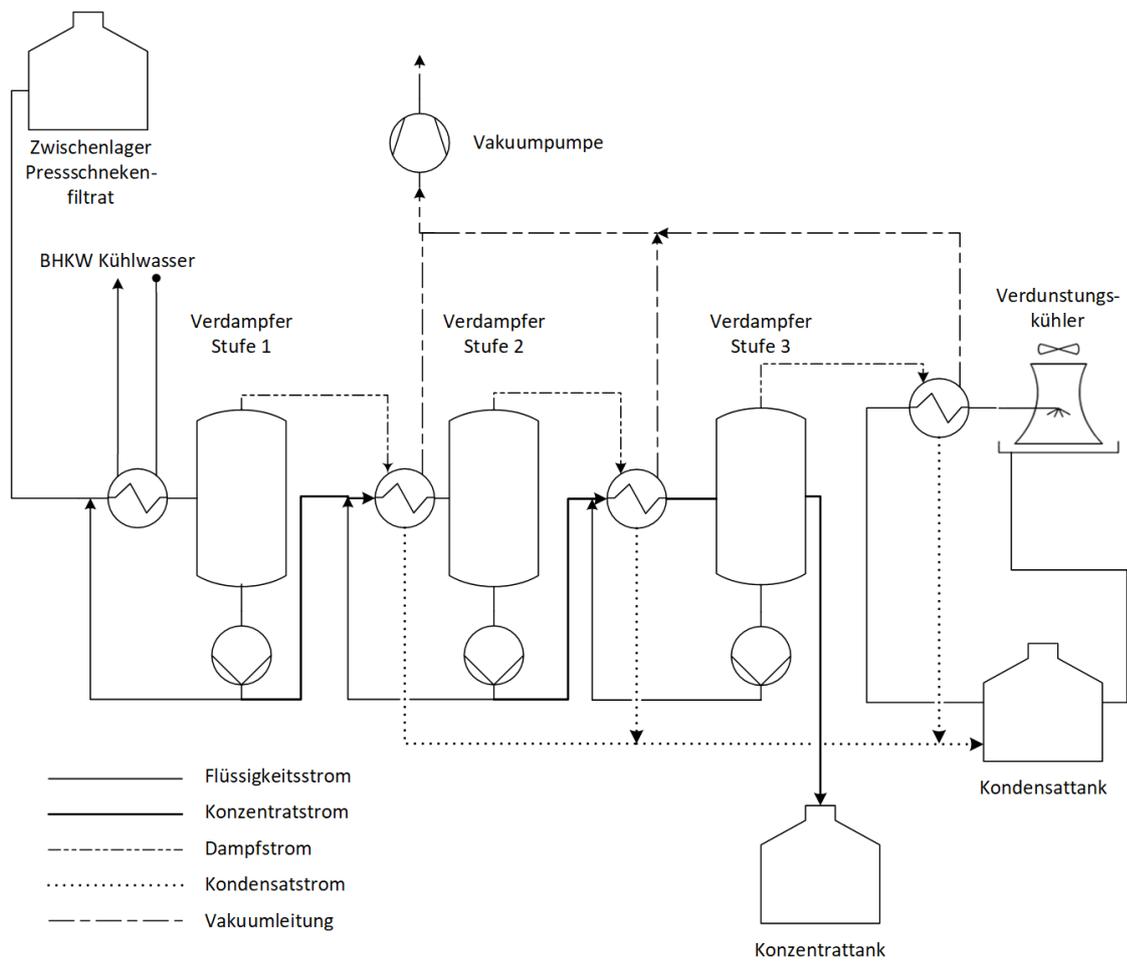


Abbildung 26. Fließschema eines dreistufigen Vakuumverdampfers als Beispiel für die theoretische Berechnung des Wärmebedarfs von Vakuumverdampfern

Prozess wird daher der Gärrest zunächst auf das Temperaturniveau in Stufe 1 erwärmt und ein Teil des Wassers verdampft. Im Anschluss fließt der teilaufkonzentrierte Gärrest in die nächste Stufe. Das Temperaturniveau ist hier geringer, weshalb die im Konzentrat der Stufe 1 gespeicherte Wärmeenergie

$$Q = m_{\text{Konzentrat Stufe 1}} \cdot c_p (\vartheta_{\text{Stufe 1}} - \vartheta_{\text{Stufe 2}})$$

zurückgewonnen wird und in der folgenden Stufe zur Verfügung steht.

Das Konzentrat der letzten Stufe weist einen verhältnismäßig hohen Feststoffgehalt auf, ist zähflüssiger und neigt damit zu Verkrustung des Wärmetauschers. Daher wird zumeist auf eine Wärmerückgewinnung aus dem Konzentrat verzichtet. Um die Kondensationswärme der letzten Verdampfungsstufe abzuführen, wird an Vakuumverdampfern in der Regel auf einen Verdunstungskühler zurückgegriffen. In diesem verdunstet, je nach Anlagentyp, ein Teil oder der gesamte Kondensatstrom in die Umgebung. Die hierfür benötigte Verdunstungswärme wird aus dem Kondensator der letzten Verdampferstufe gewonnen. Bis zu zweistufigen Anlagen ist es laut Hersteller möglich, den gesamten Kondensatstrom auf diese Weise zu verdunsten. Durch diese technische Maßnahme kann auf eine Einleitung des Abwassers verzichtet werden.

In der Praxis kommen diverse Verschaltungsmöglichkeiten der Stoff- bzw. Energieströme zum Einsatz. Nicht alle Vakuumverdampfer werden auf dieselbe Art betrieben. So existieren beispielsweise auch Kreuzstrom- und Gegenstromverdampfer, bei denen entweder keine Konzentratstufung erfolgt oder der Gärreststrom entgegen dem Wärmestrom geführt wird. Daher erfolgt zunächst eine Betrachtung des Verdampfungspotentials anhand des Modellverfahrens. Im Anschluss werden Anpassungen vorgenommen, die die Modelle der Realität näherbringen. Allgemeine Annahmen der Berechnung sind in den Tabellen 11 und 12 aufgeführt.

In Tabelle 13 sind die Ergebnisse der Berechnungen zusammengefasst. Dabei wird auf die charakteristischen Größen massenspezifischer Wärmebedarf und die thermische Energiekennzahl eingegangen. Weiterhin führt die Tabelle die benötigten thermischen Leistungen auf, die das entsprechende Verfahren benötigt, wenn an einer 500 bzw. 2.000 kW_{el} NawaRo-Biogasanlage der anfallende Gärrest aufbereitet werden soll. Die Gärrestmengen entsprechen dabei 10.715 bzw. 42.860 Tonnen pro Jahr. Unter vollständiger Wärmerückgewinnung wird der Wärmebedarf am Beispiel der betrachteten Modellverdampfung ermittelt. Hier werden alle Wärmeströme bis auf den des Konzentratstroms der letzten Stufe unter Berücksichtigung der minimal erreichbaren Temperaturdifferenz im Wärmetauscher von 10 K zurückgewonnen. Strahlungsverluste bleiben unberücksichtigt.

Tabelle 11. Temperaturen und Dampfdrücke des theoretischen Vakuumverdampfungsverfahrens unter Betrachtung von bis zu fünf Stufen

	Umgebung	Stufe 1	Stufe 2	Stufe 3	Stufe 4	Stufe 5
Verdampfungstemp. [°C]	100	75	65	55	45	35
Dampfdruck [bar]	1,013	0,386	0,250	0,158	0,096	0,056
Verdampfungswärme [kWh/kg]	0,627	0,645	0,652	0,658	0,665	0,672

Tabelle 12. Annahmen und Bedingungen für die Berechnung des Vakuumverdampferverfahrens

Symbol	Wert	Einheit	Bemerkung
t_a	8000	h/a	Betriebsstunden
<i>Gärrest</i>			
ϑ_{GR}	25	°C	Temperatur d. Gärrests
$m_{PSS,L}$	91	%	Flüssiganteil nach Pressschnecke bezogen auf Gesamtgärrestaufkommen
$m_{VV,K}$	41	%	Konzentratanteil nach Verdampfer bezogen auf Gesamtgärrestaufkommen
$m_{VV,W}$	50	%	Wasseranteil nach Verdampfer bezogen auf Gesamtgärrestaufkommen
<i>Wärmetauscher</i>			
$\Delta T_{min.}$	10	K	Minimale Temperaturdifferenz

Die Werte in der Kategorie *vollständige Wärmerückgewinnung* liegen weit unter den realen Wärmebedarfswerten, daher werden Anpassungen im Modell-Verfahren vorgenommen, um diese besser mit den Herstellerangeboten und Messungen vergleichen zu können. Unter *selektive Wärmerückgewinnung* stehen die Berechnungsergebnisse, die sich durch Nichtnutzung einzelner Wärmeströme ergeben; einzige Ausnahme stellt das einstufige Verfahren dar, weil hier modellbedingt bereits die geringste Wärmerückgewinnung stattfindet. Im zwei- und dreistufigen Verfahren wird auf die Wärmerückgewinnung aus den Konzentratströmen verzichtet, da es sich bei den betrachteten Anlagen nicht um konzentratgestufte Verfahren handelt. Dagegen verzichtet die vierstufige Verdampferanlage auf die Wärmerückgewinnung aus den Kondensatströmen. Unter diesen Annahmen lassen sich die in den Messungen und Herstellerangeboten untersuchten Verfahren mit den berechneten Werten gut vergleichen. Die dabei auftretenden Differenzen lassen auf Strahlungsverluste der Anlagen und Spielräume der Hersteller bei der Angebotserstellung schließen. Die Ab-

Tabelle 13. Ergebnisse der Wärmebedarfsrechnung an den Modell-Vakuumverdampfungsverfahren inklusive Schätzung der Wärmeleistung für die Gärrestaufbereitung an einer 500 kW_{el} und 2.000 kW_{el} BGA.

Verdampfer- stufen -Anzahl	Spezifische Wärme $q_s \left[\frac{\text{kWh}}{\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}} \right]$	Energie- kennzahl ϵ_{th}	Theoretische Wärmeleistung	
			\dot{Q}_{500} [kW]	\dot{Q}_{2000} [kW]
<i>Vollständige Wärmerückgewinnung</i>				
Stufe 1	0,705	0,89	469	1.874
Stufe 2	0,375	1,67	249	996
Stufe 3	0,244	2,57	162	648
Stufe 4	0,176	3,56	117	467
<i>Selektive Wärmerückgewinnung</i>				
Stufe 1	0,705	0,89	469	1.874
Stufe 2	0,390	1,61	259	1.038
Stufe 3	0,273	2,30	181	726
Stufe 4	0,227	2,76	151	604

weichungen zwischen theoretischer Betrachtung und Herstellerangeboten bzw. Messungen belaufen sich auf 1 bis 18 %. Ein Vergleich aller Ergebnisse ist in Tabelle 15 möglich.

4.3.4 Fallstudie

Die aus Messungen und Probenahmen gewonnenen Abscheidegrade sowie die in Messungen bestätigten, gemittelten Herstellerangaben bezüglich Wärme- und Strombedarf fließen in die Berechnungen für die Fallstudie ein. Die Aneinanderreihung der Prozessschritte *Pressschnecke* und *Vakuumverdampfer* mit *Brüdenwäscher* zur ASL-Produktion ergibt eine Reduktion des gesamten Gärrestaufkommens um 52 %. Die reduzierte Wassermenge ist somit bei allen betrachteten Verdampfer-Verfahren gleich, die dafür benötigten Wärme- und Strommengen unterscheiden sich jedoch. Siehe hierzu auch Tabelle 14. Gegenübergestellt werden ein einstufiges, ein zwei- und ein vierstufiges Verdampfungsverfahren. Die Ergebnisse sind in Tabelle 14 zusammengefasst. Die pro Kubikmeter benötigte Wärmemenge reduziert sich erwartungsgemäß mit jeder zusätzlichen Verdampfungsstufe. Demgegenüber steht der nicht lineare Verlauf des spezifischen elektrischen Energiebedarfs. Dieser ist im zweistufigen Verfahren am geringsten und erhöht sich wieder bei der Installation zusätzlicher Verdampferstufen, was auf den steigenden Druckverlust in der Anlage

Tabelle 14. In der Fallstudie ermittelte Energiebedarfe und Stoffstromaufteilung für den Modellgärrest, der Massenstrom gibt die Menge am Ausgang des Verfahrensschritts in Prozent des Gesamtgärreststroms am Ausgang der Biogasanlage an.

Energiebedarf: Massenstrom [%]		thermisch		elektrisch	
		$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$
<i>1-Stufig</i>					
Pressschnecke	92	–	–	0,5	1,0
Vakuumverdampfung	52	354	675	10,0	21,6
	<i>Summe:</i>	354	675	10,5	22,7
<i>2-Stufig</i>					
Pressschnecke	92	–	–	0,5	1,0
Vakuumverdampfung	52	227	433	6,5	14,1
	<i>Summe:</i>	227	433	7,0	15,1
<i>4-Stufig</i>					
Pressschnecke	92	–	–	0,5	1,0
Vakuumverdampfung	52	129	257	8,7	18,8
	<i>Summe:</i>	129	257	9,2	19,9

und die geringeren Verdampfungstemperaturen und damit niedrigeren Drücke zurückzuführen ist.

Weiterhin ergibt sich bei einem Ammonium-Stripppgrad von 80 % eine ASL-Produktion in Höhe von 3,4 % bezogen auf das Gesamtgärrestaufkommen. Der hierfür benötigte Schwefelsäurebedarf liegt bei 0,9 % des gesamten Gärrestaufkommens. Hierbei ist allerdings anzumerken, dass in der Fallstudie von einer 10 % überstöchiometrischen Schwefelsäuredosierung ausgegangen wurde. An den Anlagen erfolgte die Schwefelsäuredosierung im Schnitt 20 % überstöchiometrisch. Außerdem ist der Schwefelsäurebedarf vom $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gehalt im Gärrest abhängig.

4.3.5 Datenvergleich

Tabelle 15 fasst alle wichtigen Daten dieses Kapitels zusammen. Aufgeführt sind die ausgewerteten Ergebnisse der Messungen, Herstellerangaben, Berechnungen und Fallstudien. Diesen Daten werden die Werte für den spezifischen thermischen und elektrischen Energiebedarf zugeordnet. Zum einen bezieht sich die benötigte Energie auf die Gärrestmenge am Ausgang der Biogasanlage, zum anderen auf die Menge entzogenen Wassers. Der auf Wasserentzug bezogene thermische Energiebedarf dient maßgeblich als Vergleichsparameter, da dieser den Nutzen bewertet. Die Energiekennzahl schließt sowohl den thermischen als auch den elektrischen spezifischen Energiebedarf ein und schafft somit eine Vergleichbarkeit auch mit anderen Verfahren. Die letzten beiden Spalten geben an, wie viel Wasser prozentual vom Gesamtgärrestaufkommen entzogen und welche thermische Leistung dafür benötigt wird. Diese spezifische Wärmeleistung bezieht sich auf die installierte elektrische Leistung eines BHKWs, welches mit einer NawaRo-Anlage betrieben wird, die eine den Fallbeispielen entsprechende Gärrestmenge produziert.

Die Energieeinträge pro entfernter Tonne Wasser der Messungen übersteigen die Werte der Herstellerangaben und der theoretischen Betrachtung. Die berechneten Werte sind um 6 bis 17% kleiner als die gemessenen. Allerdings wurden Strahlungsverluste an die Umgebung nicht berücksichtigt. Weiterhin ist anzumerken, dass der Anlagenbetrieb auch von örtlichen Gegebenheiten sowie dem bei der durchgeführten Datenerfassung vorherrschenden Betriebszustand abhängig ist. So ist die Vermessung auch ein Beweis dafür, dass die Energiebedarfe in der Gärrestaufbereitung großen Schwankungen unterliegen können. Technisch sind jedoch auch die in den Angeboten vorgelegten Verbrauchswerte durchaus erreichbar, wie die theoretische Betrachtung zeigt. Insgesamt erreichen Vakuumverdampferverfahren bereits bei zweistufigen Anlagen thermische Energiekennzahlen größer eins. Schlussfolgernd betrachtet weisen Vakuumverdampferverfahren eine höhere Effizienz als das Referenzverfahren auf. Das vierstufige Verfahren erreicht sogar einen Wert über zwei. In der Gesamtwertung der Energiekennzahl reduzieren sich die Werte jedoch aufgrund des hohen elektrischen Strombedarfs.

Tabelle 15. Ergebnisse der Messungen, Berechnungen und Herstellerangaben für Vakuumverdampfer; der spezifische Wärmebedarf bezieht sich auf die installierte elektrische Leistung an einer NawaRo-Biogasanlage und ist die Wärmeleistung, die bereitgestellt werden muss, um den dort anfallenden Gärrest aufzubereiten. Der Wert dient der Orientierung für die verfügbare thermische Energie an einem BHKW. Das Referenz-BHKW weist spezifische Wärmeleistungen von $0,48 \text{ kW}_{th}/\text{kW}_{el}$ im Kühlwasserkreislauf und $0,57 \text{ kW}_{th}/\text{kW}_{el}$ im Abgasstrom somit maximal $1,05 \text{ kW}_{th}/\text{kW}_{el}$ auf.

	Thermischer Energiebedarf		Elektrischer Energiebedarf		Energiekennzahl			Wasserentzug		Spezifischer Wärmebedarf	
	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{GR \text{ BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{H_2O \text{ red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{GR \text{ BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{H_2O \text{ red.}}} \right]$	th.	el.	ges.	entzug	[%]	$q \left[\frac{\text{kW}_{th}}{\text{kW}_{el}} \right]$	$q \left[\frac{\text{kW}_{th}}{\text{kW}_{el}} \right]$
<i>Messung</i>											
1-Stufig	375	750	9	17	0,84	12,7	0,78	41			0,90
2-Stufig	236	471	7	14	1,33	15,4	1,22	46			0,58
<i>Angebote</i>											
1-Stufig	413	714	13	22	0,88	10,1	0,81	58			1,10
2-Stufig	318	414	10	12	1,51	17,7	1,39	77			0,85
4-Stufig	217	267	15	18	2,35	12,1	1,97	81			0,58
<i>Berechnung, selektive Wärmerückgewinnung</i>											
1-Stufig	350	705	-	-	0,89	-	-	50			0,94
2-Stufig	194	390	-	-	1,54	-	-	50			0,52
3-Stufig	135	273	-	-	2,03	-	-	50			0,36
4-Stufig	113	227	-	-	2,42	-	-	50			0,30
<i>Fallstudie</i>											
1-Stufig	367	739	11	23	0,85	9,4	0,78	50			0,98
2-Stufig	235	473	7	16	1,32	14,1	1,21	50			0,63
4-Stufig	139	267	9	20	2,23	10,9	1,85	50			0,35

4.4 Strippung

Die Gärreststrippung hat zum Ziel, die Stickstofffracht im Gärrest und auch im Biogasfermenter selbst zu reduzieren. Sie ist daher nicht nur als reines Gärrestaufbereitungsverfahren zu verstehen, sondern auch als Begleitverfahren für die Fermentation, um Substrate mit hohem Ammoniumbildungspotential nutzen zu können. Die Funktionsweise ist der Vakuumverdampfung sehr ähnlich, bei leichtem Unterdruck und Temperaturen um 80 °C wird Ammoniak ausgetrieben und in einem Wäscher zu Ammoniumsulfat gebunden. Da kein oder nur wenig Wasser aus dem Gärrest entfernt wird, weist dieses Verfahren einen geringeren Bedarf an thermischer Energie auf als ein Vakuumverdampfer. In Folge dessen können größere Gärrestmengen behandelt werden und gezielt Stickstoff in eine transportwürdige Phase überführt werden. Alle Berechnungen, Fallbeispiele etc. basieren darauf, dass ausschließlich der überschüssige Gärrest an der Biogasanlage behandelt wird. Für eine Strippung, die auch im Fermenter den Ammoniumgehalt senkt, bedarf es einer separaten Auslegung, die abhängig vom Substrateinsatz an der Biogasanlage den Entfrachtungsbedarf und somit die Strippleistung ermittelt.

4.4.1 Berechnungsgrundlagen

Da bei der Strippung, genau wie bei der Vakuumverdampfung, der Wärmebedarf von der zu erwärmenden und der verdampften Menge Gärrest abhängt, werden hierfür dieselben Formeln verwendet, wie bei der Vakuumverdampfung. Da keine Details bezüglich der konstruktiven Umsetzung bekannt sind, wird auch in diesem Fall von einer Druckverlust- und damit Elektrizitätsbedarfsrechnung abgesehen.

4.4.2 Messdaten

Bei der Datenermittlung an einer großtechnischen Ammonium-Strippanlage wurden die folgenden Stoffströme bestimmt und beprobt: Rohgärrest direkt nach der Biogasanlage, Feststoffphase und Flüssigphase nach der Pressschnecke, stickstoffreduzierter Gärrest nach der Strippung und Ammoniumsulfatlösung. Die Entnahmestellen sind in Abbildung 15 in das Fließschema eingezeichnet. In Kombination mit den aus der Anlagensteuerung gewonnenen Massen- und Wärmeströmen erfolgte die Bilanzierung der Anlage. Spezifische Energiebedarfe wurden auf Grundlage der Bilanzierung und Auswertung der Probenanalysen ermittelt. Tabelle 16 stellt die Ergebnisse der Gärreststromaufteilung und der Analyse der spezifischen Energiebedarfe dar. Obwohl es sich bei der Strippung nicht um ein aufkonzentrierendes Verfahren handelt, sind hier auch

Tabelle 16. Ergebnisse der Wärmebedarfsmessung an einer Strippanlage: Auch wenn dieses Verfahren nicht der Aufkonzentration dient, wird hier der spezifische Energiebedarf bezogen auf die verdampfte Tonne Wasser präsentiert, um Vergleichbarkeit zu schaffen.

bezogener Massenstrom [%]	Energiebedarf thermisch		Energiebedarf elektrisch		
	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	
Press- schnecke	95	–	–	0,5	7,8
Strippung	6	81	1.263	5,6	87
<i>Summe:</i>		81	1.263	6	95

die Werte für die Verdampfungsenergie je einer Tonne Wasser angegeben. Damit lässt sich die Effizienz dieses Verfahrens mit der eines einstufigen Vakuumverdampfers vergleichen. In einem Strippverfahren findet jedoch fast keine Volumenreduktion statt, folglich ist der spezifische Energiebedarf pro Tonne Rohgärrest sehr viel geringer. Zum Vergleich mit den Ergebnissen aus der Berechnung und den Herstellerangaben wird auf Tabelle 23 verwiesen.

Die Gärreststrippung hat die Ammoniumreduktion im Gärrest zum Ziel, weshalb die Betrachtung der Stoffströme, insbesondere der des Stickstoffs, von zentraler Bedeutung ist. Diesbezüglich wurden die beiden Stoffströme Gesamtstickstoff und Ammoniumstickstoff in der Strippanlage bilanziert. Die Ergebnisse zeigt Tabelle 17.

Hier kann ein Strippgrad bezogen auf Ammoniumstickstoff in Höhe von 70 % gemessen werden, was nicht ganz der Herstellerangabe von 80 % entspricht. Allerdings basiert diese Messung auf einer Stichprobe, eine Langzeitbetrachtung hätte eine regelmäßige Probenahme erfordert und war im Rahmen des Projektes nicht durchführbar.

Die Bilanz des Gesamtstickstoffs ist ebenfalls in Tabelle 17 aufgeführt. Hier von wird nur der leicht flüchtige Teil des Stickstoffs ausgetrieben, was der Ammonium- bzw. Ammoniakfracht entspricht. Organisch gebundener Stickstoff wird nicht ausgestrippt, da er vornehmlich partikulär vorliegt. Der Strippgrad des Gesamtstickstoffs hängt vom Ammoniumanteil am Gesamtstickstoff ab. Dieser ist u. a. größer je höher die Effizienz des Fermentationsprozesses aufgrund der Bildung von Ammoniumstickstoff durch den Abbau der Organik ist. Weiterhin hängt das Ammonium-Gesamtstickstoff-Verhältnis von den eingesetzten Substraten ab. Dass sich die Bilanz des Gesamtstickstoffs nicht zu 100 % ergibt, wie es bei Ammoniumstickstoff der Fall ist, liegt an Messungenauigkeiten in der Probenanalyse und der Bestimmung der Massenströme.

Tabelle 17. Daten aus der Stickstoffbilanz der untersuchten Strippanlage; dargestellt sind die prozentualen Stoffströme im Verhältnis zum Stoffstrom im rohen Gärrest sowie das Ammonium- bzw. Gesamtstickstoffverhältnis. Dass sich die Bilanz des Gesamtstickstoffs nicht zu 100 % ergibt, ist auf Messungenauigkeiten in den Proben und bei den Massenströmen zurückzuführen.

	Eingang	N-Red. Gärrest	ASL
N-Ges	100 %	59 %	37 %
NH ₄ -N	100 %	30 %	70 %
NH ₄ -N/N-Ges	52 %	27 %	98 %

4.4.3 Quantitative Betrachtung der Ammoniakstrippung

Für die Wärmebedarfsrechnung des Stripppverfahrens wird das Berechnungsmodell der Vakuumverdampfung in leicht veränderter Form herangezogen. Abbildung 27 stellt das Fließschema des Stripppverfahrens grafisch dar. Die Strippung ist parallel zu dem Fermenter geschaltet, auf die Feststoffabscheidung vor der Strippung wird hier verzichtet. In Wärmetauscher WT 1 wird das Substrat von 45 °C Fermentertemperatur auf die Betriebstemperatur von 80 °C erhitzt und dort durch den Umwälzkreislauf auf diesem Temperaturniveau gehalten. In der Stripppkolonne erfolgt die Verdampfung von Wasser und Ammoniak; ein Teil der Verdampfungsenergie kann in Wärmetauscher WT 2 rückgewonnen werden. Das Stripppgas gelangt anschließend in den Wäscher, in dem der Ammoniak als Ammoniumsulfat mittels Schwefelsäure oder REA-Gips gebunden wird. Das stickstoffreduzierte Substrat gelangt durch Wärmetauscher WT 3 zurück in den Fermenter oder wird in das Gärrestlager gepumpt. In WT 3 kann ein Teil der zum Aufwärmen benötigten Energie rekuperiert werden. Andernfalls dient das in den Fermenter zurückgepumpte Substrat als Fermenterheizung, eine Rekuperation an der Stelle ist daher nicht immer sinnvoll.⁴

In den beiden aus der Vakuumverdampfung bekannten Berechnungsmodellen wird daher zunächst eine Variante behandelt, die möglichst alle Wärmeströme rückgewinnt, um ein theoretisches Optimum aufzuzeigen, und eine, die die im realen Prozess vorgesehenen Wärmeauskopplungen nutzt. Zusätzlich wird noch eine Wärmebedarfsrechnung ohne Wärmerückgewinnung durchgeführt.

Die Ergebnisse der Berechnungen sind in Tabelle 19 gezeigt. Aufgeführt sind hier die spezifischen Wärmen, einerseits in Bezug auf den Gärresteingang und andererseits auf das verdampfte Wasser. Weiterhin sind die thermische Ener-

⁴Der Wärmebedarf des Fermenters liegt bei ca. 25–30 % der BHKW-Abwärme. Dies entspricht an einer 500 kW_{el}-Anlage einem Wärmebedarf des Fermenters von rund 130–150 kW_{th}.

Tabelle 18. Randbedingungen für die theoretische Wärmebedarfsermittlung des Ammonium-Strippverfahrens

Symbol	Wert	Einheit	Bemerkung
t_a Gärrest	8000	h/a	Betriebsstunden pro Jahr
ϑ_{GR}	45	°C	Temperatur des Substrats
$m_{PSS,L}$	91	%	Filtrat nach Pressschnecke bezogen auf Gesamtgärrest
$m_{S,N-Red.}$	86	%	N-Reduziertes Substrat nach Strippung bezogen auf Gesamtgärrest
$m_{S,W}$	5,5	%	Wasserreduktion bezogen auf Gesamtgärrest
Wärmetauscher $\Delta T_{min.}$	10	K	Minimale Temperaturdifferenz

Tabelle 19. Ergebnisse der Wärmebedarfsrechnung eines Ammoniumstripp-Verfahrens, inklusive Werte der überschlägigen Berechnung für die Wärmeleistung, die eine Gärrestaufbereitung an einer 500 kW_{el} und 2.000 kW_{el} BGA benötigt.

Szenario	Spezifische Wärme q_s		Energiekennzahl ϵ_{th}	Theoretische Wärmeleistung	
	$\left[\frac{kWh}{kg_{GR}} \right]$	$\left[\frac{kWh}{kg_{H2O}} \right]$		\dot{Q}_{500} [kW]	\dot{Q}_{2000} [kW]
Vollständige Wärmerückgewinnung	0,012	0,194	6,73	14	57
Selektive Wärmerückgewinnung	0,041	0,680	1,92	50	200
Wärmerückgewinnung aus N-Red. Strom	0,052	0,866	1,53	64	254
Keine Wärmerückgewinnung	0,079	1,321	1,00	97	388

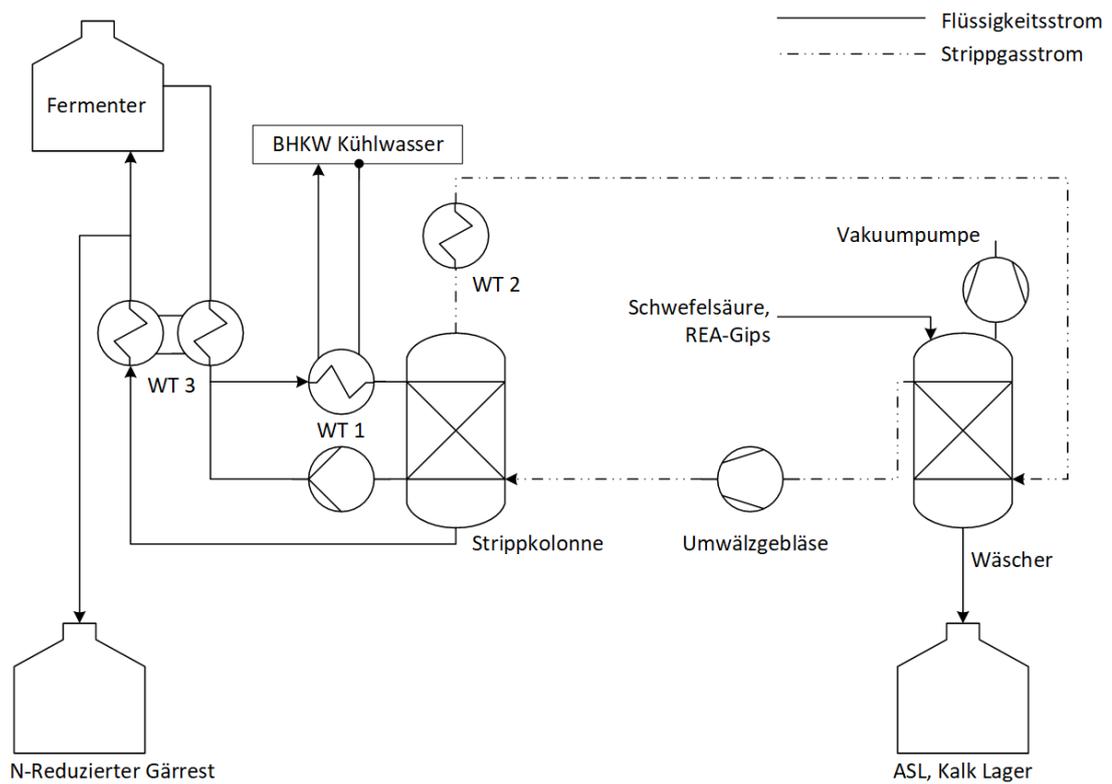


Abbildung 27. Fließschema eines Ammoniumstripp-Prozesses zur Veranschaulichung der theoretischen Betrachtung. Die vollständige Wärmerückgewinnung nutzt dabei alle Wärmeströme aus dem WT 2: Kondensation und Abkühlung auf 10 K über Substrateingangstemperatur sowie WT 3: Abkühlung des N-reduzierten Substrates auf zehn Kelvin über Substrateingangstemperatur. Das zweite Szenario selektive Wärmerückgewinnung koppelt nur die Kondensationswärme aus WT 2 aus. Tabelle 18 zeigt alle Randbedingungen für die Berechnung.

Tabelle 20. Aufteilung der Wärmeströme in der Berechnung; die Aufteilung erfolgt in Wärmebedarf für Erwärmung und für Verdampfung sowie die Wärmerückgewinnungspotentiale aus Kondensation, dem Kondensatstrom und dem N-reduzierten Strom. Verwiesen wird auf die jeweiligen Wärmetauscher (WT), wie in Abbildung 27 dargestellt. Aufgrund der minimalen Temperaturdifferenz in einem Wärmetauscher lässt sich weniger Wärme zurückgewinnen, als für die Erwärmung benötigt wird.

Wärmestrom	\dot{Q} [%]	Beschreibung
Erwärmung	51	Substraterwärmung auf Prozesstemperatur (WT 1)
Verdampfung	49	Verdampfung (WT 1)
Kondensation	49	Kondensation (WT 2)
Kondensatwärme	2	Nutzbare Wärme im Kondensatstrom (WT 2)
N-Red. Wärme	35	Nutzbare Wärme im N-reduzierten Strom (WT 3)

giekennzahl und die erwarteten Wärmeleistungen aufgeführt, die für die Gärrestbehandlung an einer $500 \text{ kW}_{\text{el}}$ und an einer 2 MW_{el} NawaRo-Biogasanlage benötigt werden. Beim Vergleich der einzelnen Berechnungsszenarien fällt auf, dass die *vollständige Wärmerückgewinnung* erwartungsgemäß einen sehr niedrigen Wärmebedarf hat. Der spezifische Wert für die Wasserverdampfung liegt sogar unter dem eines realen vierstufigen Vakuumverdampfverfahrens. Angesichts der Prozessähnlichkeit von Strippung und einstufigem Vakuumverdampfverfahren, ist dieser geringe thermische Energiebedarf unrealistisch. Die *selektive Wärmerückgewinnung* führt ebenfalls nicht zu Ergebnissen, die mit der Messung in Tabelle 16 vergleichbar sind. Allerdings erscheinen diese bei einem Vergleich mit einem einstufigen Vakuumverdampfer realistisch. Das Szenario ohne Wärmerückgewinnung ist mit den Daten aus der Messung vergleichbar. Die Messwerte liegen nur geringfügig über den theoretisch ermittelten, siehe hierzu Tabelle 23. Nicht einbezogen ist hierbei, dass aufgrund der Substratrückführung Wärmeleistung für die Fermenterheizung eingespart werden kann. Um dies zu berücksichtigen, ist das Szenario mit *Wärmerückgewinnung aus dem stickstoffreduzierten Massenstrom (N-Red.)* aufgeführt, falls die Wärme rekuperiert wird. Für den direkten Vergleich zwischen Messwerten, Berechnung und Herstellerangabe wird auf Tabelle 23 verwiesen.

Die Aufteilung der Wärmeströme in Aufheizleistung, Verdampfungsleistung und die Rückgewinnungsmöglichkeiten sind in Tabelle 20 zu sehen. Es lässt sich erkennen, dass der Aufwand für die Erwärmung des Substrats nur geringfügig höher ist als das Verdampfen der verhältnismäßig geringen Menge Wasser. Dies ist auch der Grund, warum die Definition der Energiekennzahl für die Strippung einen Sonderfall darstellt. Eine Nutzung der Wärme aus dem

Kondensatstrom erscheint nicht sinnvoll, ebenso die Wärme aus dem Stickstoff reduzierten Substratstrom, wenn dieser die Fermenter direkt beheizt. Die sinnvollste Wärmeauskopplung besteht in der Kondensation des Dampfstroms in Wärmetauscher WT2, da dieser das größte thermische Energierückgewinnungspotential aufweist.

4.4.4 Fallstudie

In der Fallstudie erfolgt die Aneinanderreihung der Verfahrensschritte des Ammoniumstripp-Verfahrens. Die Aufteilung des rohen Gärrests in die Produkte der Ammoniakstrippung wird anhand der ermittelten Abscheidegrade modelliert. Im ersten Verfahrensschritt findet die Abtrennung grober Faserstoffe in einer Pressschnecke statt. Im Anschluss gelangt das Filtrat in die Strippung, in der der Ammoniumgehalt reduziert wird. Der Strippgrad entspricht der Definition aus Gleichung 11 und beträgt 80 %, der TR der Ammoniumsulfatlösung wird auf 35 % festgelegt. Das entspricht dem gemessenen Maximalwert und zugleich der Herstellerangabe. Der Wärmebedarf orientiert sich an den vom Hersteller angegebenen 90 kWh/t, der sich auf den Gärrest am Eingang der Strippkolonne bezieht.

Mit diesen Randbedingungen ergeben sich die Werte in Tabelle 21. Der prozentuale Massenstrom am Ausgang der Strippanlage ist von dem in einer Vakuumverdampfung zu unterscheiden. Bei der Strippung handelt es sich um den Dampfmassenstrom am Ausgang der Strippkolonne und vor dem Brüdenwäscher. Bei der Vakuumverdampfung wird hier lediglich der tatsächliche Kondensatstrom nach dem Brüdenwäscher für die Verdampfungseffizienz berücksichtigt. Dies hat den Grund, dass die Strippung nicht als aufkonzentrierendes Verfahren ausgelegt ist und streng genommen kein reines Kondensatwasser erzeugt wird. Um dennoch die stattfindende Wasserverdampfung bewerten zu können, wird in diesem Fall der gesamte Dampfstrom berücksichtigt, auch wenn ein Großteil des Wassers in der Ammoniumsulfatlösung zurückbleibt. Auf Rückfrage beim Hersteller konnte bestätigt werden, dass auch eine Kondensatausschleusung und somit eine Aufkonzentration möglich ist. Die Wasserqualität wurde im Rahmen dieser Arbeit nicht bewertet. Auf Grundlage der Prozessführung ist davon auszugehen, dass das Wasser dieselbe Qualität, wie das aus einem Vakuumverdampfer erreichen kann.

Die Zusammenfassung des Fallbeispiels ist in Tabelle 21 und 22 zu sehen. In letzterer wird nochmals verdeutlicht, wie sich die Massenströme aufteilen. Weiterhin ist zu sehen, dass bei der Verwendung von REA-Gips anstelle von Schwefelsäure als Absorbens für Ammoniak, größere Mengen benötigt werden, was auf den geringeren Schwefelgehalt im Calciumsulfat zurückzuführen ist. Für den Vergleich aller Werte wird auf Tabelle 23 verwiesen, hier sind die

Tabelle 21. Energiebedarfe des Ammoniumstripp-Verfahrens und Massenstromaufteilung der Flüssig- bzw. Wasserphase, in der Fallstudie am Austritt jedes Prozessschrittes, bezogen auf die in der Biogasanlage anfallende Gärrestmenge.

	bezogener Massenstrom [%]	Energiebedarf thermisch		Energiebedarf elektrisch	
		$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$
Pressschnecke	92	–	–	0,5	8
Strippung	6	82	1.374	6	107
<i>Summe:</i>		82	1.374	7	116

Tabelle 22. Stoffströme und Feststoffgehalte (TR in % der Frischmasse) im Fallbeispiel der Ammoniumstrippung: Der Massenstrom und Ammoniumstickstoffstrom sind in Prozent der in der Biogasanlage anfallenden gesamten Menge Gärrest bzw. Ammoniak angegeben. Die einzelnen Strombezeichnungen sind in Abbildung 15 zu finden. REA-Gips ist als ein Substitut für Schwefelsäure zu sehen.

Gehalte / Stoffstrom	Roh P0	Fest P1	Flüssig P2	N-Red. P2	ASL P4	H ₂ SO ₄ 96 %	REA-Gips
TR [%-FM]	7,9	30,0	5,8	6,0	30	96,0	78
Massenstrom [%]	100	9	91	88	4,3	1,0	1,5
NH ₄ N [%]	100	9	91	27	64	–	–

Ergebnisse der Messungen, der Berechnungen, des Fallbeispiels und die Herstellerangaben eingetragen.

4.4.5 Datenvergleich

In Tabelle 23 sind die Kennzahlen des Ammoniumstripp-Prozesses aufgeführt, hier können die spezifischen Energieeinträge, Energiekennzahlen, Strippgrad, Wasserreduktion und der BHKW-spezifische Wärmebedarf abgelesen und verglichen werden. Insgesamt liegen hierbei fast alle Werte, die aus Messung, Berechnung, Herstellerangebot und Fallstudie ermittelt wurden, dicht beieinander. Das berechnete Prozessszenario mit Wärmerückgewinnung aus dem stickstoffreduzierten Ausgangsstrom der Strippanlage zeigt Energiesparpotential auf, wenn ein Wärmetauscher für die Vorheizung des Substrates verbaut wird oder der N-Red.-Strom zurück in die Biogasanlage geführt wird und dort thermische Energie für die Fermenterheizung liefert.

Die Angaben des Herstellers unterteilen sich in zwei Kategorien. Die erste, ohne Pressschnecke, bezieht sich auf den Energiebedarf am Eingang des Strippverfahrens. In der zweiten Kategorie, mit Pressschnecke, wird angenommen, dass der Strippung eine Feststoffseparation vorgeschaltet wird. Die damit verbundene Reduktion des Gesamtmassenstromes bewirkt eine Senkung des spezifischen Energiebedarfs für den Gesamtprozess bezogen auf die Ausgangsmenge der Biogasanlage, da ein kleinerer Massenstrom im energieintensiven Strippprozessschritt behandelt werden muss.

Tabelle 23. Zusammenstellung der ermittelten Daten zur Ammoniumstrippung, die aus Messung, Berechnung, Herstellerangaben und Fallstudie gewonnen wurden.

	Thermischer Energiebedarf		Elektrischer Energiebedarf		Energiekennzahl ϵ		Strippgrad [%]	Red. Wasser [%]	Spezifische Wärmeleistung $\dot{Q} \left[\frac{kWh}{kWh_{el}} \right]$	
	$\left[\frac{kWh}{t_{GR\ BGA}} \right]$	$\left[\frac{kWh}{t_{H_2O\ red.}} \right]$	$\left[\frac{kWh}{t_{GR\ BGA}} \right]$	$\left[\frac{kWh}{t_{H_2O\ red.}} \right]$	th.	el. ges.				
Messung Angebot	86	1.263	6	95	1,10	5,6	0,92	70	6,4	0,23
ohne Pressschnecke	90	1.432	7	112	1,01	4,5	0,83	80	6,3	0,24
mit Pressschnecke	82	1.432	6	112	1,01	4,5	0,83	80	5,7	0,22
<i>Berechnungen</i>										
ohne Rekuperation	72	1.321	–	–	1,00	–	–	–	6,0	0,19
Rekuperation aus N-Red.	47	866	–	–	1,53	–	–	–	6,0	0,13
Fallstudie	82	1.374	7	116	0,89	3,7	0,72	80	6	0,22

4.5 Membranverfahren

Im Folgenden werden die Ergebnisse der Messdatenerhebung erläutert. Anschließend erfolgt eine Energiebedarfsrechnung anhand der untersuchten Membrananlagen. Die Erkenntnisse aus Messung und Berechnung fließen in die Fallstudie ein, in der zwei verschiedene Membranverfahren gegenübergestellt werden. Es folgt ein Vergleich der Mess-, Berechnungs- und Herstellerdaten. Im letzten Unterabschnitt wird der Einfluss des Membranrohrdurchmessers auf den Energiebedarf der Ultrafiltration diskutiert.

4.5.1 Messdaten

Zur Validierung der Hersteller- und Anlagenbetreiberangaben wurden an zwei verschiedenen Membranaufbereitungsanlagen Messwerte aufgenommen. Dabei handelte es sich bei der einen um eine großtechnische Anlage zur Aufbereitung von Gärresten aus einer Abfallvergärungsanlage und bei der anderen um eine Forschungsanlage an einem NawaRo-Fermenter. Die damit verbundenen Aufbereitungskapazitäten der Membrananlagen belaufen sich auf 20.000 bzw. 3.000 m³ Gärrest pro Jahr.

Die gewählte Vorgehensweise bezüglich der Messdatenermittlung war an beiden Anlagen nahezu identisch. In beiden Fällen wurden die Zählerstände der ein- und ausgehenden Stoffströme regelmäßig dokumentiert und Proben jedes einzelnen Stroms im stationären Zustand genommen. Die Ermittlung der Energieströme erfolgte an der großtechnischen Anlage über Auslesen des installierten Stromzählers, während an der Forschungsanlage die Möglichkeit bestand, die eigenen Strommessgeräte anzuschließen. Unter Zuhilfenahme der Probenanalysen konnten die einzelnen Stoffströme bilanziert und Abscheidungsgrade der einzelnen Inhaltsstoffe bestimmt werden. Insbesondere die Bilanzierung des Trockenrückstands gab Aufschluss über die Verhältnisse der einzelnen Massenströme.

Die Abbildungen 28 und 29 zeigen das jeweilige Fließschema der beiden Membrananlagen. Da Abfallvergärungsanlagen geringere Feststoff- und Fasergehalte im Gärrest aufweisen, kann auf eine Vorseparation verzichtet werden; der Gärrest wird direkt in eine flockungsunterstützte Flotation gepumpt. Im Anschluss daran weist die Flüssigphase mit unter 1 % einen sehr niedrigen Feststoffgehalt auf und gelangt in die Ultrafiltration. Hier erfolgt die Abscheidung sämtlicher partikulärer Feststoffe, das Konzentrat wird in das Gärrestlager geleitet, das anfallende Permeat in den Umkehrosmoseschritt. Hierdurch erfolgt die Aufkonzentration der verbliebenen Nährstoffe sowie die Erzeugung einleitfähigen Wassers. Das Retentat der ersten Umkehrosmosestufe wird als Dünger-

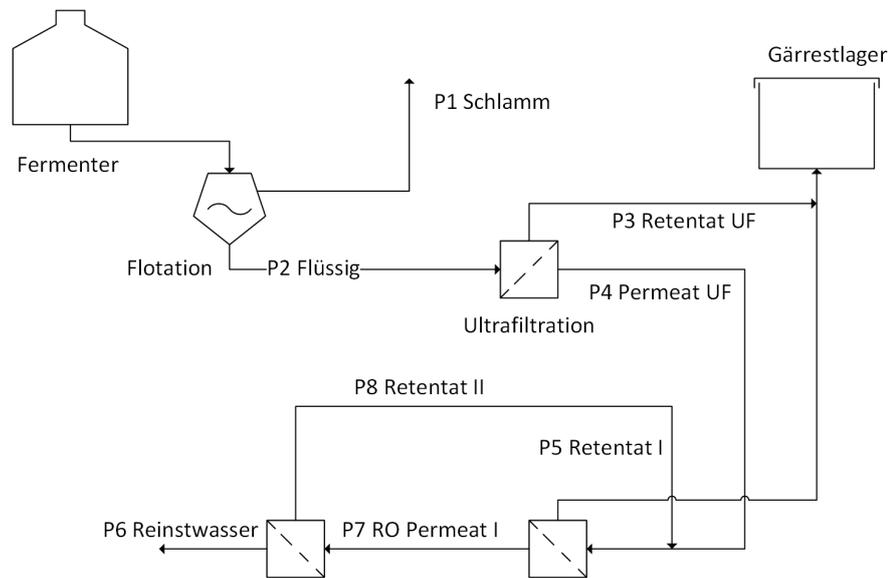


Abbildung 28. Blockschaltbild der untersuchten großtechnischen Membrananlage an einer Abfallvergärungsbiogasanlage

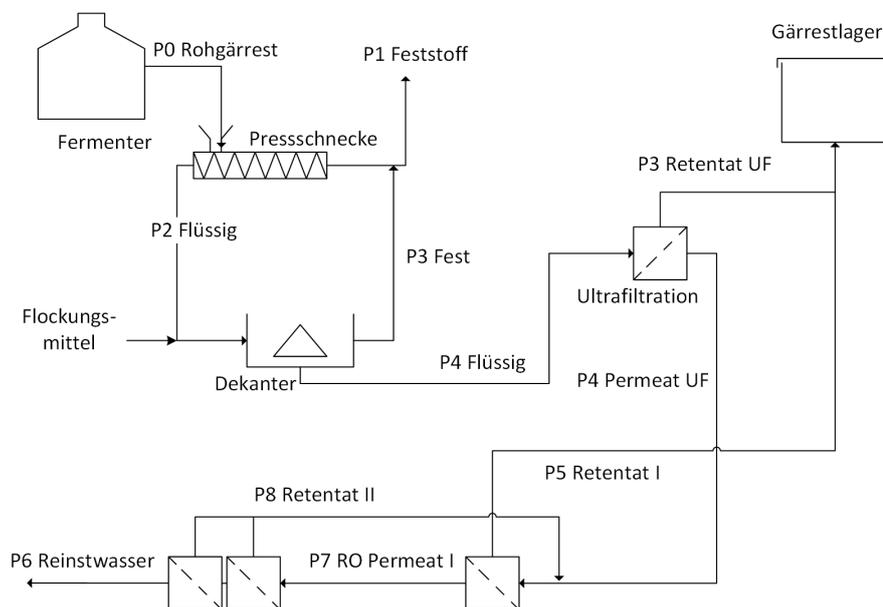


Abbildung 29. Blockschaltbild der untersuchten Forschungsmembrananlage zur Aufbereitung von NaWaRo-Gärrest

konzentrat in das Gärrestlager gefördert, das Permeat der zweiten Umkehrosmosestufe ist einleitfähiges Wasser.

Das zweite vermessene Verfahren verfügt über eine aufwändigere Feststoffseparation, aufgrund des mit 8 % sehr viel höheren Feststoffgehaltes im Rohgärrest als an der Abfallvergärungsanlage. In der Pressschnecke erfolgt zunächst die Entfernung grober Feststoffe, die einen Partikeldurchmesser größer 0,5 mm aufweisen. Anschließend wird im Dekanter mithilfe von Flockungspolymeren der Trockenrückstand des Zentrates auf unter 1,5 % reduziert. Dadurch ist es möglich, das Dekanter-Zentrat in der Ultrafiltration und der Umkehrosmose zu behandeln, wie im vorherigen Absatz bereits beschrieben.

Die Ergebnisse der Vermessung sind in den Tabellen 24 und 25 zusammengefasst. Aufgeführt werden hier die prozentualen Massenströme am Ausgang jedes einzelnen Verfahrensschritts bezogen auf 100 % Gärrest am Ausgang der Biogasanlage. Der angegebene bezogene Massenstrom ist der, der im folgenden Verfahrensschritt weiterverarbeitet wird. Weiterhin sind die gemessenen spezifischen Energieeinträge dargestellt, die ein Verfahrensschritt pro Tonne direkt am Eingang des Prozessschritts bzw. pro Tonne am Ausgang benötigt. In der Spalte *Gesamtenergiebedarf* wird dieser Aufwand unter Berücksichtigung des mit jedem Aufbereitungsschritt abnehmenden Massenstroms auf die Tonne Rohgärrest am Eingang und auf die Tonne Wasser am Ausgang der Aufbereitungsanlage umgerechnet.

Bei dem Vergleich der Massenströme zeigt sich, dass die Ultrafiltration an der Abfallvergärungsanlage mehr Filtrat produziert als die an der NaWaRo-/Versuchsanlage. Dies ist auf den geringeren Feststoffgehalt vor der Ultrafiltration zurückzuführen. In der Ultrafiltration kann ein Konzentrat mit maximal 4 % TR erzeugt werden, dieser Wert wird an der NawaRo-Anlage schon bei einer Ausbeute von 70 % erreicht. An der Abfallvergärungsanlage sind über 90 % möglich. Ein weiterer Unterschied liegt in den Verbräuchen der Flotation und des Dekanters. Letzterer benötigt etwa die vierfache Menge elektrischer Energie. Allerdings weist der abgeschiedene Feststoff des Dekanters einen weitaus geringeren Wassergehalt auf und ist bereits stichfest. Auf den Flotatschlamm trifft dies nicht zu. Dieser besteht nach eigener Messung zu über 98 % aus Wasser, sodass eine Nachbehandlung unabdingbar ist.

Der mit Abstand größte elektrische Stromverbraucher ist in beiden Fällen die Ultrafiltration, die 74–80 % am Gesamtverbrauch ausmacht. Der etwas höhere elektrische Energiebedarf der Ultrafiltration an der NawaRo-Anlage ist zum einen damit zu begründen, dass es sich hierbei um eine Forschungs- und keine großtechnische Anlage handelt. Zum anderen verhält sich die Rheologie von Abfallvergärungs-Gärrest und NawaRo-Gärrest unterschiedlich, neben

höheren Feststoffgehalten im Dekanterzentrat weisen NawaRo-Gärreste auch höhere Viskositäten auf [34].

Bei den in Tabelle 25 dargestellten Messwerten für den elektrischen Strombedarf der Umkehrosmoseanlage handelt es sich um einen rechnerisch korrigierten Wert. Der eigentliche gemessene Verbrauch lag bei 25 kWh/t-Permeat und damit ungewöhnlich hoch. Dies ist auf die Bauweise der Forschungsanlage zurückzuführen, die bedingt durch die Membranoberfläche nur für sehr geringe Feedströme ausgelegt ist, aber dennoch mit Pumpen arbeitet, deren eigentliche Förderleistungen bei etwa der 14-fachen Menge liegen. Dementsprechend arbeiteten die Pumpen zum Zeitpunkt der Messung weit entfernt von ihrem Auslegungspunkt. Infolgedessen führte dies zu starken Effizienzeinbußen und damit zu ungewöhnlich hohen Messwerten. Im Nachgang erfolgte daher unter Zuhilfenahme der Pumpendatenblätter eine Umrechnung auf den Betriebspunkt der Pumpen und darauf aufbauend eine erneute Bewertung des spezifischen Energiebedarfs. Das Ergebnis dieser Berechnung ist der in Tabelle 25 dargestellte *Messwert*. Dieser stimmt gut mit dem Ergebnis der theoretischen Berechnung, die am Beispiel dieser Anlage erfolgte, überein, siehe Abschnitt 4.5.3.

In Summe zeigt die mit NawaRo-Gärrest betriebene Forschungsanlage im Vergleich zur großtechnischen Abfallvergärungsanlagen-Gärrest aufbereitenden Membrananlage einen höheren Elektrizitätsbedarf. Zurückzuführen ist dies auf den Betrieb eines Dekanters, die kleinere Dimensionierung und insbesondere auf die Viskosität der Gärreste. Hierzu wird in Abschnitt 4.5.3 auf Grundlage rheologischer Messwerte eine Energiebedarfsrechnung aufgestellt. Trotz der verhältnismäßig hohen Verbräuche kommen die Verfahren auf Energiekennzahlen zwischen 4,4 für die großtechnische und 3,1 für die Forschungsanlage.

4.5.2 Berechnungsgrundlagen

Die theoretische Betrachtung beruht auf strömungstechnischen Grundlagen sowie einem fluiddynamischen Ansatz zur Berechnung nicht-Newton'scher Flüssigkeiten. Die Strömungsleistung ergibt sich aus der Energiebilanz eines inkompressiblen Fluides entlang des Stromfadens zu

$$\dot{W}_s = \Delta p \dot{V} = \Delta p \bar{w} \frac{\pi}{4} d^2. \quad (37)$$

Tabelle 24. Ergebnis-Zusammenstellung der großtechnischen Anlagenvermessung an einer Abfallvergärungsanlage

	bezogener Massenstrom [%]	Spezifischer Energiebedarf		Gesamt- energiebedarf	
		$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{ein}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{aus}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$
Flotation	80	0,7	0,88	0,7	1,3
UF	72	25,0	27,78	20,0	36,5
RO	55	8,8	11,58	6,3	11,6
			<i>Summe:</i>	27,1	49,4

Tabelle 25. Ergebnis-Zusammenstellung der Vermessung einer Forschungsmembrananlage an einer NawaRo-Biogasanlage

	bezogener Massenstrom [%]	Spezifischer Energiebedarf		Gesamt- energiebedarf	
		$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{ein}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{aus}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$
PSS	90	0,5	0,56	0,5	1,2
Dekanter	80	2,8	3,2	2,6	6,0
UF	56	29,8	42,6	23,9	56,1
RO*	43	5,5	7,2	3,1	7,2
			<i>Summe:</i>	30,0	70,5

* korrigierte Messwerte, siehe Text

Mit dem Pumpenwirkungsgrad η_P wird die Leistungsaufnahme der Pumpe berechnet:

$$\dot{W}_P = \frac{\dot{W}_s}{\eta_P}. \quad (38)$$

Die Formel für die Bestimmung des Druckverlustes innerhalb eines Rohres lautet:

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho}{2} \bar{w}^2 \frac{L}{d}. \quad (39)$$

Hierbei entspricht ζ dem Widerstandsbeiwert, ρ der Fluidichte, \bar{w} der durchschnittlichen Rohr-Durchströmungsgeschwindigkeit und L/d dem Verhältnis aus Rohrlänge und -durchmesser.

Der Druckverlust über das Membranmodul basiert im Fall der Umkehrosmose auf einem Produktdatenblatt der Firma *GE Power & Water* [51] sowie den Betreiberangaben von [59]. Der Druckverlust bzw. die Energiedissipation in der Querstromultrafiltration wird über den Berechnungsansatz für nicht-Newton'sche Fluide aus [46] ermittelt. Die hierfür benötigten Formeln und Abbildungen basieren auf einer Veröffentlichung von [19]. Zunächst wird die Wandschubspannung für den Fall einer laminaren Strömung τ_w mithilfe des Fließexponenten n und Oswald-de-Waele-Faktors k sowie der Membranparameter Rohrradius R und Durchflussgeschwindigkeit \bar{w} berechnet.

$$|\tau_w| = k \left(\frac{\left(3 + \frac{1}{n}\right) \bar{w}}{R} \right)^n \quad (40)$$

Mithilfe der Wandschubspannung ist es möglich, die nicht-Newton'sche Reynoldszahl zu ermitteln.

$$Re_{nN} = \frac{8\rho\bar{w}^2}{|\tau_w|} \quad (41)$$

Aus dieser kann wiederum iterativ der Strömungswiderstandsbeiwert ζ für eine turbulente Strömung bestimmt werden.

$$\zeta_i = \left[-0,2n^{-1,2} + 2n^{-0,75} \log_{10} \left(Re_{nN} \left(\frac{\zeta_{i-1}}{4} \right)^{1-\frac{n}{2}} \right) \right]^{-2} \quad (42)$$

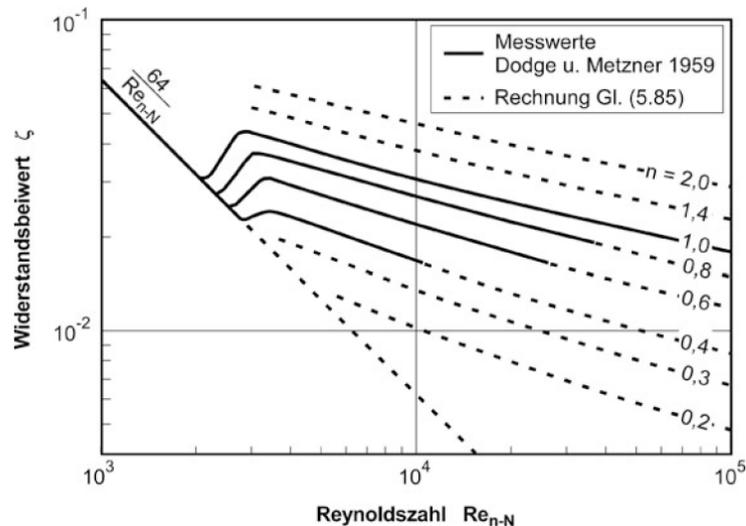


Abbildung 30. Widerstandsbeiwerte für verschiedene nicht-Newton'sche Fluide bei turbulenter Rohrströmung. [46]

Der Startwert für die Iteration stammt aus Abbildung 30. [19] beziffern die relative Abweichung des nach dieser Funktion berechneten Druckverlustes zu experimentellen Daten im turbulenten Strömungsregime nicht-Newton'scher Flüssigkeiten mit 1,9%. Wird der Widerstandsbeiwert und die mittlere Strömungsgeschwindigkeit in die Druckverlustgleichung eingesetzt, kann der Druckverlust und damit die Strömungs- und Pumpenleistung ermittelt werden. Um den Energiebedarf auf die erzeugte Menge Filtrat beziehen zu können, bedarf es weiterer Berechnungsformeln für Membranmodule:

$$\dot{V}_P = A \cdot J \quad (43)$$

$$\Phi = \frac{\dot{V}_P}{\dot{V}_F} \quad (44)$$

A entspricht hierbei der Membranoberfläche und J dem Membranflux, also der spezifischen Menge erzeugten Filtrats pro Quadratmeter Membranoberfläche. Der Flux ist dabei sowohl von der verwendeten Membran als auch von dem zu behandelnden Stoffsystem abhängig [6]. Die Ausbeute Φ beschreibt das Verhältnis des Permat- und Feedvolumenstroms.

4.5.3 Quantitative Betrachtung der Membranverfahren

Für die theoretische Betrachtung des Membranprozesses wird dieser in seine Teilprozesse Ultrafiltration und Umkehrosiose aufgeteilt. Es erfolgt die sepa-

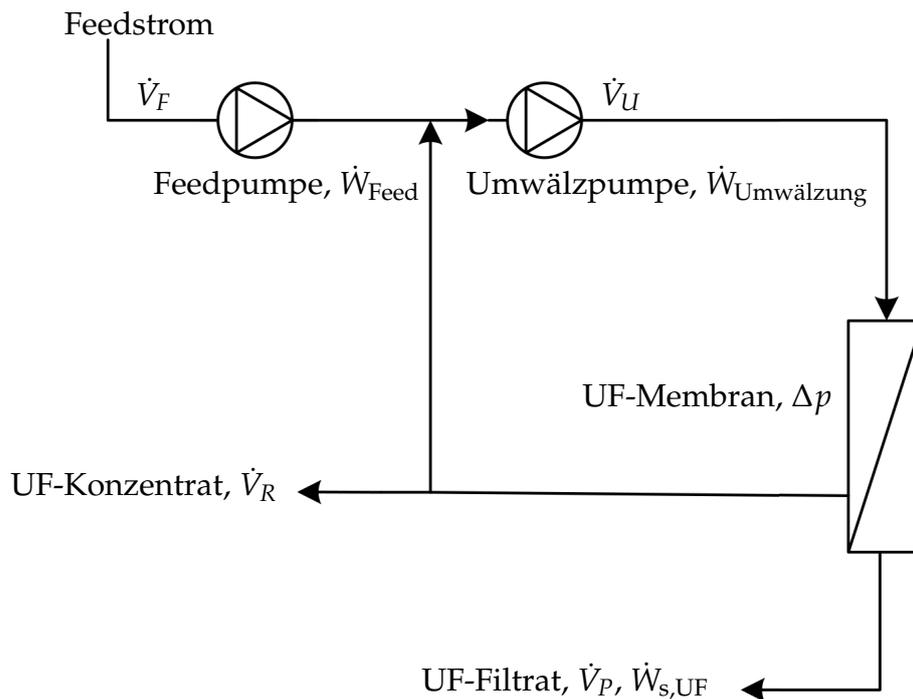


Abbildung 31. Fließbild einer Querstromultrafiltration

rate Berechnung der jeweiligen elektrischen Energieeinträge, um diese im Anschluss zu einem kompletten Membranverfahren zusammenzufassen. Es handelt sich dabei insbesondere um die *spezifischen Energieeinträge* pro Kubikmeter/Tonne Filtrat respektive Permeat. Dies ermöglicht, die theoretisch ermittelten Werte mit Hersteller-, Literatur- und Messwerten zu vergleichen. Für den einfacheren Abgleich mit den Messwerten in Abschnitt 4.5.1 wurde die Ultrafiltration entsprechend der Kapazität der Pilotanlage ausgelegt. Die Umkehrosmose orientiert sich an den Massenströmen der großtechnischen Anlage. Grund hierfür ist, dass an der Pilotanlage der Fokus auf der Ultrafiltration lag, während die Umkehrosmoseanlage des großtechnischen Verfahrens genauer auf die anfallenden Massenströme ausgelegt war, als die der Pilotanlage.

Ultrafiltration Abbildung 31 zeigt das Fließbild einer typischen rohrmodulbasierten Querstromultrafiltration, anhand derer die Berechnung des spezifischen Energiebedarfs pro Tonne Filtrat erfolgt. Durch die Berechnung des spezifischen Energiebedarfs ist es später möglich, die Kapazitäten der Einzelkomponenten des Membranverfahrens aufeinander abzustimmen, um so den Energiebedarf des Gesamtverfahrens zu bestimmen.

Der zuvor durch mechanische Separation weitestgehend von Feststoffen befreite Feedstrom wird von der Feedpumpe auf den Betriebsdruck der Ultra-

Tabelle 26. Berechnungsparameter für die Leistungsermittlung der Ultrafiltrationsstufe; der Feedstrom orientiert sich an der vermessenen UF-Pilotanlage, die Membranparameter stammen von der Firma atech GmbH, die rheologischen Daten des Konzentrats von Tobias Gienau [32].

Symbol	Wert	Einheit	Bemerkung
\dot{V}_P	103	L/h	Filtratvolumenstrom
d	3,3	mm	Membranrohrdurchmesser
L	1	m	Membranrohrlänge
A	4,1	m ²	Membranoberfläche Modul
\bar{w}	5	m/s	Mittlere Strömungsgeschwindigkeit
J	25	L/(m ² h)	Flux
Φ	70	%	Ausbeute
p_{UF}	5	bar	Betriebsdruck der UF
ρ	1020	kg/m ³	Dichte des Flüssiggärrests
n	0,60	-	Fließexponent (Schubspannung $n=m+1$)
k	0,22	kg/(ms ^{-1,4})	Oswald-de-Waele-Koeffizient
η_P	70	%	Pumpenwirkungsgrad

filtration gebracht und gelangt in den Umwälzkreislauf. Hier sorgt die Umwälzpumpe für einen ausreichenden Umwälzvolumenstrom, damit die Überströmungsgeschwindigkeit an der Membran gewährleistet wird. Diese muss ausreichend hoch sein, da hierdurch das Fouling⁵ auf der Membranoberfläche deutlich begrenzt wird. Durch die Entnahme von Filtrat konzentriert sich der Flüssiggärrest im Umwälzkreislauf auf und hat im Falle eines kontinuierlichen Betriebs die Zusammensetzung des Konzentrats. Dies ist wichtig zu berücksichtigen, da für die Berechnung die Stoffparameter des Konzentrats und nicht die des Feedstroms zur Druckverlustrechnung herangezogen werden.

Die für die Berechnung berücksichtigten Parameter sind in Tabelle 26 aufgeführt. Die Angaben bezüglich des Membranmoduls stammen aus einem Produktdatenblatt der Firma *atech GmbH*, das nach Herstellerangaben ein gängiges Ultrafiltrations-Modul in der Gärrestaufbereitung ist [6]. Die Stoffparameter, insbesondere die rheologischen Daten, stammen aus Untersuchungen der Hochschule Osnabrück [32].

Das Berechnungsmodell geht von den Parametern in Tabelle 26 aus. Es wird ein Ultrafiltrationsmembranmodul bestehend aus Rohrmembranen des Durchmessers 3,3 mm und der Länge 1 m simuliert. Die Anzahl der Rohrmembranen wird so ausgelegt, dass die für den Filtratstrom \dot{V}_P bei gegebenem Flux J

⁵fluxveringendes Zusetzen der Membranoberfläche

Tabelle 27. Ergebnisse der Ultrafiltration-Berechnungen

Symbol	Wert	Einheit	Beschreibung
<i>Volumenströme</i>			
\dot{V}_F	146	L/h	Feedstrom
\dot{V}_R	44	L/h	Konzentratstrom
\dot{V}_P	103	L/h	Filtratstrom
\dot{V}_U	61.000	L/h	Umwälzstrom
<i>Berechnungsparameter</i>			
τ_w	69,36	N/m ²	Schubspannung (Gleichung 40)
Re_{nN}	2.941	–	Reynoldszahl (Gleichung 41)
ζ	0,03	–	Widerstandsbeiwert (Gleichung 42)
Δp	1,27	bar	Druckverlust (Gleichung 39)
<i>Leistungen</i>			
\dot{W}_{Feed}	29	W	Feedpumpenleistung
$\dot{W}_{\text{Umwälzung}}$	3.066	W	Umwälzpumpenleistung
$\dot{W}_{s,UF}$	30	kWh/t	spezifische Leistung des Filtrats

notwendige Membranoberfläche erreicht wird. Im Anschluss werden mithilfe der Ausbeute Φ und der Gleichung 44 die übrigen Volumenströme der Ultrafiltration bestimmt. Der Volumenstrom im Umwälzkreislauf lässt sich aus der mittleren Strömungsgeschwindigkeit \bar{w} und dem Rohrmembrandurchmesser d berechnen.

Aus den Volumenströmen sowie aus den übrigen in Tabelle 26 aufgeführten Parametern lassen sich zunächst die in Tabelle 27 aufgeführten *Berechnungsparameter* bestimmen, bevor hieraus die Strömungs- und die Pumpenleistungen berechnet werden. Quintessenz der Berechnung ist der filtratspezifische Energiebedarf $\dot{W}_{s,UF}$, da dieser für die Berechnung des gesamten Membranverfahrens dient. Er beträgt rund 30 kWh/t Filtrat bei einem Druckverlust in dem Membranmodul von 1,27 bar/m Modullänge gemäß Gleichung 39. Alle Ergebnisse der Berechnung sind in Tabelle 27 zusammengefasst.

Umkehrosmose Im Anschluss an die Ultrafiltration gelangt das UF-Filtrat zur weiteren Aufbereitung in die Umkehrosmoseanlage. Ein möglicher Anlagenaufbau ist in Abbildung 32 dargestellt. Hier ist ein Umkehrosmoseverfahren dargestellt, das eine Konzentrationsstufe – *RO Stufe III* – aufweist. Diese ist in grau dargestellt. Bei Nichtbeachtung der Konzentrationsstufe in dem Fließbild entspricht die Darstellung den vermessenen Umkehrosmoseanlagen. An diesem Beispiel erfolgt die Energiebedarfsrechnung. Der Einfluss einer Konzen-

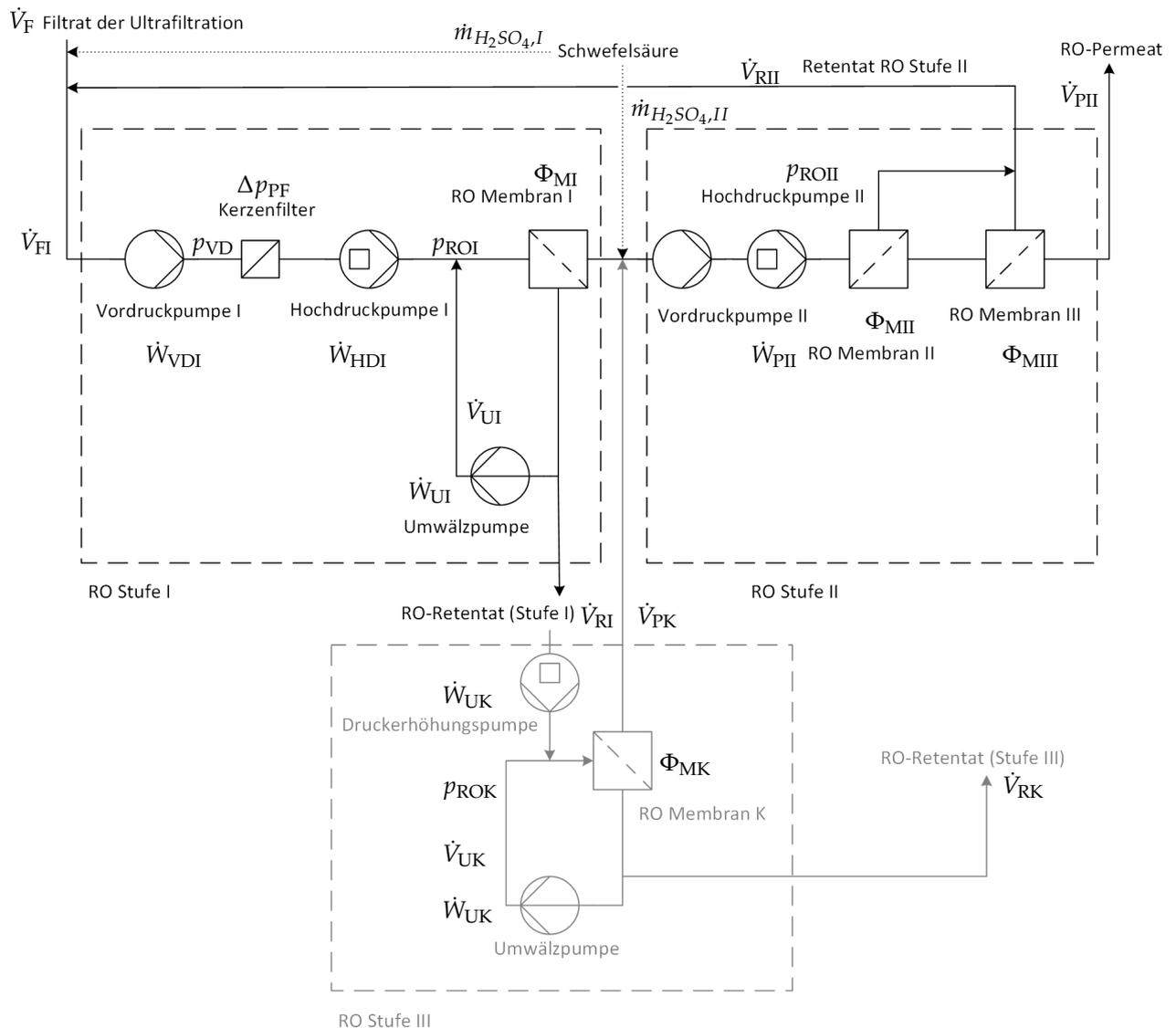


Abbildung 32. Fließbild einer dreistufigen Umkehrosmoseanlage zur Erläuterung des Berechnungsmodells mit zwei oder drei Stufen. Im zweistufigen Fall sind das Retentat der Stufe I und das Permeat der Stufe II die Produkte, im dreistufigen wird das Retentat der Stufe I nochmals aufkonzentriert. Die Schwefelsäuredosierung zur Bindung des Ammoniaks in Ammoniumsulfat kann entweder vor oder nach der ersten Stufe erfolgen. Die Dosierung nach der ersten Stufe hat den Vorteil, dass weniger Schwefelsäure benötigt wird, die Dosierung vor der ersten Stufe ergibt ein reineres Permeat in Stufe II.

trationsstufe und der Schwefelsäuredosierung wird am Ende dieses Abschnittes behandelt. Der Fokus liegt vorerst auf der Berechnung des theoretischen elektrischen Energiebedarfs der vermessenen Anlagen. Die Herangehensweise für die Energiebedarfsrechnung ist hier eine andere als bei der Berechnung der Ultrafiltration. In der folgenden Berechnung wird nicht die Strömung in den Membranen simuliert, sondern ausschließlich auf die Angaben des Membranmodulherstellers zurückgegriffen. Es wird davon ausgegangen, dass sich das UF-Filtrat entsprechend der Test-Salzlösungen des Herstellers verhält.

Zunächst wird die Funktionsweise des zweistufigen Umkehrosmoseverfahrens beschrieben: Der Feedstrom orientiert sich mit 2,5 t/h an der Kapazität der vermessenen großtechnischen Umkehrosmoseanlage. Er wird zunächst mittels Vordruckpumpe durch einen Polizeifilter⁶ befördert und auf das von der Hochdruckpumpe I benötigte Druckniveau gebracht. Diese dosiert das Substrat in den Umwälzkreislauf der ersten Membranstufe. Mithilfe einer Umwälzpumpe wird für die bei hohen Konzentrationen benötigte Überströmungsgeschwindigkeit der Membran gesorgt. Das erzeugte Konzentrat ist bereits das Produkt, wohingegen das Permeat aufgrund der hohen Salzkonzentrationen in einem weiteren Schritt behandelt werden muss. Dieser erfolgt weitestgehend analog zum ersten Aufbereitungsschritt. Allerdings wird hier auf eine Umwälzung verzichtet und die Behandlung in zwei Permeat gestuften Membranen durchgeführt. Das Permeat der letzten Membranstufe ist das aufbereitete Wasser, die Retentate der Membranen II und III werden zurück in die erste Stufe gepumpt.

Die Berechnung der Volumenströme und elektrischen Leistungen erfolgt auf Basis der Berechnungsgrundlagen in Abschnitt 4.5.2 sowie den Datenblättern für die entsprechenden Membranen. Letztere geben Aufschluss über den konzentratseitigen Druckverlust pro Membranmodul sowie dessen Kapazitäten und werden für die Bestimmung der Umwälzleistung benötigt. Die Ausbeuten und Drücke innerhalb der Umkehrosmoseanlage sind Erfahrungswerte von den messtechnisch untersuchten Umkehrosmoseanlagen.

Die für die Berechnung der elektrischen Leistungen benötigten Daten und die Ergebnisse der Berechnungen sind in Tabelle 28 gezeigt. Den Betriebsparametern der Membranen und Pumpen liegen Datenblättern der Hersteller zugrunde [18, 51]. Alle Volumenströme werden aus der Bilanzierung der Anlage nach Vorgabe des Feedvolumenstroms gewonnen. Dieser beträgt 2,5 t/h und entspricht damit einer gängigen Größe in der Gärrestaufbereitung. Aus der Berechnung der Leistungen geht hervor, dass mit einem massenspezifischen Ener-

⁶Ein Sekundärfilter, der die Endreinigung sicherstellt, falls die vorgeschaltete Ultrafiltration fehlerhaft ist.

Tabelle 28. Zusammenstellung der Berechnungsparameter und Ergebnisse der zweistufigen Umkehrosmose: die Betriebsparameter basieren auf den Messdaten der untersuchten Anlagen und auf den Datenblättern von Membran- bzw. Pumpenherstellern.

Symbol	Wert	Einheit	Beschreibung
<i>Allgemeine Berechnungsparameter</i>			
ρ	1	t/m ³	Substratdichte
p_{VD}	3	bar	Benötigter Vordruck
p_{ROI}	60	bar	Druck RO Stufe I
p_{ROII}	23	bar	Druck RO Stufe II
Δp_{PF}	1	bar	Druckverlust Kerzenfilter
Δp_M	3,45	bar	Druckverlust pro RO Membranmodul [51]
Φ_{MI}	78	%	Ausbeute RO Stufe I
Φ_{MII}	90	%	Ausbeute Membran II
Φ_{MIII}	90	%	Ausbeute Membran III
$\Phi_{Ges. II}$	87	%	Berechnete Ausbeute RO Stufe II
$\Phi_{Ges.}$	74	%	Berechnete Ausbeute gesamte RO
η_{HP}	69	%	Pumpenwirkungsgrad Hochdruckpumpe
η_{UP}	80	%	Pumpenwirkungsgrad Umwälzpumpe
<i>Volumen-/Massenströme</i>			
\dot{V}_F	2,50	m ³ /h	Feedstrom RO-Anlage
\dot{V}_{FI}	2,96	m ³ /h	Feedstrom RO I
\dot{V}_{UI}	25	m ³ /h	Umwälzstrom RO I
\dot{V}_{PI}	2,31	m ³ /h	Permeatstrom RO I
\dot{V}_{RI}	0,65	m ³ /h	Retentatstrom RO I
\dot{V}_{PII}	1,87	m ³ /h	Permeatstrom RO II
\dot{V}_{RII}	0,44	m ³ /h	Retentatstrom RO II
$\dot{m}_{H_2SO_4, I}$	25	kg/h	Schwefelsäuredosierung vor RO I
<i>Leistungen</i>			
\dot{W}_{VDI}	0,3	kW	Vordruckpumpe RO I
\dot{W}_{HDI}	6,9	kW	Hochdruckpumpe RO I
\dot{W}_{UWI}	3,0	kW	Umwälzpumpe RO I
\dot{W}_{PII}	2,1	kW	Pumpen RO II
$\dot{W}_{Ges. II}$	12,3	kW	Gesamtpumpenleistung 2-stufig
$\dot{W}_{s, RO}$	6,6	kWh/t	spezifische Leistung RO-Permeat

gieaufwand von $\dot{W}_{s,RO} = 6,6 \text{ kWh/t Permeat}$ zu rechnen ist.⁷ Dieser Wert ist weitestgehend von der Anlagenskalierung unabhängig.

Der Vergleich mit den Messwerten zeigt, dass der berechnete Wert die in den Messungen ermittelten realen Werte unterschätzt. Mögliche Gründe hierfür sind: der Betriebspunkt und die Dimensionierung der Pumpen, die gegebenenfalls nicht am Auslegungspunkt arbeiten und somit einen geringeren Wirkungsgrad aufweisen als in der Berechnung angenommen. Es ist nicht auszuschließen, dass auch im großtechnischen Maßstab Pumpen eingesetzt wurden, die *sicher* ausgelegt wurden und damit überdimensioniert sind. Weiterhin ist denkbar, dass aufgrund hoher Betriebsstundenzahlen Verschleißerscheinungen an den Pumpen auftraten, die ebenfalls einen Wirkungsgradabfall zur Folge hatten. Zusätzlich kann ein erhöhter Druckverlust über die Membranen infolge von möglichen Ablagerungen oder Verblockungen zu einer erhöhten Leistungsaufnahme geführt haben. Der erhöhte Druckverlust wirkt sich zusätzlich effizienzmindern auf die Pumpenleistung aus, da sich der Anlagenbetriebspunkt hierdurch weiter vom Auslegungspunkt entfernt. Folglich ergibt sich an dieser Stelle auch ein Verbesserungspotential.

Gesamtverfahren Für das gesamte Membranaufbereitungsverfahren müssen der Ultrafiltration mehrere Feststoff-Separationsverfahren vorgeschaltet werden. Hierzu zählen eine Pressschnecke, die Feststoffpartikel größer ein Millimeter abtrennt, und ein Dekanter, der flockungsunterstützt den Trockenrückstand des Gärrests auf unter 1,5 % reduziert. Beide Maschinen stellen Standardverfahren in der Landwirtschafts- und Abwassertechnik dar, haben einen verhältnismäßig geringen Energiebedarf und sind hinreichend genau vermessen, weshalb an dieser Stelle auf eine theoretische Betrachtung verzichtet wird. Stattdessen werden die in eigenen Messungen bestätigten Literaturdaten verwendet [30, 63].

Tabelle 29 fasst die vorherrschenden Randbedingungen sowie die Ergebnisse der Gesamtbetrachtung zusammen. Gemäß Erfahrungswerten wird angenommen, dass die Pressschnecke und der Dekanter jeweils zehn Prozent des Gesamtgärreststroms abscheiden. Die verbleibenden 80 % werden der Ultrafiltration zugeführt, die eine Ausbeute von 70 % aufweist. Dies führt zu einer weiteren Reduktion des zu behandelnden Massenstroms auf 56 %, der der Umkehrosmoseanlage zugeleitet wird. In diesem letzten Aufbereitungsschritt wer-

⁷Im Abschlussbericht zum FNR-Forschungsvorhaben *GärWERT* ist an dieser Stelle in der ersten Version ein Wert von 10 kWh/t angegeben. Dies ist auf einen Fehler bei der Typenschildablesung der Umwälzpumpe zurückzuführen. Bei genauerer Betrachtung stellte sich heraus, dass zwei Typenschilder vorhanden sind, das eine zeigt einen Umwälzvolumenstrom von $80 \text{ m}^3/\text{h}$, das andere $8 \text{ m}^3/\text{h}$. Hiervon konnte inzwischen der letzte Wert bestätigt werden.

Tabelle 29. Ergebnistabelle der theoretischen Betrachtung des Membranverfahrens

	bezogener Massenstrom [%]	Spezifischer Energiebedarf $\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{ein}}} \right]$ $\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{aus}}} \right]$		Gesamt- energiebedarf $\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$ $\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	
Pressschnecke	90	0,5	0,56	0,5	1,2
Dekanter	80	3	3,4	2,7	6,5
Ultrafiltration	56	21	30	16,9	40,8
Umkehrosmose	42	4,9	6,6	2,7	6,5
		<i>Summe:</i>		22,8	55,0

den 74 % des Eingangstroms zu reinem Wasser aufbereitet, was insgesamt zu einer Wasserreduktion des Rohgärrests um 42 % führt.

Von zentraler Bedeutung für die Beurteilung des Membranverfahrens sind der spezifische elektrische Energiebedarf pro aufzubereitendem Kubikmeter Rohgärrest mit rund 23 kWh/t, der spezifische Energiebedarf pro entferntem Kubikmeter Wasser \dot{W}_S mit 55 kWh/t und die hieraus resultierende Energiekennzahl $\epsilon=4,0$. Letztere besagt, dass das Membranverfahren vier Mal effizienter Wasser entfernt als das Vergleichsverfahren, das unter Wärmeeinsatz Wasser bei 100 °C verdampft.

Schwefelsäuredosierung Die Schwefelsäuredosierung zur Ammoniakbindung kann an zwei Stellen im Umkehrosmoseprozess geschehen, wie in Abbildung 32 gezeigt. Die Schwefelsäure senkt den pH-Wert und reagiert mit dem gelösten Ammoniak zu Ammoniumsulfat. Letzteres lässt sich wesentlich besser durch eine Membran abscheiden als Ammoniak. Unter den gegebenen Bedingungen liegen im Gärrest bzw. Ultrafiltration-Filtrat rund 20 % des Ammoniumstickstoffs als Ammoniak vor [22, 33].

In der Berechnung werden die beiden möglichen Dosierstellen und deren Einfluss auf den Schwefelsäurebedarf sowie die Permeatqualität untersucht. Um sämtliches Ammonium in Ammoniumsulfat zu binden, erfolgt die Schwefelsäuredosierung stöchiometrisch zum vorhandenen gesamten Ammonium. An realen Anlagen wurde in der Regel eine überstöchiometrische Schwefelsäuredosierung festgestellt.

Um den Einfluss der Schwefelsäuredosierung theoretisch zu untersuchen, wird davon ausgegangen, dass der Rückhalt der Membranen gegenüber Ammonium 90 % beträgt. Dieser Wert orientiert sich an einem Datenblatt von [1]. Der Rückhalt von Ammoniak beträgt 0 %, Ammoniak wird somit vollständig

durchgelassen. Das Verhältnis von Ammonium zu Ammoniak im Feedstrom beträgt 80:20 und verschiebt sich nach der Schwefelsäuredosierung zu 100 % Ammonium. Das bedeutet, dass für den ersten Fall – *Schwefelsäuredosierung im Feedstrom* – in der ersten Membranstufe bereits der Rückhalt von 90 % gegenüber dem gesamten Ammoniumstickstoff gilt. Im zweiten Fall erfahren nur 80 % des gesamten Ammoniumstickstoffs einen Rückhalt von 90 % in der ersten Membranstufe, die übrigen 20 % des Ammoniumstickstoffs liegen als Ammoniak vor und können die Membran ungehindert passieren. Erst vor der zweiten Membranstufe wird Schwefelsäure dosiert, die Abscheidung von Ammonium erfolgt in den beiden folgenden Membranstufen mit einem Rückhalt von 90 %. Die übrigen Randbedingungen für diese Berechnung entsprechen denen in Tabelle 28.

Im Vergleich beider Szenarien zeigt sich, dass infolge einer Schwefelsäuredosierung in den Feedstrom eine geringere Ammoniumkonzentration hinter der ersten Membranstufe zu erwarten ist und somit auch die Permeatqualität besser ist. Erfolgt die Schwefelsäuredosierung erst nach der ersten Stufe, wird bei stöchiometrischer Dosierung 76 % weniger Schwefelsäure benötigt, allerdings liegt dann die Ammoniumkonzentration im Permeat der letzten Umkehrosmostufe bei einem dreifach höheren Wert. In absoluten Zahlen dargestellt ergibt sich eine Ammoniumkonzentrationen im Permeat von 2,5 ppm für den Fall der Schwefelsäuredosierung im Feed und 7 ppm bei der Dosierung nach der ersten Stufe. Der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gehalt des Feedstroms wurde auf 2,2 kg/t festgelegt. Die damit verbundenen Massenströme an 96 %-iger Schwefelsäure sind 25 kg/h bzw. 5,8 kg/h bei einem Feedstrom von 2,5 t/h.

Einfluss einer Konzentrationsstufe Da das Retentat einer zweistufigen Umkehrosmostanlage lediglich ein Konzentrat mit einem TR von 4–6 % produziert, wird hier der Einfluss auf die Ausbeute und den TR im Retentat einer Konzentratstufe, wie in Abbildung 32 gezeigt, ermittelt. Der Rückhalt der Konzentratstufe gegenüber den gelösten Stoffen wird bei der Berechnung auf 95 % festgelegt. Die Konzentratstufe weist eine Ausbeute von $\Phi_{MK} = 65\%$ auf, wodurch sich die Gesamtausbeute auf 91 % steigern lässt. Gleichzeitig steigt der TR des Retentats auf 15–22 % je nachdem, an welcher Stelle die Schwefelsäuredosierung erfolgt bzw. abhängig davon, wie viel Schwefelsäure dosiert wird. Bedingt durch die höhere Ausbeute sinkt der spezifische Energiebedarf pro erzeugter Tonne Permeat, der elektrische Gesamtenergiebedarf erhöht sich allerdings um 14 % im Vergleich zum zweistufigen Verfahren. Dies ist auf die zusätzlich benötigte Pumpleistung für die Druckerhöhung von *RO Membran I* auf die *Konzentrationsstufe* sowie auf die Umwälzpumpenleistung zurückzuführen. Die wichtigsten Randbedingungen und Ergebnisse der Berechnung sind in Tabelle 30

Tabelle 30. Zusammenstellung der Berechnungsparameter und Ergebnisse der dreistufigen Umkehrosmose. Die Betriebsparameter basieren auf denen der realen Anlagen und auf den Datenblättern der Hersteller.

Symbol	Wert	Einheit	Beschreibung
<i>Allgemeine Berechnungsparameter</i>			
p_{VD}	3	bar	Benötigter Vordruck
p_{ROI}	60	bar	Druck RO Stufe I
p_{ROII}	23	bar	Druck RO Stufe II
p_{ROK}	70	bar	Druck RO Stufe III, Konzentratstufe
Δp_{PF}	1	bar	Druckverlust Kerzenfilter
Δp_M	3,45	bar	Druckverlust pro RO Membranmodul [51]
Φ_{MI}	78	%	Ausbeute RO Stufe I
Φ_{MII}	90	%	Ausbeute Membran II
Φ_{MIII}	90	%	Ausbeute Membran III
$\Phi_{Ges. II}$	87	%	Berechnete Ausbeute RO Stufe II
Φ_{MK}	65	%	Ausbeute Membran K
$\Phi_{Ges.}$	91	%	Berechnete Ausbeute gesamte RO
<i>Massenströme</i>			
\dot{V}_F	2,50	t/h	Feedstrom RO-Anlage
\dot{V}_{UI}	25	t/h	Umwälzstrom RO I
\dot{V}_{PII}	2,29	t/h	Permeatstrom RO II
\dot{V}_{RK}	0,24	t/h	Retentatstrom RO III
$\dot{m}_{H_2SO_4, I}$	25	kg/h	Schwefelsäuredosierung vor RO I
<i>Leistungen</i>			
$\dot{W}_{Ges. III}$	14,1	kW	Gesamtpumpenleistung 3-stufig
$\dot{W}_{s, RO}$	6,2	kWh/t	spezifische Leistung RO-Permeat

aufgeführt. Die Auswirkung der höheren Ausbeute des 3-stufigen Umkehros-moseverfahrens auf das Gesamtverfahren wird in der nachstehenden Fallstudie behandelt.

4.5.4 Fallstudie

Die gemessenen Abscheidegrade bilden die Berechnungsbasis für den Modell-NawaRo-Gärrest. Auf gemittelten Messwerten und Berechnungen basierende spezifische Energieverbräuche und Abscheidegrade der Verfahrensschritte werden herangezogen, um aus Stoffbilanzen die insgesamt benötigten Energieverbräuche zu berechnen. Das betrachtete Verfahren entspricht dem in Abbildung 29 gezeigten.

Die im Vergleich zu den Messungen geringere prozentuale Wasserausbeute, ist auf den höheren Feststoff- sowie Ammoniumgehalt des Modellgärrests zurückzuführen als der, der bei den Messungen an den Membrananlagen vorlag. Dementsprechend ist der Bedarf an Schwefelsäure in der Umkehrosmostufe höher. Infolgedessen muss die Ausbeute der Umkehrosmostufe gesenkt werden, damit der Trockenrückstand im RO-Retentat an die Messwerte angepasst ist. Die Ultrafiltration hat eine Ausbeute von 70 %, die zweistufige Umkehrosmostufe 71 %, die Umkehrosmostufe mit Konzentratstufe 89 %. Auf die gleiche Art lassen sich die unterschiedlichen Energieeinträge erklären, so wird hier der mittlere gemessene Aufwand für das Abscheiden einer Tonne Flüssigprodukt herangezogen. Deshalb liegt der Energiebedarf des Verfahrens mit zweistufiger Umkehrosmostufe bezogen auf die entfernte Tonne Wasser zwischen beiden Messungen. Der niedrigere Energiebedarf bezogen auf die Tonne Inputgärrest ist auf die hier verwendeten, im Vergleich zur Messung etwas geringeren Abscheidegrade in der Separation zurückzuführen. In der Fallstudie wird somit zwar eine größere Menge Gärrest behandelt, allerdings bei einer geringeren Aufkonzentration als bei den vermessenen Verfahren. Der Einfluss der Konzentratstufe auf die Aufkonzentration zeigt sich deutlich, hier ist es möglich 50 % statt 40 % des Eingangsgärrests in einleitfähiges Wasser aufzubereiten. Für Details der Massenstromaufteilung und der Energiebedarfe siehe Tabelle 31.

4.5.5 Datenvergleich

Da im Rahmen dieser Arbeit vorab eine intensive Literaturrecherche betrieben wurde und im Verlauf des Projektes zum Vergleich der Messwerte ebenfalls Herstellerangebote berücksichtigt wurden, erfolgt an dieser Stelle die Gegenüberstellung der Mess- und Berechnungswerte mit den Herstellerangaben und Literaturdaten. Diese werden in Tabelle 32 gezeigt. Die Mittlung in der vorletzten Zeile fasst alle darüberstehenden Werte zusammen, ungeachtet aus welcher

Tabelle 31. In der Fallstudie ermittelte elektrische Energiebedarfe und Stoffstromaufteilung für einen Modellgärrest

	Massenstrom [%]	Spezifischer Energiebedarf		Gesamtenergiebedarf	
		$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{ein}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{aus}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$
Pressschnecke	92	0,5	0,54	0,5	1,3
Dekanter	80	2,6	3,0	2,4	6,0
Ultrafiltration	56	21,1	30,2	16,9	42,6
Umkehrosrose II	40	6,7	9,4	3,7	9,4
			<i>Summe:</i>	23,4	59,3
Umkehrosrose K	50	8,6	9,4	4,8	9,4
			<i>Summe:</i>	24,5	48,7

Quelle sie stammen. Diese Vorgehensweise liefert Orientierungswerte und vermittelt ein Gefühl für die Größenordnung, welchen Schwankungen der Energiebedarf in der Gärrestaufbereitung unterliegt.

Es ist anzumerken, dass sowohl das *Herstellerangebot* als auch die Literaturwerte aus [30] bezüglich der Energieverbräuche deutlich unter den Mess- und Berechnungswerten liegen. Die Wasserausbeute im Herstellerangebot ist ebenfalls als sehr optimistisch zu werten. Da die Membrantechnologie in der Gärrestaufbereitung noch weitestgehend neu und wenig erprobt ist, kann damit gerechnet werden, dass der elektrische Energiebedarf für die Aufbereitung mittels Membranverfahren noch sinken wird. Hauptverbraucher in den Messungen, Rechnungen und Literaturangaben ist die Ultrafiltration. Diese benötigt nach eigenen Messungen und Berechnungen rund 70 % des Gesamtenergieaufwandes. Eine Reduktion des Energiebedarfs ließe sich gegebenenfalls durch den Ersatz der Rohrmembranmodule mit Rotationsscheibenmembranen herbeiführen. Die zur Membranreinigung benötigte Leistung wird dabei vom Elektromotor direkt auf die Membran übertragen und nicht indirekt über die Umwälzpumpe. Dadurch entfällt der Pumpenwirkungsgrad der Umwälzpumpe in der Kette der Reinigungsleistungs-Bereitstellung. Rotationsscheibenmembranen kommen bisher aber nur an wenigen Anlagen zum Einsatz und sind nicht Teil der Untersuchung. Eine weitere mögliche Herangehensweise stellt die Entwicklung von Verfahren oder Additiven dar, die zu einer Senkung der Viskosität der Gärreste führen. Ein mögliches Verfahren stellt eine thermische Vorbehandlung bei 80 °C der Gärreste dar, da hierdurch die Viskosität nachhaltig reduziert wird [24]. Weitere Ansätze zur Senkung des Energiebedarfs eines

Tabelle 32. Zusammenstellung der im Rahmen des Forschungsprojektes gemessenen, berechneten und aus der Literatur gewonnenen Werte für den Energieaufwand einer Membranaufbereitung. Die Mittelung in der vorletzten Zeile dient ausschließlich der Orientierung.

	Gesamtenergiebedarf		Energie- kennzahl ϵ	Entferntes Wasser [%]
	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{GR BGA}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}}{t_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$		
Messung 1	27,1	49,4	4,4	55
Messung 2	30,0	70,5	3,1	43
Berechnung	22,9	55,0	4,0	42
Herstellerangebot	21,3	36,3	6,0	59
Fuchs 2010 [30]	17,9	32,6	6,7	48
<i>Fallstudien</i>				
RO zweistufig	23,4	59,3	3,7	40
RO Konzentratstufe	24,5	48,7	4,5	50
Mittelwert	23,8	53,4	4,7	48
Prozentuale Standardabweichung	16 %	25 %	27 %	15 %

Ultrafiltrationsverfahrens werden in [33] erörtert, in dessen Untersuchungen der Energiebedarf der Ultrafiltration um die Hälfte gesenkt werden konnte. Im anschließenden Abschnitt wird der Einfluss des Membranrohrdurchmessers auf den Energiebedarf beleuchtet. Trotz aller Ansätze zur Verringerung des Energiebedarfs einer Ultrafiltration, ist aus energetischer Sicht zu empfehlen, die Ultrafiltrationsstufe gänzlich zu ersetzen, beispielsweise durch einen sehr feinen Bandfilter.

4.5.6 Energiebedarf verschiedener UF-Rohrdurchmesser

Um ein möglichst großes Verhältnis zwischen Membranoberfläche und Baugröße zu erhalten, werden in der Ultrafiltrationstechnik häufig Membranen mit kleinem Rohrdurchmesser eingesetzt. Das in Abschnitt 4.5.3 beschriebene Rechenbeispiel für den Energiebedarf einer Ultrafiltration bezieht sich auf eine Membran mit einem Rohrdurchmesser von 3,3 mm, die mit einer mittleren Fluidgeschwindigkeit von 5 m/s durchströmt wird. Daraus ergibt sich eine Reynoldszahl Re_{nN} von 2.941. Damit der Einfluss des Rohrdurchmessers auf den Energiebedarf für das Umwälzen der Flüssigkeit ermittelt werden kann, wurde ein Berechnungsprogramm in *Python 3.6* erstellt. Mit diesem Programm

Tabelle 33. Randbedingungen für die beiden Berechnungsszenarien $\bar{w} = \text{const.}$ und $Re_{nN} = \text{const.}$: Abhängigkeit des Energiebedarfs von dem Membranrohr-Durchmesser, die Angaben für Membran und Fluideigenschaften stammen von [6] bzw. [32].

Symbol	Wert	Einheit	Bemerkung
\dot{V}_P	2	m ³ /h	Filtratvolumenstrom
d	2,1–16,8	mm	Membranrohrdurchmesser
L	1	m	Membranrohrlänge
A	80	m ²	Membranoberfläche Modul
\bar{w}	5	m/s	Mittlere Strömgeschwindigkeit für $\bar{w} = \text{const.}$
Re_{nN}	2.941	-	Reynoldszahl für $Re_{nN} = \text{const.}$
J	25	L/(m ² h)	Permeabilität / Flux
Φ	70	%	Ausbeute
p_{UF}	5	bar	Betriebsdruck der UF
ρ	1020	kg/m ³	Dichte des Flüssiggärrest
n	0,60	-	Fließexponent (Schubspannung n=m+1)
k	0,22	kg/(ms ^{-1,4})	Oswald-de-Waele-Koeffizient
η_P	70	%	Pumpenwirkungsgrad

lassen sich die Energiebedarfe für Rohrdurchmesser zwischen 2 und 16 mm sowohl bei *konstanter Reynoldszahl* als auch bei *konstanter Strömungsgeschwindigkeit* bestimmen. Die beiden Berechnungsszenarien ergeben sich, da nicht eindeutig geklärt ist, welche der beiden Größen den entscheidenden Einfluss auf die Reinigungsleistung hat. Der Hersteller empfiehlt bei der 3,3 mm Membran eine Fluidgeschwindigkeit von 5 m/s. Verfahrenstechnisch betrachtet sollte allerdings die dimensionslose Größe für die Fließgeschwindigkeit, die durch die *Reynoldszahl* beschrieben wird, konstant gehalten werden. Weiterhin wird der Einfluss des Membran-Rohrdurchmessers auf die Baugröße des Ultrafiltrationsmembranmoduls betrachtet.

In dem Programm werden die in Tabelle 33 genannten Randbedingungen berücksichtigt. Die betrachtete Ultrafiltrationsanlage weist einen Filtratstrom von 2 m³/h auf. Das entspricht bei 8.000 Betriebsstunden im Jahr 16.000 m³. Die Festlegung des Filtratstroms bzw. der Membranoberfläche durch Anpassung der Membranrohranzahl garantiert für alle betrachteten Rohrdurchmesser einen gleichbleibenden Nutzen. Die Fließeigenschaften des Gärrestes entsprechen den in Abschnitt 4.5.3 verwendeten und stammen aus den Untersuchungen von [32]. Der betrachtete Durchmesser variiert zwischen 2,1 und 16,8 mm in 0,3 mm Schritten. Dies ermöglicht die Darstellung der gewählten Referenz-

membran mit 3,3 mm Rohrdurchmesser sowie die Abdeckung des Produktspektrums für keramische Membranen von Atech [5].

Die Bestimmung der Volumenströme erfolgt nach den Gleichungen 43 und 44. Die Druckverlustberechnung orientiert sich an den Gleichungen für nicht-Newton'sche Fluide aus [46], wie in Abschnitt 4.5.3 beschrieben. Im Fall der konstanten Strömungsgeschwindigkeit \bar{w} werden die Wandschubspannung und die Reynoldszahl nach Formeln 40 und 41 berechnet.

Bei konstanter Reynoldszahl muss die mittlere Strömungsgeschwindigkeit in Abhängigkeit des Durchmessers bestimmt werden. Dies geschieht durch Umstellen der Gleichungen 40 und 41 zu

$$\bar{w} = \left(\frac{8\rho}{Re_{nN}k} \right)^{\frac{1}{n-2}} \left(\frac{d}{2(3 + 1/n)} \right)^{\frac{n}{n-2}}. \quad (45)$$

Die Ermittlung des Widerstandsbeiwerts ζ erfolgt iterativ nach der Gleichung 42. Druckverlust und Pumpenleistung berechnen sich mittels der Gleichungen 39, 37 und 38. Letztere wird wiederum auf den Filtratstrom bezogen, wodurch sich der spezifische elektrische Energiebedarf ermitteln lässt.

Die Variation des Durchmessers hat allerdings auch Einfluss auf die Baugröße. Damit diese quantifiziert werden kann, wird mittels einer Regressionskurve anhand der Daten von industriell eingesetzten UF-Membranmodulen ein Baugrößenfaktor berechnet, der ein Maß für die zu erwartende relative Baugröße in Bezug auf eine Membran mit 3,3 mm Rohrdurchmesser darstellt. Der Baugrößenfaktor berechnet sich aus dem Verhältnis des benötigten Membranrohrvolumens bei verschiedenen Durchmessern zu dem Volumen einer Rohrmembran mit dem Durchmesser 3,3 mm. Da das Verhältnis von Membranoberfläche zu Rohr- oder Zylindervolumen mit steigenden Rohrdurchmessern fällt, steigt der Baugrößenfaktor mit zunehmendem Durchmesser. Das Ergebnis der Berechnungen ist in Abbildung 33 dargestellt. Hier sind die Funktionen des spezifischen elektrischen Energiebedarfs in Abhängigkeit von dem Durchmesser bei konstanter mittlerer Strömungsgeschwindigkeit und bei konstanter Reynoldszahl dargestellt. Weiterhin ist die Funktion des Baugrößenfaktors (F_{BG}) eingetragen.

Der Trend des Energiebedarfs ist in beiden Szenarien – $Re_{nN}=\text{const.}$ und $\bar{w}=\text{const.}$ – fallend, während die Baugröße mit zunehmendem Durchmesser steigt. Die Kurvenverläufe lassen auf ein Einsparpotential hinsichtlich des elektrischen Energiebedarfs bei größeren Durchmessern schließen. Dem gesenkten Energiebedarf stehen jedoch höhere Investitionskosten entgegen, da größere Gehäuse und längere bzw. mehr Membranrohre benötigt werden, um dieselbe Membranoberfläche zu erhalten. Dass die Funktionskurve des Baugrößenfaktors bei $d=3,3$ mm in Abbildung 33 nicht genau 1 entspricht, ist mit dem

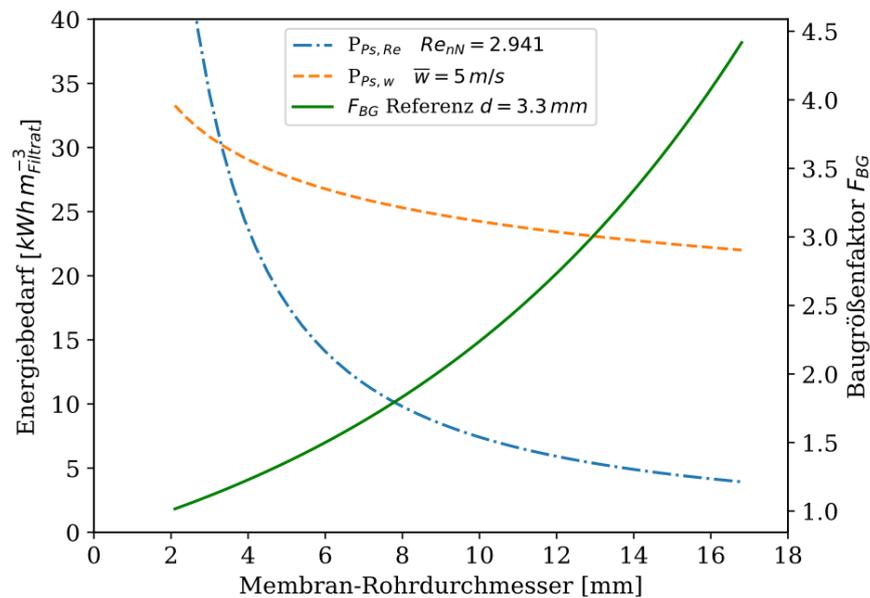


Abbildung 33. Auf das Filtratvolumen bezogener spezifischer Energiebedarf P_{P_s} einer Ultrafiltration in Abhängigkeit des Durchmessers für eine konstante mittlere Strömungsgeschwindigkeit und eine konstante Reynoldszahl sowie die relative Baugröße in Abhängigkeit des Durchmessers

sehr hohen Oberflächen-Volumenverhältnis des Membranmoduls mit 3,3 mm Membran-Rohrdurchmesser zu begründen. Dieses Membranmodul liegt als einziges weit oberhalb der Regressionskurve in Abbildung 34, die für die Berechnung des Baugrößenfaktors herangezogen wurde.

Da sich der Baugrößenfaktor auf das Volumen der Membranmodule bezieht, spiegelt dieser nicht direkt die Steigerung des Materialaufwandes wieder. Das Volumen des zylinderförmigen Gehäuses steigt mit zunehmendem Durchmesser schneller an als dessen Oberfläche. Eine zweifach größere Bauform bedeutet daher nicht zwingend doppelte Investitionskosten. Diese sind von der Gewichtung der Kosten für Membranen und Gehäuse abhängig und werden in der vorliegenden Arbeit nicht im Detail behandelt.

Das höchste Einsparpotential liegt bei dem größten erhältlichen [5] Membranrohrdurchmesser. Dieser beträgt $d=16\ mm$ und weist ein Einsparpotential für den Fall der konstanten Reynoldszahl von rund 86 %. Für den Fall der konstanten Geschwindigkeit kann der Energiebedarf der Berechnung zufolge um rund 26 % gesenkt werden. Die Baugröße steigt derweil um das Vierfache.

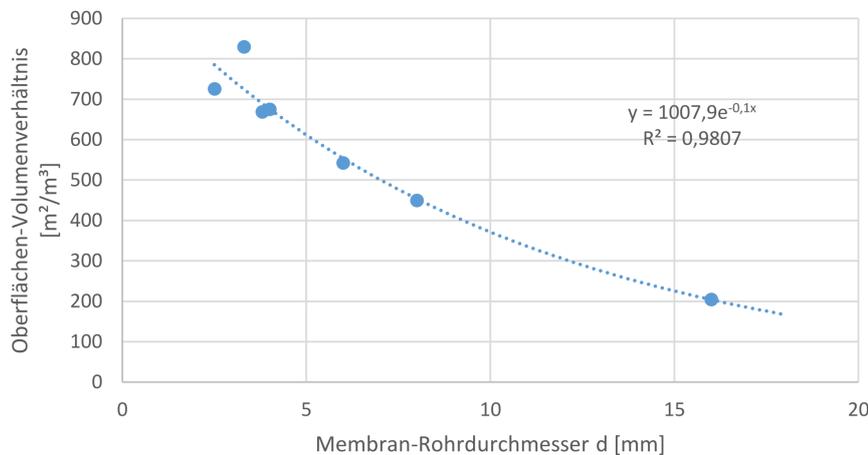


Abbildung 34. Verhältnis von aktiver Membranoberfläche zu Membranvolumen gegen Membran-Rohrdurchmesser am Beispiel von Atech-Membranen [5]

Welche Werte in der Praxis möglich sind, kann rechnerisch nicht eindeutig geklärt werden, dies müssen Experimente zeigen. Für das Szenario $Re_{nN} = \text{const.}$ spricht, dass die Herstellerempfehlung für die Strömungsgeschwindigkeit eine Reynoldszahl von rund 3.000 ergibt. Bei $Re = 2.300$ schlagen Rohrströmungen von laminar zu turbulent um. Die Herstellerempfehlung liegt also direkt hinter dem Umschlagpunkt im Bereich turbulenter Strömung. Diese Tatsache legt einen Abreinigungsmechanismus mittels Turbulenzballen nahe. Sind allein die Turbulenzballen in einer turbulenten Rohrströmung für die Aufrechterhaltung des Flux verantwortlich, indem sie Biofilmbildung hemmen, ist im tatsächlichen Prozess das Verhalten von Szenario $Re_{nN} = \text{const.}$ zu erwarten. Wird zur Abtragung des Biofilms allerdings zusätzlich eine gewisse minimale Wandschubspannung benötigt, ist das Szenario $\bar{w} = \text{const.}$ sinnvoller, da hier der Wert der Wandschubspannung weniger stark fällt als bei $Re_{nN} = \text{const.}$

Falls die Wandschubspannung τ_w ausschließlich für die Aufrechterhaltung des Flux ausschlaggebend ist, wird durch eine Herleitung mit der Voraussetzung $\tau_w = \text{const.}$ schnell ersichtlich, dass durch eine Erweiterung des Durchmessers, keine Energieersparnisse zu erwarten sind. Aus Gleichung 37 ist bekannt, dass $\dot{W}_s \propto \Delta p \bar{w} d^2$ ist. Weiterhin kann aus Gleichung 40 die Proportionalität von $\bar{w} \propto d$ geschlussfolgert werden sowie aus einer Impulsbilanz, dass $\Delta p \propto d^{-1}$. Daraus ergibt sich für $\dot{W}_s \propto d^{-1} \cdot d \cdot d^2$. Bei Aufrechterhaltung einer konstanten Wandschubspannung ist folglich mit einem quadratischen Anstieg der Strömungsleistung zu rechnen, wenn der Rohrdurchmesser vergrößert wird.

Experimente mit unterschiedlichen Membranrohrdurchmessern können an dieser Stelle Aufschluss darüber geben, ob und inwieweit eine Erweiterung des Rohrdurchmessers den elektrischen Energiebedarf senken kann. Das Kostenoptimum ergibt sich unter Berücksichtigung des Strompreises, der Membran- und Gehäusekosten sowie der Lebensdauer der Membranen.

4.6 Verfahrensbewertung anhand der Exergiekennzahlen

Mittels der in Abschnitt 3.2 beschriebenen nährstoffspezifischen Exergiekennzahlen ist es möglich die vermessenen Verfahren hinsichtlich ihrer Eignung zur Entfernung von Phosphor und Stickstoff zu bewerten. Anhand dieser Daten sollen neue Verfahrenskombinationen ermittelt und anschließend nach dem Prinzip der Fallstudien simuliert werden. Im Anschluss erfolgt ein Vergleich aller in den Fallstudien betrachteten Verfahren anhand dieser Kennzahlen.

Dazu werden zunächst die Exergiekennzahlen für Phosphor und Stickstoff für die vermessenen Anlagenkomponenten gemäß Abschnitt 3.2 und der in Tabelle 34 zusammengefassten Randbedingungen ermittelt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 35 in Form der stickstoffspezifischen und der phosphorspezifischen Exergiekennzahl aufgeführt. Ebenfalls angegeben ist die Summe beider Kennzahlen, die den Nutzen der Stickstoff- und der Phosphorentfrachtung mit dem Aufwand ins Verhältnis setzt.

Bei der Ermittlung dieser Kennzahlen stellt die genaue Definition des Nutzens bzw. des Exergiebedarfs im Referenzverfahren eine Problematik dar, weil dieser nicht immer eindeutig ist. Das gilt insbesondere für die Bewertung eines Prozesses, dessen Funktionsweise sich stark von der des Referenzverfahrens unterscheidet. So ist zum Beispiel die Ultrafiltration anzuführen, die wenig mit einem Strippverfahren gemein hat und die Bestimmung eines stickstoffreduzierten Produktstroms sich als schwierig erweist. Zunächst sollen allerdings die Definitionen der offensichtlicheren Entfrachtungsgrade erfolgen, bevor die komplizierten erklärt werden.

4.6.1 Bewertung einzelner Prozessschritte

Die für die Bewertung herangezogenen Daten sind in Tabelle 34 zu finden. Die Berechnungsvorschriften stammen aus Abschnitt 3.2. Die generelle Vorgehensweise verläuft wie folgt: Zunächst muss ein exergetischer Nutzen gemäß der Gleichungen 9 & 12 definiert werden, der im Anschluss durch den exergetischen Aufwand geteilt wird, um die jeweilige Exergiekennzahl $\varepsilon_{N/P}$ zu erhalten. Generell ist bei der Ermittlung des Nutzens als charakteristischer Massenstrom der Eingangsmassenstrom für ε_N und der phosphorreduzierte Massenstrom für ε_P heranzuziehen.

Tabelle 34. Berücksichtigte Randbedingungen für die Berechnung der Exergiekennzahlen

Größe	Wert	Einheit	Beschreibung
<i>Exergie</i>			
ϑ_0	25	°C	Umgebungstemperatur (Wärmeabgabe)
ϑ_{BHKW}	85	°C	BHKW Kühlwassertemperatur (Wärmeaufnahme)
F_{ex}	17	%- Q_{th}	Exergiefaktor nach Gleichung 6
<i>P-Reduktion</i>			
$\Delta h_{\text{LV},85}$	638	kWh/t	Spezifische Verdampfungsenthalpie: Wasser 85 °C
$e_{\text{P},id}$	107	kWh/t	Spezifischer Exergiebedarf für Verdampfung, bezogen auf Tonne verdampften Wassers
<i>N-Reduktion</i>			
ϑ_{F}	40	°C	Fermentertemperatur
$\vartheta_{\text{Strip.}}$	85	°C	Stripptemperatur
c_p	1,2	kWh/(tK)	Spezifische Wärmekapazität von Wasser
$q_{\text{Strip.}}$	53	kWh/t	Spezifischer Wärmebedarf der Strippung
$e_{\text{N},id}$	8,8	kWh/t	Spezifischer Exergiebedarf der Strippung, bezogen auf die Tonne erhitzten Substrats am Eingang

Tabelle 35. Exergiekennzahlen einzelner Verfahrensschritte aus den Messwerten der großtechnischen Anlagen

	ε_{N}	ε_{P}	$\Sigma\varepsilon$
<i>Separatoren</i>			
Pressschnecke	1,57	44	46
Dekanter	0,67	28	29
Bandfilterpresse	5,44	147	153
<i>Vakuumverdampfer</i>			
1-Stufig	0,09	0,74	0,82
2-Stufig	0,14	1,15	1,28
Strippung	0,32	0,30	0,61
Ultrafiltration	0,31	2,25	2,55
Umkehrosmose	0,41	12,4	12,8

Separatoren Hier stellt für beide Kennzahlen ε_N und ε_P jeweils die Flüssigphase das stickstoff- bzw. phosphorreduzierte Produkt dar. Folglich ergibt sich der Nutzen für die Stickstoffreduktion aus dem Produkt aus dem massenspezifischen Exergiebedarf e_N , dem Gärreststrom am Eingang des Separators und dem Strippfaktor S_N , der die Reduktion des Ammoniumgehalts im Verhältnis zum Eingangsgehalt darstellt. Das gleiche gilt für ε_P in Verbindung mit dem spezifischen Exergiebedarf e_P , multipliziert mit dem *Flüssigproduktstrom* und dem Abscheidegrad für Phosphor. Für die Ermittlung der Exergiekennzahlen bedarf es anschließend lediglich der Division durch den realen Exergiebedarf.

Vakuumverdampfer Beim Vakuumverdampfer ist das Konzentrat das stickstoffreduzierte, das Destillat das phosphorreduzierte Produkt. Folglich sind die charakteristischen Parameter für ε_N der Eingangsmassenstrom und der Stickstoffabscheidegrad in die ASL. Für ε_P sind es der Destillatmassenstrom sowie der Abscheidegrad von Phosphor in das Konzentrat, der dem Wert 1 entspricht, da kein Phosphor verdampft wird. In den später betrachteten Gesamtverfahren erfolgt die Definition des Nutzens beim Vakuumverdampferverfahren etwas anders, siehe hierfür Abschnitt 4.6.2. Bei der Bewertung des einzelnen Verfahrens wurde allerdings auf die Ähnlichkeit zur Strippung Wert gelegt.

Strippung Der stickstoffreduzierte Massenstrom ist hier der ammoniumabgereicherte Austrittsstrom, der zurück in den Fermenter oder in das Gärrestlager geführt wird. Der Strippgrad S_N ist hier der Abscheidegrad des Ammoniumstickstoffs in die ASL. Ein Nutzen für die Phosphorreduktion wird vollständigheitshalber definiert und lässt sich nur in Analogie zum Vakuumverdampfer unter der Annahme ermitteln, dass eine geringe Menge des Strippdampfes auskondensiert wird. Dieser Massenstrom wird dann für die Ermittlung von ε_P herangezogen, ansonsten ist kein Nutzen bezüglich der P-Reduktion vorhanden.

Ultrafiltration und Umkehrosmose Bei diesen Verfahrensschritten ist jeweils eine sehr gute vorangehende Feststoffabscheidung notwendig, was bedeutet, dass sie erst spät in der Prozesskette eingesetzt werden können und keinen wirklichen Nutzen hinsichtlich Stickstoffreduktion im Sinne einer Strippung aufweisen. Hier ist die Sinnhaftigkeit einer solchen Kennzahl in Frage zu stellen. Dennoch erfolgt die Bestimmung der Exergiekennzahlen der Vollständigkeit halber. Bei der Ultrafiltration wird analog zum Vakuumverdampfer das Konzentrat als stickstoffreduzierter Strom definiert, da sich, wie im Vakuumverdampfer, der Ammoniumgehalt im Konzentrat zwar nicht ändert, aufgrund

der Gesamtmassenreduktion allerdings die Ammoniumstickstofffracht im Konzentrat reduziert. Das Filtrat wird als phosphorreduzierter Strom definiert. Bei der Umkehrosmose ist jeweils das Permeat der nährstoffreduzierte Massenstrom.

Auswertung der Kennzahlen aus den Messungen In Tabelle 35 zeigt sich die Eignung der einzelnen Verfahren hinsichtlich der N- und P-Reduktion. Unter den Separatoren liefert die Bandfilterpresse aufgrund des niedrigen Elektrizitätsbedarfs und der hohen Abscheidegrade die besten Ergebnisse. Ebenfalls über hohe Abscheidegrade verfügt der Dekanter, allerdings senkt der hohe Bedarf an elektrischer Energie die Werte der Kennzahlen. Dass die hohen Abscheidegrade beider Verfahren auf eine Flockung zurückzuführen sind und daher zusätzlich Flockungshilfsmittel benötigt wird, erfährt im Modell der Exergiekennzahlen keine Berücksichtigung. Die Pressschnecke weist zwar kleinere Abscheidegrade als Dekanter oder Bandfilterpresse auf, dafür hat sie einen geringen elektrischen Strombedarf und somit ebenfalls hohe Exergiekennzahlen. Dies bestätigt auch den Grund dafür, dass sie bei beinahe jedem Prozess den ersten Schritt darstellt. Generell liegt die vornehmliche Eignung der Separatoren aber in der Phosphorabscheidung und nicht in der Stickstoffreduktion.

Bei den weiterführenden Verfahren Vakuumverdampfung und Strippung fallen die Exergiekennzahlen kleiner aus, da der Exergiebedarf für diesen Schritt weitaus höher ist, als bei der mechanischen Separation. Die Vakuumverdampfer weisen hier im Verhältnis große Werte für ε_P auf, während der Strippprozess erwartungsgemäß die besseren Werte für ε_N zeigt. Hier sind die Werte bei der Vakuumverdampfung gering, da viel thermische Energie für die Verdampfung des Wassers aufgebracht wird.

Die beiden Prozessschritte, die am Ende einer Aufbereitungskette stehen und nach einer aufwändigen Feststoffentfernung zum Einsatz kommen, sind die Ultrafiltration und die Umkehrosmose. Deren Einsatz ist erst möglich, wenn sie einem Dekanter oder einer Bandfilterpresse nachgeschaltet werden. An dieser Stelle zeigt sich allerdings, dass sie aus exergetischer Sicht dann einem Vakuumverdampferverfahren vorzuziehen sind.

Wenn auf Basis des Grundwissens über die Prozesstechnik in der Gärrestaufbereitung und unter Zuhilfenahme der Exergiekennzahlen ein neues Verfahren zusammengestellt werden soll, zeigt sich die Kombination von Prozessschritten mit hoher Phosphor- und Stickstoffabscheideeffizienz als vorteilhaft. Abbildung 35 zeigt zwei Varianten des neuen Verfahrens. Standardgemäß ist der erste Prozessschritt bei diesem Modellverfahren eine Pressschnecke zur Entfernung der größten Feststofffrachten. Im Anschluss folgt eine Ammoniumstrippkolonne, mit der es möglich ist, sowohl aus dem Gärrest als auch aus

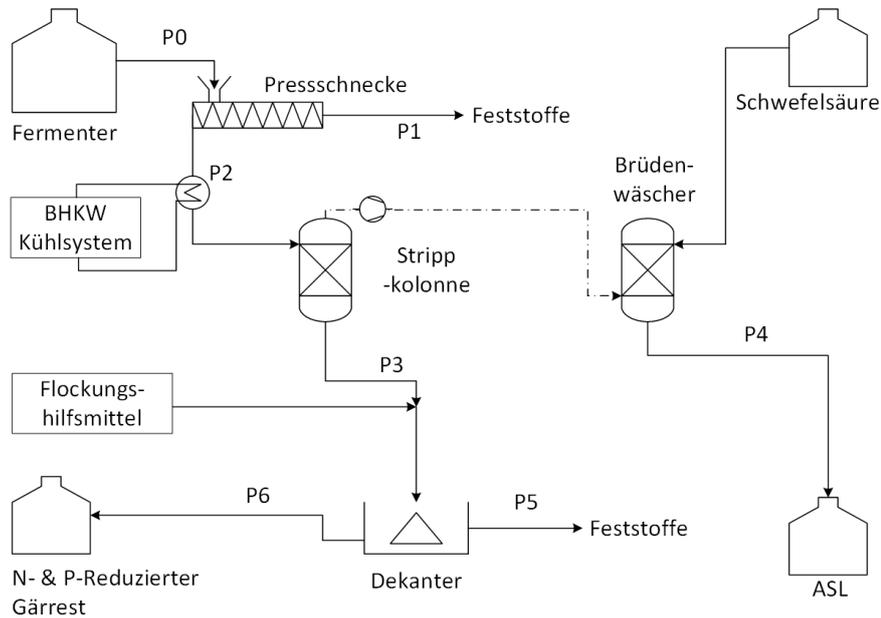
dem Substrat in den Fermentern Ammoniak abzuscheiden. Das entstehende Flüssigprodukt dieses Verfahrens ist dann bereits zu rund 80 % ammoniumreduziert. Um eine weitere Phosphorreduktion zu erwirken, wird wahlweise ein Dekanter oder eine Bandfilterpresse nachgeschaltet. Diese entfernen den größten Teil des Phosphors. Das nach diesem Schritt entstehende flüssige Produkt erfüllt zwar nicht die Grenzwerte der Direkteinleitung, ist aber stark nährstoffreduziert und kann auf den eigenen Äckern verregnet werden. Die übrigen Produkte des Verfahrens sind abgeschiedene Feststoffe und eine ASL mit einem TR von 35 %. Im nächsten Abschnitt werden diese beiden Modellverfahren zusammen mit den bereits bekannten Verfahren anhand der Fallstudie simuliert und mittels Exergiekennzahlen verglichen.

4.6.2 Bewertung der Gesamtverfahren in den Fallstudien

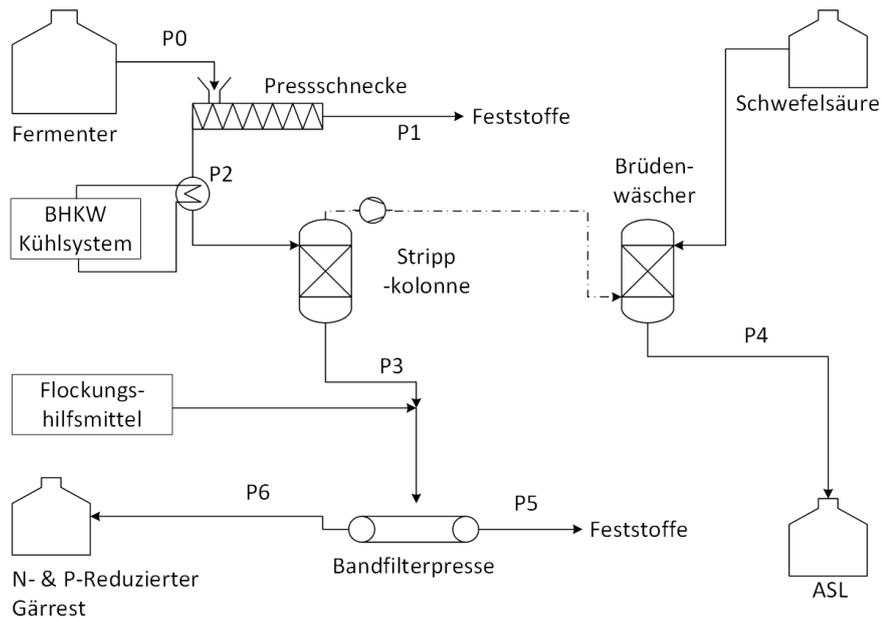
Wie alle untersuchten Verfahren wurden auch die beiden Modellverfahren Strippung mit Dekanter oder Bandfilterpresse anhand des einheitlichen Modellgärrests in einer Fallstudie hinsichtlich ihrer Energiebedarfe und Produktströme simuliert. Hieraus wurden, wie auch für alle anderen simulierten Verfahren, die Exergiekennzahlen berechnet und die Entfrachtungspotentiale der einzelnen Verfahren sowie die erreichbare Aufkonzentration ermittelt. Das Entfrachtungspotential ist im Fall der Gesamtverfahren etwas anders definiert als bei den Teilprozessen. Das Entfrachtungspotential des Gesamtverfahrens bestimmt sich über die transportwürdigen Produkte und deren Inhaltsstoffe. Transportwürdig gelten Konzentrate ab einem TR von 15 %. Dieses Kriterium schließt Konzentrate der Ultrafiltration sowie der Umkehrosiose ohne Konzentratstufe aus. Die in der Trocknung bzw. in deren Abluftbehandlung erzeugte ASL mit einem TR von 10 % zählt ebenfalls nicht zu den transportwürdigen Produkten.

Als transportwürdige Produkte ergeben sich für die aufgeführten Verfahren:

- Trocknung
 - Trockener Feststoff
- Vakuumverdampfung (alle)
 - Pressschnecke Feststoff
 - Konzentrat des Vakuumverdampfers
 - Ammoniumsulfatlösung
- Strippung ohne nachfolgende Separation
 - Pressschnecke Feststoff
 - Ammoniumsulfatlösung



(a) Verfahren mit Dekanter



(b) Verfahren mit Bandfilterpresse

Abbildung 35. Auf Basis der Exergiekennzahlen entwickelte neue Verfahren

- Strippung Modellverfahren mit Dekanter oder Bandfilterpresse
 - Pressschnecke Feststoff
 - Ammoniumsulfatlösung
 - Dekanter bzw. Bandfilterpresse Feststoff
- Membranverfahren mit 2-stufiger Umkehrosmose
 - Pressschnecke Feststoff
 - Dekanter Feststoff
- Membranverfahren mit Konzentratstufe in der Umkehrosmose
 - Pressschnecke Feststoff
 - Dekanter Feststoff
 - RO Konzentrat

Daraus ergeben sich die Exergiekennzahlen und Entfrachtungspotentiale in Tabelle 36, die Aufkonzentration wird ebenfalls dargestellt, wenn reines Wasser produziert wird. Unter diesen Bedingungen weist das Trocknungsverfahren, das den Feststoff und einen Teil der Flüssigphase aufkonzentriert, bis der TR 86 % entspricht, sehr kleine Kennzahlen auf. Dies liegt sowohl an der verhältnismäßig geringen behandelten Gärrestmenge als auch an dem hohen Elektrizitäts- und Wärmebedarf. Immerhin können mit diesem Verfahren 44 % der Phosphorfracht in ein transportwürdiges Produkt überführt werden. Dass der getrocknete Feststoff mit seinem geringen Wassergehalt eine höhere Transportwürdigkeit aufweist als ein ungetrockneter Feststoff, findet in dieser Betrachtung allerdings keine Berücksichtigung.

Da bei den Vakuumverdampfern sämtliche Produkte als transportwürdig gelten, entspricht die Entfrachtung für N und P jeweils 100 %. Außerdem weisen sie die höchste Aufkonzentration gegenüber den anderen Verfahren auf, wobei nicht berücksichtigt wird, ob der dafür notwendige Wärmebedarf durch BHKW-Abwärme gedeckt ist. Die Aufkonzentration ergibt sich in den Fallstudien aus den Abscheidegraden und der Eindickung des Pressschneckendünnschlammes auf 15 %. Daher ist die Investition in einen mehrstufigen Verdampfer notwendig, wenn BHKW-Abwärme anderweitig genutzt wird und die Aufkonzentration erreicht werden soll. Dies drücken die Exergiekennzahlen aus, die mit zunehmenden Verdampfungsstufen größer werden. Generell liegen die Vorteile der Vakuumverdampfung bei der Phosphorentfrachtung und der Produktion reinen Wassers. Das Erreichen höherer Werte für ε_N wird durch den Exergiebedarf für die Verdampfung großer Wassermengen verhindert.

Unter *Strippung* sind in Tabelle 36 nicht nur die ermittelten Werte der auf Messdaten basierenden Ammoniakstrippung in der Fallstudie gezeigt, sondern

Tabelle 36. Exergie- und Exergiekennzahlen der in den Fallstudien betrachteten Verfahren

Verfahren	Kennzahl				Entfrachtung		Aufkonzentration
	ε_N	ε_P	$\Sigma\varepsilon$	ϵ	N_{NH_4} [%]	P [%]	[%]
Trocknung	0,01	0,17	0,18	0,4	5	44	19
<i>Vakuumverdampfung</i>							
1-stufig	0,11	0,73	0,85	0,9	100	100	52
2-stufig	0,16	1,13	1,30	1,2	100	100	52
4-stufig	0,24	1,67	1,92	1,9	100	100	52
<i>Strippung</i>							
Messdatenbasiert	0,35	0,05	0,39	0,7	82	23	4
Rekuperation	0,46	0,06	0,52	1,0	82	23	4
<i>Modellverfahren Strippung</i>							
Rekuperation + DK	0,60	5,47	6,07	-	85	82	0
Rekuperation + BFP	0,72	8,41	9,13	-	87	97	0
<i>Membranverfahren</i>							
2-stufig	0,10	1,49	1,59	3,7	27	82	40
3-stufig	0,27	2,01	2,28	4,5	73	89	50

ebenfalls die der modellierten Verfahren mit Wärmerückgewinnung aus dem N-reduzierten Massenstrom sowie die der Verfahren mit nachfolgender Feststoffabtrennung. Die reinen Strippverfahren weisen aufgrund des verhältnismäßig geringen thermischen Energiebedarfs gute Werte für ε_N auf, wobei die Rekuperation einen starken Anstieg von ε_N verursacht. Eine weitere Steigerung von ε_N sowie eine deutliche Erhöhung von ε_P lässt sich durch die nachgeschaltete Feststoffabtrennung mittels Dekanter oder Bandfilterpresse erreichen. Diese Steigerungen ergeben sich aus dem jeweils höheren Entfrachtungsgrad. Da die Bandfilterpresse einen geringeren Exergiebedarf hat als der Dekanter, sind die Exergiekennzahlen hier noch höher. Nachteilig ist allerdings der ca. dreifach größere Flockungshilfsmittelbedarf der Bandfilterpresse gegenüber dem Dekanter. Der erhöhte Flockungshilfsmittelbedarf wird gegebenenfalls hinsichtlich der Betriebskosten nicht von dem um 80 % geringeren Elektrizitätsbedarf aufgewogen. Die insgesamt Entfrachtung beider Modellverfahren ist sehr hoch, jedoch wird kein direkt einleitfähiges Wasser hergestellt. Das nährstoffreduzierte Produkt der Verfahren muss nach wie vor auf einem Acker ausgebracht werden.

Somit ist der Wert für die Aufkonzentration 0. Dies führt zu einem weiteren Nachteil dieser Verfahren: Es fällt kein aufbereitetes Wasser an, welches sich zur Herstellung der Flockungshilfsmittellösung nutzen lässt. Daraus folgt eine Verdünnung des Gärrestmassenstroms, die mit einer Steigerung des Gesamtmassenstroms an der Anlage um 4,5 bis 13 % einhergeht.

Die *Membranverfahren* weisen im Vergleich zu den etablierten Verfahren Trocknung, Vakuumverdampfung und Strippung ohne erweiterbare Feststoffabtrennung hinsichtlich der Exergiekennzahlen hohe Werte auf. Dies bedeutet, dass trotz des hohen elektrischen Strombedarfs der Membranverfahren die Gesamteffizienz unter Berücksichtigung der Wärmeströme der übrigen Verfahren hoch ist. Dies gilt insbesondere für das 3-stufige Umkehrosmosteilverfahren, da hier in Bezug auf die Entfrachtung auch das Umkehrosmostekonzentrat als transportwürdig gilt. Es erreicht sowohl für ε_N als auch ε_P höhere Werte, als das 4-stufige Vakuumverdampferverfahren, das bereits sehr energie- bzw. exergieeffizient arbeitet. Allerdings kommt die von den Membranverfahren erreichte Entfrachtung aufgrund der geringen Pflanzennährstoffkonzentration im Ultrafiltrationskonzentrat nicht an die der Vakuumverdampferverfahren heran. Im Falle des zweistufigen Umkehrosmosteilverfahrens weist auch das Konzentrat der Umkehrosmosteile nur einen TR von 4 % auf und reduziert damit die Entfrachtung insbesondere hinsichtlich des Stickstoffs. Die erreichbare Aufkonzentration dagegen ist wiederum mit 40 % bis 50 % mit Vakuumverdampferverfahren vergleichbar, weshalb das Verfahren an Anlagen ohne Wärmeüberschuss eine gute Alternative zum Vakuumverdampfer darstellt.

4.7 Abwasserqualität

Um das in einer Vakuumverdampfung und einem Membranverfahren produzierte Wasser und dessen Qualität bezogen auf die Direkteinleitung besser einordnen zu können, erfolgt hier ein Vergleich mit der Abwasserordnung (AbwV). Aufgrund der Tatsache, dass Biogasanlagen in der Abwasserordnung keine Berücksichtigung finden, wird bei dem Vergleich auf *Kommunale Kläranlagen* eingegangen sowie auf Industrieabwässer aus der *Verarbeitung tierischer Nebenprodukte* und *Anlagen zur biologischen Behandlung von Abfällen*. Vorab ist anzumerken, dass die AbwV Höchstkonzentrationen festlegt, die Einhaltung der Grenzwerte jedoch keine Garantie für die Einleitfähigkeit darstellt. Diese Festlegung liegt im Ermessen der entsprechenden Abwasserbehörden.

Im Gegensatz zum Vergleich mit den Einleitparametern für *Verarbeitung tierischer Nebenprodukte* und *Anlagen zur biologischen Behandlung von Abfällen* muss bei den Einleitparametern für *Kommunale Kläranlagen* eine Größenskalierung hinsichtlich der zu behandelnden Frachten bzw. der ausgestoßenen Wasser-

menge erfolgen. Hintergrund der Größenskalierung ist, dass je nach Klärwerksgröße mehr oder weniger strenge Auflagen zu erfüllen sind. Um einen möglichst großen Teil der Biogasanlagen in Deutschland zu berücksichtigen, wird angenommen, dass es sich bei der betrachteten Biogasanlage um eine 2 MW_{el} Anlage handelt, die täglich rund 130 t Gärrest produziert von denen 60 % in aufbereitetes Wasser umgewandelt werden. Es ist anzumerken, dass dieser Wert in den Fallstudien zwischen 40 % und 50 % lag. 60 % entsprechen demzufolge 77 t einzuleitendem Wasser pro Tag.

Um die für einen Vergleich geeignete Klärwerksgröße festzulegen, wird sowohl die Fracht am Eingang als auch am Ausgang einer Kläranlage betrachtet. Die Auslegung und Klassifizierung von Klärwerken basiert auf der erwarteten täglichen Menge BSB_5 im Zulauf. Im Schnitt produziert eine Person 60 g BSB_5 pro Tag und es kann mit 100 bis 130 l Abwasser gerechnet werden. Damit ergibt sich ein BSB_5 -Gehalt im kommunalen Abwasser von rund 600 mg/l, wohingegen der hier betrachtete Gärrest einen BSB_5 von näherungsweise 21 g/l aufweist. Bei dieser Betrachtung übersteigt die gesamte eingeleitete Menge aufbereitetes Wassers aus einem Klärwerk die eingeleitete Wassermenge einer Biogasanlage um ein Vielfaches aufgrund der höheren BSB_5 -Belastung im Gärrest gegenüber der im kommunalen Abwasser. Die Größenklassen (GK) sind in der AbwV folgendermaßen eingeteilt:

- GK 1: <60 kg BSB_5 und 100 m³ pro Tag,
- GK 2: 60–300 kg BSB_5 und 500 m³ pro Tag,
- GK 3: 300–600 kg BSB_5 und 1.000 m³ pro Tag,
- GK 4: 600–6.000 kg BSB_5 und 10.000 m³ pro Tag,
- GK 5: >6.000 kg BSB_5 pro und über 10.000 m³ Tag.

Da an der betrachteten Biogasanlage rund 77 m³ aufbereitetes Wasser anfallen, entspricht die einzuleitende Menge Wasser der einer GK1-Kläranlage. Wird jedoch anhand der BSB_5 -Fracht im Klärwerkszulauf gerechnet, muss eine GK4-Kläranlage zum Vergleich herangezogen werden. Die täglich an der betrachteten Biogasanlage anfallende Menge BSB_5 entspricht also rund 2.700 kg. Folglich werden die Konzentrationen und die maximalen Frachten des einzuleitenden Wassers mit kommunalen Klärwerken der Größenklassen 1 und 4 verglichen. Die Gehalte und Frachten der charakteristischen Inhaltsstoffe sowie weitere Annahmen und Randbedingungen sind in den Tabellen 37 und 38 aufgeführt.

Bei den aufgeführten Abwasseranlyseparametern BSB , CSB , N_{ges} und P_{ges} handelt es sich um *Summenparameter*. BSB und CSB kumulieren, wie viel Sauerstoff für die Oxidation der Inhaltsstoffe benötigt wird. Die Werte berücksichtigen die Konzentration aller oxidierbaren Schadstoffe. N_{ges} und P_{ges} sind ein

Tabelle 37. Auflistung der Gärrest- und Abwasserzusammensetzung sowie der dazugehörigen Massenströme (Frachten) in kg/d

	Einheit	Gärrest	Kommunales Abwasser
<i>Summenparameter</i>			
BSB	mg/l	21.000	600
CSB	mg/l	97.500	1.200
N _{ges}	mg/l	6.000	150
P _{ges}	mg/l	550	15
<i>Anorganische Parameter</i>			
NH ₄ -N	mg/l	3.900	65
<i>Frachten</i>			
Personen max.	-	-	74.600
Menge	t/d	130	4.500
BSB ₅	kg/d	2.700	2.700
CSB	kg/d	12.500	5.400
N _{ges}	kg/d	770	670
NH ₄ -N	kg/d	500	290
P _{ges}	kg/d	70	67

Tabelle 38. Betriebsdaten einer 2 MW_{el}-Biogasanlage mit Gärrestaufbereitungsverfahren für den Vergleich mit einer kommunalen Kläranlage

Bezeichnung	Wert	Einheit
Gärrestaufkommen (2 MW _{el})	43.000	t/a
davon aufbereitetes Wasser	60	%
Betriebsstunden	8.000	h/a
BSB ₅ /CSB Abwasser	50	%
BSB ₅ /CSB Gärrest	21	%
BSB ₅ /CSB geklärtes Abwasser	20	%
Abwasser pro Person und Tag	0,1	m ³ /d
BSB ₅ pro Person und Tag	60	g/P/d
Dichte Abwasser und Gärrest	1.000	kg/m ³

Maß für den gesamten Stickstoff- bzw. Phosphorgehalt in einem Liter Abwasser, dabei ist die Art der molekularen Bindung des jeweils betrachteten Elements unerheblich. Die *Anorganischen Parameter* geben Aufschluss in welcher Form die Elemente der Summenparameter gebunden sind. In diesem Fall handelt es sich um Ammoniumstickstoff ($\text{NH}_4\text{-N}$), da in der Gärrestaufbereitung aufgrund der anaeroben Bedingungen im Gärrest keine signifikanten Mengen Nitrat oder Nitrit zu erwarten sind. Die Differenz zu N_{ges} ergibt den organischen Stickstoffgehalt in Gärresten.

Tabelle 39 fasst die betrachteten Konzentrationen und Frachten bezogen auf die beschriebenen Abwasserproduzenten zusammen. Abbildung 36 reduziert diese Informationen auf die täglichen CSB-Frachten als Vergleichsmaß für die Umweltbelastung, die durch die Verfahren verursacht werden. Aus der Abbildung ist ersichtlich, dass die CSB-Frachten der aufbereiteten Biogasanlagenabwässer geringer sind als die CSB-Frachten der berücksichtigten Aufbereitungsverfahren im Anhang der Abwasserverordnung. Im Hinblick auf die Membranverfahren und die Messung VV2 wird der Schadstoffausstoß sogar deutlich unterschritten. Die niedrigsten Grenzwerte für CSB-Gehalte gelten für kommunale Kläranlagen der GK 4. Aufgrund des großen eingeleiteten Massenstroms dieser Klärwerke, weisen diese Anlagen mit maximal 900 kg/d sehr hohe CSB-Frachten auf. Demgegenüber sind die CSB-Frachten von den betrachteten aufbereiteten Biogasanlagenabwässern mit maximal 5 kg/d verschwindend gering.

Die Abwasserzusammensetzungen, die von den betrachteten Aufbereitungsverfahren erzielt wurden, können in Tabelle 39 hinsichtlich der für die Abwasserinhalts- bzw. -schadstoffe charakteristischen Grenzwerte verglichen werden. Angaben oder Messungen, die einen der Grenzwerte in der AbwV überschreiten, sind *kursiv* hervorgehoben. Zudem sind hier ebenfalls die Ergebnisse der berechneten täglich anfallenden Schadstofffrachten aufgelistet. Es zeigt sich, dass die durch Membran- und Vakuumverdampfungsverfahren produzierten Abwässer größtenteils die Kriterien der AbwV für Einleitfähigkeit erfüllen. Die niedrigsten Grenzwerte sind bei Klärwerken mit der GK 4 zu finden, am häufigsten wird die maximal zulässige Ammonium-N Konzentration überschritten. Die Forderung von 10 mg/l wurde von keinem Verfahren, das stichprobenartig untersucht wurde, erfüllt. Laut Herstellern ist dieser Grenzwert aber einhaltbar. Der nächsthöhere Grenzwert aus *Verarbeitung tierischer Nebenprodukte* von 25 mg/l wurde ausschließlich von Messung VV1 nicht erfüllt. Wird der Gesamtstickstoffgehalt betrachtet, bestehen sogar alle Prozessabwasserwerte außer VV1 die Anforderungen der GK4-Klärwerke. Dasselbe gilt für die CSB-Gehalte. In den Messwerten unterscheiden sich die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gehalte ebenfalls kaum von den N_{ges} -Werten, da unter den anaeroben Bedingungen

keine Nitrat- oder Nitritverbindungen gebildet werden und durch die Aufbereitungsverfahren sämtliche organische Stickstoffverbindungen ebenfalls abgeschieden wurden. Die Phosphorgehalte liegen in allen Messungen unterhalb der Nachweisgrenze von 0,1 mg/l, damit erfüllen alle Prozessabwässer selbst die niedrigsten Grenzwerte für Phosphorgehalte.

Werden die Nährstoff- bzw. Schadstofffrachten betrachtet, die durch aufbereitete Biogasanlagenabwässer in die Umwelt gelangen, ist eine Überschreitung der Grenzwerte der Vergleichsverfahren aus der AbwV nur in zwei Fällen zu verzeichnen. Einmal übersteigt die BSB₅-Fracht des Membranverfahrens von *A3 Water Solutions GmbH* die einer vergleichbaren *Anlage zur biologischen Behandlung von Abfällen*. Die andere Überschreitung ist bei der Messung *VV1* hinsichtlich der Ammonium-N-Fracht festzustellen. Letztere übersteigt den Grenzwert der *Verarbeitung tierischer Nebenprodukte*.

Es ist anzumerken, dass es sich bei den Stichprobenmessungen des Abwassers der Vakuumverdampfer jeweils nicht um Anlagen des Herstellers *MKR Metzger GmbH* handelt, somit ist ein direkter Vergleich zwischen Herstellerangabe und eigener Messung nicht möglich. Weiterhin muss berücksichtigt werden, dass keine der beprobten Anlagen hinsichtlich Wassereinleitfähigkeit optimiert war. Hier lässt sich möglicherweise durch Feineinstellung der Schwefelsäuredosierung im Gärrest oder im Brüdenwäscher der NH₄-N-Gehalt im Abwasser auf die von den Herstellern angegebenen Werte reduzieren.

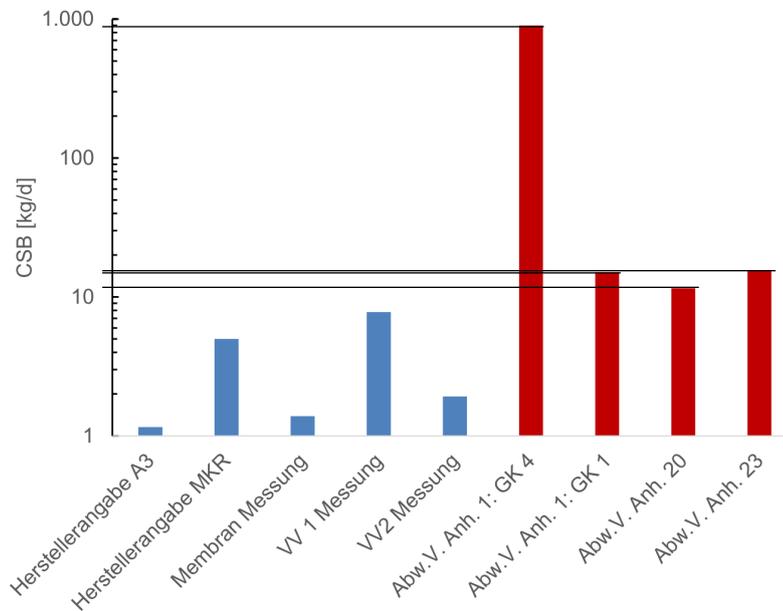


Abbildung 36. Vergleich der CSB-Frachten am Ausgang verschiedener Wasseraufbereitungsanlagen: Der CSB-Gehalt wurde als vergleichender Summenparameter für alle vorhandenen Schadstoffe gewählt. Dargestellt ist die Fracht am Ausgang des jeweiligen Verfahrens in kg/d, die in die Umwelt eingeleitet wird. Berücksichtigt wurden die Herstellerangaben der Firmen A3 Water Solutions GmbH für Membranverfahren und MKR Metzger GmbH für Vakuumverdampferverfahren. Weiterhin sind Messergebnisse einer Membrananlage und zweier Vakuumverdampfer (VV1 und VV2) dargestellt. Diesen sind die in der Abwasserverordnung beschriebenen Grenzwerte für kommunale Kläranlagen der Größenklasse 4 und 1 (GK4 und GK1) gegenübergestellt. Weiterhin wurden die Grenzwerte für Anlagen zur Verarbeitung tierischer Nebenprodukte (AbwV Anh. 20) und Anlagen zur biologischen Behandlung von Abfällen (AbwV Anh. 23) berücksichtigt. Die Herstellerangaben und Messwerte sind in blau dargestellt, die Balken der Grenzwerte haben die Farbe Rot. Es ist zu beachten, dass es sich an der y-Achse um eine logarithmische Skalierung handelt.

Tabelle 39. Vergleich der erzielten Aufbereitungsqualitäten von Abwasser an Biogasanlagen. Die Herstellerangaben beziehen sich auf die Firmen A3 Water Solutions GmbH und MKR Mezger GmbH, die Membran- bzw. Vakuumverdampfungsverfahren anbieten. In den Spalten daneben sind die stichprobenartigen Ergebnisse der Laboranalysen für ein Membran- und zwei Vakuumverdampfungsverfahren (VV1 und VV2) aufgeführt. Die Spalten rechts neben der senkrechten Trennlinie beinhalten die jeweils herangezogenen Grenzwerte aus der Abwasserverordnung sowie die dazugehörigen, täglich maximal zulässigen Schadstofffrachten.

		Biogasanlagen				Abwasserverordnung Anhang 1, 20 und 23			
		Hersteller- angabe	Stichproben Laboranalysen	/	Häusliches und Kommunales Abwasser	Verarbeitung tierischer Neben- produkte	Anlagen zur biologischen Behandlung von Abfällen		
Einheit	A3	MKR	Membran	VV1	VV2	GK 4	GK 1		
Summerparameter									
BSB	mg/l	–	26	–	–	20	40	–	20
CSB	mg/l	15	65	18	101	90	150	150	200
N _{ges}	mg/l	–	3,9	17	46,3	18	–	50	70
P _{ges}	mg/l	0,05	0,19	> 0,1	> 0,1	2	–	–	3
Anorganische Parameter									
NH ₄ -N	mg/l	7	2,4	16,3	46,3	10	–	25	–
Frachten									
Personen max.		–	–	–	–	100.000	1.000	–	–
Menge	t/d	77	77	77	77	10.000	100	77	77
BSB ₅	kg/d	–	2,0	–	–	200	4	–	1,54
CSB	kg/d	1,2	5,0	1,4	7,8	900	15	12	15,43
N _{ges}	kg/d	–	0,3	1,3	3,6	180	–	4	–
P _{ges}	kg/d	0,00	0,01	< 0,01	< 0,01	20	–	–	0,23
NH ₄ -N	kg/d	0,5	0,2	1,3	3,6	100	–	2	–

5 Zusammenfassung der Produktströme und Energiebedarfe

Die Fallstudien basieren auf den eigenen gemittelten Mess- sowie teilweise Berechnungswerten. Damit fassen die hierdurch erzielten Ergebnisse den Kernpunkt dieser Arbeit zusammen und werden in den Abbildungen 37 bis 44 graphisch als Energie- und Nährstoffflussdiagramme dargestellt.

Aufgrund der großen Schwankungen in der Zusammensetzung des individuellen rohen Gärrests, erfolgt die Darstellung der mit den Verfahren erzeugten Produktströme in Relation zur Rohgärrestzusammensetzung. Diese Werte liefern Eckdaten für die Auslegung von Gärrestaufbereitungsverfahren und ermöglichen, das Entfrachtungspotential sowie die Energiebedarfe vorab einzuschätzen. In den Abbildungen 37 bis 44 sind jeweils die relativen Zusammensetzungen der Produkte aller in den Fallstudien untersuchten Verfahren sowie deren thermische und elektrische Energieströme bezogen auf die Tonne Rohgärrest gezeigt.

Die Nährstoffdiagramme sind in der Gesamtheit nach demselben Schema aufgebaut. Hierbei beinhaltet der kopfseitig angeordnete Pfeil 100 % aller berücksichtigter Stoffströme im Rohgärrest am Eingang des dargestellten Verfahrens. Anschließend erfolgt die prozentuale Aufteilung der Eingangsströme auf die einzelnen Produkte. Zwischenprodukte werden nicht dargestellt, können jedoch in Tabelle A.3 im Anhang eingesehen werden.

In den Nährstoffdiagrammen, vgl. Abbildungen 37 (a) bis 43, sind die Stoffströme Trockenmasse (TM) und Wasser für den Gesamtmassenstrom kennzeichnend und in dunkelgrün bzw. hellblau, voll gefüllt sowie ohne Muster dargestellt. Folglich weisen Produkte mit geringem Wassergehalt einen schmalen hellblauen Balken auf. Neben den Gesamtmassenströmen sind auch die Makronährstoffe Stickstoff ($\text{NH}_4\text{-N}$ und N-Ges.), Phosphor (P_2O_5), Kalium (K_2O) und Magnesium (MgO) aufgeführt. Deren Balken entsprechen im Rohgärrest ebenfalls 100 % und verteilen sich auf die einzelnen Produkte. Dabei wurde Stickstoff sowohl in Form von Ammoniumstickstoff als auch Gesamtstickstoff berücksichtigt, da bei Ammoniakstrippung bzw. der Erzeugung einer Ammoniumsulfatlösung nur der Ammoniumstickstoff ausschlaggebend ist. Um dennoch eine Abschätzung der Gesamtstickstoffverteilung zu ermöglichen, ist dieser ebenfalls aufgeführt. Diesbezüglich ist anzumerken, dass der Modellgärrest ein Ammoniumstickstoff/Gesamtstickstoff-Verhältnis von 0,55 aufwies. Die Beschriftungen neben den Produktströmen benennen die jeweiligen Stoffströme und quantifizieren deren prozentuale Menge bezüglich des Stoffstroms im Rohgärrest. In den Nährstoffdiagrammen kann außerdem nachvollzogen werden, dass (Ammonium-)Stickstoff und Kalium dazu neigen in

dem Flüssigprodukt zu verbleiben, während Phosphor und Magnesium eher in das Feststoffprodukt abgeschieden werden.

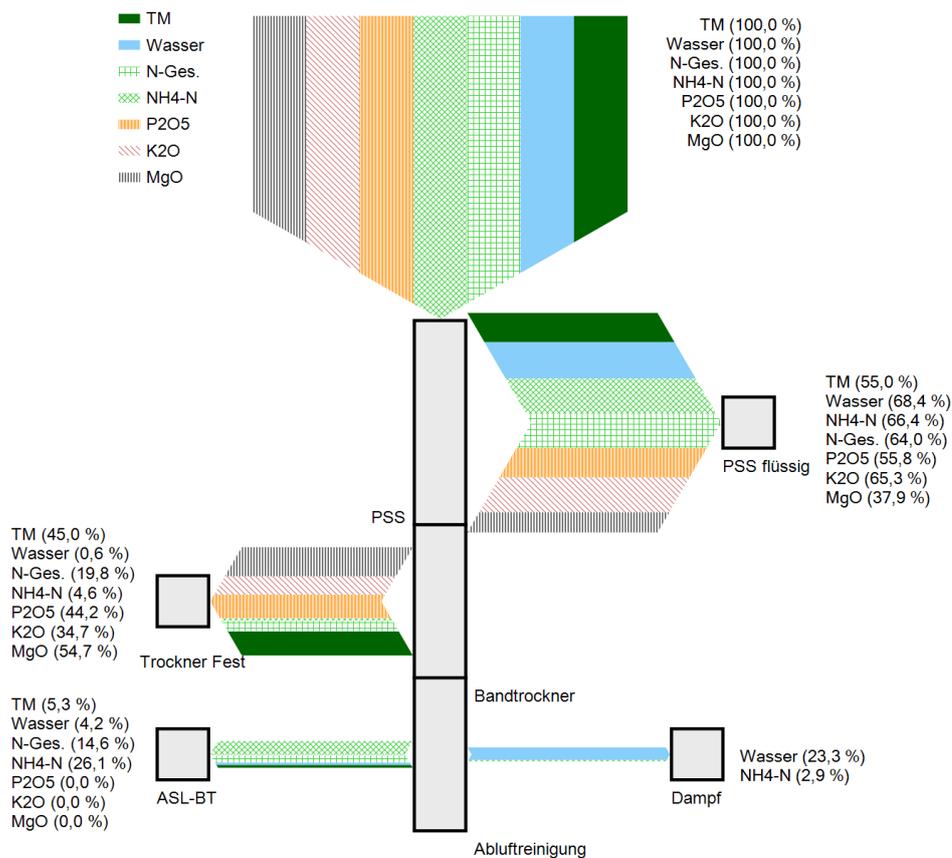
Die Energiediagramme, vgl. Abbildungen 37 (b) bis 44, zeigen für jeden Prozessschritt die jeweils benötigte Energiemenge bezogen auf den Rohgärreststrom am Eingang des Gesamtverfahrens. Die Energieströme werden entgegen der Stoffstromrichtung dargestellt und verlaufen vom letzten zum ersten Prozessschritt. Diese Form ermöglicht die Darstellung des prozentualen Anteils jedes einzelnen Prozessschritts am thermischen bzw. elektrischen Gesamtenergiebedarf pro Tonne aufzubereitenden Gärrest. Die Balkenstärke ist abhängig von der Größe des jeweiligen Energiestroms und einheitlich für alle Verfahren skaliert, wobei sehr kleine Ströme eine Mindeststärke erhalten, damit diese sichtbar sind. Aufgrund der betragsmäßig sehr viel kleineren elektrischen Energieströme gegenüber den thermischen Energieströmen wird die Balkenstärke pro Kilowattstunde von Elektrizitätsströmen zehnmal größer dargestellt als die von Wärmeenergieströmen. An der Kopfseite der Energiestromdiagramme werden die massenspezifischen Energiebedarfe jedes einzelnen Verfahrensschritts zusammengefasst. In dieser Zusammenfassung sind die absoluten Energiebedarfe pro Tonne Rohgärrest sowie deren prozentualer Anteil am thermischen bzw. elektrischen Gesamtenergiebedarf zu finden.

Kombiniert ermöglichen die Diagramme die Wahl des gewünschten oder benötigten Entfrachtungsgrads der Makronährstoffe und den damit verbundenen energetischen Aufwand. Umgekehrt ist es ebenso möglich den Entfrachtungsgrad zu ermitteln, der in Bezug auf die anfallenden Energieströme an einer Biogasanlage erreichbar ist. Wie eingangs bereits erwähnt, gilt es zu berücksichtigen, dass es sich bei den in den Diagrammen dargestellten Daten um Richtwerte handelt und an den realen Anlagen mit Abweichungen von bis zu 20 % zu rechnen ist.

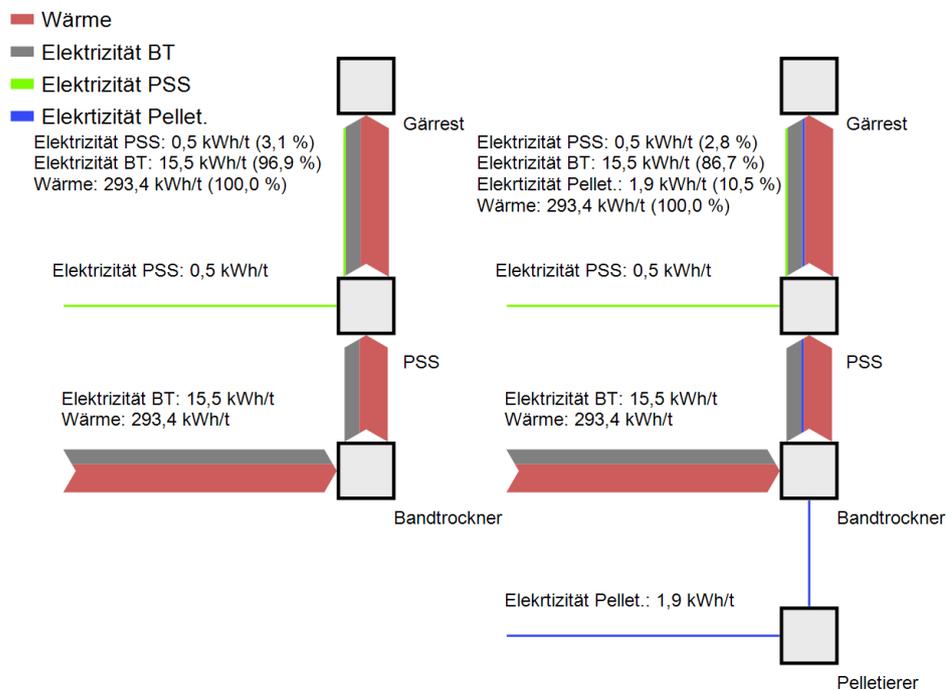
Auf den folgenden Seiten werden die Energie- und Stoffströme der betrachteten Verfahren einzeln dargestellt und erläutert.

5.1 Trocknungsverfahren

Abbildung 37 zeigt die zu erwartenden Produkte und Energiebedarfe eines Trocknungsverfahrens mit Feststoffrückvermischung. Die dargestellten Produkte sind die Flüssigphase der Pressschnecke, die getrocknete Feststoffphase, die Ammoniumsulfatlösung und der erzeugte Wasserdampf. Die Flüssigphase der Pressschnecke ist dabei um die Menge reduziert, die im Trockner auf den Feststoff gerieselst wird. Insgesamt ist es mit diesem Verfahren möglich, 23 % des Wassers im Gärrest zu verdampfen, wobei rund 3 % des Ammoniumstickstoffs trotz Abluftreinigung über diese in die Umwelt gelangen. Auch für eine reine Aufkonzentration des rohen Gärrests kann dieses Diagramm herangezogen werden. Gemäß der dargestellten Balken ist eine Eindickung des gesamten Gärrests von rund 20 % möglich. In der Energiestromgraphik werden die beiden Systeme Feststofftrocknung mit Rückvermischung und ggf. zusätzlicher Pelletierung gegenübergestellt. Beide Prozessvarianten weisen den Trockner als Hauptverbraucher für elektrische Energie aus; eine dem Trockner nachgeschaltete Pelletierung steigert den Gesamtstrombedarf um rund 12 %.



(a) Bandtrocknungsverfahren: Nährstoffe der Produkte

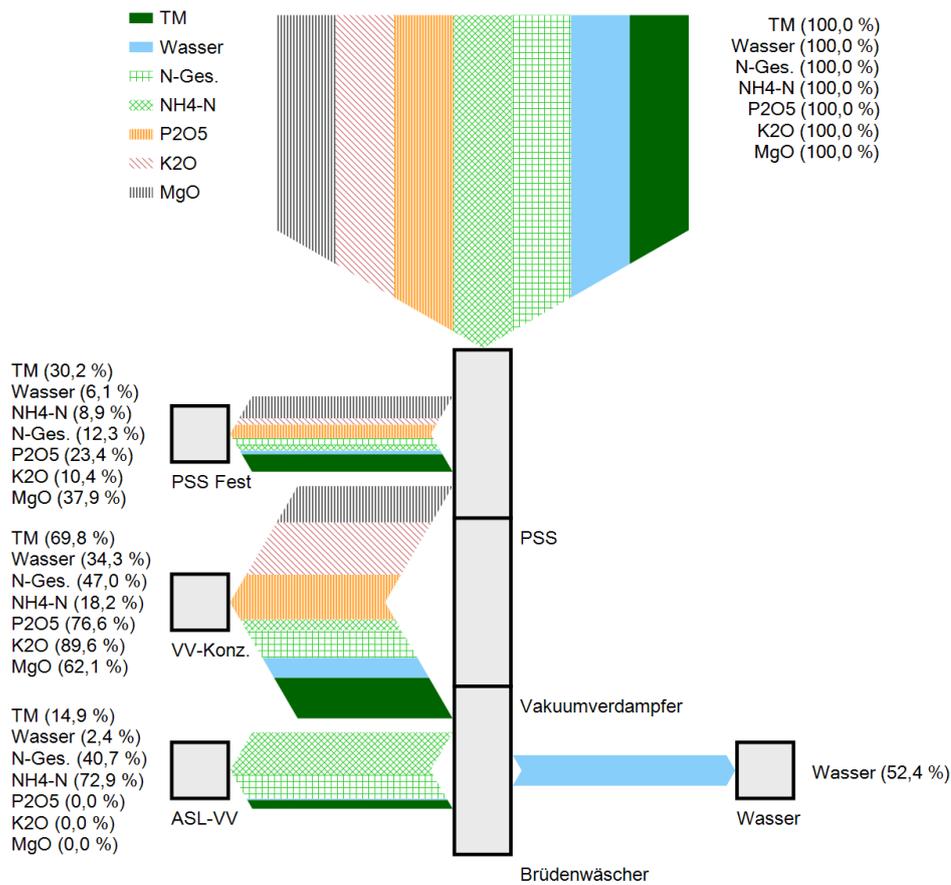


(b) Bandtrocknungsverfahren: Massenbezogene Energieströme

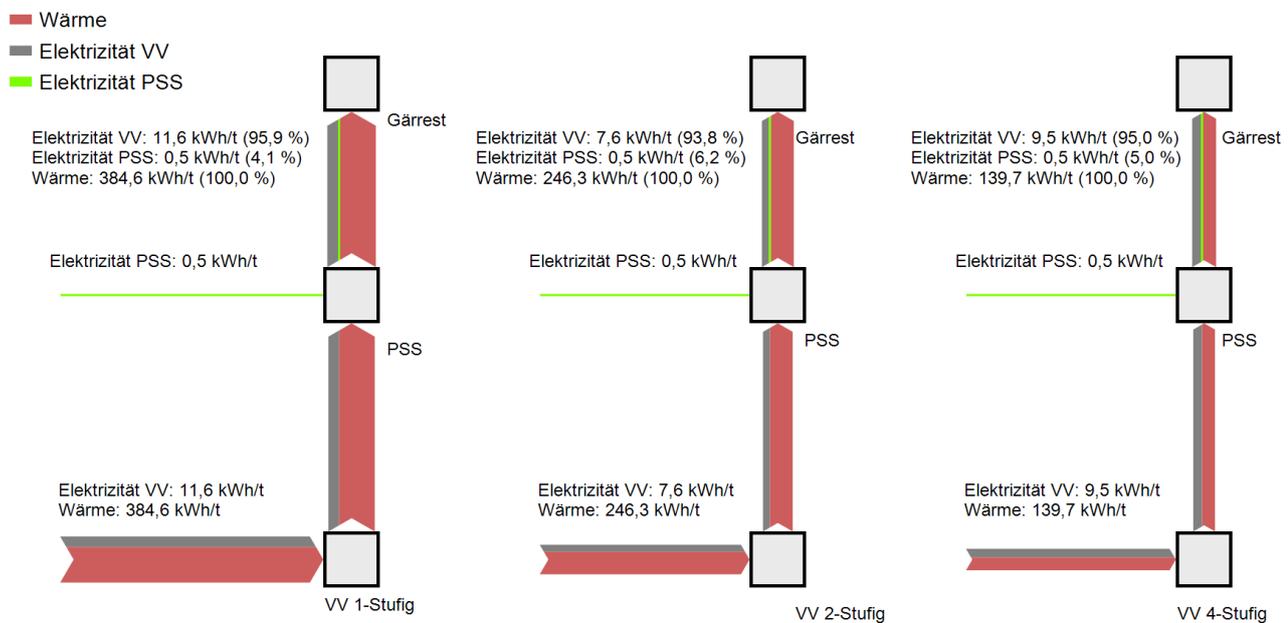
Abbildung 37. Trocknungsverfahren: Nährstoffzusammensetzung der Produkte sowie massenbezogene Energiebedarfe.

5.2 Vakuumverdampfer

Mit dem Vakuumverdampfungsverfahren, dargestellt in Abbildung 38, kann etwas mehr als die Hälfte des im Rohgärrest vorhandenen Wassers verdampft werden. Dabei fällt gegebenenfalls ein Kondensat an, das eingeleitet werden muss. Weitere Produkte des Vakuumverdampferverfahrens sind der von der Pressschnecke abgetrennte Feststoff, das Konzentrat des Vakuumverdampfers und je nach Verfahren auch eine Ammoniumsulfatlösung. Letztere entsteht nur, wenn der Dampfstrom mittels Brüdenwäscher von Ammoniak gereinigt wird. Eine Alternative hierzu besteht in der direkten Ansäuerung des Eingangstroms in den Vakuumverdampfer mit Schwefelsäure. Das gezeigte Verfahren beinhaltet einen Brüdenwäscher, wodurch dieser Prozess eine Stickstoffreduzierung des Konzentrats erzielt. Bei dem Alternativverfahren mit Ansäuerung des Eingangstroms bleibt der gesamte Stickstoff im Konzentrat zurück. Unter Betrachtung der Energieströme wird der fallende Wärmeenergiebedarf bei erhöhter Verdampferstufenzahl deutlich. Bezüglich des einstufigen Vakuumverdampferverfahren ist in Hinblick auf dessen hohen Wärmeenergiebedarf fraglich, ob eine Wasserreduktion von 52 % erreicht werden kann. Die hierfür notwendige permanente Wärmeleistung beträgt rund 500 kW_{th} für die Aufbereitung des an einer 500 kW_{el} -Biogasanlage anfallenden Gärreststroms. Dieser Grad der Aufkonzentration ist daher nur möglich, wenn der Abgaswärmestrom genutzt wird und keine weiteren thermischen Verbraucher angeschlossen sind.



(a) Nährstoffe der Produkte im Vakuumverdampfungsverfahren

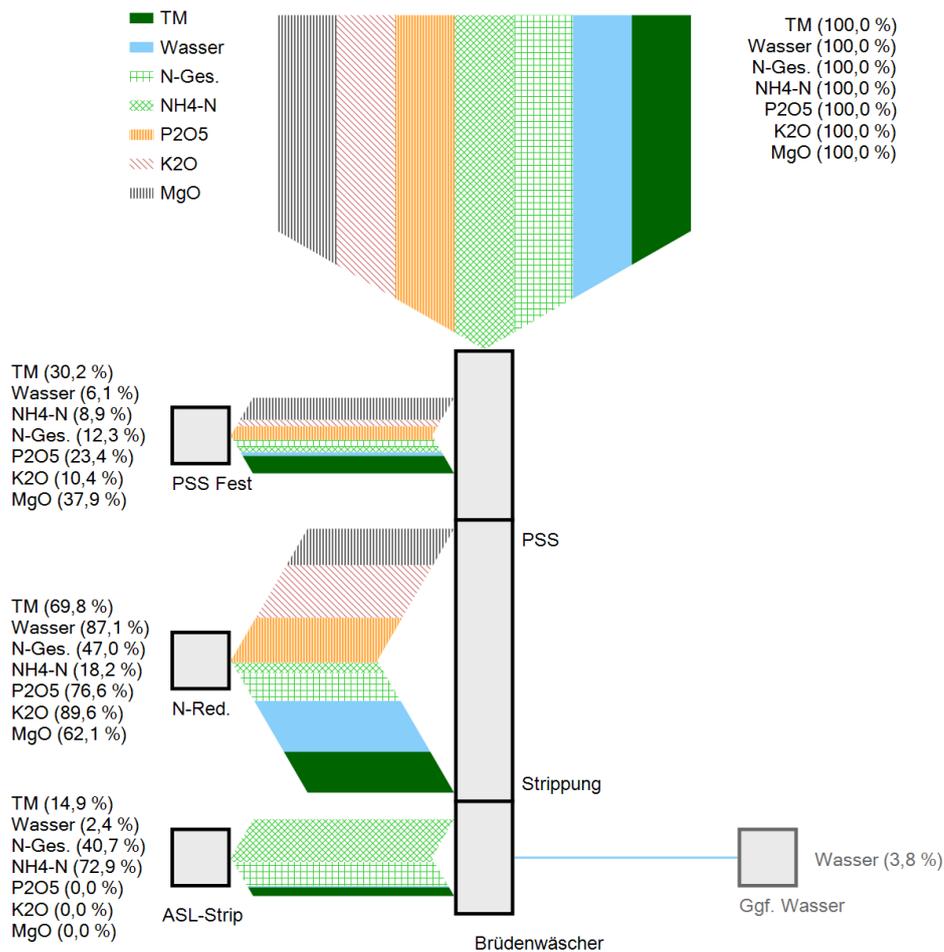


(b) Massenbezogene Energieströme Vakuumverdampfungsverfahren

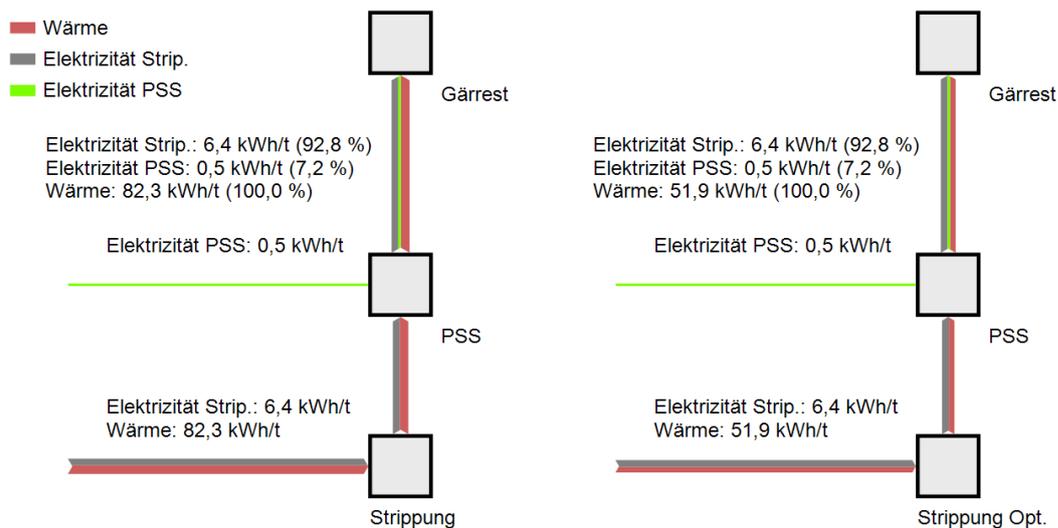
Abbildung 38. Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Vakuumverdampfungsverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.

5.3 Strippung

In Abbildung 39 sind die Nährstoff- und Energieströme des Strippverfahrens gezeigt. Aus dem Rohgärrest werden ein von der Pressschnecke separierter Feststoff, eine stickstoffreduzierte Dünnpfphase, eine Ammoniumsulfatlösung und ggf. kondensierter Strippdampf gewonnen. Die stickstoffreduzierte Phase enthält hier noch rund 18 % der ursprünglichen Stickstoffmenge im rohen Gärrest, der Rest verteilt sich auf die Ammoniumsulfatlösung und das Festprodukt der Pressschnecke. Der Wärmebedarf ist allgemein gering, sodass auch größere Mengen behandelt werden können. Das Energiestromdiagramm zeigt zusätzlich zum Standardverfahren auch die Version mit Wärmerückgewinnung, bei der thermische Energie aus dem stickstoffreduzierten Gärrest zurückgewonnen wird.



(a) Nährstoffe der Produkte im Strippverfahren

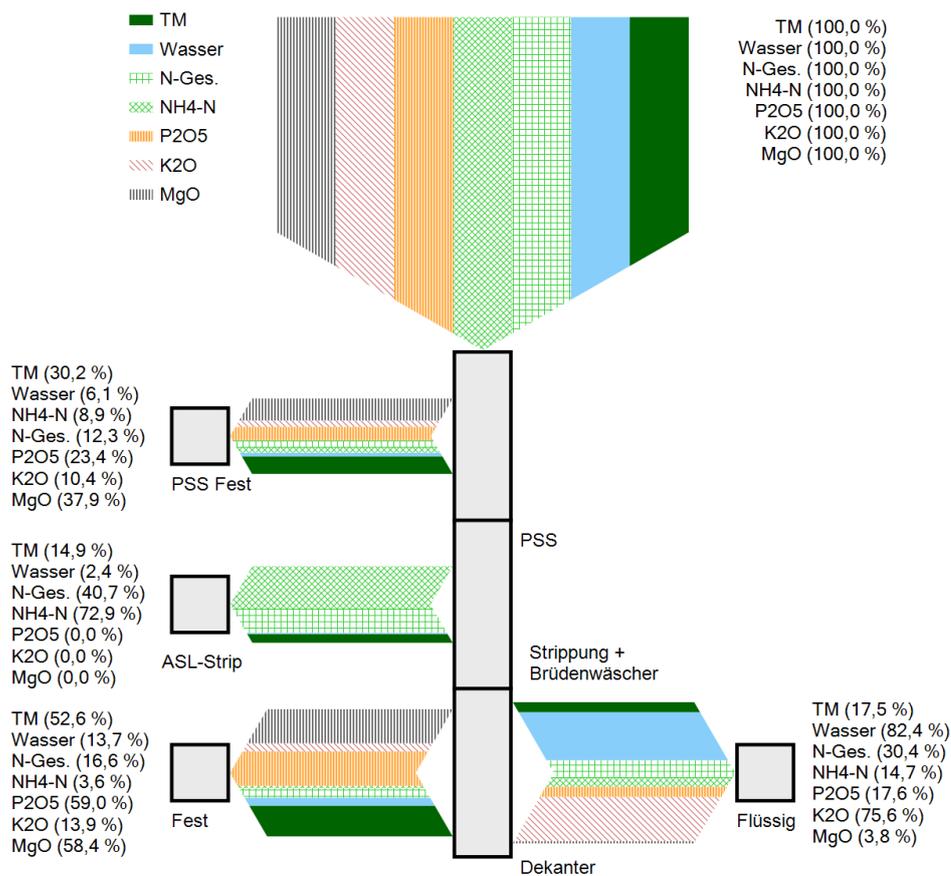


(b) Massenbezogene Energieströme im Strippverfahren und im optimierten Strippverfahren

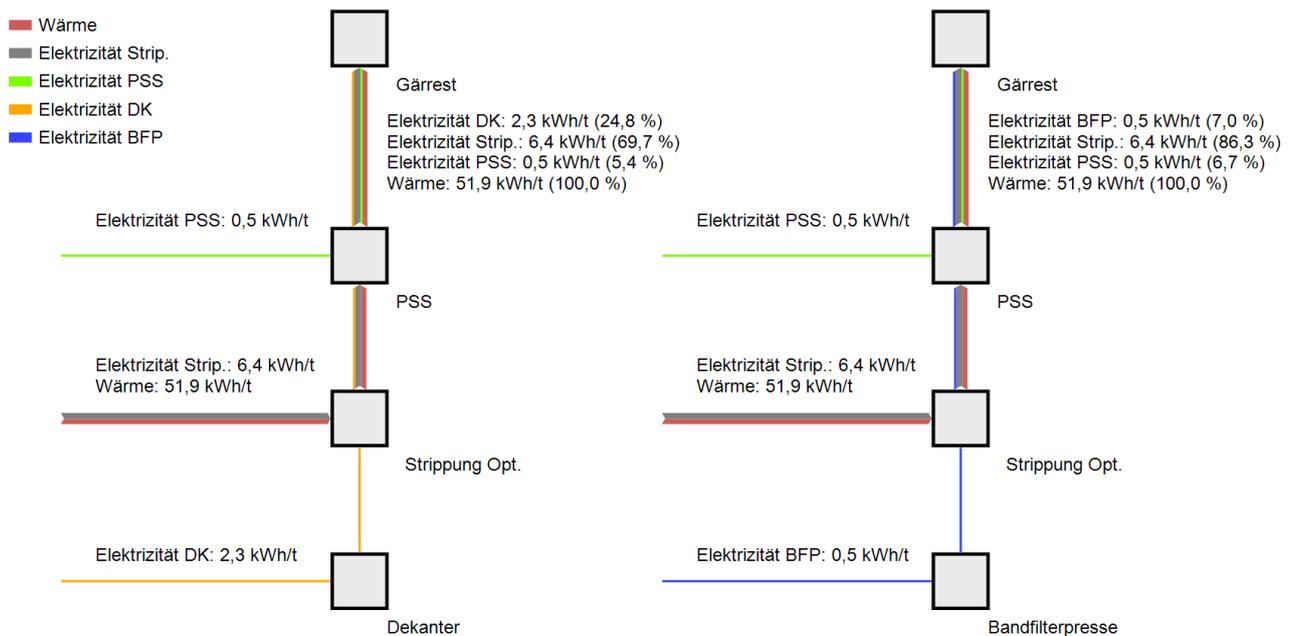
Abbildung 39. Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Strippverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.

5.4 Modellverfahren

Abbildungen 40 und 41 zeigen die in Abschnitt 4.6 anhand der Exergiekennzahlen verbesserten Verfahren: Strippung mit Rekuperation in Kombination mit Dekanter bzw. Bandfilterpresse. Die Produkte sind jeweils der durch die Pressschnecke abgeschiedene Feststoff, eine Ammoniumsulfatlösung, eine Feststoffphase von dem Dekanter bzw. der Bandfilterpresse sowie die jeweils dazugehörige Flüssigphase. Letztere enthält nur noch 18–30 % des Gesamtstickstoffs, 3–18 % des Phosphors und 10–18 % der ursprünglichen Trockenmasse. Der Pflanzennährstoff Kalium wird in diesem Verfahren kaum abgeschieden. Hiervon sind noch rund 70–75 % im Flüssigproduktstrom der letzten Separationsstufe. Um diesen abzuscheiden, gibt es die Möglichkeiten der Aufkonzentration durch Eindampfen, Membranabscheidung oder Fällung. Die Eindampfung empfiehlt sich an dieser Stelle nicht, diese könnte stattdessen direkt hinter der Pressschnecke erfolgen. Membranverfahren bieten sich zwar aufgrund der feststoffarmen Flüssigphase an, allerdings ist erfahrungsgemäß mit einem hohen Energiebedarf für die Ultrafiltration zu rechnen. Einen geringen energetischen Aufwand verspricht eine Kalium-Magnesium-Phosphatfällung [29], da für den Prozessbetrieb neben Fällungsmitteln lediglich eine Blasensäule oder ein Rührreaktor benötigt werden, die einen verhältnismäßig geringen Energiebedarf aufweisen. Ein weiterer Vorteil des Fällungsprozesses ist die zusätzliche Phosphor- und ggf. auch Ammoniumreduktion in der Flüssigphase [29].

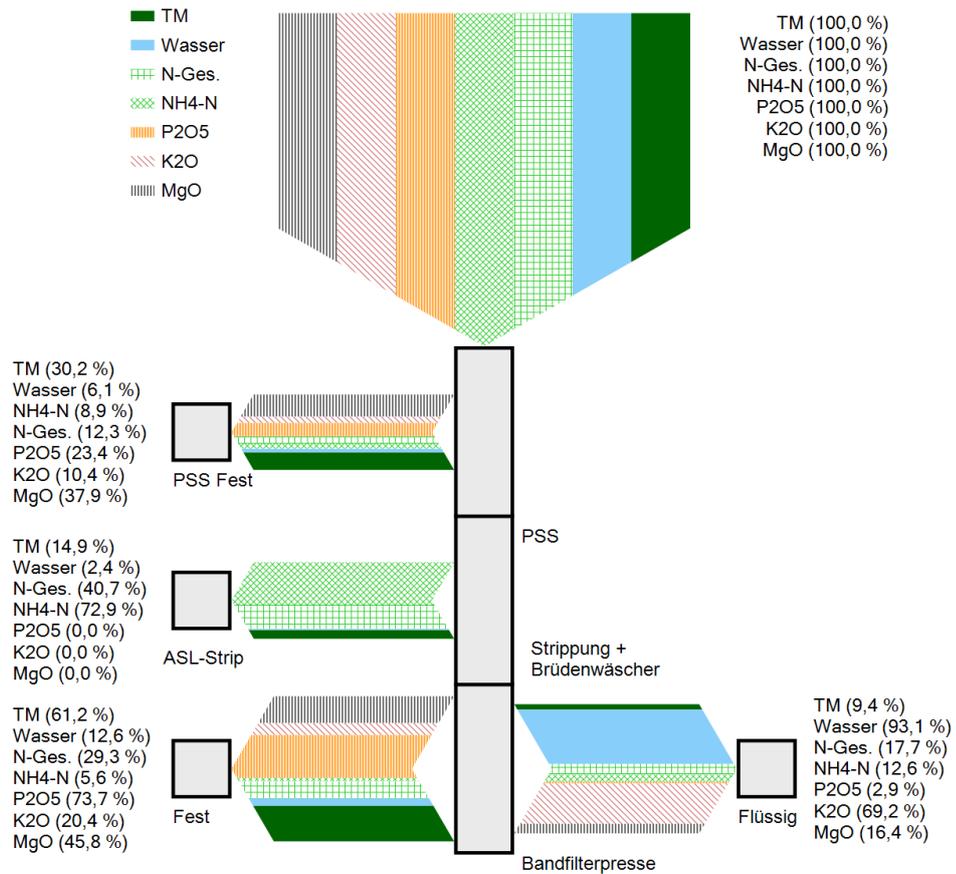


(a) Nährstoffe der Produkte im optimierten Strippverfahren mit nachgeschaltetem Dekanter

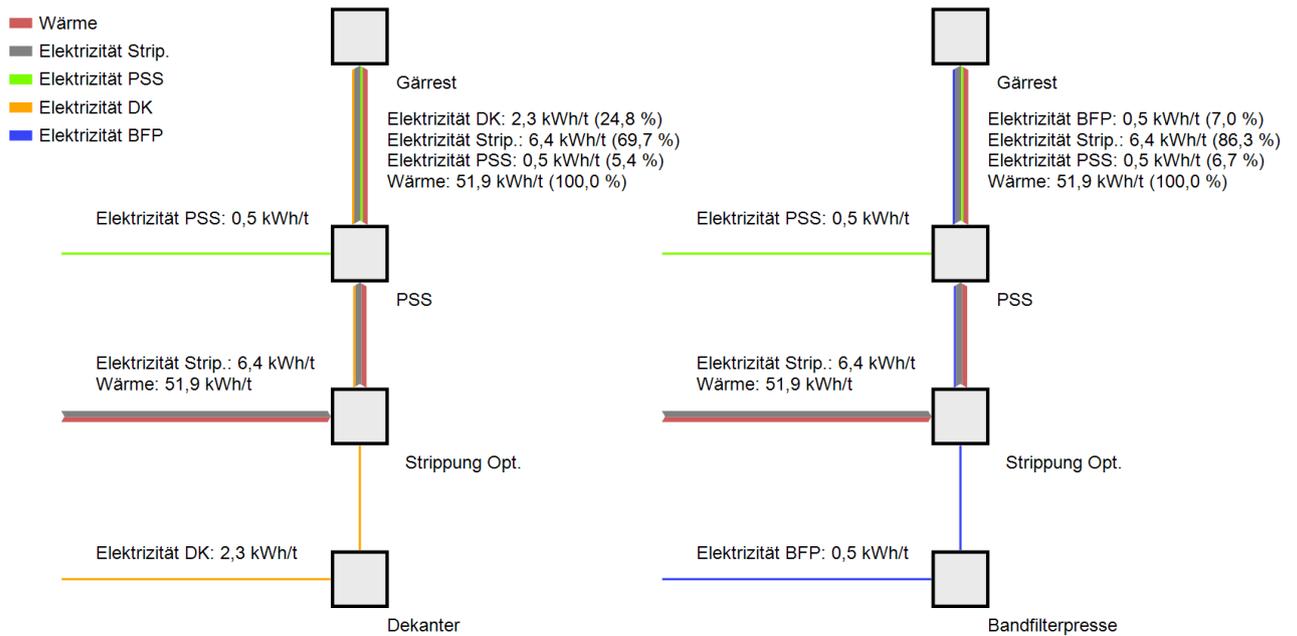


(b) Massenbezogene Energieströme im optimierten Strippverfahren mit nachgeschaltetem Dekanter bzw. Bandfilterpresse

Abbildung 40. Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Strippverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.



(a) Nährstoffe der Produkte im optimierten Strippverfahren mit nachgeschalteter Bandfilterpresse



(b) Massenbezogene Energieströme im optimierten Strippverfahren mit nachgeschaltetem Dekanter bzw. Bandfilterpresse

Abbildung 41. Nährstoffzusammensetzung der Produkte im Strippverfahren sowie massenbezogene Energiebedarfe.

5.5 Membranverfahren

Mit den in Abbildungen 42 und 43 gezeigten Membranverfahren ist es möglich, 43–55 % des Wassers aus dem Gärrest zu entfernen. Die Produkte der Aufbereitung bestehen in Pressschneckenfeststoff, Dekanterfeststoff, Ultrafiltrationskonzentrat, Konzentrat der Umkehrosmose und aufbereitetem Wasser. Im direkten Vergleich der beiden Umkehrosmosekonzentrate ist zu erkennen, dass das Konzentrat der Umkehrosmose mit Konzentratstufe weitaus weniger Wasser enthält als das der Umkehrosmose ohne Konzentratstufe. Die übrigen Produktströme sind identisch. Werden die in Abbildung 44 dargestellten Energieströme betrachtet, fällt unter Berücksichtigung des hohen Elektrizitätsbedarfs für die Ultrafiltration der zusätzliche Strombedarf für die Konzentratstufe kaum ins Gewicht. Insgesamt ist im Membranverfahren die Umkehrosmosestufe mit 72 % bzw. 69 % des Gesamtenergiebedarfs der größte Verbraucher elektrischer Energie.

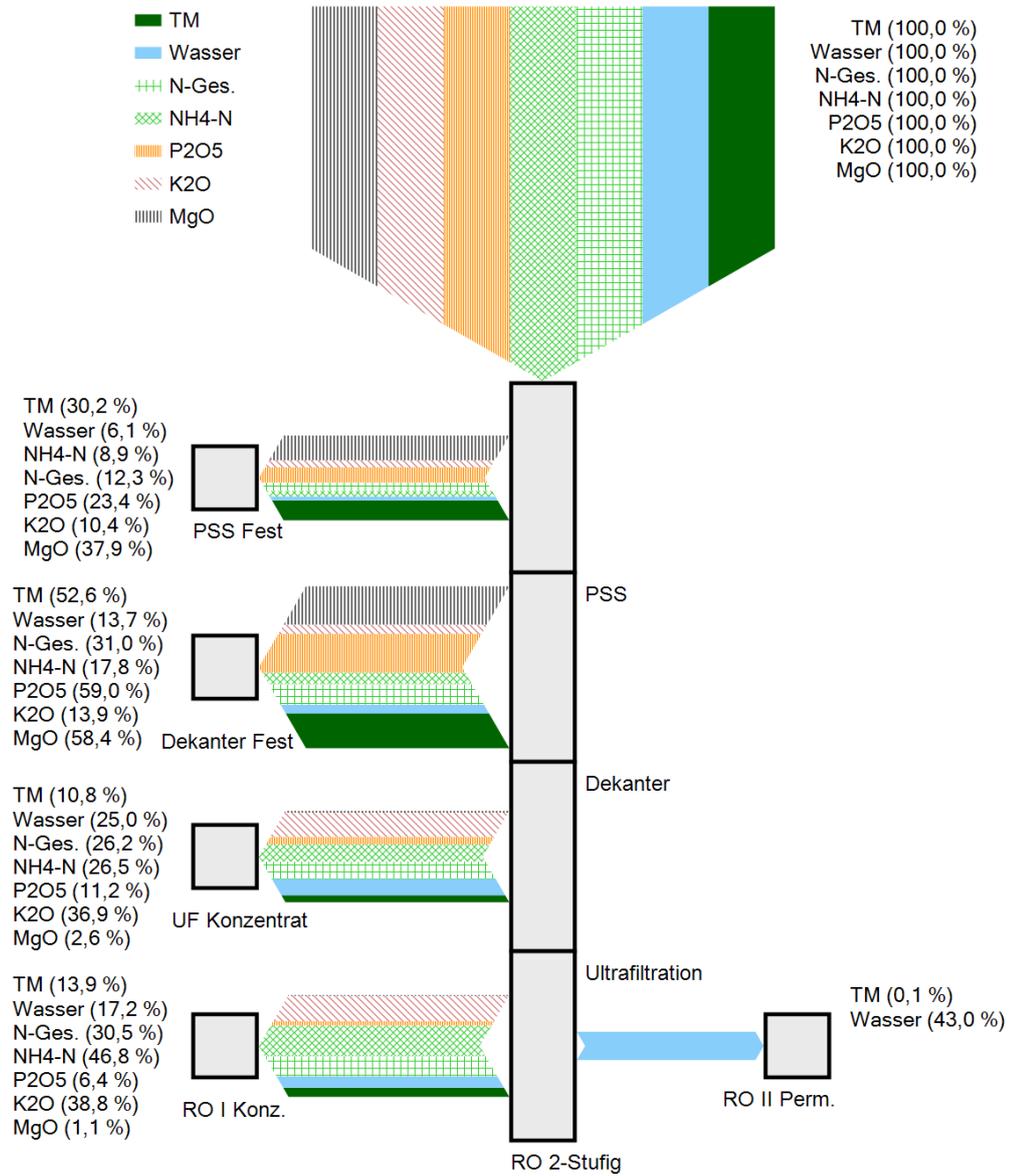


Abbildung 42. Nährstoffe der Produkte im 2-stufigen Membranverfahren

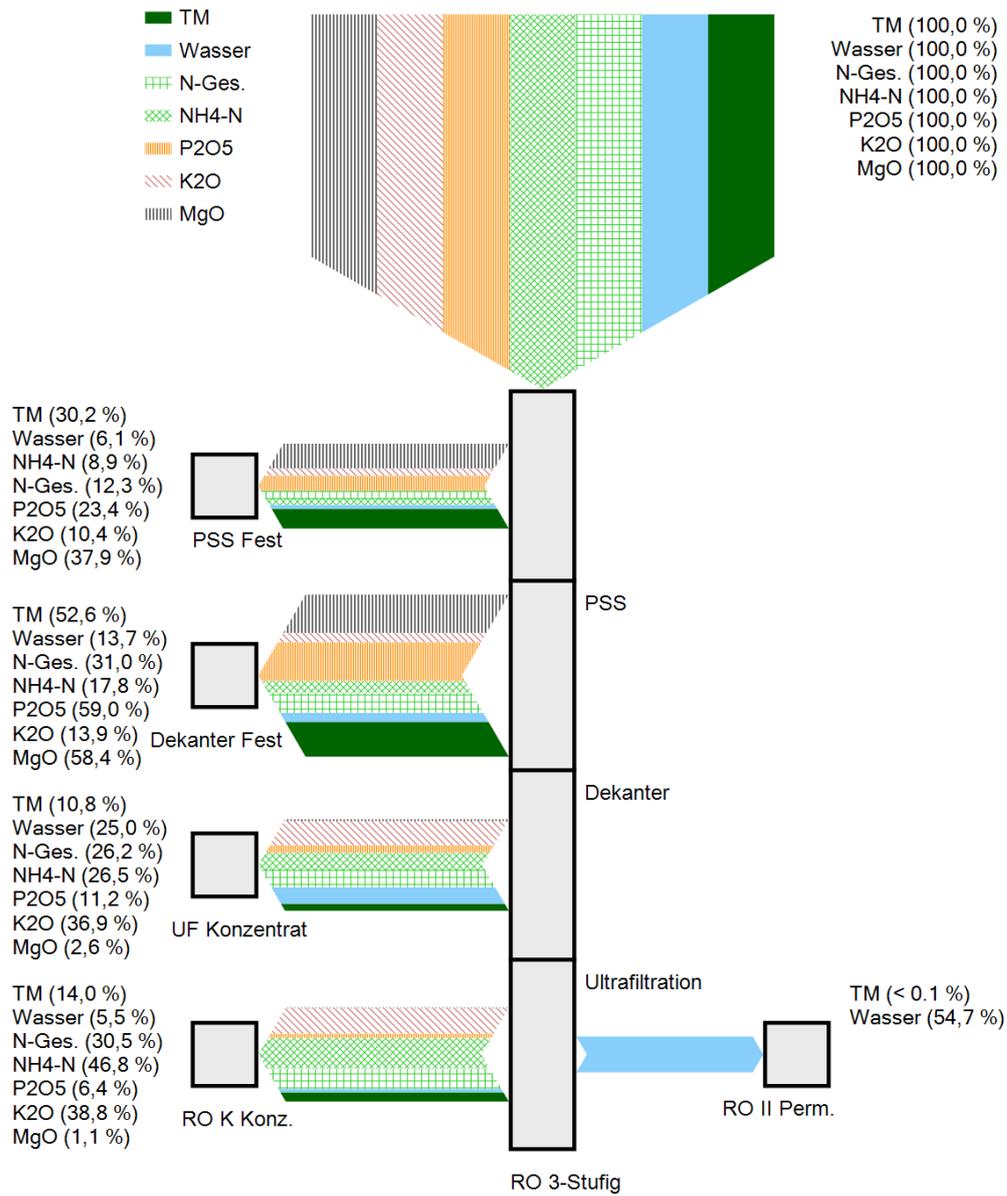
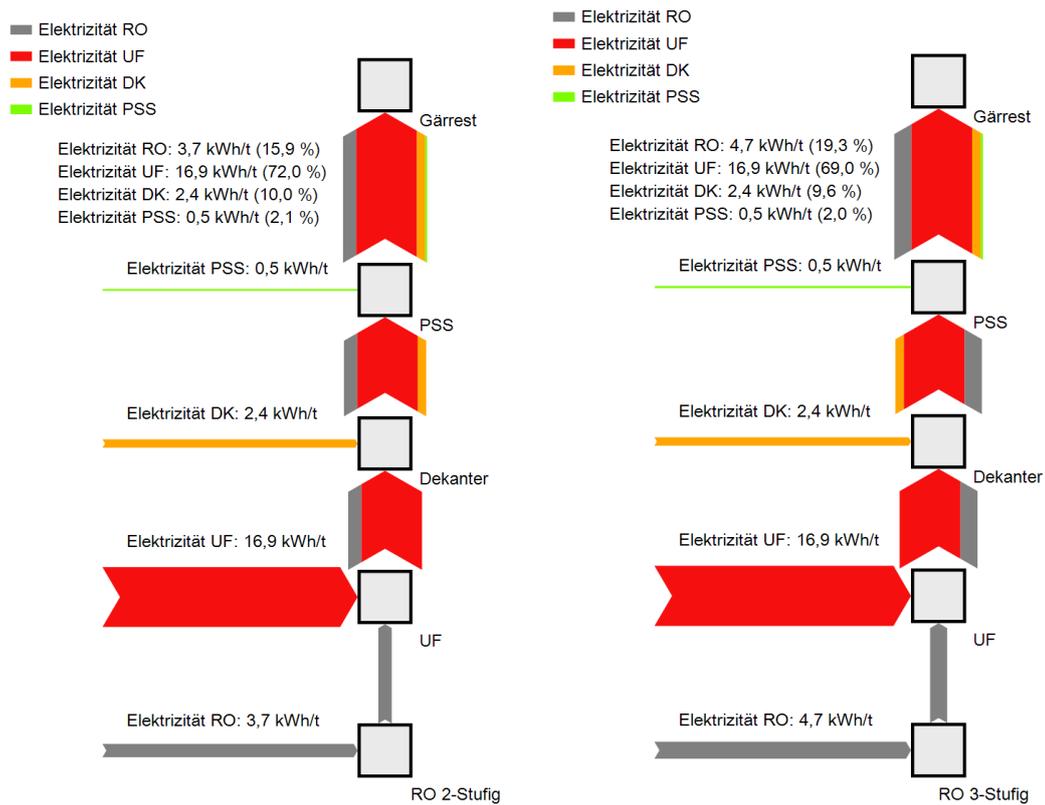


Abbildung 43. Nährstoffe der Produkte im 3-stufigen Membranverfahren



(a) Massenbezogene Energieströme im 2-stufigen Membranverfahren

(b) Massenbezogene Energieströme im 3-stufigen Membranverfahren

Abbildung 44. Massenbezogene Energieströme im 2 bzw. 3-stufigen Membranverfahren

6 Zusammenfassung und Ausblick

Zusammenfassung Die vorliegende Arbeit hatte zum Ziel verschiedene Gärrestaufbereitungsverfahren miteinander zu vergleichen und zu bewerten. Im Verlauf der durchgeführten Untersuchungen wurden daher im Wesentlichen die spezifischen Energiebedarfe der verschiedenen Gärrestaufbereitungsverfahren modular pro Verfahrensschritt ermittelt. Dies geschah zunächst durch eine Erhebung von Literaturdaten und Herstellerangaben, die im Laufe des Projektes durch Messungen an großtechnischen Aufbereitungsanlagen Ergänzung fanden. Die Energiebedarfe wurden für die betrachteten Verfahren *konvektive Trocknung*, *Vakuumverdampfung*, *Strippung* und *Membranaufbereitung* ebenfalls in Berechnungsmodellen nachvollzogen, wodurch Verbesserungspotentiale aufgezeigt und Abweichungen zwischen Theorie und Praxis verdeutlicht werden konnten.

Darüber hinaus wurde die Zusammensetzung der Produkte aller Verfahrenskomponenten untersucht und darauf aufbauend Abscheidegrade für die wesentlichen Bestandteile des Gärrests ermittelt sowie deren Abscheideverhalten in Abhängigkeit von der Feststoffabtrennung bestimmt. Die Datenerhebung erfolgte mittels Bilanzierung der Stoffströme an den großtechnischen Anlagen. Hierauf aufbauend wurden auf Basis der gemittelten Gärrestzusammensetzung Fallstudien für die relevanten Gärrestaufbereitungsverfahren erstellt. Dies gelang über den modularen Aufbau der einzelnen Verfahren mit den hierfür notwendigen Verfahrensschritten und ermöglichte, alle betrachteten Verfahren standardisiert an einer bestimmten Gärrestmenge mit einheitlichen Eigenschaften untereinander zu vergleichen. Die Ergebnisse dieser Fallstudien bestanden in den Energie- und Verbrauchsmittelbedarfen sowie den Produkten der Gärrestaufbereitung in Relation zum insgesamt anfallenden Gärrest an einer Anlage. Die Resultate gestatten eine approximative Einschätzung der möglichen Produktströme an einer Biogasanlage auf Grundlage der Laboranalyse des eigenen Gärrests. In Kombination mit den spezifischen Energiebedarfen der Verfahren pro Tonne Gärrest am Eingang eines Verfahrens lässt sich auf Basis dieser Arbeit ebenfalls der zu erwartende Energiebedarf überschlägig berechnen. Hierfür werden die Tabellen A.1 und A.3 benötigt.

Die Bewertung der Verfahren wurde mithilfe von eigens entwickelten, dimensionslosen Kennzahlen vorgenommen. Anhand eines Vergleichs zu idealisierten Verfahren und der Gewichtung thermischer und elektrischer Energiebedarfe zueinander erfolgte eine Bewertung bezüglich der Aufkonzentration sowie der Stickstoff- und Phosphorabtrennung. Hinsichtlich der Aufkonzentrations-Effizienz wies das Membranverfahren die größten Werte für die entsprechende Kennzahl auf, da es Wasser vierfach effizienter entfernt als eine adiabate Verdampfung bei 100 °C. Die Bewertung einzelner Verfah-

rensschritte mithilfe der Kennzahlen für Stickstoff- und Phosphorabscheidung ergab zwei auf Strippung und mechanischer Separation basierende Modellverfahren, die ebenfalls in einer Fallstudie untersucht wurden. Diese Verfahren erzeugen zwar kein reines Wasser, entfrachten jedoch das Flüssigprodukt um bis zu 82 % des Gesamtstickstoffs und bis zu 97 % des Phosphors. An vielen Biogasanlagen ist das Erreichen dieser Werte ausreichend. Die Verfahren weisen dabei einen verhältnismäßig geringen Energiebedarf auf.

Biogasanlagen sind im Anhang der Abwasserverordnung nicht gesondert aufgeführt, weshalb sich die Einschätzung der Abwasserqualität schwierig gestaltet. Daher erfolgte in Abschnitt 4.7 ein Vergleich der aufbereiteten Abwässer an Biogasanlagen mit den Einleitungsbedingungen der Abwasserverordnung für u. a. kommunale Kläranlagen. Hierbei konnte festgestellt werden, dass die Einhaltung der niedrigsten CSB-Grenzwerte in vier von fünf und die von Gesamtstickstoff in drei von vier Fällen gewährleistet ist. Phosphate wurden von allen beprobten Verfahren nahezu restlos abgeschieden. Der einzige Inhaltsstoff im aufbereiteten Abwasser, der zu häufigen Grenzwertüberschreitungen führte, ist Ammoniumstickstoff, dessen Gehalt sich in den eigenen Laboranalysen zwischen 12 und 46 mg/l bewegte.

Das am besten geeignete Verfahren ist – aus rein energetischer Sicht – das Membranverfahren, das mit Energiekennzahlen von 3,7 und 4,5 am effizientesten Wasser aus dem Gärrest entfernt. Allerdings handelt es sich hierbei um einen sehr aufwendigen Prozess, der viele Betriebsmittel benötigt und kostenintensiv in der Anschaffung ist. Ebenfalls sehr effizient aber robust, unkompliziert im Betrieb und mit der im Vergleich höchst möglichen Aufkonzentration ist das Vakuumverdampfungsverfahren. Insbesondere für Biogasanlagen mit thermischer Überschussenergie ist dieses geeignet. Falls das in der Gärrestaufbereitung erzeugte Produkt nicht exportiert werden soll und lediglich eine Volumenreduktion zur Entlastung des Gärrestlagers genügt, bietet das Aufkonzentrationsverfahren hierzu eine günstige Alternative. Stellt Phosphor ein Problem in der Düngebilanz dar oder soll ein einzelnes hochwertiges Düngeprodukt hergestellt werden, bietet sich ein Bandtrocknungsverfahren mit optionaler Pelletierung an. Hierbei gelangt fast die Hälfte des im Gärrest enthaltenen Phosphors in ein transportwürdiges Düngeprodukt mit sehr geringem Wassergehalt. Ist hingegen lediglich Stickstoff problematisch in der Düngebilanz oder sollen stark stickstoffhaltige Substrate in der Biogasanlage eingesetzt werden, ist ein Ammoniak-Strippverfahren die geeignete Wahl, da es auch Ammoniak im Fermenter reduziert und so eine Ammoniakhemmung im Biogasprozess verhindert. Soll sowohl Stickstoff als auch Phosphor aus der Region exportiert werden, bietet die Kombination des Strippverfahrens mit einem hoch effektiven Separationsverfahren das Optimum hinsichtlich Nährstoffentfrach-

tung und Energiebedarf. Dieses Verfahren wies in der Auswertung der Exergiekennzahlen mit 6,1 und 9,1 die höchste Effizienz hinsichtlich Phosphor- und Stickstoffabscheidung auf. Allerdings muss hier das nährstoffreduzierte Produktwasser auf dem Acker verregnet werden und ist nicht einleitfähig.

In diesem Sinne ist im Einzelfall zu prüfen, welches Verfahren für die Bewältigung der individuellen Anforderungen ideal geeignet ist. Die Ergebnisse dieser Arbeit ermöglichen dabei eine fundierte Entscheidungsfindung.

Ausblick In den bisherigen Untersuchungen ist es gelungen, die Energiebedarfe der verschiedenen Gärrestaufbereitungsverfahren zu quantifizieren und für die einzelnen Prozessschritte Verbesserungsmöglichkeiten zu ermitteln. Insbesondere in der mechanischen Feststoffabscheidung liegt ein großes Potential für die energetische Verbesserung von Gärrestaufbereitungsverfahren. Zum einen ist dies zurückzuführen auf den verhältnismäßig niedrigen Energiebedarf der Separationsverfahren, zum anderen bewirkt eine verbesserte Feststoffabtrennung eine Senkung der Viskosität der Gärreste. Der geringere Feststoffgehalt der Flüssigphase vereinfacht die nachfolgende Behandlung, senkt Energie- sowie Verbrauchsmittelkosten und ermöglicht eine höhere Aufkonzentration der Flüssigphase. Dies gilt insbesondere für die Membranverfahren, doch auch die Verfahren Strippung und Vakuumverdampfung profitieren hiervon, da geringere Feststoffgehalte kleinere, günstigere Anlagen ermöglichen. Letzteres ist vor allem für kleinere Biogasanlagen von Bedeutung. Eigene Untersuchungen zeigten, dass eine weitere Senkung von 50 % der Feststofffracht im Filtrat der Pressschnecke möglich ist, wenn diese durch ein Filtrationsverfahren behandelt wird, das Partikeln größer $50 \mu\text{m}$ abtrennt. Die Entwicklung eines Verfahrens zur weiteren Senkung des Feststoffgehaltes ohne der Zugabe von Additiven ist zu empfehlen, da bereits durch die Separation allein große Mengen Phosphor und organische Stickstoffverbindungen abgeschieden werden. Um diesbezüglich genauere Aussagen treffen zu können, bedarf es allerdings einer umfangreicheren Partikelgrößenanalyse des Pressschneckenfiltrats diverser Biogasanlagen.

Hinsichtlich der Trocknungsprozesse sollten Verfahren die thermische Energie direkt in das zu trocknende Medium eintragen, damit diese unmittelbar zur Wasserverdunstung beiträgt. Statt eines Trocknungsverfahrens mit erwärmter Luft als Träger thermischer Energie, sollte der Wärmeeintrag über Kontakt in einem Wärmetauscher oder an einer geeigneten Oberfläche in die zu trocknende Gärrestfraktion erfolgen. Die thermische Energie im Gärrest würde in diesem Fall hauptsächlich zur Verdunstung genutzt werden und nicht zur Erwärmung eines Luftstroms. Eine weitere Steigerung der Wärmeeffizienz kann durch eine Heißdampftrocknung erreicht werden, wenn die Kondensa-

tionswärme aus dem Sattedampfstrom zurückgewonnen wird. Ein zusätzlicher Vorteil eines solchen Verfahrens ist die ASL-Produktion, die hier wie in einem Vakuumverdampfer- oder Strippverfahren funktioniert und folglich eine ASL mit einem TR von 35 % erzeugt. In einem klassischen, konvektiven Trocknungsverfahren werden lediglich ASL mit 10 % TR erreicht.

Das in dieser Arbeit untersuchte Strippverfahren zeigte sich als sinnvolle Ergänzung zum Biogasprozess aufgrund der Steigerung der Flexibilität hinsichtlich Biogassubstraten mit hohem Ammoniumbildungspotential wie z. B. Hühner trockenkot. Leider existieren von diesem Verfahren bisher nur wenige sondergefertigte Anlagen an großen Biogasanlagen, die der Leistungsklasse oberhalb von 2 MW_{el} zuzuordnen sind. Damit auch Betreiber kleinerer Biogasanlagen die Vorteile des Verfahrens nutzen können, ist die Entwicklung von Serienanlagen förderlich. Durch Wärmerückgewinnung aus der stickstoffreduzierten Flüssigproduktphase kann in diesem Verfahren noch eine Steigerung der Wärmeeffizienz erreicht werden, sollte das Produkt nicht wieder direkt in den Fermenter zurückgeleitet werden und hier als Fermenterheizung dienen. Weiterhin verspricht eine der Strippung nachgeschaltete Feststoffabtrennung eine hohe Phosphorreduktion im Produktstrom, wie in den Modellverfahren mit nachgeschaltetem Dekanter bzw. Bandfilterpresse gezeigt wurde. Dieser Produktstrom enthält im Anschluss hauptsächlich Kalium als Pflanzennährstoff. Mittels Kalium-Magnesium-Phosphatfällung ließe sich dieses ebenfalls als Feststoff zurückgewinnen und der Phosphatgehalt zusätzlich reduzieren. D. FRANK 2013 [29] beschreibt in seiner Dissertation entsprechende Verfahrensbedingungen, unter denen eine Kalium-Magnesium-Phosphatfällung aus Rindergülle gelang. In einem solchen Verfahren wäre es möglich, die drei Hauptpflanzennährstoffe Stickstoff, Phosphor und Kalium aus dem Gärrest mit geringem Energieaufwand zu entfernen.

In den Membranverfahren wurde die Ultrafiltration mit einem anteiligen Energiebedarf von 70 % als Hauptverbraucher identifiziert. Während in dieser Arbeit die Erweiterung des Rohrmembran-Durchmessers als mögliche bautechnische Modifikation für die Senkung des Energiebedarfs der Ultrafiltration vorgeschlagen wird, behandelt T. GIENAU 2018 [33] in seiner Dissertation weitere Verfahrensmodifikationen. Hier wurden Betriebszustände und Vorbehandlungsverfahren untersucht, die eine Stromverbrauchsreduktion von bis zu 59 % gegenüber der aktuell eingesetzten Ultrafiltrationstechnik zur Folge haben. Allerdings bleibt selbst bei einer Senkung des Strombedarfs für die Ultrafiltration der Nachteil bestehen, dass das Konzentrat einen Feststoffgehalt von maximal 4 % erreicht, folglich hauptsächlich aus Wasser besteht und für weite Transportwege ungeeignet ist. Daher ist die Entwicklung oder Etablierung eines Alternativ-Verfahrens zu empfehlen, das beispielsweise aus einer

flockungsunterstützten Bandfiltration mit sehr feinem Filter besteht. Weiterhin ist im Membranverfahren der Einsatz einer dritten Umkehrosmose- bzw. Konzentrat-Stufe empfehlenswert, mit der die Wasserausbeute des Verfahrens und der Salzgehalt im Konzentrat um rund 27 % gesteigert werden kann.

Allgemein wurde festgestellt, dass in nur wenigen Fällen die Nutzung der gesamten BHKW-Abwärme erfolgt. Oft wird thermische Energie lediglich aus dem Kühlwasserkreislauf abgezweigt, die thermische Energie des Abgasstroms macht allerdings über 50 % der gesamten Wärmeleistung eines BHKWs aus, bietet dabei ein Temperaturniveau von über 400 °C und hat daher einen hohen Nutzwert für bspw. Trocknungsverfahren.

Hilfreich für die Berechnung von Abscheidegraden und der Auslegung von Gärrestaufbereitungsverfahren wäre eine umfangreiche Datenbank mit Informationen über die Stoffströme und deren Zusammensetzung an Biogasanlagen. Da Biogasanlagenbetreiber solche Analysen in regelmäßigen Abständen durchführen, bedarf es einer Bündelung der Informationen und der Veröffentlichung auf einer allgemein zugänglichen Plattform. Weitere nützliche Betriebsdaten sind Anlagengröße, Substratzusammensetzung, Fermentertemperatur und Verweilzeiten. Eine sortierte Datenbank mit den besagten Angaben wäre nicht nur für die Forschung im Bereich der Gärrestaufbereitung, sondern für den gesamten Biogasbereich sehr wertvoll.

Letzter und wichtigster Punkt dieses Abschnitts ist die Empfehlung der integralen Untersuchung des Biogasprozesses inklusive der Gärrestaufbereitung. Ein verbesserter Fermentationsprozess, der die Verwertung von Substraten mit hohem TR-Gehalt, wie z. B. Mais- oder Weizenstroh, ermöglicht, führt dazu, dass weniger Flüssiggärrest nach der ersten Feststoffseparationsstufe anfällt. Im Idealfall wird die gesamte Flüssigfraktion zum Anmischen des Substrats genutzt, wodurch die energieintensive Aufbereitung des Flüssiggärrests entfällt. Die Gärrestaufbereitung besteht somit nur noch in der Trocknung der abgetrennten Feststoffe und gegebenenfalls einer Ammoniakstrippung des Rezyklats, um die Aufkonzentration des Ammoniumstickstoffs zu unterbinden.

A Tabellen

Tabelle A.1. Energiebedarfe der einzelnen Prozessschritte

Prozessschritt	Wärmeenergie		Elektrische Energie	
	$\left[\frac{\text{kWh}_{\text{th}}}{\text{t}_{\text{ein}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}_{\text{th}}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}_{\text{el}}}{\text{t}_{\text{ein}}} \right]$	$\left[\frac{\text{kWh}_{\text{el}}}{\text{t}_{\text{H}_2\text{O red.}}} \right]$
<i>Prozessschritte</i>				
Aufkonzentration	739	1.678	13	30
Pressschnecke	0	–	0,5	–
Bandtrockner mit Rückvermischung	1.069	1.290	48	58
Bandtrockner ohne Rückvermischung	1.069	1.290	37	45
Solarverfahren inkl. Solarenergie	1.062	1.324	28	35
Solarverfahren exkl. Solarenergie	829	1.033	28	35
Pelletierer/Extruder	0	–	45	–
Vakuumeindampfung 1-Stufig	406	705	12	21
Vakuumeindampfung 2-Stufig	263	449	8	14
Vakuumeindampfung 4-Stufig	217	267	15	18
Strippung	90	–	7	–
Dekanter	0	–	3	–
Ultrafiltration	0	–	21	–
Umkehrosmose	0	0	7	9
Flotation	0	–	0,7	–
<i>Gesamtverfahren gemäß Fallstudien</i>				
Trocknung	293	1257	18	76
Vakuumeindampfung 1-Stufig	385	734	12	23
Vakuumeindampfung 2-Stufig	246	470	8	15
Vakuumeindampfung 4-Stufig	140	267	10	19
Strippung	82	–	6,9	–
Strippung m. Rekuperation	52	–	6,9	–
Strippung m. Dekanter	19	–	9,2	–
Strippung m. Bandfilterpresse	19	–	7,5	–
Membranverfahren 2-stufig	–	–	25	49
Membranverfahren Konzentratstufe	–	–	23	59

Tabelle A.2. Ermittelte Abscheidegrade, mit x gekennzeichnete Werte müssen über eine Bilanz berechnet werden.

	PSS fest	BFP fest	Dekanter fest	Bandrockner	ASL Bandrockner	Felleiter	Stripfung N-Red.	VV Konzentrat	VV ASL	Konzentrat UF	Konzentrat RO II	Konzentrat RO K
Massenstrom [%]	11	18	13	35	x^2	101	93	x^2	49	x^2	30	11
TM [%]	30	87	65	100	x^3	100	100	x^3	100	x^3	62	100
Wasser [%]	9	14	10	19	x^4	115	93	x^4	x^4	x^4	32	x^4
Rohasche [%]	16	73	60	100	0	100	100	0	100	0	38	100
Kohlenstoff [%]	33	92	73	100	0	100	100	0	100	0	91	100
N-Ges [%]	12	62	35	x^1	0	100	x^1	x^1	x^1	x^1	46	100
NH ₄ -N [%]	9	31	20	14	77	100	20	80	20	80	36	100
P-Ges. (P2O5) [%]	23	96	77	100	0	100	100	0	100	0	63	100
K-Ges. (K2O) [%]	10	23	16	100	0	100	100	0	100	0	49	100
MgO [%]	38	74	94	100	0	100	100	0	100	0	70	100
Schwefel [%]	19	90	84	100	x^5	100	100	x^5	100	x^5	60	100
<i>Formeln</i>												
x^1	$\dot{m}_N = \dot{m}_{N_{org.}} + \dot{m}_{NH_4-N}$											
x^2	$\dot{m}_{FM} = \dot{m}_{TM} / \rho_{TM}$											
x^3	$\dot{m}_{TM} = \dot{m}_{NH_4-N} / M_{NH_3} + \dot{m}_s M_S / M_{H_2SO_4}$											
x^4	$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{FM} - \dot{m}_{TM}$											
x^5	$\dot{m}_s = F_{stoech} \dot{m}_{NH_4-N} \quad M_S / 2M_{NH_4-N}$											

Tabelle A.3. Produktnährstoffzusammensetzungen

Produktstrom	Massenstrom [%-GR ₀]	TM [%-GR ₀]	Wasser [%-GR ₀]	N-Ges [%-GR ₀]	NH ₄ -N [%-GR ₀]	P-Ges. (P ₂ O ₅) [%-GR ₀]	K-Ges. (K ₂ O) [%-GR ₀]	MgO [%-GR ₀]	Schwefel [%-GR ₀]
Gärrest roh	100	100	100	100	100	100	100	100	100
PSS fest	8	30	6	12	9	23	10	38	19
PSS flüssig	92	70	94	88	91	77	90	62	81
PSS flüssig BT	72	55	68	64	66	56	65	45	59
BFP fest	16	61	13	55	28	74	20	46	73
BFP flüssig	76	9	93	33	63	3	69	16	8
Dekanter fest	17	53	14	31	18	59	14	58	68
Dekanter flüssig	80	18	85	57	73	18	76	4	13
BT Feststoff	4	45	1	20	5	44	35	55	41
BT ASL	5	6	5	16	29	0	0	0	196
Strippung N-Red.	86	70	87	47	18	77	90	62	81
Strippung ASL	3	15	2	41	73	0	0	0	492
VV Konzentrat	37	70	34	47	18	77	90	62	81
VV ASL	3	15	2	41	73	0	0	0	492
UF Konzentrat	24	11	25	26	26	11	37	3	8
UF Filtrat	56	7	60	31	47	6	39	1	5
RO II Konzentrat	17	14	17	31	47	6	39	1	316
RO II Permeat	40	0	43	0	0	0	0	0	0
RO K Konzentrat	7	14	7	31	47	6	39	1	321
RO K Perm.	49	0	54	0	0	0	0	0	0
Strip+DK fest	17	53	14	17	4	59	14	58	68
Strip+DK flüssig	77	18	82	30	15	18	76	4	13
Strip+BFP fest	16	61	13	29	6	74	20	46	73
Strip+BFP flüssig	86	9	93	18	13	3	69	16	8

Tabelle A.4. Durchschnittliche Produktnährstoffzusammensetzungen, Messergebnisse

	Trockenrückstand [%-FM]	Wasser [%-FM]	Rohasche [kg/t _{FM}]	Kohlenstoff [kg/t _{FM}]	Gesamtstickstoff N [kg/t _{FM}]	Ammoniumstickstoff NH ₄ -N [kg/t _{FM}]	Phosphor P ₂ O ₅ [kg/t _{FM}]	Kalium K ₂ O [kg/t _{FM}]	Magnesium MgO [kg/t _{FM}]	Schwefel S [kg/t _{FM}]	Calcium CaO [kg/t _{FM}]
Gärrest roh	8	92	25	38	5,8	3,2	2,8	5,5	0,9	0,6	1,9
PSS fest	24	76	38	124	3,8	2,6	8,7	5,5	2,0	0,9	2,0
PSS flüssig	6	94	26	28	5,2	2,9	3,1	5,7	0,8	0,6	1,7
BFP fest	30	70	73	121	13	2,9	5,7	3,3	5,6	2,8	–
BFP flüssig	1	99	6	3	1,7	1,5	0,1	2,5	0,4	0,1	–
Dekanter fest	25	75	70	125	12	4,6	23	5,7	5,4	1,9	6,3
Dekanter flüssig	2	98	8	9	3,7	3,1	0,9	4,9	0,1	0,1	0,2
BT Feststoff	90	10	162	375	1,7	0,1	20	40	2,2	0,3	–
Strippung N-Red.	10	90	38	36	5,2	1,7	4,6	7,8	1,0	0,9	3,4
Strippung ASL	25	75	–	–	60	58	0,0	0,0	0,0	75	3,4
VV Konzentrat	13	87	49	45	7,4	2,1	3,7	8,4	1,1	3,5	1,5
VV ASL	31	69	–	–	84	73	0,0	0,0	0,0	101	1,5
UF Konzentrat	4	96	11	21	5,2	3,4	1,8	5,4	0,2	0,2	0,8
UF Filtrat	1	99	7	1	3,0	2,9	0,3	2,2	0,1	0,1	–
RO II Konzentrat	5	94	–	10	6,4	6,1	0,8	11	0,5	12	0,1
RO K Konzentrat	13	92	–	29	18	17	2,4	32	1,4	33	–

Literatur

- [1] *Typical Rejection Characteristics of Thin Film Composite (TFC) Reverse Osmosis Membranes.* <http://www.purewatergazette.net/reverse-osmosis-membranes-typical-rejection-characteristics/>, 2012.
- [2] AGRARHEUTE: *Erzeugerpreise für Düngemittel.* <https://www.agrarheute.com/markt/duengemittel>.
- [3] AMLINGER, FLORIAN, STEFAN PEYR, URS HILDEBRANDT, JOACHIM MÜSKEN, CARSTEN CUHLS und JOACHIM CLEMENS: *STAND DER TECHNIK DER KOMPOSTIERUNG.* Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt und Wasserwirtschaft, 2005.
- [4] ARNOLD & PARTNER AG / OLIVER ARNOLD: *Vakuumverdampfung in der Gärrestaufbereitung: Email*, 2017.
- [5] ATECH INNOVATIONS GMBH. www.atech-innovations.com, 2017.
- [6] ATECH INNOVATIONS GMBH: *Ultrafiltration von Gärresten: Telfon/Email*, 2017.
- [7] BÄRNTHALER, J., H. BERGMANN, B. DROSG, D. HORNBACHNER, R. KIRCHMAYR und G. KONRAD: *Technologie, Logistik und Wirtschaftlichkeit von Biogas-Großanlagen auf Basis industrieller biogener Abfälle.* Innovation, Seiten 1–294, 2008.
- [8] BAUERMEISTER, UTE (Herausgeber): *Erzeugung von konzentriertem Stickstoffdünger aus Gärprodukten – Einsatzmöglichkeiten und Praxiserfahrungen des ANAStrip-Verfahrens*, 2013.
- [9] BERGHOF MEMBRANE TECHNOLOGY GMBH & CO. KG: *Bioflow Membrane Manual.* <http://adurna.in/documents/Bioflow.pdf>.
- [10] BIGATEC – INGENIEURBÜRO FÜR BIOENERGIE: *BIGATEC – Ingenieurbüro für Bioenergie.* <http://www.bigatec.de>.
- [11] BLES, MARKUS und ALOIS KESSLER: *Energieeffizienz in der Industrie.* Springer-Verlag, Berlin Heidelberg New York, 2013.
- [12] BÖRGERMANN, BJÖRN: *Perspektiven für den Milchmarkt 2015.* <http://www.milchindustrie.de/aktuelles/pressemitteilungen/perspektiven-fuer-den-milchmarkt-2015/>, 2015.

- [13] BRÜSS, ULLRICH: *Ultrafiltration & Umkehrosmose, Hightech für die Gülleaufbereitung*. <https://www.narotec.org/app/download/7571669786/11+Bru~Aÿ.pdf?t=1383301104>, 2014.
- [14] BUNDESMINISTERIUM DER JUSTIZ UND FÜR VERBRAUCHERSCHUTZ: *Gesetz für den Ausbau erneuerbarer Energien (Erneuerbare-Energien-Gesetz-EEG 2014): EEG2014*.
- [15] BUNDESMINISTERIUM DER JUSTIZ UND FÜR VERBRAUCHERSCHUTZ: *Verordnung über das Inverkehrbringen von Düngemitteln, Bodenhilfsstoffen, Kultursubstraten und Pflanzenhilfsmitteln (Düngemittelverordnung - DüMV), 2012*.
- [16] BUNDESMINISTERIUM FÜR UMWELT, NATURSCHUTZ, BAU UND REAKTORSICHERHEIT: *Verordnung über Anlagen zum Umgang mit wassergefährdenden Stoffen (AwSV)*. http://www.bmub.bund.de/fileadmin/Daten_BMU/Download_PDF/Binnengewasser/awsv_bf.pdf.
- [17] BUNDESMINISTERIUM FÜR WIRTSCHAFT UND ENERGIE: *Erneuerbare Energien*. <https://www.bmwi.de/Redaktion/DE/Dossier/erneuerbare-energien.html>.
- [18] DANFOSS GMBH: *APP Pumps*. www.danfoss.de, 2017.
- [19] DODGE, D. W. und ARTHUR B. METZNER: *Turbulent flow of non-newtonian systems*. *A.I.Ch.E. Journal*, 5(2):189–204, 1958.
- [20] DORSET AGRAR- UND UMWELTTECHNIK GMBH: *Dorset Agrar- und Umwelttechnik GmbH*. www.dorset.nu.
- [21] DOTT, WOLFGANG und TINA K. WINGS: *Riskagua - Gülleaufkommen: Risiken durch Abwässer aus der intensiven Tierhaltung für Grund- und Oberflächenwasse*. <http://riskagua.de/index.php?id=110>.
- [22] EMERSON, K., R. C. RUSSO, R. W. LUND und R. V. THURSTON: *Aqueous ammonia equilibrium calculations: Effect of pH and temperature*. *Canadian Journal of Fisheries and Aquatic Sciences*, 32:2379–2383, 1975.
- [23] FACHVERBAND BIOGAS E.V. (Herausgeber): *23. Jahrestagung und Fachmesse: Aufbereitung und Vermarktung von Gärprodukten*, 2014.
- [24] FARNO, EHSAN, JEAN CHRISTOPHE BAUDEZ, RAJARATHINAM PARTHASARATHY und NICKY ESHTIAGHI: *Rheological characterisation of thermally-treated anaerobic digested sludge: Impact of temperature and thermal history*. *Water research*, 56:156–161, 2014.

- [25] FNR (Herausgeber): *Gärrestaufbereitung für eine pflanzenbauliche Nutzung: Stand und F+E-Bedarf*, Band 30 der Reihe *Gülzower Fachgespräche*. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe and Technische Informationsbibliothek u. Universitätsbibliothek, Gülzow bei Güstrow and Hannover, 2009.
- [26] FNR: *Entwicklung Biogasanlagen*. <https://mediathek.fnr.de/grafiken/daten-und-fakten/bioenergie/biogas/entwicklung-biogasanlagen.html>, 2015.
- [27] FNR: *Online Mediathek*. <https://mediathek.fnr.de>, 2017.
- [28] FÖRSTNER, ULRICH: *Umweltschutztechnik*. Springer, 8. Auflage, 2012.
- [29] FRANK, DANIEL: *Experimentelle Untersuchung und Modellierung der Fällung von Kalium-Magnesium-Phosphat*. Dissertation, Universität Stuttgart, Stuttgart, 2013.
- [30] FUCHS, WERNER, BERNARD DROSG, HEINRICH PETER und HANNELORE KLUMMP: *Technologiebewertung von Gärrestbehandlungs- und Verwertungskonzepten*. Eigenverlag der Universität für Bodenkultur Wien, 2010.
- [31] GELDERMANN, JUTTA: *Anlagen- und Energiewirtschaft: Kosten- und Investitionsschätzung sowie Technikbewertung von Industrieanlagen*. Vahlen, München, 2014.
- [32] GIENAU, TOBIAS: *Fließverhalten von Gärrest-Aufbereitungsprodukten: Email*, 2016.
- [33] GIENAU, TOBIAS: *Energieeffiziente Gärrestaufbereitung: Optimierungsmöglichkeiten des Membranverfahrens*. Dissertation, Technische Universität Berlin, Berlin, 2018.
- [34] GIENAU, TOBIAS und SANDRA ROSENBERGER: *ENERGY-EFFICIENT TREATMENT OF DIGESTATES WITH AN OPTIMISED MEMBRANE PROCESS*. European Biomass Conference, 23:599–608, 2015.
- [35] GNS – GESELLSCHAFT FÜR NACHHALTIGE STOFFNUTZUNG MBH: GNS. www.gns-halle.de.
- [36] HARMS, RENKE: *Strohpreis-Rechner*. <http://www.lwk-niedersachsen.de/index.cfm/portal/6/nav/360/article/30921.html>, 2017.
- [37] HARTMANN, SVEN: *Wieviel Energie (fossiler Brennstoff) ist zur Erzeugung von 1 kg Düngerstickstoff erforderlich?* <http://www.iva.de>.

- de/verband/pflanzenernaehrung/faq-haeufig-gestellte-fragen/mineralduengung-und-energieverbrauch/wieviel-energie-fossiler, 2017.
- [38] HAUSER, EVA, FRANK BAUR und FLORIAN NOLL: *Beitrag der Bioenergie zur Energiewende*. Ponte Press, Bochum, 2014.
- [39] HERBES, CARSTEN, CAROLA PEKRUN, JOHANNES DAHLIN, SEBASTIAN WULF, URSULA ROTH, MATTHIAS KRAUME, MAXIMILIAN FECHTER, KURT MÖLLER und IOANA PETROVA: *GÄRWERT - GÄRprodukte ökologisch optimiert und WERTorientiert aufbereiten und vermarkten*. <https://biogas.fnr.de/projekte/gaerrueckstaende/gaerwert/>, 2017.
- [40] HEVIÁNKOVÁ, SILVIE, RADEK SOUČEK, MIROSLAV KYNCL und NADĚŽDA SUROVCOVÁ: *Contribution To The Study Of Flocculation Of Digestate*. *GeoScience Engineering*, 61(3):37–44, 2015.
- [41] HORNUNG, ANDREAS: *Konzept der Biobatterie*, 2013.
- [42] HUNING UMWELTTECHNIK GMBH & CO. KG. www.hunning.de.
- [43] JUNG, ROLF (Herausgeber): *Effizienzsteigerung von Biogasanlagen durch Pyrolyse von Gärresten*, 2014.
- [44] KALTSCHMITT, MARTIN und WOLFGANG STREICHER: *Energie aus Biomasse*. Springer, 2. Auflage, 2009.
- [45] KÖHNLECHNER, MICHAEL: *Volumenreduktion und Veredelung von Gärprodukten*. In: FACHVERBAND BIOGAS E.V. (Herausgeber): *23. Jahrestagung und Fachmesse: Aufbereitung und Vermarktung von Gärprodukten*, Seiten 28–36, 2014.
- [46] KRAUME, MATTHIAS: *Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik - Grundlagen und apparative Umsetzungen*. Springer-Verlag, Berlin Heidelberg New York, 2012.
- [47] KRISCHER, OTTO und WERNER KAST: *Trocknungstechnik - Die wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungstechnik*. Springer-Verlag, Berlin Heidelberg New York, 3. Auflage, 1992.
- [48] KTBL (Herausgeber): *Faustzahlen Biogas*. KTBL, Darmstadt, 3. Auflage, 2013.
- [49] LEHMANN, THILO (Herausgeber): *Aufbereitung von Gärresten zur stofflichen und energetischen Nutzung*, 2013.

- [50] LEHMANN MASCHINENBAU GMBH: *Lehmann Maschinenbau GmbH*. www.lehmann-maschinenbau.de.
- [51] LENNTECH BV: *AE HR Series: High Rejection Low Energy Seawater RO Elements*. <http://www.lenntech.com>, 2017.
- [52] LUTEN-NAUJOKS, KARIN: *Auswirkung der Düngeverordnung auf die Gärproduktanwendung*, 15.03.2016.
- [53] MAIER, W., A. WEIDELNER, J. KRAMPE und U. ROTT: *Entwicklung eines Verfahrens zur Phosphat-Rueckgewinnung aus ausgefaultem Nassschlamm oder entwaSSERTem Faulschlamm als gut pflanzenverfuegbares Magnesium-Ammonium-Phosphat (MAP)*. Schlussbericht, Universität Stuttgart, Stuttgart, 2005.
- [54] MAN: *Technisches Datenblatt: Basismotor E 3262 LE 202*, 2014.
- [55] MARKOWSKY, M.: *SALMATEC GmbH*.
- [56] MASSE, L., D. I. MASSÉ, V. BEAUDETTE und M. MUIR: *SIZE DISTRIBUTION AND COMPOSITION OF PARTICLES IN RAW AND ANAEROBICALLY DIGESTED SWINE MANURE*. Transactions of the ASAE, 48(5):1943–1949, 2005.
- [57] MEINERS, BURKHARD. <http://www.agroenergien.de/>, 2014.
- [58] MKR METZGER GMBH: *Vakuumverdampfung in der Gärrestaufbereitung*.
- [59] ÖKOTECH GMBH: *Membrantechnik in der Gärrestaufbereitung: Email*.
- [60] POSPIECH, JANINA, MARC ULLRICH, SANDRA GÖTTLING, UWE TRUYEN und STEPHANIE SPECK: *Möglichkeiten zur Hygienisierung von Wirtschaftsdünger und Gärresten*. (37), 2014.
- [61] RECKNAGEL, HERMANN, ERNST-RUDOLF SCHRAMEK und EBERHARD SPRENGER (Herausgeber): *Taschenbuch für Heizung und Klimatechnik: Einschließlich Warmwasser- und Kältetechnik*. Oldenbourg, München, 73. Auflage, 2007.
- [62] REGELLEISTUNG.NET: *Daten zur Regelenergie*. <https://www.regelleistung.net/ext/data/>, 2017.
- [63] REGENIS GMBH: *Gärrestaufbereitung / Digestate Treatment*, August 2016.
- [64] RÖHREN- UND PUMPWERK BAUER GMBH. www.bauer-at.com.

- [65] SCHWARZ, S., W. JAEGER, G. PETZOLD, S. BRATSKAYA und T. HEINZE: *Synthetische und natürliche Polymere als Flockungsmittel bei der Fest-Flüssig-Trennung*. Chemie Ingenieur Technik, 78(8):49–58, 2006.
- [66] SIEVERS, D. M., M. W. JENNER und M. HANNA: *Treatment of Dilute Manure Wastewaters by Chemical Coagulation*, Band 37. ASABE, St. Joseph, Mich., 1994.
- [67] SOMMER, KARL: *CULTAN-Düngung: physiologisch, ökologisch, ökonomisch optimiertes Düngungsverfahren für Ackerkulturen, Grünland, Gemüse, Zierpflanzen und Obstgehölze*. Mann, 2005.
- [68] SPINDLER, H., U. BAUERMEISTER und T. MEIER: *Method and device for producing nitrogen fertilizer, removing phosphate from organic waste products, and limiting the potassium concentration*, 2012.
- [69] STATISTA: *Anzahl der Biogasanlagen in Deutschland nach Bundesland im Jahr 2014*. <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/164247/umfrage/anzahl-der-biogasanlagen-nach-bundesland/>, 2015.
- [70] STELA LAXHUBER GMBH: *Stela Laxhuber GmbH*.
- [71] STEROS GMBH.
- [72] THERMO-SYSTEM GMBH. www.thermo-system.com.
- [73] THIERING, JOCHEN und ENNO BAHR: *Biogasproduktion in Deutschland*. GJAE - German Journal of Agricultural Economics, 60(4), 2011.
- [74] ULRICH BRÜSS: *MPS Verfahren zur Totalaufbereitung von Gärresten*. In: FACHVERBAND BIOGAS E.V. (Herausgeber): *23. Jahrestagung und Fachmesse: Aufbereitung und Vermarktung von Gärprodukten*, Seiten 13–27, 2014.
- [75] VENTURI GMBH ENERGIEANLAGEN, DRASDEN und HALLE GMBH E. V. (Herausgeber): *Untersuchung zur Rohstoffseparation aus Gärresten*, 2013.
- [76] VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE: *Berechnung der thermischen Lasten und Raumtemperaturen (Auslegung Kühllast und Jahressimulation)*.
- [77] VÖMEL, HOLGER. <http://cires1.colorado.edu/~voemel/vp.html>.
- [78] WEGNER, JOCHEN: *EU verklagt Deutschland wegen mangelnden Grundwasserschutzes: Wegen steigender Nitratwerte im Grundwasser muss sich Deutschland dem Europäischen Gerichtshof stellen. Bei einer Verurteilung drohen Geldstrafen in sechsstelliger Höhe*. ZEIT ONLINE GmbH, 7. November 2016.

- [79] WILKENS, HEINZ-HERMANN: *Vorstellung Nährstoffbericht für Wirtschaftsdünger in Niedersachsen 2012/2013: Im Auftrag des Niedersächsischen Ministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz*. <https://www.lwk-niedersachsen.de/download.cfm/file/24768.html>, 2013.