





Fokusheft im Projekt Pilot-SBG

GÄRRESTAUFBEREITUNG

Trennverfahren und -technologien

Abtrennung von Feststoffen

Behandlung der flüssigen Phase

Bewertung von Gärrestaufbereitungsverfahren

INHALTSVERZEICHNIS

Übersicht	4
Hintergrund	5
Technologieüberblick	6
Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffre	duzierung6
Pressschneckenseparator	7
Dekanterzentrifuge	8
Bandfilterpresse	9
Flotation	
Flockung	10
Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase	
Ammoniakstrippung	
Struvit/MAP-Fällung	
Vakuum-Verdampfung	
Membranfiltration	
Ionenaustauschverfahren	
Hydrothermale Prozesse	
Hydrothermale Carbonisierung	
Hydrothermale Verflüssigung	
Techno-ökonomischer Vergleich der Verfahren zur Gärrestaufbereitung	
Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation	
Verfahren zur weitergehenden Feststoffreduzierung	
Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase	23
Das Vorhaben Pilot-SBG	
Abbildungs- und Tabellenverzeichnis	
Literaturverzeichnis	
Weitere Fokushefte im Proiekt Pilot-SBG	33

IMPRESSUM

DBFZ Deutsches Biomasseforschungszentrum gemeinnützige GmbH

Torgauer Straße 116 DE-04347 Leipzig +49 (0)341 2434-112 info@dbfz.de www.dbfz.de

Autor:innen: Roy Nitzsche, Bomin Yuan, Gabriel Costa De Paiva, Philipp Knötig, Christian Klüpfel, Benjamin Herklotz, Maria Braune

Datum der Veröffentlichung: 23. Juni 2025

Zitierempfehlung: Nitzsche, R.; Yuan, B.; Costa de Paiva, G.; Knötig, P.; Klüpfel, C.; Herklotz, B.; Braune, M. (2025). Gärrestaufbereitung: Trennverfahren und -technologien. Fokusheft im Projekt Pilot-SBG. Leipzig: DBFZ. 37 S. ISBN: 978-3-949807-28-2. DOI: 10.48480/jzrf-tw08.

ISBN: 978-3-949807-28-2

DOI: https://doi.org/10.48480/jzrf-tw08

Layout: Rico Ehrentraut

Die dieser Veröffentlichung zugrunde liegenden Arbeiten wurden im Auftrag des Bundesministeriums für Verkehr unter dem Aktenzeichen 3552.1 durchgeführt. Die Verantwortung für den Inhalt liegt ausschließlich bei den Autor:innen.

ÜBERSICHT

Bei der anaeroben Vergärung von Biomassen, wie biogenen Rest- und Abfallstoffen, entsteht Biogas und als Nebenprodukt ein Gärrest. Kann der Gärrest nicht auf den im unmittelbaren Umkreis der Biogasanlage vorhanden landwirtschaftlichen Flächen ausgebracht werden, bedarf es einer Teil- oder Vollaufbereitung dieses Stoffstromes. Da eine mögliche Gärrestaufbereitung stark von der Art des Gärrestes sowie lokalen Anforderungen und Auflagen abhängt, kann die Verfahrenskette variieren. In dem vorliegenden Dokument werden Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzierung von Gärresten, Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase von Gärresten und hydrothermale Verfahren zur Gärrestbehandlung vorgestellt und techno-ökonomisch bewertet (Abbildung 1). Die Inhalte sollen dabei unterstützen, geeignete Aufbereitungskaskaden zu identifizieren und einzuordnen.

Kernthemen der Broschüre

- >>> Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzierung von Gärresten zur Gewinnung eines N/P-Feststoffdüngers
- Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase vorbehandelter Gärreste zur Gewinnung eines N/K Flüssigdüngers und Bereitstellung von einleitfähigem Wasser
- >>> Hydrothermale Carbonisierung und Verflüssigung von Gärresten zur Gewinnung eines Energieträgers
- >>> Techno-ökonomischer Vergleich der Verfahren zur Gärrestaufbereitung



Abbildung 1: Übersicht technischer Verfahren zur Gärrestbehandlung und -verwertung



HINTERGRUND

Biogas als erneuerbarer Energieträger ist ein wichtiger Baustein der Energiewende und gewinnt im Kontext aktueller politischer Entscheidungen zunehmend an Bedeutung. Die nicht zu Biogas vergorenen Anteile der Biomasse verbleiben als Nebenprodukt bzw. Gärreste in den Biogasanlagen. Jährlich werden in Deutschland etwa 69 Mio.t nachwachsende Rohstoffe, 66,5 Mio, t tierische Exkremente, 2,5 bis 3,5 Mio.t kommunale Bioabfälle sowie 3 bis 4 Mio.t Reststoffe aus Gewerbe. Industrie und Landwirtschaft in Biogas- und Biomethananlagen verarbeitet (Bezugsjahr 2020, jeweils bezogen auf Frischmasse) [Rensberg et al. 2023]. Daraus resultieren etwa 115,7 bis 117,2 Mio.t/a Gärrest. Gärreste sind reich an Nährstoffen und stellen somit wertvolle, organische Dünger und Bodenverbesserer, die üblicherweise auf den landwirtschaftlichen Flächen in räumlicher Nähe zu den Biogasanlagen ausgebracht werden, dar. Der nachhaltige

Einsatz unbehandelter Gärreste wird dabei maßgeblich durch die Einhaltung der Düngeverordnung (DüV) bestimmt, welche u. a. den jährlichen Zeitraum für die Ausbringung auf den örtlichen, landwirtschaftlichen Flächen regelt. Für die Überbrückung der Zeiträume, in denen die Ausbringung nicht erlaubt ist, müssen entsprechende Lagerkapazitäten vorgehalten oder die unbehandelten Gärreste in andere Regionen transportiert werden. Darüber hinaus können regional auftretende Nährstoffüberschüsse zur Behinderung der Gärrestausbringung in Biogasanlagennähe führen. Dies kann in einer Konkurrenz um verfügbare Ausbringungsflächen sowie zu höheren Transport- und Entsorgungskosten resultieren.

Eine Alternative zur direkten Ausbringung der unbehandelten Gärreste auf landwirtschaftliche Flächen ist die Aufbereitung zu nährstoffreichen Wirtschaftsdüngern.

Dabei wird der hohe Wasseranteil reduziert und damit die Transportwürdigkeit erhöht. Durch die Aufbereitung ist eine Fraktionierung der verschiedenen Nährstoffe möglich, wobei verschiedene organische und anorganische Düngemittel entstehen können. Diese können einen hohen Anteil an organischem Stickstoff (N) und Phosphor (P) oder anorganischen Salzen wie Ammoniumstickstoff (NH,-N) und Kalium (K) aufweisen [Chiumenti et al. 2013; Gienau 2018]. Die Fraktionierung in organische N/P-Dünger und anorganische N/K Dünger stellt aufgrund der unterschiedlichen lokalen Nährstoffüberschüsse einen besonderen Mehrwert dar [Vaneeckhaute et al. 2017]. Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, Wasser als Hauptbestandteil der Gärreste schadlos für Mensch und Umwelt abzutrennen und entweder vorflutfähig einzuleiten oder als Rezirkulat für die Anmaischung im Biogasprozess bereitzustellen.

TECHNOLOGIEÜBERBLICK

Die Gärrestaufbereitung ist in der Regel mit einem hohen technologischen Aufwand verbunden und kommt nur zur Anwendung, wenn die klassische Direktausbringung auf landwirtschaftlichen Flächen nicht oder nur unter hohem Transportaufwand möglich ist. Bei der Aufbereitung von Gärresten kann generell zwischen Teil- und Vollaufbereitung unterschieden werden. Bei der Vollaufbereitung wird eine vollständige Fraktionierung und Aufbereitung des Wassers in den Gärresten angestrebt, das heißt das Wasser muss qualitativ den Anforderungen für die Einleitung in einen Vorfluter entsprechen. Bei der Teilaufbereitung erfolgt hingegen nur eine Fest-Flüssig-Trennung und/ oder eine Stickstoffentfrachtung der flüssigen Phase. Für die Aufbereitung stehen unterschiedliche Verfahren und Kombinationen aus diesen zur

Verfügung. Die angewandten Verfahren können dabei wie folgt unterteilt werden [Fuchs und Drosg 2010]:

Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzierung:

- Pressschneckenseparator (Abbildung 3)
- · Dekanterzentrifuge
- Bandfilterpresse
- Flotation
- Flockung

Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase:

- Ammoniakstrippung
- Struvit/MAP-Fällung
- Vakuum-Verdampfung
- Membranfiltration
- Ionenaustauschverfahren

Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzierung

Der erste Schritt der Gärrestaufbereitung besteht in der Trennung der festen von der flüssigen Phase, wobei ein Feststoff mit relativ hohem Trockensubstanzgehalt (TS) und eine nährstoffreiche Flüssigphase entstehen (Abbildung 2). Die Fest-Flüssig-Trennung kann dabei in einem einzelnen Verfahrensschritt oder einer Kombination aus mehreren Verfahrensschritten erfolgen. Die abgetrennte Feststofffraktion kann einer direkten, landwirtschaftlichen Verwertung zugeführt oder alternativ mittels anschließender Kompostierung oder Trocknung verarbeitet werden. Die Flüssigfraktion kann weiter behandelt oder eingeengt werden oder als Rezirkulat während der Anmaischung im Biogasprozess Verwendung finden [Fuchs und Drosg 2010]. Die zum Einsatz kommenden Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzierung sind in der Regel prozess-



Für jedes der genannten Aufberei-

tungsverfahren wird im folgenden

Kapitel kurz die Funktionsweise dargestellt sowie die wesentlichen

Vor- und Nachteile diskutiert. An-

schließend werden die Verfahren

hinsichtlich technischer und ökono-

mischer Kenngrößen eingeordnet. Alternativ kann der unbehandelte Gär-

rest auch ein geeigneter Rohstoff für

hydrothermale Verfahren sein. Insbe-

sondere die hydrothermale Carboni-

sierung und Verflüssigung sind inno-

vative Ansätze mit hohem Potential.

Beide Verfahren werden ebenfalls im

folgenden Kapitel näher erläutert.





Abbildung 3: Pressschneckenseparator in der Pilotanlage für erneuerbares Methan am DBFZ in Leipzig

Pressschneckenseparator

Der Pressschneckenseparator wird üblicherweise als erster Prozessschritt der mechanischen Feststoffseparation eingesetzt und ist besonders für Gärreste mit hohem Faseranteil geeignet. Die Gründe für den Einsatz zu Beginn der Gärrestaufbereitung liegen in der Toleranz gegenüber hohen Feststoffgehalten und den relativ geringen Anschaffungskosten (siehe "Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation") im Vergleich zu anderen Technologien.

Bei einem Pressschneckenseparator (Abbildung 4) wird der Gärrest durch eine rotierende Förderschnecke mit Siebkorb mit definierter Maschenweite gepumpt. Das freie Wasser kann kontinuierlich über die Sieböffnungen ablaufen. Widerstandsklappen und eine Verengung der Schnecke am Ende führen zu einer kontinuierlichen Verdichtung des Feststoffes



auf [Fuchs und Drosg 2010])

und somit zu einer erhöhten Entwässerung am Austrag. Der Abscheidegrad ist dabei hauptsächlich von den Eigenschaften des Gärrestes (TS und Faseranteil) sowie den Einstellungen des Pressschneckenseparators abhängig, d.h. Maschenweite des Siebkorbs, Rotationsgeschwindigkeit der Siebmaschine und Widerstandsklappen der Pressschnecke. Neben stationären Pressschneckenseparatoren existieren auch mobile Geräte [Mudryk et al. 2016; Drosg et

Abbildung 4: Schematische Darstellung eines Pressschneckenseparators (basierend

al. 2015]. Die Fest-Flüssig-Trennung Pressschneckenseparator mittels ist ein robustes und einfaches Verfahren, welches im industriellen Maßstab etabliert ist. Es ist kostengünstig, wartungsarm und einfach zu implementieren. Die größten Nachteile sind, dass die Feststoffabtrennung für nachfolgende Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase ungenügend ist und ein Großteil der Nährstoffe in der Flüssigphase verbleibt.



Abbildung 5: Dekanterzentrifuge in der Pilotanlage für erneuerbares Methan am DBFZ in Leipzig

Dekanterzentrifuge

Dekanterzentrifugen (Abbildung 5) werden häufig bei der Gärrestaufbereitung eingesetzt, mit dem Ziel kleinere Partikel und Kolloide abzutrennen. Das heißt, bei einer weiterführenden Gärrestaufbereitung wird die Dekanterzentrifuge üblicherweise als Folgeprozess nach einem Pressschneckenseparator oder einem anderen Verfahren zur groben Feststoffabtrennung Verwendung finden [Eriksson und Runevad 2016].

Die Abtrennung der Feststoffe wird in einer Dekanterzentrifuge (Abbildung 6) mittels Zentrifugalkraft realisiert. Die Feststofffraktion sedimentiert aufgrund der hohen Zentrifugalkräfte an den Trommelinnenmantel und wird mithilfe einer Transportschnecke, welche sich mit einer Differenzdrehzahl entgegengesetzt zur Trommel dreht, über die konischen Ausformung zum Auswurf transportiert. Die Flüssigphase, auch Zentrifugat oder Zentrat genannt, läuft über das Überlaufwehr kontinuierlich ab. Die Separation ist von den Eigenschaften des Gärrestes sowie von den Prozessparametern der

Dekanterzentrifuge abhängig. Der Abscheidegrad des Feststoffes ist im Wesentlichen von der Trommeldrehzahl, der Differenzdrehzahl, der Höhe des Überlaufwehrs und dem Gärrest-Durchsatz abhängig [Drosg et al. 2015].

Um die Trennleistung der Dekanterzentrifuge zu erhöhen, können dem Gärrest vor dem Einbringen in die Anlage Flockungsmittel zugesetzt werden (siehe "Flockung"). Die Wahl des entsprechenden Mittels kann sich sowohl auf die Trennleistung als auch auf die Wirtschaftlichkeit des Prozesses auswirken [Drosg et al. 2015].

Vorteil der Dekanterzentrifuge ist zum einen die Möglichkeit hohe Zentrifugalkräfte (bis zu 4600g) realisieren zu können, was eine Abscheidung von sehr kleinen Partikeln und damit eine hohe Phosphorabtrennung (70 – 90% P-Abscheidung [Wetter 2018]) erlaubt und zum anderen hohe Durchsätze in kontinuierlicher Betriebsweise zu fahren [Møller 2001]. Im Vergleich zu anderen mechanischen Feststoffseparationsverfahren führt das zu sehr hohen Investitionskosten und Energieverbräuchen sowie zu einem starken Verschleiß der einzelnen Gerätekomponenten aufgrund der hohen Scherkräfte.



Abbildung 6: Schematische Darstellung einer Dekanterzentrifuge (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])

Bandfilterpresse

Die Bandfilterpresse ist ein weiteres Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation von Gärresten und kann den Pressschneckenseparator oder die Dekanterzentrifuge ersetzen, da keine vorherige Grobabtrennung erforderlich ist. Im Vergleich zu den beiden Verfahren hat die Bandfilterpresse eine höhere Trennleistung als der Pressschneckenseparator und einen geringeren Energieverbrauch als die Dekanterzentrifuge.

Die Feststoffseparation erfolgt über ein perforiertes Endlos-Siebband,

über das der Gärrest geleitet wird

(Abbildung 7). Dabei kommt es zu-

nächst zu einer Vorentwässerung

durch Sedimentation. Anschließend

wird das Band mit dem Gärrest

mit einem zweiten Band in der Verdichtungszone zusammengeführt

und schließlich über eine Abfolge

von Walzen in der Presszone zu-

sammengepresst. Darüber hinaus

besteht die Möglichkeit, den Filter-

kuchen vor der Presszone über eine

Abspritzeinrichtung zu waschen.

Der Abscheidegrad der Bandfilter-

presse ist von den Eigenschaften

des Gärrestes, der Maschenweite

des Bandes, dem Ausgangsmate-

rial, der Retentionszeit sowie dem

Durchsatz abhängig. Filterpressen

können auch als Vakuumfilterpres-

sen gefahren werden (Abbildung 8),

wobei durch den Unterdruck höhe-

re Abscheidegrade erreicht werden

Um die Trennleistung der Bandfil-

terpresse zu erhöhen, können dem

Gärrest vor dem Einbringen in die

Anlage Flockungsmittel zugesetzt

werden (siehe "Flockung").

können [Fuchs und Drosg 2010].



[Fuchs und Drosg 2010])



[Fuchs und Drosg 2010])

Dies kann sich sowohl auf die Trennleistung als auch auf die Wirtschaftlichkeit des Prozesses auswirken [Drosg et al. 2015].

Bekannte Probleme der Bandfilterpresse sind die Möglichkeit des Verblockens des Filterbandes und der zwei- bis dreifach höhere Bedarf an Flockungsmitteln im Vergleich zur Dekanterzentrifuge [Fuchs und Drosg 2010].

Abbildung 7: Schematische Darstellung einer Dekanterzentrifuge (basierend auf

Abbildung 8: Schematische Darstellung einer Vakuumfilterpresse (basierend auf

>>> Weitere Informationen zur Arbeitsgruppe "Trennverfahren und Prozessentwicklung" am Deutschen Biomasseforschungszentrum in Leipzig unter: www.dbfz.de/tup



Flotation

Die Flotation ist ein alternatives Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation von Gärresten das aufgrund zusätzlicher Kosten nur selten zum Einsatz kommt. Sie wird ähnlich wie die Dekanterzentrifuge als weiterführende Gärrestaufbereitung eingesetzt, was eine vorhergehende Abtrennung grober Feststoffe durch z. B. einen Pressschneckenseparator oder eine Bandfilterpresse voraussetzt [Fechter 2019]. Bei der Flotation, dargestellt in Abbildung 9, wird der Gärrest in einen Behälter geleitet, der von unten mit Gasblasen beaufschlagt wird. Die Gasblasen werden üblicherweise durch das Einbringen von Druckluft erzeugt. Die Gasblasen lagern sich an die zu suspendierenden Feststoffpartikel im Gärrest an und treiben diese aufgrund erhöhter Auftriebskräfte an die Oberfläche, wo sich ein stabiler Schwimmschlamm ausbildet. Der Schwimmschlamm wird dann mechanisch abgetragen. Die resultierende Flüssigfraktion ist nahezu partikelfrei [Drosg et al. 2015].

Um die Anlagerung der Gasblasen an die zu suspendierenden Feststoffe zu unterstützen und die Flockengröße zu erhöhen, ist der Einsatz von Flotationsmitteln, ähnlich Flockungsmitteln, erforderlich [Drosg et al. 2015].

Flotationsanlagen benötigen 30 – 50 % weniger Platz im Vergleich zu Standard-Sedimentationsanlagen, da in der Regel die erzeugte Auftriebskraft/-geschwindigkeit viel höher als die Sedimentationskraft ist. Darüber hinaus zeichnet sich das Verfahren durch einen geringen Energieverbrauch aus. Nachteile sind der Bedarf an Flotationsmitteln für die Bildung großvolumiger Flocken und ein geringer, zulässiger TS des Gärrestes, sodass Flotation nur selten als Stand-Alone-Technik sinnvoll ist. Der abgetrennte Schwimmschlamm hat einen geringen TS-Gehalt und erfordert ggf. eine weitere Entwässerung.



Abbildung 9: Schematische Darstellung einer Flotationsanlage (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])

Flockung

Flockung wird durch die Zugabe von Flockungsmitteln in Gärresten beabsichtigt, um die Abtrennung von z. B. suspendierten Feststoffen oder Phosphor während der Fest-Flüssig-Trennung zu verbessern. Zur Abtrennung der Flocken kommt ein separater Flockungsschritt mit anschließender Flotation oder Sedimentation nach der mechanischen Feststoffseparation bei der Gärrestaufbereitung zum Einsatz. Ziel der Flockung ist es, das Schweben feiner Partikel im Gärrest zu verhindern und damit die Feststoff Separation zu verbessern. Dies wird entweder durch Entstabilisierung der Partikel mittels chemischer Reaktion oder durch Ladungsabschirmung mit Elektrolytlösungen erreicht (Abbildung 10). Die Folge ist eine Flokkulation, bei der sich die Feinpartikel zu größeren, leichter abtrennbaren Flocken zusammenballen. Dabei sind 3-wertige Ionen (z. B. Fe³⁺ und Al³⁻) bei gleicher Konzentration wirksamer als 2-wertige Ionen (z. B. Ca²⁺). Die Flocken können anschließend mittels Sedimentation, Filtration oder Flotation entfernt werden. Im Rahmen des Projektes Pilot-SBG wird u. a. die Eignung alternativer natürlicher Flockungsmittel untersucht, da diese biologisch abbaubar sind. Durch die Zugabe von Flockungsmitteln kann der Abscheidegrad für Phosphor und somit die gezielte Gewinnung eines festen P-Düngers bei der mechanischen Feststoffseparation deutlich erhöht werden (>95% Gesamtabscheidung). Nachteil dieses Verfahrens ist ein hoher Chemikalieneinsatz (z. B. beim Einsatz von Eisen-Flockungsmittel: 5 - 10 g/L) und die damit einhergehende Möglichkeit zur Bildung von Phosphat im/am Flockungsmittel (z. B. FePO₄), wodurch die Pflanzenverfügbarkeit eingeschränkt wird.



Abbildung 10: Vereinfachte Darstellung der drei Phasen der Flockenbildung: I suspendierte Kolloide, II Neutralisierung der Kolloide durch Flockungsmittel, III Quervernetzung und Vergrößerung der Flocken durch Flockungsmittel (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])

VERFAHREN ZUR BEHANDLUNG ODER EINENGUNG DER FLÜSSIGPHASE

Nach der Feststoffseparation enthält die Flüssigfraktion noch erhöhte Mengen an suspendierten Partikeln, Nährstoffen und Salzen. Eine direkte Einleitung in den Vorfluter ist nach Umweltnormen in der Regel nicht möglich. Die Zusammensetzung der Flüssigfraktion hängt maßgeblich vom Ausgangssubstrat und von den vorangegangenen Verfahrensschritten der mechanischen Feststoffseparation und der weitergehenden Feststoffreduzierung ab.

Die Flüssigfraktion des Gärrestes kann anteilig als Rezirkulat für die Anmaischung im Biogasprozess verwendet werden. Die jeweilige Menge hängt dabei zum einen vom Wassergehalt der zu vergärenden Substrate ab, zum anderen von der Konzentrationswirkung von Ammoniumstickstoff und Salzen im Biogasprozess, die zu einer Inhibierung der Mikroorganismen führen können. In jedem Fall ist eine zumindest teilweise Rückführung als Prozesswasser zu empfehlen, da dadurch der Behandlungsaufwand für die Flüssigfraktion reduziert wird.

Eine weitere Verwendung der Flüssigfraktion kann die Herstellung eines anorganischen, nährstoffreichen Wirtschaftsdüngers sein. Dafür ist eine Vorbehandlung bzw. Einengung mittels Flüssig-Flüssig-Trennverfahren erforderlich. In Abhängigkeit von den Qualitätsanforderungen an das Düngemittel und den verbleibenden Abwasserstrom kommen hierfür einzelne Verfahrensschritte oder eine Kombination mehrerer Verfahrensschritte zum Einsatz.



Von den verfügbaren Technologien zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase werden nachfolgend fünf Verfahren betrachtet: Ammoniakstrippung, Struvit/MAP-Fällung, Vakuum-Verdampfung, Membranfiltration und Ionenaustauschverfahren.

Ammoniakstrippung

Die Ammoniakstrippung der Flüssigfraktion des Gärrestes wird mit dem Ziel eingesetzt, Stickstoff in Form von Ammoniak zu entfernen oder zurückzugewinnen. Die Volatilität des Ammoniaks in der Flüssigfraktion kann durch das Anheben der Temperatur und/oder des pH-Wertes verbessert werden, wie aus Gleichung (1) zu erkennen ist.

(1)
$$\frac{[NH_3]}{[TKN]} = \frac{10^{pH}}{e^{(\frac{6334}{273+T})} + 10^{pH}}$$

Für die Ammoniakstrippung werden im Wesentlichen zwei Verfahren angewandt: Luftstrippung und Dampfstrippung. Bei der Luftstrippung (Abbildung 11) wird die Flüssigfraktion des Gärrestes zuerst mit Abwärme aus der Biogasanlage oder mit einer externen Wärmequelle aufgeheizt (60 - 120 °C) und einer ersten Strippingkolonne zugeführt. In der Kolonne wird CO, aus-

getrieben, um die Pufferkapazität zu senken. In der nachfolgenden, zweiten Kolonne, welche mit Packungen gefüllt ist, um die zur Verfügung stehende Oberfläche für den Ammoniak-Stofftransport zu vergrößern, wird das in der Flüssigfraktion gelöste Ammoniak in den Strippinggasstrom überführt. Zusätzlich wird eine Base (z.B. NaOH) eingeleitet, um den Stofftransport zu verbessern [Vondra et al. 2019]. In der dritten Kolonne wird das Ammoniak in einer Schwefelsäurewäsche aus Gasstrom zurückgewonnen dem und ein Ammoniumsulfatdünger in kommerzieller Qualität generiert [Menkveld und Broeders 2018]. Das gereinigte Gas kann rezirkuliert werden. Die Dampfstrippung, welche vom Aufbau vergleichbar ist mit der Luftstrippung, erfordert höhere Temperaturen für die Dampfbereitstellung. Hingegen kann bei dem Verfahren auf die Schwefelsäurewäsche verzichtet werden, da das Ammoniak mit einer Konzentration

von bis zu 25 - 35 % direkt mit dem Dampf kondensiert werden kann [Drosg et al. 2015].

Ein bedeutender Vorteil der Ammoniakstrippung ist die Gewinnung eines standardisierten, reinen Stickstoffdüngeproduktes, welches direkt vermarktbar ist. Ein Nachteil ist die Verwendung von Füllkörperkolonnen, die aufgrund verbleibender Feststoffe in der Flüssigfraktion des Gärrestes verstopfen können. Daher ist zuvor eine umfassende Feststoffseparation und -reduzierung und ein hoher Wartungs- und Reinigungsaufwand der Kolonnen erforderlich [Bauermeister et al. 2009].

Struvit/MAP-Fällung

Ammonium kann aus der Flüssigfraktion des Gärrestes mittels Struvit-/MAP-Fällung (Magnesium-Ammoniak-Phosphat) entfernt werden. Die Fällung wird durch folgende Reaktion beschrieben:

entstehende Struvit bzw. MAP ist ein wertvolles, direkt vermarktbares Düngemittel, welches pflanzenverfügbares N, P und Mg enthält. Wie in Abbildung 7 und Abbildung 8 dargestellt, können

[Drosg et al. 2015].

(2)
$$Mg^{2+} + NH_4^+ + HPO_4^{2-} + OH^- + 5H_2O \rightarrow MgNH_4$$

Um das Ammoniak in der Flüssigfraktion des Gärrestes zu fällen, wird Magnesiumoxid (MgO) und Phosphorsäure (H₂PO₄) im Überschuss zugegeben, sodass sich ein Nährstoffverhältnis von etwa 1,3:1:0,9 für Mg:N:P einstellt. Zusätzlich wird der pH-Wert mittels NaOH

die Fällungschemikalien entweder in einem ersten Schritt mit anschließender Trennung durch Zentrifugation oder direkt in einem Wirbelschichtreaktor mit integrierter Sedimentation der Struvitkristalle zugegeben werden





Abbildung 11: Schematische Darstellung der Ammoniakstrippung (mit Luft) inklusive CO.,-Abtrennung und Ammoniakrückgewinnung durch Schwefelsäurewäsche (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])

Abbildung 12: Schematische Darstellung der Struvit/MAP-Fällung a) in einer Zentrifuge und b) in einem Wirbelschichtreaktor (basierend auf [Lehmkuhl 1990; Fuchs und Drosg 2010])

auf 8,5-9,0 eingestellt. Das dabei

 $_{1}PO_{4} \cdot 6H_{2}O$

Bei der Gärrestaufbereitung mit Struvit-/MAP-Fällung besteht der wesentliche Nachteil in dem Bedarf großer Mengen Fällungschemikalien, was in hohen Betriebskosten resultiert. Als alternative Prozessführung kann die Rückgewinnung der Fällungsmittel in das Verfahren integriert werden. Werden Struvit bzw. MAP auf weit über 100 °C erhitzt, werden Ammonium und Wasser freigesetzt und das dabei entstehende Magnesiumhydrogenphosphat könnte dann für die Fällung von Ammonium wiederverwendet werden [Drosg et al. 2015].

Vakuum-Verdampfung

Die Verdampfung zur Herstellung eines Düngekonzentrates und/ oder von sauberem Prozesswasser aus der Flüssigfraktion des Gärrestes ist nur für Biogasanlagen interessant, bei denen überschüssige Wärme in ausreichender Menge zur Verfügung steht oder überschüssige Wärme aus anderen Quellen genutzt werden kann. Da viele Biogasanlagen jedoch im ländlichen Raum und weit entfernt von anderen Industrien stehen, stellt sich die Wärmenutzung oftmals problematisch dar [Eriksson und Runevad 2016]. Hauptsächlich werden Zwangsumlaufverdampfer (Abbildung 13) und alternativ Naturumlaufverdampfer (Abbildung 14) eingesetzt. Bei beiden Verdampfungsverfahren wird die Flüssigfraktion des Gärrestes in einem Wärmeübertrager überhitzt und anschließend in den Verdampfer geleitet. Im Zwangsumlaufverdampfer wird der Umlauf mittels einer Umwälzpumpe erzeugt, wohingegen im Naturumlaufverdampfer der Umlauf durch natürliche Konvektion aufgrund von Blasenbildung erzeugt wird. Beide Verdampfer Typen sind unempfindlich gegenüber verbleibenden Feststoffrückständen in der Flüssigfraktion. Die Verdampfung erfolgt üblicherweise bei niedrigen Drücken in einem mehrstufigen Verfahren, sodass der Brüden der einen Stufe die nächste Stufe aufheizen kann. Eine hohe Stufenzahl reduziert dementsprechend den thermischen Energiebedarf. Etabliert sind 3-stufige Prozesse [Drosg et al. 2015].

Vor der eigentlichen Verdampfung der Flüssigfraktion des Gärrestes wird Schwefelsäure (H_2SO_4) hinzugegeben, um den pH-Wert zu reduzieren (ca. 4,5). Ziel ist zum einen CO_2 zu entgasen und zum anderen eine Verschiebung des NH_3 zu NH_{4+} -Gleichgewichts in Richtung des gelösten Ammonium-Ions zu erreichen. So verbleibt der überwiegende Anteil des Stickstoffs während des Verdampfungsprozesses im Konzentrat. Der kondensierte Brüden enthält geringe Mengen an Ammoniak und flüchtigen Säuren. Er eignet sich da-

her nicht für die direkte Ausbringung und wird demnach als Prozesswasser in die Biogasanlage rezirkuliert oder alternativ in eine Kläranlage eingeleitet. Wenn eine direkte Einleitung ermöglicht werden muss, ist eine Nachbehandlung mit Umkehrosmose und/ oder Ionenaustauschverfahren erforderlich. Eine typische Volumenreduktion der Flüssigfraktion des Gärrestes beträgt 50% [Drosg et al. 2015].



Abbildung 13: Schematische Darstellung eines Zwangsumlaufverdampfers (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])



Abbildung 14: Schematische Darstellung eines Naturumlaufverdampfers (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])

Membranfiltration

Der prinzipielle Trennmechanismus der Membranfiltration ist in Abbildung 15 dargestellt. Es ist ein physikalischer Trennprozess, bei dem die aufzubringende Flüssigfraktion des Gärrestes eine semi permeable Membran passiert. In Abhängigkeit der Porengröße bzw. der molekularen Ausschlussgrenze (MWCO) der Membran und dem Transmembrandruck (TMD) werden einige Partikel und/oder Moleküle von der Membran zurückgehalten und aufkonzentriert, während andere durch die Membran permeieren. Die typischen, druckgetriebenen Membranprozesse sind Mikrofiltration (MF), Ultrafiltration (UF), Nanofiltration (NF) und Umkehrosmose (UO). In Tabelle 1 sind MF, UF, NF und UO nach ihrer Porengröße, MWCO und angewandtem TMD kategorisiert. Mit MF und UF können kleinere Partikel bis hin zu Kolloiden als auch gelöste Makromoleküle abgetrennt werden. NF und UO eignen sich zur Entfernung gelöster Salze (Ionen) aus reinem Wasser [Vaneeckhaute et al. 2017].

Es gibt zwei Arten von Membranen: poröse Membranen und Lösungs-Diffusions-Membranen. Poröse Membranen kommen zum Einsatz, wenn die Partikel/Moleküle durch Größenausschluss abgetrennt werden sollen. Das heißt, die Porenstruktur wirkt wie ein Sieb. In Lösungs-Diffusions-Membranen besteht das Trennprinzip in der Fähigkeit der Stoffe, sich in dem Membranmaterial zu lösen und folglich durch Unterschiede in ihrer Diffusionsgeschwindigkeit getrennt zu werden. Es werden entweder Polymer- oder Keramikmembranen verwendet. Keramikmembranen kommen nur bei der MF und UF zum Einsatz und haben den Vorteil, dass sie robuster sind und einer harschen chemischen Reinigung standhalten [Drosg et al. 2015]. Andererseits verlangen Keramikmembranen 5-30-fach höhere Investitionskosten pro m² Membranfläche.

Membranfiltration zur Aufreinigung der Flüssigfraktion des Gärrestes ist ein komplexer Prozess, welcher aus mehreren Teilschritten besteht (Abbildung 10 b)). Im Rahmen der mechanischen Feststoffseparation und -reduzierung ist es notwendig grobe Feststoffe bis hin zu möglichst klei-

Tabelle 1: Kategorisierung der druckgetriebenen Membranprozesse Mikre (MWCO: molekularer Ausschlussgrenze; TMD: Transmembrandruck)

Membranprozess	Porengröße [µm]	MWCO [kDa]	TMD _[bar]
Mikrofiltration	10 ⁻¹ - 10 ¹	> 250	0,5 - 2
Ultrafiltration	10 ⁻² - 10 ⁻¹	1-250	1-10
Nanofiltration	10 ⁻³ - 10 ⁻²	0,1-1	5 - 60
Umkehrosmose	10 ⁻⁴ - 10 ⁻³	< 0,1	10 - 100

nen Partikeln abzutrennen, um ein Verblocken und Fouling der Membranen zu vermindern oder möglichst zu vermeiden. Daher wird üblicherweise eine Dekanterzentrifuge in Kombination mit Flockungsmitteln eingesetzt (siehe Kapitel "Dekanterzentrifuge" und "Flockung"). Der nachfolgende Schritt ist die UF zur Reduktion von suspendierten Partikeln und dem chemischen Sauerstoffbedarf (CSB). Abschließend erfolgt in der UO die Entfernung von Ammoniak und Salzen. Vor der UO kann zur Senkung des pH-Wertes H₂SO₄ hinzugegeben werden, um eine Verschiebung des NH₂ zu NH₄₊-Gleichgewichts in Richtung des gelösten Ammonium-Ions zu erreichen und somit höhere Retentionen zu erzielen. Um einleitfähiges Prozesswasser zu erhalten, ist entweder eine 3-stufige UO oder eine 2-stufige UO in Kombination mit lonenaustauschverfahren erforderlich. Dabei fallen die folgenden Fraktionen an: Feststoff (z. B. N/P-Dünger), UF-Retentat (wird zur Biogasanlage oder in die Feststoffseparation zurückgeführt), UO-Retentat (z. B. N/K-Dünger) und UO-Permeat (einleitfähiges Wasser).

ofiltration, Ultrafiltration, I	Nanofiltration und	l Umkehrosmose
---------------------------------	--------------------	----------------



Der wesentliche Vorteil der Membranfiltration ist die Möglichkeit einleitfähiges Wasser zu erzeugen. Nachteil ist, dass nur eine begrenzte Menge des Gärrestes zu einleitfähigem Wasser umgesetzt werden kann (ca. 50%) und sich das Verfahren zudem durch einen hohen Energieund Chemikalienbedarf auszeichnet [Drosg et al. 2015].

Ionenaustauschverfahren

Das Prinzip des Ionenaustauschverfahrens ist in Abbildung 16 dargestellt. Die kontinuierlichen Festbettkolonnen werden mit einem polymeren Harz befüllt, welches über eine große Oberfläche und geladene Seitenketten verfügt. Nach dem Kontakt mit der Flüssigfraktion des Gärrestes werden die geladenen Ionen (z. B. Na⁺), die an die Seitenketten des Harzes gebunden sind, durch andere, ebenfalls geladene Ionen (z.B. NH⁴⁺) ersetzt. Auf diese Weise wird die Konzentration, z. B. an NH⁴⁺, in der Flüssigfraktion verringert. Da die Ionen stöchiometrisch ausgetauscht werden, ist das lonenaustauscherharz nach einer bestimmten

Abbildung 15: a) Schematische Darstellung Membranfiltration und b) typische Separationskaskade für die Gärrestaufbereitung mittels Membranfiltration (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])

Prozesslaufzeit vollständig beladen und muss regeneriert werden, z. B. mit Natriumchlorid (NaCl). Anschließend kann ein neuer Zyklus gestartet werden [Drosg et al. 2015].

In der Praxis finden Ionenaustausch-

verfahren bei der Aufbereitung der

Flüssigfraktion des Gärrestes nur

geringfügig Anwendung. Der haupt-

sächliche Grund dafür ist, dass die

Flüssigfraktion für den Einsatz mit lo-

sein muss, was ausschließlich nach

dem Einsatz einer Membranfiltration

garantiert werden kann. So kann ein

Ionenaustauschverfahren z. B. zur end-

feststofffrei

nenaustauscherharzen

gültigen Entfernung von Ammonium nach 2-stufiger UO in einem Membranreinigungskonzept eingesetzt werden.



Ionenaustauscherharz [Fuchs und Drosg 2010]

Hydrothermale Prozesse

Hydrothermale Prozesse (HTP) sind Verfahren für den Aufschluss, die Aufbereitung oder der Veredlung insbesondere stark wasserhaltiger Biomassen und Reststoffe unter erhöhtem Druck und erhöhter Temperatur in feste, flüssige oder gasförmige Produkte. Der wichtigste Bestandteil in diesen Prozessen ist flüssiges Wasser und seine veränderten Eigenschaften unter diesen Bedingungen. Da mit steigenden Temperaturen und Drücken verschiedene Produkte zu variierenden Anteilen entstehen, wird grundsätzlich zwischen hydrothermaler Carbonisierung (HTC), hydrothermaler Verflüssigung (HTL) und hydrothermaler Vergasung (HTG) unterschieden.

Zu eben diesen nassen Einsatzstoffen zählen neben Grün- und Bioabfallfraktionen, tierischen Exkrementen und Klärschlamm auch Gärreste sowie Faulschlämme. Die HTC hat dabei zum Ziel, ein primär festes Produkt - sogenannte Hydrokohle - zu erzeugen, die insbesondere aufgrund ihres deutlich geringeren Wassergehalts als Energieträger in Frage kommt. Die HTL zielt hingegen auf ein flüssiges Produkt - das soge-

Hydrothermale Carbonisierung

Der Prozess der HTC läuft üblicherweise bei Temperaturen von 180 – 280 °C und Drücken von etwa 10 – 65 bar für wenige Stunden ab [Libra et al. 2014]. Bei der Verarbeitung von Reststoffen sind vor allem die unteren Temperatur- und Druckbereiche ökonomisch von Vorteil, da sich höhere Temperatur- und Druckbereiche zumeist nur für die Erzeugung hochwertiger Funktionskohlenstoffe Feuchte biogene Rohstoffe





nannte Biocrude - ab. das in seiner Zusammensetzung einem fossilen Öl ähnlich ist und nach entsprechender Aufbereitung für flüssige Kraftstoffe in Frage kommt. Die HTG liefert als Hauptprodukt ein Synthesegas, das je nach Prozessführung maßgeblich Methan oder Wasserstoff enthält. Hohe Ausbeuten und

aus deutlich weniger belasteten Ausgangsmaterialien vorteilhaft sind. Bei sehr feuchten Reststoffen mit Wassergehalten >75%, wie z. B. Gärresten, kann auf die Zugabe von verzichtet werden. Frischwasser Das entstehende Produktgemisch kann mittels Fest-Flüssig-Trennung (siehe Kapitel "Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzie-



Abbildung 17: Mögliche Ausgangsstoffe und Produkte hydrothermaler Prozesse

Effizienzen lassen sich dabei vor allem mit noch nicht vergorenen Einsatzstoffen erzielen. Damit steht die HTG in direkter Nutzungskonkurrenz mit der Biogaserzeugung und wird daher hier nicht weiter thematisiert [Sharma et al. 2022].

rung") in Hydrokohle und Prozesswasser getrennt werden.

Die Hydrokohle weist im Vergleich zum ursprünglichen Gärrest einen geringeren Wassergehalt (< 40%) [Stemann 2013] und Gehalt an bspw. Alkalien (v. a. K und Ca) auf, wodurch die Aschebildung und Emissionsneigung in nachgeschalteten Prozessen begünstigt wird [Reza et al. 2013]. Daher eignet sich dieses Produkt für eine Energieerzeugung durch Verbrennung oder Vergasung [Ischia und Fiori 2020]. Insbesondere bei phosphorreichen Ausgangsstoffen (z. B. Gärreste mit einem hohen Anteil von Schweine- oder Rindergülle oder Faulschlamm) kann durch eine bestimmte Prozessführung während des HTC-Prozesses der Verbleib des Phosphors beeinflusst werden und entweder vollständig in die Hydrokohle oder ins Prozesswasser verschoben werden [Belete et al. 2021; Lühmann und Wirth 2020; Knötig et al. 2021]. Aus der Hydrokohle kann Phosphor über etablierte Wege bspw. über eine Verbrennungsasche zurückgewonnen werden. Aus dem Prozesswasser kann Phosphor über eine MAP Fällung abgetrennt werden. Trotz der teils hohen Nährstoffkonzentrationen in der Hydrokohle ist aufgrund weiterer Verunreinigungen und organischer Anhaftungen aus dem Prozesswasser von einer direkten bodenbezogenen Verwertung abzusehen. Entsprechende

Nachbehandlungen (bspw. Lagerung oder Kompostierung) können jedoch eine Nutzung als Bodenhilfsstoff und gleichzeitig als Kohlenstoffsenke ermöglichen [Busch et al. 2013; Reza et al. 2014].

Neben der Hydrokohle entsteht ein Prozesswasser, das reich an leicht flüchtiger Organik ist. Aus diesem Grund bietet sich die Rückführung des Prozesswassers in den Biogasprozess an [Wirth 2021], wodurch die Energieausbeute bezogen auf den initialen Einsatzstoff der Biogaserzeugung weiter gesteigert werden kann [Funke et al. 2013]. Nichtsdestotrotz ist bei besonders nassen Einsatzstoffen das Ausschleusen von Wasser aus dem Gesamtverfahren unabdingbar, sodass u. a. in "Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase" beschriebenen Verfahren zur Prozesswasserreinigung auch im HTC-Prozess zur Anwendung kommen müssen und somit den größten Nachteil des HTC-Verfahrens darstellen.

Einzug in die Praxis hält das Verfahren aktuell nur in wenigen Demonstrationsanlagen weltweit [Deutsche Phosphor Plattform 2017]. Größtes Hemmnis der Verbreitung der Technologie ist rechtlicher Natur. Bei der Verwendung von Rest- und Abfallstoffen verbleiben auch die Produkte im Bereich des Abfallrechts, was sich in umfangreicheren Genehmigungsprozessen und zugleich geringerer erzielbarer Produktpreise widerspiegelt, da den Produkten weiterhin nur eine mindere Qualität unterstellt wird. Dadurch konzentrieren sich die Arbeiten zu hydrothermalen Prozessen von Gärresten aktuell auf den Labor-bis Demonstrationsmaßstab, die zudem zumeist als Anlagen für den Batchbetrieb ausgelegt sind. Hier ergibt sich folglich noch ein breites Optimierungspotential bei der Umstellung des HTC-Prozesses auf eine ökonomisch sinnvollere kontinuierliche Fahrweise.

Das Feststoffprodukt, welches der Hydrokohle der HTC ähnelt, eignet sich aufgrund des geringen Brennwerts nicht für eine energetische Verwendung. Es enthält Nährstoffe wie Phosphor, Magnesium, Calcium und Eisen in Form von Salzen, die in den Nährstoffkreislauf rezirkuliert werden können. Weiterhin ist auch der Einsatz als Bodenhilfsstoff denkbar. Im Prozesswasser finden sich ähnlich zur Flüssigphase der HTC vornehmlich monomere Abbauprodukte und leicht flüchtige Organik, was einen hohen CSB von 30-50g/L zur Folge hat [Thomsen et al. 2022; Stutzenstein et al. 2018]. Eine direkte Entsorgung über Klärwerke gestaltet sich entsprechend schwierig. Die Behandlung und Entsorgung dieser Phase ist aktuell womöglich das größte Hindernis für den Markteintritt der Technologie, kann aber ebenfalls durch die in Kapitel "Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase" beschriebenen Technologien weiter aufbereitet werden. Die anfallenden Stoffe eignen sich aber auch gut für eine anaerobe Vergärung, was eine gleichzeitige Behandlung der Flüssigphase und eine Methanerzeugung ermöglicht. Zudem können die organischen Bestandteile nassoxidiert werden. wobei jedoch große Mengen an CO, anfallen. Die Durchführung im Pilot-Maßstab findet vornehmlich in kontinuierlicher Fahrweise statt und ist weltweit in mehreren Forschungsanlagen gut demonstriert [Johannsen et al. 2021; Elliott et al. 2015].

Abbildung 18: Anlagenlandschaft im Bereich der hydrothermalen Prozesse am DBFZ in Leipzig

Hydrothermale Verflüssigung

Die HTL findet bei Temperaturen im Bereich von 275 - 375 °C und Drücken von 60-220 bar statt, typische Reaktionszeiten liegen unterhalb einer Stunde [Gollakota et al. 2018]. Wie auch bei der HTC können wässrige Biomassen mit Feststoffgehalten von bis 30% ohne Vorbehandlung verarbeitet werden.

Das Hauptenergieprodukt ist das sogenannte Biocrude - eine viskose, hydrophobe Flüssigkeit mit hohem Brennwert (typischerweise > 30 MJ/ kg). Das Biocrude kann durch eine einfache Fest-FlüssigTrennung in Form einer Filtration bzw. Sedimentation mit anschließendem Dekantieren von den übrigen Produktphasen (Feststoff und eine weitere wässrige Phase) getrennt werden [Castello et al. 2018]. Eine weitere Veredelung durch Hydrierung zur Entfernung von Heteroatomen (insbesondere Stickstoff und Sauerstoff) und Raffination ermöglicht die Nutzung als Kraftstoff bspw. für den Schiffs- oder Flugverkehr oder die Integration als Erdölsubstitut in etablierte Wertschöpfungsketten [Cronin et al. 2022]. Biocrude entsteht insbesondere aus Fettsäuren und der Kreuzreaktion von Zuckern und Aminosäuren (Maillard-Reaktion). Dementsprechend sind Biomassen mit hohem Fettgehalt für diesen Prozess besonders interessant. Bisherige Untersuchungen mit wässrigen Abfallbiomassen wie Klärschlammen, Güllen und Gärresten zeigen jedoch, dass auch mit diesen trotz vergleichsweise geringer Fettgehalte hohe Energieausbeuten von bis zu 76 % (für anaerob behandelte Rindergülle) erzielt werden können [Eboibi et al. 2015].



Weitere Informationen zu hydrothermalen Prozessen: www.dbfz.de/htp



TECHNO-ÖKONOMISCHER VERGLEICH DER VERFAHREN ZUR GÄRRESTAUFBEREITUNG

Im Rahmen des techno-ökonomischen Vergleichs werden die Verfahren berücksichtigt, welche bereits in der kommerziellen Gärrestaufbereitung eingesetzt werden bzw. ein Technology Readiness Level (TRL) größer 8 aufweisen. Die aufgeführten Verfahren zur Fest-Flüssig- und Flüssig-Flüssig-Trennung von Gärresten sind überwiegend noch nicht als Stand der Technik etabliert, kommen jedoch bereits im kommerziellen Maßstab zur Anwendung (TRL = 8-9). Hydrothermale Verfahren zur Behandlung von Gärresten sind dagegen noch nicht über den Pilotmaßstab hinausgekommen (TRL = 4-7). Im Folgenden werden daher nur die in den Kapiteln "Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase" und "Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation und weitergehenden Feststoffreduzierung" vorgestellten Einzeltechnologien zur Gärrestaufbereitung betrachtet. Der bewertende Vergleich erfolgt hinsichtlich ähnlicher Funktionen bei der Gärrestaufbereitung in den Verfahrensgruppen mechanische Feststoffseparation, weitergehende Feststoffreduzierung und Behandlung oder Einengung der Flüssigphase. Diese Gruppierung ist äguivalent zu der bisher vorgenommenen Unterteilung.

Die Bewertung und der Vergleich erfolgen semiquantitativ und basieren auf der methodischen Vorgehensweise nach Fuchs und Drosg [Fuchs und Drosg 2010]. Ein Quervergleich zwischen den definierten Gruppen ist nicht zulässig. Die Verfahren werden hinsichtlich verschiedener Bewertungskriterien unterteilt. Der technische Entwicklungsstand beschreibt den Reifegrad eines Verfahrens. Die Anwendbarkeit berücksichtigt die Notwendigkeit einer Vorbehandlung, die Einfachheit des Verfahrens, die Betriebssicherheit, die Umweltverträglichkeit sowie die Abhängigkeit von lokalen Rahmenbedingungen. Das Kriterium Aufwand/Kosten umfasst den spezifischen Energieverbrauch, die Investitionen, den Betriebsmittelverbrauch und den Betreuungsaufwand. Die Endproduktgualität wird anhand der erzielten Feststoffgualität, der Feststoffreduktion im Ablauf, der Reduktion des Gärrestmenge für die Weiter-

rauch und den d. Die **Endpro-**

gruppen relevant sind.

verarbeitung und des Produktwertes

bewertet. Die Bewertung erfolgt sym-

bolisch von 😳 bis 😇. Die Bedeutung

der Symbole ist in Tabelle 2 erläutert.

Darüber hinaus wird der techno-öko-

nomische Vergleich im Folgenden

durch weitere Informationen ergänzt,

welche für die einzelnen Verfahrens-

Tabelle 2: Bedeutung der Symbole für den techno-ökonomischen Vergleich der Verfahren zur Gärrestaufbereitung

ewertung	Bedeutung
•	Das Verfahren weist signifikante Vorteile gegenüber den Vergleichsverfahren oder im Bereich des angegeben Bewertungskriteriums auf.
•	Das Verfahren weist geringe Vorteile gegenüber den Vergleichsverfahren oder im Bereich des angegebenen Bewertungskriteriums auf.
	In Abhängigkeit der eingesetzten Verfahrensvariante oder anderen Rahmenbedingungen kann das Verfahren für das Bewertungskriterium sowohl positive als auch negative Eigenschaften aufweisen.
0	Das Verfahren weist geringe Nachteile gegenüber den Vergleichsverfahren oder im Bereich des angegebenen Bewertungskriteriums auf.
•	Das Verfahren weist große Nachteile gegenüber den Vergleichsverfahren oder im Bereich des angegebenen Bewertungskriteriums auf.

Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation

Die drei Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation - Pressschneckenseparator, Dekanterzentrifuge und Bandfilterpresse - sind technologisch ausgereift und weisen einen vergleichbaren Entwicklungsstand auf. Bei der Dekanterzentrifuge und der Bandfilterpresse ist jedoch der Aufwand zur Ermittlung geeigneter Prozessparameter deutlich höher. Der Pressschneckenseparator wird gewählt, wenn die Anforderungen an den Feststoffaustrag oder die Restkonzentration an Feststoff im Filtrat gering sind. Er zeichnet sich durch eine einfache Verfahrensweise. Robustheit und einen geringen Energieverbrauch aus. Die Dekanterzentrifuge ermöglicht im Vergleich zum Pressschneckenseparator eine weitergehende Entfernung von Feinpartikeln, wie sie z. B. für die nachfolgende Behandlung mittels Membranfiltration erforderlich ist. Für eine gezieltere Phosphor-Abscheidung ist meist die Zugabe von Flockungsmitteln erforderlich. Ein großer Nachteil der Dekanterzentrifuge sind die hohen Investitionskosten und der enorme Energiebedarf. Außerdem sind der allgemeine Wartungsaufwand und die Anfälligkeit gegenüber Störstoffen höher als beim Pressschneckenseparator. Mittels Bandfilterpresse kann ebenfalls eine verbesserte Feststoffabtrennung im Vergleich zum Pressschneckenseparator erzielt werden. Im Gegensatz zur Dekanterzentrifuge geschieht dies jedoch nicht durch einen erhöhten Energieverbrauch, sondern durch einen erhöhten Einsatz von Flockungsmitteln. Der hohe und kostenintensive Chemikalieneinsatz ist der wesentliche Nachteil des Verfahrens.

Tabelle 3: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich der Verfahren zur mechanischen Feststoffseparation [Fuchs und Drosg 2010; Wetter 2018; Verbeke et al. 2021; Bamelis 2016; Postma et al. 2012; Schröder et al. 2009]

Bewertungskriterien	Pressschnecken- separator	Dekanter- zentrifuge	Bandfilter- presse
echnischer Entwicklungsstand	•	•	••
Anwendbarkeit	•	•	•
Aufwand/Kosten	•	•	•
Endproduktqualität	00	0	00
Durchsatz [m³/h]	4 - 15	30 - 100	4 - 30
rockenrückstand [%]	25 - 35	25 - 30	20 - 25
Phosphor-Abscheidegrad [%]	20 - 40	60 - 80	50 - 75
nvestitionskosten	35.000 - 50.000€ (V _{Input} = 3-5 m³/h)	80.000 - 100.000€ (V _{Input} = 3 - 5 m³/h)	75.000 - 150.000€ (V _{Input} = 0,5 - 2tTS/h)
Betriebskosten [bezogen auf Investitionskosten pro Jahr]	3 - 5 %	3 – 7 %	5%
Spezifischer Energieverbrauch [kWh/m³Input]	0,3-0,7	3-5	0,9 - 2,2

Darüber hinaus ist der Entwässerungsgrad des gewonnenen Filterkuchens meist gering, was eine weitere Behandlung erschwert. Aus den zuvor genannten Gründen werden Dekanterzentrifuge und Bandfilterpresse häufig mit einem Pressschneckenseparator als Vorbehandlungsstufe kombiniert. Der Wert des Endprodukts nach der mechanischen Feststoffseparation ist bei allen drei Verfahren gering, da die Feststofffraktion noch einen relativ hohen Wasseranteil aufweist und die flüssige Fraktion Feststoffpartikel enthält. Tabelle 3 zeigt einen techno-ökonomischen Vergleich der drei Verfahren mit Angaben zu Durchsatzleistung, Trockenrückstand, Phosphor-Abscheidegrad, spezifischem Energieverbrauch sowie Investitions- und Betriebskosten. [Fuchs und Drosg 2010; Wetter 2018]

Verfahren zur weitergehenden Feststoffreduzierung

Die Verfahren zur weitergehenden Feststoffreduzierung – Flotation und Flockung – dienen dazu, den Abscheidegrad an Feinpartikeln während der mechanischen Feststoffseparation weiter zu verbessern. Flotationsverfahren sind in der Gärrestaufbereitung bisher wenig etabliert, werden aber als interessante Option betrachtet. Die Flotation ist weitweniger energieintensiv als der Einsatz der Dekanterzentrifuge und könnte daher eine geeignete Zusatzoption zur Entfernung von Feinpartikeln darstellen. Dabei ist auch der Einsatz von Flockungsmitteln notwendig, weswegen Voruntersuchungen notwendig sind, um den Chemikalienbedarf und die damit verbundenen Kosten zu minimieren. Nachteil ist jedoch der geringe Entwässerungsgrad des gewonnenen Filterkuchens. Der Einsatz von Flockungsmitteln zur weiteren Feststoffreduzierung ist generell bei der Gärrestaufbereitung technisch gut etabliert und findet, wie zuvor gezeigt, bei vielen Separationsverfahren Anwendung. Die Herausforderungen bestehen im Wesentlichen darin effiziente und biologisch abbaubare Flockungsmittel zu entwickeln. Herkömmliche Flockungsmittel oder Polymere kosten 2,5 – 3,5 €/kg und geeignete Komplexbildner, wie z. B. FeCl3, 0,15 €/kg. Tabelle 4 zeigt einen techno-ökonomischen Vergleich der beiden Verfahren mit Angaben zum Trockenrückstand, zum spezifischen Energieverbrauch sowie zu den Investitions- und Betriebskosten. [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021]

Tabelle 4: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich der Verfahren zur weitergehenden Feststoffreduzierung [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021; Brienza 2018; Cocolo 2013; Bamelis 2016]

Bewertungskriterien	Flotation	Flockung
Technischer Entwicklungsstand	0	•
Anwendbarkeit	0	-
Aufwand/Kosten	0	•
Endproduktqualität	•	00
Trockenrückstand [%]	3-8	\otimes
Investitionskosten	490-930€/t _{input} /h	50.000€ (Verarbeitung von 10.000 t _{Flockungsmittel} ∕a)
Betriebskosten	1% der Investitionskosten pro Jahr	0,8 – 2€/t _{Flockungsmittel}
Spezifischer Energieverbrauch [kWh/m³Input]	0,5 - 1,4	k. A.

Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase

Die techno-ökonomische Bewertung und der Vergleich der Verfahren zur Behandlung oder Einengung der Flüssigphase des Gärrestes wird aufgrund der unterschiedlichen Voraussetzungen für die einzelnen Prozesse und die verschiedenen Produkte in zwei Unterkategorien aufgeteilt:

- Verfahren zur Aufkonzentrierung der Flüssigphase
- Verfahren zur Stickstoffentfernung

Zur Aufkonzentrierung der Flüssigphase eignen sich Vakuumverdampfung und Membranfiltration. Die Eindampfung der Flüssigphase unter Vakuum ist eine ausgereifte Technologie, welche durch die Nutzung überschüssiger Abwärme ökonomisch sinnvoll sein kann. Einen erheblichen Kostenfaktor stellt dabei die zur pH-Wert-Absenkung (auf ca. 4,5) benötigte Schwefelsäure dar. Darüber hinaus kann die Entsorgung des anfallenden Kondensatstromes, der noch geringfügig Ammoniak und organische Inhaltsstoffe enthält, hohe Einleitgebühren erfordern und somit die Gewinne mindern oder diese sogar übersteigen. Als Alternative kann das Kondensat mittels UO aufgearbeitet werden. Der Produktstrom aus der Vakuum-Verdampfung ist ein um bis zu 80% volumenreduziertes Nährstoffkonzentrat.

Die Membranfiltration ist eine geeignete Technologie, wenn eine vollständige Aufbereitung oder Direkteinleiterqualität der Flüssigphase angestrebt wird. Ein typisches Verfahren ist die Aufbereitung mittels UF und anschließender UO nach entsprechender Feststoffentfernung. Prozesslimitierende Faktoren für die UF sind vor allem der Feststoffanteil in der Flüssigphase, der sich im Membranfouling und der damit einhergehenden Abnahme des Mem-

Tabelle 5: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich der Verfahren zur Aufkonzentrierung der Flüssigphase [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021; Hoop et al. 2011; Herbes et al. 2020]

Bewertungskriterien	Vakuum-Ver
Technischer Entwicklungsstand	•
Anwendbarkeit	•
Aufwand/Kosten	e
Endproduktqualität	•
Volumenreduktion [%]	≥8
Investitionskosten	4.000 - 33.000 €,
Betriebskosten	3,4 - 4,6 €
Spezifischer Energieverbrauch [kWh/m³Input]	300 -

widerspiegelt, brandurchflusses sowie die zunehmende Viskosität des Konzentrats. Der Betrieb der UO wird dagegen als stabil und gut etabliert angesehen. Die Betriebskosten werden neben dem Bedarf an elektrischer Energie im Wesentlichen durch die Membranreinigung (ca. 14-tägig) und dem Chemikalienverbrauch zur pH-Absenkung vor der UO bestimmt. Als Produktströme entstehen ein Nährstoffkonzentrat, das in der Regel als Flüssigdünger verwendet wird, einleitfähiges Wasser und aus der UF ein stark organisch beladenes Konzentrat, das entsorgt werden muss oder in den Biogasprozess zurückgeführt werden kann. Tabelle 5 zeigt einen techno-ökonomischen Vergleich der beiden Verfahren mit Angaben zur erzielbaren Volumenreduktion, zum spezifischen Energieverbrauch sowie zu den Investitions- und Betriebskosten. [Fuchs und Drosg 2010]



Verfahren zur Stickstoffentfernung sind die Ammoniakstrippung, die Struvit/MAP-Fällung und Ionenaustauschverfahren. Die Ammoniakstrippung hat den Vorteil, dass der Stickstoff aus der Flüssigphase des Gärrestes entfernt wird und gleichzeitig ein wertvolles Rohprodukt gewonnen wird. Nachteilig ist, dass für eine effiziente Trennung eine hohe Austauschfläche zwischen Gas- und Flüssigphase erforderlich ist, die üblicherweise durch Füllkörperkolonnen realisiert wird. Die entsprechenden Einbauten sind jedoch sehr verstopfungsanfällig, so dass eine umfangreiche Vorbehandlung zur Feststoffentfernung notwendig ist. Daher bedarf es weiterer Entwicklungen, um diese Technologie großtechnisch umsetzen zu können. Die Betriebskosten werden vor allem durch die Bereitstellung der notwendigen thermischen Energie und den Einsatz von Chemikalien zur pH-Wert Anhebung bestimmt. Die Ammoniakstrippung kann somit an Standorten, an denen Abwärme zur Verfügung steht, ökonomisch sinnvoll sein.

Die Struvit/MAP-Fällung kommt vereinzelt im Bereich der Abwasserbehandlung zum Einsatz. Das Verfahren zeichnet sich durch eine einfache Verfahrensführung, aber auch durch hohe Chemikalienkosten und ein vergleichsweise geringwertiges Produkt, das Struvit/MAP-

Präzipitat, aus. Problematisch bei der Gärrestbehandlung ist, dass Phosphor und Magnesium überwiegend in der Festphase gebunden sind. Daher verbleibt der Stickstoff nach der Feststoffabtrennung überwiegend in der Flüssigphase, was die Zugabe großer Mengen Phosphat und Magnesium für die Fällungsreaktion erforderlich macht. Die damit verbundenen hohen Chemikalienkosten lassen den Einsatz des Verfahrens unter den derzeitigen ökonomischen Bedingungen als unwahrscheinlich erscheinen.

Ebenso besitzen lonenaustauschverfahren bei der Gärrestaufbereitung nur eine eingeschränkte Bedeutung, da sich diese Art der Nachbehandlung nur für die Entfernung von geringen Restkonzentrationen an Ammonium eignet. So lohnt sich der Einsatz nach derzeitigem Stand nur, um Grenzwerte für die Einleitfähigkeit des Wassers einzuhalten, z. B. nach einer UO. Daneben ist im Vorfeld des Prozesses eine umfangreiche Vorbehandlung, insbesondere die Entfernung von Partikeln, notwendig, um eine Verstopfung des Ionenaustauschmaterials in der Festbettkolonne zu vermeiden. Das Ionenaustauschmaterial ist üblicherweise ein polymeres Harz, welches nach drei bis fünf Jahren ausgetauscht werden muss (Kosten: 1,2 – 6€/IHarz).

Die Entsorgungskosten dieser Materialien bewegen sich zwischen 42-85€/t_{Harr} oder bei stark belastetem Zustand bis zu 840€/tuar. Hinzu kommt, dass bei der Regeneration des polymeren Harzes mit, z. B. Kochsalzlösung oder Schwefelsäure, Konzentrate mit hohen Salzgehalten anfallen, welche einer entsprechenden Verwertung/Entsorgung zugeführt werden müssen. Tabelle 6 zeigt einen techno-ökonomischen Vergleich der Verfahren zur Stickstoffentfernung, sowie Informationen zu Stickstoffrückgewinnungsraten, zum spezifischen Energieverbrauch, Investitions- und Betriebskosten. [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021]

Tabelle 6: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich der Verfahren zur Stickstoffentfernung [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021; Herbes et al. 2020; Barampouti et al. 2020; Collivignarelli et al. 1998; Vaneeckhaute et al. 2017; Veltman 2012; Ewert 2014; Battistoni et al. 2005; Battistoni et al. 2002; Dardel 2021; Brienza 2018; Wirthensohn et al. 2009]

Bewertungskriterien	Ammoniak- strippung
Technischer Entwicklungsstand	•
Anwendbarkeit	
Aufwand/Kosten	•
Endproduktqualität	•
Stickstoffrückgewinnung [%]	80 - 90 %
Investitionskosten	40.000 - 250.000 t _{Input} /h
Betriebskosten	1,95 - 8,6€/m³ _{In}
Spezifischer Energieverbrauch [kWh/m³Input]	1,8 - 11,2

Abbildung 19: Forschungsmodul zur Ultrafiltration in der Pilotanlage für erneuebares Methan am DBFZ in Leipzig





DAS VORHABEN PILOT-SBG



Abbildung 20: Strukturplanderersten Projektphase Pilot-SBG

Das Vorhaben fokussiert als innovationsunterstützende Dienstleistung auf die Weiterentwicklung von fortschrittlichem erneuerbarem Methan als Kraftstoff in Deutschland. Es baut auf der in der ersten Proiektphase geplanten und errichteten Pilotanlage im Technikumsmaßstab und entsprechenden Vorversuchen auf. Der Während nach der Inbetriebnahme der Anlage im Jahr 2023 der technologische Schwerpunkt im Projekt auf der erfolgreichen Pilotierung und Prozessoptimierung liegt, werden darüber hinaus Rückschlüsse für modulspezifische und konzeptionelle Optimierungsansätze und den Erfolg im kommerziellen Maßstab abgeleitet. Die Optimierungs-

Das Vorhaben Pilot-SBG adressiert die Bereitstellung von erneuerbarem Methan als Energieträger für schwer elektrifizierbare Verkehrssektoren.

innovative Verfahrensansatz der Pilotanlage zielt auf die Erhöhung der Methanausbeute aus dem Biogasprozess, u. a. durch die Verwertung des biogenen CO₂ mit grünem Wasserstoff. Zentrale Aspekte einer begleitenden Machbarkeitsanalyse sind vor allem die Ressourcenverfügbarkeit und -verteilung sowie weitere Standort-, Infrastruktur- und Marktfragen (Abbildung 20).

kriterien der Prozessführung und der Prozesskette sind dabei Ressourceneffizienz und die Schließung von Stoffkreisläufen sowie Treibhausgasvermeidungskosten.

In den zwei Teilpaketen werden daher praktische Forschungsversuche einerseits und deren Bewertung auf konzeptioneller Ebene andererseits realisiert. Neben dem reproduzierbaren Routinebetrieb der Gesamtanlage in Versuchs-

kampagnen mit agrarischen (Stroh und Rindergülle) und urbanen (Bioabfall: Biogut und Grüngut) Ressourcen werden auch modul- und schnittstellenspezifische Versuchsreihen durchgeführt. Basierend auf der Modellierung und Skalierung der Versuchsergebnisse sowie einer Erweiterung der Bilanzgrenzen auf die gesamte Bereitstellungskette werden neben der ökologischen Bewertung auch Kosten- und Erlös-Strukturen betrachtet.

Im Anschluss an das Projekt Pilot-SBG soll die Pilotanlage als zentraler Bestandteil einer Technologieplattform für weiterführende Forschungs- und Entwicklungsprojekte mit Partnern aus Wirtschaft und Wissenschaft dienen. Von besonderem Vorteil ist dabei die hohe Flexibilität der Anlage hinsichtlich einer bspw. veränderten Anordnung oder Erweiterung der modularen Prozesskette.

ÜBERBLICK FOKUSHEFTE 2023 – 2025

Biogene Reststoffe und Abfälle gewinnen im Kontext der Energie- und Verkehrswende und einer biobasierten Wirtschaft zunehmend an Bedeutung. Die Bereitstellung von erneuerbarem Methan als Kraftstoff im Verkehr kann dabei einen wesentlichen Beitrag leisten. Im Vorhaben Pilot-SBG wird in einem integrierten Konzept aus biogenen Rest- und Abfallstoffen über die anaerobe Fermentation Biogas produziert und dieses anschließend mit grünem Wasserstoff zu Methan umgesetzt. Um das Konzept optimal zu unterstützen, werden neben den technologischen Fragestellungen innerhalb des Vorhabens auch Themen der Markt- und Standortanalyse adressiert. Ein erster Meilenstein ist die übersichtliche Zusammenfassung des Status quo in einer Veröffentlichungsreihe zu ausgewählten Schwerpunkten.

Die Fokushefte zu den Themen Substrataufbereitung. anaerobe Fermentation, Methanisierung sowie Gärrestaufbereitung orientieren sich an den Hauptprozessschrit-Pilotanlagenkonzeptes. ten des

64×

Irbane

In jedem Fokusheft wird ein Überblick über die verfügbaren Optionen des jeweiligen Prozessschritts gegeben und diese werden in einem kurzen technischen, ökonomischen und ökologischen Vergleich einander gegenübergestellt. Analog hierzu verfahren auch die beiden Fokushefte zur Wasserstoffbereitstellung sowie zur Methanverflüssigung. Diese Prozessschritte sind zwar nicht Bestandteil der Pilotanlage, aber für eine Skalierung in den kommerziellen Maßstab unabdingbar (Abbildung 21).

Die Ergebnisse der Machbarkeitsanalyse aus der ersten Projektphase sind neben dem vorliegenden Fokusheft zur Marktanalyse und Treibhausgasquote zusammenfassend in denen zur Standortanalyse und Ressourcen-



Abbildung 21: Prozessschritte in der Pilotanlage (grün) und Betrachtungsrahmen für den kommerziellen Maßstab (grün + petrol)

(*****)

verteilung sowie Infrastrukturanalyse dargestellt, wobei sie thematisch vielfach ineinandergreifen.

Die Umsetzung von integrierten Bereitstellungskonzepten für erneuerbares, also bio- und strombasiertes Methan ist von zahlreichen Faktoren abhängig und kann in seiner standortspezifischen Ausgestaltung sehr unterschiedlich ausfallen. Ein erstes Beispielkonzept für die Umsetzung im kommerziellen Maßstab wird in einem weiteren Fokusheft dargestellt.

>>> Weitere Informationen: Monitoringbericht "Erneuerbare Energien im Verkehr"







Abbildung 22: Pilotanlage zur Herstellung von erneuerbaren Methan auf dem Gelände des Deutschen Biomasseforschungszentrum gemeinnützige GmbH in Leipzig



©DBFZ 2025









ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1: Übersicht technischer Verfahren zur Gärrestbehandlung und -verwertung
Abbildung 2: Fest-Flüssig-Trennung bei der Gärrestaufbereitung (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 3: Pressschneckenseparator in der Pilotanlage für erneuerbares Methan am DBFZ in Leipzig
Abbildung 4: Schematische Darstellung eines Pressschneckenseparators (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010]) 7
Abbildung 5: Dekanterzentrifuge in der Pilotanlage für erneuerbares Methan am DBFZ in Leipzig
Abbildung 6: Schematische Darstellung einer Dekanterzentrifuge (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 7: Schematische Darstellung einer Dekanterzentrifuge (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 8: Schematische Darstellung einer Vakuumfilterpresse (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 9: Schematische Darstellung einer Flotationsanlage (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010]) 10
Abbildung 10: Vereinfachte Darstellung der drei Phasen der Flockenbildung: I suspendierte Kolloide, II Neutralisierung der Kolloide durch Flockungsmittel, III Quervernetzung und Vergrößerung der Flocken durch Flockungsmittel (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])11
Abbildung 11: Schematische Darstellung der Ammoniakstrippung (mit Luft) inklusive CO ₂ -Abtrennung und Ammoniakrückgewinnung durch Schwefelsäurewäsche (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])12
Abbildung 12: Schematische Darstellung der Struvit/MAP-Fällung a) in einer Zentrifuge und b) in einem Wirbelschichtreaktor (basierend auf [Lehmkuhl 1990; Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 13: Schematische Darstellung eines Zwangsumlaufverdampfers (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 14: Schematische Darstellung eines Naturumlaufverdampfers (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010]). 14
Abbildung 15: a) Schematische Darstellung Membranfiltration und b) typische Separationskaskade für die Gärrestaufbereitung mittels Membranfiltration (basierend auf [Fuchs und Drosg 2010])
Abbildung 16: Schematische Darstellung Ionenaustauscherharz [Fuchs und Drosg 2010]16
Abbildung 17: Mögliche Ausgangsstoffe und Produkte hydrothermaler Prozesse
Abbildung 18: Anlagenlandschaft im Bereich der hydrothermalen Prozesse am DBFZ in Leipzig
Abbildung 19: Forschungsmodul zur Ultrafiltration in der Pilotanlage für erneuebares Methan am DBFZ in Leipzig 25
Abbildung 20: Strukturplan der ersten Projektphase Pilot-SBG

Abbildung 21: Prozessschritte in der Pilotanlage (grün) und Betrach (grün + petrol).....

Abbildung 22: Pilotanlage zur Herstellung von erneuerbaren Meth Biomasseforschungszentrum gemeinnützige GmbH in Leipzig

TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 1: Kategorisierung der druckgetriebenen Membranprozess Umkehrosmose (MWCO: molekularer Ausschlussgrenze; TMD: Trar
Tabelle 2: Bedeutung der Symbole für den techno-ökonomischen Vergleich Zur Gärrestaufbereitung
Tabelle 3: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich Feststoffseparation [Fuchs und Drosg 2010; Wetter 2018; Verbeke Schröder et al. 2009]
Tabelle 4: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich Feststoffreduzierung [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021;
Tabelle 5: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich Flüssigphase [Fuchs und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021;
Tabelle 6: Bewertungsmatrix zum techno-ökonomischen Vergleich und Drosg 2010; Verbeke et al. 2021; Herbes et al. 2020; Baramp Vaneeckhaute et al. 2017; Veltman 2012; Ewert 2014; Battistoni et Brienza 2018; Wirthensohn et al. 2009]

nchtungsrahmen für den kommerziellen Maßstab	07
	. 21
han auf dem Gelände des Deutschen	
	.28

sse Mikrofiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration un ansmembrandruck)	d 15
vergleich der Verfahren	20
h der Verfahren zur mechanischen ke et al. 2021; Bamelis 2016; Postma et al. 2012;	; 21
h der Verfahren zur weitergehenden 1; Brienza 2018; Cocolo 2013; Bamelis 2016]	22
h der Verfahren zur Aufkonzentrierung der et al. 2011; Herbes et al. 2020]	23
h der Verfahren zur Stickstoffentfernung [Fuchs npouti et al. 2020; Collivignarelli et al. 1998; i et al. 2005; Battistoni et al. 2002; Dardel 2021;	25

LITERATURVERZEICHNIS

Bamelis, Lies (2016): Digestaat Op Maat: Inventarisatie Beschikbare Technieken. Online verfügbar unter https:// www.vlaco.be/sites/default/files/generated/files/page/zo-16101800001-rap-lba-10-11-2016.pdf, zuletzt geprüft am 05.12.2022.

Barampouti, E. M.; Mai, S.; Malamis, D.; Moustakas, K.; Loizidou, M. (2020): Exploring technological alternatives of nutrient recovery from digestate as a secondary resource. In: Renewable and Sustainable Energy Reviews 134, S. 110379. DOI: 10.1016/j.rser.2020.110379.

Battistoni, P.; Angelis, A. de; Prisciandaro, M.; Boccadoro, R.; Bolzonella, D. (2002): P removal from anaerobic supernatants by struvite crystallization. Long term validation and process modelling. In: Water Research 36 (8), S. 1927–1938. DOI: 10.1016/s0043-1354(01)00401-8.

Battistoni, P.; Boccadoro, R.; Fatone, F.; Pavan, P. (2005): Auto-nucleation and crystal growth of struvite in a demonstrative fluidized bed reactor (FBR). In: Environmental technology 26 (9), S. 975–982. DOI: 10.1080/09593332608618486.

Bauermeister, U.; Wild, A.; Meier, T. (2009): Stickstoffabtrennung mit dem ANAstrip-Verfahren System GNS (Nitrogen removal by the ANAstrip process system GNS): Gülzower Fachgespräche, Band 30: Gärrestaufbereitung für eine pflanzliche Nutzung – Stand und F&E Bedarf, pp. 78-96.

Belete, Yonas Zeslase; Mau, Vivian; Yahav Spitzer, Reut; Posmanik, Roy; Jassby, David; Iddya, Arpita et al. (2021): Hydrothermal carbonization of anaerobic digestate and manure from a dairy farm on energy recovery and the fate of nutrients. In: Bioresour. Technol. 333, S. 125164. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125164.

Brienza, C. et al. (2018): SYSTEMIC D 1.2 - First Annual Updated Report on Mass and Energy Balances, Product Composition and Quality and Overall Technical Performance of the Demonstration Plants.

Busch, Daniela; Stark, Arne; Kammann, Claudia I.; Glaser, Bruno (2013): Genotoxic and phytotoxic risk assessment of fresh and treated hydrochar from hydrothermal carbonization compared to biochar from pyrolysis. In: Ecotoxicology and Environmental Safety 97, S. 59–66. DOI: 10.1016/j.ecoenv.2013.07.003.

Castello, Daniele; Pedersen, Thomas Helmer; Rosendahl, Lasse Aistrup (2018): Continuous Hydrothermal Liquefaction of Biomass. A Critical Review. In: Energies 11 (11). DOI: 10.3390/en11113165.

Chiumenti, A.; da Borso, F.; Teri, F.; Chiumenti, R.; Piaia, B. (2013): Full-Scale Membrane Filtration System for the Treatment of Digestate from a Co-Digestion Plant. In: Appl. Eng. Agric., S. 985–990. DOI: 10.13031/aea.29.10117.

Cocolo, G. (2013): Assessment of different solid-liquid separation techniques for livestock slurry. Dissertationsschrift. Università Delgi Studi di Milano, Meiland. Dipartimento di Scienze Agrarie e Ambientali. Online verfügbar unter https://core.ac.uk/download/pdf/187916647.pdf, zuletzt geprüft am 29.08.2022.

Collivignarelli, Carlo; Bertanza, Giorgio; Baldi, Marco; Avezzù, Franco (1998): Ammonia stripping from MSW landfill leachate in bubble reactors. Process modeling and optimization. In: Waste Manag Res 16 (5), S. 455–466. DOI: 10.1177/0734242X9801600508.

Cronin, Dylan J.; Subramaniam, Senthil; Brady, Casper; Cooper, Alan; Yang, Zhibin; Heyne, Joshua et al. (2022): Sustainable Aviation Fuel from Hydrothermal Liquefaction of Wet Wastes. In: Energies 15 (4), S. 1306. DOI: 10.3390/ en15041306.

Dardel, François de (2021): Ion Exchange Basics. Online verfügbar unter http://dardel.info/IX/IX_Intro.html, zuletzt geprüft am 29.08.2022.

Deutsche Phosphor Plattform (2017): Energiegewinnung aus Klärschlamm: Erste kommerzielle TerraNova® Ultra Anlage in China eröffnet. Online verfügbar unter https://www.deutsche-phosphor-plattform.de/terranova/, zuletzt geprüft am 17.08.2022.

Drosg, Bernhard; Fuchs, Werner; Al Seadi, Teodorita; Madsen, Michael; Linke, Bernd (2015): Nutrientrecovery by Biogas Digestate Processing. Hg. v. IEA Bioenergy.

Eboibi, Blessing E.; Lewis, David M.; Ashman, Peter J.; Chinnasamy, Senthil (2015): Integrating anaerobic digestion and hydrothermal liquefaction for renewable energy production. An experimental investigation. In: Environ. Prog. Sustainable Energy 34 (6), S. 1662–1673. DOI: 10.1002/ep.12172.

Elliott, Douglas C.; Biller, Patrick; Ross, Andrew B.; Schmidt, Andrew J.; Jones, Susanne B. (2015): Hydrothermal liquefaction of biomass. Developments from batch to continuous process. In: Bioresour. Technol. 178, S. 147–156. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.09.132.

Eriksson, L.; Runevad, D. (2016): Evaluating digestate processing methods at Linköping biogas plant - A resource efficient perspective. Hg. v. Linköping University, Department of Physics, Chemistry and Biology. Online verfügbar unter http://www.diva-portal.org/smash/get/diva2:943238/FULLTEXT01.pdf, zuletzt geprüft am 05.07.2022.

Ewert, W. et al. (2014): Sustainable sewage sludge management fostering phosphorus recovery and energy efficiency, Deliverable 5.1 Description of Sludge Related Processes.

Fechter, Maximilian (2019): Technischer Vergleich von Aufbereitungsverfahren für Gärreste in der Biogastechnik. Berlin: Dissertationsschrift, Technische Universität Berlin.

Fuchs, Werner; Drosg, Bernhard (2010): AD+PLUS. Technologiebewertung von Gärrestbehandlungs- und Verwertungskonzepten. Hg. v. Universität für Bodenkultur Wien.

Funke, Axel; Mumme, Jan; Koon, Maria; Diakité, Mamadou (2013): Cascaded production of biogas and hydrochar from wheat straw. Energetic potential and recovery of carbon and plant nutrients. In: Biomass Bioenergy 58, S. 229–237. DOI: 10.1016/j.biombioe.2013.08.018.

Gienau, Tobias (2018): Energieeffiziente GärrestaufbereitungAuswirkung verschiedener Vorbehandlungen auf die Ultrafiltration und Umkehrosmose von Gärresten. Dissertation. Technischen Universität Berlin, Berlin. Fakultät III – Prozesswissenschaften.

Gollakota, A. R. K.; Kishore, Nanda; Gu, Sai (2018): A review on hydrothermal liquefaction of biomass. In: Renew. Sust. Energ. Rev. 81, S. 1378–1392. DOI: 10.1016/j.rser.2017.05.178.

Herbes, Carsten; Roth, Ursula; Wulf, Sebastian; Dahlin, Johannes (2020): Economic assessment of different biogas digestate processing technologies. A scenario-based analysis. In: Journal of Cleaner Production 255, S. 120282. DOI: 10.1016/j.jclepro.2020.120282.

Hoop, J. G. de; Daatselaar, C.H.G.; Doornewaard, G. J.; Tomson, N. C. (2011): Mineralenconcentraten uit mest; Economische analyse en gebruikerservaringen uit de pilots mestverwerking in 2009 en 2010. Online verfügbar unter https://www.wur.nl/nl/Publicatie-details.htm?publicationId=publication-way-343039313038, zuletzt geprüft am 29.08.2022.

Ischia, Giulia; Fiori, Luca (2020): Hydrothermal Carbonization of Organic Waste and Biomass. A Review on Process, Reactor, and Plant Modeling. In: Waste Biomass Valor 151, S. 630. DOI: 10.1007/s12649-020-01255-3.

Johannsen, Ib; Kilsgaard, Björn; Milkevych, Viktor; Moore, Dale (2021): Design, Modelling, and Experimental Validation of a Scalable Continuous-Flow Hydrothermal Liquefaction Pilot Plant. In: Processes 9 (2), S. 234. DOI: 10.3390/pr9020234.

Knötig, Philipp; Etzold, Hendrik; Wirth, Benjamin (2021): Model-Based Evaluation of Hydrothermal Treatment for the Energy Efficient Dewatering and Drying of Sewage Sludge. In: Processes 9 (8), S. 1346. DOI: 10.3390/pr9081346.

Lehmkuhl, J. (1990): Verfahren für die Ammonium-Elimination. In: wlb Wasser Luft Boden 11-12, S. 46-48.

Libra, Judy A.; Ro, Kyoung S.; Kammann, Claudia; Funke, Axel; Berge, Nicole D.; Neubauer, York et al. (2014): Hydrothermal carbonization of biomass residuals. A comparative review of the chemistry, processes and applications of wet and dry pyrolysis. In: Biofuels 2 (1), S. 71–106. DOI: 10.4155/bfs.10.81.

Lühmann, Taina; Wirth, Benjamin (2020): Sewage Sludge Valorization via Hydrothermal Carbonization. Optimizing Dewaterability and Phosphorus Release. In: Energies 13 (17), S. 4417. DOI: 10.3390/en13174417.

Menkveld, H. W. H.; Broeders, E. (2018): Recovery of ammonia from digestate as fertilizer. In: Water Practice and Technology 13 (2), S. 382–387. DOI: 10.2166/wpt.2018.049.

Møller, H. B. (2001): Anaerobic digestion and separation of livestock slurry - Danish experiences, Report to MATRESA 2nd edition. Danish Inst. Of Agricultural Sciences. Bygholm Research Centre, Horsens, Denmark.

Mudryk, Krzysztof; Frączek, Jarosław; Jewiarz, Marcin; Wróbel, Marek; Dziedzic, Krzysztof (2016): Analysis of Mechanical Dewatering of Digestate. In: Agricultural Engineering 20 (4), S. 157–166. DOI: 10.1515/ agriceng-2016-0073.

Postma, R.; van Rotterdam-Los, D.; Schils, R.L.M.; Zwart, K. B.; van Erp, P. (2012): Inventarisatie, toepasbaarheid en klimaateffecten van producten van mest: NMI, Alterra en BLGG Research (088).

Reza, Mohammad Toufiqur; Andert, Janet; Wirth, Benjamin; Busch, Daniela; Pielert, Judith; Lynam, Joan G.; Mumme, Jan (2014): Hydrothermal Carbonization of Biomass for Energy and Crop Production. In: Appl. Bioenergy 1 (1), S. 11–29. DOI: 10.2478/apbi-2014-0001.

Reza, Mohammad Toufiqur; Lynam, Joan G.; Uddin, M. Helal; Coronella, Charles J. (2013): Hydrothermal carbonization. Fate of inorganics. In: Biomass Bioenergy 49, S. 86–94. DOI: 10.1016/j.biombioe.2012.12.004.

Schröder, J.; Buisonjé, F. de; Kasper, G.; Verdoes, N.; Verloop, K. (2009): Mestscheiding: relaties tussen techniek, kosten, milieu en landbouwkundige waarde. Rapport 287. Wageningen: Plant Research International B.V.

Sharma, Isha; Rackemann, Darryn; Ramirez, Jerome; J. Cronin, Dylan; Moghaddam, Lalehvash; N. Beltramini, Jorge et al. (2022): Exploring the potential for biomethane production by the hybrid anaerobic digestion and hydrothermal gasification process. A review. In: J. Cleaner Prod. 362 (3), S. 132507. DOI: 10.1016/j.jclepro.2022.132507.

Stemann, Jan (2013): Hydrothermale Carbonisierung: Stoffliche und energetische Kreislaufführung. Dissertation. Technische Universität Berlin. Prozesswissenschaften.

Stutzenstein, Patrizia; Weiner, Barbara; Köhler, Robert; Pfeifer, Christoph; Kopinke, Frank-Dieter (2018): Wet oxidation of process water from hydrothermal carbonization of biomass with nitrate as oxidant. In: Chem. Eng. J. 339, S. 1–6. DOI: 10.1016/j.cej.2018.01.080.

Thomsen, Lars Bjorn Silva; Anastasakis, Konstantinos; Biller, Patrick (2022): Wet oxidation of aqueous phase from hydrothermal liquefaction of sewage sludge. In: Water Research 209. DOI: 10.1016/j.watres.2021.117863.

Vaneeckhaute, Céline; Lebuf, Viooltje; Michels, Evi; Belia, Evangelina; Vanrolleghem, Peter A.; Tack, Filip M. G.; Meers, Erik (2017): Nutrient Recovery from Digestate. Systematic Technology Review and Product Classification. In: Waste Biomass Valor 8 (1), S. 21–40. DOI: 10.1007/s12649-016-9642-x.

Veltman, Alex (2012): Pilotonderzoek op de rioolwaterzuivering Amsterdam west. Struviet productie door middel van het Airprex proces. Amersfoort: STOWA (Rapport / STOWA, 2012-27).

Verbeke, Marieke; van Dijk, Kimo; Brienza Claudio (2021): Report with scenarios and schemes of proven NRR techniques. Online verfügbar unter https://systemicproject.eu/wp-content/uploads/D3.2-Report-Schemes-and-Scenarios_update2021-2.pdf.

Vondra, Marek; Touš, Michal; Teng, Sin Yong (2019): Digestate evaporation treatment in biogas plants. A technoeconomic assessment by Monte Carlo, neural networks and decision trees. In: Journal of Cleaner Production 238 (1), S. 117870. DOI: 10.1016/j.jclepro.2019.117870.

Wetter, C. (2018): Nährstoffaufbereitung – aktueller Stand der Wissenschaft. Online verfügbar unter https://docplayer. org/73655560-Naehrstoffaufbereitung-aktueller-stand-der-wissenschaft.html, zuletzt geprüft am 06.07.2022.

Wilken, David (2018): Düngen mit Gärprodukten. Stand Juli 2018, Auflage 6000 Stück. Freising, Germany: Fachverband Biogas e.V (BIOGAS Wissen, 2).

Wirth, Benjamin (2021): Anaerobic treatment of liquid by-products from hydrothermal carbonization of biomass. Dissertationsschrift. Technische Universität Berlin, Berlin.

Wirthensohn, T.; Waeger, F.; Jelinek, L.; Fuchs, W. (2009): Ammonium removal from anaerobic digester effluent by ion exchange. In: Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research 60 (1), S. 201–210. DOI: 10.2166/wst.2009.317.

Rensberg, Nadja; Denysenko, Velina; Daniel-Gromke, Jaqueline (2023): Biogaserzeugung und -nutzung in Deutschland. Report zum Anlagenbestand Biogas und Biomethan. Leipzig: DBFZ (DBFZ-Report, 50). Online verfügbar unter dx.doi.org/10.48480/zptb-yy32.

WEITERE FOKUSHEFTE IM PROJEKT PILOT-SBG



Anaerobe Fermentation Bereitstellung von Biogas und Gärrest aus landwirtschaftlichen und kommunalen Reststoffen

DOI: 10.48480/b9vn-9686 ISBN: 978-3-949807-09-1



Marktanalyse und Treibhausgasquote

für erneuerbares Methan im Verkehr

DOI: 10.48480/fctg-2823 ISBN: 978-3-949807-00-8



Beispielkonzept

zur Bereitstellung von erneuerbarem LNG aus biogenen Rest- und Abfallstoffen und erneuerbarem Wasserstoff im kommerziellen Maßstab

DOI: 10.48480/jsct-z879 ISBN: 978-3-949807-06-0



Methanisierung kommunalen Reststoffen

DOI: 10.48480/rm3g-ej31 ISBN: 978-3-946629-99-3



Infrastruktur für erneuerbares Methan im Verkehr

DOI: 10.48480/78kk-xp41 ISBN: 978-3-949807-01-5



SUBSTRATVORBEREITUNG

Dentemporg et essentative Scholt (Molens Adhebicsprotector av aur Banassaulterstung) Indeserving de Degesauteute durch Zeldenerungel

Substratvorbereitung Optimierung des Abbaus faserreicher Biomassen für den Biogasprozess

DOI: 10.48480/9q7a-py77 ISBN: 978-3-949807-17-6

Bereitstellung von Biogas und Gärrest aus landwirtschaftlichen und





