

---

# FuE-Vorhaben „Presswasservergärung Restabfall“

DBU-Förderkennzeichen: 33791 / 01

gefördert durch



Deutsche  
Bundesstiftung Umwelt

[www.dbu.de](http://www.dbu.de)

## Endbericht

(Vorläufige Fassung)

### Projektpartner:

Universität Rostock – Agrar- und Umweltwissenschaftliche Fakultät

Prof. Dr. Michael Nelles

Dr.-Ing. Thomas Böning

Rzgar Al-Bewani M.Sc.

PD Dr.-Ing. habil. Abdallah Nassour

Universität  
Rostock



Traditio et Innovatio

Erbenschwanger Verwertungs- und  
Abfallentsorgungsgesellschaft mbH  
Dipl.-Ing.(FH) / M.Eng. Holger Poczka



Sutco Recyclingtechnik GmbH  
Dipl.-Ing. Dorothee Sängler



Stand: 24.06.2022

---

## Inhalt

<b>1</b>	<b>Einleitung.....</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Durchgeführte Anlagenanpassungen und Optimierungsmaßnahmen .....</b>	<b>6</b>
2.1	Durchgeführte Optimierungsmaßnahmen .....	6
2.2	Überprüfung und Anpassung von Messsystemen .....	9
<b>3</b>	<b>Ergebnisse der wissenschaftlichen Begleitung.....</b>	<b>15</b>
3.1	Beurteilung des Gesamtprozesses und der Prozessstabilität .....	15
3.1.1	Zugeführte Abfallmengen .....	15
3.1.2	Beurteilung der erzeugten Biogasmenge .....	16
3.1.3	Beurteilung der Prozessstabilitäten .....	17
3.2	Untersuchungen zur Presstechnik.....	19
3.2.1	Einsatz verschiedener Siebkorblochungen.....	19
3.2.2	Variation der Einstellungen der Schneckenpresse .....	20
3.2.3	Variation der in die Presse aufgegebenen Mengenverhältnisse Restabfall, Gärrest, Prozesswasser .....	21
3.2.4	Variation der Aufenthaltszeiten in der Presse.....	25
3.3	Untersuchungen des Biogasprozesses .....	27
3.3.1	Einfluss der Verweilzeit bzw. der Beschickungsmenge auf den spezifischen Gasertrag .....	27
3.3.2	Gasqualitäten.....	28
3.3.3	Untersuchung des Abbauprozesses.....	29
3.3.4	Beschaffenheit des Gärrestes .....	32
3.3.5	Auswirkungen der Kreislaufführung.....	34
3.3.6	Sandabtrennung .....	38
3.4	Weitere Untersuchungen.....	41
3.4.1	H <sub>2</sub> S-Reduzierung .....	41
3.4.2	Abtrennung von Schwimmstoffen.....	43
3.4.3	Alternatives Wassermanagement.....	43
3.4.4	Einsatz von Co-Substraten.....	44
3.4.5	Abwärmenutzung zur Trocknung.....	47
<b>4</b>	<b>Bilanzen .....</b>	<b>51</b>
4.1	Massenbilanzen .....	51
4.2	Energiebilanzen .....	55

---

4.2.1	Wärmebilanz .....	55
4.2.2	Elektrische Energiebilanz .....	56
<b>5</b>	<b>Zusammenfassung und Ausblick .....</b>	<b>59</b>
<b>6</b>	<b>Literaturverzeichnis .....</b>	<b>62</b>

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Schematische Darstellung des Verfahrens der Behandlung von Bio- und Restabfällen .....	2
Abbildung 2: Schneckenpresse der Fa. Bellmer-Kufferath (Quelle: Fa. Bellmer-Kufferath) .....	3
Abbildung 3: Fließschema der Vergärungsanlage in Erbenschwang .....	4
Abbildung 4: Vergärungsanlage in Erbenschwang mit Vorlagebehälter, 2 Festbett-fermenter, 2 Nachfermentern und dem nachgeschalteten Rührkesselfermenter (links) (Quelle: Fa. Sutco) .....	4
Abbildung 5: Skizze des neuen Vorlagebehälters.....	8
Abbildung 6: Verhältnis Durchfluss Drehzahlmessung / IDM-Messung Presswasser.....	10
Abbildung 7: Verhältnis Drehzahlmessung / IDM Fütterung .....	11
Abbildung 8: Verhältnis Drehzahlmessung / IDM Rückführung RKF.....	12
Abbildung 9: Wassermenge während Vergleichszeitraum.....	13
Abbildung 10: Zugegebene Abfallmenge (Input Presse) .....	16
Abbildung 11: Biogasertrag bezogen auf Abfallinput der Presse .....	17
Abbildung 12: FOS/TAC-Werte der Anaerobreaktoren.....	18
Abbildung 13: pH-Werte in den Anaerobreaktoren .....	19
Abbildung 14: Biogasertrag bei unterschiedlicher Sieblochung .....	20
Abbildung 15: DOC-Fracht im Presswasser in Abhängigkeit der Wasserzugabe (Versuchsergebnisse Mai 2020) .....	23
Abbildung 16: Biogasertrag in Abhängigkeit der Wasserzugabe (Auswertung Betriebsdaten).....	24
Abbildung 17: Spezifische DOC-Fracht im Presswasser in Abhängigkeit der spezifischen Wasserzugabe (Auswertung Betriebsdaten) .....	24
Abbildung 18: Biogasertrag bei unterschiedlichen Anteilen Prozesswasser am insgesamt der Presse zugeführten Wasser .....	25
Abbildung 19: DOC-Konzentrationen im Presswasser in Abhängigkeit der der Presse zugegebenen Abfallmenge (Versuchsergebnisse Juli 2021).....	26
Abbildung 20: Spezifischer Biogasertrag bei unterschiedlichen hydraulischen Verweilzeiten .....	27
Abbildung 21: CH <sub>4</sub> -Konzentrationen im Biogas .....	28
Abbildung 22: CH <sub>4</sub> -Konzentrationen im Biogas von Vorlagebehälter, Nachfermenter und Rührkesselfermenter (Mittelwerte).....	29
Abbildung 23: DOC-Konzentrationen im Presswasser sowie in den Reaktoren.....	30

---

Abbildung 24: Prozentualer DOC-Abbau in den Fermentern .....	31
Abbildung 25: Mittleres Gasbildungspotenzial von Presswasser und Gärrest (bezogen auf Frischabfallmenge) .....	32
Abbildung 26: TR- und oTR-Gehalte im Gärrest.....	33
Abbildung 27: DOC-Konzentrationen im Gärrest.....	33
Abbildung 28: Mittlere NH <sub>4</sub> -N-Konzentrationen in den Biogasreaktoren .....	35
Abbildung 29: NH <sub>4</sub> -N-Konzentrationen im Rührkesselfermenter.....	35
Abbildung 30: H <sub>2</sub> S-Konzentrationen im Biogas.....	37
Abbildung 31: Entnommene Sandmengen .....	38
Abbildung 32: Entnommene Trockenmassen .....	38
Abbildung 33: Prozentuale Trockenmassen in den entnommenen Sanden.....	39
Abbildung 34: Prozentuale organische Trockenmasse in den entnommenen Sanden.....	40
Abbildung 35: Korngrößen der entnommenen Sande.....	40
Abbildung 36: oTM-Gehalte der Siebrückstände .....	41
Abbildung 37: Mittlere H <sub>2</sub> S-Konzentrationen im Biogas .....	42
Abbildung 38: Mittlere H <sub>2</sub> S-Konzentrationen im Biogas (Handmessungen) .....	43
Abbildung 39: Angelieferte Menge an Käseprodukten (Co-Substrate).....	45
Abbildung 40: Angelieferte Mengen an Reststoffen aus der pharmazeutischen Industrie (Co-Substrate.....	45
Abbildung 41: Halle mit Trocknungscontainern (3 der 6 Plätze besetzt) .....	47
Abbildung 42: Luftvolumenstrom am Eintrittsstutzen der 6 Container .....	48
Abbildung 43: Prozentuale Gewichtsabnahme in den Trocknungscontainern über 24 Stunden .....	48
Abbildung 44: Durchschnittlicher stündlicher Wasserentzug über 24 Stunden .....	49
Abbildung 45: Entwicklung des Wasseraustrags über 24 Stunden (Container 1 bis 3) .....	50
Abbildung 46: Gesamtmassenbilanz der Vergärungsstufe der MBA Erbenschwang.....	51
Abbildung 47: Massenbilanz bezogen auf Frischabfallmenge .....	52
Abbildung 48: Bilanz der Trockenmasse bezogen auf Frischabfallmenge .....	52
Abbildung 49: Bilanz der organischen Trockenmasse bezogen auf Frischabfallmenge .....	53
Abbildung 50: Wasserbilanz bezogen auf Frischabfallmenge.....	54
Abbildung 51: Bilanz des Gasbildungspotentials bezogen auf Frischabfallmenge.....	54
Abbildung 52: Wärmebilanz der MBA Erbenschwang .....	56
Abbildung 53: Bilanz der elektrischen Energiemengen der MBA Erbenschwang.....	57

---

Abbildung 54: Ganglinie des Eigenstromanteils am Gesamtverbrauch.....	57
Abbildung 55: Nutzung des in den Jahren 2020 und 2021 erzeugten EE-Stroms (Anlagen G4 bis G6).....	58
Abbildung 56: Versorgung der MBA Erbenschwang mit elektrischer Energie .....	58

## **Tabellenverzeichnis**

Tabelle 1: Versuchsergebnisse zur Einstellung der Presse (Ergebnisse der Versuchsreihe im August 2019).....	21
Tabelle 2: Über Presswasser ausgetragene DOC-Fracht bei unter- schiedlichen Wasserzugaben (Ergebnisse der Versuchsreihe vom Oktober 2019) .....	22
Tabelle 3: Über Presswasser ausgetragene organische Fracht bei unterschiedlichen Wasserzugaben (Versuchsergebnisse Mai 2020) .....	22
Tabelle 4: Versuchseinstellungen.....	26
Tabelle 5: Qualitätsparameter der Co-Substrate .....	46
Tabelle 6: Energieerzeugungsanlagen .....	56

## **1 Zusammenfassung**

Die Sutco Recyclingtechnik hat im Rahmen des FuE-Vorhabens „EnBV“ FKZ 0327846 ein neues Verfahren zur Vergärung einer aus Bioabfall abgepressten Flüssigphase entwickelt. Dieses für Bioabfall entwickelte Verfahren wurde in den letzten 2,5 Jahren auf einen abfallrechtlich anders eingestuft Input-Stoff, den Restabfall aus der grauen Tonne in Deutschland, auf der MBA in Erbenschwang angepasst. Der Betrieb der Anlage wurde von der Inbetriebnahme bis Ende 2021 durch die Universität Rostock wissenschaftlich begleitet.

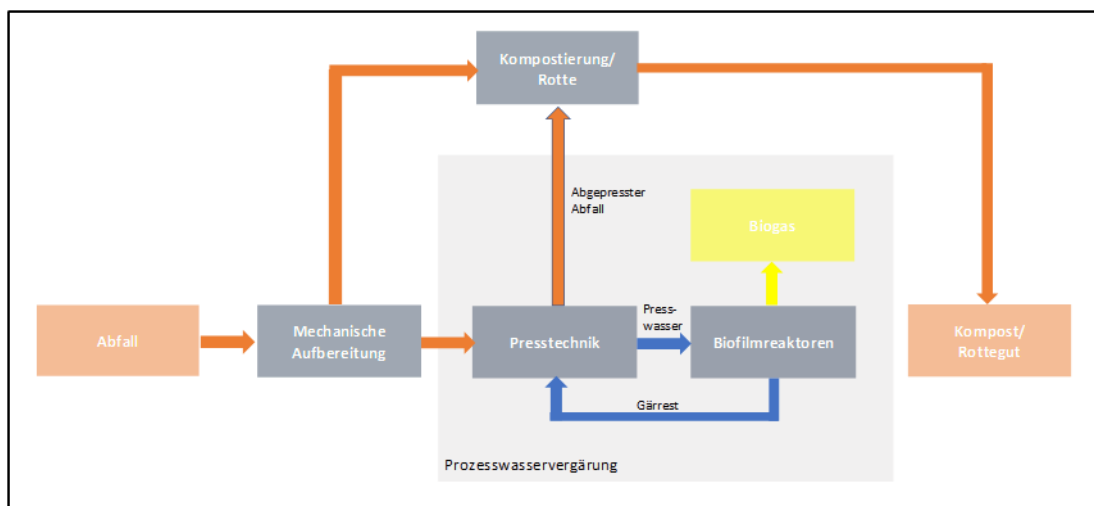
In dem FuE-Projekt war zu prüfen, wie das Verfahren mit diesem Input-Stoff grundsätzlich funktioniert bzw. welche Anpassungsarbeiten im Bereich der Anlagentechnik und der Prozessführung für einen sicheren und wirtschaftlichen Betrieb erforderlich sind. Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung wurden seit Inbetriebnahme der Anlage wöchentlich Proben gezogen und diese bezüglich relevanter Parameter analysiert. Des Weiteren wurden verschiedene Versuchsreihen zu speziellen Fragestellungen durchgeführt.

Auf Grundlage der Betriebserfahrungen wurden mehrere anlagentechnische Optimierungen, wie z. B. die Nachrüstung eines Biofilters, die Installation einer Bandwaage sowie die Nachrüstung eines weiteren Vorlagebehälters vorgenommen. Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung konnte nachgewiesen werden, dass es möglich ist, den Prozess abwasserfrei zu betreiben. Es konnte festgehalten werden, dass eine Anlage mit dem untersuchten Verfahren stabil betrieben werden kann. Ein Schwachpunkt des Verfahrens ist jedoch der geringe Biogasertrag, welcher durch einen zu geringen Austrag von organischer Fracht in das Presswasser verursacht wird.

## 2 Einleitung

Die Sutco Recyclingtechnik hat im Rahmen des FuE-Vorhabens „EnBV“ FKZ 0327846 ein neues Verfahren zur Vergärung einer aus Bioabfall abgepressten Flüssigphase entwickelt. Dieses für Bioabfall entwickelte Verfahren wurde in den letzten 2 Jahren auf einen abfallrechtlich anders eingestuft Input-Stoff, den Restabfall aus der grauen Tonne in Deutschland, angewendet.

Ziel des entwickelten Verfahrens ist es, mit geringem technischem Aufwand eine möglichst maximale Gasausbeute der aus dem Restabfall abgepressten Flüssigphase durch Vergärung in Biofilmreaktoren zu erzielen. Wichtig ist dabei zudem die Vermeidung von extern zu entsorgenden Gärresten. Die Vergärung wird hier parallel zur Rotte mit der aus frischem Restabfall abgetrennten Flüssigphase betrieben. Der Gärrest wird wie in folgender Abbildung dargestellt im Kreis geführt und als Elutionsmittel für den frischen Abfall eingesetzt.



**Abbildung 1: Schematische Darstellung des Verfahrens der Behandlung von Bio- und Restabfällen**

Bei dem Verfahren erfolgt im ersten Schritt eine Abtrennung des Materials < 60 mm. Dieses Material wird anschließend einer Presse der Firma Bellmer Kufferath zugeführt. Unter gleichzeitiger Zugabe von rückgeführtem Gärrest sowie Prozesswasser aus der Intensivrotte werden die im Abfall enthaltenen organischen Stoffe in der Presse ausgewaschen. Im Kompressionsteil der Presse erfolgt eine Entwässerung des Abfalls, wobei die flüssige Phase, das sogenannte Presswasser, der Anaerobstufe zugeführt wird, während der entwässerte Abfall, der sogenannte Presskuchen, zur Rotte transportiert wird. Die Entwässerung erfolgt über einen Siebkorb, wobei Siebkörbe unterschiedlicher Lochdurchmesser eingesetzt werden können.





**Abbildung 2: Schneckenpresse der Fa. Bellmer-Kufferath (Quelle: Fa. Bellmer-Kufferath)**

Der Gärrest aus der Nassvergärung des Restabfallpresswassers wird als Flüssigkeit zum Abpressen der Frischabfalls eingesetzt. Die beim Abpressen produzierte Biosuspension wird in einer Wanne unter der Presse aufgefangen und mit einer Schlauchpumpe der anaeroben Vergärung in Biofilmreaktoren zugeführt.

Die Vergärungsanlage in Erbenschwang wurde auf Grundlage der Erfahrungen aus Gescher für die Behandlung von Restabfällen geplant und errichtet. Die biologische Stufe besteht aus einem bzw. seit Mai 2021 zwei Vorlagebehältern, 2 Festbettfermenter (BF1 und BF2), 2 sogenannten Nachfermentern (NF1 und NF 2) und einem nachgeschalteten Rührkesselfermenter (RKF). Die beiden Nachfermenter werden parallel, alle anderen Fermenter in Reihe betrieben. Wie bei der Anlage in Gescher so wird auch in Erbenschwang der den Rührkesselfermenter verlassende Gärrest der Presse wieder zugeführt, so dass auch bei dieser Anlage kein überschüssiges Abwasser anfällt. Das Biogas wird in einem Gasbehälter gespeichert und in einem BHKW mit vorgeschaltetem Aktivkohlefilter verwertet.

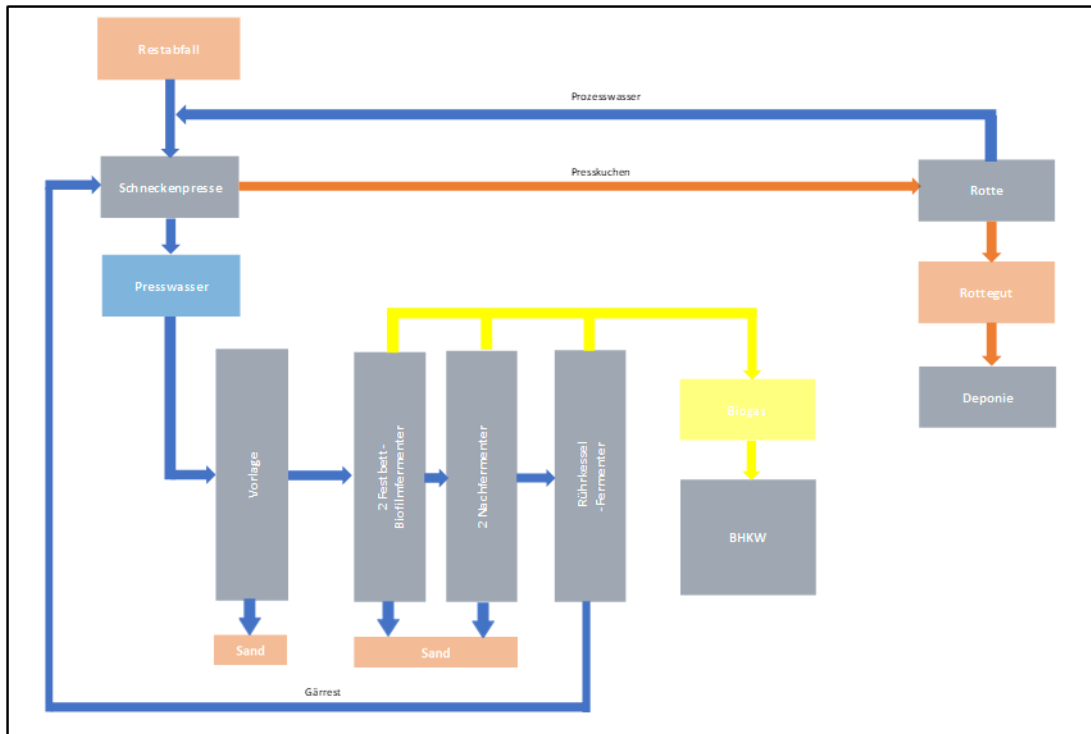


Abbildung 3: Fließschema der Vergärungsanlage in Erbenschwang



Abbildung 4: Vergärungsanlage in Erbenschwang mit Vorlagebehälter, 2 Festbettfermenter, 2 Nachfermentern und dem nachgeschalteten Rührkesselfermenter (links) (Quelle: Fa. Sutco)

In dem FuE-Projekt PV-R (Presswasservergärung-Restabfall) war zu prüfen, wie das Verfahren mit diesem Input-Stoff grundsätzlich funktioniert bzw. welche Anpassungsarbeiten im Bereich der Anlagentechnik und der Prozessführung für einen sicheren und wirtschaftlichen Betrieb durchzuführen sind.

### **3 Durchgeführte Anlagenanpassungen und Optimierungsmaßnahmen**

#### **3.1 Durchgeführte Optimierungsmaßnahmen**

Die Planung der neuen Anlage erfolgte auf Basis der Ergebnisse aus dem in Gescher entwickelten EnBV-Verfahren. Zur Prüfung einzelner Details der abschließend entwickelten Anlage wurden Besichtigungen in Gescher durchgeführt. Auf Grundlage der Erfahrungen aus Gescher erfolgte die Planung und bautechnische Umsetzung der Vergärungsanlage für Restabfälle am Standort in Erbenschwang. Eine wesentliche Aufgabenstellung bestand dabei auch in der Integration der Vergärung in die bestehende MBA.

Aufgrund eines starken Winters im Januar 2019 verzögerten sich die Bau- und Montagearbeiten. Ende März 2019 konnten die Montagearbeiten und die Kaltinbetriebnahme abgeschlossen werden, so dass Anfang April 2019 der Erprobungsbetrieb der Anlage startete. Dazu wurden die Behälter mit Impf-Substrat aus einer anderen Vergärungsanlage befüllt. Ebenfalls wurde über die Schneckenpresse erstmals Presswasser erzeugt. Dieses wurde dann bis zur vollständigen Adaption der Bakterienstämme in steigenden Mengen dem Impfsubstrat zugegeben. Nach erfolgter Anpassung der Biologie wurde eine regelmäßige Presswasserzugabe eingestellt, sowie auch mit der Kreislaufführung des Gärrest aus dem Rührkesselfermenter (RKF) als Elutionsmedium auf die Presse begonnen. Die wissenschaftliche Begleitung der Universität Rostock startete zeitgleich zum Erprobungsbetrieb.

Anfang Mai 2019 war die Biogasproduktion mengen- und qualitätsmäßig gut genug, um das BHKW in Betrieb zu nehmen. Gleichzeitig wurde die Trocknungsstation für die EBS in Betrieb genommen. Es zeigte sich, dass die Wärmeabnahme noch nicht optimal verlief. Die Vermutung, dass zu wenig Luft im Zuluftkanal des Ventilators angesaugt wurde, bestätigte sich im Laufe des Sommers 2019. Es erfolgte eine Optimierung der Zuluftführung.

Aufgrund eines kontinuierlichen Anstiegs des Schwefelwasserstoffs im Biogas bis zu Konzentrationen von 3.500 ppm erfolgte eine zusätzliche Dosierung von Eisenhydroxid.

Am Anfang wurden Suspensionen mit dem Produkt FerroSorp DG $\mu$  hergestellt und an verschiedenen Stellen (Biofilmfermenter, Nachfermenter und RKF) dem Prozess zugeführt. Eine eindeutige Wirkung an den verschiedenen Dosierstellen konnte nicht ermittelt werden. Nach Rücksprache mit dem Lieferanten wurde eine Dosierung in die

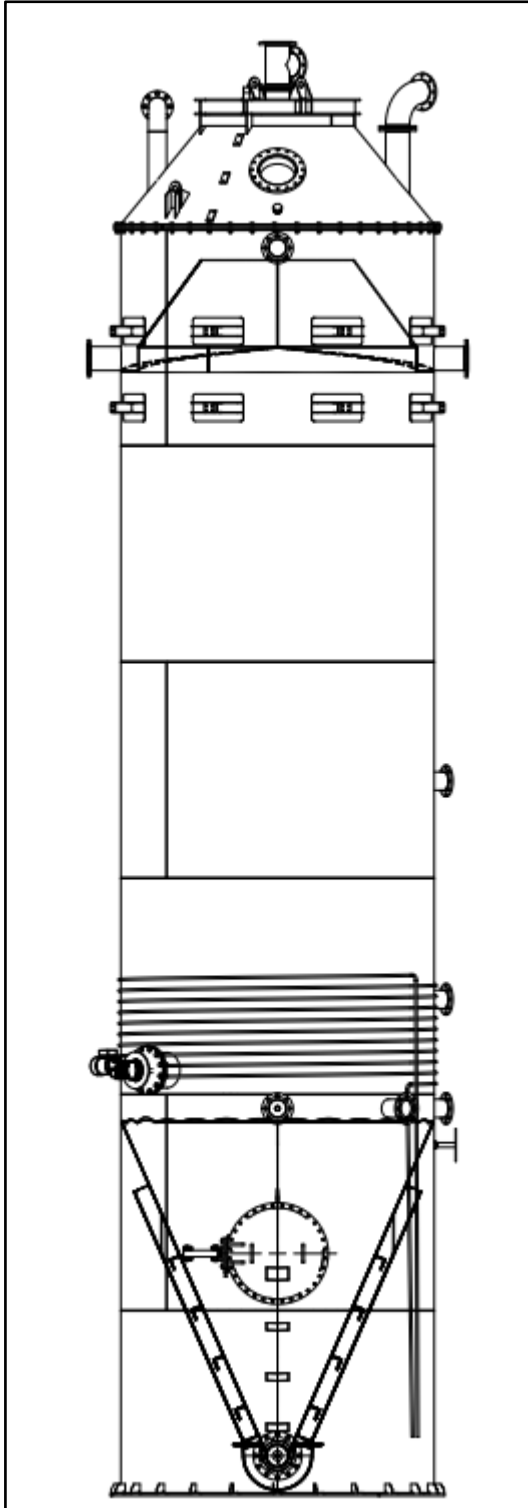
Vorlage bzw. in das Presswasser empfohlen. Dieses wurde umgesetzt und brachte erste Erfolge. Aus Gründen der Wirtschaftlichkeit wurde im weiteren Verlauf auf das Produkt FerroSorp DGf-Tz umgestiegen. In Kombination mit dem Aktivkohlefilter wurden zwar vor dem BHKW  $\text{H}_2\text{S}$ -Werte  $< 1$  ppm erreicht, allerdings musste der Aktivkohlefilter ca. alle 400 bis 600 Betriebsstunden gewechselt werden. Das war ein Aufwand, der so auf Dauer nicht betrieben werden konnte. Dieses war auch der Grund zur Installation einer weiteren biologischen Entschwefelungsstufe in Form eines Biofilters der Fa. Züblin. Da die chargenweise Dosierung keine zufriedenstellende und dauerhafte Reduzierung von Schwefelwasserstoff bewirkte, wurde die Eisenhydroxid-Zugabe weiter optimiert. Die Suspension wird nun seit März 2020 aus einem Lagerbehälter kontinuierlich über eine Schlauchpumpe hinter der Schneckenpresse dem Presswasser zugeführt. Durch die Zudosierung des Eisenhydroxids wird bereits vor dem Aktivkohlefilter eine  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration von  $< 2$  ppm erreicht, welches zu deutlich höheren Standzeiten des Aktivkohlefilters führt.

Am 01.10.2019 erfolgte die Abnahme der Generalunternehmerleistungen von der Fa. SUTCO.

Im Rahmen der Betriebsoptimierung stellte sich heraus, dass eine Steuerung der Wasserzugabe zur Presse ohne die genaue Kenntnis der zugeführten Abfallmenge nur unzureichend möglich ist. Aufgrund dessen wurde im November 2020 eine Bandwaage zur Messung der Abfallmenge installiert und in Betrieb genommen.

Während der Betriebsphase wurde deutlich, dass das Nutzvolumen des vorhandenen Vorlagebehälter von  $45 \text{ m}^3$  für einen dauerhaften Betrieb der Anaerobanlage auch über das Wochenende zu gering war. Da an der Anlage an den Wochenenden und an Feiertagen kein Abfall angenommen wird und außer einem Notdienst kein Personal auf der Anlage ist, musste die Beschickungsmenge der Anaerobanlage freitags-nachmittags jeweils deutlich reduziert werden, damit die Bakterien über das gesamte Wochenende ausreichend mit Substrat versorgt werden konnten. Wie nicht anders zu erwarten, führte dies zu einem erheblichen Einbruch der Gasproduktion während dieser Zeit.

Aufgrund dessen wurde im Frühjahr 2021 ein weiterer Vorlagebehälter installiert und in Betrieb genommen. Der neue Vorlagebehälter verfügt ebenfalls über ein Nutzvolumen von  $45 \text{ m}^3$ . Im Gegensatz zu dem bereits vorhandenen Vorlagebehälter wurde der neue Behälter mit einer Einrichtung zur Entnahme von Schwimmstoffen ausgerüstet.



**Abbildung 5: Skizze des neuen Vorlagebehälters**

Seit der Inbetriebnahme des neuen Behälters konnten der wöchentliche Durchsatz der Anlage und damit auch die Gasproduktion erhöht werden.

Zusammenfassend sind folgende anlagentechnischen Optimierungen seit Inbetriebnahme der Anlage vorgenommen worden:

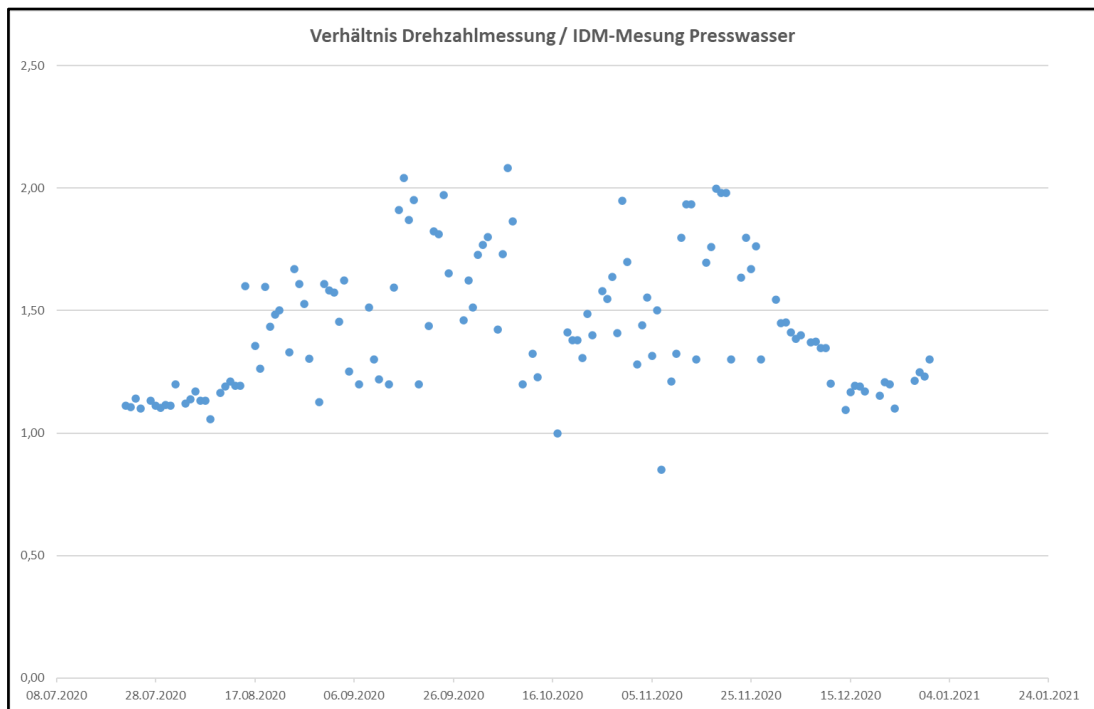
- Nachrüstung FeOH-Dosierung
- Nachrüstung Biofilter für Biogas
- Optimierung Gaskonditionierung BHKW
- Nachrüstung Gasanalyse zur Überwachung der biologischen Entschwefelung
- Steuerungstechnische Optimierung der EBS-Trocknung
- Installation und Inbetriebnahme einer Bandwaage zur Messung der zugeführten Abfallmenge (< 60 mm), Einbindung der Bandwaage in die Steuerung
- Errichtung und Inbetriebnahme eines zusätzlichen Vorlagebehälters inkl. Schwimmschlammabzug
- Nachrüstung von Lanzen zur Zuführung von Entschäumungsmittel

### **3.2 Überprüfung und Anpassung von Messsystemen**

Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung erfolgten Plausibilitätsprüfungen der Durchflussmessungen von Wasser- und Gasmengen.

Die Auswertung der Betriebsdaten ergab, dass die von den IDM-Messungen angegebenen Durchflüsse von erzeugtem Presswasser, Beschickungsmenge aus dem Vorlagebehälter, rückgeführter Gärrestmenge sowie der zugeführten Prozesswassermenge nicht plausibel waren. Aus diesem Grund wurden zusätzlich die auf Grundlage der Kennlinien der Schlauchpumpen sowie der gemessenen Pumpendrehzahlen berechneten Durchflüsse über einen Zeitraum von ca. 6 Monaten (22.07. – 31.12.2020) ausgewertet.

### Vergleich von Drehzahlmessung und IDM-Messung Presswasser:



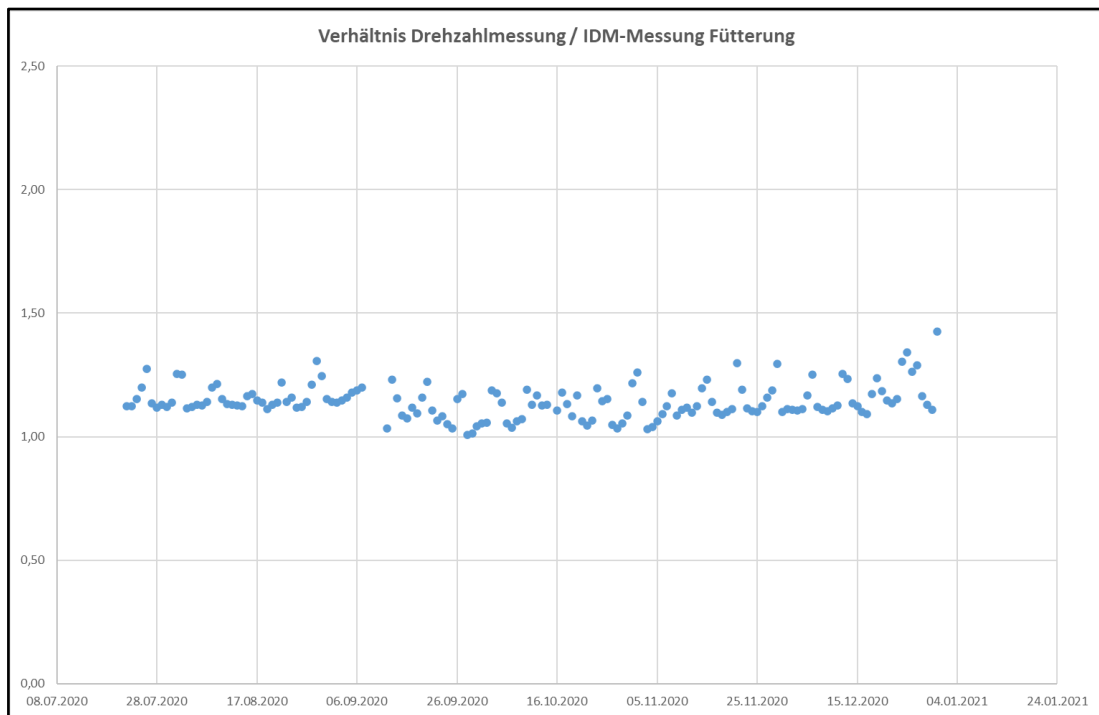
**Abbildung 6: Verhältnis Durchfluss Drehzahlmessung / IDM-Messung Presswasser**

Die Auswertung ergab, dass der über die Drehzahl der Pumpe und die Pumpendaten ermittelte Durchfluss um den Faktor 1,43 über dem von der IDM-Messung angezeigten Durchfluss lagen. Dabei waren jedoch große Schwankungen festzustellen.

Da die Presswassermengen und die Fütterungsmengen (Durchfluss vom Vorlagebehälter zum Biofilmfermenter 1) über einen längeren Zeitraum weitgehend gleich sein müssen, erfolgte als nächstem Schritt eine Überprüfung der Messung der Fütterungsmenge. Diese erfolgte wie bei der Presswassermenge durch Vergleich des über die Drehzahl der Pumpe ermittelten Durchflusses mit dem vom IDM angezeigten Durchfluss.



### Vergleich von Drehzahlmessung und IDM-Messung Fütterung:



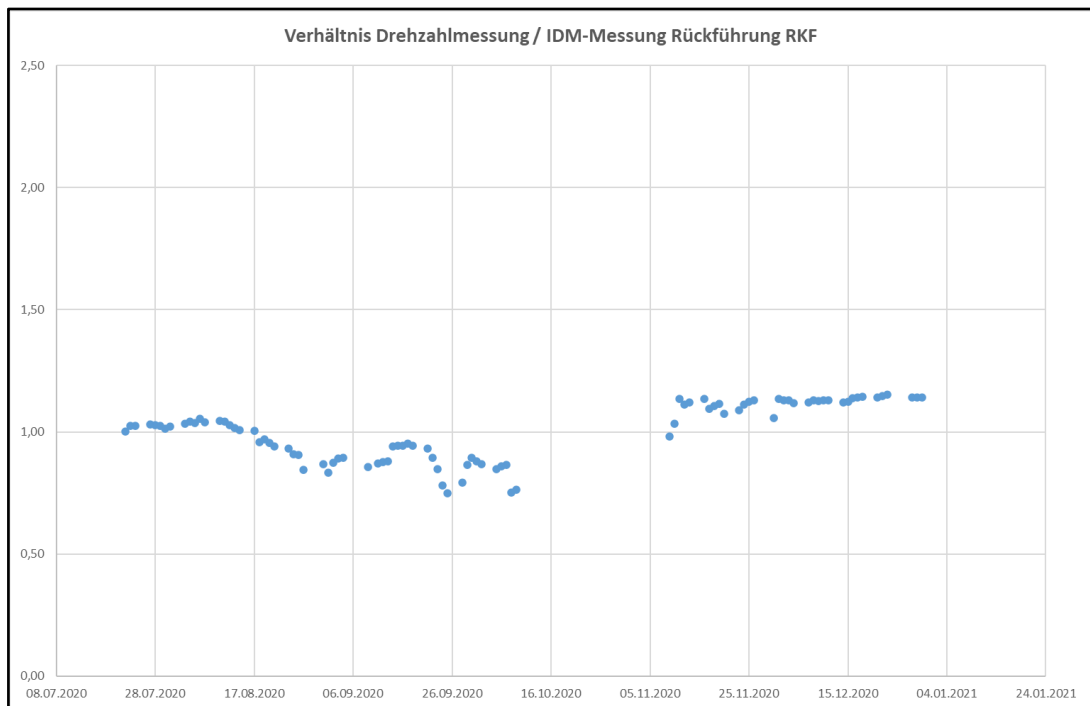
**Abbildung 7: Verhältnis Drehzahlmessung / IDM Fütterung**

Der Vergleich ergab eine deutlich bessere Korrelation als bei der Presswassermenge. So lag das durchschnittliche Verhältnis zwischen Drehzahlmessung und IDM-Messung bei 1,14 und war weitgehend konstant.

Damit war zunächst von einer höheren Genauigkeit der IDM-Messung der Fütterung im Vergleich zur IDM-Messung der Presswassermenge auszugehen.

Im Weiteren erfolgte dann eine Überprüfung der IDM-Messung des rückgeführten Gärrestes.

### Vergleich von Drehzahlmessung und IDM-Messung Gärrestmenge:

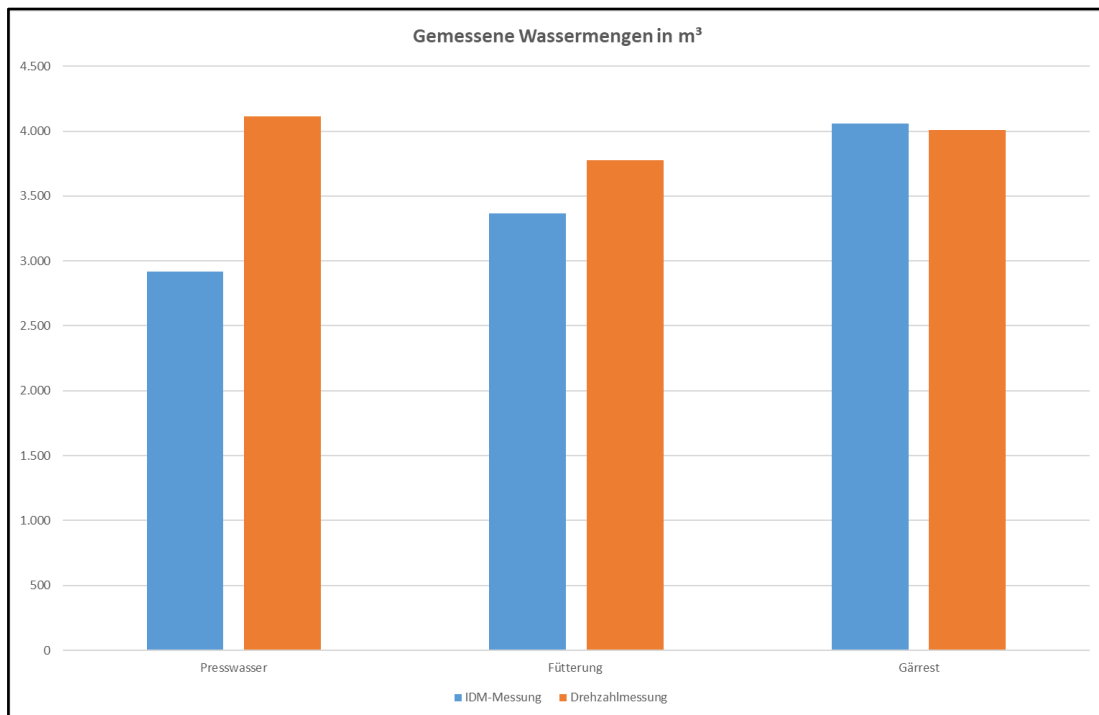


**Abbildung 8: Verhältnis Drehzahlmessung / IDM Rückführung RKF**

Der durchschnittliche Faktor zwischen dem über die Drehzahlmessung ermittelten Durchfluss und dem Durchfluss der IDM-Messung beträgt 1,0, wobei große Schwankungen bestanden. So lag der Wert unmittelbar vor der Reinigung des RKF bei ca. 0,75 und nach der Wiederinbetriebnahme des RKF bei ca. 1,15.

Zur Festlegung von Korrekturfaktoren erfolgte im Weiteren ein Vergleich und eine Plausibilitätsprüfung der über die beiden Systeme gemessenen Durchflüsse von Presswasser, Fütterungsmenge sowie Gärrestmenge.

### Vergleich der im Vergleichszeitraum gemessenen Wassermengen:



**Abbildung 9: Wassermenge während Vergleichszeitraum**

Da der Korrelationsfaktor zwischen der IDM-Messung und der Drehzahlmessung bei der Fütterungsmenge während der gesamten Untersuchungsphase nahezu konstant bei ca. 1,1 lag, war davon auszugehen, dass bei diesen Messungen die höchste Genauigkeit vorliegt. Es wurde deshalb empfohlen, die IDM-Messung der Fütterung mit einem Korrekturfaktor von 1,1 als Basis für die Festlegung der weiteren Korrekturfaktoren zu nehmen.

Da aus Gründen der Massenbilanz die Messung des Presswassers mit der Messung der Fütterung übereinstimmen muss, ergab sich somit für den IDM des Presswassers ein Korrekturfaktor von ca. 1,3.

Die Gärrestmenge muss aus Gründen der Massenbilanz (Umsetzung von organischer Masse in Biogas, Austrag von Sand) mindestens 5 % geringer als die Fütterungsmenge sein. Es wurde deshalb für die IDM-Messung ein Korrekturfaktor von 0,95 eingeführt.

Die Auswertung der Betriebsdaten wurde auf dieser Basis erstellt.

### Überprüfung der Gasmengenmessung

Ein Abgleich der gemessenen Gasmengen mit der vom BHKW erzeugten elektrischen Energie ergab, dass die im BHKW verwerteten Gasmengen ca. 21 % höher als die gemessenen Gasmengen sein müssen. Aufgrund dessen wurden für die Auswertung die gemessenen Gasmengen mit dem Faktor 1,21 multipliziert.

## **4 Ergebnisse der wissenschaftlichen Begleitung**

### **4.1 Beurteilung des Gesamtprozesses und der Prozessstabilität**

Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung wurden seit Inbetriebnahme der Anlage bis Oktober 2021 wöchentlich Proben gezogen und die Werte FOS und TAC und deren Verhältnis zueinander (FOS/TAC), der DOC, die TS Gehalte und weitere Parameter im Labor der Universität Rostock bestimmt. Des Weiteren wurden im August 2019, Oktober 2019, im Mai 2020 sowie im Juli 2021 verschiedene Versuchsreihen zu speziellen Fragestellungen durchgeführt.

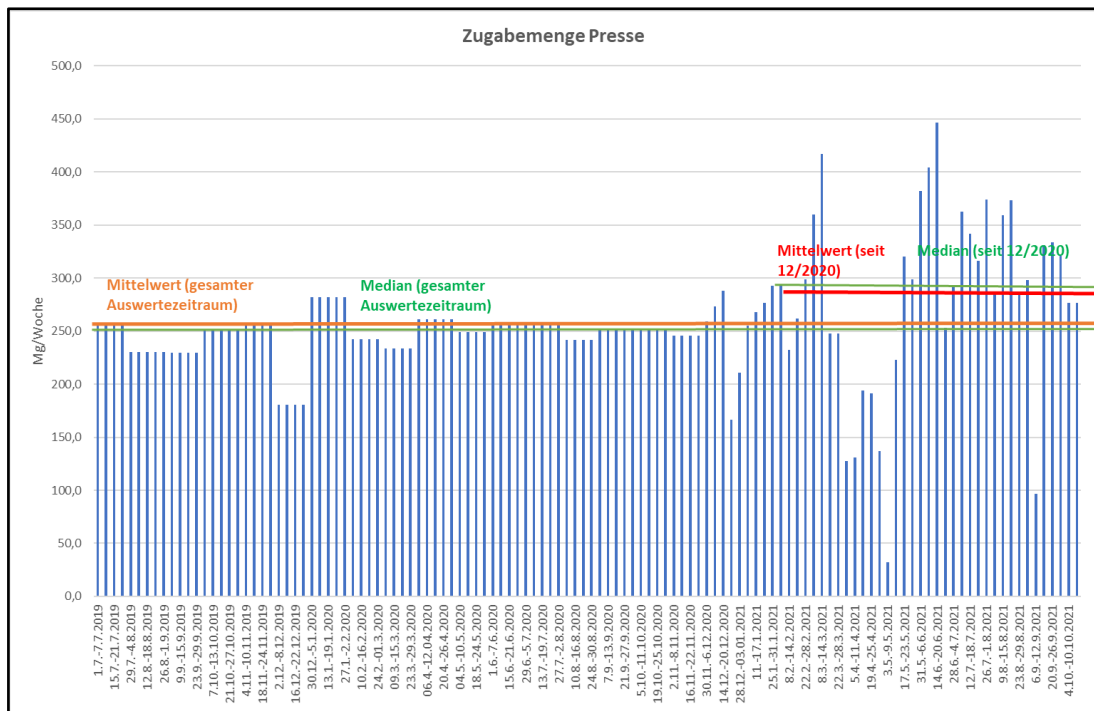
Da es während der Inbetriebnahme-Phase zu den üblichen Anlagenstillständen kam, erfolgt die nachfolgende Auswertung der Betriebsdaten für den Zeitraum zwischen dem 1.7.2019 und dem 17.10.2021.

#### **4.1.1 Zugeführte Abfallmengen**

Wie bereits beschrieben, konnten die der Presse zugeführten Abfallmengen anfangs nicht separat erfasst werden. Es wurden lediglich die der MBA insgesamt zugeführten Abfallmengen erfasst und die der Presse zugeführten Mengen auf Grundlage der Gesamtmengen abgeschätzt.

Seit Juni 2019 wurden durchschnittlich ca. 2.810 Mg Abfall der MBA pro Monat zugeführt. Dabei handelt es sich nach der Abschätzung bei ca. 1.830 Mg um Material kleiner 60 mm, welches der Schneckenpresse und damit der Vergärung hätte zugegeben werden können. Da die Presse jedoch nur an Werktagen, wenn dann auch keine Stillstände wegen Reparatur der Anlage anfallen, jeweils 6 bis 8 Stunden betrieben und der Vorlagebehälter auch nur während dieser Zeit beschickt wird, traten regelmäßig Kapazitätsengpässe beim Vorlagebehälter auf. Dies führte dazu, dass die anaerobe Stufe am Wochenende aufgrund einer zu geringen Vorlagemenge nur auf Teillast betrieben werden konnte und keine ausreichenden Reserven vorhanden waren, um die geringeren Durchsätze am Wochenende während der Woche auszugleichen. Dadurch konnten bis zur Inbetriebnahme des zusätzlichen Vorlagebehälters nur etwa 60 % des für eine anaerobe Behandlung geeigneten Materials auch tatsächlich der Anaerobstufe zugeführt werden.

Seit dem Dezember 2020 wird die der Presse zugeführte Abfallmenge über eine Bandwaage erfasst, so dass seitdem die der Schneckenpresse zugeführten Abfallmengen (< 60 mm) genau gemessen werden können.



**Abbildung 10: Zugegebene Abfallmenge (Input Presse)**

Gemäß der Messung der Bandwaage wurden seit dem 1.12.2020 im Mittel 280 Mg pro Woche an Abfällen (< 60 mm) der Presse zugeführt. Der Median lag bei ca. 290 Mg pro Woche. Mit Inbetriebnahme des neuen Vorlagebehälters konnte die Abfallmenge auf im Mittel 320 Mg pro Woche bei einem Median von 326 Mg pro Woche gesteigert werden.

#### 4.1.2 Beurteilung der erzeugten Biogasmenge

Während der gesamten bisherigen Betriebszeit wurde der Schneckenpresse eine Abfallmenge von durchschnittlich ca. 255 Mg/Woche zugeführt. Daraus wurden durchschnittlich ca. 6.400 m<sup>3</sup> Biogas pro Woche erzeugt, wobei der Median bei ca. 6.200 m<sup>3</sup>, das 25%-Quantil bei ca. 5.000 m<sup>3</sup> und das 75%-Quantil bei ca. 7.000 m<sup>3</sup> liegen. Bezieht man den Biogasertrag auf die der Presse zugeführte Abfallmenge, so liegt dieser im Mittel bei 24 m<sup>3</sup>/Mg Abfall bei einem Median von 25 m<sup>3</sup>/Mg Abfall. Das 25%-Quantil liegt bei 21 m<sup>3</sup>/Mg und das 75%-Quantil bei 27 m<sup>3</sup>/Mg. Bei einem durchschnittlichen Methangehalt von 58 % entsprechen die 25 m<sup>3</sup>/Mg einer Energiemenge von 145 kWh/Mg.

Der spezifische Biogasertrag ist verglichen mit den Ergebnissen der Vorversuche sehr gering, weshalb im Weiteren noch nähere Betrachtungen zu den Ursachen erfolgten.

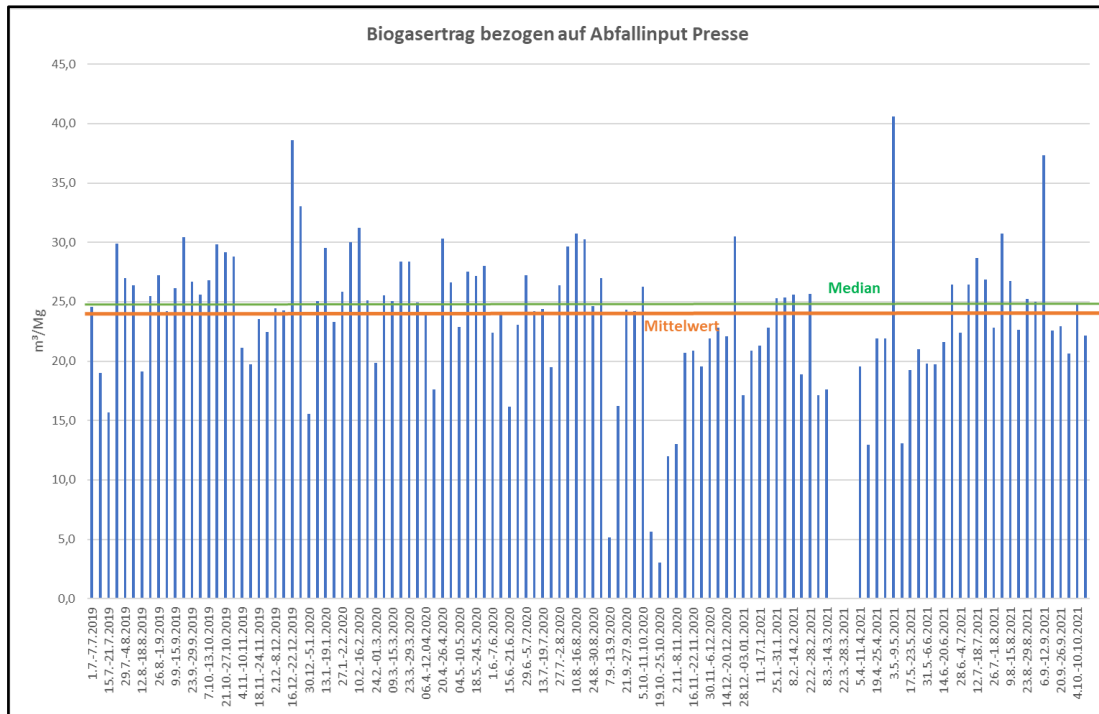
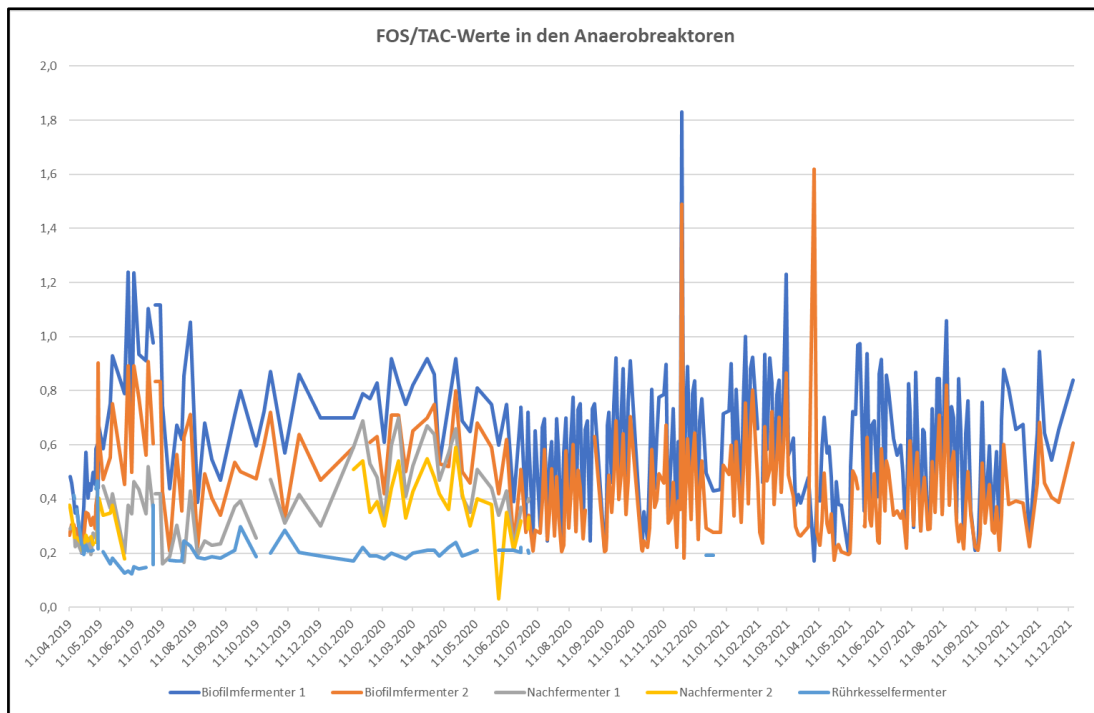


Abbildung 11: Biogasertrag bezogen auf Abfallinput der Presse

#### 4.1.3 Beurteilung der Prozessstabilitäten

Wesentliche Parameter zur Beurteilung der Prozessstabilität sind der FOS/TAC-Wert sowie der pH-Wert in den anaeroben Reaktoren.

Der FOS/TAC gibt dabei das Verhältnis des Gehalts an flüchtigen Fettsäuren zur Pufferkapazität an. Dieser Wert beschreibt den biochemischen Zustand im Fermenter und sollte regelmäßig gemessen werden, um Änderungstendenzen frühzeitig erkennen und ggf. eingreifen zu können. Der Wert ist in seinem Ergebnis jedoch von einigen Faktoren abhängig (u.a. Einsatzstoffe, Verfahrenskonzept, Bestimmungsmethode), weshalb sich die absoluten Werte nicht miteinander vergleichen lassen. Entscheidend für die anlagenindividuelle Prozessüberwachung ist daher die Beobachtung des Verlaufs des FOS/TAC-Wertes bei regelmäßiger Bestimmung nach einheitlicher Methode sowie die Erkennung von Abweichungen vom spezifischen „Normalwert“ der eigenen Anlage.



**Abbildung 12: FOS/TAC-Werte der Anaerobreaktoren**

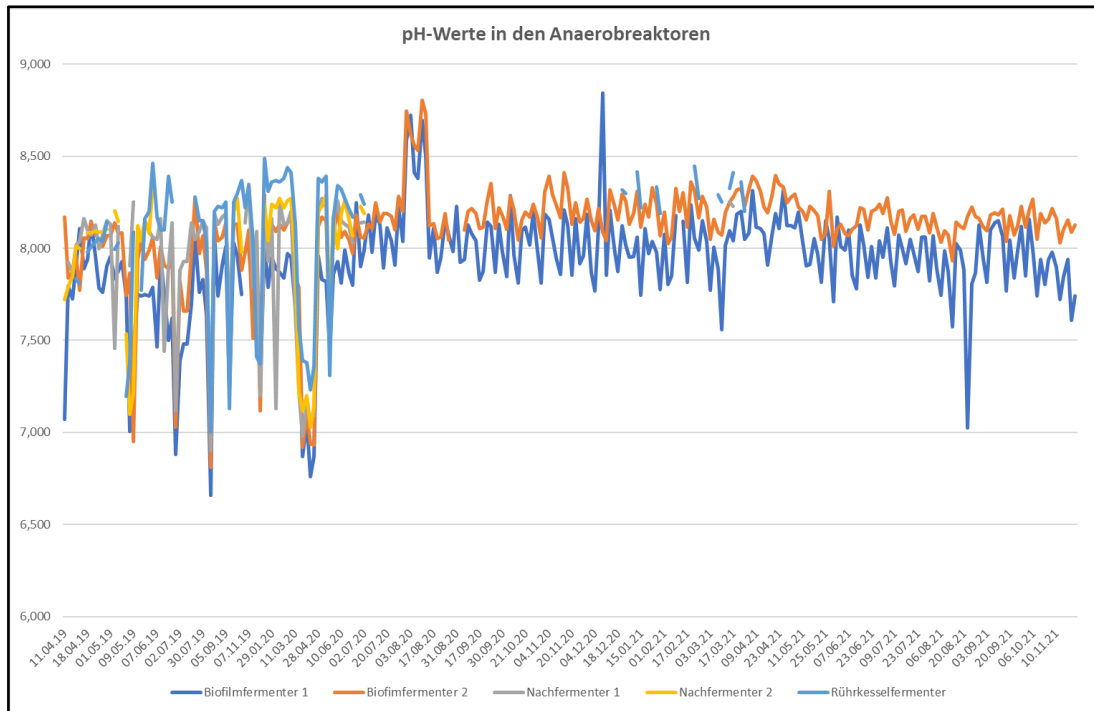
Die gemessenen FOS/TAC-Werte zeigen, dass sowohl der anaerobe Gesamtprozess als auch die anaeroben Teilprozesse in den einzelnen Reaktoren stabil verlaufen. Dabei lag der FOS/TAC-Wert in dem ersten Biofilmreaktor weitgehend im Bereich von 0,6 bis 0,8, vereinzelt auch geringfügig darüber.

Gemäß der Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR, 2021) sollte der FOS/TAC bei einem stabilen Prozess als Faustwert unterhalb von 0,6 liegen. Da die gemessenen FOS/TAC-Werte aber sehr stabil sind, kann auch bei Werten, die oberhalb von 0,6 liegen, von stabilen Prozessverhältnissen ausgegangen werden.

In den im Prozess nachfolgenden Reaktoren liegt der FOS/TAC-Wert von wenigen Ausnahmen abgesehen unterhalb von 0,6. Betrachtet man den nachgeschalteten Rührkesselfermenter, so liegt der FOS/TAC-Wert im Bereich von 0,2 bis 0,3.

Neben dem FOS/TAC deutet auch ein zu niedriger pH-Wert auf Prozessstörungen hin. Wenn das Puffersystem durch eine Prozessüberlastung überfordert ist, kann der pH-Wert unter die zulässige Grenze von 6,8 fallen, was sich hemmend auf die methanogene Phase auswirkt und zu einem Erliegen des Prozesses führen würde. Wie der nachfolgenden Abbildung zu entnehmen ist, lagen die gemessenen pH-Werte alle oberhalb von 6,8, in der Regel zwischen 7,0 und 8,5. Es ist damit auch aufgrund der pH-Werte von stabilen Prozessverläufen in den verschiedenen anaeroben Reaktoren auszugehen.





**Abbildung 13: pH-Werte in den Anaerobreaktoren**

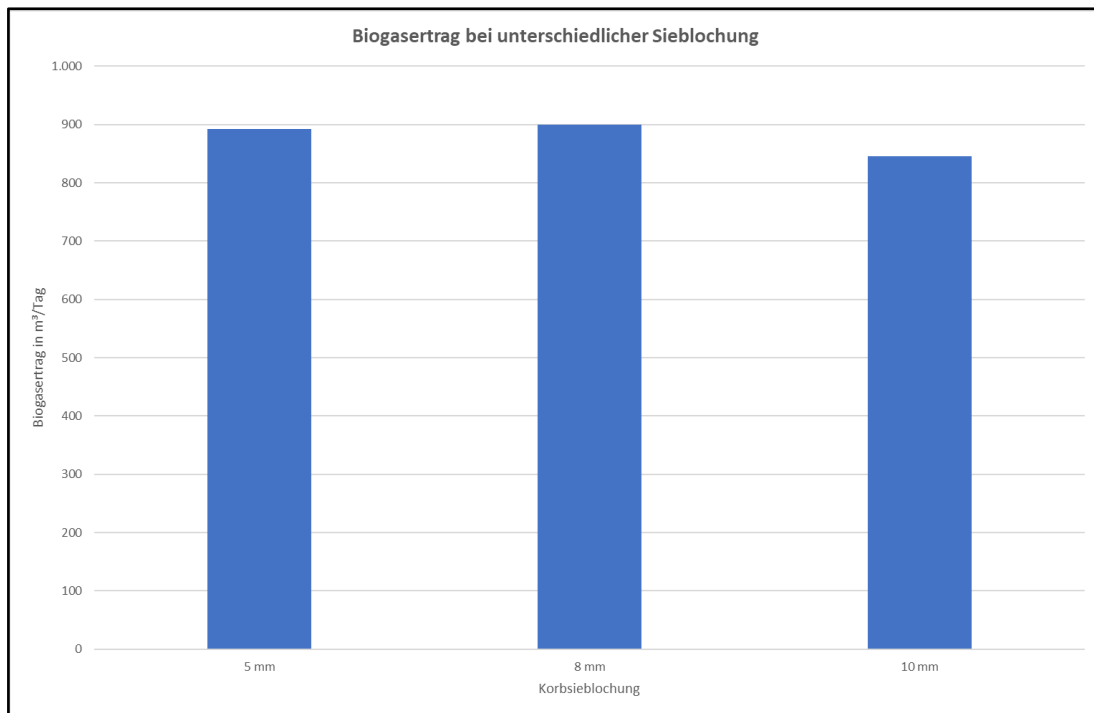
Im Vorlagebehälter wäre aufgrund des Hydrolyseprozesses ein deutlich niedrigerer pH-Wert zu erwarten gewesen. Durch die Rückführung des Gärrestes erfolgt jedoch bereits im Vorlagebehälter ein Abbau von gebildeten Säuren, so dass sich auch im Vorlagebehälter ein pH-Wert von im Mittel 7,2 einstellt. Für den eigentlichen Hydrolyseprozess würde sich ein geringerer pH-Wert vorteilhaft auswirken, da dann eine gezielte Hydrolyse stattfinden könnte.

## 4.2 Untersuchungen zur Presstechnik

### 4.2.1 Einsatz verschiedener Siebkorblochungen

Es wurden bisher 3 verschiedene Siebkörbe in der Presse eingesetzt. Bis zum August 2019 wurde die Presse mit einem Siebkorb der Lochung 10 mm betrieben. Dann erfolgte eine Umstellung auf eine Siebkorblochung von 8 mm. Seit Februar 2020 wird ein Siebkorb mit einer Lochung von 5 mm eingesetzt.

Betrachtet man den Gasertrag der Vergärungsanlage, so konnte kein signifikanter Einfluss der Siebkorblochung festgestellt werden. Unabhängig von dem Lochdurchmesser lag der Biogasertrag zwischen 840 und 900 m<sup>3</sup>/Tag. Die zugeführte Abfallmenge lag bei allen Einstellungen im Mittel bei ca. 35 Mg/Tag.



**Abbildung 14: Biogasertrag bei unterschiedlicher Sieblochung**

Obwohl die bisherigen Betriebsdaten dies nicht zeigen, ist grundsätzlich zu erwarten, dass bei einer größeren Siebkorblochung mehr organisches Material über das Presswasser in die anaeroben Reaktoren gelangt. Bei einer größeren Lochung ist jedoch auch ein erhöhter Anteil an Störstoffen im Presswasser zu erwarten. Da diese Störstoffe zu Betriebsproblemen führen können, wurde von Seiten der Betriebsverantwortlichen von dem Einbau eines größeren Siebes bisher abgesehen.

#### **4.2.2 Variation der Einstellungen der Schneckenpresse**

Im Rahmen von im August 2019 durchgeführten Pressversuchen wurden verschiedene Einstellungen der Presse gefahren.

Es konnte festgehalten werden, dass bei einer Drehzahl von 25 % sowie einem Pressdruck von 4 bis 4,5 bar die maximale DOC-Konzentration im Presswasser erreicht wird. Die bisherigen Betriebserfahrungen zeigen auch, dass diese Einstellungen auch aus Verschleißgründen geeignet sind.

**Tabelle 1: Versuchsergebnisse zur Einstellung der Presse (Ergebnisse der Versuchsreihe im August 2019)**

PN-Datum	Einstellungen Presse		Wasserzugabe (l/s)		Analyseergebnisse			
	Drehzahl (%)	Druck (bar)	Prozesswasser	Gärrest	TM in % im FM	oTM in % im FM	DOC mg/l	NH4-N mg/l
Bis 07.08.	40	5,5	-	2,2	16,14%	8,7%	10.868	2.305
Seit 14.08.	25	4	-	3,5	13,77%	7,23%	9.322	2.470
20.08.19	25	4	-	2,8	15,18%	8,57%	8.270	2.462
21.08.19	25	4	-	3,2	13,44%	6,92%	11.310	2.538
26.08.19	25	4	-	3,2	13,41%	7,14%	10.310	2.844
26.08.19	25	4	-	3,5	15,03%	7,12%	9.480	2.730
27.08.19	25	4,5	-	3,5	14,15%	7,58%	11.840	2.769
28.08.19	25	4	0,8	2,2	13,32%	8,08%	10.850	2.447
28.08.19	25	4	2,5	-	7,51%	5,15%	11.760	975

#### **4.2.3 Variation der in die Presse aufgegebenen Mengenverhältnisse Restabfall, Gärrest, Prozesswasser**

Zu den Mengenverhältnisse von rückgeführtem Gärrest sowie zugeführtem Prozesswasser wurde im Oktober 2019 eine separate Versuchsreihe durchgeführt. Es wurde ein Siebkorb der Lochung 10 mm eingesetzt. Wie der nachfolgenden Tabelle zu entnehmen ist, führte eine Erhöhung der der Presse für die Eluation der organischen Stoffe zugeführten Wassermenge, bestehend aus Gärrest und Prozesswasser, zu einer Erhöhung der in das Presswasser eingetragenen DOC-Fracht. So konnten bei der Versuchseinstellung 1 (V1) bei einer Wasserzugabe von 593 l/Mg Abfall 49,3 Kg DOC pro Stunde in das Presswasser überführt werden, während bei einer Wasserzugabe von 511 l pro Mg Abfall nur 35,5 kg DOC in das Presswasser eingetragen wurden.

**Tabelle 2: Über Presswasser ausgetragene DOC-Fracht bei unterschiedlichen Wasserzugaben (Ergebnisse der Versuchsreihe vom Oktober 2019)**

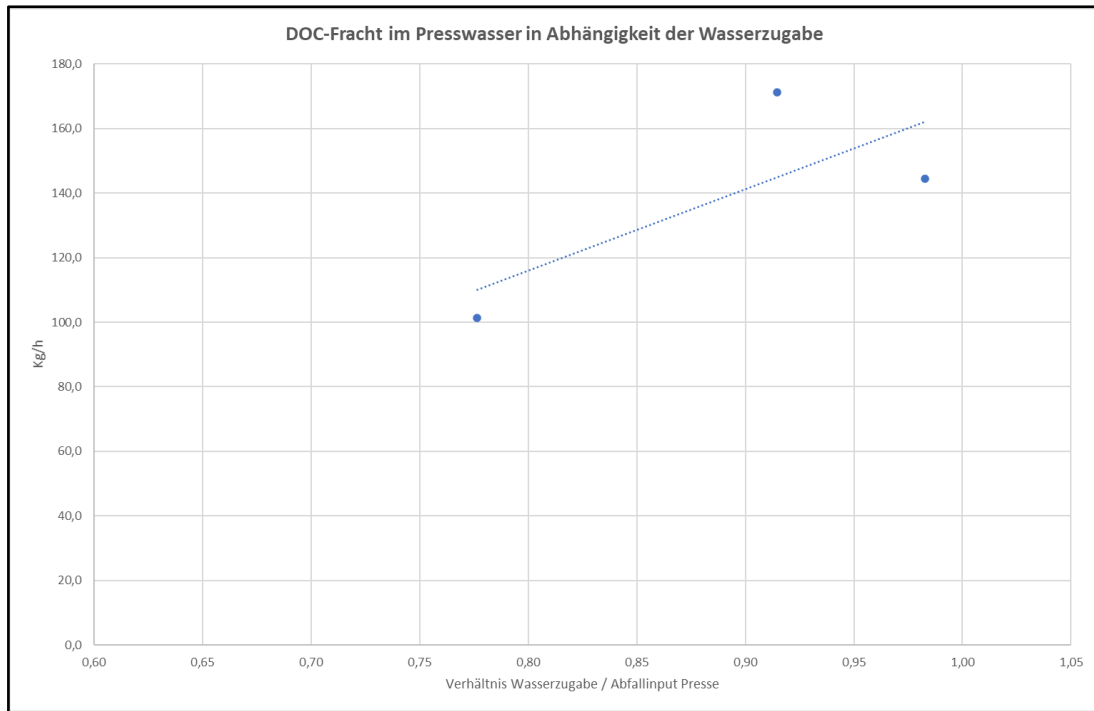
DOC-Fracht		V1	V2
Wasserzugabe/Abfallmenge	l/Mg	593	511
Presswassermenge/Abfallmenge	l/Mg	223	205
Abfall	kg/h	348,6	385,5
Prozesswasser	kg/h	5,4	3,6
Gärrest	kg/h	38,3	29,9
<b>Gesamt-Input</b>	<b>kg/h</b>	<b>392,3</b>	<b>419,1</b>
Presskuchen	kg/h	383,0	388,3
Presswasser	kg/h	49,3	35,5
<b>Gesamt-Output</b>	<b>kg/h</b>	<b>432,3</b>	<b>423,8</b>

Zur Überprüfung der Ergebnisse wurde die Versuchsreihe im Mai 2020 nochmal wiederholt, wobei im Gegensatz zu der ersten Versuchsreihe ein Siebkorb der Lochung 5 mm eingesetzt wurde. Während der Versuchsdurchführung wurden alle sonstigen Parameter konstant gelassen.

Auch die Ergebnisse der im Mai 2020 durchgeführten Versuchsreihe zeigen, dass durch eine größere Wasserzugabe zur Schneckenpresse eine höhere organische Fracht aus dem Abfall in das Presswasser ausgetragen werden kann.

**Tabelle 3: Über Presswasser ausgetragene organische Fracht bei unterschiedlichen Wasserzugaben (Versuchsergebnisse Mai 2020)**

Versuchs-ansatz	Abfall-menge	Gärrest-menge	Prozess-wasser-menge	Verhältnis Wasserzugabe/Abfallmenge	Erzeugte Presswasser-menge	über Presswasser ausgetragene oTM-Fracht	über Presswasser ausgetragene DOC-Fracht
	Mg/h	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /h	-	m <sup>3</sup> /h	Mg/h	kg/h
V 1	14,57	9,52	1,80	0,78	10,17	0,84	101,3
V 2	14,57	11,17	2,16	0,91	15,21	1,23	171,2
V 3	14,57	11,80	2,52	0,98	15,58	1,12	144,4

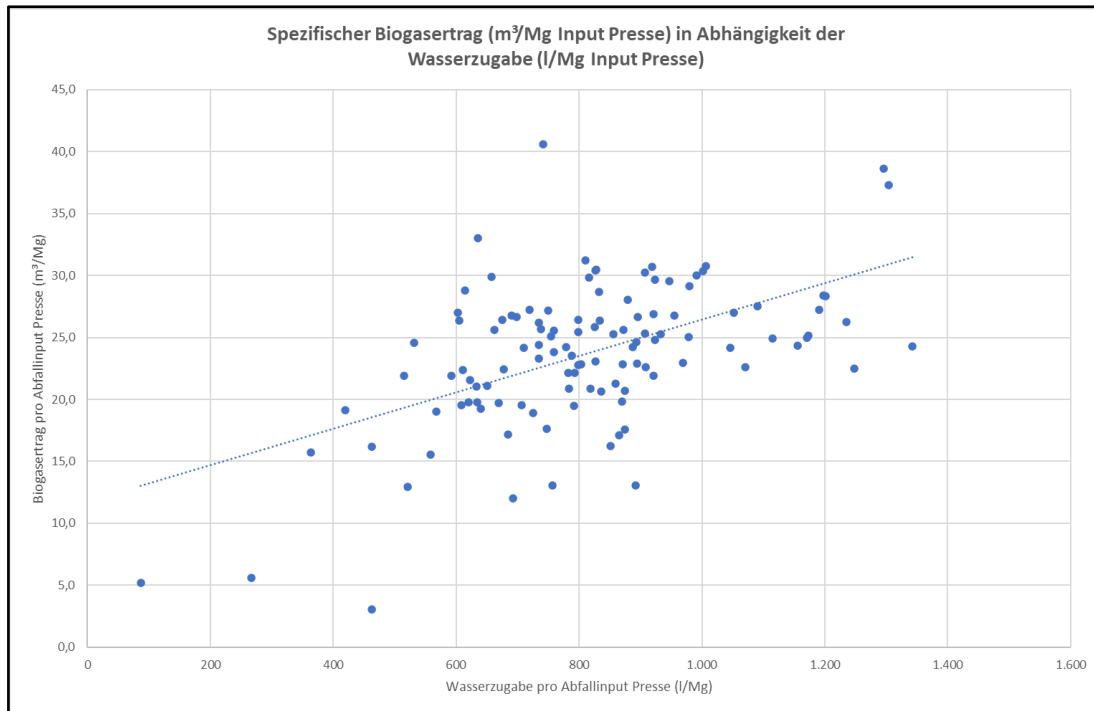


**Abbildung 15: DOC-Fracht im Presswasser in Abhängigkeit der Wasserzugabe  
(Versuchsergebnisse Mai 2020)**

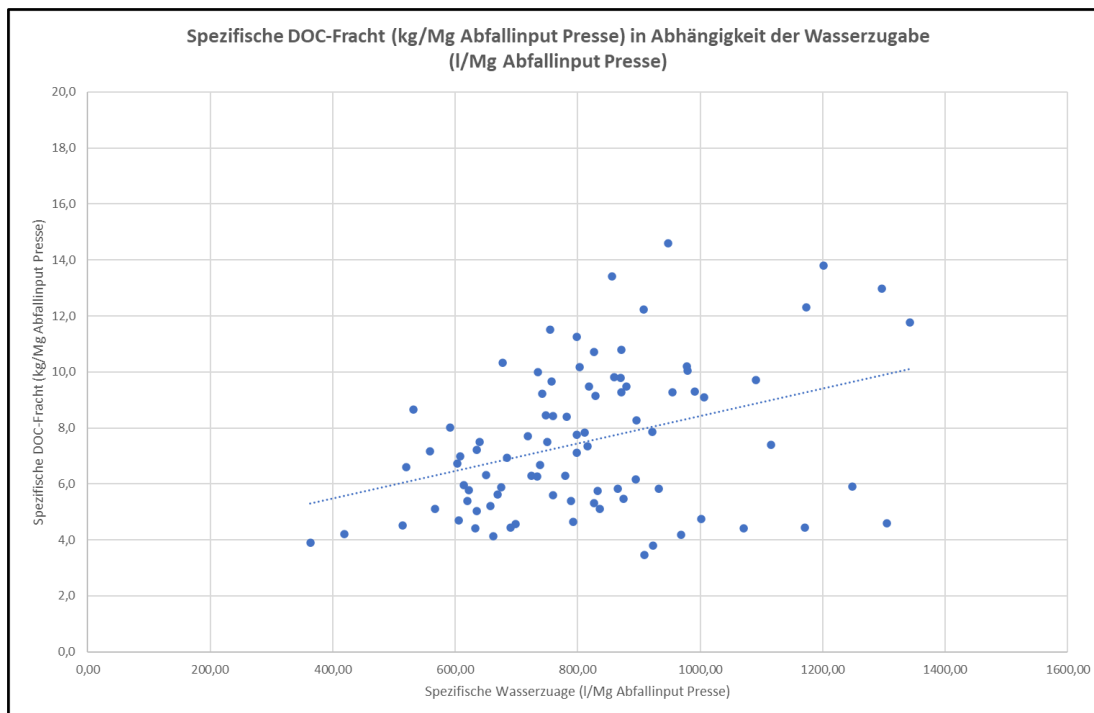
Dies deckt sich mit den Ergebnissen der Betriebsdatenauswertung aus dem Zeitraum vom 1.12.2020 bis zum 17.10.2021. Wie der nachfolgenden Abbildung zu entnehmen ist, führte eine Erhöhung der Wasserzugabe in die Presse zu einer Erhöhung der Gasproduktion. Dabei ist jedoch die sehr große Streuung der Werte zu beachten.

Die große Streuung besteht auch bei der in Abhängigkeit der spezifischen Wasserzugabe über das Presswasser ausgetragenen DOC-Fracht. Die grundsätzliche Erkenntnis, dass durch eine Erhöhung der Wasserzugabe mehr organische Stoffe in das Presswasser ausgewaschen werden, wird aber bestätigt.

Auf Grundlage der bisherigen Ergebnisse sollte eine Wassermenge von mindestens 800 bis 1.000 l pro Mg Abfallinput Presse der Presse zugegeben werden. Das Wassermanagement sollte dabei so gestaltet werden, dass immer ausreichende Mengen an Gärrest und Prozesswasser verfügbar sind. Wenn möglich, kann die Wasserzugabe zur Presse weiter erhöht werden.



**Abbildung 16: Biogasertrag in Abhängigkeit der Wasserzugabe (Auswertung Betriebsdaten)**

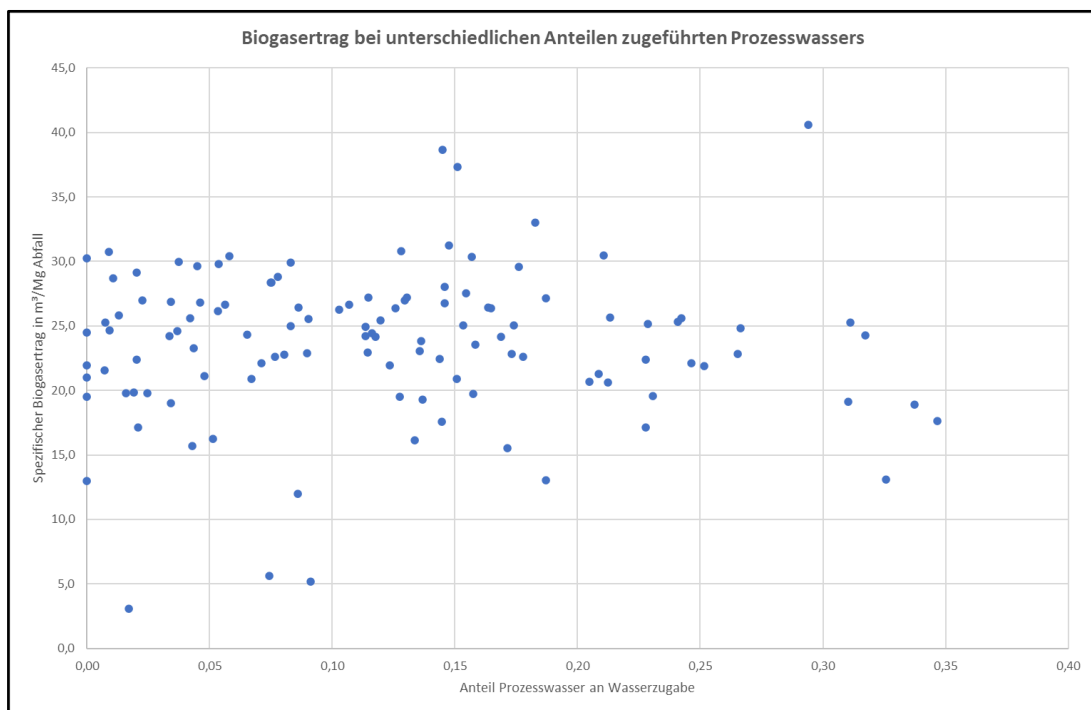


**Abbildung 17: Spezifische DOC-Fracht im Presswasser in Abhängigkeit der spezifischen Wasserzugabe (Auswertung Betriebsdaten)**

Um die Betriebsergebnisse nochmals zu evaluieren, wurden im Rahmen der Versuchsreihe im Juli 2021 zusätzliche Untersuchungen zu über das Presswasser

ausgetragenen DOC-Frachten in Abhängigkeit der Wasserzugabe durchgeführt. Dabei wurden die bisherigen Ergebnisse nochmals bestätigt. Es kann also davon ausgegangen werden, dass durch eine erhöhte Wasserzugabe bei dem Pressvorgang eine höhere DOC-Fracht über das Presswasser aus dem Abfall ausgewaschen und dem Anaerobprozess zugeführt werden kann.

Des Weiteren war die Frage zu klären, inwieweit die Zugabe des im Vergleich zum Gärrest geringer belasteten Prozesswassers die Gasproduktion positiv beeinflusst. In der nachfolgenden Abbildung wird der spezifische Gasertrag in  $\text{m}^3$  pro Mg Abfall (Input Presse) bei unterschiedlichen Anteilen an Prozesswasser an der insgesamt zur Eluation zugeführten Wassermenge dargestellt. Die Ergebnisse zeigen eine sehr große Streuung. Ein Einfluss des Prozesswasseranteils auf den spezifischen Gasertrag konnte auf Grundlage der bisherigen Betriebsergebnisse nicht nachgewiesen werden.



**Abbildung 18: Biogasertrag bei unterschiedlichen Anteilen Prozesswasser am insgesamt der Presse zugeführten Wasser**

#### 4.2.4 Variation der Aufenthaltszeiten in der Presse

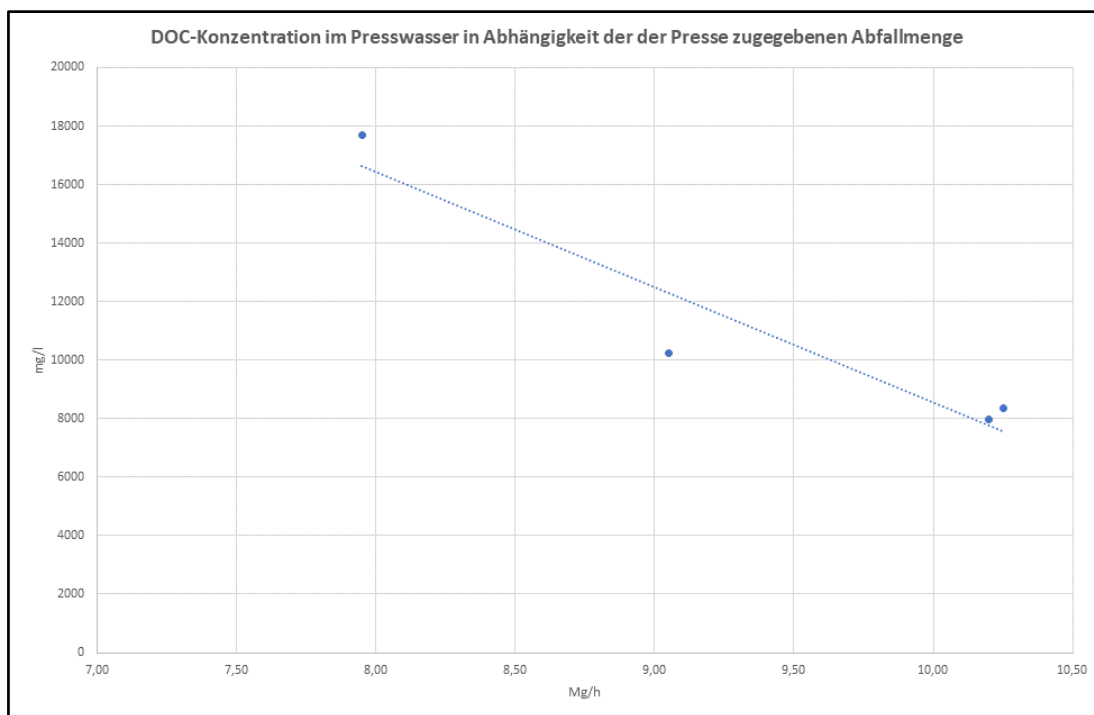
Im Rahmen einer weiteren Versuchsreihe im Juli 2021 erfolgten Untersuchungen zum Einfluss der Aufenthaltszeit der Abfälle in der Presse auf die aus den Abfällen ausgewaschene DOC-Fracht. Es wurden insgesamt 4 Versuchseinstellungen

gefahren. Die bezogen auf die Abfallmenge zugegebenen Mengen an Gärrest und an Prozesswasser waren dabei bei allen Versuchseinstellungen weitgehend gleich.

**Tabelle 4: Versuchseinstellungen**

Versuchsnummer	Abfallmenge	Wasserzugabe pro Abfall	Presswassermenge pro Abfall	TM	oTM	DOC
	Mg/h	m <sup>3</sup> /Mg	m <sup>3</sup> /Mg	%	%	mg/l
V 1	7,95	0,69	0,72	18,02	10,5	17.700
V 2	9,05	0,74	0,72	10,97	5,83	10.240
V 3	10,20	0,75	0,64	20,87	10,58	7.970
V 4	10,25	0,79	0,65	14,87	8,43	8.360

Da bei allen Versuchseinstellungen auch die erzeugten Presswassermengen nahezu gleich waren, werden in der nachfolgenden Abbildung die DOC-Werte als Konzentrationen dargestellt.



**Abbildung 19: DOC-Konzentrationen im Presswasser in Abhängigkeit der der Presse zugegebenen Abfallmenge (Versuchsergebnisse Juli 2021)**

Es ist zu erkennen, dass durch eine Vergrößerung der Aufenthaltszeit des Abfalls in der Presse eine größere DOC-Fracht gelöst und in das Presswasser überführt werden kann. Dies bedeutet, dass durch eine geringere Beschickung der Schneckenpresse,



die, bezogen auf die Abfallmenge, in das Presswasser ausgetragene DOC-Fracht erhöht werden kann.

### 4.3 Untersuchungen des Biogasprozesses

#### 4.3.1 Einfluss der Verweilzeit bzw. der Beschickungsmenge auf den spezifischen Gasertrag

Die nachfolgende Abbildung stellt den spezifischen Gasertrag in Abhängigkeit der hydraulischen Verweilzeit auf Grundlage der Betriebsdaten zwischen dem 1.7.2019 und dem 17.10.2021 dar. Danach ist kein signifikanter Einfluss der hydraulischen Verweilzeit in den Biogasreaktoren auf den spezifischen Gasertrag zu erkennen. Auch bei Verweilzeiten im Bereich von ca. 15 Tagen liegt der gemessene Gasertrag im Bereich von 20 bis 30 m<sup>3</sup> pro Mg Abfall. Auch bei einer Erhöhung der hydraulischen Verweilzeit auf über 30 Tage konnte keine höhere Gasproduktion festgestellt werden.

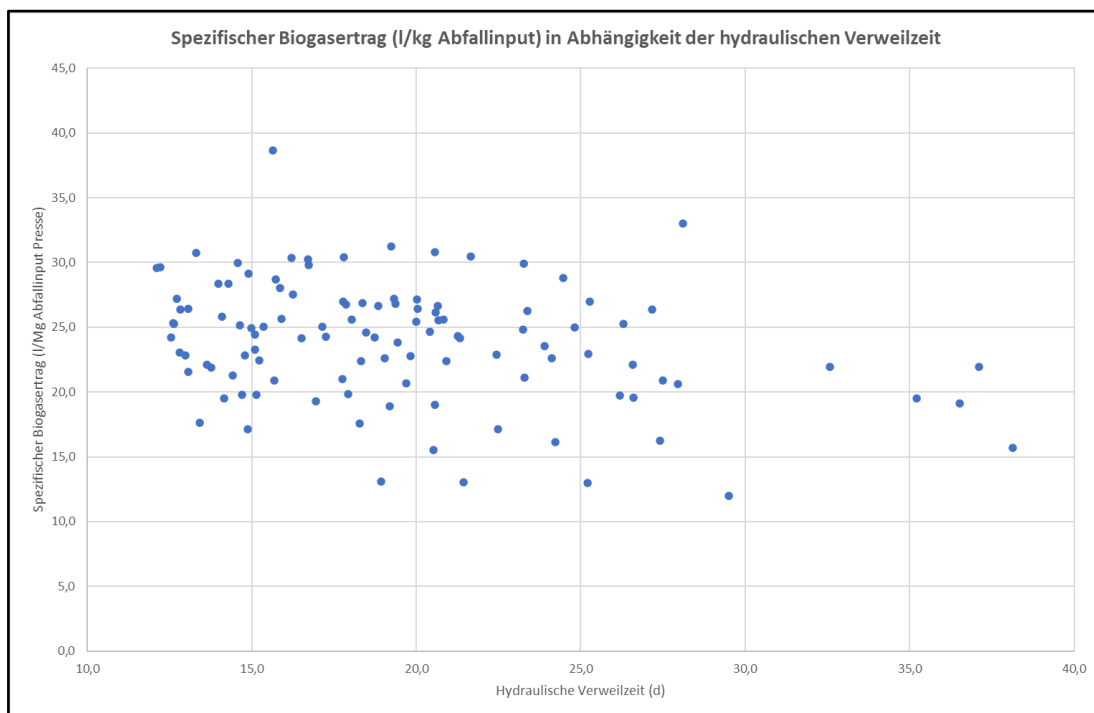


Abbildung 20: Spezifischer Biogasertrag bei unterschiedlichen hydraulischen Verweilzeiten

### 4.3.2 Gasqualitäten

Die Biogaszusammensetzung hängt im Wesentlichen von der Zusammensetzung der über das Presswasser eingetragenen und dann abgebauten Kohlenstoffverbindungen ab. Die  $\text{CH}_4$ -Konzentration im Biogas lag im Mittel bei 58 % und damit in einem üblichen Bereich, wobei das Minimum bei 45 % und das Maximum bei 67 % lagen. Hinsichtlich einer Erhöhung des Heizwertes bestehen deshalb nur geringe Optimierungspotenziale. Biogasanalysen aus den einzelnen Reaktoren zeigten, dass der  $\text{CH}_4$ -Gehalt im Gas des Vorlagebehälters aufgrund der Versäuerung unter 30 % liegt und damit die Gasqualität des gesamten Systems negativ beeinflusst. Die  $\text{CH}_4$ -Konzentrationen im Biogas der beiden Nachfermenter lag bei über 60 %. Bei der  $\text{CH}_4$ -Konzentration im Biogas ist zu berücksichtigen, dass das Biogas aus allen Reaktoren im Rührkesselfermenter gesammelt wird und es sich hiermit um ein Gemisch aus allen Reaktoren handelt.

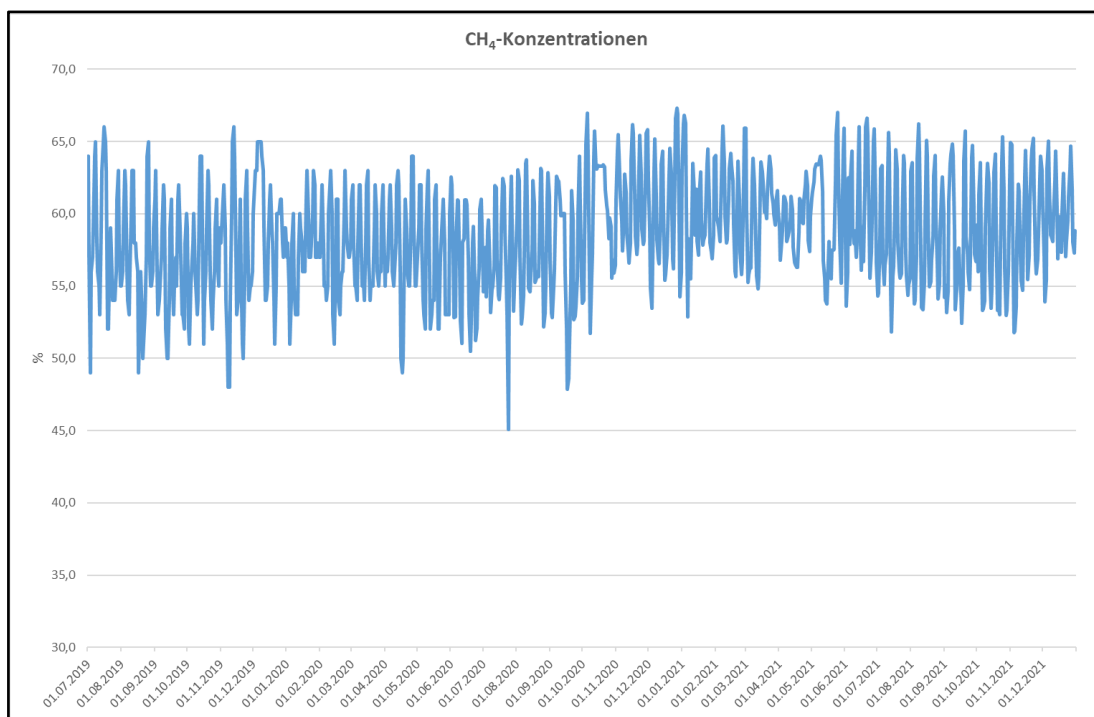
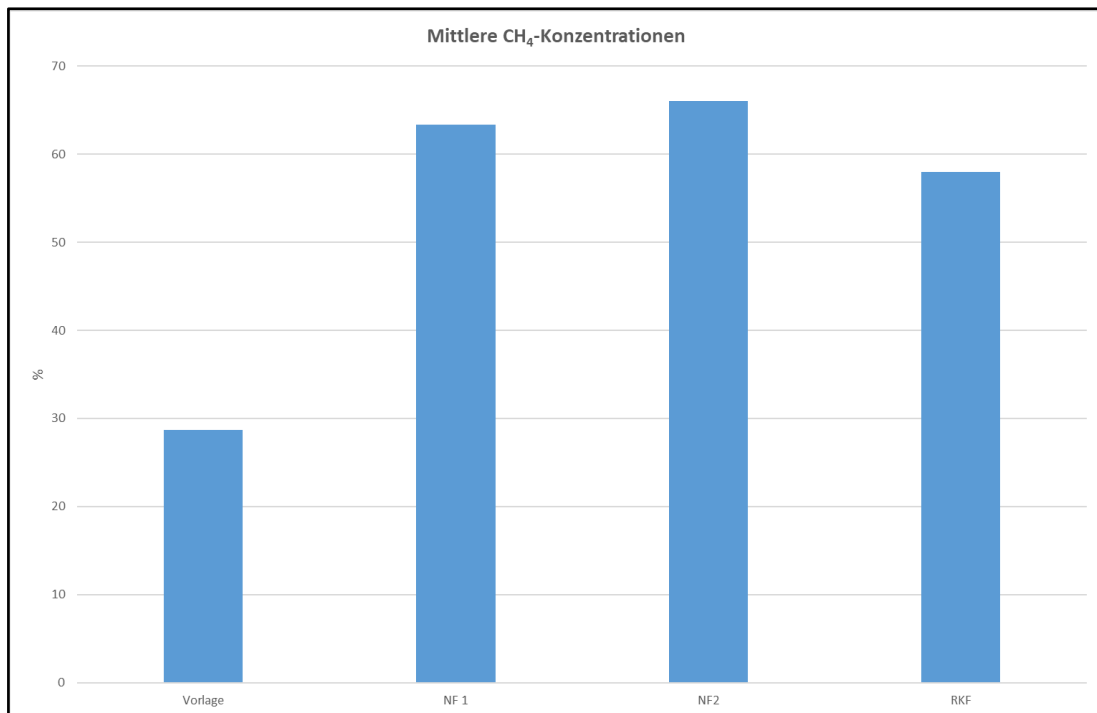


Abbildung 21:  $\text{CH}_4$ -Konzentrationen im Biogas



**Abbildung 22: CH<sub>4</sub>-Konzentrationen im Biogas von Vorlagebehälter, Nachfermenter und Rührkesselfermenter (Mittelwerte)**

### 4.3.3 Untersuchung des Abbauprozesses

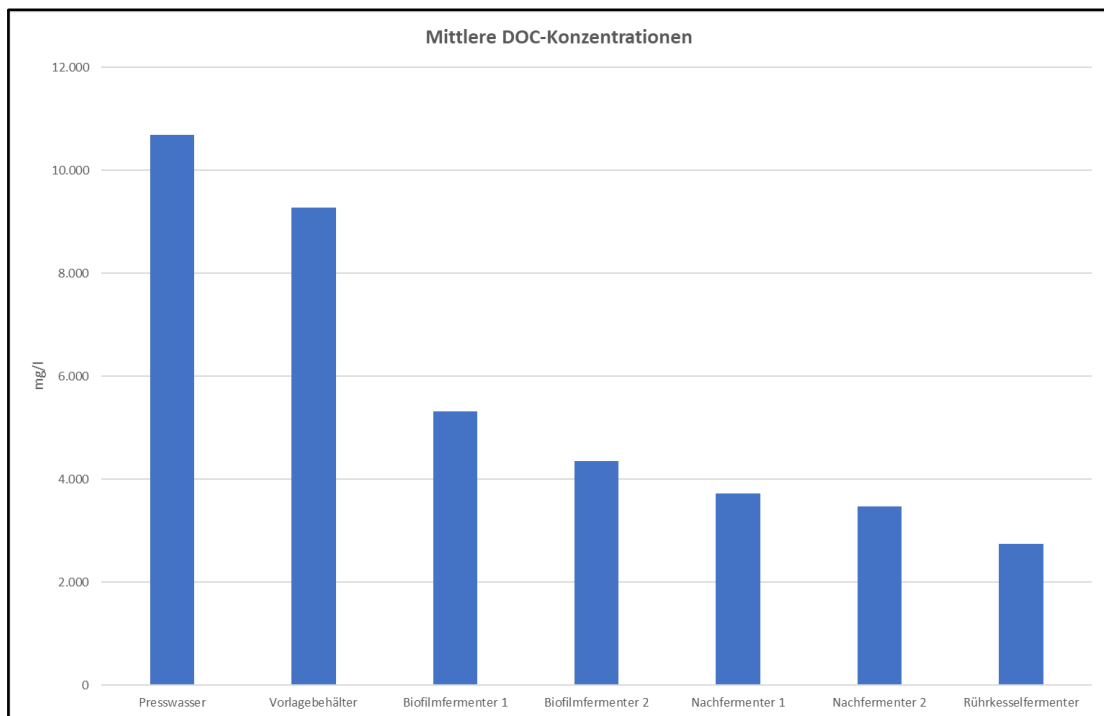
Die pro Mg Abfall erzeugte Biogasmenge ist im Wesentlichen von 2 Prozessschritten abhängig:

- der Auswaschung von leicht abbaubarem DOC in der Presse und dessen Austrag über das Presswasser
- dem eigentlichen Biogasprozess, d. h., der Umwandlung der DOC-Fracht in Biogas

Nach den vorliegenden Ergebnissen ist davon auszugehen, dass der eigentliche Biogasprozess stabil verläuft und nur noch geringe Optimierungspotenziale bestehen. Während der bisherigen Betriebsphase lag die über das Presswasser dem anaeroben Prozess zugeführte DOC-Fracht bei durchschnittlich ca. 1.920 kg pro Woche. Davon wurden im Mittel ca. 1.400 kg DOC abgebaut, das entspricht einem Anteil von ca. 73 %. Pro kg abgebauten DOC wurden ca. 3,2 m<sup>3</sup> an Biogas erzeugt. Dies liegt über dem stöchiometrisch errechneten Wert von ca. 2 m<sup>3</sup>/kg. Dies bedeutet, dass neben dem gelöst vorliegenden DOC noch weitere partikulär vorliegende organische Stoffe zu Biogas umgesetzt werden. Aufgrund der bezogen auf den DOC guten Gasproduktion

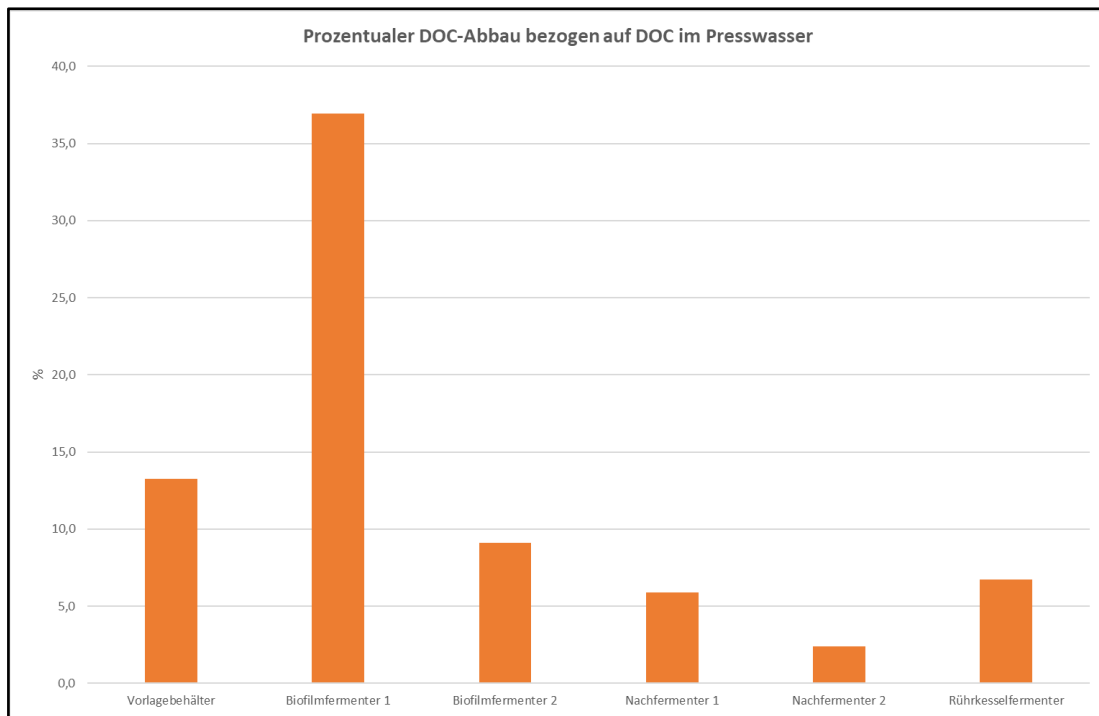
ist davon auszugehen, dass eine Erhöhung der Biogasproduktion im Wesentlichen durch Maßnahmen im Bereich der Presse, nicht jedoch im Bereich des Anaerobprozesses erreicht werden kann.

Dies wird auch durch die in den jeweiligen Reaktoren gemessenen DOC-Konzentrationen bestätigt. So findet nach den beiden Biofilmfermentern nur noch ein geringer Abbau des DOC statt, wobei dieser im Rührkesselfermenter nochmal geringfügig steigt. Resultierend aus der Animpfung über die Zugabe von Gärrest erfolgt bereits in dem Vorlagebehälter ein Abbau.



**Abbildung 23: DOC-Konzentrationen im Presswasser sowie in den Reaktoren**

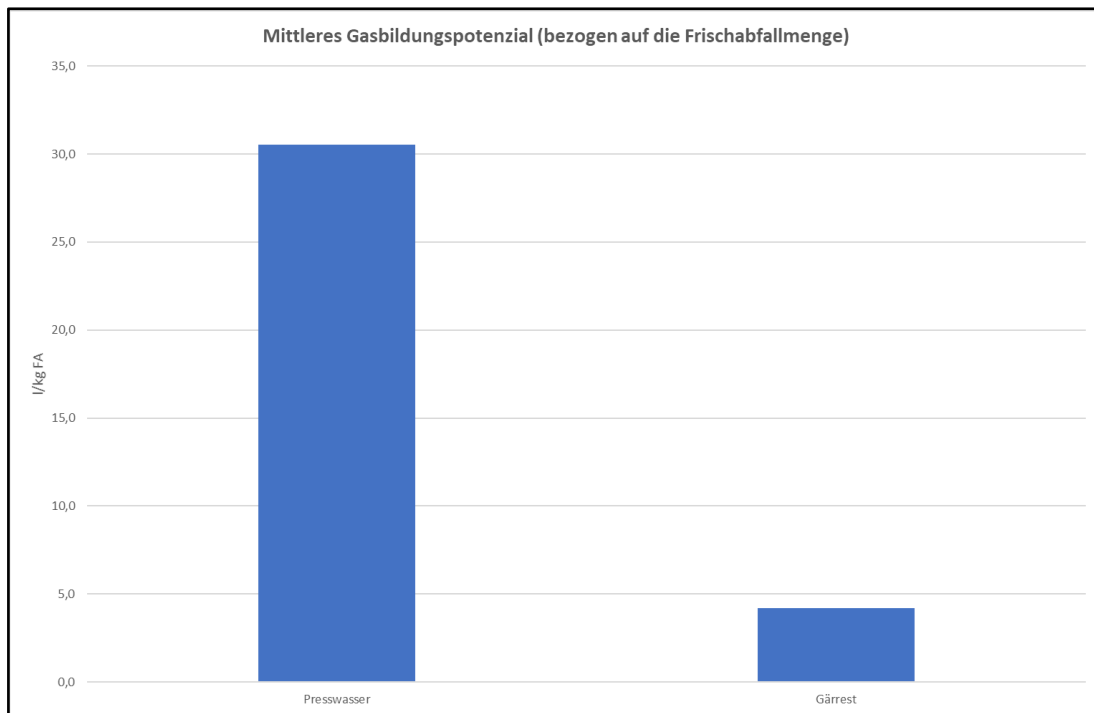
Wie der nachfolgenden Abbildung zu entnehmen ist, werden ca. 50 % der DOC-Fracht im Vorlagebehälter und dem Biofilmfermenter 1 abgebaut. Im Biofilmfermenter 2 werden dann nochmal ca. 10 % des im Presswasser enthaltenen DOC abgebaut. In den nachfolgenden Fermentern liegt der Abbau bei ca. 2 bis 7 % (bezogen auf DOC im Presswasser).



**Abbildung 24: Prozentualer DOC-Abbau in den Fermentern**

Zur Beurteilung, inwieweit der biologische Abbau auch abgeschlossen wurde, erfolgten Untersuchungen zum Gasbildungspotential (Untersuchung von jeweils 6 Proben). Zur besseren Vergleichbarkeit wurde das im Presswasser bzw. Gärrest enthaltene Biogaspotential auf die dazugehörige Frischabfallmenge bezogen.

Gemäß den Analysen wurde das Gasbildungspotential des Presswassers von ca. 31 l/kg Frischabfall auf ca. 4 l/kg Frischabfall im Gärrest reduziert. Dies entspricht einer Reduktion von ca. 87 %. Auch dies zeigt, dass im Bereich des Biogasprozesses nur noch geringe Optimierungspotenziale bzgl. des Gasertrages bestehen.

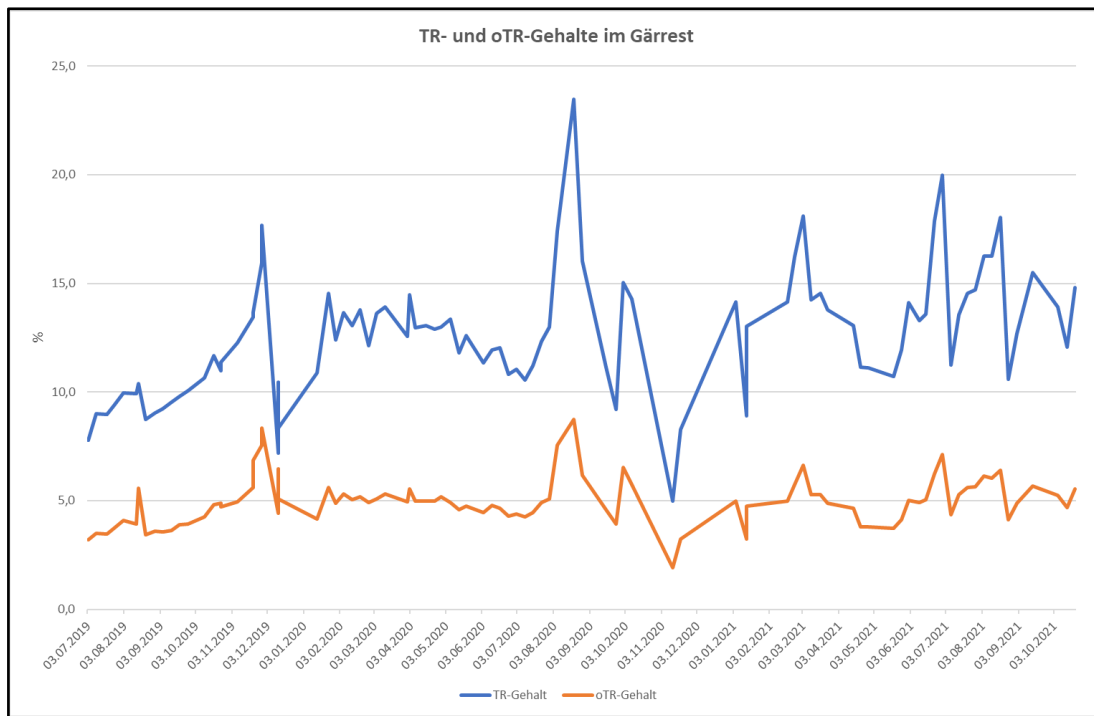


**Abbildung 25: Mittleres Gasbildungspotenzial von Presswasser und Gärrest (bezogen auf Frischabfallmenge)**

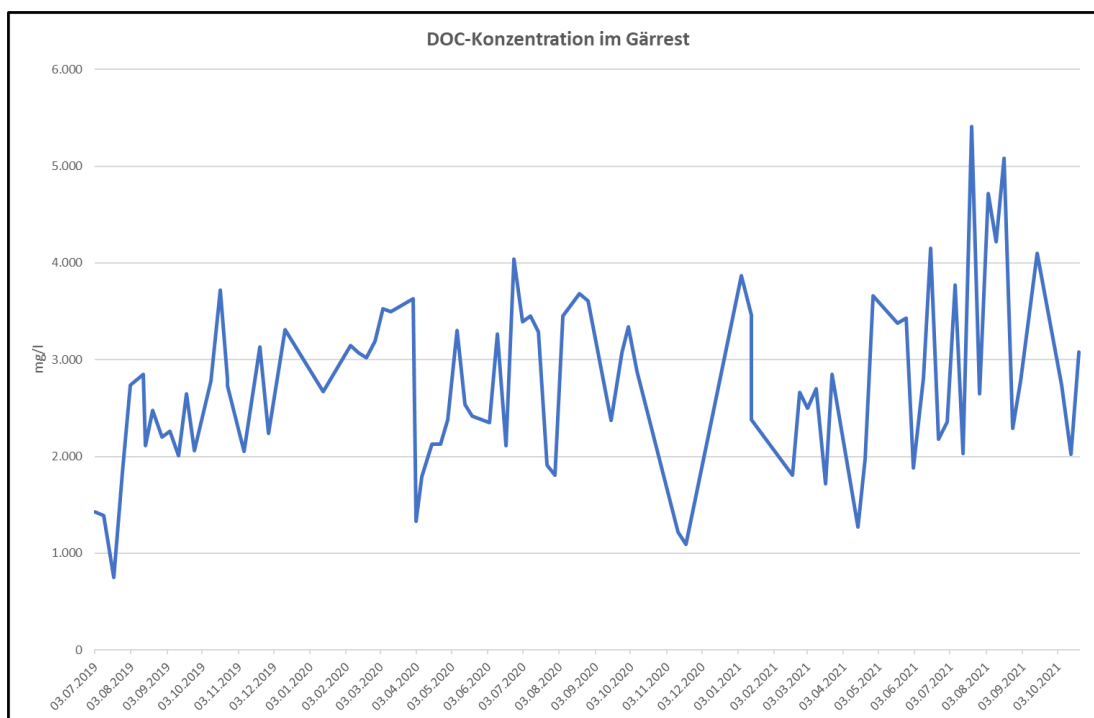
#### 4.3.4 Beschaffenheit des Gärrestes

Der gesamte Gärrest wurde während der bisherigen Betriebszeit von ca. 2,5 Jahren über die Presse in den Prozess zurückgeführt. Es fiel kein überschüssiger Gärrest an, der hätte entsorgt werden müssen. Die im Vorfeld geäußerte Befürchtung, dass es bei einer kompletten Kreislaufführung des Gärrestes zu Prozesshemmungen aufgrund von z. B. erhöhten Ammonium- bzw. Ammoniakkonzentrationen kommen könnte, bestätigten sich nicht. Während des bisherigen Betriebes ist es gelungen, den Prozess abwasserfrei zu betreiben.

Trotzdem werden nachfolgend wesentliche Parameter zur Gärrestzusammensetzung dargestellt. Die Abbildungen zeigen, dass der Gärrest die überwiegende Zeit einen TR-Gehalt von ca. 15 % hatte. Der oTR-Gehalt lag bei ca. 5 %. Betrachtet man die DOC-Konzentration im Gärrest, so lag diese weitgehend zwischen 2.000 und 4.000 mg/l, im Mittel bei ca. 2.600 mg/l.



**Abbildung 26: TR- und oTR-Gehalte im Gärrest**



**Abbildung 27: DOC-Konzentrationen im Gärrest**

Zusätzlich wurden insgesamt sechsmal das Gasbildungspotenzial des weitgehend flüssigen Gärrestes bestimmt. Dieses lag bei durchschnittlich 6,4 l pro kg Gärrest bzw. 171 l/kg oTM und 43 l/kg TM.

#### 4.3.5 Auswirkungen der Kreislaufführung

Durch die Kreislaufführung des Gärrestes kommt es zu Aufkonzentrierungen, welche den anaeroben Prozess negativ beeinflussen können. Als Ursache für solche Prozesshemmungen kommen grundsätzlich erhöhte Ammonium- bzw. Ammoniak-, Sulfid- und Salzkonzentrationen sowie erhöhte Konzentrationen an organischen Säuren in Betracht (WOLF, 1986, zit. in BÖNING, 2006).

Ammonium bzw. Ammoniak wird neben dem im Substrat vorliegenden Anteil durch den Abbau stickstoffhaltiger Verbindungen, wie z. B. Proteine, freigesetzt. In Form des Ammoniumions dient es den meisten Bakterien der Mischpopulation zur Stickstoffversorgung. Des Weiteren bewirkt es durch die Bildung von Ammoniumhydrogencarbonat u. a. die Pufferkapazität der Gärsuspension und wirkt in Konzentrationen bis zu 1.000 mg/l  $\text{NH}_4\text{-N}$  bei mesophilen Prozessen stabilisierend auf den pH-Wert im Methanreaktor (ATV, 2002). Je höher jedoch die basische Wirkung bzw. je höher die Temperatur des Substrates ist, umso mehr freies Ammoniak entsteht, so dass es bei höheren  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen insbesondere bei thermophilen Prozessen über den überwiegend pH-Wert-abhängigen Anteil an  $\text{NH}_3$  hemmend wirken kann (ATV, 2002).

Es ist bekannt, dass die hemmende Wirkung von Ammoniak von der Adaptionszeit abhängig ist. Durch allmähliche Konzentrationssteigerungen können Werte von 5.000 mg/l  $\text{NH}_4^+$ -Ionen ohne schädlichen Einfluss sein (VAN VELSEN, 1981 zit. in BRAUN, 1982). In adaptiertem Schlamm führten Konzentrationen von bis zu 12.000 mg/l  $\text{NH}_4\text{-N}$  noch nicht zu einer vollkommenen Hemmung der Methanisierung, wobei bei Konzentrationen von ca. 4.000 mg/l bereits Hemmeffekte festzustellen waren. DE BAERE et al. (1984) berichten bei adaptierten Mikroorganismen erst bei Ammoniumkonzentrationen von ca. 30.000 mg/l von Hemmeffekten, wobei die Konzentration von freiem  $\text{NH}_3$  nicht größer als 80 bis 100 mg/l sein darf.



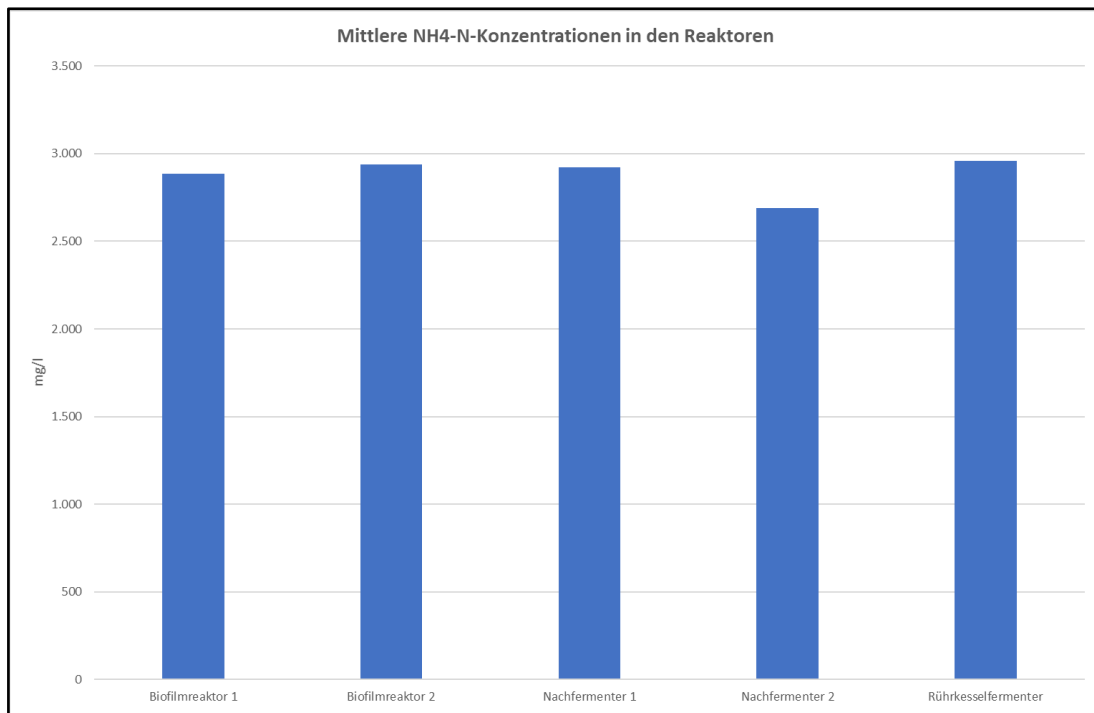


Abbildung 28: Mittlere NH<sub>4</sub>-N-Konzentrationen in den Biogasreaktoren

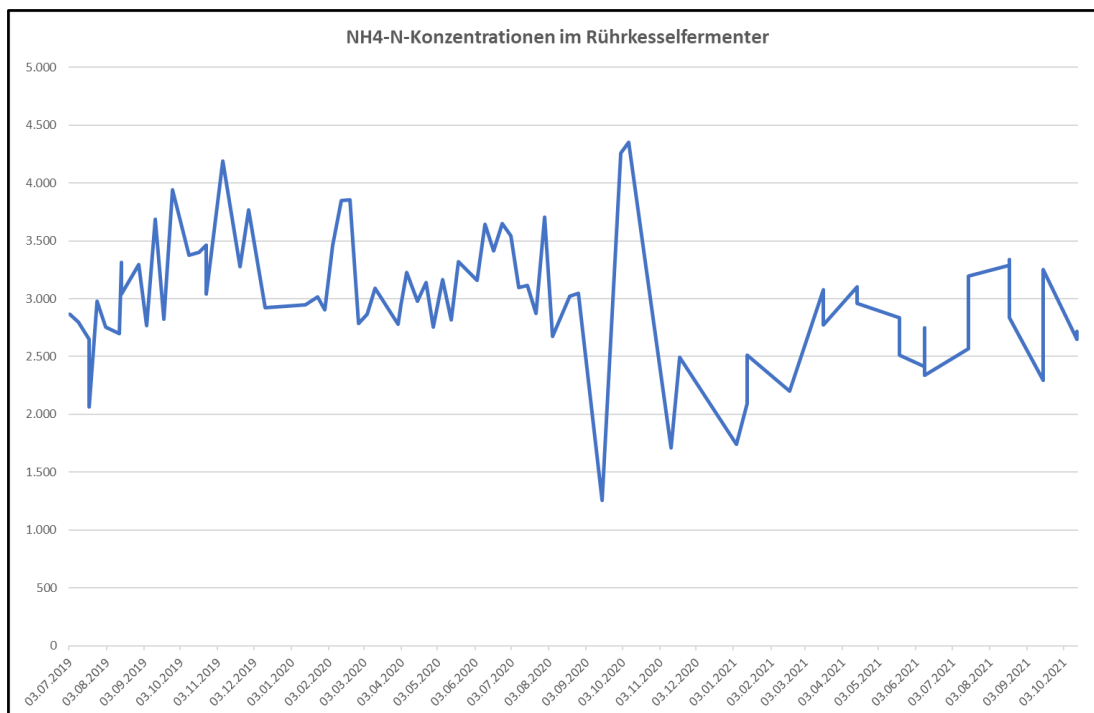


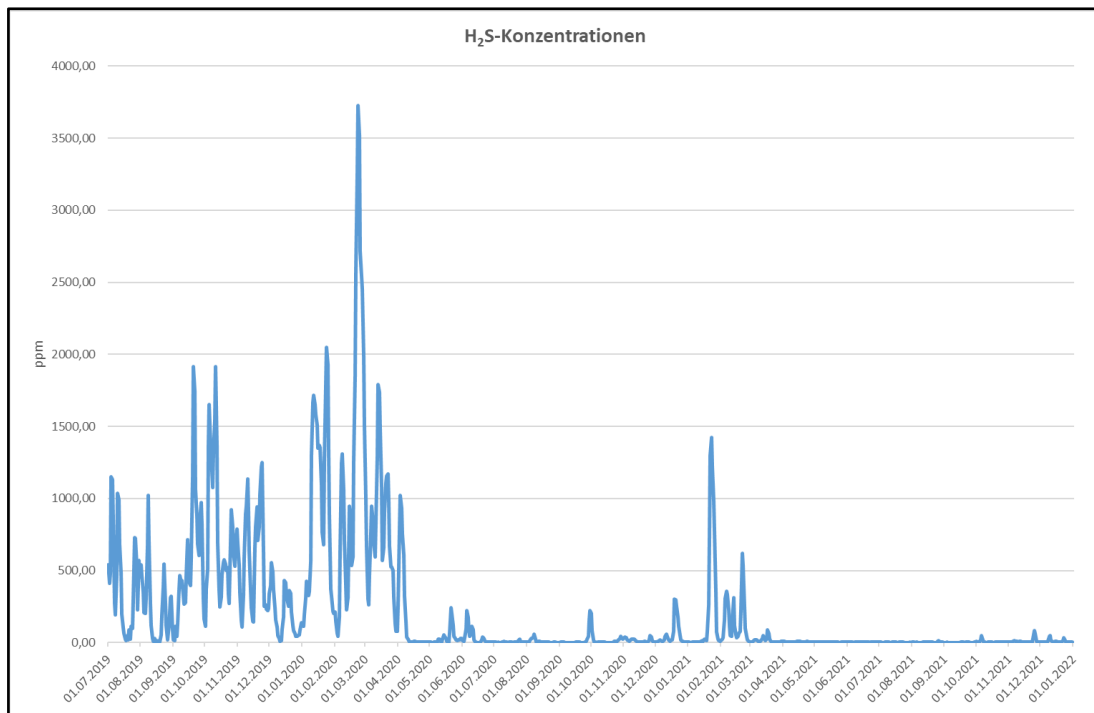
Abbildung 29: NH<sub>4</sub>-N-Konzentrationen im Rührkesselfermenter

Die höchsten NH<sub>4</sub>-N-Konzentrationen wurden im Rührkesselfermenter gemessen. Betrachtet man die Konzentrationen, so lagen diese im Bereich von 1.300 bis 4.300 mg/l. Grundsätzlich sind in diesem Konzentrationsbereich Hemmungen möglich.

Aufgrund der erzeugten Biogasmengen ist jedoch davon auszugehen, dass die Bakterien sich an die Verhältnisse ausreichend adaptiert haben und deshalb nicht gehemmt werden. Da das Ammoniak/Ammonium-Gleichgewicht u. a. eine Temperatur-Abhängigkeit zeigt, erscheint es bei den gemessenen Ammoniumkonzentrationen jedoch nicht sinnvoll, die Reaktoren in einem thermophilen Temperaturbereich zu betreiben, da der Anteil des als Ammoniak vorliegenden Stickstoffs bei höheren Temperaturen zunimmt. Bei höheren Temperaturen ist das Gleichgewicht auf die Seite des Ammoniaks verschoben, weshalb es bei thermophilen Prozessen verstärkt zu Prozesshemmungen durch freies Ammoniak kommen kann (LENKEIT, PFEIFFER, 1994). Bei pH-Werten von durchschnittlich ca. 7,5 liegen bei mesophiler Betriebsweise ca. 5 % und bei thermophiler Betriebsweise ca. 15 % des Ammoniaks als freies Ammoniak vor.

Für die Toxizität von Schwefelverbindungen ist der Gehalt an freiem gelösten Schwefelwasserstoff maßgeblich, wobei der Anteil des freien Schwefelwasserstoffs am gesamten gelösten Sulfid vom pH-Wert und in geringem Umfang von der Temperatur abhängig ist. So liegen bei einem pH-Wert von 7,0 ca. 50 % und bei einem pH-Wert von 7,5 ca. 25 % des gesamten gelösten Sulfids als Schwefelwasserstoff vor. Schwefelwasserstoff ( $H_2S$ ) entsteht sowohl durch Hydrolyse organischer Schwefelverbindungen (z. B. die Aminosäuren Cystein und Methionin) als auch durch Reduktion anorganischer Schwefelverbindungen (Sulfat, Sulfit oder elementarer Schwefel). Bei der Vergärung von Abwässern und Abfällen wird der Schwefelwasserstoff zumeist aus Sulfat gebildet.

Der inhibitorische Effekt von Schwefelwasserstoff ist ebenfalls von der Adaptionszeit abhängig. So wirken nach vorhergehender Adaption erst Schwefelwasserstoff-Konzentrationen von 600 mg/l bzw. 6 % im Biogas als toxisch, wobei die toxische Grenze des gelösten Sulfids in Abhängigkeit vom pH-Wert, der Gasbildungsrate sowie der Beladung variabel ist (SPEECE et al., 1983 zit. in SCHERER; 1989). Nach ISA et al. (1986) wirken nach einer Adaption erst Konzentrationen von ca. 1.000 mg/l hemmend auf die Methanogenese.



**Abbildung 30: H<sub>2</sub>S-Konzentrationen im Biogas**

Die im Biogas gemessenen H<sub>2</sub>S-Konzentrationen lagen normalerweise unter 2.000 ppm. Prozesshemmungen durch erhöhte Schwefelwasserstoffkonzentrationen können damit ausgeschlossen werden. Nachdem im Frühjahr 2020 die Anlage zur Dosierung von Eisenhydroxid nachgerüstet wurde, haben sich die H<sub>2</sub>S-Konzentrationen nochmal deutlich reduziert.

Die Nachrüstung erfolgte, um durch H<sub>2</sub>S hervorgerufene Korrosionserscheinungen innerhalb des BHKWs und des Abgaskatalysators zu verhindern, nicht jedoch wegen möglicher mikrobiologischer Hemmungserscheinungen.

### 4.3.6 Sandabtrennung

Die nachfolgenden Abbildungen zeigen die wöchentlich entnommenen Sandmengen:

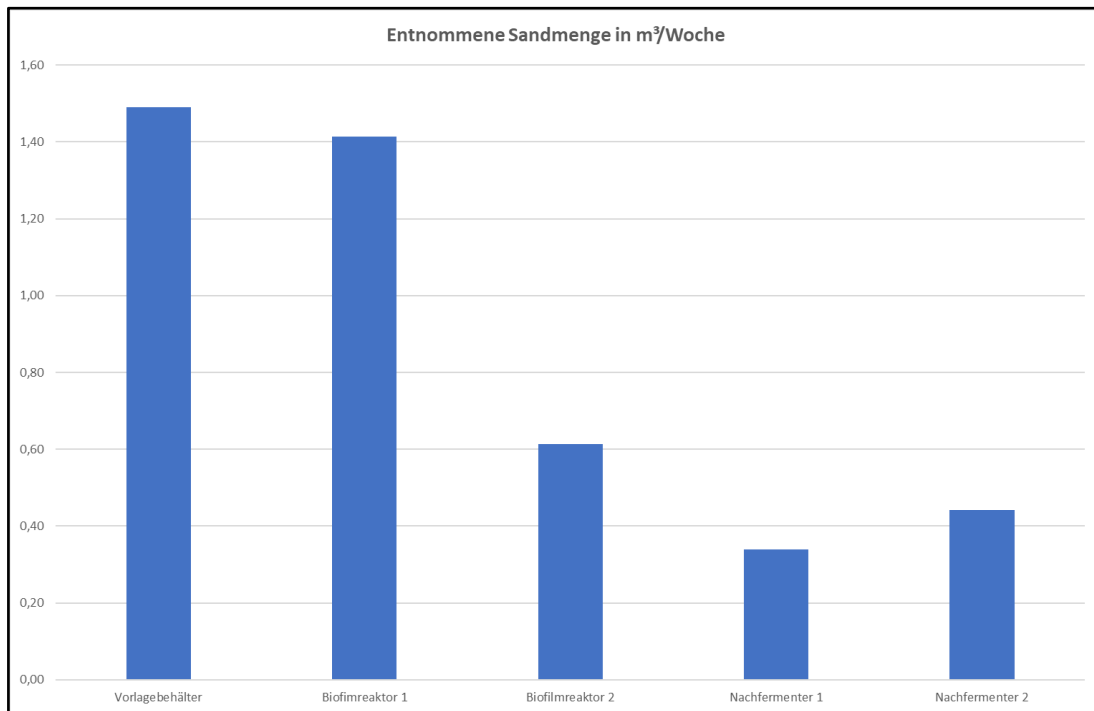


Abbildung 31: Entnommene Sandmengen

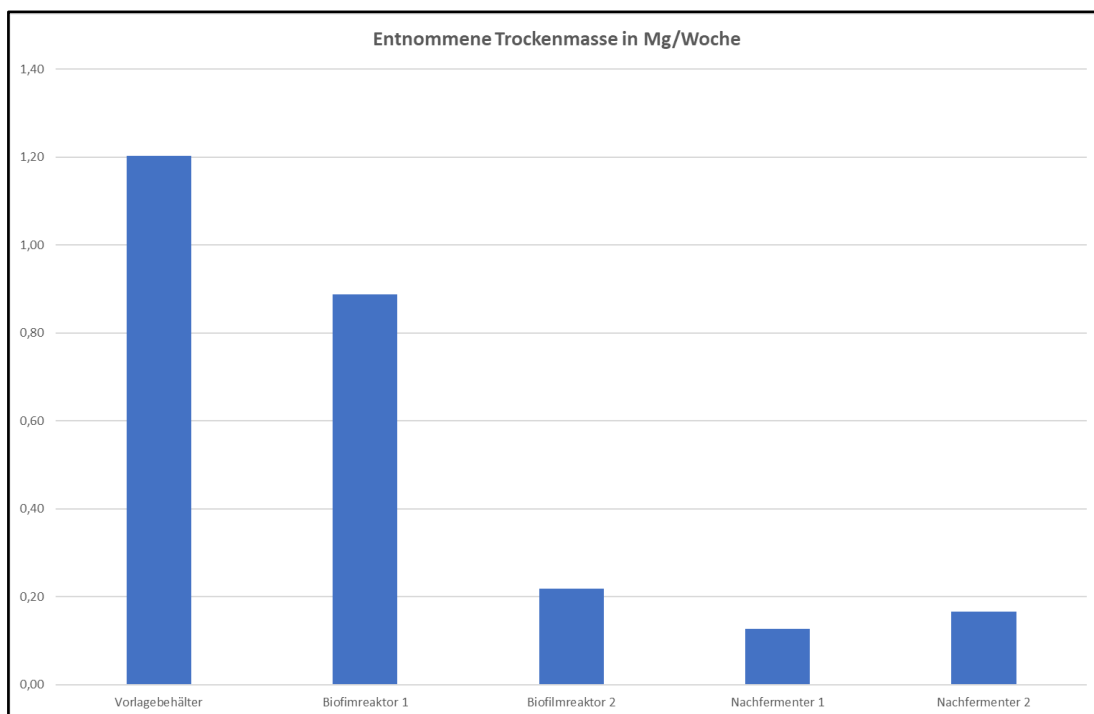
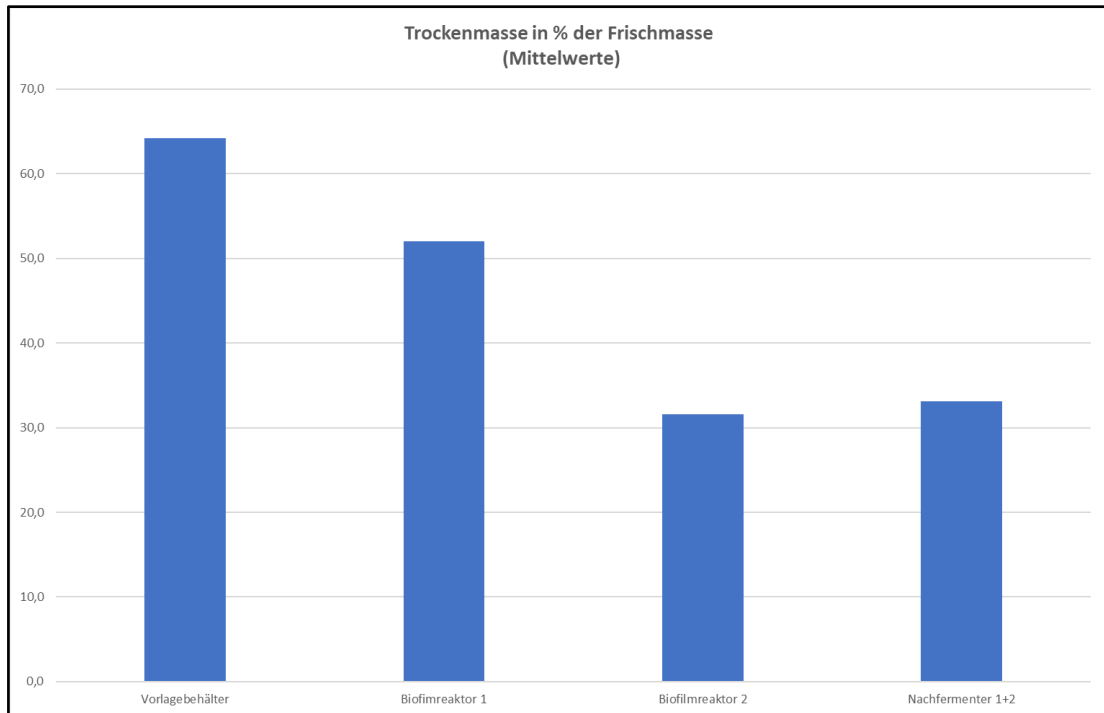


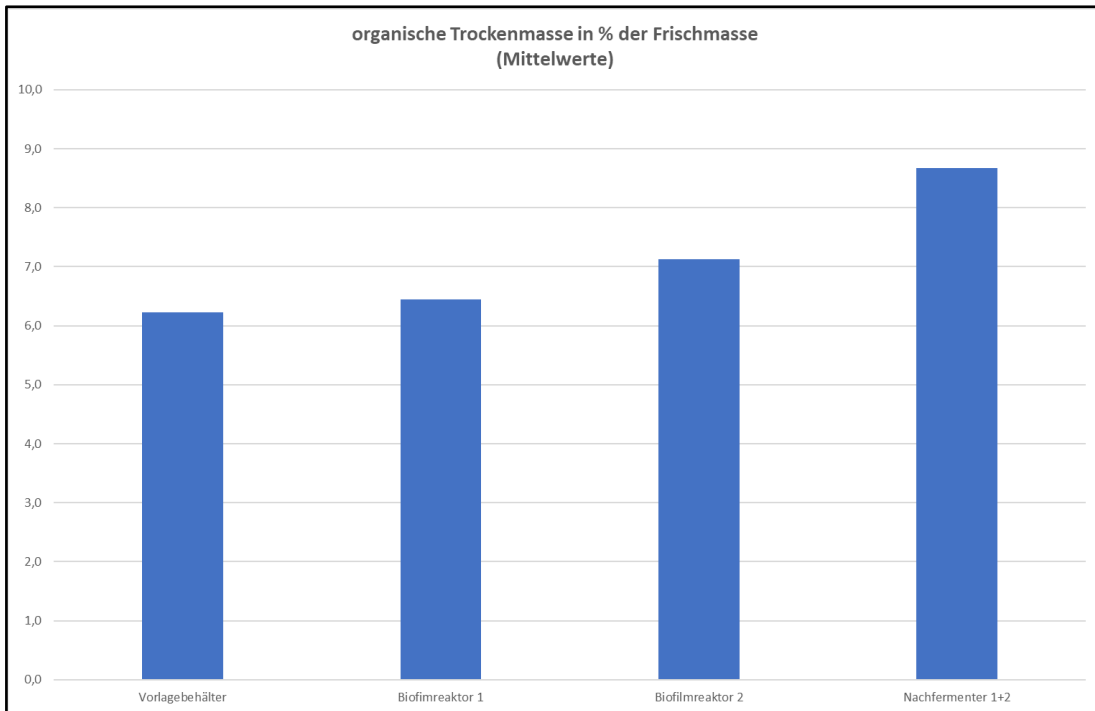
Abbildung 32: Entnommene Trockenmassen

Wie zu erwarten, fielen die größten Mengen an Sand im Vorlagebehälter sowie im Biofilmfermenter 1 an. In den anschließenden Anlagenstufen reduzierten sich die Sandmengen doch deutlich.

Betrachtet man die prozentualen Gehalte an Trockenmasse bzw. organischer Trockenmasse so fällt auf, dass die Sande in den vorderen Reaktoren weitgehend mineralisch und in den anschließenden Reaktoren zu einem höheren Prozentsatz organisch sind.

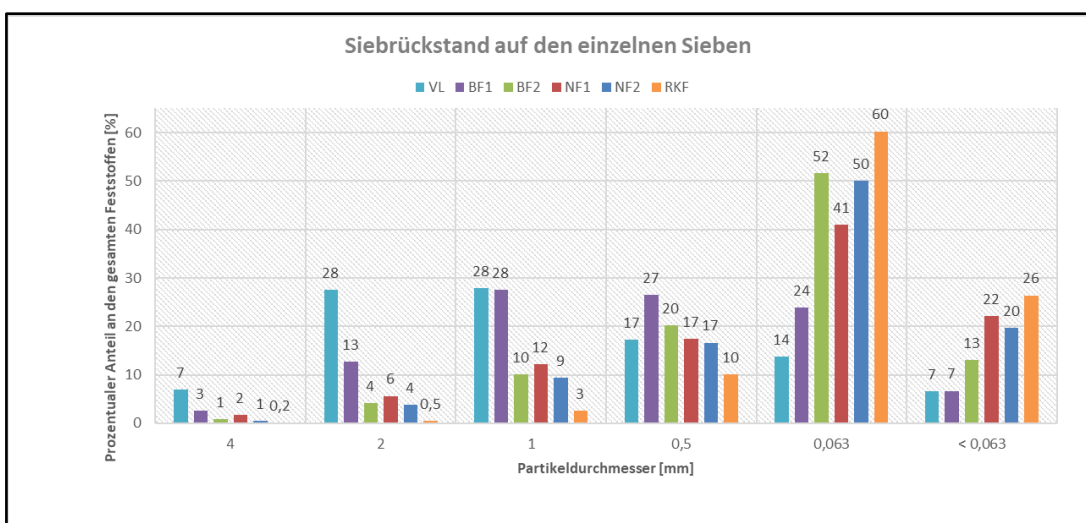


**Abbildung 33: Prozentuale Trockenmassen in den entnommenen Sanden**



**Abbildung 34: Prozentuale organische Trockenmasse in den entnommenen Sanden**

Eine Analyse der Korngrößen der entnommenen Sande ergab, dass in den Vorlagebehältern und dem Biofilmfermenter 1 sich gröberes Material am Reaktorboden absetzt. So waren im Vorlagebehälter 80 % des Sandmaterials größer 0,5 mm. Im Biofilmfermenter 1 lag dieser Anteil bei 71 %. In den anderen Reaktoren hatten dagegen mehr als 50 % des Sandes eine Korngröße kleiner 0,5 mm. Im Rührkesselfermenter waren dies 86 %.



**Abbildung 35: Korngrößen der entnommenen Sande**

Eine Analyse der Siebrückstände ergab, dass es sich bei dem Sand aus dem Vorlagebehälter sowie aus dem Biofilmfermenter 1 weitgehend um mineralisches Material handelt. Bei den nachfolgenden Fermentern ist das entnommene Material zu einem wesentlichen Anteil organisch. Dies gilt bereits für den Siebrückstand mit einer Korngröße > 4 mm.

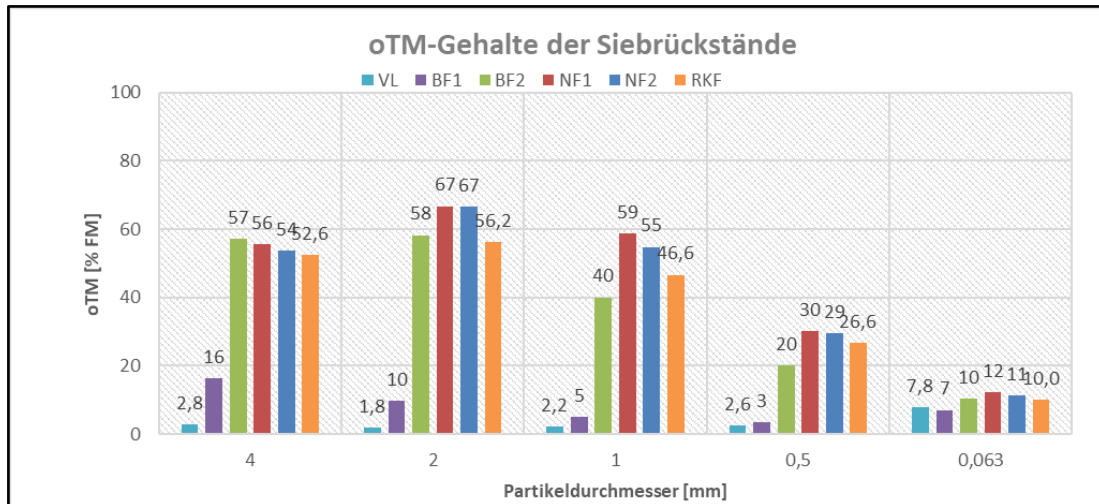


Abbildung 36: oTM-Gehalte der Siebrückstände

Eventuell könnte durch eine Sandabscheidung aus dem Presswasser die mineralische Sandfracht bereits vor den Vorlagebehältern reduziert werden, wobei die räumlichen Möglichkeiten hier begrenzt sind.

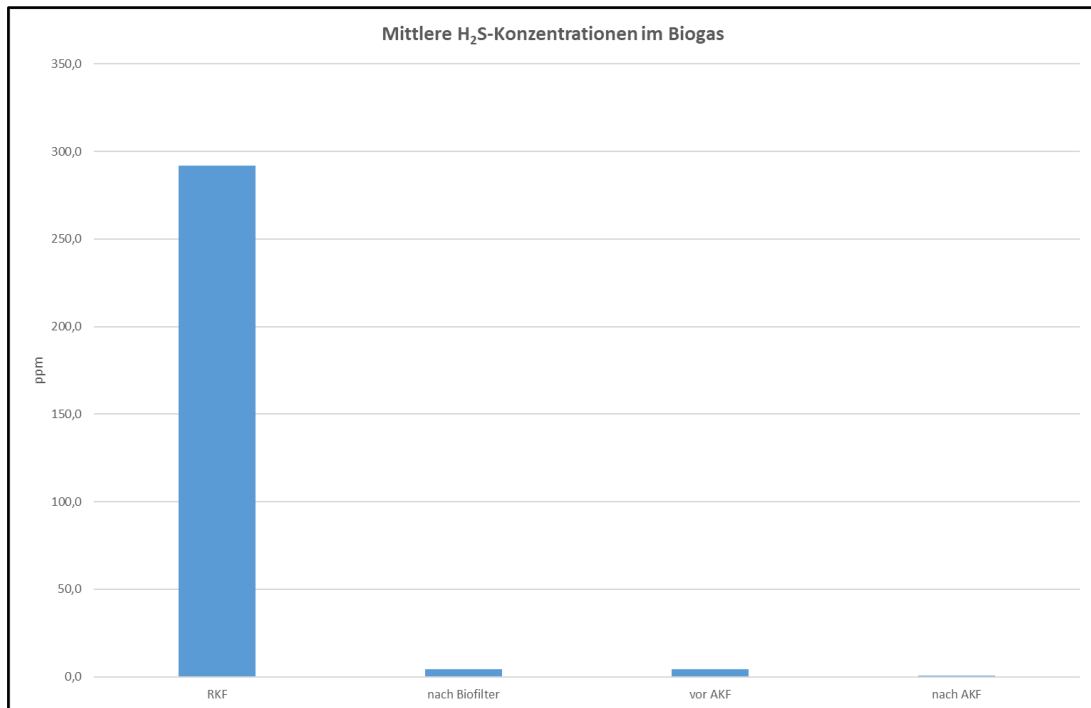
## 4.4 Weitere Untersuchungen

### 4.4.1 H<sub>2</sub>S-Reduzierung

Wie vorne beschrieben wurde bereits während der Inbetriebnahme der Anlage eine Dosierung von Eisenhydroxid zur Reduzierung der H<sub>2</sub>S-Konzentrationen im Biogas nachgerüstet. Das Eisenhydroxid wird dabei mengenproportional zur Drehzahl der Presswasserpumpe zudosiert.

Das Biogas aus den verschiedenen Reaktoren wird im Rührkesselfermenter unterhalb des sogenannten ECO-Covers gesammelt. Bei dem ECO-Cover handelt es sich um ein textiles Filter, in welchem durch Bakterien eine Reduzierung der H<sub>2</sub>S-Konzentrationen erfolgt. Das Biogas durchströmt das im Kopfbereich des Rührkesselfermenters angebrachte ECO-Cover und gelangt über eine Gasleitung zum

Biofilter. Vom Biofilter gelangt das Gas in den Gasspeicher. Vor der Nutzung des Biogases im BHKW erfolgt eine weitergehende Reinigung in einem Aktivkohlefilter.



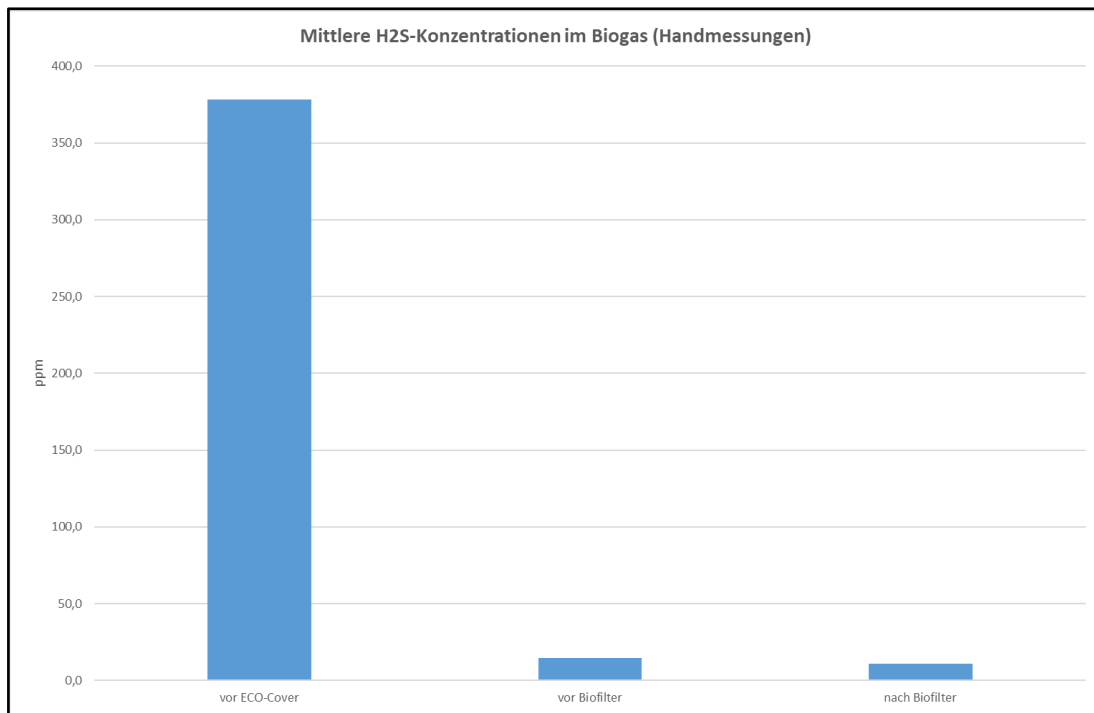
**Abbildung 37: Mittlere H<sub>2</sub>S-Konzentrationen im Biogas**

Wie in der Abbildung 36 zu erkennen, wird H<sub>2</sub>S-Konzentrationen in den beiden Behandlungsstufen ECO-Cover und Biofilter zu über 98 % reduziert.

Zur Überprüfung der Rückhalteleistung der einzelnen Biogasaufbereitungsstufen wurden zusätzlich „Handmessungen“ durchgeführt.

Die Ergebnisse zeigen, dass durch das ECO-Cover im Mittel 96 % und durch das Biofilter nochmal 25 % des nach dem ECO-Cover im Biogas enthaltenen H<sub>2</sub>S zurückgehalten werden. Der gesamte Rückhaltegrad von ECO-Cover und Biofilter lag bei 97 %.





**Abbildung 38: Mittlere H<sub>2</sub>S-Konzentrationen im Biogas (Handmessungen)**

#### 4.4.2 Abtrennung von Schwimmstoffen

Während des Betriebs fallen regelmäßig Schwimmschlamm und Schwimmstoffe in relevanten Mengen an. Der Schwimmschlamm wird dabei vermutlich durch die biologischen Prozesse in Verbindung mit Inhaltsstoffen wie u. a. Proteinen gebildet. Bei den Schwimmstoffen handelt es sich u. a. um Styropor, welches über die Abfälle in den Prozess eingetragen wird.

Die Entnahme dieser Schwimmstoffe war ursprünglich nur mit einer Teilabsenkung des Füllvolumens möglich. Um die Schwimmschlamm-entnahme zu erleichtern, wurde der im Jahr 2021 nachgerüstete zusätzliche Vorlagebehälter mit einer Abzugseinrichtung für Schwimmschlamm und Schwimmstoffe versehen.

Inwieweit der neue Vorlagebehälter zu einer Verbesserung bei Entnahme von Schwimmstoffen führt, muss der weitere Betrieb noch zeigen.

#### 4.4.3 Alternatives Wassermanagement

Vor Inbetriebnahme der Anlage konnte zumindest nicht ausgeschlossen werden, dass bei einer Rückführung des gesamten anfallenden Gärrestes in die Vergärungsstufe Prozesshemmungen aufgrund von u. a. erhöhten Ammonium- bzw. Ammoniakkonzentrationen auftreten. Um eine ausreichende Senke zu schaffen, hätte

in diesem Fall ein Teil des Gärrestes dem Prozess entnommen werden müssen. Dieser überschüssige Gärrest hätte dann eventuell für die Bewässerung der Rotte eingesetzt werden können. Im Gegenzug wären vermehrt Prozesswasser oder sonstige weniger belastete Betriebswässer für die Auswaschung der organischen Bestandteile der Schneckenpresse zugegeben worden.

Während der wissenschaftlich begleiteten Betriebsphase zeigte sich nun, dass zwar durchaus hohe Konzentrationen u. a. von Ammonium auftreten, diese jedoch bei mesophiler Betriebsweise nicht zu Hemmungen führen. Aufgrund des höheren Wassergehaltes des Presskuchens im Vergleich zu dem der Presse zugeführten Frischabfall (< 60 mm) reicht die über den Presskuchen gebildete Stoffsenke aus, um die Konzentrationen in den Reaktoren nicht weiter steigen zu lassen. Eine Entnahme von Gärrest ist somit nicht erforderlich. Der Gärrest kann komplett im Kreislauf gefahren werden.

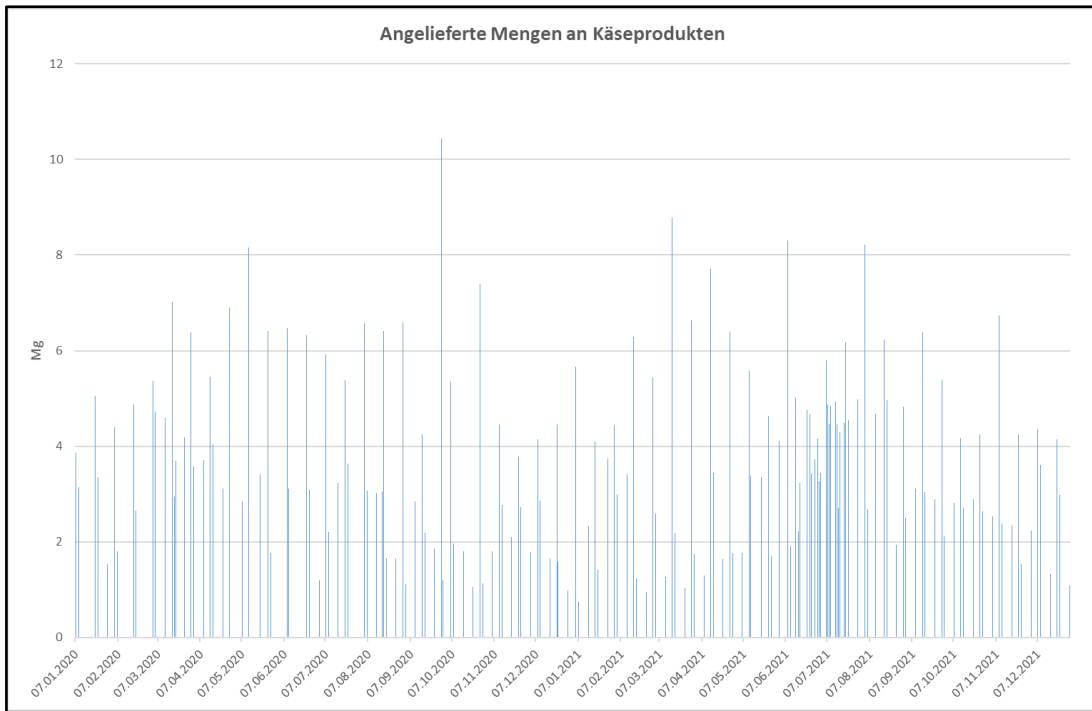
Ein alternatives Wassermanagement ist somit nicht erforderlich. Ein Einsatz von Gärrest mit vergleichsweise hohen Fest- und Stickstoffbelastungen hätte voraussichtlich auch zu Betriebsproblemen im Bereich der Rotte geführt. (Verstopfungen im Bewässerungssystem, hohe Ammoniakgehalte in der Rotteluft).

#### **4.4.4 Einsatz von Co-Substraten**

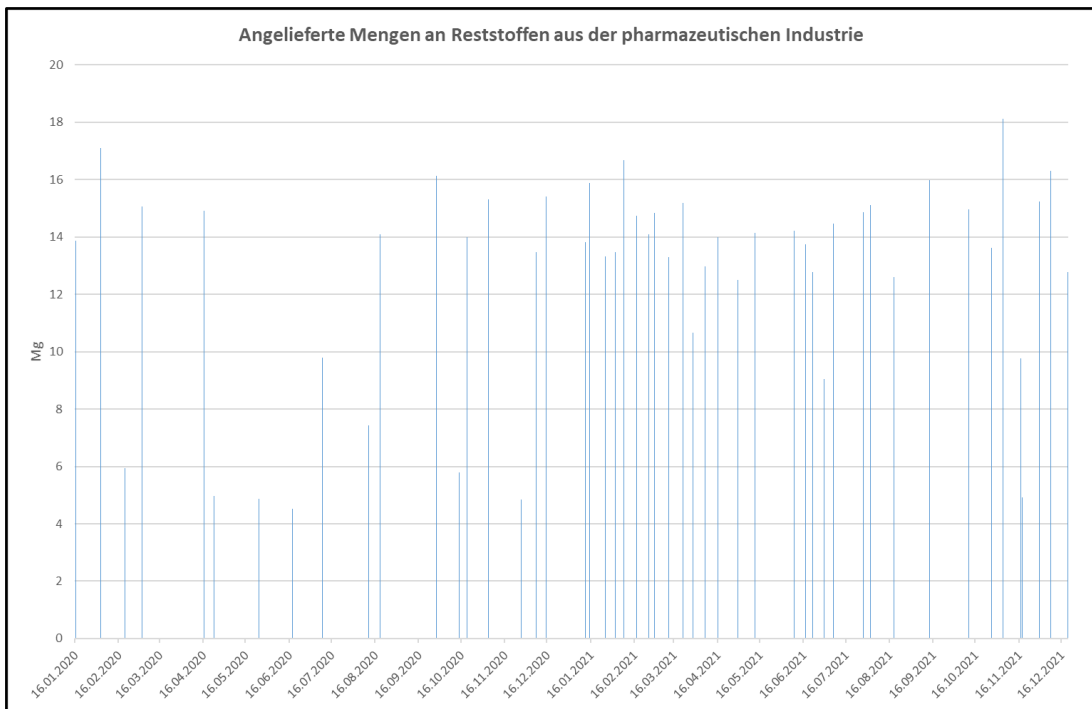
Während der gesamten Betriebszeit wurden zusätzlich zwei verschiedene Co-Substrate angenommen. Dabei handelte es sich zum einen um abgelaufene Milch- bzw. Käseprodukte, die mit der Verpackung angeliefert wurden. In den Jahren 2020 und 2021 wurden insgesamt 615 Mg in insgesamt 163 Chargen angeliefert. Durchschnittlich wurden damit 5,9 Mg pro Woche dem Abfall beigemischt. Dies entspricht etwa 2,1 % der der Schneckenpresse zugeführten Abfallmenge.

Bei dem anderen Co-Substrat handelt es sich um einen Reststoff aus der pharmazeutischen Industrie. Von diesem Material wurden in den Jahren 2020 und 2021 insgesamt 636 Mg in insgesamt 50 Chargen angeliefert. Daraus ergibt sich eine wöchentliche Menge von 6,4 Mg. Der Anteil am gesamten der Schneckenpresse zugeführten Anteil lag bei 2,3 %.

Insgesamt betrug die zugegebene Co-Substratmenge somit 4,4 % des Abfallinputs der Presse.



**Abbildung 39** Angelieferte Menge an Käseprodukten (Co-Substrate)



**Abbildung 40:** Angelieferte Mengen an Reststoffen aus der pharmazeutischen Industrie (Co-Substrate)

**Tabelle 5: Qualitätsparameter der Co-Substrate**

Co-Substrat	TR-Gehalt	oTR-Gehalt
	%	% von FM
Reststoffe aus der Käseproduktion	46	43
Reststoffe aus der pharmazeutischen Industrie	48	9

Eine wesentliche Frage bestand darin, wieviel Biogas durch die zugeführten Co-Substrate erzeugt wurde. Dabei waren die beiden Co-Substrate separat zu betrachten. Bei den Reststoffen aus der Käseproduktion handelt es sich weitgehend um ein organisches Material. Aufgrund der Konsistenz ist davon auszugehen, dass diese Rückstände weitgehend in das Presswasser gelangen und die enthaltenen organischen Stoffe im anaeroben Prozess zu Biogas umgesetzt werden. Eine genaue Quantifizierung unter Betriebsbedingungen war im Rahmen des Projektes jedoch nicht möglich.

Die Reststoffe aus der pharmazeutischen Industrie sind zu einem wesentlichen Anteil anorganisch. Außerhalb dieses Projektes durchgeführte Laboruntersuchungen mit einer zur großtechnischen Schneckenpresse vergleichbaren Laborpresse ergaben, dass die pharmazeutischen Co-Substrate weitgehend über den Presskuchen ausgetragen werden. ES wird empfohlen, diese Materialien zukünftig direkt der Rotte zuzuführen, da durch dieses Material kein relevanter zusätzlicher Gasertrag zu erwarten ist.

#### 4.4.5 Abwärmenutzung zur Trocknung

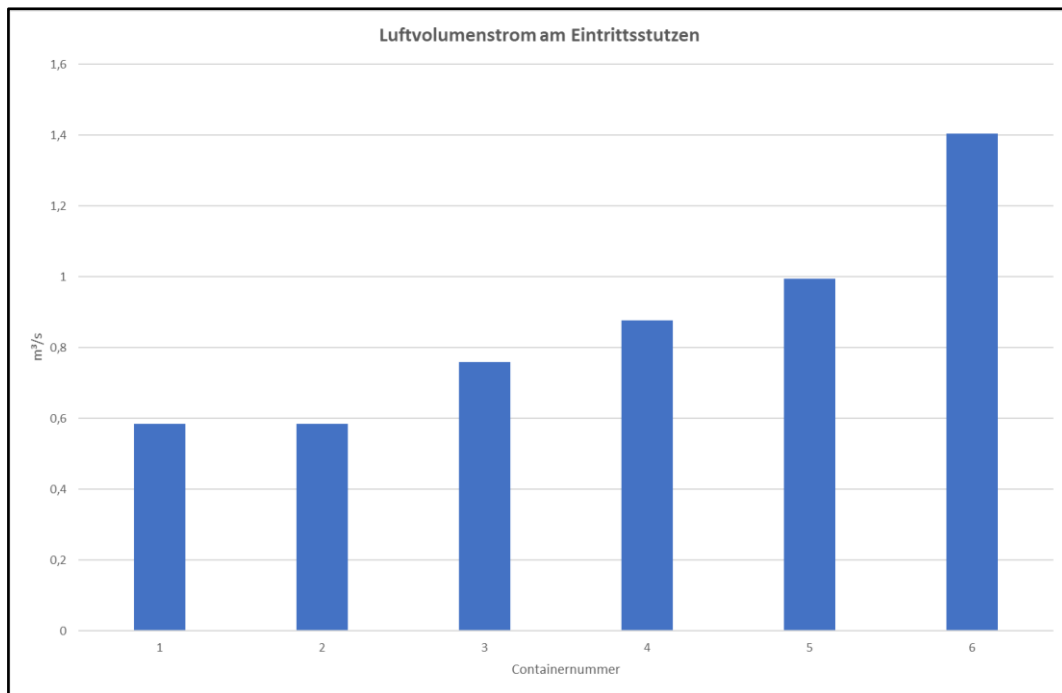
Das in den anaeroben Reaktoren erzeugte Biogas wird in einem BHKW in elektrische Energie und Wärme umgesetzt. Da die erzeugte Wärme nicht durchgängig benötigt wird, besteht die Möglichkeit, überschüssige Wärme für die Trocknung von abgetrennten Ersatzbrennstoffen (EBS) einzusetzen. Die Trocknung erfolgt derzeit in 6 offenen Containern, welche über einen Düsenboden belüftet werden.



**Abbildung 41: Halle mit Trocknungscontainern (3 der 6 Plätze besetzt)**

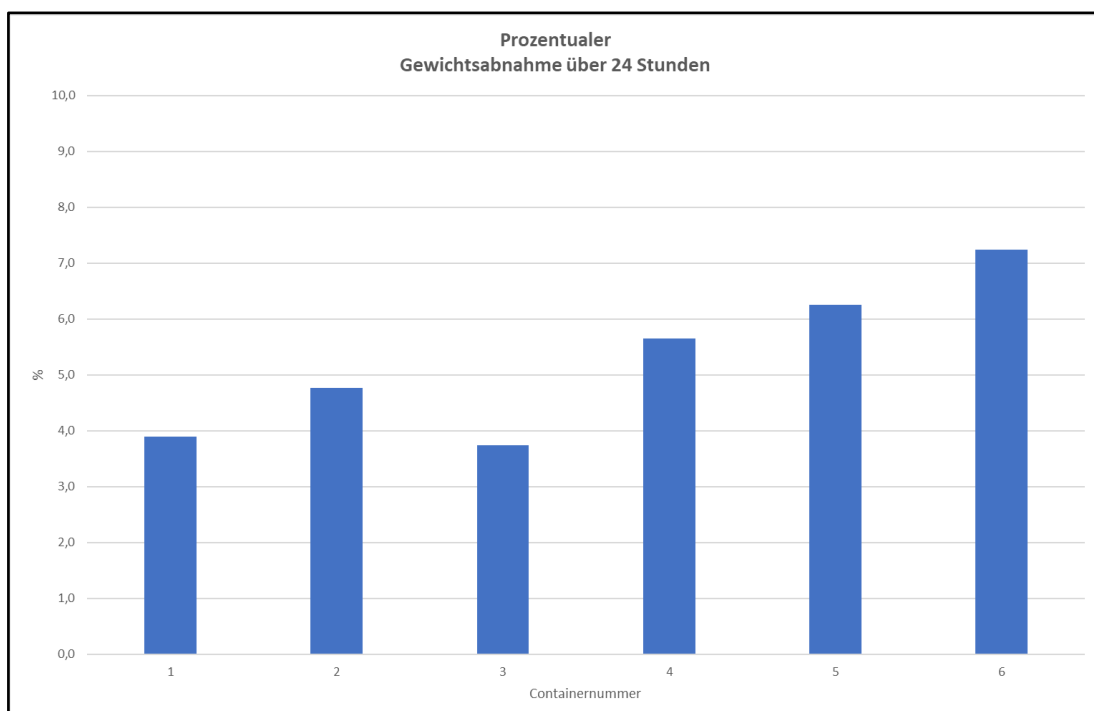
Die Trocknungsluft wird über einen Wärmetauscher mit der Abwärme des BHKWs aufgeheizt. Falls keine Abwärme zur Verfügung steht, erfolgt die Trocknung der EBS mit „kalter“ Luft. Die Luft wird über ein zentrales Gebläse zugeführt, wobei die Verteilung der Luft über die einzelnen Container durch Klappen eingestellt wird.

Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung wurden die Luftvolumenströme der einzelnen Trocknungscontainer gemessen.

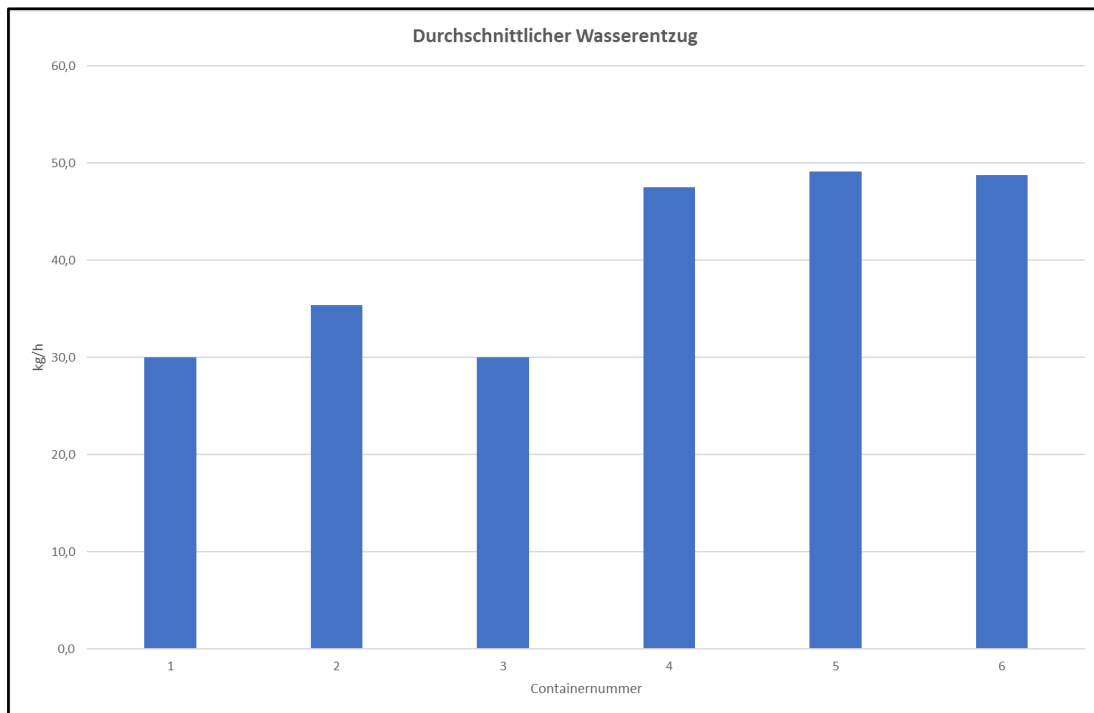


**Abbildung 42: Luftvolumenstrom am Eintrittsstutzen der 6 Container**

Es ist zu erkennen, dass die hinteren Container mit einem höheren Luftvolumenstrom beaufschlagt werden als die vorderen Container. Wie der nachfolgenden Abbildung zu entnehmen ist, hat dies auch Auswirkungen auf den Trocknungsgrad.



**Abbildung 43: Prozentuale Gewichtsabnahme in den Trocknungscontainern über 24 Stunden**



**Abbildung 44: Durchschnittlicher stündlicher Wasserentzug über 24 Stunden**

Bei einer Trocknungszeit von 24 Stunden wurden in den 6 Containern durchschnittlich zwischen 30 und 50 kg Wasser pro Stunde verdampft und in die Trocknungsluft überführt. Bezogen auf die Masse bedeutet dies eine Gewichtsreduzierung über die insgesamt 24 Stunden von ca. 4 bis ca. 7 %.

Die durchschnittliche Lufteintrittstemperatur am Eintrittsstutzen der Container lag bei 69 °C. Die Luftaustrittstemperatur unmittelbar oberhalb der EBS-Schüttung lag im Bereich von 33 °C bis 38 °C.

In der nachfolgenden Abbildung wird die Entwicklung des Wasseraustrags über 24 Stunden exemplarisch am Beispiel der ersten 3 Container dargestellt. Es ist zu erkennen, dass der Wasseraustrag nach einem Peak in der Anfangsphase innerhalb der ersten 24 Stunden weitgehend konstant bleibt. Da während dieser Zeit auch die Temperaturen der Austrittsluft weitgehend konstant geblieben sind, ist davon auszugehen, dass sich der Trocknungsprozess auch nach 24 Stunden noch in der sogenannten ersten Trocknungsphase befindet und damit noch Feuchtigkeit auf den Oberflächen der EBS-Partikel vorhanden ist.

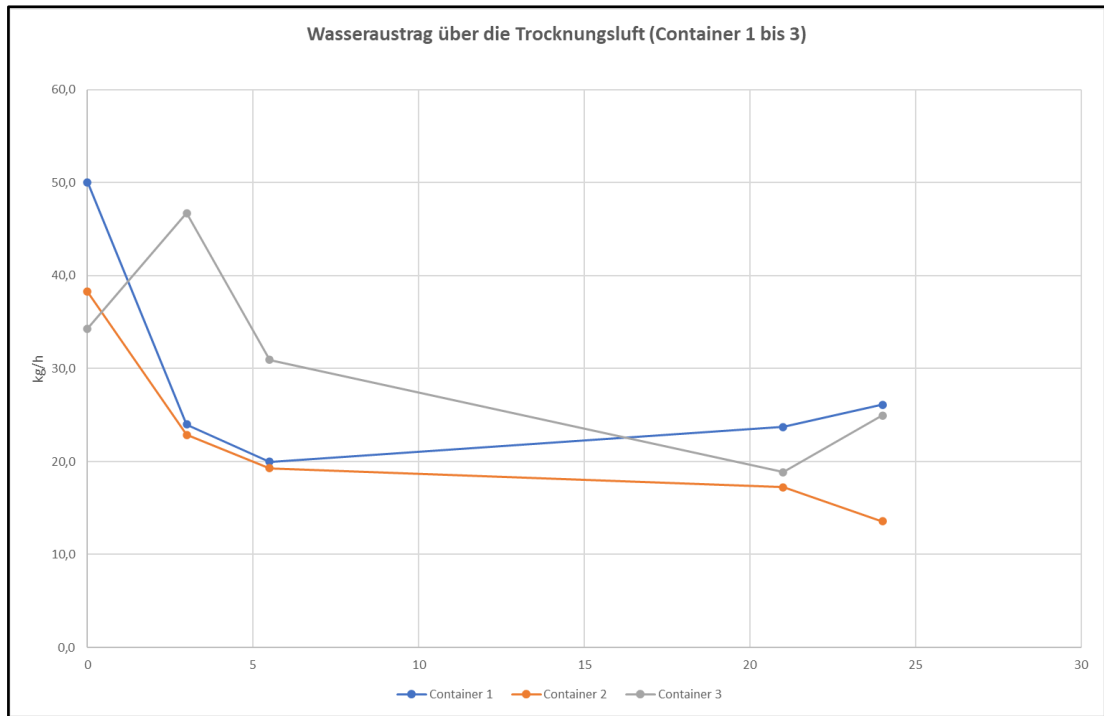


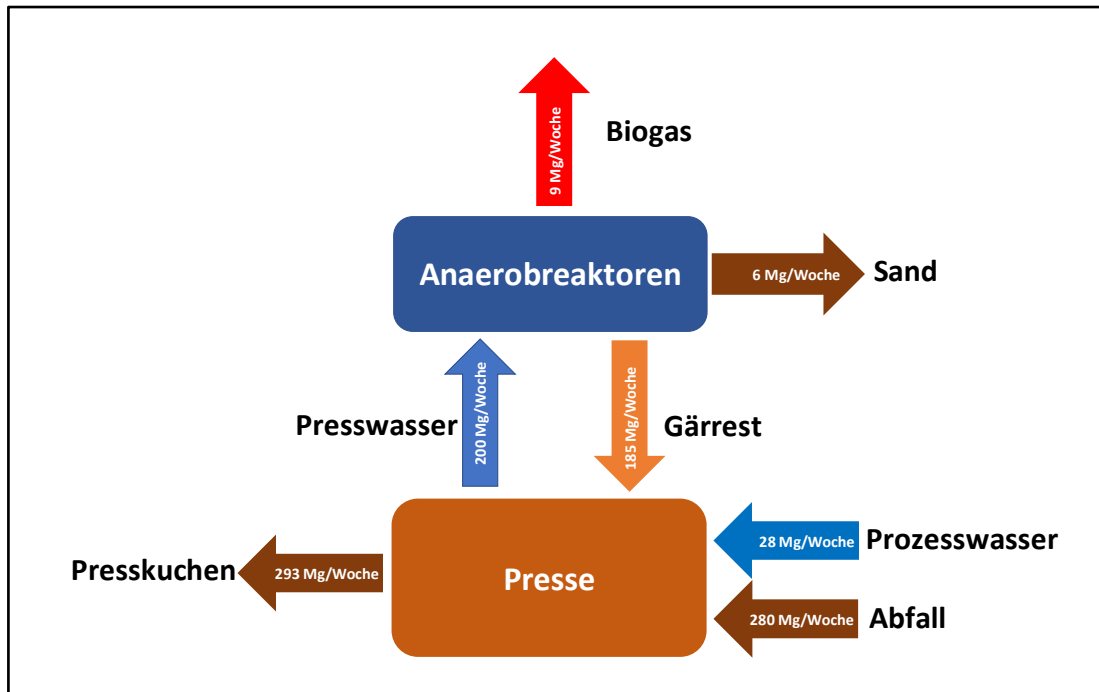
Abbildung 45: Entwicklung des Wasseraustrags über 24 Stunden (Container 1 bis 3)



## 5 Bilanzen

### 5.1 Massenbilanzen

Auf Basis der Betriebs- und Analysedaten wurden verschiedene Bilanzen erstellt.



**Abbildung 46: Gesamtmassenbilanz der Vergärungsstufe der MBA Erbenschwang**

Die Massenbilanz ergibt, dass von den der Presse zugeführten 280 Mg Abfall pro Woche ca. 9 Mg Biogas pro Woche erzeugt werden. Dies entspricht einem Volumen von ca. 7.000 m<sup>3</sup> pro Woche. Durch das zugeführte Prozesswasser liegt die Presskuchenmenge ca. 5 % über der zugeführten Abfallmenge. Der Presskuchen bildet dabei neben dem Biogas und dem ausgetragenen Sand die relevante „Senke“ für den Prozess. So erfolgt über diesen Massenstrom der Austrag von z. B. Stickstoffverbindungen sowie verschiedenen Salzen, die in zu hoher Konzentration zu Prozessstörungen führen könnten.

Die nachfolgende Abbildung stellt die Massenströme bezogen auf die Frischabfallmenge (Input Presse) dar. So fallen pro Mg Frischabfall 31 kg Biogas (entspricht ca. 25 m<sup>3</sup>) an. Ein durchaus auch relevanter Mengenstrom ist der ausgetragene Sand. Dieser beträgt etwa 2 % der zugeführten Abfallmenge.

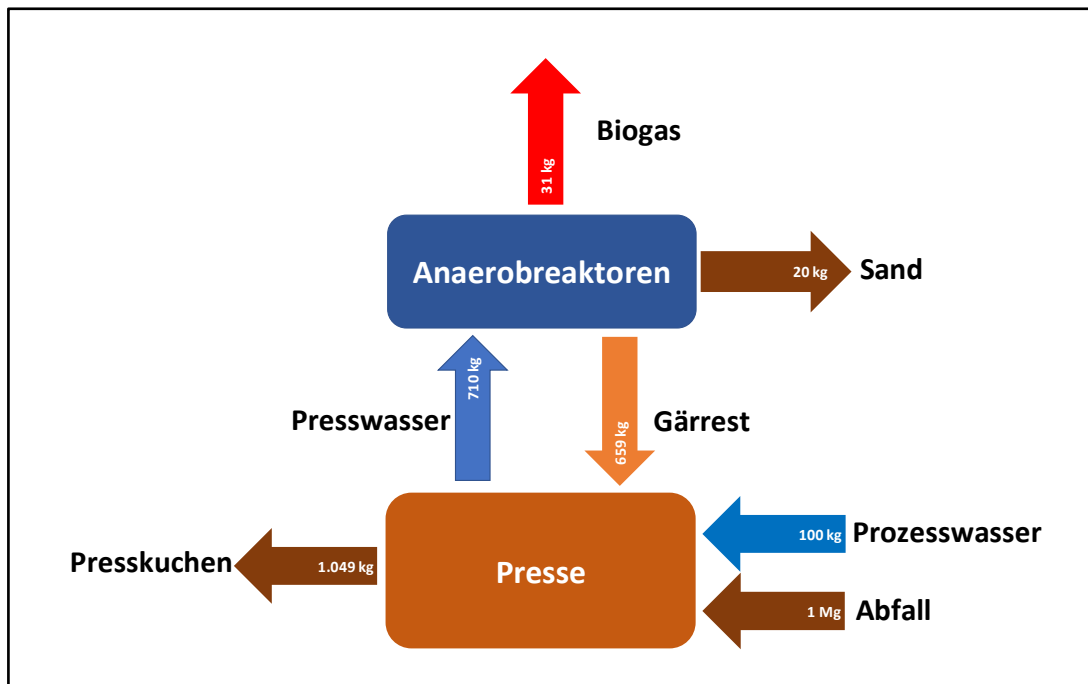


Abbildung 47: Massenbilanz bezogen auf Frischabfallmenge

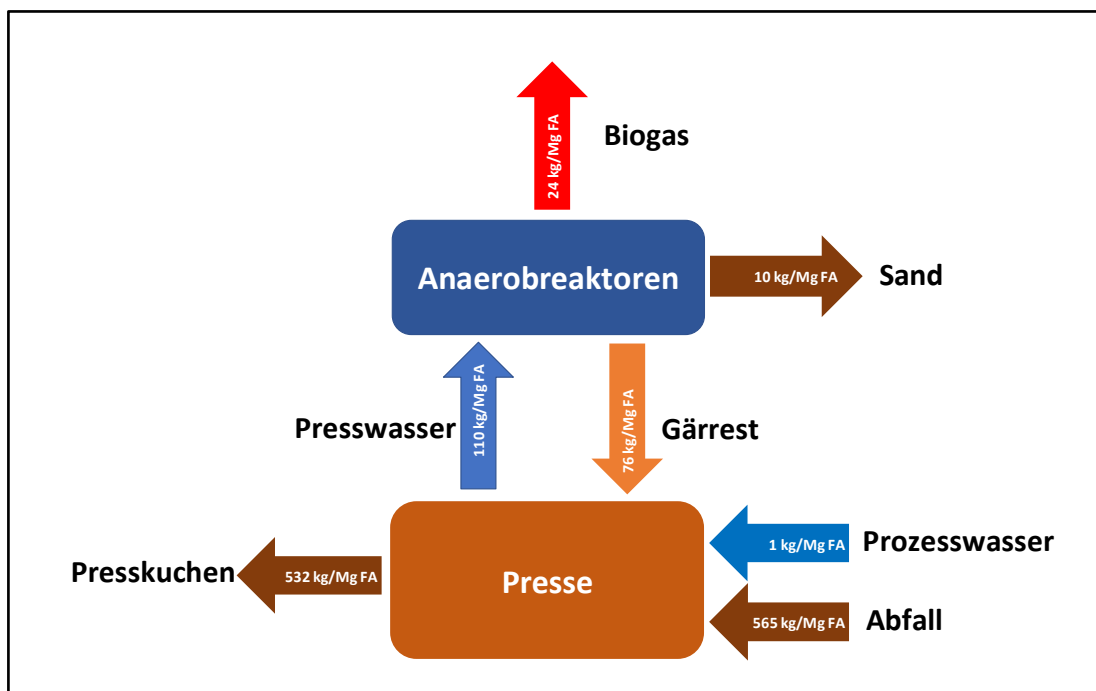
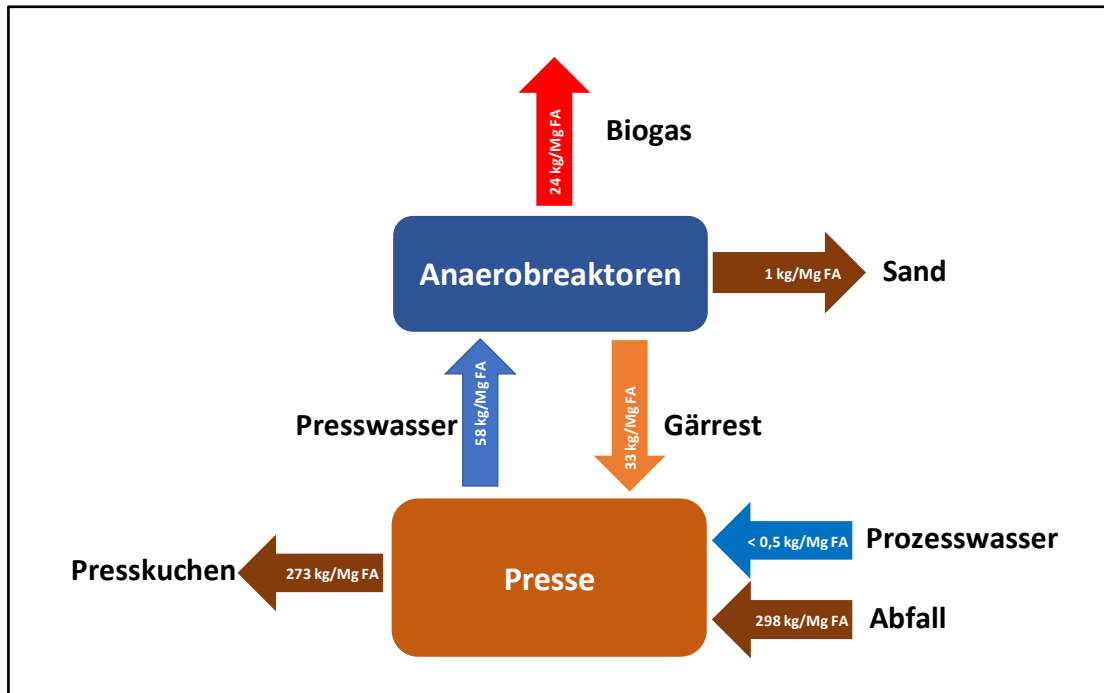


Abbildung 48: Bilanz der Trockenmasse bezogen auf Frischabfallmenge



**Abbildung 49: Bilanz der organischen Trockenmasse bezogen auf Frischabfallmenge**

Betrachtet man die Bilanz der organischen Trockenmasse so fällt auf, dass von 298 kg/Mg Frischabfall, welche über die Bandwaage in die Schneckenpresse gelangen, 273 kg/Mg Frischabfall über den Presskuchen wieder ausgetragen werden und somit nicht in den anaeroben Prozess gelangen. An dieser Stelle müsste die weitere Optimierung des Prozesses bzw. des Verfahrens ansetzen. Zur Steigerung der spezifischen Biogasproduktion müsste deutlich mehr organische Masse in die Flüssigphase (Presswasser) überführt werden.

Die nachfolgende Abbildung stellt die Wasserbilanz des Prozesses dar. Über ein Mg Frischabfall gelangen 435 kg Wasser in den Prozess. Über den Presskuchen werden 517 kg pro Mg Frischabfall ausgetragen. Darüber ergibt sich die Senke für gelöste Stoffe, wodurch eine weitere Aufkonzentrierung im Prozess verhindert wird.

Betrachtet man die Wasserbilanz so ist zu erkennen, dass der Prozess einen Wasserbedarf hat. Dieser liegt bei ca. 100 l pro Mg Frischabfall (Input Presse) bzw. bei ca. 10 % der zugeführten Abfallmenge. Die Wasseroutputströme sind neben dem im Presskuchen enthaltene Wasser, das im abgezogenen Sand enthaltene Wasser sowie das für die Biogaserzeugung benötigte Wasser. Der aufgrund des Wasserdampf-Partialdrucks im Biogas enthaltene Wasserdampf wurde nicht berücksichtigt, da dieser als Kondensat zurückgeführt wird.

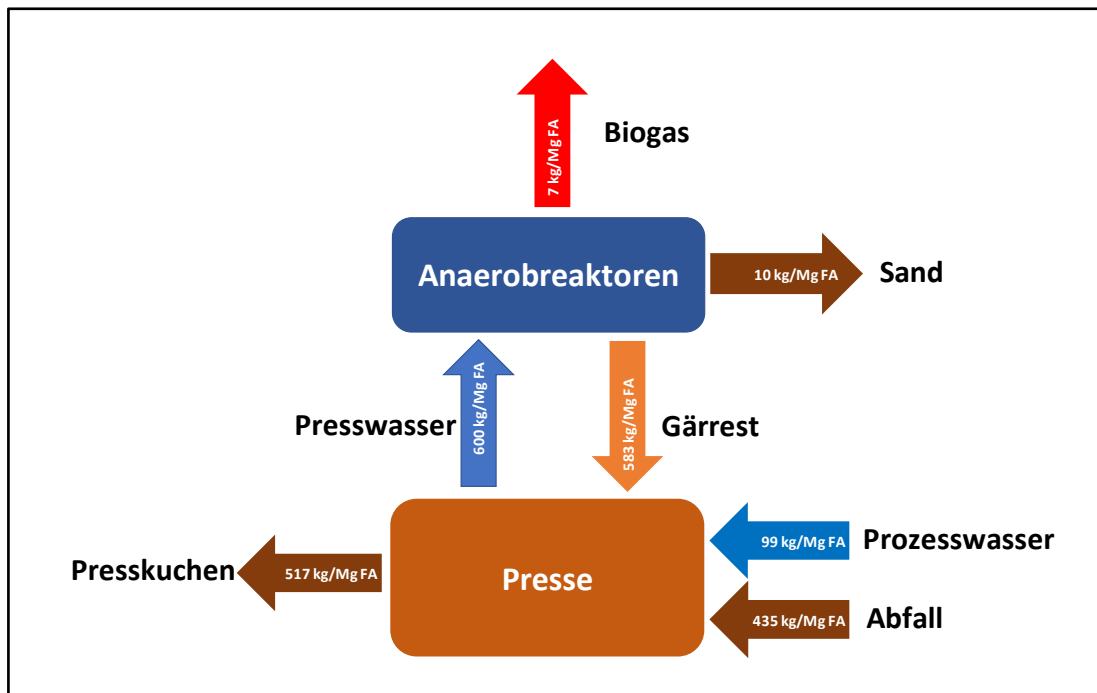


Abbildung 50: Wasserbilanz bezogen auf Frischabfallmenge

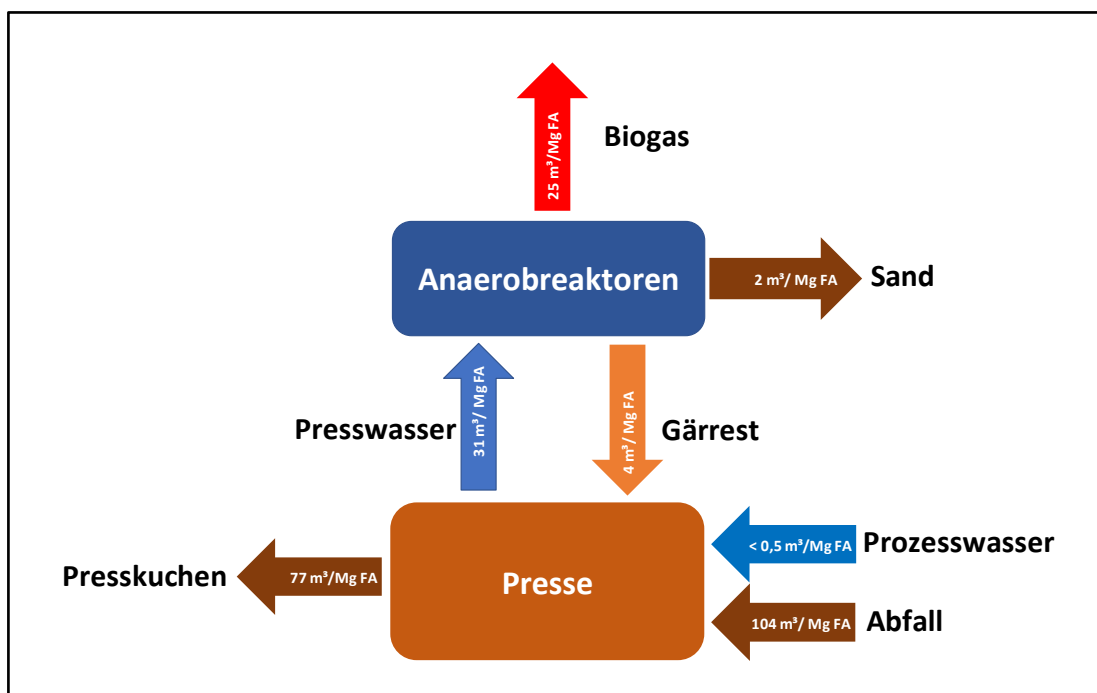


Abbildung 51: Bilanz des Gasbildungspotentials bezogen auf Frischabfallmenge

Das wesentliche Problem des gesamten Prozesses wird nochmal durch die Bilanz des Gasbildungspotentials deutlich. Das mittlere Gasbildungspotenzial des Frischabfalls (Input Presse) lag bei 104 m<sup>3</sup>/Mg Frischabfall. Davon finden sich nur 31 m<sup>3</sup> im Presswasser wieder. Der wesentliche Anteil des Gasbildungspotentials gelangt über

den Presskuchen zur Rotte und kann nicht im anaeroben Prozess genutzt werden. Für die Steigerung der erzeugten Biogasmenge müssten deshalb Maßnahmen ergriffen werden, die dazu führen, dass mehr anaerob abbaubare organische Stoffe in das Presswasser gelangen. Dies könnte durch eine deutliche Erhöhung der Kontaktzeit von Wasser und Abfall vor dem Pressvorgang erreicht werden. Ggf. sollte dies in Verbindung mit einer vorgeschalteten Hydrolysestufe erfolgen. Aufgrund der örtlichen Platzverhältnisse ist der Einbau eines Hydrolysereaktors jedoch kaum möglich und konnte deshalb im Rahmen des Projektes auch nicht realisiert werden.

## **5.2 Energiebilanzen**

### **5.2.1 Wärmebilanz**

Die nachfolgende Abbildung zeigt die Wärmebilanz der MBA Erbenschwang des Jahres 2021. Da das BHKW im Jahr 2019 teilweise noch nicht in Betrieb war und die Wärmemengemessung der Ölheizung im Verwaltungsgebäude im Jahr 2020 teilweise nicht funktionierte, werden bei der Wärmebilanz ausschließlich die Daten des Jahres 2021 dargestellt.

Der Wärmeverbrauch im Jahr 2021 lag bei 1.090 MWh. Von dem gesamten Wärmebedarf wurden 83,5 % durch das BHKW bereitgestellt. Zusätzlich mussten 16,5 % der Wärme durch die Ölheizung erzeugt werden.

Betrachtet man, dass für die EBS-Trocknung nur überschüssige Wärme eingesetzt wird, so könnte durch die vom BHKW erzeugte Wärme grundsätzlich der gesamte Wärmebedarf der Anaerobanlage sowie der Verwaltungsgebäude gedeckt werden. Das BHKW muss jedoch teilweise nachts und insbesondere an den Wochenenden aufgrund zu geringer verfügbarer Gasmengen abgeschaltet werden. Die Wärmeversorgung während dieser Zeiten muss dann durch die Ölheizung erfolgen.

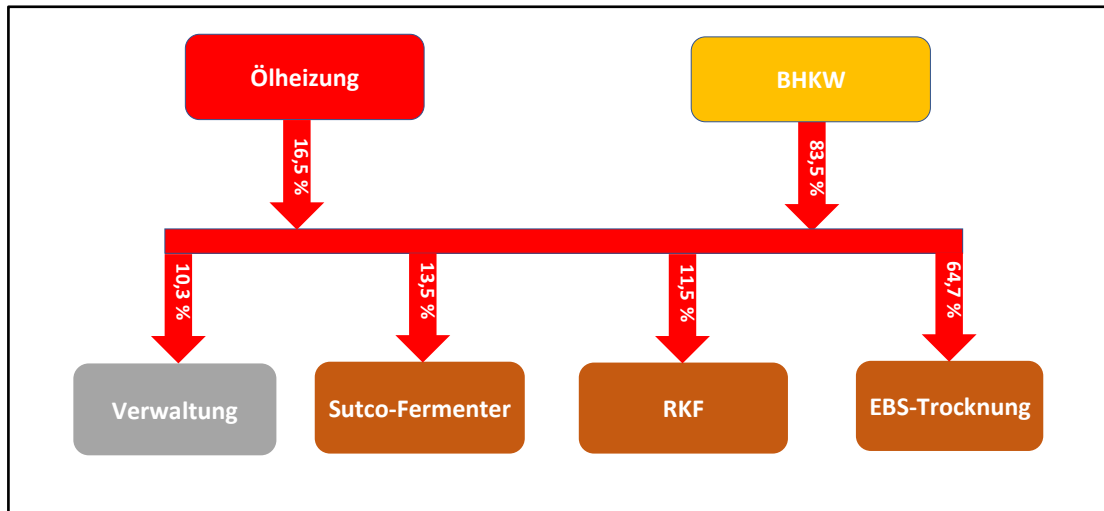


Abbildung 52: Wärmebilanz der MBA Erbenschwang

## 5.2.2 Elektrische Energiebilanz

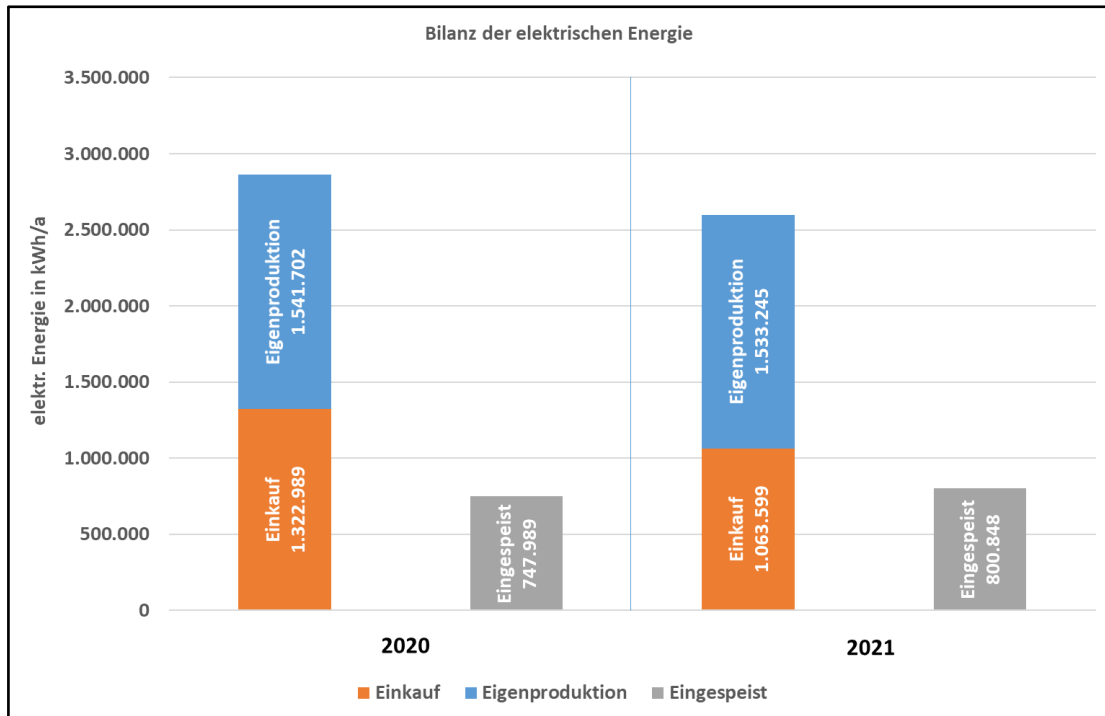
Die MBA Erbenschwang betreibt derzeit insgesamt 6 Anlagen zur Erzeugung von elektrischer Energie.

Tabelle 6: Energieerzeugungsanlagen

Anlagenbezeichnung	Art der Anlage	Auslegungsleistung
G1	PV-Anlage	90 kWp
G2	PV-Anlage	80 kWp
G3	PV-Anlage	37 kWp
G4	PV-Anlage	388 kWp
G5	PV-Anlage	971 kWp
G6	Biogas-BHKW	331 kW

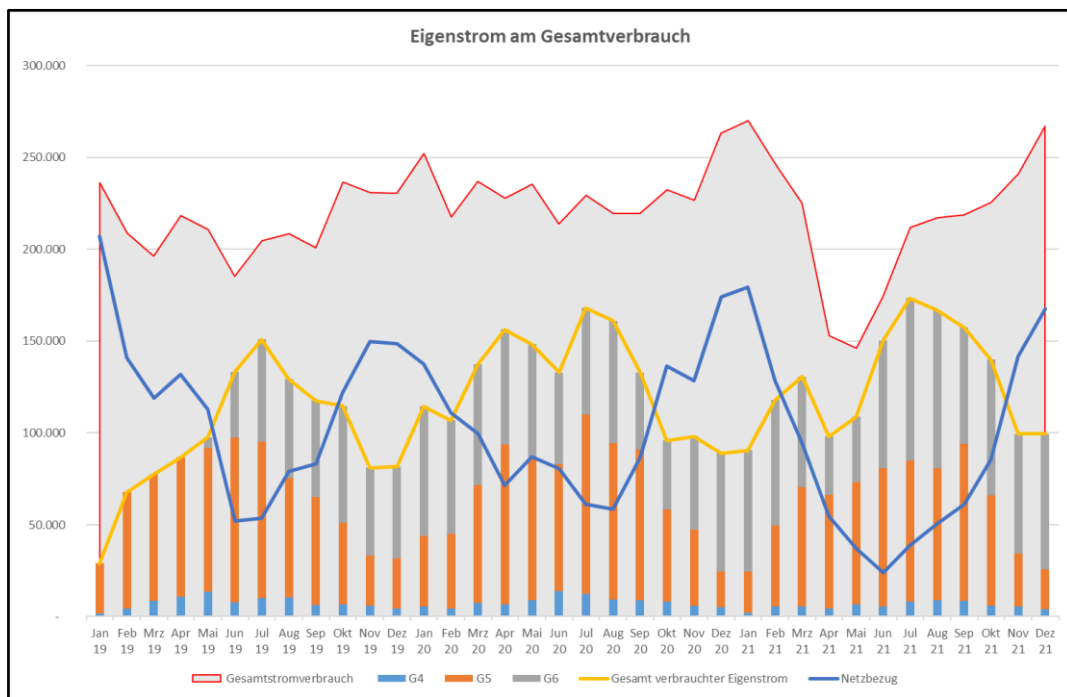
Für die nachfolgende Energiebilanz wurden die Energiedaten des Zeitraums vom 1.1.2020 bis zum 31.12.2021 ausgewertet. Da die PV-Anlagen G1 bis G3 die erzeugte elektrische Energie komplett in das öffentliche Stromnetz einspeisen, wurden diese bei der weiteren Energiebetrachtung nicht berücksichtigt.

Auf das Jahr umgerechnet werden jährlich ca. 2,6 Mio. kWh an elektrischer Energie benötigt. Davon konnten in den Jahren 2020 und 2021 im Durchschnitt 59 % durch selbst erzeugten Strom gedeckt werden. 41 % der erforderlichen elektrischen Energie mussten aus dem öffentlichen Netz bezogen werden. Von der in den 3 EE-Anlagen (G4 bis G6) erzeugten elektrischen Energie konnten ca. 67 % selbst genutzt werden, wobei von dem mit Biogas betriebenen BHKW ca. 92 % der erzeugten elektrischen Energie selbst genutzt wurden. Ca. 33 % der von den 3 Anlagen (G4 bis G6) erzeugten elektrischen Energie wurden in das öffentliche Stromnetz eingespeist.



**Abbildung 53: Bilanz der elektrischen Energiemengen der MBA Erbenschwang**

Wie der nachfolgenden Abbildung zu entnehmen ist, liefern die größten Anteile an der selbstgenutzten elektrischen Energie die große PV-Anlage (G5) sowie das BHKW.



**Abbildung 54: Ganglinie des Eigenstromanteils am Gesamtverbrauch**

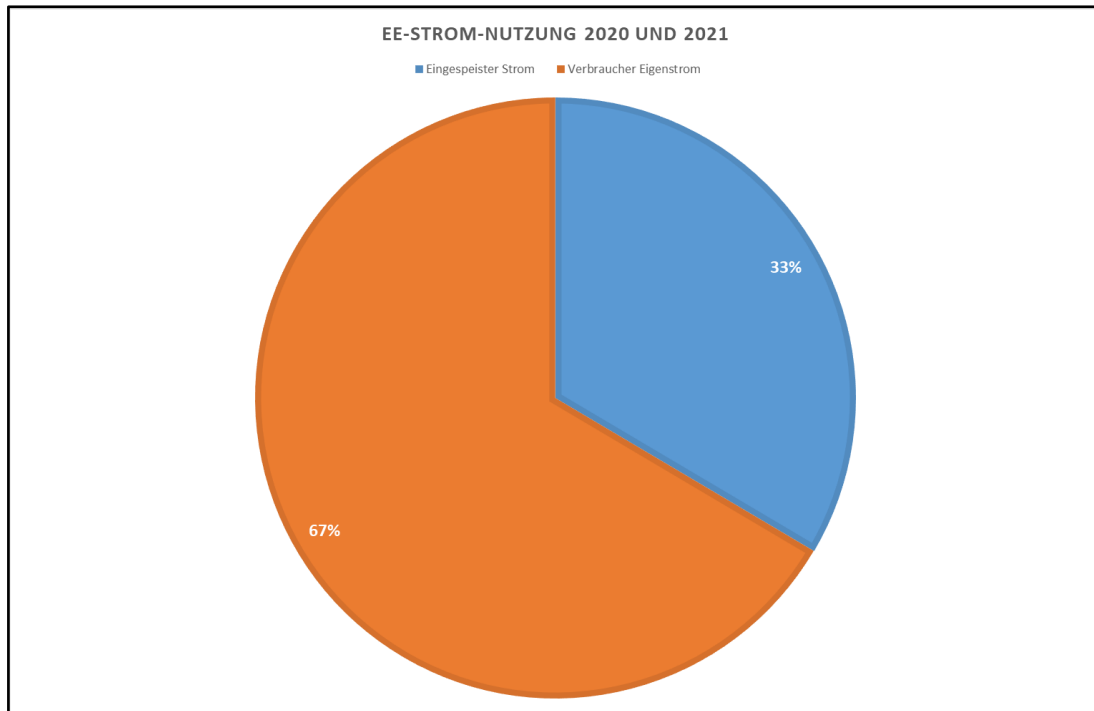


Abbildung 55: Nutzung des in den Jahren 2020 und 2021 erzeugten EE-Stroms (Anlagen G4 bis G6)

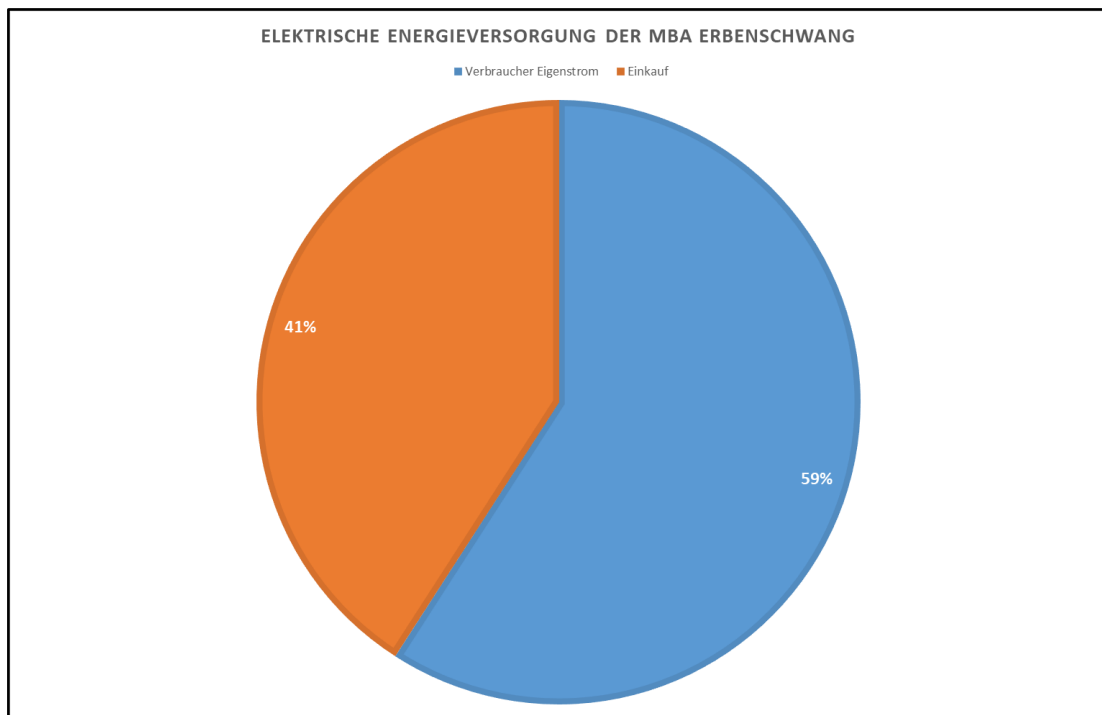


Abbildung 56: Versorgung der MBA Erbenschwang mit elektrischer Energie



## 6 Fazit und Ausblick

Die Sutco Recyclingtechnik hat ein Verfahren zur Vergärung einer aus Abfällen abgepressten Flüssigphase entwickelt. Dieses Verfahren wurde in den letzten 2,5 Jahren auf der MBA Erbenschwang mit Restabfall aus der grauen Tonnen erprobt und angepasst. Die Anlage ging im April 2019 in Betrieb, die Abnahme durch den Anlagenbetreiber erfolgte am 1.10.2019. Der Betrieb der Anlage wurde von der Inbetriebnahme bis Ende 2021 durch die Universität Rostock wissenschaftlich begleitet.

Während der bisherigen Betriebszeit wurden mehrere anlagentechnische Optimierungen, wie z. B. die Nachrüstung eines Biofilters, die Installation einer Bandwaage sowie die Nachrüstung eines weiteren Vorlagebehälters vorgenommen.

Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung konnte nachgewiesen werden, dass es möglich ist, den Prozess abwasserfrei zu betreiben. Es besteht sogar ein Wasserbedarf von ca. 100 l pro Mg Abfall (Input Schneckenpresse). Trotz der zeitweise hohen Ammoniumkonzentrationen von bis zu ca. 4.000 mg/l konnten keine Hemmungen des anaeroben Prozesses festgestellt werden. Kritisch muss die vergleichsweise geringe Gasausbeute des Prozesses von ca. 25 m<sup>3</sup> pro Mg Abfall (bezogen auf Input Schneckenpresse, d. h. Material < 60 mm) bewertet werden. Die Ursache hierfür liegt aber nicht im anaeroben Teilprozess, sondern darin, dass in der Schneckenpresse eine zu geringe organische Fracht in das der Anaerobstufe zugeführten Presswassers ausgetragen wird. So gelangten von der im Abfall enthaltenen anaerob abbaubaren Organik, gemessen als Gaspotenzial (GB<sub>21</sub>), nur ca. 25 % in das Presswasser. Der überwiegende Anteil verlässt die Schneckenpresse über den Presskuchen und gelangt so zur Rotte. Trotz verschiedener Optimierungsversuche, wie z. B. der Erhöhung der zugeführten Wassermenge, der Variation des Pressdruck sowie der Lochung des Siebkorbs, war es nicht möglich, die Gasausbeute relevant zu verbessern. Die geringe Gasausbeute stellt die wesentliche Schwachstelle des Verfahrens dar.

Im Rahmen der wissenschaftlichen Begleitung wurden verschiedene Detailuntersuchungen durchgeführt. Als wesentliche Ergebnisse dieser Untersuchungen können festgehalten werden:

- Eine Erhöhung der der Presse zugeführten Wassermenge, bestehend aus Gärrest und Prozesswasser, führt zu einer geringfügigen Erhöhung der DOC-Fracht im

Presswasser und damit der erzeugten Biogasmenge. Das Wassermanagement sollte deshalb so gestaltet werden, dass der Schneckenpresse neben dem Abfall eine möglichst große Wassermenge zugegeben werden kann.

- Ein Einfluss des Anteils des Prozesswassers an der gesamten der Presse zugeführten Wassermenge konnte nicht nachgewiesen werden.
- Durch eine Erhöhung der Aufenthaltszeit des Abfalls in der Schneckenpresse und damit durch eine Erhöhung der Kontaktzeit zwischen Abfall und zugegebenem Wasser kann die über das Presswasser ausgetragene DOC-Fracht zumindest geringfügig erhöht werden. Dies wiederum führt zu einem verbesserten Gasertrag.
- Ein relevanter Einfluss der Siebkorbblockung auf den Biogasertrag konnte bisher nicht nachgewiesen werden, wobei ein Siebkorb mit einer größeren Lochung zu einem erhöhten Eintrag von organischem Material in das Presswasser und damit zu einer höheren Gasproduktion führen sollte. Aufgrund von möglichen Betriebsproblemen durch Störstoffe wurde von einer Umrüstung der Schneckenpresse auf ein Sieb mit größerer Lochung bisher abgesehen.
- Von der über das Presswasser eingetragenen DOC-Fracht werden ca. 75 % abgebaut. Bei der verbleibenden DOC-Fracht ist davon auszugehen, dass es sich um einen schwer abbaubaren DOC handelt.
- Der biologische Abbauprozess erfolgt weitgehend in den Biofilmfermentern und ist in den Nachfermentern weitgehend abgeschlossen. Auch im Rührkesselfermenter findet nur noch ein geringer Abbau der organischen Stoffe in Höhe von etwas über 5 % statt. Der Rührkesselfermenter dient weitgehend als Puffer und Speicher.
- Die  $\text{CH}_4$ -Konzentration im Biogas liegt im Bereich von 55 bis 60 %. Hinsichtlich einer Erhöhung des Heizwertes bestehen somit nur geringe Optimierungspotenziale.
- Auffällig war die anfangs sehr hohe  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration im Biogas. Seit der kontinuierlichen Zudosierung von Eisenhydroxid konnte die  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration auf unter 5 ppm reduziert werden.
- Durch die Zugabe von Co-Substraten kann der Biogasertrag grundsätzlich verbessert werden. Dabei sollten jedoch eher flüssige Co-Substrate, die in der Schneckenpresse in das Presswasser gelangen, eingesetzt werden. Co-Substrate mit einer weitgehend festen Konsistenz und wenig löslichen organischen Bestandteilen sollten direkt der Rotte zugeführt werden.
- Von der vom BHKW erzeugten elektrischen Energie können ca. 92 % auf der Entsorgungsanlage genutzt werden. Zusammen mit den bereits vorhandenen PV-

Anlagen kann der elektrische Energiebedarf des Entsorgungszentrums zu fast 60 % gedeckt werden.

- Durch die Nutzung der Abwärme des Biogasprozesses für die Trocknung von EBS kann die Masse durch den Wasserentzug um ca. 5 % pro Tag reduziert werden.

Abschließend kann festgehalten werden, dass eine Anlage mit dem untersuchten Verfahren stabil betrieben werden kann. Wesentlicher Schwachpunkt des Verfahrens ist der geringe Biogasertrag, welcher durch einen zu geringen Austrag von organischer Fracht in das Presswasser verursacht wird. Durch eine Erhöhung der Kontaktzeit zwischen Abfall und dem zugeführten Wasser könnte die „Auswaschung“ der organischen Stoffe verbessert werden. Dies könnte in Form einer Hydrolysestufe oder eventuell auch durch konstruktive Veränderungen der Schneckenpresse erreicht werden.

## 7 Literaturverzeichnis

ATV (2002): ATV-Arbeitsbericht „Praktische Empfehlungen und Hinweise für Anaerobanlagen“, KA-Korrespondenz Abwasser 12/2002

BÖNING, TH: Prozesswasser von mechanisch-biologischen Abfallbehandlungsanlagen (MBA) mit Vergärungsstufen, Münsteraner Schriften zur Abfallwirtschaft, Band 10

BRAUN (1982): Biogas – Methangärung organischer Abfälle, Springer Verlag, 1982

DE BAERE, L. A.; DEVOCHT, M.; VAN ASCHE, P.; VERSTRAETE, W. (1984): Influence of high NaCl and NH<sub>4</sub>Cl Salt Levels on Methanogenic Associations, Water Research 18, S. 543 – 548, 1984

FNR (2021): Fachagentur nachwachsende Rohstoffe, [https://biogas.fnr.de\(daten-und-fakten/faustzahlen/](https://biogas.fnr.de(daten-und-fakten/faustzahlen/), heruntergeladen am 15.1.2022

ISA, Z.; Grusenmeyer, S.; Verstraete, W. (1986): Sulfate Reduction relative to methane Production in high rate Anaerobic Digestion, App. Environmental microbiol. 51

SCHERER, R.A. (1989): Biogastechnik – Grundlagen und Besonderheiten der anaeroben Prozessführung, in: Thomé-Kozmiensky, K. J. (Hrsg): Biogas-Anaerobtechnik in der Abfallwirtschaft, EF-Verlag

N.N. (2015): Abschlussbericht des FuE-Vorhabens „Energieeffiziente Bioabfallverwertung = EnBV“, Abschlussbericht FKZ0327846