



Schweizerische Eidgenossenschaft
Confédération suisse
Confederazione Svizzera
Confederaziun svizra

Eidgenössisches Departement für
Umwelt, Verkehr, Energie und Kommunikation UVEK

Bundesamt für Energie BFE
Sektion Energieforschung und Cleantech

Schlussbericht vom 17.01.2023

HYKOM

Hygienisierung und Hydrolyse als energieoptimierte Kombination zur Vorbehandlung von Substraten vor der Vergärung



Quelle: Stefan Huber, 2020



Datum: 17.01.2023

Ort: Bern

Subventionsgeberin:

Bundesamt für Energie BFE
Sektion Energieforschung und Cleantech
CH-3003 Bern
www.bfe.admin.ch

Subventionsempfänger/innen:

Urs und Klaus Wittwer (Wigako AG)
Vorder Schallenberg 137
CH-3618 Süderen
info@wigako.ch

Zürcher Hochschule für angewandte Wissenschaften ZHAW
Grüentalstrasse 14
8820 Wädenswil

Autor/innen:

Stefan Huber, WIGAKO, stefanhuber@wigako.ch
Urs Baier, ZHAW, urs.baier@biomassesuisse.ch
Judith Krautwald, ZHAW, judith.krautwald@zhaw.ch
Hajo Nägele, ZHAW, hans-joachim.naegele@zhaw.ch
Wolfgang Merkle, wolfgang.merkle@zhaw.ch
Florian Rüsch, ZHAW, florian.ruesch@zhaw.ch
Michèle Senn, ZHAW, michele.senn@zhaw.ch
Florian Sutter, ZHAW, sutteflo@students.zhaw.ch

Begleitgruppe:

Elmar Büeler, Methanofix GmbH, info@methanofix.ch
Werner Edelmann, arbi GmbH, info@arbi.ch

BFE-Projektbegleitung:

Men Wirz, men.wirz@bfe.admin.ch
Sandra Hermle, sandra.hermle@bfe.admin.ch

BFE-Vertragsnummer: SI/501671-01

Für den Inhalt und die Schlussfolgerungen sind ausschliesslich die Autoren dieses Berichts verantwortlich.



Zusammenfassung

Im Projekt HYKOM wird der Einfluss der vier Verfahrensschritte «Substratlagerung und Zerkleinerung», «biologische Hydrolyse», «thermische Hygienisierung» sowie «Fermentation und Nachgärung» auf die Leistung einer anaeroben Co-Vergärungsanlage erforscht. Hauptfokus liegt auf dem Zusammenspiel zwischen den Hygienisierungs- und Hydrolysestufen sowie auf der zweistufigen Vergärung mit Hydrolyse- und Methanisierungsstufe (ZVHM). Primäres Ziel des Projekts ist die Stabilisierung des anaeroben Abbauprozesses bei stark schwankenden Mengen und Zusammensetzungen der Co-Substrate. Sekundäres Ziel ist die signifikante Steigerung des Biogas- bzw. Energieertrags. Die Arbeiten werden 2018-2021 auf der gross-technischen Co-Vergärungsanlage der WIGAKO in Süderen (BE) durchgeführt und durch die Fachgruppe Umweltbiotechnologie der ZHAW wissenschaftlich betreut.

Das Projekt umfasst mehrere technische Anlagenergänzungen und -erneuerungen. Die Lagerkapazitäten für unterschiedliche Substrate (Flüssiglager, Tiefbunker) werden erweitert und modernisiert. Die Substratanmischung wird mit einer mechanischen Inline-Vorzerkleinerung ausgerüstet. Zur Behandlung der hygienisch kritischen Substrate werden zwei Hygienierungstanks für unterschiedliche Substratqualitäten installiert. Im Vormischbehälter wird dadurch eine temperierte, homogene Maische für den biologischen Abbauprozess bereitgestellt. Die ursprünglich einstufige thermophile Fermentation in zwei parallel betriebenen Rührkesseln wird mit einer vorgeschalteten 2-strassigen thermophilen Hydrolysestufe ergänzt. Das bestehende Gärkulmlager wird zu einem gasdichten und beheizbaren Nachgärer ausgebaut. Diese Umbauten erlauben eine flexible Stoffstromführung und eine Behandlung, welche den unterschiedlichen Substratmengen und -eigenschaften angepasst ist. Schweizweit stellt diese Anlagenkonfiguration eine neue und innovative Verfahrensvariante dar.

Die ZHAW begleitet sowohl die Planung und Ausführung des Umbaus als auch die Inbetriebsetzung und den Anfangsbetrieb der neuen Anlagekonfiguration. Sie führt zudem Massen- und Energiebilanzen durch, erstellt das Konzept zur Inbetriebnahme der biologischen Hydrolyse und zur Erfassung von Betriebsdaten. Dazu gehört eine zeitgemässes Messtechnik auf der Basis einer online Datenerfassung sowie die Erhebung von zusätzlichen Betriebs- und Messdaten auf der grossen technischen Anlage sowie in diversen Laborversuchen. Die Betriebsdaten der Jahre 2017 bis 2019 werden aufgearbeitet und wissenschaftlich ausgewertet. Während vier Messkampagnen werden umfangreiche, chemisch-analytische sowie betriebstechnische Daten zur Beurteilung und Optimierung der neuen Anlagekonfiguration erhoben: Betrieb der Neuanlage ohne Hydrolysestufe (Spätherbst 2020), Inbetriebnahme der Hydrolysestufe (Winter 2020), Betriebsoptimierung der Hydrolysestufen (Frühjahr und Sommer 2020) sowie Anlagenbetrieb mit Hydrolysestufe (Spätherbst 2021). pH-Werte und Redox-Potenzial, die Konzentration von flüchtigen organischen Säuren (FOS) und das FOS/TAC-Verhältnis, Trockensubstanz und Biomethanpotenzial sowie die Qualität des Hydrolysegases erweisen sich als geeignete Messparameter, um die Leistung der Anlage und ihre Teilverfahren zu beurteilen. Die Temperatur und hydraulische Verweilzeit sind kritische Betriebsparameter, um einen stabilen Betrieb und damit einhergehend eine Erhöhung der Gasausbeute sicherzustellen.

Neben festen und flüssigen Hofdüngern verschiedener Tierarten und weiteren landwirtschaftlichen Ausgangsstoffen verarbeitet die Biogasanlage eine grosse Palette von gewerblichen und kommunalen Co-Substraten, deren Zusammensetzungen zeitlich und stofflich stark schwanken. Diese Abfälle sind für bis zu 90 % der Energieproduktion verantwortlich. Im ursprünglichen Betrieb führte diese ständig wechselnde Zusammensetzung der Substrate wiederholt zu instabilen biologischen Zuständen. Insbesondere der Abbau von Fettsäuren aus Fettschlamm scheinen kritisch für eine stabile Leistung der anaeroben Biologie.



Die neu konzipierte Anlage ermöglicht eine gezielte Verarbeitung und Vorbehandlung von flüssigen und festen Substraten sowie von stark fetthaltigen und von hygienisch nicht einwandfreien Abfällen. Durch die vorgeschalteten Hydrolyse, die sich nach der Inbetriebnahme rasch einstellt, wird die Fermentation biologisch entlastet. Für eine optimale Prozessführung dieses Prozessschrittes mit kontrollierter hydraulischer Verweilzeit (HRT) und organischer Raumbelastung (B_R), erweist sich eine Füllstandsmessung in den Hydrolysetanks als zwingend. Aus technischen und energetischen Gründen wird die Hydrolyse bei einer möglichst konstanten Temperatur von ca. 46-47 °C gefahren, obwohl höhere Temperaturen einen grösseren Hydrolysegrad versprechen. Durch den schwankungsarmen Betrieb der Hydrolysestufe wird das Gärget in den beiden Fermentern homogener und besser durchmischt. Die Bildung von unerwünschten Schwimm- und Sinkschichten ist minimiert. Ein besserer Aufschluss von strohhaltigen Substraten wird beobachtet. Diese Effekte ermöglichen eine signifikante Erhöhung des Substratdurchsatzes. Die erste Fermenterstufe kann neu mit organischen Raumbelastungen von deutlich über 6 kg oTS $d^{-1} m^{-3}$ betrieben werden. Ihre Leistung ist stabiler, als vor der Anlagenerweiterung und es wird ein dadurch eine gesteigerte Biogas- und Energieproduktion sowie eine konstantere Biogasqualität und -produktion erreicht. Das Restmethanpotenzial (RMP) des flüssigen Gärget nach der Behandlung und damit das Risiko von Methanemissionen aus dem Endprodukt sinken nachweislich.

Zu den identifizierten Optimierungsmöglichkeiten respektive offenen Forschungsfragen der innovativen Anlagenkonfiguration bei der WIGAKO gehören:

- der wenig erforschte Abbau von langkettigen Fettsäuren und damit die gezielte Dosierung fett-säurehaltiger Co-Substrate,
- die substratspezifischen, optimalen Hydrolysebedingungen,
- die Quantifizierung der spezifischen Gasmehrerträge nach vorgeschalteter Hydrolysestufe,
- die optimale Bewirtschaftung von Hydrolysegas und
- die Bilanzierung des Energiebedarfs und des Energieaufwandes der Neukonfiguration.

Trotz zusätzlichem, technischem Aufwand und erhöhter Komplexität der Anlage wird die Kombination von thermischer Hygienisierung und biologischer Hydrolysestufe als Vorbehandlung vor der Fermentation als grosser Erfolg gewertet. Die vorgeschaltete Hydrolysestufe ist erfolgsversprechend, wenn für die Verarbeitung der Substratmischung in der entsprechenden Anlage mindestens eines der nachfolgenden Kriterien zutrifft:

- Grosse Anteile an unterschiedlichen Substraten und/oder mit stark schwankender Menge und Zusammensetzung derselben,
- Substratmischungen, die verhältnismässig hohe Trockensubstanzgehalte aufweisen und/oder zu hohen organischen Raumbelastungen in der ersten Fermenterstufe führen,
- Substratqualitäten, die unterschiedliche Abbaugeschwindigkeiten und/oder geringe Abbaugrade aufweisen sowie
- Bei Anlagenkonfigurationen, bei welchen eine deutliche Erhöhung des Volumens der ersten Fermentationsstufe nicht einfach möglich ist.

Die neuen Prozessstufen erfordern zusätzliche Investitionen, führen zu einem erhöhten Wartungsaufwand und bedingen neue Arbeitsschritte. Ob sich der Mehraufwand für dieses innovative Anlagenkonzept bei einem Neubau einer Biogasanlage finanziell rechnet, kann im Rahmen des Projekts nicht untersucht werden. Eindeutig ist jedoch festzustellen, dass im vorliegenden Fall die neue Anlagenkonfiguration mit vorgeschalteter Hydrolysestufe ein deutlich stabilerer Anlagenbetrieb mit signifikant grösseren Mengendurchsätzen erlaubt.



Résumé

Le projet HYKOM étudie l'influence des quatre étapes de processus "stockage et broyage du substrat", "hydrolyse biologique", "hygiénisation thermique" et "fermentation et post-digestion" sur la performance d'une installation de codigestion anaérobie. L'accent est mis sur l'interaction entre les étapes d'hygiénisation et d'hydrolyse. L'objectif principal du projet est de stabiliser le processus de dégradation anaérobie lorsque les quantités et les compositions des cosubstrats varient fortement. L'objectif secondaire est d'augmenter significativement le rendement en biogaz ou en énergie. Les travaux sont réalisés de 2018 à 2021 sur l'installation de codigestion à grande échelle de WIGAKO à Süderen (BE), encadrés scientifiquement par le groupe spécialisé en biotechnologie environnementale de la ZHAW.

Le projet comprend plusieurs compléments et rénovations techniques des installations. Les capacités de stockage de différents substrats (stockage liquide, bunker profond) sont étendues et modernisées. Le mélange de substrats est équipé d'un pré-broyage mécanique en ligne. Pour le traitement des substrats critiques sur le plan hygiénique, deux cuves d'hygiénisation sont installées pour différentes qualités de substrats. Dans la cuve de pré-mélange, un moût homogène et tempéré est ainsi mis à disposition pour le processus de biodégradation. La fermentation thermophile à l'origine en une étape dans deux cuves agitées fonctionnant en parallèle est complétée par une étape d'hydrolyse thermophile à deux branches en amont. L'entrepôt de digestat existant sera chauffé et transformé en un post-digesteur étanche aux gaz. Ces transformations permettent une gestion plus flexible des flux de matières et un traitement adapté aux différentes quantités et propriétés des substrats. Cette configuration d'installation représente une variante de procédé nouvelle et innovante dans toute la Suisse.

La ZHAW accompagne aussi bien la planification et la réalisation des transformations que la mise en service et l'exploitation initiale de la nouvelle configuration de l'installation. Elle réalise en outre des bilans de masse et d'énergie, établit le concept de mise en service de l'hydrolyse biologique et de saisie des données d'exploitation. Cela comprend une technique de mesure moderne basée sur une saisie de données en ligne ainsi que la collecte de données d'exploitation et de mesure supplémentaires sur l'installation à grande échelle et dans divers essais de laboratoire. Les données d'exploitation des années 2017 à 2019 sont traitées et évaluées scientifiquement. Pendant quatre campagnes de mesure, de nombreuses données chimiques et analytiques ainsi que des données techniques d'exploitation sont collectées pour évaluer et optimiser la nouvelle configuration de l'installation : Exploitation de la nouvelle installation sans étape d'hydrolyse (fin de l'automne 2020), mise en service de l'étape d'hydrolyse (hiver 2020), optimisation de l'exploitation des étapes d'hydrolyse (printemps et été 2020) et exploitation de l'installation avec étape d'hydrolyse (fin de l'automne 2021). Les valeurs de pH et le potentiel redox, la concentration d'acides organiques volatils (FOS) et le rapport FOS/TAC, la matière sèche et le potentiel de biométhane ainsi que la qualité du gaz d'hydrolyse s'avèrent être des paramètres de mesure appropriés pour évaluer la performance de l'installation et ses sous-procédés. La température et le temps de séjour hydraulique sont des paramètres de fonctionnement critiques pour garantir un fonctionnement stable et, par conséquent, une augmentation du rendement en gaz.

Outre les engrains de ferme solides et liquides de différentes espèces animales et d'autres matières premières agricoles, l'installation de biogaz traite une large palette de cosubstrats industriels et communaux dont la composition varie fortement dans le temps et selon les matières. Ces déchets sont responsables de jusqu'à 90 % de la production d'énergie. Lors de l'exploitation initiale, cette composition en constante évolution des substrats a conduit à plusieurs reprises à des états biologiques instables. En particulier, la dégradation des acides gras des boues grasses semblait critique pour une performance stable de la biologie anaérobie.



L'installation nouvellement conçue permet un traitement et un prétraitement ciblés de substrats liquides et solides ainsi que de déchets à forte teneur en graisses et de déchets dont l'hygiène n'est pas irréprochable. Grâce à l'hydrolyse en amont, qui s'installe rapidement après la mise en service, la fermentation est soulagée biologiquement. Pour une gestion optimale de cette étape du processus avec un temps de séjour hydraulique (HRT) et une charge organique volumique (B_R) contrôlés, il est impératif de mesurer le niveau de remplissage dans les réservoirs d'hydrolyse. Pour des raisons techniques et énergétiques, l'hydrolyse est conduite à une température aussi constante que possible d'environ 46-47 °C, bien que des températures plus élevées promettent un degré d'hydrolyse plus grand. Grâce au fonctionnement à faible variation de l'étape d'hydrolyse, le digestat est plus homogène et mieux mélangé dans les deux fermenteurs. La formation de couches flottantes et descendantes indésirables est minimisée. Une meilleure digestion des substrats contenant de la paille est observée. Ces effets permettent une augmentation significative du débit de substrats. La première étape du digesteur peut désormais fonctionner avec des charges organiques ambiantes nettement supérieures à 6 kg oTS d-1 m-3. Sa performance est plus stable qu'avant l'extension de l'installation, ce qui permet d'augmenter la production de biogaz et d'énergie et d'obtenir une qualité et une production de biogaz plus constante. Le potentiel de méthane résiduel (PMR) du digestat liquide après traitement et, par conséquent, le risque d'émissions de méthane à partir du produit final diminuent de manière remarquable.

Parmi les possibilités d'optimisation identifiées et les questions de recherche ouvertes de la configuration innovante de l'installation WIGAKO, on trouve:

- la dégradation peu étudiée des acides gras à longue chaîne et donc le dosage ciblé de cosubstrats contenant des acides gras,
- les conditions d'hydrolyse optimales spécifiques aux substrats,
- la quantification des rendements supplémentaires spécifiques de gaz après l'étape d'hydrolyse en amont,
- la gestion optimale du gaz d'hydrolyse et
- le bilan des besoins et des dépenses énergétiques de la reconfiguration.

Malgré les dépenses techniques supplémentaires et la complexité accrue de l'installation, la combinaison de l'hygiénisation thermique et de l'étape d'hydrolyse biologique comme prétraitement avant la fermentation est considérée comme un grand succès. L'étape d'hydrolyse en amont est prometteuse si au moins un des critères suivants s'applique au traitement du mélange de substrats dans l'installation correspondante :

- Une grande proportion de substrats différents et/ou une quantité et une composition très variables de ceux-ci,
- Mélanges de substrats présentant des teneurs en matière sèche relativement élevées et/ou entraînant des charges organiques spatiales élevées dans la première étape de fermentation,
- Des qualités de substrat qui présentent des vitesses de dégradation différentes et/ou des degrés de dégradation faibles, ainsi que
- Pour les configurations d'installation dans lesquelles il n'est pas facile d'augmenter sensiblement le volume de la première étape de fermentation.

Les nouvelles étapes du processus nécessitent des investissements supplémentaires, entraînent une augmentation de la maintenance et impliquent de nouvelles étapes de travail. Il n'est pas possible d'examiner dans le cadre du projet si les dépenses supplémentaires liées à ce concept d'installation innovant sont financièrement rentables dans le cas de la construction d'une nouvelle installation de biogaz. Il est



cependant clair que, dans le cas actuel, la nouvelle configuration de l'installation avec une étape d'hydrolyse en amont permet un fonctionnement nettement plus stable de l'installation avec des débits significativement plus importants.



Summary

In the HYKOM project, the influence of the four process steps "substrate storage and grinding", "biological hydrolysis", "thermal hygienisation" and "fermentation and post-digestion" on the performance of an anaerobic co-digestion plant is being investigated. The main focus lies on the interaction between the sanitation (hygienisation) and hydrolysis stages. The primary objective of the project is to stabilise the anaerobic digestion process in the presence of strongly varying amounts and compositions of the co-substrates. The secondary goal is to significantly increase the biogas and energy yield. The work was carried out from 2018-2021 at the large-scale co-digestion plant of WIGAKO in Süderen (BE) and was scientifically supervised by the ZHAW Environmental Biotechnology Group.

The project includes several technical plant extensions and upgrades. The storage capacities for different substrates (liquid storage, underground bunker) are expanded and modernised. The substrate mixing system is being upgraded with a mechanical inline pre-shredding system. Two hygienisation tanks for different substrate qualities are installed to handle hygienically critical substrates. In the pre-mixing tank, a temperature-controlled, homogeneous mixture is thus provided for the biodegradation process. The original single-stage thermophilic fermentation in two CSTR tanks operated in parallel is supplemented with an upstream 2-strand thermophilic hydrolysis stage. The existing digestate storage facility is converted into a gas-tight and heatable secondary fermenter. These modifications allow a more flexible material flow and a treatment adapted to the different substrate quantities and properties. This plant configuration represents a new and innovative process variant throughout Switzerland.

The ZHAW is supporting the planning and implementation of the upgrade as well as the commissioning and initial operation of the new plant configuration. Furthermore, she is carrying out mass and energy balances, drawing up the concept for the commissioning of the biological hydrolysis and for the collection of operating data. This includes state-of-the-art measurement technology based on online data collection as well as on the collection of additional operating and measurement data at the large-scale plant and in various laboratory tests. The operating data from 2017 to 2019 are being processed and scientifically evaluated. During four measurement campaigns, extensive chemical-analytical and operational data are collected to assess and optimise the upgraded plant configuration: Operation of the plant without hydrolysis stage (late autumn 2020), commissioning of the hydrolysis stage (winter 2020), operational optimisation of the hydrolysis stages (spring and summer 2020) and plant operation with hydrolysis stage (late autumn 2021). pH values and redox potential, the concentration of volatile organic acids (FOS) and the FOS/TAC ratio, dry matter and biomethane potential (BMP) as well as the quality of the gas from hydrolysis prove to be suitable measurement parameters to assess the performance of the plant and its sub-processes. The temperature and hydraulic retention time are critical operating parameters to ensure stable operation with an increasing gas yield.

In addition to solid and liquid farmyard manure of various animal species and other agricultural feedstocks, the biogas plant processes a wide range of commercial and municipal co-substrates whose compositions vary greatly in terms of time and material. This waste is responsible for up to 90 % of the energy production. In the original operation, this constantly changing composition of the substrates repeatedly led to unstable biological conditions. In particular, the degradation of fatty acids from fat sludge seems to be critical for a stable performance of the anaerobic biology.

The newly designed plant enables the targeted processing and pre-treatment of liquid and solid substrates, as well as waste with a high fat content and waste that is not hygienically safe. The upstream hydrolysis, which takes place quickly after commissioning, biologically facilitates the fermentation process. For optimal process control of this process step with controlled hydraulic retention time (HRT) and organic loading rate (OLR resp. B_R), level measurement in the hydrolysis tanks is essential. For technical



and energy reasons, the hydrolysis is kept as constant as possible at a temperature of approx. 46-47 °C, although higher temperatures promise a greater degree of hydrolysis. The low-variation operation of the hydrolysis stage makes the fermentation material in the two fermenters more homogeneous and thoroughly mixed. The formation of undesirable floating and sinking layers is minimised. A better degradation of substrates containing straw is observed. All these effects allow a significant increase in substrate throughput. The first digester stage can now be operated with organic loading rates of well over 6 kg oTS d⁻¹ m⁻³. Its performance is more stable than before the upgrading of the plant, resulting in increased biogas and energy production as well as more consistent biogas quality and production. The residual methane potential (RMP) of the liquid digestate after treatment and thus the risk of methane emissions from the end product are measurably reduced.

Among the identified optimisation possibilities and open research questions of the innovative plant configuration at the WIGAKO plant are the following:

- the little-researched degradation of long-chain fatty acids and thus the targeted dosing of fatty acid-containing co-substrates,
- substrate-specific, optimal hydrolysis conditions,
- the quantification of the specific additional gas yields after upstream hydrolysis stages,
- the optimal management of hydrolysis gas and
- the balancing of the energy demand and energy input of the new configuration.

Despite the additional technical effort and increased complexity of the plant, the combination of thermal sanitation and biological hydrolysis as pre-treatment before fermentation is considered a great success. The upstream hydrolysis stage is promising if at least one of the following criteria applies to the processing of the substrate mixture in the corresponding plant:

- Large shares of different substrates and/or with strongly fluctuating amounts and compositions of the same,
- Feedstock mixtures which have relatively high dry substance contents and/or lead to high organic loading rates in the first fermenter stage,
- Substrate qualities that have different degradation rates and/or low degradation levels, and
- Plant configurations where a significant increase in the volume of the first fermentation stage is not easily possible.

The new process stages require additional investment, lead to increased maintenance costs and require new work steps. Whether the additional expenditure for this innovative plant concept is financially worthwhile for a new biogas plant cannot be investigated within the framework of this project. However, it is clear that the new plant configuration with an upstream hydrolysis stage at WIGAKO allows a significantly greater stability in plant operation even with considerably higher throughputs.



Botschaften zum Mitnehmen “*Take-home messages*”

- Die neue Anlagenkonfiguration der WIGAKO mit aerober, thermophiler Hydrolysestufe konnte ohne grosse Probleme in Betrieb genommen werden und hat innert kürzester Zeit zu einem deutlich stabileren biologischen Abbauprozess geführt. Dadurch wurde ein signifikant grösserer Substratdurchsatz und eine deutlich erhöhte Energieproduktion ermöglicht.
- Einmal mehr stellte sich heraus, dass die Planung und Ausführung von grösseren Anlagenbauprojekten bis ins Detail und akribisch durchgeführt werden muss. Insbesondere sind personelle und zeitliche Ressourcen kritisch und sollten bei der Planung mit genügend Puffer berücksichtigt werden. Fehler oder Ungenauigkeiten in der Planungsphase führen bei der Umsetzung und im Betrieb oft zu massiven zeitlichen und finanziellen Mehraufwänden.
- Eine Erfolgskontrolle und Überwachung des Anlagenbetriebs der Hydrolysestufe ist von grosser Wichtigkeit. Der Entscheid, welche Mess- und Betriebsparameter überwacht und welche Grössen als Steuer- und allenfalls Regelgrössen eingesetzt werden sollen, ist nicht trivial. Spezifische Sollbereiche relevanter Parameter und eine optimale Betriebskonfiguration sind individuell zu eruieren und einzustellen.
- Die vorgeschaltete Hydrolysestufe vor der Vergärung in Kombination mit einer thermischen Vorbehandlung ist wenig erforscht und schweizweit neuartig. Entwicklungs-, Forschungs- und Optimierungsbedarf besteht noch auf diversen Ebenen.



Inhaltsverzeichnis

Zusammenfassung	3
Résumé	5
Summary	8
Botschaften zum Mitnehmen “Take-home messages”	10
Inhaltsverzeichnis	11
1 Einleitung	13
1.1 Ausgangslage und Hintergrund	13
1.2 Motivation des Projektes	13
1.3 Realisierung des Bauprojekts	13
1.4 Projektziele	14
1.5 Wissenschaftliche Fragestellungen	15
1.6 Prinzip und Vorgehensweise	15
2 Theoretische Hintergründe und Literaturstudie	17
2.1 Zweistufige Vergärung Hydrolyse-Methanisierung (ZVHM)	17
2.2 Relevante Prozessgrössen der ZVHM	20
2.3 Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die Vergärung	26
2.4 Einfluss der ZVHM auf einzelne Substratkategorien	27
3 Anlagenbeschrieb	28
3.1 Substratvorbehandlung und Vergärung	28
3.2 Einsatzstoffe	30
4 Messtechnische Begleitung	31
4.1 Einsatzstoff- und Betriebstagebuch	31
4.2 Messtechnik	31
4.3 Probenahmeorte	31
4.4 Proben und Messzeitpunkte	33
4.5 Messgrössen	33
4.6 Probenahmestellen	34
4.7 Onlineanalytik	34
4.8 Laboranalytik	35
4.9 Datenauswertung	36
5 Anlagenbetrieb vor der Erweiterung	39
5.1 Erfahrungen Anlagenbetrieb	39
5.2 Datenanalyse Anlagenbetrieb 2017-2019	39
5.3 Laborversuche zur Hydrolyse von Fetschlamm	44



6	Planung und Umbau der Anlagenerweiterung	45
6.1	Anlagenplanung und Beschaffung	45
6.2	Umbau der Anlage	46
7	Inbetriebnahme	48
7.1	Inbetriebnahme ohne Hydrolyse	48
7.2	Inbetriebnahme mit Hydrolysestufe	49
8	Anlagenbetrieb	64
8.1	Messkampagne zum Betrieb ohne Hydrolyse (MK2020)	64
8.2	Messkampagne zur Optimierung der Temperatur (MKT)	64
8.3	Betriebserfahrungen	66
8.4	Messkampagne zum Betrieb mit Hydrolyse (MK2021)	66
9	Vergleich ohne und mit Hydrolysestufe	67
9.1	Hauptziel Stabilität des Anlagenbetriebs	67
9.2	Hauptziel: Erhöhung der Biogasproduktion	73
10	Schlussfolgerungen und Fazit	76
10.1	Kritische Beurteilung der Ergebnisse	77
10.2	Diskussion der Erreichung der Hauptziele	82
11	Ausblick und zukünftige Umsetzung	84
11.1	Weiterer Optimierungs- und Forschungsbedarf	84
11.2	Technologiepotenzial: Anwendung des Wissensgewinns	86
	Literaturverzeichnis	88
	Anhangsverzeichnis	I
A1	Begriffsklärung und Vorteile der ZVHM	II
A2	Literaturrecherche	IV
A3	Verfahrensbeschreibung der Anlage	XXI
A4	Rahmenbedingungen für den Anlagenbetrieb	XXXII
A5	Fotodokumentation	XXXV
A6	Daten des Anlagenbetriebs (2017-2019)	XL
A7	Vergleichbarkeit: Messkampagnen MK2020 und MK2021	LXXIV
A8	Prozessfliessbilder	LXXVII



1 Einleitung

1.1 Ausgangslage und Hintergrund

Die Biogasanlage der Gebrüder Urs und Klaus Wittwer in Süderen, BE verarbeitet seit 1995 Hofdünger aus der Rindvieh-, Schweine- und Geflügelhaltung sowie eine breite Palette an gewerblich-industriellen Co-Substraten. Für den Betrieb der Anlage wurden Teile des Landwirtschaftsbetriebs als Biogaszone definiert. In den Jahren 2005, 2007, 2010 und 2015 wurden diverse Erweiterungen und Anpassungen an der Biogasanlage getätigt.

Die Ausgangslage für die Vergärung ist auf der Anlage der WIGAKO insbesondere aus den folgenden, verfahrenstechnischen Blickpunkten speziell:

- Es wird ein stark heterogen zusammengesetztes Substratgemisch aus unterschiedlichen Hofdünnerqualitäten und Co-Substraten verarbeitet.
- Die jahreszeitlichen und qualitativen Schwankungen des Substratgemisches ist im Vergleich mit anderen Biogasanlagen zur Verarbeitung von landwirtschaftlichen Substraten und gewerblich-industriellen Co-Substraten gross.
- Auf der Anlage bestehen bereits Substratvorbehandlungsprozesse: Eine Hygienisierungsstufe als thermische Vorbehandlung (Pasteurisation), eine mechanische Zerkleinerung der festen Substrate sowie eine Homogenisierung der unterschiedlichen Substratqualitäten im Vormischbehälter.

Die grosse Heterogenität der Substratmischung führte in der Vergangenheit dazu, dass die Abbaubedingungen sowie die hydraulische Verweilzeit in der Vergärung nicht optimal einstellbar waren, weshalb die Biogasproduktion je nach Fütterung sehr stark schwankte. Ein mikrobiologisch stabiler Anlagenbetrieb war kaum möglich.

1.2 Motivation des Projektes

Im Betrieb der Biogasanlage hatte sich gezeigt, dass bei tendenziell längerer Verweilzeit des Materials im Vormischbehälter und bei höheren Temperaturen die Biogasproduktion in der nachfolgenden thermophilen Fermentationsstufe erhöht war und die Fermentation stabiler betrieben werden konnte. Eine optimale Mischung von thermisch vorbehandelten, hygienepflichtigen Co-Substraten mit weiteren festen und flüssigen Substraten, hauptsächlich Hofdüngern, hatte also bei gewissen Verweilzeiten und Temperaturen im Vormischbehälter zu einer Stabilisierung des Anlagenbetriebs geführt. Die Vermutung lag also nahe, dass durch eine gezielte, kontrollierte Hydrolysestufe eine erhebliche Verbesserung des Anlagenbetriebs erreicht werden könnte.

Die innovative Lager-, Vormisch-, und Beschickungsanlage sollte deshalb mit zwei anaeroben Hydrolysebehältern ergänzt werden. Diese zusätzliche, thermophile Vorbehandlungsstufe vor der eigentlichen Vergärung sollte im kontinuierlichen Betrieb realisiert werden.

1.3 Realisierung des Bauprojekts

In den Jahren 2018-2020 werden die zuvor gering ausgebaute Substratlagerung, die ausgediente Voranmischung und die sanierungsbedürftige, thermische Substratvorbehandlung komplett erneuert und mit einer mechanischen Inline-Vorzerkleinerung ergänzt. Die thermophile, einstufige Fermentation mit zwei parallel betriebenen Rührkesseln wurde neu mit einer vorgesetzten Hydrolysestufe ergänzt. Als Gärproduktlager steht zudem seit 2019 ein gasdichter und beheizbarer Stapelbehälter zur Verfügung.



Ein geringer Anteil des Gärgerüsts wird nach der Fermenterstufe weiterhin separiert. Das in den Fermentern und im Gärproduktlager produzierte Biogas wird in mehreren Blockheizkraftwerken zu Ökostrom und zu erneuerbarer Wärme umgewandelt.

Im Hauptfokus der Anlagenerneuerung stand die Sicherung der mechanischen Leistungsfähigkeit und des hydraulischen Betriebs der Anlage sowie die ausreichende substrat- und produktseitige Lagerkapazität. Die modernisierte und ergänzte Anlage bietet die bedingte Möglichkeit, sowohl das Substratgemisch für jede Vorbehandlungsstufe einzeln und spezifisch zu definieren, als auch relevante Betriebsparameter der einzelnen Vorbehandlungsstufen sowie der Nachgärung zu beeinflussen und optimal einzustellen. Aus prozesstechnischer und mikrobiologischer Sicht verspricht die neue Anlagenkonfiguration eine homogenere Fütterung der am Abbauprozess beteiligten Mikroorganismengruppen, sowie eine besser auf deren optimale Milieubedingungen abgestimmte Prozessführung.

Durch die Anzahl unterschiedlicher Substratkategorien und die grosse verfahrenstechnische Komplexität und Flexibilität der Anlage ergeben sich zahlreiche Freiheitsgrade und Stellschrauben, eine Optimierung des anaeroben Abbauprozesses bezüglich eines möglichst stabilen Betriebs und/oder einer maximalen Biogasausbeute und/oder eines effizienten Energierandes zu erreichen.

1.4 Projektziele

Die Biogasanlage der WIGAKO in Süderen, BE demonstriert für einen sehr heterogenen und daher anspruchsvollen Substratmischung die Kombination von vorgeschalteter Hygienisierung und zweistufiger Prozessführung mit thermophiler Hydrolyse- und Vergärungsstufe. Die Fachgruppe Umweltbiotechnologie der ZHAW begleitet das Umbauprojekt wissenschaftlich und erarbeitet Optimierungsansätze für die Inbetriebnahme und den Betrieb der neuartigen Anlagenkonfiguration.

Der Hauptfokus dieses Projekts liegt primär auf folgenden zwei Ebenen:

- Aufzeigen der (positiven) Effekte der neuen Anlagenkonfiguration mit vorgeschalteter Hydrolysestufe hinsichtlich einer Stabilisierung des Anlagenbetriebs.
- Aufzeigen von mikrobiologischen Optimierungsansätzen der vorgeschalteten Hydrolysestufe mit Hilfe von geeigneten Mess- und Prozessgrößen.

Im Detail werden dabei folgende Teilziele verfolgt:

Umsetzen des Standes des Wissens

Der bisherige Wissensstand «thermophile, anaerobe Hydrolyse» wird bei der Planung und Umsetzung der bevorstehenden Erneuerung der vorgelagerten Komponenten der Anlage der Firma WIGAKO berücksichtigt. Die technische Umsetzung und Instrumentierung der Anlagenerneuerung wird im Hinblick auf eine wissenschaftliche Begleitung im Rahmen mehrerer Messkampagnen getätigt.

Messtechnische Begleitung

Mehrere Messkampagnen werden nach Erneuerung der Vorbehandlungsstrecke geplant, durchgeführt und ausgewertet.

Optimieren von Betriebsparametern

Die betrieblichen Bedingungen werden dokumentiert und optimale Verfahrensbedingungen (Temperatur, pH-Wert, Verweilzeit, Substratmischungen, Adaptation resp. Animpfung der Hydrolysebiologie) der Vorbehandlungsstrecke werden definiert.



Erhöhung der Biogasausbeute

Durch die optimierte thermisch-mikrobiologische Vorbehandlung kann für zu definierende Co-Substrate eine substratspezifische Erhöhung der Biogasausbeute (NL CH₄/kg oTS) erreicht werden.

Wissenstransfer

Die Resultate der Messkampagnen und die Anlagenkonfiguration der Vorbehandlungsstrecke werden im Hinblick auf eine Multiplikation in anderen (bestehenden oder neuen) landwirtschaftlichen Biogasanlagen dokumentiert und dem Publikum zugänglich gemacht.

1.5 Wissenschaftliche Fragestellungen

Die nachfolgenden, konkreten Fragen sollen im Rahmen dieses Projektes beantwortet werden:

- Welche Mess-, Steuer- und Regelungsgrößen (MSR-Größen) werden im Optimalfall für den regulären Betrieb der 1. Stufe (Hydrolysestufe) verwendet?
- Welches sind die relevanten Prozessgrößen und Betriebsparameter für die 1. Stufe?
- Was ist bei der Inbetriebnahme der 1. Stufe zu beachten und wie wird diese im Idealfall in Betrieb genommen (Messgrößen, Betriebsparameter, Stoffströme, Inokulum)?
- In welchem Bereich liegen die Soll-Werte der MSR-Größen und wie stehen sie im Zusammenhang mit den relevanten Prozessgrößen?
- In welchem Bereich liegen die Soll-Werte der relevanten Prozessgrößen und Betriebsparameter hinsichtlich eines möglichst robusten Anlagenbetriebs und wo liegt ihr Optimum?
- In welchem Bereich liegen die Soll-Werte der relevanten Prozessgrößen und Betriebsparameter hinsichtlich einer maximalen Methanausbeute und wo liegt ihr Optimum?
- Wie sieht die ideale Stoffstromführung einzelner Substratgruppen beziehungsweise die ideale Substratmischung für die einzelnen Verfahrensschritte hinsichtlich eines möglichst robusten Anlagenbetriebs aus?
- Wie sieht die ideale Stoffstromführung einzelner Substratgruppen beziehungsweise die ideale Substratmischung für die einzelnen Verfahrensschritte hinsichtlich einer maximalen Methanausbeute aus?
- Welchen Einfluss haben die relevanten Betriebsparameter und die Stoffstromführung auf den Energiehaushalt beziehungsweise den energetischen Eigenbedarf und die Produktion erneuerbarer Energie der Anlage und wo liegt ihr Optimum?

1.6 Prinzip und Vorgehensweise

Um die positiven Effekte einer zweistufigen Vergärung mit vorgeschalteter, anaerober Hydrolysestufe nachzuweisen und zur optimierten Einstellung der Vorbehandlungs- und Abbauprozesse, sind eine systematische Beschreibung und Analyse der einzelnen Vorbehandlungsschritte und der beiden Fertilitationsstufen notwendig. Eine optimal auf die diversen Substrate abgestimmte Prozessführung ist zudem nur mittels intensiven und wissenschaftlich begleiteten Optimierungs- und Demonstrations-Messkampagnen sowie mit Hilfe von Literaturstudien zum internationalen Wissensstand und Stand der Tech-

nik erreichbar. Nur durch das gezielte Zusammenspiel der mechanischen, thermischen und mikrobiologischen Substratvorbehandlung vor der eigentlichen Fermentation kann ein idealer Anlagenbetrieb hinsichtlich Robustheit und Biogasausbeute erreicht werden.

Durch die Entkoppelung der Hydrolyse- und Methanbildungsstufe wird als Haupteffekt ein stabilerer Betrieb der mikrobiologischen Abbauprozesse, insbesondere eine konstantere Biogasproduktion erwartet (Abbildung 1; orange Linie, a). Als positiver Nebeneffekt erhofft sich der Betreiber ein erhöhter Abbaugrad der eingesetzten Biomasse und dadurch eine Steigerung der substratspezifischen Biogas- bzw. Energieproduktion (Abbildung 1; grüne Linie, b):

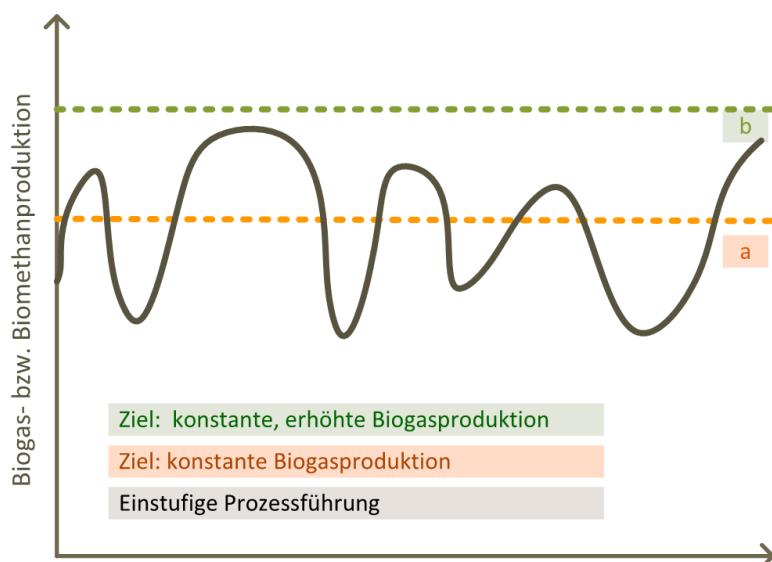


Abbildung 1: Schema der erwarteten Biogasproduktion mit vorgeschalteter Hydrolysestufe

- Schwarze Kurve: stark schwankende Biogasproduktion ohne vorgeschaltete Hydrolysestufe
- a) orange Linie: stabilere, konstant bleibende Biogasproduktion (Haupteffekt)
- b) grüne Linie: stabilere und erhöhte Biogasproduktion (Nebeneffekt)

Diverse Fragestellungen zur Relevanz von Prozess- und Betriebsparametern, zur Inbetriebnahme der Hydrolysestufe, zur idealen Stoffstromführung, zur energetischen Optimierung, zur Stabilität und zur maximalen Methanausbeute werden im Rahmen dieser Studie erarbeitet (siehe A1).

Die technische Umsetzung und Instrumentierung der Neuanlage wird im Hinblick auf eine wissenschaftliche Begleitung ausgeführt. Mehrere Messkampagnen mit Fokus auf die vorgeschaltete Hydrolysestufe werden vor und nach der Erneuerung und Inbetriebnahme der Anlage geplant, durchgeführt und ausgewertet. Mittels Massen- und Energiebilanzierung wird der Betrieb der Anlage energetisch analysiert und Optimierungsansätze erarbeitet.

2 Theoretische Hintergründe und Literaturstudie

2.1 Zweistufige Vergärung Hydrolyse-Methanisierung (ZVHM)

Begriffsklärung

Unter dem Ausdruck «zweistufige Vergärung» verstehen die Autoren dieser Studie ausschliesslich Anlagen, die gemäss Abbildung 2 über zwei separate Behälter zur a) vorgeschalteten Hydrolysestufe und b) nachgeschalteter Vergärungs- bzw. Methanisierungsstufe verfügen. Ausdrücklich nicht gemeint sind hierbei Anlagen mit zwei seriell geschalteten Rührkesselreaktoren, die hierzulande im Bereich der landwirtschaftlichen Biogasanlagen oftmals als zweistufig im Sinne von Fermenter- und Nachgärerstufe bezeichnet werden. Zur Spezifizierung wird hiermit die Abkürzung «ZVHM» im Sinne einer zweistufigen Vergärung mit getrennter Hydrolyse- und Methanisierung eingeführt.

Verbreitung von zweistufigen Anlagen in der Schweiz

Zweistufige Vergärungen mit vorgeschalteter Hydrolysestufe und nachgeschalteter Methanisierung (ZVHM) finden im industriellen Massstab in der Schweiz bisher ausschliesslich und wenig verbreitet bei der Abwasserbehandlung, namentlich bei der Biogasproduktion auf Zuckerfabriken, Anwendung. Im technischen Massstab ist dieser Verfahrenstyp bisher weder auf Biogasanlagen im Bereich der Abwasserbehandlung, der Abfallbehandlung auf gewerblich-industriellen Anlagen, noch bei der Vergärung von Hofdüngern auf landwirtschaftlichen Co-Vergärungsanlagen zu finden. International sind einige wenige Hersteller und Anlagen bekannt, die dieses Verfahrenskonzept auch für kommunale und industrielle Abfallstoffe sowie für Hofdünger anwenden.

Verfahrensprinzip der zweistufigen Vergärung

Die ZVHM beruht in der Regel auf einer räumlichen Trennung einzelner, anaerober Abbauschritte in zwei Behältern. Wie in Abbildung 2 dargestellt, werden meist die beiden ersten Abbauschritte der anaeroben Abbauskade, d. h. die Hydrolyse und Acidogenese, von den beiden letzten Abbauschritten, der Acetogenese und Methanogenese, getrennt. Eine scharfe Grenze zwischen den genannten Abbauschritten findet in der Praxis jedoch nicht statt.

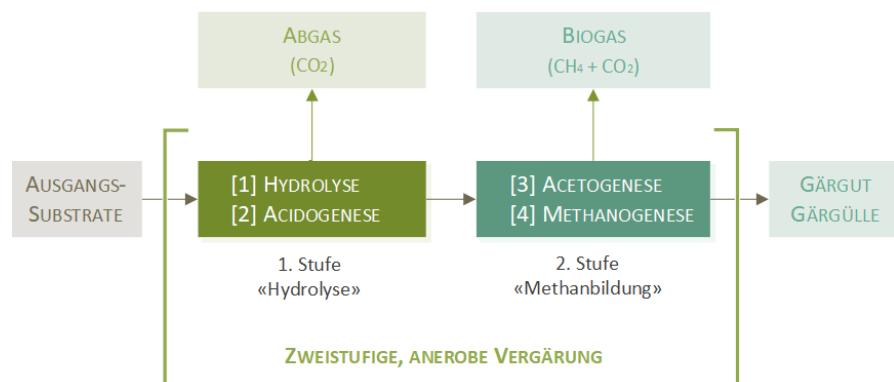


Abbildung 2: Prinzip der zweistufigen Vergärung mit vorgeschalteter Hydrolysestufe (ZVHM)

Prinzip: Trennung der Hydrolyse und Methanisierung in zwei Behälter

Vorgeschaltete Hydrolysestufe: Verfahrensvariante zur biologischen Vorbehandlung Nachgeschaltete Methanisierungsstufe: Klassische Biogasbildung im Fermenter



Die 1. Stufe des zweistufigen Vergärungsprozesses wird in der Literatur oft als Vorbehandlungsprozess betrachtet, da mit der Optimierung der Hydrolyse meist ein zusätzlicher Aufschluss der Ausgangssubstrate einhergeht (Ariunbaatar et al., 2014). Aus mikrobiologischer Sicht wird bei der zweistufigen Vergärung der Effekt ausgenutzt, dass die am anaeroben Abbau beteiligten Mikroorganismengruppen des ersten Abbauschritts (Hydrolyse) und des letzten Abbauschritts (Methanogenese) zum Teil stark unterschiedliche Anforderungen an ihr Milieu, d.h. an ihr Umfeld stellen, beispielsweise dass sie bezüglich Aktivität ein Optimum bei unterschiedlichen pH-Werten aufweisen. Während die hydrolytischen und acidogenen Bakterien ihr Optimum typischerweise im sauren Milieu bei pH 6.5 oder tiefer besitzen, weisen die Methanogenen ein solches im neutralen bis leicht basischen Bereich zwischen ca. pH 7.0-8.0.

Mit der ZVHM geht im Idealfall eine Intensivierung der Hydrolysestufe und damit eine Erhöhung oder zumindest Beschleunigung des Aufschlusses der organischen Substanz einher. Parawira et al. (2005) führen dieses Phänomen auf die vermehrte Produktion von Enzymen durch säurebildende Mikroorganismen zurück. Gemäß Tembhurkar und Mhaisalkar (2007) ist ein Fokus auf die 1. Stufe insbesondere beim Abbau von partikulären, (ligno-)zellulosehaltigen Stoffen entscheidend, da diese als abbaugeschwindigkeitsbegrenzende Schritte im Prozess der anaeroben Vergärung gelten.

Häufig findet im Einklang mit der Auftrennung der beiden Prozessstufen zugleich eine Veränderung der Prozesstemperaturen statt. Diese Variante ist als sogenannte *Temperature-Phased Anaerobic Digestion* (TPAD, zweiphasige bzw. zweistufige Vergärung mit unterschiedlichen Temperaturen) bekannt. Sie besteht aus einer meist thermophilen 1. Stufe, gefolgt von einer mesophilen 2. Stufe. Die 1. Stufe steigert aufgrund der höheren Temperatur von meist 50° C bis 65° C zugleich die Geschwindigkeit der Hydrolysereaktion. Die mesophile 2. Stufe stellt robuste Prozessbedingungen für die Methanbildung sicher. Dabei mindern die tieferen Temperaturen zugleich das Risiko für eine Inhibierung durch Ammonium und freie Fettsäuren (Fernández-Rodríguez et al., 2015). Die TPAD kann aufgrund ihrer Definition als Spezialfall der ZVHM betrachtet werden.

Die Einstellung der hydraulischen Verweilzeit (HRT) hat einen wesentlichen Einfluss auf den Abbau der organischen Substanz und somit auf die Methanproduktion. Je nach Substrat und gewählter Temperatur können zu kurze oder zu lange Verweilzeiten zu negativen Effekten führen. Eine allgemeingültige Formel für die ideale HRT gibt es nicht; das Optimum muss prozessspezifisch und je nach Substrat bzw. Substratmischung und Temperatur eingestellt werden. Bei offenen Hydrolysereaktoren, die nicht am Biogasverwertungssystem angeschlossen sind, ist eine Methanbildung in der 1. Stufe zu vermeiden. Da die Verdoppelungszeit der methanogenen Archaeen im Vergleich zu den Bakterien, die es für die Hydrolysestufe benötigt, vergleichsweise lang ist, kann durch eine geringe HRT in der 1. Stufe eine Methanbildung verhindert werden, falls keine Höffniger von Wiederkäuern, die bereits Methanogene enthalten, zugeführt werden und keine Rückimpfung von Gängut stattfindet. Bei den Versuchen von Fernández-Rodríguez et al. (2015) wurde bei Verweilzeiten von mehr als 7 Tagen in der 1. Stufe eine erhöhte Methanbildung bei reduzierter Hydrolyseaktivität gemessen.

Effekt der ZVHM

Wenn die Voraussetzungen für einen effizienteren Abbau in den beiden separaten Stufen gegeben sind, kann aufgrund des gesteigerten Aufschlusses von organischen Verbindungen in der 1. Stufe das Gesamtsystem bei höherer Raumbelastung und/oder grössem Durchsatz betrieben werden (Ariunbaatar et al., 2014; Fernández-Rodríguez et al., 2015; Pavan et al., 2000; Schmit, 1998).

Zeigt sich im Reaktor der 1. Stufe eine erhebliche CO₂-Produktion sowie eine vergleichsweise hohe H₂- und FOS-Konzentration (flüchtige organische Säuren) und stellt sich dadurch ein saurer pH-Wert ein, sind dies Indikatoren für eine gelungene Auftrennung der Prozessschritte Hydrolyse und Methanogenese. Ein instabiler pH-Wert im Reaktor der 2. Stufe bzw. stark schwankende FOS-Konzentrationen

sind dagegen ein Indiz dafür, dass sich die Mikroorganismen im Methanisierungsreaktor nicht schnell genug an wechselnde Milieubedingungen anpassen können (Parawira et al., 2008).

Analog zu anderen Substratvorbehandlungsverfahren sind bei der ZVHM mit optimierter Hydrolysestufe grundsätzlich zwei unterschiedliche, positive Effekte möglich:

- ein schnellerer Abbau anaerob schwer bzw. langsam aufschliessbarer Substanzen und
- der zusätzliche Aufschluss von organischem Material für eine erhöhte Biogasproduktion.

Die Abbildung 3 zeigt diese beiden Effekte der verringerten Abbaudauer (Kurve a, blau) und erhöhter Abbaugrad (Kurve b, grün) schematisch und veranschaulicht zudem eine mögliche Überlagerung der beiden Effekte (Kurve c, orange).

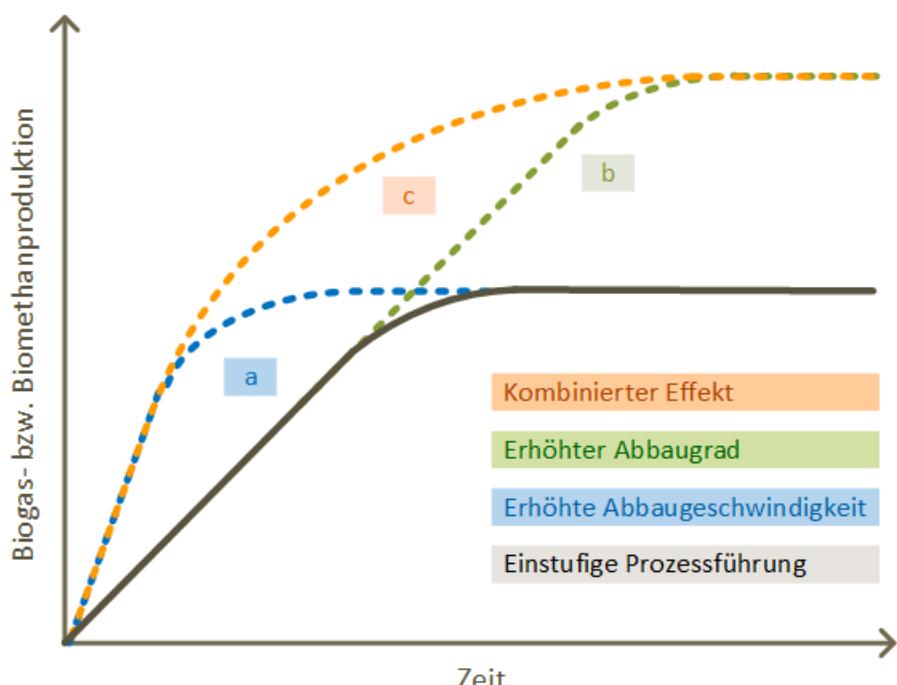


Abbildung 3: Positive Effekte der zweistufigen Vergärung: verringerte Dauer und erhöhter Abbaugrad
a) Beschleunigung des anaeroben Abbaus → verringerte Dauer (blaue Kurve);
b) Erhöhung des Biomethanertrags → erhöhter Abbaugrad (grüne Kurve);
c) Erhöhung des Biomethanertrags bei beschleunigtem Abbau (orange Kurve).

Positive Effekte bzw. die Vor- und Nachteile der ZVHM (siehe Liste im Anhang A4) können nicht pauschal definiert werden. Die Ausprägung bzw. Effizienz der einzelnen Prozessschritte ist sehr stark von den eingesetzten Ausgangssubstraten, von der Verweilzeit, der organischen Raumbelastung, von Milieubedingungen wie Temperatur, Sauerstoffanwesenheit und pH-Wert sowie von verfahrenstechnischen Komponenten wie beispielsweise der Rückimpfung abhängig.

Hydrolytische und acidogene Bakterien, die Mikroorganismengruppen der Stufe 1, weisen beispielsweise eine höhere Toleranz gegenüber Abbauprodukten wie Ammonium oder Hemmstoffen wie molekularer Sauerstoff auf, als die Methanogenen (Montgomery & Bochmann, 2014). Zugleich können sie Hemmstoffe teilweise abbauen. Eine Trennung der beiden Prozessstufen hat somit den Effekt, dass unter Umständen die Inhibition der Mikroorganismen durch Hemmstoffe reduziert werden kann. Der hemmende Effekt, dass der vergleichsweise höhere Wasserstoffpartialdruck, der vor allem während der



Acetogenese, jedoch auch schon während der Hydrolyse entsteht, in der 1. Stufe zur Hemmung acidogenen Bakterien führen könnte (Ariunbaatar et al., 2014), scheint bei einer ZVHM nebensächlich.

Bei der TPAD wird auch von einer Verbesserung der Entwässerungseigenschaften des Gärkuchens durch die Vorbehandlung berichtet (Fernández-Rodríguez et al., 2015). Ferner ist eine *in situ* Hygienisierung des Materials möglich, sofern die 1. Stufe bei Temperaturen >70 °C betrieben wird. Eine TPAD wird bei der anaeroben Vergärung oft bevorzugt, wenn ein möglichst pathogenfreier Dünger erzeugt werden soll (Ariunbaatar et al., 2014; Schmit, 1998).

Trotz ihrer zahlreichen Vorteile besitzt die zweistufige Vergärung zumindest einen erheblichen Nachteil: Aufgrund der räumlichen Trennung der Prozessschritte ist sie von höherer technischer Komplexität und verursacht dadurch grössere Investitions- und Betriebskosten (Ariunbaatar et al., 2014; Montgomery & Bochmann, 2014; Rouches et al., 2016). Aufgrund des gesteigerten Durchsatzes bzw. erhöhten Abbaugrads sind positive Auswirkungen der TPAD auf die gesamte Wirtschaftlichkeit des Anlagenbetriebs und auf die Energiebilanz möglich (Ariunbaatar et al., 2014).

2.2 Relevante Prozessgrössen der ZVHM

Aufgrund der räumlichen Trennung der beiden Abbaustufen der ZVHM sind die relevanten Prozessgrössen respektive die entsprechenden Betriebsparameter für eine effiziente Prozessführung für beide Stufen separat zu definieren und einzustellen.

Basierend auf der im Detail beschriebenen Literaturzusammenfassung im Anhang A4, werden für die Messkampagnen nachfolgende Prozessgrössen bzw. Betriebsparameter als für den Betrieb der ZVHM wesentlich betrachtet:

- Temperatur (T),
- pH-Wert (pH),
- Redox-Potenzial (Redox)
- hydraulische Verweilzeit (HRT) und Schlammverweilzeit (SRT),
- organische Raumbelastung (B_R),
- Trockensubstanzgehalt (TS) und
- Substratzusammensetzung (Substratmischung).

Auf diese Prozessgrössen soll in den folgenden Kapiteln in Detail eingegangen werden.



Temperatur (T)

Die Vermutung von Fernández-Rodriquez et al. (2015) bestätigt sich, dass in der 1. Stufe bei erhöhten Temperaturen von meist 50-65 °C die Geschwindigkeit der Hydrolysereaktion steigt, sowie dass in der 2. Stufe bei niedrigeren Temperaturen stabilere Prozessbedingungen für die Methanbildung herrschen. Dabei mindern mesophile Bedingungen zugleich das Risiko für eine Inhibierung durch Ammonium/Ammoniak und/oder freie Fettsäuren.

Nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über Literaturquellen, die Anhaltspunkte zur optimalen Temperatur der beiden Stufen geben:

Tabelle 1: Einfluss der Temperatur auf die zweistufige Vergärung

Übersicht über die Ergebnisse einzelner Literaturquellen

*OFMSW = *organic fraction of municipal solid waste*; organischer Anteil fester Siedlungsabfälle

Substrat	Stufe	Temp. [°C]	Einfluss/Effekt	Quelle
Küchenabfälle	1/2	70/55	Höchster Methanertrag	Krishania et al., 2013a; Mao et al., 2015
OFMSW*	1/2	35/55	Höchster Methanertrag	Escamilla-Alvarado et al., 2012
OFMSW*	1/2	65/55	Höchster Methanertrag	Mata-Alvarez et al., 2000
Gemüseabfälle	1/2	60/37	Höchster Methanertrag	Ravi et al., 2018
Rindergülle	1/2	68/55	Höchster Methanertrag	Nasir et al., 2014b

pH-Wert (pH)

Der für die Vergärung optimale pH-Wert liegt meistens im Bereich von 5.5-8.0. In der Hydrolysestufe ist der pH-Wert bei schwer abbaubaren, cellulose- und lignocellulosehaltigen Substraten höher einzustellen, als bei leicht abbaubaren Substraten. Für leicht abbaubare Substrate ist oft ein pH-Wert von 5.5-6.5 in der Hydrolysestufe gut geeignet. Bei den diversen Untersuchungen (Krishania et al., 2013; Mao et al., 2015; Ravi et al., 2018) handelt es sich um Substrate wie Früchte und Gemüse. Früchte mit stark cellulosehaltigen Schalen, wie beispielsweise Ananas, waren nicht Teil der genannten Untersuchungen. Für cellulose- bzw. lignocellulosehaltige Substrate liegt das pH-Wert-Optimum für die Hydrolysestufe aber höher, bei etwa 7.0-8.0 (Lindner et al., 2015). Für die Methanogenese liegt das pH-Wert-Optimum zwischen 7.0 und 7.5 (Kutschmitt et al., 2020).

Während bei leicht abbaubaren Substraten die Methanisationsstufe als limitierender Abbauschritt gilt, ist bei schwer abbaubaren Substraten die Hydrolysestufe als limitierender Faktor zu betrachten. Grund dafür ist, dass bei schwer abbaubaren Substraten die Produktionsrate von flüchtigen organischen Säuren (FOS) langsamer ist, als deren Abbau durch die Methanogenen.

Weiter hat der pH-Wert grossen Einfluss auf die H₂-Produktion in der 1. Stufe. (Lindner et al., 2015)

Nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über Literaturquellen, die Anhaltspunkte zu optimalen pH-Werten in den beiden Stufen geben:



Tabelle 2: Einfluss des pH-Werts auf die zweistufige Vergärung
Übersicht über die Ergebnisse einzelner Literaturquellen

Substrat	Stufe	pH-Wert [-]	Einfluss/Effekt	Quelle
Allgemein	1	5.5-6.5	Optimaler Bereich für hydrolytische Enzyme	Krishania et al., 2013; Mao et al., 2015
Küchenabfälle	1	7.0	Durchsatz von Feststoffen erhöhte Biogasausbeute, Hydrolyse und Säurebildung	Montgomery und Bochmann, 2014
Leicht abbaubare Substrate wie Früchte, Gemüse und stark zucker-, bzw. kohlenhydrathaltige Substrate	1	5.5-6.5	Optimaler Bereich für hydrolytische Enzyme	Zverlov et al., 2010; Köllmeier et al., 2012; Lindner et al., 2014; Ravi et al., 2018
Cellulose- und lignocellulosehaltige Substrate	1	7.0-8.0	Optimaler Bereich für hydrolytische Enzyme	De La Rubia et al., 2009; Lindner et al., 2014; Ravi et al., 2018
-	1	4.0-6.0	Optimaler Bereich für hydrolytische Enzyme, welche Cellulose, Hemicellulose oder Stärke abbauen	Montgomery und Bochmann, 2014
Allgemein	2	7.0-8.5	Optimaler Bereich für Methanogene	Kaltschmitt et al., 2020; Krishania et al., 2013; Mao et al., 2015

Redox-Potenzial (Redox)

Das Redox-Potenzial ist ein Mass für die Oxidations-Reduktionsfähigkeit von Stoffen in einem wässrigen Medium. Studien von Blanc und Molof (1973) wiesen darauf hin, dass ein steigendes ORP mit einer gehemmten oder abnehmenden Leistung des Fermenters korreliert. Sie beobachteten, dass unter normalen anaeroben Fermentationsbedingungen der gemessene ORP-Wert im Schlamm konstant in einem Betriebsbereich von -220 bis -290 mV. Eine weiter Studie von Wang et al. (2006) kam zu der Schlussfolgerung, dass ein ORP grösser als -150 mV bei jedem pH-Wert zu einer Propionsäure-Anreicherung führt.

Tabelle 3: Einfluss des Redox-Potenzials auf die zweistufige Vergärung
Übersicht über die Ergebnisse einzelner Literaturquellen

Substrat	Stufe	ORP [mV]	Einfluss/Effekt	Quelle
Essigsäure, Propionsäure	1	-220 bis -290	Optimaler Bereich	Blanc and Molof, 1973
Organisches Abwasser	1	-150	Bei höherem ORP als -150 Propionsäure-Anreicherung	Wang et al., 2006



Hydraulische Verweilzeit (HRT)

Für eher leicht abbaubare Substrate eignet sich eine HRT in der Hydrolysestufe zwischen 2-6 Tagen: für Nahrungsmittelabfälle 2-5 Tage, für Gülle 2-3 Tage und für Überschussschlamm 6 Tage. Für schwer abbaubare Substrate wie cellulose- und lignocellulosehaltige oder ölig-fettige Substrate dürfen die Verweilzeiten in der Hydrolysestufe deutlich länger sein, z.B. 10 Tage für Sonnenblumenölkuchen (De La Rubia et al., 2009) und 20 Tage für Heu und Stroh (Lindner et al., 2014)).

In der Methanbildungsstufe ist eine HRT von 8-10 Tagen für leicht abbaubare Substrate in der Regel für einen annähernd vollständigen Abbau hoch genug. Hofdünger mit Strohanteilen benötigen in der 2. Stufe für einen hohen Abbaugrad in der Regel eine längere HRT von ca. 12-25 Tagen. (Allen et al., 2016; Fernández-Rodríguez et al., 2016; Hidalgo et al., 2015; Lee et al., 2009; Nasir et al., 2014; Pavan et al., 2000)

Ein allgemeingültiges Optimum für die HRT gibt es nicht. Ideale Bedingungen müssen in Abhängigkeit der Substratmischung und Hydrolysetemperatur gefunden werden.

Nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über Literaturquellen, die Anhaltspunkte zur optimalen HRT in den beiden Stufen geben:

Tabelle 4: Einfluss der hydraulischen Verweilzeit (HRT) auf die zweistufige Vergärung (ZVHM)

Übersicht über die Ergebnisse einzelner Literaturquellen

* OFMSW = *organic fraction of municipal solid waste*; organischer Anteil fester Siedlungsabfälle

Substrat	Stufe	HRT [d]	Einfluss/Effekt	Quelle
Küchenabfälle	1/2	6/20	Höchster Methanertrag	Krishania et al., 2013; Mao et al., 2015
OFMSW*	1/2	4.5/10	Höchster Methanertrag	Fernández-Rodríguez et al., 2016
OFMSW*	1/2	2.5/8.5	Höchster Methanertrag	Pavan et al., 2000
Co-Vergärung von Pflanzenöl mit Schweinegülle	1/2	2/18	Höchster Methanertrag	Hidalgo et al., 2015
Rindergülle	1/2	3/12	Höchster Methanertrag	Nasir et al., 2014b

Schlammverweilzeit (SRT)

Als SRT wird die durchschnittliche Verweilzeit der partikulären Stoffe bzw. des Schlammes im anaeroben Vergärungssystem bezeichnet. Das sogenannte Schlammalter ist ein Mass für die Verweilzeit der am anaeroben Abbauprozess beteiligten Mikroorganismen im Biogasreaktor.

Bei Reaktorsystemen mit Schlammrückhalt oder Schlammrückführung (immobilisierte Biomasse) kann der verfahrenstechnische Parameter Schlammalter (SRT) über die Menge des Schlammabzugs respektive der Rückimpfung eingestellt und berechnet werden. Systeme ohne Biomasserrückhalt (suspensierte Biomasse) können die HRT nicht von der SRT entkoppeln, die beiden Größen sind dann identisch. Bei mehrstufigen Anlagen, die über mehrere, seriell geschaltete Fermenter verfügen, kann eine Rückimpfung in die erste Stufe mit Material der nachfolgenden Stufe(n) realisiert werden (Rosenwinkel et al., 2015). Bei sämtlichen Systemen muss die SRT auf jeden Fall so eingestellt werden, dass die am langsamsten wachsende Mikroorganismengruppe der anaeroben Abbaukaskade nicht ausgeschwemmt wird. Wenn die minimalen Verdopplungszeiten für jede der vier Stufen höher ist als die SRT, können sich sämtliche Mikroorganismengruppen der vier Abbauschritte im System in genügender Konzentration halten.



Während die Verdopplungszeiten von Hydrolysierenden und Acidogenen (Säurebildnern) je nach Abbaubarkeit der Substrate in der Regel im Bereich von wenigen bis mehrere Stunden liegen, benötigen die acetogenen Bakterien (Essigsäurebildner) schon ca. 2.5 bis 10 Tage. Besonders lange beträgt die Verdopplungszeit der propionsäure-abbauenden Spezies sowie bei manchen Archaeen. Bei den methanogenen Archaeen ist die Wachstumsrate bei den hydrogenotrophen Methanogenen höher als diejenige der acetoklastischen Methanogenen. Die Verdopplungszeiten liegen in der Regel zwischen 0.5 und 1.5 respektive 1.0 und 2.0 Tagen. Bei manchen methanogenen Archaeen werden jedoch Generationszeiten von bis zu 10 Tagen gemessen. (Rosenwinkel et al., 2015)

Ist die Verweilzeit der Biomasse kürzer als die Verdopplungszeit der Mikroorganismen, kommt es zur Auswaschung der jeweiligen Flora. Dies verursacht, meist durch die Akkumulation von Säuren und der damit einhergehenden Toxizität auf die Methanogenen, schwere Prozesshemmungen.

Literaturwerte zur Empfehlung der minimalen SRT pro Prozessschritt sind in Tabelle 5 aufgeführt.

Tabelle 5: Minimale Schlammverweilzeit (SRT) im Rührkesselreaktoren

Längste Verdoppelungszeiten der an den Abbauschritten beteiligten Mikroorganismen

SRT [d]	Abbauschritt	Längste Verdopplungszeit	Quelle
> 0.5	Hydrolyse, Acidogenese	Einige Stunden	Rosenwinkel et al., 2015
> 1	Acetogenese	Ca. 10 Tage	Rosenwinkel et al., 2015
>10-12	Methanogenese	Ca. 10 Tage	Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, 2016 Rosenwinkel et al., 2015

Für die 1. Stufe einer ZVHM, bei welcher nur die Hydrolysierenden und Acidogenen Mikroorganismengruppen erwünscht sind, liegt die minimale SRT im Stundenbereich. Soll in der 1. Stufe kein Methan gebildet werden, ist eine tiefe SRT von maximal wenigen Tagen von Vorteil, da sich so die Acetogenen und Methanogenen nicht im System halten können. Eine Rückimpfung aus der 2. Stufe ist daher nicht zu empfehlen, genauso wenig eine Animpfung von Methanogenen durch Einsatzstoffe wie Rindergülle und Rindermist. Eine Methanbildung in der 1. Stufe ist durch die Wahl einer ungünstigen SRT kaum vollständig zu verhindern. Weitaus effektiver sind dazu das Einstellen eines ungünstigen pH-Wertes (<6.5), einer ungünstigen Temperatur (>60°C) oder von für die Methanogenen toxische Sauerstoffkonzentrationen ($pO_2 > 0.1$ mbar bzw. $O_2 > 0.1$ mg L⁻¹).

Für die 2. Stufe einer ZVHM gilt, genauso wie für einstufige Reaktorsysteme, eine minimale SRT von 10-12 Tagen.

Organische Raumbelastung (B_R)

Die Angaben in der Literatur zeigen bezüglich maximaler, organischer Raumbelastung (B_R) eine grosse Spannweite. So wird für schwerer abbaubare Substrate einmal eine B_R von 1.5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ für Olivengras-Abfall, von 5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ für Sonnenblumenölkuchen, von 7.5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ für Mais, von 2.5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ für Heu und Stroh oder von 5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ für Mais, Heu, Stroh und Zuckerrüben angegeben. Für leichter abbaubare Substrate wie Lebensmittelabfälle werden Raumbelastungen von 5.4 kg oTS d⁻¹ m⁻³, 7.5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ bzw. 12.8 kg oTS d⁻¹ m⁻³ und 1.5 kg oTS d⁻¹ m⁻³ für Gülle angegeben. (De La Rubia et al., 2009; Lindner et al., 2015, 2016; Nasir et al., 2014; Pavan et al., 2000; Ravi et al., 2018; Stoyanova et al., 2017) Diese Zahlen verdeutlichen, dass die maximale bzw. ideale Raumbelastung stärker vom Fermentationssystem, als von der Substratart abhängt.



Nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über Literaturquellen, die Anhaltspunkte zur idealen organischen Raumbelastung der Hydrolysestufe geben:

Tabelle 6: Einfluss der organischen Raumbelastung auf die Hydrolysestufe

Übersicht über die Ergebnisse einzelner Literaturquellen

* OFMSW = *organic fraction of municipal solid waste*; organischer Anteil fester Siedlungsabfälle

Substrat	B_R [kg oTS m ⁻³ d ⁻¹]	Einfluss/Effekt	Quelle
OFMSW*	7.8	Grösserer Durchsatz	Krishania et al., 2013a; Mao et al., 2015
Milchkuhgülle	5.82	Erhöhter Methanertrag	Sung and Santha, 2003
Abfälle einer Olivenpresse	1.56-2.25	Grösserer Durchsatz	Stoyanova et al., 2017
Gemüseabfälle	5.4	Erhöhter Methanertrag	Ravi et al., 2018
Rindergülle	1.5	Erhöhter Methanertrag	Nasir et al., 2014

Trockensubstanzgehalt (TS)

Der TS-Gehalt im Gärget hat mikrobiologisch betrachtet einen Einfluss auf die Durchmischung des Reaktorinhalts, auf die Effizienz des Austreibens des gebildeten Biogases aus der flüssigen Stufe und auf die Grösse des Schärstresses auf die beteiligten Mikroorganismen. Je homogener die Durchmischung im System, desto eher gelangt das Substrat zu den Mikroorganismen (oder umgekehrt) und kann daher effizienter abgebaut werden. Bei guter Durchmischung und tiefer Viskosität des Gärget werden die Produkte, d. h. das organische Material und das gebildete Gas von der abbauenden Biozönose wegtransportiert, was die Abbaueffizienz fördert und lokale Hemmefekte vermeidet. Eine zu grosse Rührintensität führt zu Hemmungen durch Schärstress und verhindert Syntrophien.

Sung und Santha (2003) zeigten bei Versuchen zur TPAD von Milchkuhgülle und -mist einen Rückgang der Systemleistung in Bezug auf den Abbau der organischen Trockensubstanz (oTS) und die Methangewinnung bei TS-Konzentrationen von mehr als 10 %.

Substratzusammensetzung (Substratmischung)

Die zweistufige Vergärung führt bei leicht abbaubaren Substraten vor allem zu einem beschleunigten Abbau, nicht aber unbedingt zu einem höheren Biogasertrag. Bei schwer abbaubaren Substraten kann die zweistufige Vergärung, vor allem wenn die 1. Stufe thermophil ist, zu einem erhöhten Biogasertrag führen.

Beim Abbau von schwer abbaubaren Substraten wie Fetten (generell werden Fette als schwer abbaubar eingestuft, es gibt aber auch eine beachtliche Anzahl an Studien die Fette als leicht abbaubar einstufen) kann die Lipaseaktivität der Bakterien mit dem Aufbrechen des Substrates, und somit dem Freisetzen von FOS und LCFA (*long chain fatty acids*) und dem folglich sinkenden pH-Wert abnehmen. (Bhumibhamon et al., 2002; Harris & McCabe, 2015; Kaltschmitt et al., 2016; Krishania et al., 2013)

Wie Li und Noike (1992) beobachteten, ist die Hydrolysewirkung in der zweistufigen Vergärung bei Kohlenhydraten und Proteinen grösser als bei Lipiden. Der biochemische Weg zur methanogenen Fermentation von Proteinen und Kohlenhydraten erfordert, dass diese zu Monomeren hydrolysiert, zu Aminosäuren desaminiert und einer Essigsäure-Fermentation für Zuckermanomere unterzogen werden. Die



Hydrolyse ist wahrscheinlich der geschwindigkeitslimitierende Schritt bei der Vergärung von Kohlenhydraten und Proteinen. Nicht so bei Lipiden, die zwei Kohlenstoff-Decarboxylierungen durchlaufen, um aus langkettigen Fettsäuren Essigsäure herzustellen.

2.3 Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die Vergärung

Basierend auf der im Anhang A4 detaillierter beschriebenen Literaturrecherche wird folgendes Fazit für den Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die Vergärung gezogen:

Die Mehrheit der Untersuchungen zu thermischen Vorbehandlungen einer breiten Palette von Substraten kam zum Ergebnis, dass eine thermische Vorbehandlung zu einer erhöhten Gasproduktion und/oder zu einer verbesserten Abbaubarkeit führt. Bei einigen Untersuchungen konnten keine Effekte und bei einigen wenigen negative Effekte ausgewiesen werden. Versuche zur thermischen Vorbehandlung wurden meistens in einem Temperatur- und Zeitbereich von 70-100 °C, bzw. 0.5-24 h durchgeführt, wobei die Effekte bei 1 h und 70° C (Pasteurisation) am häufigsten untersucht wurde. Negative Effekte wurden häufig bei Temperaturen von über 100 °C beobachtet. Lee et al. (2009) wiesen positive Effekte durch die deutlich verstärkte Elimination von Doppelbindungen von Fettsäuren bei 70°C als bei 55°C nach.

Nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über Literaturquellen, die Effekte einer thermischen Vorbehandlung auf die Substrate und anschliessende anaerobe Abbaubarkeit untersuchten:

Tabelle 7: Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die Vergärung
Übersicht über die Ergebnisse einzelner Literaturquellen

Substrat	T [°C] / HRT [h] / pH [-]	Einfluss	Quelle
Küchenabfälle (80 %), Klärschlamm (20 %)	70 / ? / ?	CSB-Umsetzungsrate von 22 % auf 46 % gesteigert	Lee et al., 2009a
Schweinegülle	70-100 / 3 / ? 100-190 / 0.33 / 10 Optimum: 100-190 / 0.33 / 12	Verbesserte Löslichkeit von Lignin, Proteinen und Hemicellulosen und Erhöhung der CSB-Umsetzungsrate von 22 % auf 48 %	Sung and Santha, 2003
Fettige und ölige Substrate	70 / 1-7 / ? 110-190 / 0.5-1.5 / ?	Biogasmehrerträge von 10-50 % sowie eine verbesserte Abbaubarkeit	Harris and McCabe, 2015b
-	60 / ? / ? 80 / ? / ?	Biogasmehrerträge von mehr als 30 %	Hiraoka et al., 1985
Belebtschlamm	170 / 0.5 / ? 170 / 1.0 / ?	Biogasmehrerträge	Li and Noike, 1992
Hausmüll und Algenbiomasse	60-180 / ? / ?	Keine Biogasmehrerträge, jedoch verbesserter Aufschluss der Protein-Zellwände	Neyens and Baeyens, 2003
Mikroalgen	90 / ? / ?	Erhöhte biologische Abbaubarkeit (+48 %)	González-Fernández et al., 2012



Hausmüll	70 / 1.0 / 10	Thermische und kombinierte thermische-alkalische Vorbehandlung hatten keinen Einfluss auf den Biogasertrag	Chamchoi et al., 2011
Hausmüll, Algen, Früchte, Gemüse, Schweinemist	70 / 1.0 / ?	Biogasmehrerträge von bis zu 78 % und erhöhte Abbaubarkeit bei 7/10 Autoren. Keine Effekte bei 3/10 Autoren (Hausmüll und Algen) bzw. negative Effekte (Früchte, Gemüse, Schweinemist).	Ariunbaatar et al., 2014
Schweinegülle	100/ 1.0 / 10	Biogasmehrerträge	Rafique et al., 2010
Primär und-Sekundär-schlamm	70 / 9 / ?	Biogasmehrerträge von bis zu 30 %	Ferrer et al., 2008

2.4 Einfluss der ZVHM auf einzelne Substratkategorien

Basierend auf der im Anhang A4 beschriebenen Literatur wird folgendes Fazit für den Einfluss der ZVHM auf einzelne Substratkategorien gezogen:

Die ZVHM führt bei leicht abbaubaren Substraten vor allem zu einem beschleunigten Abbau, nicht aber unbedingt zu einem höheren Biogasertrag. Bei schwer abbaubaren Substraten kann die ZVHM, insbesondere bei thermophiler 1. Stufe (Long et al., 2012) zu einem Biogasmehrertrag führen.

Nebst dem Einsatz von Lipase-Enzymen (Harris & McCabe, 2015), der thermischen Vorbehandlung und einer Optimierung der Substratmischung wird in der Literatur auch die ZVHM als mögliche Massnahme gegen Hemmeffekte durch den Abbau von Lipiden genannt. Einige solcher Hemmeffekte und mögliche Gegenmassnahmen werden detaillierter im Anhang A4 beschrieben. (Bhumibhamon et al., 2002; Harris & McCabe, 2015; Hidalgo et al., 2015; Kaltschmitt et al., 2016; Koster & Cramert, 1987; Krishania et al., 2013; J. Lalman & Bagley, 2002; Oh & Martin, 2010)



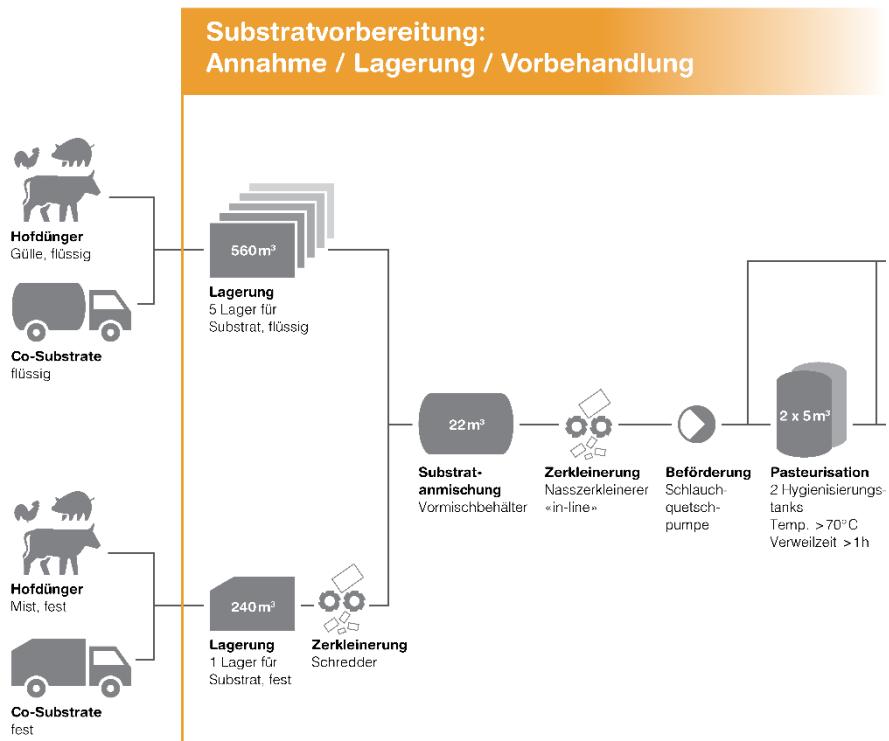
3 Anlagenbeschrieb

Eine detaillierte Verfahrensbeschreibung mit Angaben zu Prozessbedingungen, zur Funktion, Dimensionierung etc. der für dieses Projekt relevanten verfahrenstechnischen Anlagenteile befindet sich im Anhang A3.

3.1 Substratvorbehandlung und Vergärung

Das nachfolgende Fliessbild des neuen Anlagenkonzepts (Abbildung 5) zeigt, dass im Vormischtank unterschiedliche Substratmischungen und -qualitäten eingestellt werden können. In der Regel werden die zu hygienisierenden Abfälle wie z.B. Speisereste der Hygienisierung zugeführt ($>70^{\circ}\text{C}$, 1 h), und die stark fetthaltigen Substrate wie z.B. Fetschlamm in einem separaten, beheizten Tank gelagert (50°C). Flüssige Einsatzstoffe wie Gülle, Milch und Permeat gelangen über verschiedene, separate Flüssiglager in die Anlage, während feste Substrate wie beispielsweise Mist, Mühleabgänge und Kaffeesatz nach einer Vorzerkleinerung im Schredder in den Vormischtank gefördert werden. Das individuell vorbehandelte Substratgemisch wird vom Vormischtank her einer mechanischen Inline-Nasszerkleinerung und je nach Bedarf der zweiphasigen Vergärung zugeführt.

Die neue Anlage ermöglicht eine individuelle Zugabe und Vorbehandlung von flüssigen und festen Substratqualitäten sowie von stark fetthaltigen und von hygienisch nicht einwandfreien Abfällen. Die aufwändige Anlagenkonfiguration mit diversen Lagerbehältern und der zentralen Pumpe ermöglicht eine sehr flexible Stoffstrom- und Prozessführung und stellt genügend Lagerkapazitäten zur Verfügung, um einzelne Substratkategorien zwischenzulagern und dadurch eine Homogenisierung der Einsatzstoffmischung zu gewährleisten.



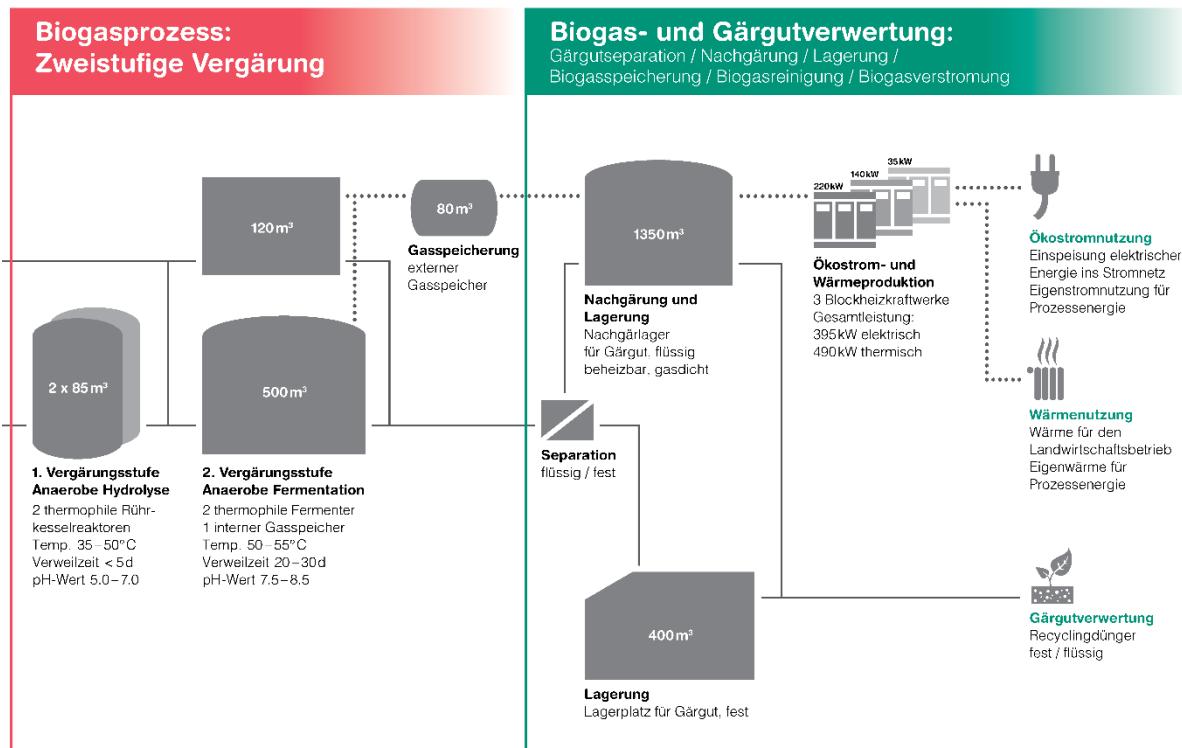


Abbildung 4: Fließbild der Substratvorbereitung der Biogasanlage WIGAKO

1. Annahme von flüssigen und festen Hofdüngern und Co-Substraten
2. Lagerung unterschiedlicher Substratqualitäten in mehreren Behältern und Bunkern
3. Zerkleinerung von festen Substraten im Schredder
4. Anmischen im Vormischtank mit anschliessender Inline-Zerkleinerung
5. Beförderung der Substratmischung in die Hygienisierungs- oder Fermentationsstufe
6. Hygienisierung von hygienepflichtigen Einsatzstoffen (thermische Vorbehandlung)
7. 1. Stufe: anaerobe, thermophile Hydrolyse
8. 2. Stufe: Fermentation und Nachgärung
9. Gasverwertung in Blockheizkraftwerken zur Strom- und Wärmeproduktion
10. Gärgutverwertung als flüssige oder feste Düngemittel

Die Anlage wurde so konzipiert, dass sämtliche Substratchargen von überall her über eine zentrale Pumpe jedem einzelnen Verfahrensschritt zugeführt werden können. Es besteht somit die Möglichkeit, unterschiedliche Substratchargen entweder einem der beiden Hydrolysetanks der 1. Stufe, aber auch direkt einem der beiden Fermenter oder gar dem Nachgärlager zuzugeben. Dies ermöglicht jeweils zwei unterschiedliche Betriebsparametersätze pro parallel ausgeführtem Prozessschritt der Hydrolyse und der Methanbildung. Beispielsweise können die Verweilzeiten insbesondere in der 1. Stufe der Vergärung daher sehr flexibel und je nach Substratmischung eingestellt werden.

Nach den Fermentern wird das Gärgut in einen beheizten Lagertank, das sogenannte Nachgärlager, gepumpt. Bei Bedarf können einzelne Chargen zur Fest-Flüssig-Trennung über einen Trommelsieb-Separator geleitet werden. Während die flüssige Fraktion, der Siebdurchlauf, zusammen mit dem unseparierten Gärgut in das Gärproduktlager gelangt, wird der separierte Feststoff auf einem befestigten Platz zwischengelagert.

Das in den Fermentern und im Gärproduktlager gebildete Biogas wird mittels Aktivkohlefilter fein-entschwefelt und getrocknet, bevor es mittels Blockheizkraftwerk (BHKW) zu Ökostrom und erneuerbarer



Wärme verwertet wird. Nach Abzug des Strombedarfs der Biogasanlage wird der produzierte, erneuerbare Strom ins Elektrizitätsnetz eingespeist. Mehrere Wärmetauscher-Stufen sind für einen hohen thermischen Wirkungsgrad der BHKWs verantwortlich und sorgen dadurch für verhältnismässig hohe Nutzwärmemengen, die sowohl für interne Anlagenprozesse sowie auch für die Heizung und Warmwassergewinnung von Wohn- und Betriebsgebäuden sowie für die betriebseigene Hühnermast und für den Schweinstall Verwendung finden.

Der Ausbau der Fermentationsstufe mit redundanten Hydrolysereaktoren und beheizbarem Nachgärlager erhöht das Volumen der gesamten Fermentationsstufe erheblich. Durch die Hydrolysereaktoren wird die Fermenterstufe biologisch entlastet. Das Nachgärlager sorgt insbesondere bei höheren Füllständen im Winter für einen Biogasmehrertrag und verringert die Restmethanemissionen.

3.2 Einsatzstoffe

Die WIGAKO vergärt eine Vielzahl von unterschiedlichen Einsatzstoffen. Dazu gehören landwirtschaftliche Reststoffe wie Gülle und Mist von verschiedenen Nutztierarten, sowie eine Vielzahl von unterschiedlichen Abfallstoffen, die hauptsächlich aus der Agroindustrie, der Lebensmittelverarbeitung und dem Lebensmittelkonsum stammen.

Tabelle 8: Liste der von der WIGAKO verarbeiteten Einsatzstoffe
Landwirtschaftliche Reststoffe und Abfallstoffe der Jahre 2017-2021

Hofdünger, Reststoffe Pflanzenbau	Co-Substrate
Hasenmist	Brennereischlamm
Heu/Gras/Silage	Fettsäuren
Hühnermist	Fettschlamm aus der Lebensmittelherstellung
Kälbermist	Flotatschlamm vom Schlachthof
Kartoffeln	Gastro-Abfälle
Maisstroh	Gemüseabfälle
Mischgülle	Grünabfälle
Pferdemist	Kaffee
Rindermist	Kartoffelwasser
Rindviehgülle	Milch/Schotter
Schafmist	Müllereiabgang
Schweinegülle	Pansenmist
Silage	Permeat aus der Milchverarbeitung
Sediment von Tiertransporten	Schokoladenpulver



4 Messtechnische Begleitung

4.1 Einsatzstoff- und Betriebstagebuch

Zur Dokumentation des täglichen Betriebes wird ein Einsatzstoff- und Betriebstagebuch geführt. Darin wird beispielsweise dokumentiert, welche Substrate dem Vormischbehälter zugeführt werden. Aufgeführt wird das Datum, die Art und Menge des Einsatzstoffes, sowie aus welchem Lager der Einsatzstoff stammt. Weiter wird die Laufzeit und die produzierte elektrische Bruttoenergie der Blockheizkraftwerke (BHKWs) erfasst. Diese Daten sind für die Massen- und Energiebilanzierung hilfreich. Der Füllstand des Nachgärlagers wird ebenfalls händisch dokumentiert, da dieser über keine online Füllstandsmessung verfügt. Verwendet werden diese Informationen für die Berechnung der HRT und B_R . Die Konzentration der einzelnen flüchtigen, organischen Fettsäuren (VFA) in den Hydrolysetanks und Fermentern, sowie im Nachgärlager werden ebenfalls im Tagebuch erfasst, wobei diese im 2-Wochen-Takt gemessen werden. Die VFA-Konzentrationen sind ein wichtiger Indikator für die Stabilität des Prozesses. Der sporadisch gemessene TS-Gehalt aus Vormischbehälter, Hydrolysetanks und Fermentern, sowie Nachgärlager wird ebenfalls im Tagebuch festgehalten.

4.2 Messtechnik

Die messtechnische Begleitung des Anlagenbetriebs betrifft die gesamte Wertschöpfungskette der Verarbeitung von organischen Abfallstoffen und landwirtschaftlichen Reststoffen von der Annahme über die Lagerung und die mechanische sowie thermische Vorbehandlung über den thermophilen, mehrstufigen Hauptprozess der Vergärung bis hin zur Produktion von flüssigem Recyclingdünger sowie zur Produktion von Energieträgern in Form von Ökostrom und erneuerbarer Wärme. In den nachfolgenden Kapiteln werden die Einsatzstoffe sowie Probenahmeorte und Messzeitpunkte aufgeführt.

Für die Überwachung und Analyse des Anlagenbetriebs wurden für die Massenbilanzierung und Prozesskontrolle relevanten Betriebsparameter eruiert und daraus die dazu benötigten Messgrößen definiert. Dabei handelt es sich zum einen um online Messparameter, die auf dem Prozessleitsystem der Anlage verfügbar sind (Log-Daten, Anlage), wie auch anlagenexterne Messwerte, die für eine Datenanalyse zur Verfügung gestellt wurden (Lastgangdaten, Stromnetzbetreiber BKW). Zum anderen wurden im Verlaufe dieses Projekts diverse offline Messdaten erhoben, die entweder direkt vor Ort (z.B. FOS/TAC-Verhältnis und TS-Gehalt), im Umweltbiotechnologie-Labor der ZHAW (z.B. Biomethanpotenzial-Batchversuche und semikontinuierliche Hydrolyse-Versuche), sowie vom akkreditierten Umweltlabor LBU (Gärprodukt- und Fettsäureanalytik). Die einzelnen Mess- und Betriebsparameter sind ebenfalls in den nachfolgenden Kapiteln beschrieben.

4.3 Probenahmeorte

Eine Übersicht der Probenahmeorte und deren Abkürzungen sind in der nachfolgenden Abbildung dargestellt. Beim Substratinput wird zwischen LAG1-LAG5, LAG7, VMB, HYG1 und HYG2 unterschieden. Im Biogasprozess gibt es die Möglichkeit bei HYD1, HYD2, FER1, FER2 und NGL Proben zu ziehen. Zusätzlich werden die Gasqualität vor (GQV) und nach dem Aktivkohlefilter (GQN) sowie die Lastgangdaten der BHKWs bzw. bei der Stromeinspeisung ins Elektrizitätsnetz erfasst.

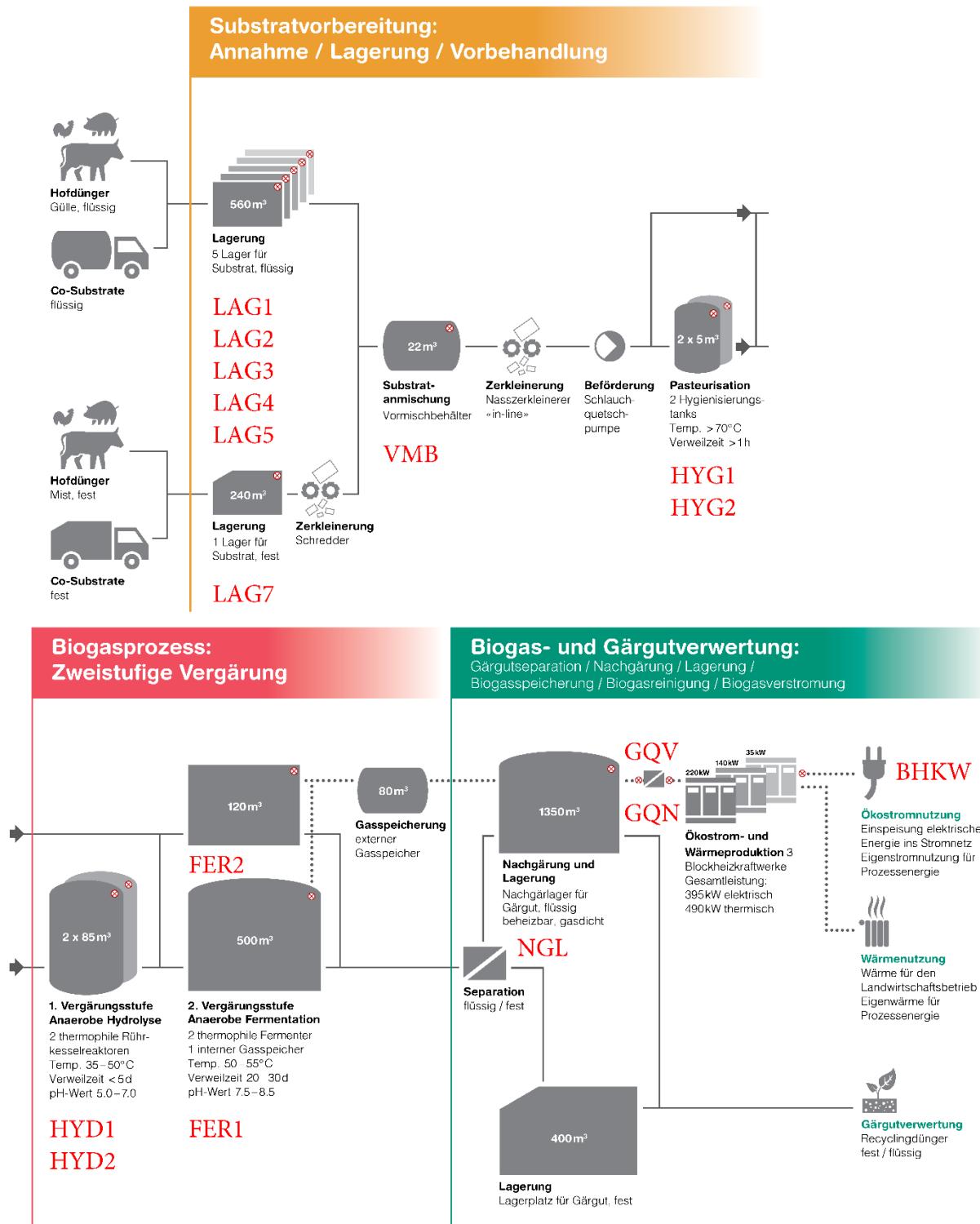


Abbildung 5: Übersicht über die Probenahmestorte auf der Biogasanlage der WIGAKO

LAG = Lager; VMB = Vormischbehälter; HYG = Hygienisierung; HYD = Hydrolysereaktor; FER = Fermenter; NLG = Nachgärlager; GQV = Gasqualitätsmessung vor dem Aktivkohlefilter; GQN = Gasqualitätsmessung nach dem Aktivkohlefilter; BHKW= Blockheizkraftwerk



4.4 Proben und Messzeitpunkte

Je nach Messkampagne wurden unterschiedliche Reaktoren beprobt (siehe Tabelle 9). Zusätzlich wurden die in der Biogasanlage verwendeten Substrate (LAG1-5, LAG5) beprobt und online die Messwerte der Gasqualität GQV GQN (vor bzw. nach Aktivkohlefilter) und dem Lastgang (Leistung netto) BHKW in einer Datenbank gespeichert.

Tabelle 9: Übersicht Probeorte für Offline-Analysen zu den jeweiligen Messzeitpunkten der Messkampagnen

MK = Messkampagne; ZP = Zeitpunkt;

VMB = Vormischbehälter; HYD = Hydrolysetank; FER = Fermenter; NGL = Nachgärlager

MK2020				MKI			MKT	MK2021			
ZP1 12.10.20	ZP2 19.10.20	ZP3 02.11.20	ZP4 17.11.20	ZP5 01.12.20	ZP6 15.12.20	ZP7 25.03.21	ZP8 09.11.21	ZP9 16.11.21	ZP10 23.11.21	ZP11 30.11.21	
	VMB	VMB	VMB	VMB		VMB	VMB	VMB	VMB	VMB	
						HYD1					
				HYD2	HYD2	HYD2					
FER1			FER1								
FER2	FER2	FER2	FER2		FER2	FER2	FER2			FER2	
NGL			NGL								

4.5 Messgrößen

Die unterschiedlichen Messgrößen, die erfasst wurden, können in Online (flüssig, gasförmig) und Offline (flüssig, gasförmig) unterteilt werden:

Online, flüssig

- Durchfluss
- Füllstand (Level)
- Füllstand (Schalter)
- Temperatur
- pH-Wert/Redox-Potenzial

Offline, flüssig

- pH-Wert
- Redox-Potenzial
- Säurespektrum flüchtige, organische Säuren (VFA-Konzentration)
- FOS/TAC-Verhältnis (FOS/TAC)
- Trockensubstanz-Gehalt (TS)
- Organischer Trockensubstanz-Gehalt (oTS)
- Biomethanpotenzial (BMP)

Online, gasförmig



- Methan-Konzentration (CH_4)
- Kohlendioxid-Konzentration (CO_2)
- Molekulare Sauerstoff-Konzentration (O_2)
- Schwefelwasserstoff-Konzentration (H_2S)
- Wasserstoff-Konzentration (H_2)

4.6 Probenahmestellen

Flüssige Proben

Probenahmestellen für flüssige Proben befinden sich auf der gesamten Anlage jeweils vor jedem pneumatischen Schieber. Aufgrund der zentralen Pumpe, mit welcher von jedem Behälter her Material gefördert werden kann, ist der Probenahmeort bei der Pumpe ideal.

Gasförmige Proben

Das Gasanalysegerät ermöglicht neu die Probenahme von vier unterschiedlichen Orten. Fest installiert sind Probenahmeleitungen vor und nach dem Aktivkohlefilter. Eine dritte Probenahmeleitung wird aus den Kopfräumen der beiden Hydrolysetanks auf das Gasanalysegerät geführt mit der Möglichkeit, den einen oder anderen Hydrolysetank mittels Absperrhahn manuell abzuklemmen.

Das Gasanalysegerät ist mit Sensoren für CH_4 , CO_2 , O_2 , H_2 und H_2S ausgestattet. Die grösste Limitierung stellt die Messung von H_2 dar, da der Messbereich nur bis 1.25 % (12'500 ppm) geht, in der Hydrolyse aber zum Teil deutlich höhere H_2 -Gehalte erwartet werden.

4.7 Onlineanalytik

Log-Daten der Anlagensteuerung

Die Online-Messdaten der Anlage (pH-Werte, Redox-Potenzial, Temperaturen, Füllstände, Pumpvorgänge, Pumpmengen, Gasqualitäten) wird über eine Siemens SPS aufgezeichnet und in täglichen CSV-Dateien abgespeichert. Anschliessend wurden diese Daten mit einem von der ZHAW programmierten Python-Onlinetool sortiert und einzelne Messkampagnen ausgewertet.

BHKW-Lastgangdaten

Während der Projektzeit wurden vom Stromnetzbetreiber quartalsweise BHKW-Lastgangdaten der eingespeisten Netto-Leistung zur Verfügung gestellt. Die Auflösung der Daten beträgt 15 Minuten.

Strom- und Wärmeproduktion

Die Brutto-Stromproduktion wird durch den Betreiber täglich aus der Steuerung der einzelnen BHKWs abgelesen. Auf Grundlage der Brutto-Stromproduktion wird über den elektrischen und thermischen Wirkungsgrad die Brutto-Wärmeproduktion abgeschätzt bzw. berechnet. Für die einzelnen Anlagenteile (Hydrolyse, Hygienisierung, Fermentation etc.) gibt es keine separaten Wärmezähler.



4.8 Laboranalytik

Probenahme und -lagerung

Die Proben wurden durch Mitarbeitende der WIGAKO oder der ZHAW gezogen und in der Regel noch am selben Tag ins Labor transportiert, über Nacht bei $<4^{\circ}\text{C}$ im Kühlraum gelagert und am Folgetag analysiert. Eine Ausnahme stellten die Proben der Messzeitpunkte ZP1 und ZP8 dar. Diese wurden eine bzw. vier Wochen gelagert, ehe sie analysiert wurden.

Analyseparameter, Methodik und Analyseort

Nachfolgend sind die einzelnen Analyseparameter der offline Laboranalytik, die entsprechende Methodik der Bestimmung sowie der Analyseort aufgeführt. Folgende Parameter wurden untersucht:

Biomethanpotenzial (BMP), pH-Wert, Trockensubstanz-Gehalt (TS), organischer Trockensubstanz-Gehalt (oTS), FOS/TAC-Verhältnis (FOS/TAC) sowie Säurespektrum flüchtige, organische Säuren (VFA-Konzentration).

Biomethanpotenzial (BMP)

Für die Messungen wird das «*Automatic Methane Potenzial Test System*» AMPTS II von BPC Instruments verwendet. Eine AMPTS-Einheit besteht aus einem temperierten Wasserbad, welches Platz für 15 Schottflaschen bietet, einer Einheit mit Waschflaschen, welche mittels einer NaOH-Lösung das CO_2 absorbieren, und einem Wasserbad mit Gaswippen, womit die entstandene Methanmenge gemessen werden kann. Es wird eine Dreifachbestimmung der jeweiligen Proben gewählt. Die Schottflaschen sind mit einem motorisierten Rührfinger ausgestattet und gasdicht abgeschlossen.

Um die biologische Aktivität des Inokulums zu überprüfen, wird eine Cellulose-Referenz eingesetzt. Als Inokulum dienen in diesem Falle Proben aus dem NGL. Für die Referenz wird in die Schottflasche neben 400 g des Materials aus dem NGL circa 2.5 g Cellulose beigegeben (Analysewaage: Mettler Toledo Delta Range AG 204, Serien-Nr. 1116210465, BT-PM-3078). Die verwendete Cellulose besitzt die CAS-Nummer 9004-34-6 und stammt von Sigma-Aldrich (Cellulose, 2020).

Bei den Proben aus dem VMB und der HYD wird das Biomethanpotenzial nach der VDI 4620 (VDI, 2006) bestimmt. Dazu wurde Material aus dem NGL als Inokulum verwendet. In die Schottflasche wird neben den 400 g des Inokulums circa 20 g der Probe des VMB respektive der HYD1 und HYD2 eingewogen (Waage: mt XS6002S DeltaRange).

Anhand des SOPs der ZHAW Fachgruppe UBIOT (2022, in Bearbeitung) wird die Bestimmung des Restmethans durchgeführt. Dabei wird von den Proben der FER1 und FER2 und des NGL jeweils circa 400 g in eine 500 ml Schottflasche eingewogen (Waage: mt XS6002S DeltaRange).

pH-Wert

Mittels pH-Meter (Metrohm 691 pH Meter; BT-PM-3321) wird im ZHAW-Labor von allen Proben der pH-Wert gemessen.

Trockensubstanz-Gehalt (TS), organischer Trockensubstanz-Gehalt (oTS)

Für die Bestimmung des TS- respektive des oTS-Gehaltes wird eine Dreifachbestimmung gewählt und nach der SOP der Fachstelle UBIOT durchgeführt (Treichler, 2020). Neben der Analysewaage von Mettler Toledo (BT-PM3078) wird dabei der Trockenschrank von Memmert (BT-PM-3340) verwendet, um die Schalen mit Substrat für mindestens 24 Stunden bei 105°C zu trocknen. Mittels Muffelofen P330 von Nabertherm werden die Proben während einer Stunde auf 250°C und danach für mindestens zwei



Stunden auf 550 °C erhitzt, um den oTS-Gehalt zu bestimmen. Ausserdem werden von einzelnen Reaktoren der TS-Gehalt vor Ort bei der Firma WIGAKO mithilfe eines Trockenschranks ermittelt.

FOS/TAC-Verhältnis (FOS/TAC)

Nach dem SOP der Fachstelle UBIOT (2020b) wird die FOS/TAC-Analyse durchgeführt. Dazu wird der Ti-Touch 916 von Metrohm (IBT-05600) verwendet. Vor Ort steht der WIGAKO ebenfalls ein Titriergerät für die Bestimmung des FOS/TACs zur Verfügung.

Säurespektrum flüchtige, organische Säuren (VFA-Konzentration)

Die Säuren wurden von dem externen Labor des LBU regelmässig mithilfe von GC-Analysen bestimmt, sowie der TS und oTS Gehalt dieser Proben.

4.9 Datenauswertung

Biomethanpotenzial (BMP)

Die Auswertung erfolgt mithilfe des ZHAW-eigenen Tools bzw. der Online-Biogas-App von Shinyapps, basierend auf dem R-Paket *biogas* von Sasha D. Hafner und Charlotte Rennuit mit *Shiny programming* von Jon Katz. (S. D. Hafner, C. Rennuit, und J. Katz, 2016).

Massenbilanz und Biogasproduktion

Auf Grundlage der verfügbaren Substratmengendaten, wurde für die Betriebsjahre 2017, 2018 und 2019 eine Massenbilanz inkl. Berechnung der Biogasproduktionsmengen aufgestellt. Die eingesetzten Substrate und die davon eingesetzten Mengen wurden für die Auswertung der Jahre 2017 bis 2019 auf die Aufstellung der Anlieferungsmengen bezogen. Für die Messkampagnen konnte auf Daten der tatsächlich zugeführten Substratmengen gemäss Einsatzstoff- und Betriebstagebuch der WIGAKO zurückgegriffen werden. Für Substratkategorien mit erheblichem Anteil an der Energieproduktion wurden während der Projektlaufzeit die TS- und oTS-Werte der Substrate punktuell im Labor ermittelt. Diese Werte, beispielsweise für den Fettschlamm, wurden dann auch für die Bilanzierung der Jahre 2017-2019 verwendet. Die TS- und oTS-Gehalte der restlichen Substrate stützen sich auf Literaturwerte, z. B. die Datenbank der Bayerischen Landesanstalt für Landwirtschaft LfL (o. J.). Während der Messkampagnen wurde zudem der TS- bzw. oTS-Gehalt der Substratmischung sämtlicher Feststoffe gemessen. Die Daten zum erwarteten, spezifischen Biogasertrag bezogen auf die oTS und dem Methangehalt stammen aus der Biogasausbeuten-Datenbank der Bayerischen Landesanstalt für Landwirtschaft LfL (o. J.). Die folgenden beiden Tabellen zeigen die den Berechnungen zugrunde liegenden Daten und Mengen.



Tabelle 10: Datengrundlage zur Massenbilanzierung

Substratliste	TS-Gehalt	oTS-Gehalt/TS	Biogasertrag	Methananteil
	[%]	[%]	[Nm ³ /t oTS]	[% CH ₄]
Mischgülle	6	95	400	58
Pferdemist	30	84	350	60
Schafmist	25	92	450	63
Kälbermist	20	75	450	51
Rindermist	20	75	451	51
Hühnermist	35	80	470	60
Hasenmist	39	72	470	60
Schafsmist	32	78	450	55
Rindviehgülle	7	86	400	65
Schweinegülle	5	72	400	65
Kaffee	35	57	650	52
Pansenmist	10	91	300	60
Grünabfälle	15	87	610	60
Fettschlamm	51	99	1'250	68
Fettsäuren	81	100	1'000	66
Mühleabgänge	89	87	500	51
Flotat	7	71	1'000	60
Sediment	15	93	300	70
Gastro-Abfälle	20	85	760	54
Milch/Schotte	5	100	750	53
Permeat	5	80	300	60
Kartoffelwasser	20	30	670	56
Gemüse	28	79	370	61
Brennschlamm	10	80	1'000	55
Kartoffeln	32	78	728	52
Siloballen	32	78	584	54
Maisstroh	32	78	488	52
Heu/Gras/Silage	32	78	584	54
Schokoladenpulver	90	86	420	75

Zur Berechnung der substratspezifischen, täglichen Stromproduktion werden die täglichen Einsatzstoffmengen mit dem oTS-Gehalt, der spezifischen Biogasproduktion, dem Methananteil, dem Energieinhalt eines Normkubikmeters Methan sowie dem elektrischen Wirkungsgrad multipliziert. Für den Energieinhalt wird ein Wert von 9.9781 kWh/m³ STP angenommen, für den elektrischen Wirkungsgrad wird je nach BHKW mit Herstellerangaben (BHKW1 27%, BHKW2 34 %, BHKW4 39 %) gerechnet. Für die Massenbilanzierung wird nun diese berechnete Strommenge für die Summe der eingesetzten Substrate über einen beliebigen Zeitraum mit der Brutto-Stromproduktionsangabe der BHKWs gegenübergestellt. Somit kann plausibilisiert werden, ob das gesamte Bioenergiepotenzial der eingesetzten Substrate tatsächlich verwertet wird.



Wärmebilanz

Daten für eine Wärmebilanzierung sind lückenhaft. Die durch die BHKWs produzierte Wärmemenge kann über die Bruttostromproduktion sowie die elektrischen und thermischen Wirkungsgrade sowie die Gesamtleistung und der Gesamtwirkungsgrad abgeschätzt werden.

Tabelle 11: Datengrundlage zur Wärmebilanzierung (Leistungen und Wirkungsgrade der BHKWs)

	Einheit	BHKW1	BHKW2	BHKW4
Leistung elektrisch	[kW]	35	140	220
Wirkungsgrad elektrisch	[%]	27	34	39
Leistung thermisch	[kW]	66	212	228
Wirkungsgrad thermisch	[%]	51	51	40
Gesamtleistung (nutzbar)	[kW]	101	352	448
Gesamtwirkungsgrad	[%]	78	85	79

Für den Wärmeeigenverbrauch der Anlage und die Notkühlung sowie für den Wärmeverlust sind keine Wärmezähler installiert, daher kann der Wärmeeigenverbrauch der Anlage (Hygienisierung, Hydrolyse, Fermentation) nicht separat eruiert werden. Für die externen Verbraucher sind Wärmezähler installiert und daher Zahlen verfügbar. Ein Übersichtsschema über Wärmeproduktions- und -verbrauchsprozesse sind dem Anhang A9 zu entnehmen.

Online-Auswertungstool

Für die Datenauswertung wurde von der ZHAW ein interaktives Datenanalysetool erstellt. Es wurde ein Live-Script in einem webbasiertes Jupiter-Notebook mit Python verwendet. Dazu wurden folgende Log- und Labordatenfiles der Anlage in das Tool eingelesen:

- BHKW-Lastgang,
- FOS/TAC-Verhältnis,
- Log-Daten der Anlagensteuerung,
- Säureanalysen sowie
- Strom- und Wärmeproduktion.

Das Online-Auswertungstool stellt die Daten als Linienplots und in Korrelationsmatrizen dar und berechnet Standardabweichungen von einzelnen Parametern über gewünschte Zeiträume.



5 Anlagenbetrieb vor der Erweiterung

5.1 Erfahrungen Anlagenbetrieb

Der Anlagenbetrieb vor der Erweiterung und Erneuerung der Anlage war geprägt von täglichen, teils massiven Schwankungen der Biogasproduktion. Die Ursachen dafür waren vielseitig. Zum einen wurde bei der Herstellung der Substratmischung im damaligen Vormischbehälter der Feststoffanteil, d. h. die nicht pumpfähigen Substrate, lediglich abgeschätzt und ohne Wägung und Zerkleinerung dem flüssigen Substrat beigemischt. Dies führte zu starken Schwankungen des TS-Gehalts im Vormischbehälter. Weiter wurde das Füttern der Fermenter mit hochenergetischen Substraten wie beispielsweise dem Fettschlamm über die Zeit, und nicht nach Menge oder Gewicht gesteuert. Die organische Raumbelastung der Fermentation korrelierte daher stark mit dem TS-Gehalt im Vormischbehälter und führte zu zusätzlichen Schwankungen der Biogasproduktion. Dies verursachte auch im Betrieb der Anlage starke Schwankungen und biologische Instabilitäten im Abbauprozess und war für die Betriebsführung eine grosse Herausforderung. Die Überwachung der Prozesse erfolgte hauptsächlich manuell und analog, oft nur visuell, z. B. Füllstands- und Biogasmengenmessungen. Durch den tiefen Automatisierungsgrad und die extensive Mess- und Analysetechnik konnte meist nur ungenügend oder verspätet auf Veränderungen des biologischen Abbauprozesses reagiert werden. Außerdem wurden biologische, aber auch technische Probleme meist nur spät erkannt, da kein entsprechendes Alarmierungssystem vorhanden war.

Aufgrund der Fokussierung auf den technischen Betrieb der Anlage fehlte die Sensibilisierung und das Bewusstsein für einen optimalen biotechnologischen Betrieb der Anlage weitgehend. Starke Schwankungen und Instabilitäten des Anlagenbetriebs waren die Folge davon.

5.2 Datenanalyse Anlagenbetrieb 2017-2019

Die ausführliche Beschreibung des Anlagenbetriebes der Jahre 2017 bis 2019 ist dem Anhang A7 zu entnehmen.

Substratmischung

Eine leichte Tendenz weg vom Hofdünger, hin zu den Co-Substraten ist zu beobachten. Diese Tendenz macht Sinn, wenn eine Produktivitätssteigerung der Anlage angestrebt wird, da insbesondere flüssige Hofdünger in der Regel aufgrund des hohen Wastanteils und des bereits erfolgten Abbaus im Tier eine geringere Biogasausbeute pro eingesetzter Menge aufweisen. Bei den fünf Substraten mit dem höchsten spezifischen Methanertrag handelt es sich deshalb auch ausschliesslich um Co-Substrate. Der massenbezogene Co-Substratanteil betrug im Jahr 2017 rund 53 %, 2018 etwa 54 % und 2019 ca. 55 %. Der Anteil der Co-Substrate an der Biogasproduktion lag jeweils bei 87-89 %.

Das mengen-, als auch ertragsmässig wichtigste Substrat der WIGAKO ist der Fettschlamm eines Fettveredelungsbetriebes, welcher Fettschlämme mit stark schwankenden TS- und oTS-Gehalten anliefert. In den Jahren 2017 / 2018 / 2019 betrug der Mengenanteil des Fettschlammes 18 % / 18 % / 15 %, der Anteil an der Biogasproduktion an der Gesamtproduktion wurde auf 68 % / 68 % / 66 % geschätzt. Es wurde dabei angenommen, dass der TS-Gehalt des Fettschlammes im Jahresmittel bei 51.3 % liegt (Suter, 2020). Diese Annahmen beruhen auf TS-Messungen an vier verschiedenen Messtagen zwischen dem 22.10. und 11.11.2019.



Die Substratmischung ist geprägt durch einen hohen Anteil von Co-Substraten, die für gegen 90 % der Energieproduktion verantwortlich sind. Der Fettschlamm spielt dabei als hoch energetischer Abfallstoff eine entscheidende Rolle.

Bruttostromproduktion und Eigenstrombedarf

In den Jahren 2017 bis 2019 schwankte der jährliche Bruttostromertrag zwischen 1'800 MWh und 2'000 MWh (siehe Anhang A7). Der Eigenstrombedarf der Biogasanlage, damals noch ohne Eigenbedarf des Landwirtschaftsbetriebes gerechnet, betrug etwa 5 %.

Die jährliche Bruttostromproduktion blieb über die Jahre 2017 bis 2019 weitestgehend konstant. Im Jahre 2019 wurde im Vergleich zu 2017 und 2018 nur gut 80 % der Substratmenge eingesetzt.

Massenbilanz und Biogasproduktion

Detaillierte Angaben zur Massenbilanz und Biogasproduktion sind dem Anhang A7 zu entnehmen. In der Tabelle 12 sind die erwarteten und gemessenen Methan- und Stromerträge der Jahre 2017 bis 2019 einander gegenübergestellt. Während die Wiederfindung, also der gemessene Ertrag im Vergleich zum erwarteten bzw. berechneten, im 2017 mit 91 % im erwarteten Bereich lag, war sie im 2018 mit 78% vergleichsweise tief und im 2019 mit 105 % war die Produktion höher, als erwartet.

Tabelle 12: Gegenüberstellung der erwarteten und gemessenen Methan- und Stromerträge
Jahresproduktion 2017, 2018 und 2019

Parameter	Einheit	Beschreibung	2017	2018	2019
Methanausbeute	[m³ t⁻¹]	pro FS	90	88	100
		pro TS	378	375	449
		pro oTS	418	418	509
Methanertrag	[m³ a⁻¹]	gemessen	534'543	479'978	495'220
		erwartet	613'702	615'248	483'579
Stromertrag	[kWh a⁻¹]	gemessen	1'985'860	1'791'815	1'872'570
		erwartet	2'183'313	2'289'318	1'786'538
Wiederfindung	[%]	gemessen/erwartet	91	78	105

Die Gründe für die grossen Differenzen der Wiederfindungsrate sind vermutlich auf a) schwankende Fettschlammqualitäten, b) Biogasverluste und/oder c) Hemmeffekte durch eine ungünstige Fütterung zurückzuführen. Wenn wir davon ausgehen, dass sich a) und b) über die Jahre hinweg einigermassen ausgleichen, können wir anhand der wichtigsten Ergebnisse aus der Massenbilanz auf leichte biologische Probleme in den Jahren 2017 und erhebliche Probleme im Jahr 2018 schliessen. Aus den Zahlen der spezifischen Methanausbeuten ist dieselbe Tendenz herauszulesen. Diese sind im Jahr 2019 deutlich höher.

Da der Fettschlamm einen erheblichen Anteil an der Gesamtbiogasproduktion ausmacht, ist eine regelmässigere Bestimmung der Trockenmasse für eine gesicherte Aussage aus der Massenbilanzierung zwingend erforderlich. Insbesondere ist deshalb mit Hilfe der Massenbilanzierung keine gesicherte Abschätzung über den Ausnutzungsgrad der Substrate möglich.

Wärmebilanz

In den Jahren 2017 / 2018 / 2019 betrug der Jahresdurchschnitt der extern genutzten Wärme für Schweinestall, Poulet-Hallen, Wohngebäude und Druckwasser 61 % / 74 % / 55 % bzw. etwa 1'400 MWh / 1'200 MWh / 1'200 MWh. Im 2019 kamen noch zwei weitere Verbraucher (Kessel gross



und klein) dazu, die ebenfalls zur extern genutzten Wärme dazugezählt wurden. Die restliche Wärme wurde für den Biogasprozess mit Fermenterheizung, Druckwasser, Heizung Annahmehalle und Rekuperator verwendet oder über die Notkühler abgeführt. Wärmezähler sind nur zum Teil vorhanden.

Die Summe der extern genutzten Wärmemenge war im 2017 etwas höher, als in den Jahren 2018 und 2019.

Monatliche Schwankungen im Stromertrag als Mass für die Anlagenstabilität

Zur Beurteilung der Instabilität der Anlage wurden die Schwankungen im Brutto-Stromertrag herangezogen. Für die Jahre 2017 bis 2019 wurde dazu die relative Standardabweichung der monatlichen Stromproduktion berechnet. Die relative Standardabweichung in den Jahren 2017 / 2018 / 2019 betrug 17 % / 34 % / 23%.

Im Jahr 2018 war die monatliche Schwankung des Bruttostromertrags deutlich höher, als in den Jahren 2017 und 2019. Diese Tatsache unterstützt die vage Annahme aus der Massenbilanzierung, dass der Anlagenbetrieb im 2018 besonders instabil lief.

Prozessparameter als Mass für die Stabilität des Betriebs

Als Mass für die Stabilität des Betriebes dienten bei der Datenauswertung der Jahre 2018 und 2019 folgende Prozessparameter:

- pH-Wert,
- Konzentration an flüchtigen, organischen Säuren,
- FOS- und TAC-Konzentrationen,
- Salzgehalt sowie
- Nährstoff- und Schwermetallkonzentrationen.

Bei diesen Werten wurde die jährliche Schwankung der Messwerte anhand der relativen Standardabweichung berechnet. Zudem wurde der prozentuelle Anteil der jährlichen Messwerte, welcher in einem kritischen Bereich lag, ausgewiesen.



Die nachfolgende Tabelle zeigt den prozentualen Anteil aller Messwerte des pH-Werts und der organischen, flüchtigen Fettsäuren im Fermenter 1, welche gemäss Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (2016) nicht im optimalen Bereich lagen, sowie den Mittelwert und die relative Standardabweichung für die Jahre 2018 und 2019.

Tabelle 13: Anteil der Messwerte für pH-Wert und flüchtige, organische Säuren, ausserhalb des optimalen Bereichs für den anaeroben Abbauprozess 2018 und 2019

Offline-Messwerte im Fermenter 1, 2-wöchentlich. (Labor für Boden- und Umweltanalytik, 2020)
MW = Mittelwert; s = relative Standardabweichung

Parameter	Optimal-Bereich	2018			2019		
		MW	s	Messwerte NICHT im Optimal-Bereich	MW	s	Messwerte NICHT im Optimal-Bereich
pH-Wert	7.2-8.1	8.3	3 %	80 %	8.3	2 %	79 %
Essigsäure (mg/kg FS)	< 3'000	720	51 %	0 %	1061	46 %	0 %
Propionsäure (mg/kg FS)	< 700	287	100 %	10 %	573	64 %	25 %
Buttersäure (mg/kg FS)	< 20	44	74 %	74 %	80	76 %	83 %
Isobuttersäure (mg/kg FS)	< 10	37	60 %	95 %	65	92 %	100 %
Isovaleriansäure (mg/kg FS)	< 20	32	125 %	5 %	86	119 %	87 %
Valeriansäure (mg/kg FS)	< 100	17	67 %	0 %	60	92 %	17 %
Essigsäure : Propionsäure	0.3	0.5	131 %	32 %	0.6	59 %	75 %

Der pH-Wert lag, vermutlich aufgrund von hohen Protein- und daher Stickstoffanteilen in der Einsatzstoffmischung, verhältnismässig hoch. Der Mittelwert der Messungen lag in beiden Jahren bei 8.3, was ausserhalb des Optimalbereiches von 7.2-8.1 liegt. Rund 80 % der Messwerte lagen nicht im Optimum. Die relative Standardabweichung liegt bei tiefen 2-3 %, was auf geringe Schwankungen, also ein gut gepuffertes System hinweist.

Die Analyse der flüchtigen, organischen Säurekonzentrationen deuten in den Jahren 2018 / 2019 auf Probleme mit dem biologischen Abbauprozess hin: Keine der Essigsäure-Konzentrationsmessungen sowie 10 % / 25 % der Propionsäure-Konzentrationen lagen über dem empfohlenen wert, während der Optimalbereich des Essigsäure:Propionsäure-Verhältnisses in 32 % / 75 % der Fälle überschritten wurde. Die höheren Säuren lagen zum Teil bis zu 125 % über dem Optimalbereich. Die relativen Standardabweichungen der einzelnen Säurekonzentrationen lagen bei hohen 46 % bis 131 %. Dies zeigt, dass der biologische Prozess in den Jahren 2018 und 2019 sehr instabil war.



Die Tabelle 14 zeigt den prozentualen Anteil aller FOS-, TAC- und FOS/TAC-Messwerte der Jahre 2018 und 2019, sowie den Mittelwert und die relative Standardabweichung.

Tabelle 14: Anteil der Messwerte für FOS-, TAC- und FOS/TAC, ausserhalb des optimalen Bereichs für den anaeroben Abbauprozess 2018 und 2019

Offline-Messwerte im Fermenter 1, 2-wöchentlich. (Labor für Boden- und Umweltanalytik, 2020)
MW = Mittelwert; s = relative Standardabweichung

Parameter	Optimal-Bereich	2018			2019		
		MW	s	Messwerte NICHT im Optimal-Bereich	MW	s	Messwerte NICHT im Optimal-Bereich
FOS [mg/l]	2'000-6'500	4'234	19 %	0 %	3'903	29 %	3 %
TAC [mg/l]	7'000-19'000	12'744	17 %	0 %	10'754	21 %	2 %
FOS/TAC	0.3-0.5	0.33	16 %	18 %	0.37	25 %	27 %

Die FOS/TAC-Werte lagen in den Jahren 2018 / 2019 im Durchschnitt bei 0.33 / 0.37 und deuten somit auf eine im Durchschnitt gut ausgelastete Biologie hin. Bei relativen Standardabweichungen von 16 % / 25 % liegt die Vermutung nahe, dass es in beiden Jahren punktuell zu Überlastungen der am Abbau beteiligten Mikroorganismen gekommen ist.

Die nachfolgende Tabelle zeigt den Mittelwert und die relative Standardabweichung des Salzgehalts, der Nährstoffe und der Schwermetalle im flüssigen Gärprodukt.

Tabelle 15: Salzgehalt, Nährstoffe und Schwermetalle im flüssigen Gärprodukt 2018 und 2019
Offline-Messwerte im Gärprodukt, n=7. (Labor für Boden- und Umweltanalytik, 2020)

Parameter	MW	Einheit	s	Hemmender Bereich (Chen et al., 2008, FNR, 2016; Kaltschmitt, 2016; Ibu, 2021; Rosenwinkel et al., 2016)
Leitfähigkeit	32	mS cm^{-1}	11 %	> 56 mS cm^{-1} (eigene Abschätzung)
Gesamt N_{Kjeldahl}	59	g kg^{-1} TS	14 %	< 11 g N L ⁻¹ ; bei 10 % TS: < 110 g N kg ⁻¹ TS
Ammonium-Stickstoff	2.9	g L^{-1}	12 %	>3.5 g L ⁻¹ bei pH 7
C/N-Verhältnis	7.9	-	17 %	10-80 (eigene Abschätzung)
Schwefel	9.4	g kg^{-1} TS	20 %	1-25 g L ⁻¹ ; bei 10 % TS: < 10-250 g kg ⁻¹ TS

Die Leitfähigkeit liegt im optimalen Bereich. Der Gesamt-Stickstoff und Ammonium-Stickstoffgehalt sind erhöht, aber vermutlich noch nicht prozesshemmend, das C/N-Verhältnis liegt etwas stark auf der Stickstoff-Seite. Die Schwefelkonzentration ist unkritisch. Die hohen Stickstoffanteile im Einsatzstoffgemisch könnte zu Hemmungen des Abbauprozesses führen.

Die Standardabweichung der erwähnten Prozessgrößen, welche bei 11 %-20 % liegt, lässt auf erhebliche Schwankungen in der Gärproduktqualität schliessen.



5.3 Laborversuche zur Hydrolyse von Fettschlamm

Anaerobe semikontinuierliche Hydrolyse: Fettsäureanalytik von Fettschlamm

Im Rahmen der Bachelor-Arbeit von Florian Sutter (Sutter, 2020) wurden Fettsäureanalysen in einer anaeroben semikontinuierlichen Hydrolyse durchgeführt. Dabei konnten folgende Erkenntnisse gewonnen werden:

- Eine hohe Raumbelastung durch fetthaltige Substrate stören sowohl den Hydrolyseprozess, als auch den anaeroben Abbau.
- Der beschleunigte Umbau von Fetten und Ölen zu Fettsäuren bei einer hydraulischen Verweilzeit von 3 Tagen konnte in keinem nennenswerten Umfang beobachtet werden.
- Für den semikontinuierlichen Abbau von Fettsäuren ist eine mesophile Temperatur (42° C) im Vergleich zu einer thermophilen Temperatur (55°C) effizienter.
- Unterschiedliche Substratmischungen zeigen wesentlich unterschiedliche Abbauverhalten.

Der Abbau von Fettsäuren ist auf der Anlage der WIGAKO eine kritische Grösse. Die Optimierung eines effizienten Aufschlusses und vollständigen Abbaus der Fettsäuren bedarf weiterer Forschung.

Batchversuche: Biomethanpotenzial des Fettschlamms

Während der Bachelorarbeit von Florian Sutter (Sutter, 2020) wurden ausserdem Batchversuche zum Biomethanpotenzial (BMP) von Fettschlamm durchgeführt mit folgenden Resultaten:

- Im BMP-Test bauen verschiedene Inokula den Fettschlamm unterschiedlich gut ab. So erreicht eine zwar adaptierte, aber schon stark vorbelastete Biologie das maximale Biogaspotenzial kaum.
- Effekte durch die Entmischung aufgrund der hydrophoben Eigenschaften der Fette und Öle sind ein nicht zu vernachlässigender Faktor, da sie zu einer verminderten biologischen Verfügbarkeit führen können.

Da fetthaltige Substrate einen wesentlichen Anteil des jährlichen Substrateintrages und insbesondere der Biogasproduktion ausmachen, sollte der Umbau der Fette und Öle zu freien Fettsäuren und die nachfolgende Kettenverkürzung (>C16 zu <C10) genauer untersucht werden. Die Rolle der thermodynamischen Bedingungen, die Wirkung von Lipasen, die Zumischung sowie die chemische Hydrolyse, etc. können noch optimiert werden.



6 Planung und Umbau der Anlagenerweiterung

Planung und Bau der Neuanlage und Erweiterung verlief technisch ohne Probleme, ging aber zeitlich langsamer voran, als erhofft. Hauptgrund dafür war, dass die WIGAKO die meisten Arbeiten mit ihren eigenen Ressourcen durchführte und somit die verfügbaren Personalressourcen den limitierenden Faktor ausmachte.

Da die WIGAKO die meisten Behälter selbst installierte und den Innenausbau der Tanks selber machte (Rührwerke, hydraulische Anschlüsse, Heizungen etc.), war die Geschwindigkeit des Baus auf die Ressourcen der verfügbaren, betriebsinternen Arbeiter begrenzt. Für Maurer und Dachdeckerarbeiten wurden von den entsprechenden Firmen jeweils eine oder mehrere Fachkräfte zur technischen Unterstützung zugezogen. Es zeigte sich schnell, dass Planung und Praxis auch technisch gesehen nicht immer übereinstimmen. So wurden zum Teil Rohrleitungen und Schieber anders platziert, als ursprünglich vorgesehen. Da die WIGAKO die Arbeiten in Eigenregie erledigte, konnte auf solche Anpassungen ohne Verzögerung reagiert werden.

Alle Arbeiten, die bei diesem Ausbau durch die WIGAKO getätigten wurden, könnten grundsätzlich auch von externen Firmen bewerkstelligt werden. Es war aber davon auszugehen, dass die Vergabe der Arbeiten an externe Firmen den ganzen Bau inklusive der Planungsstufe teurer machen würde. Eine Anlagenbaufirma, die auf Biogasanlagen spezialisiert ist, sollte aber ohne weiteres im Stande sein, die von der WIGAKO konstruierte Anlage funktionsgleich nachzubauen.

Eine detaillierte Beschreibung der bei der WIGAKO geltenden Rahmenbedingungen für den Anlagenbetrieb bezüglich Stoffstromführung, Substrathandhabung, Saisonalität des Substratanfalls und Qualität der Substrate befindet sich im Anhang A4, eine Fotodokumentation der durchgeföhrten Arbeiten im Anhang A5.

6.1 Anlagenplanung und Beschaffung

Die Planung der neuen Fütterungs- und Aufbereitungsanlage der WIGAKO erfolgte ausschliesslich in Eigenregie. Die WIGAKO korrespondierte zwar vorgängig mit Anlagenplanern und -herstellern aus der Schweiz und Deutschland, diese wollten jedoch hauptsächlich ihr Konzept umsetzen und zeigten wenig Flexibilität für die eigenen Wünsche des Anlagenbetreibers. Deshalb entschied sich die WIGAKO dafür, die Planung selbst durchzuführen. Wichtige Meilensteine der Ausführung betraf die Beschaffung von Hauptkomponenten. Der Aufwand und die Sicherstellung des bedarfsgerechten und wirtschaftlichen Einkaufs von Geräten ist nicht zu unterschätzen.

Eine Anlagenprojektierung mit Finanzmittelbeschaffung, Prozessplanung und Baugesuchseingabe wurde durchgeführt. Die einzelnen Prozessschritte und die Prozessabfolge wurden definiert und in einem Fliessbild festgehalten. Gleichzeitig und in demselben Fliessbild wurde das Groblayout definiert. In einem nächsten Schritt ging es darum, die Tanks und Rohrleitungen zu dimensionieren. Einige Tanks hatte die WIGAKO noch auf Lager und versuchte daher, diese in die Neuanlage einzubinden. Eine erste, grobe Aufstellungsplanung wurde erstellt.

Die Baubewilligung wurde mit erheblicher Verzögerung erst nach dem Start des HYKOM-Projekts, im April 2018, erteilt. Danach konnte unverzüglich mit dem Bau der neuen Anlage begonnen werden. Auch der Umbau und Neubau der Anlage erfolgte aufgrund der Verspätung der Genehmigung sowie aus fehlenden personellen Ressourcen und Lieferengpässen nicht im geplanten Zeitrahmen. Damit die Anlage orts- und zeitunabhängig betrieben werden kann, sollte die neue Anlage vollautomatisiert sein. Dies war mit grossen Herausforderungen verbunden. Die Anforderungen an Messtechnik, Steuerung, Regelung, Datenüberwachung und -aufzeichnung sowie für sicherheitsrelevante Einrichtungen waren



anspruchsvoll. Mit der Realisierung des HYKOM-Projekts kamen aufgrund der wissenschaftlichen Begleitung durch die ZHAW weitere Bedürfnisse an die Datenaufzeichnung und -überwachung hinzu.

Aus Erfahrung hat sich gezeigt, dass bei zu hoher Fliessgeschwindigkeit Schaum bilden kann, während sich bei zu niedriger Geschwindigkeit sich Ablagerungen in den Leitungen bilden. Dies hat in der Vergangenheit schon zu Verstopfungen geführt. Dementsprechend wurde die Fliessgeschwindigkeit bei den Saugleitungen (DN 200) auf 0.53 m s^{-1} und bei den Druckleitungen (DN 125) auf 1.36 m s^{-1} festgelegt.

Zur Förderung sämtlicher Flüssigkeiten wurde eine zentrale Schlauchpumpe gewählt. Diese wurde für die entsprechenden Leitungsanforderungen ausgelegt. Die Pumpe wurde mit genügend Reserve dimensioniert, damit nachträglich je nach Konsistenz der Medien noch Anpassungen an den Fliessgeschwindigkeiten vorgenommen werden können. Eine Redundanz war angedacht, wurde aber vorerst nicht realisiert. Die Berechnung der Tankgrössen wurde auf Grund der hydraulischen Anforderungen der bestehenden Anlage ausgelegt und mit genügend Reserve kalkuliert.

Die Auslegung der Krananlage für die Entnahme von festen Substraten aus dem neuen Tiefenbunker stellte sich als sehr komplex und aufwändig heraus. Die WIGAKO musste feststellen, dass die vorgeschriebenen Sicherheitsvorgaben der SUVA und die Maschinenbaurichtlinien für automatisch fahrende Maschinen sehr komplex sind. Der Krananlagenbauer konnte diesen Service in Zusammenarbeit mit der WIGAKO und einem entsprechenden Mehrpreis anbieten. Für den Kranbauer war es aber ebenfalls eine Herausforderung und die erste Anlage mit dieser Konfiguration.

Sämtliche Rührwerke werden im Betrieb frequenzgesteuert, um den Rührprozess im Betrieb effizient und möglichst stromsparend zu betreiben.

Die Detailauslegung der Sicherheitsbarrieren und Schutzvorrichtungen wurde abgeschlossen. Sicherheitsrelevante Daten, wie beispielsweise die statischen Berechnungen der Hallenkonstruktion und Kranaufhängungen wurden durch einen Statiker berechnet. Es wurden Sicherheitsabstände eingeplant sowie relevante Schlosser und Sensoren installiert, die dem sogenannten Performance-Level C entsprechen.

6.2 Umbau der Anlage

Mit grossem Aufwand wurden sämtliche Rohre aus rostfreiem Stahl (INOX) gefertigt. Jedes Teilstück wurde mit der TIG-Schweisstechnik geschweisst und formiert (Schmelzschweißen mit nicht abschmelzender Elektrode unter Schutzgasabdeckung). Dadurch wurden scharfe Kanten an der Innenseite der Rohre vermieden, welche Angriffsflächen für Korrosion wären. Jedes geschweißte Teilstück wurde einer Druck-Dichtheitsprüfung bei 10 bar unterzogen. Das fertiggestellte Gesamtnetz inklusive Schieber wurde vor der Inbetriebnahme einer Niederdruck-Verlustprüfung unterzogen, um sämtliche Undichtheiten auszuschliessen. Als sehr wertvoll stellten sich im Nachhinein die eingebauten Stutzen für Störfälle, um Leitungen ausspülen zu können, heraus. So konnten später vor jedem Schieber in der gesamten Anlage ohne grossen Aufwand Proben entnommen werden.

In der neuen Halle wurden sämtliche elektrischen Kabel, Luft- und Wasserleitungen installiert. Die Schaltschränke für die Steuereinheiten und die Frequenzumrichter wurden angebracht. Das Rohrleitungsnetz für die verschiedenen Medien wurde vervollständigt und die Messtechnik eingebaut. Sämtliche Leitungen wurden vor dem Überdecken auf Dichtheit geprüft. Der Rohrbündeltauscher wurde montiert und druckgeprüft. Die Hygienisierungstanks wurden für die Anlage entsprechend umgebaut, um eine spätere Prozessanbindung zu ermöglichen. Das Podest für die Platzierung der Förderschnecke und den Schredder wurde vorschriftsgemäss angefertigt und montiert. Die Förderschnecke und der



Schredder wurden auf dem Podest platziert. Der Kran für die Beförderung der festen Substrate wurde montiert.

Der Feststoffeintrag wurde ursprünglich mit zwei Förderschnecken zwischen Kran und Schredder realisiert. Erste Testläufe zeigten jedoch, dass die Schnecken für den Eintrag von Gras oder langem Heu nicht funktionierten. So wurde der Feststoffeintrag mit Förderschnecken durch einen Feststoffeintrag mit Kratzboden und Hochförderer ersetzt.

Da alle Lager- und Verarbeitungstanks vakumentlüftet sind, wurde das Rohrleitungssystem so ausgeführt, dass sowohl Druckausgleich, als auch Abluftabsaugung möglich sind. Das Rohrleitungssystem dient gleichzeitig als Überlaufschutz der Tanks. Läuft ein Tank unerwartet über, kann das entsprechende Medium über dieses Rohrleitungssystem abfliessen. Das Material wie auch die Luft wird im Flüssig-Bunker aufgefangen.

Mit Ausnahme der Hygienisierungstanks wurden sämtliche Tanks mit Paddelrührwerken ausgestattet. In den neuen Hygienisierungstanks waren Flügelrührwerke bereits vorhanden. Am Vormischtank wurden das Rührwerk und der Austrag konstruiert sowie eingebaut. Anschliessend wurde die bereits ausgelegte Stromverteilung in Angriff genommen.

Die Anlieferung der Hydrolysetanks hätte im April 2019 stattfinden sollen und erfolgte mit einer Verzögerung von über einem Jahr. Gegen Ende des Jahres 2019 wurde dann mit der Montage der Peripherien für die Steuerung begonnen. Es wurden hauptsächlich Sensoren und Steuerungskomponenten der Firma Siemens verbaut. Das Leitsystem besteht aus einer SPS-Steuerung.



7 Inbetriebnahme

7.1 Inbetriebnahme ohne Hydrolyse

Die Inbetriebnahme (IBN) der erneuerten und ergänzten Anlage ohne Hydrolysestufe konnte ohne nennenswerte Probleme realisiert werden. Dies ist insbesondere auf intensive Kalt-Inbetriebnahme-Tests zurückzuführen.

Einige grössere Herausforderungen der IBN werden nachfolgend beschrieben. Das Ausstossen von Totvolumen in den Leitungen, damit Absetzungen und ungewollte Vermischungen von Medien verhindert werden konnten, benötigte diverse Feineinstellungen. Ähnlich herausfordernd war das Justieren der Messtechnik, da diese für sämtliche, zum Teil grundlegend unterschiedlichen Medien eingestellt werden musste. Eine weitere Knacknuss war die Konfiguration des Feststoffeintrages in den Schredder. Je nach Substrat wurde dieser entweder kaum beladen oder so stark belastet, dass dieser nicht mehr in der Lage war, das zugeführte Substrat zu verarbeiten. Die Lösung konnte in einem sogenannten «Teching» seitens Steuerung gefunden werden. Als Folge davon wurde der Vorschub anhand der Lastanhängigkeit des Schredders in Echtzeit geregelt. Um diesen überwachen zu können, wurde an jeder drehenden Welle des Feststoffeintrages und dem Schredder eine Drehzahlerfassung nachgerüstet. Weiter stellte sich heraus, dass durch die Pulsation der Schlauchpumpe Differenzen bei der Durchflussmessung entstanden. Diese wurden mit einer Druckkompensation mittels Luftpolster behoben.

Das Volumen der Hydrolysetanks stand während dieser Phase leer und konnte daher für andere Zwecke verwendet werden. Diese zusätzlichen Lagerkapazitäten verbesserten die Flexibilität der Anlage während der Inbetriebnahmezeit deutlich.

Substratrezeptur Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse

Der Anfahrbetrieb ohne separate Hydrolysestufe wurde von der hydraulischen Rezeptur her in einem ersten Schritt so einfach und praktikabel wie möglich realisiert. Vorerst wurde auf eine Auftrennung von einzelnen Substratfraktionen verzichtet. Die redundanten Hygienisierungs und Fermentationsbehälter wurden möglichst identisch beschickt und betrieben.

Auf Basis dieses Grundsatzes wurden folgende Substratkategorien definiert:

- flüssige Hofdünger,
- stark lipidhaltige Co-Substrate,
- flüssige, energiereiche Co-Substrate,
- flüssige, energiearme Co-Substrate,
- flüssige, hygienisch kritische Co-Substrate,
- feste Hofdünger und feste Co-Substrate.



In nachfolgender Tabelle ist die Rezeptur 1 «Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse» definiert:

Tabelle 16: Rezeptur 1 «Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse»

Legende: LAG = Lager; VMB = Vormischbehälter; HYG = Hygienisierung; HYD = Hydrolyse;

FER = Fermenter; NGL = Nachgärlager

Farbcode: grau = nicht möglich; hellgrün = theoretisch möglich; grün = für Anfahrbetrieb genutzt

Substratkategorie	LAG1	LAG2	LAG3	LAG4	LAG5	LAG6	LAG7	VMB	HYG	HYD	FER	NGL
Flüssige Hofdünger						✓		✓	✓	✓	✓	✓
Flüssige Hofdünger (Schweinegülle)				✓				✓		✓	✓	✓
Stark lipidhaltige Co-Substrate	✓							✓			✓	✓
Flüssige, energiereiche Co-Substrate												
Flüssige, energiearme Co-Substrate												✓
Flüssige, hygienekritische Co-Substrate		✓							✓	✓	✓	✓
Feste Hofdünger und feste Co-Substrate							✓	✓		✓	✓	✓

7.2 Inbetriebnahme mit Hydrolysestufe

Schon kurze Zeit nach der Inbetriebnahme zeigte sich in den nachgeschalteten Fermentern eine Beruhigung, die vermutlich sowohl auf biologische, als auch auf hydraulisch-mechanische Effekte zurückzuführen waren. Eine zusätzliche Homogenisierung und Verringerung der Strukturanteile im Gängut war zu beobachten.

Die Warm-Inbetriebnahme der beiden Hydrolysereaktoren verlief ohne nennenswerte Komplikationen, da vor der IBN systemtechnisch bereits alles gut vorbereitet und getestet wurde. In einem ersten Schritt wurde nur eine der beiden Hydrolyselinien in Betrieb genommen, indem Substratmischungen vom Vormischtank her als Batch in den Hydrolysereaktor überführt wurden. Nach etwa zwei Tagen nach IBN-Start wurde in den kontinuierlichen Hydrolysebetrieb gewechselt.

Die fehlenden Füllstandsmessungen in den Hydrolysetanks führte während der Inbetriebnahme- phase zu einem inkonstanten Anfangsbetrieb. Der Füllstand stieg stetig, weshalb sich konsequenterweise auch die Hydrolyseverweilzeit (HRT) erhöhte und sich die organische Raumbelastung (B_R) verringerte. Als erste Massnahme aus der Messkampagne «Inbetriebnahme» wurden Füllstandsmessungen installiert, der Füllstand möglichst konstant gehalten und der Hydrolysereaktor regelmässiger beschickt, damit sich ein konstanter Betrieb einstellen konnte.

Datenanalyse Inbetriebnahme (MKI)

Die Messkampagne MKI begann mit der tatsächlichen Befüllung und Inbetriebnahme des Hydrolyse2-Tanks am Vormittag des 18.11.2010. Ziel dieser Messkampagne war es, die Inbetriebnahme- Phase während zwei Wochen messtechnisch zu begleiten, die Messtechnik zu überprüfen und die für den späteren Betrieb relevanten Messgrössen zu eruieren. Informationen für zukünftige Inbetriebnahmen von Hydrolysereaktoren wurden gewonnen.

Die nachfolgende Tabelle beschreibt die bei der Inbetriebnahme gemessenen und analysierten Mess- und Betriebsparameter:



Tabelle 17: Messkonzept für den Hydrolysereaktor während der Inbetriebnahme-Phase
Charakteristische Größen, Mess- und Betriebsparameter

BMP_{Hydrolysat}	Biomethanpotenzial des Hydrolysats
Einsatzstoffe Art	Substratmischung
Einsatzstoffe Menge	Beschickungsmenge FS
Einsatzstoffe TS	Substratmischung TS
Einsatzstoffe oTS	Beschickungsmenge oTS
FOS	Konzentration an flüchtigen organischen Säuren (Summenparameter)
FOS/TAC	Verhältnis der Konzentrationen von FOS durch TAC
HRT	Hydraulische Verweilzeit
Methangehalt	CH ₄ -Gehalt in der Gasphase bzw. im Hydrolysegas
Nutzvolumen	Füllstand Hydrolysereaktor (HYD2)
pH-Wert	pH-Wert im Hydrolysat
Redox	Redox-Konzentration im Hydrolysat
Sauerstoff	O ₂ -Gehalt in der Gasphase bzw. im Hydrolysegas
TAC	Konzentration an totalem anorganischen Carbonatpuffer
Temperatur	Hydrolysetemperatur
VFA	Konzentration an Essig-, Propion-, Butter-, Isobutter-, Valierian-, Isovaleriansäuren
Wasserstoff	H ₂ -Gehalt in der Gasphase bzw. im Hydrolysegas

Inokulum und Substratmischung

Die IBN der Hydrolysestufe wurde ohne Inokulum durchgeführt. Da der Hydrolyse-Behälter HYD2 zuvor als Substratpuffertank benutzt wurde, und sich der Tank nicht vollständig entleeren liess, lagen bei der Erstbefüllung aus dem Vorschmischbehälter (VMB) bereits ca. 10 m³ Substrat im Tank vor. Für die IBN wurden weitere 30 m³ Substratmischung aus dem VMB hinzugefügt. Die entsprechende Substratmischung im November 2020 bestand aus ca. 12% Fettschlamm, 32% Flotat und Gastronomieabfälle, 32% Gülle und Kartoffelwasser sowie 23% Feststoffe (diverse). Auf einen Bypass von Einsatzstoffen, die nicht in die Hydrolysestufe geführt werden, wurde vorerst verzichtet.

Beschickung

Der Ablauf der Erstbeschickung dauerte ca. sieben Stunden. Gleichzeitig zur Befüllung wurden bereits 7 m³ Hydrolysat dem HYD2 entnommen. Während den ersten 42-49 Stunden wurde die Anlage im Batch-Modus betrieben. Ab dem 20.01.2020 wurde dann auf einen kontinuierlichen Betrieb umgestellt, wobei täglich Substrat aus dem VMB zugeführt und in die FER1 und FER2 abgeführt wurden. Weil zu diesem Zeitpunkt der Hydrolysereaktor noch nicht mit einer Füllstandsmessung ausgerüstet war, wurden diese Mengen einzig über die Pumplaufzeit eingestellt und der Füllstand durch den Betreiber nur sporadisch und visuell kontrolliert.

In den nachfolgenden Abbildungen und Tabellen ist zu erkennen, dass dem HYD2 während der Inbetriebnahmezeit noch nicht regelmässig Material hinzugefügt und entnommen wurde. Damals waren auch der Füllstand und die hydraulische Verweilzeit noch nicht konstant. Regelmässige TS- und oTS-Konzentrationsmessungen des Substrats aus dem VMB wurden nicht gemessen, daher konnte die organische Raumbelastung nicht exakt berechnet werden.

Tabelle 18: Beschickungs- und Entnahmemengen in den ersten Inbetriebnahmetagen des Hydrolysetanks HYD2

Tageswerte, berechnet aus den Pumpzeiten

Datum	Beschickung [m ³ d ⁻¹]	Entnahme [m ³ d ⁻¹]	Füllstand Änderung [m ³ d ⁻¹]	Füllstand (geschätzt) [m ³]
18.11.2020	+30.2	-7.0	+23.2	33.2
19.11.2020	0.0	0.0	0.0	33.2
20.11.2020	+29.6	-16.2	+13.4	46.6
21.11.2020	+12.8	-22.3	-9.5	37.1
22.11.2020	+43.3	-26.6	+16.7	53.8
23.11.2020	+36.1	-18.7	+17.4	71.2
24.11.2020	+37.8	-28.9	+8.9	80.1
25.11.2020	+38.8	-29.2	+9.6	89.7
26.11.2020	+29.1	-25.7	+3.4	93.1
Durchschnitt	+28.6	-19.4	+9.2	

Die stark schwankenden Beschickungsmengen der ersten Inbetriebnahmephase sind grafisch deutlich in der nachfolgenden Abbildung zu sehen:

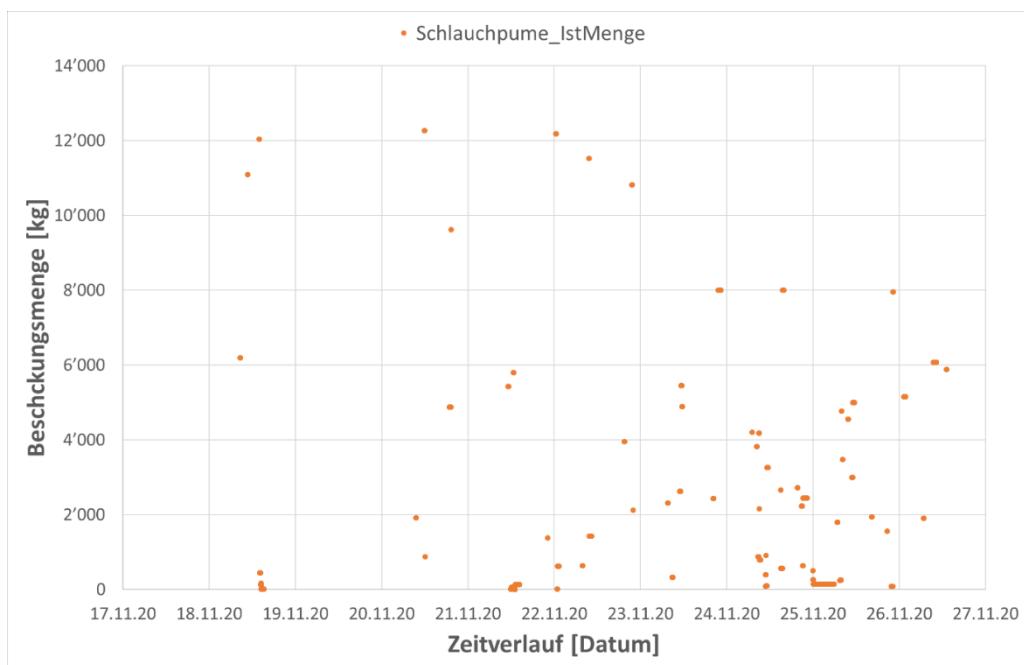


Abbildung 6: Beschickungsmenge des Hydrolysereaktors HYD2 während der Inbetriebnahmezeit
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.20

Die etwas weniger stark schwankenden Entnahmemengen sind ebenfalls als Diagramm dargestellt. Im Vergleich der beiden Abbildungen ist deutlich zu erkennen, dass die Entnahmemenge nicht auf die Beschickungsmenge abgestimmt war.

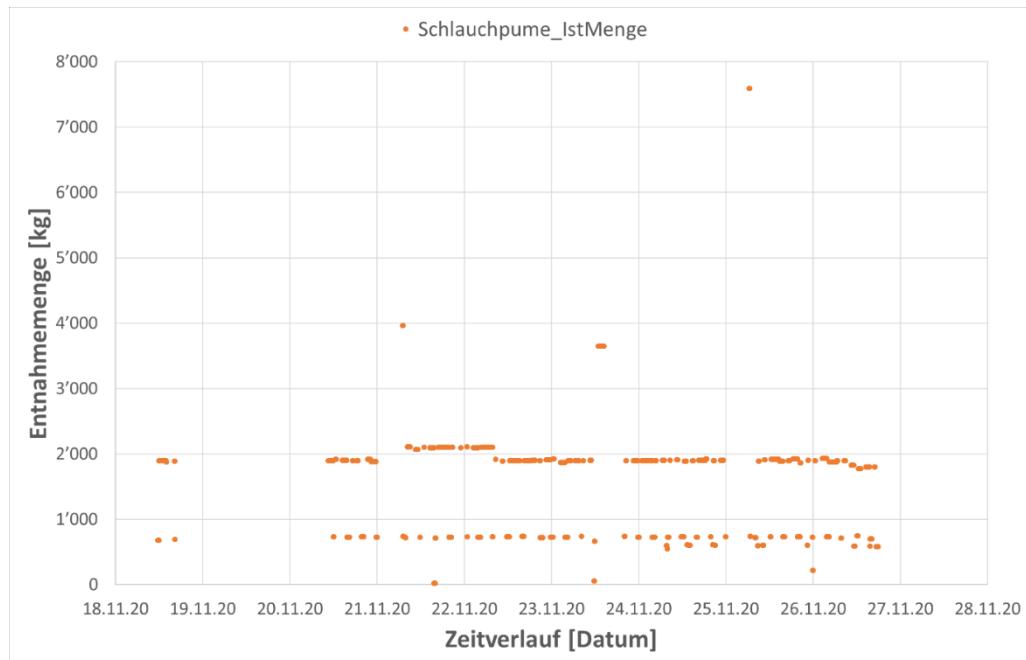


Abbildung 7: Beschriftungsmenge des Hydrolysereaktors HYD2 während der Inbetriebnahmzeit
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.20

Hydraulische Verweilzeit (HRT)

Die Berechnung der HRT aus den täglichen Beschickungsmengen und dem Füllstand ist in der nachfolgenden Tabelle dargestellt:

Tabelle 19: Füllstand und HRT des Hydrolysetanks HYD2 (Schätzwerte)

HRT = hydraulische Verweilzeit, berechnet aus täglicher Beschickungsmenge / Füllstand

Datum	Beschickung [m ³ d ⁻¹]	Entnahme [m ³]	Füllstand [m ³]	HRT [d]
17.11.2020			10.0	
18.11.2020	30.2	7.0	33.2	
19.11.2020	0.0	0.0	33.2	
20.11.2020	29.6	16.2	46.6	1.6
21.11.2020	12.8	22.3	37.1	2.9
22.11.2020	43.3	26.6	53.8	1.2
23.11.2020	36.1	18.7	71.2	2.0
24.11.2020	37.8	28.9	80.1	2.1
25.11.2020	38.8	29.2	89.7	2.3
26.11.2020	29.1	25.7	93.1	3.2
Durchschnitt	28.6	19.4	59.8	2.2

Aufgrund der schwankenden Beschickungs- und Entnahmemengen sind auch Füllstand und hydraulische Verweilzeit (HRT) während der Inbetriebnahmephase nicht konstant. Die HRT schwankt in einem Bereich zwischen 1.2 und 3.2 Tagen bei einem Durchschnitt von 2.2 Tagen.



Organische Raumbelastung (B_R)

Die Berechnung der organischen Raumbelastung (B_R) aus den täglichen Beschickungsmengen an organischer Trockensubstanz (oTS) und dem Füllstand ist in der nachfolgenden Tabelle nachvollziehbar:

Tabelle 20: Raumbelastung des Hydrolysetanks HYD2

B_R = organische Raumbelastung, * Mittelwert von zwei Messungen während der MKI

Datum	Beschickung [$m^3 d^{-1}$]	Füllstand [m^3]	oTS* [%]	Beschickung [kg oTS d^{-1}]	B_R [kg oTS $d^{-1} m^{-3}$]
18.11.2020	30.2	33.2	11.4%	3'435	103
19.11.2020	0.0	33.2	11.4%	0	0
20.11.2020	29.6	46.6	11.4%	3'367	72
21.11.2020	12.8	37.1	11.4%	1'456	39
22.11.2020	43.3	53.8	11.4%	4'925	92
23.11.2020	36.1	71.2	11.4%	4'106	58
24.11.2020	37.8	80.1	11.4%	4'300	54
25.11.2020	38.8	89.7	11.4%	4'414	49
26.11.2020	29.1	93.1	11.4%	3'310	36
Durchschnitt	28.6	59.8	11.4%	3'257	56

Für die Abschätzung der organischen Raumbelastung (B_R) wurde am Tag vor der Inbetriebnahme, am 17.11.2020, eine Analyse des Trockensubstanz (TS)- und organischen Trockensubstanzgehalts (oTS) durchgeführt. Der TS/FS lag bei 14.3 %, der oTS/TS bei 88.5 %. Zum Schluss der Messkampagne, am 01.12.2020 wurde ein TS/FS von 12.1 % und ein oTS/TS von 83.6 % gemessen. Für die nachfolgende Abschätzung der B_R wurde der Mittelwert dieser beiden Messungen eingesetzt.

Stark schwankende Beschickungsmengen und Füllstände führen zu einer grossen Schwankungsbreite der B_R , welcher sich nach der Umstellung auf einen kontinuierlichen Betrieb in einem Bereich zwischen ca. 40 und 90 kg oTS $d^{-1} m^{-3}$ befand.

Temperatur

Der Temperaturverlauf während der MKI (siehe Abbildung 8 und Abbildung 9) zeigt deutlich, dass zu Beginn die Temperatur des Hydrolysereaktors HYD2 noch der Aussentemperatur entspricht. Nach dem Einschalten der Heizung pendelt sie sich im Bereich von 45°C ein.



Abbildung 8: Temperaturverlauf des Hydrolysereaktors HYD2
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020

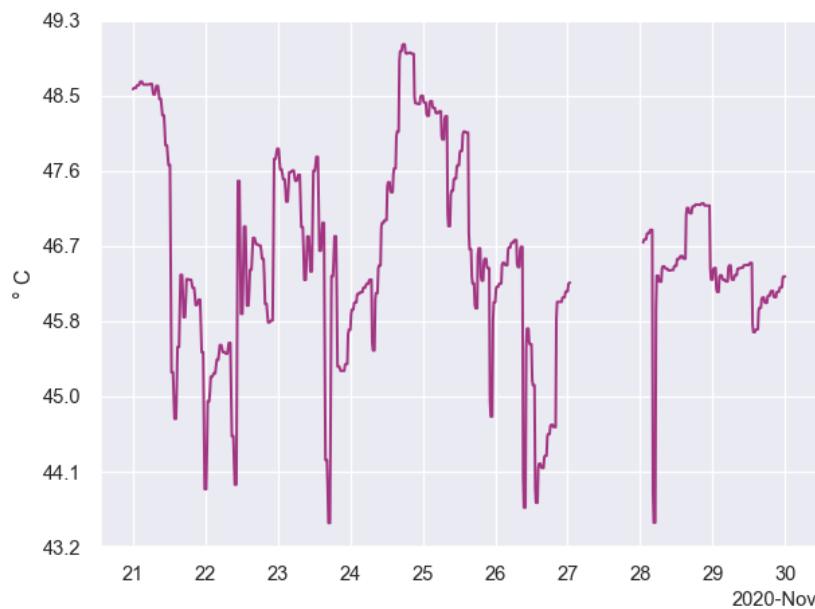


Abbildung 9: Temperaturverlauf im Hydrolysereaktor HYD2 (Konti)
Kontimodus ab dem 20.11.2020, 9:30

Wenige Tage nach der Umstellung zum kontinuierlichen Betrieb bei einer konstanten Temperaturwahl stellten sich dennoch erhebliche Schwankungen von bis zu 6 °C ein. Durch das vorgewärmte Substrat aus der Hygienisierung stieg die Temperatur bei der Beschickung von neuem Substrat jeweils leicht an.

Gasqualität

Methankonzentration

Zu Beginn der Inbetriebnahme wird im Hydrolysereaktor HYD2 im Batch-Modus kaum Methan detektiert (Abbildung 10). Bei der anschliessenden, kontinuierlichen Betriebsweise steigt die Methankonzentration auf bis zu 0.28 % an (Abbildung 11).

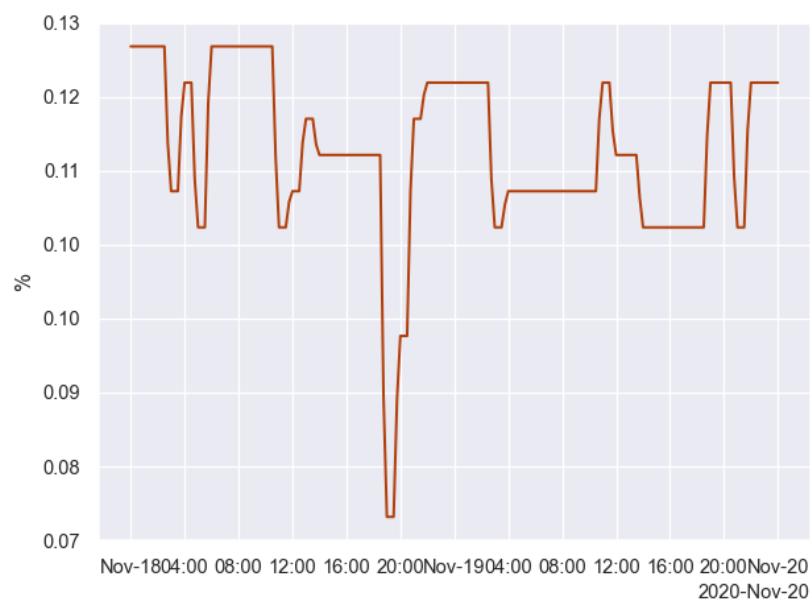


Abbildung 10: Methankonzentration (CH_4) im Hydrolysereaktor HYD2 während der ersten 3 Tage (Batch)
Batchmodus vom 18.11.2020, 8:30 bis 20.11.2020, 9:30 (49 Stunden)



Abbildung 11: Methankonzentration (CH_4) im Hydrolysereaktor HYD2
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020

Wasserstoffkonzentration

Zu Beginn der Inbetriebnahme schwankte der Wasserstoffgehalt im Hydrolysereaktor HYD2 im Batch-Modus zwischen 0.0 % und 1.2 % (Abbildung 12). Wahrscheinlich war der Wasserstoffgehalt sogar deutlich höher, konnte aber mit der zur Verfügung stehenden Sonde nicht erfasst werden. Bei der kontinuierlichen Betriebsweise lag der Wasserstoffgehalt im Kopfbereich des Hydrolysereaktors oft an oder über der Nachweisgrenze des Sensors von 1.2 % (Abbildung 13).

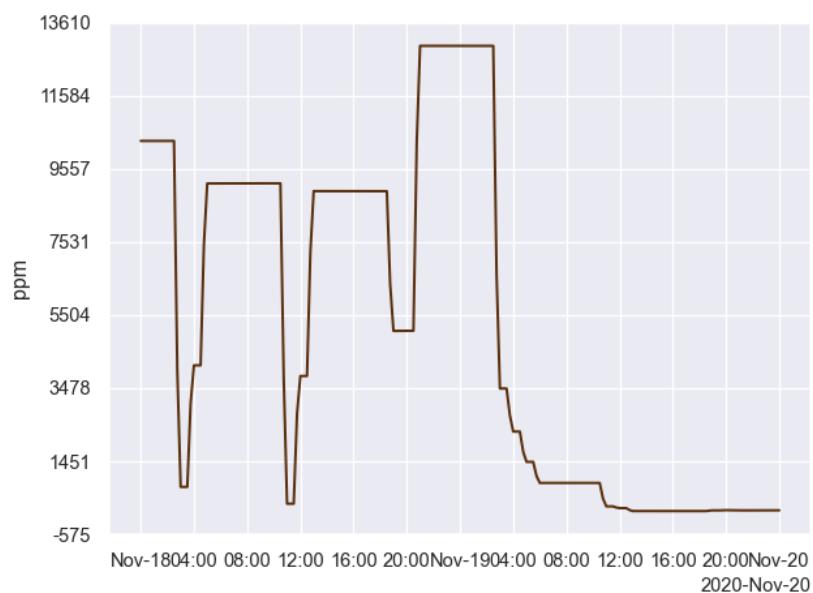


Abbildung 12: Wasserstoffkonzentration (H₂) im Hydrolysereaktor HYD2 während der ersten 3 Tage
Batchmodus vom 18.11.2020, 8:30 bis 20.11.2020, 9:30 (49 Stunden)

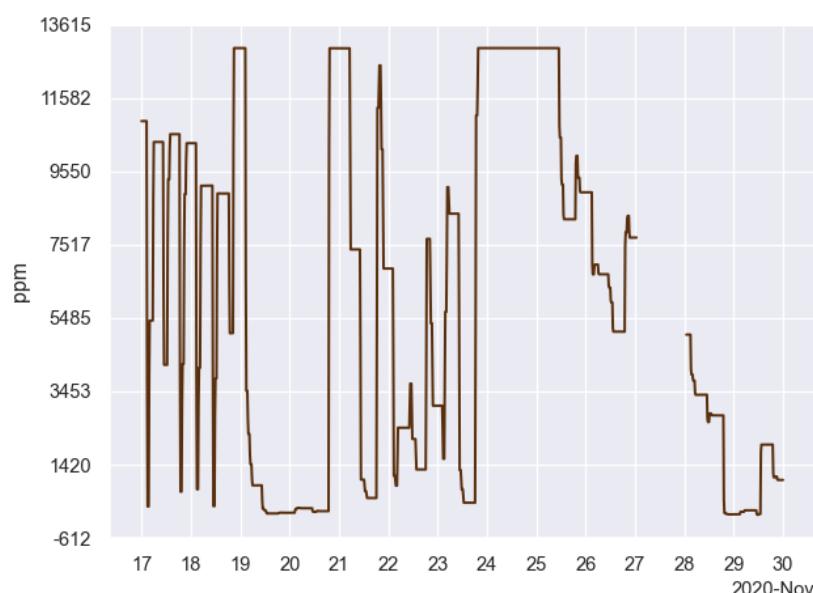


Abbildung 13: Wasserstoffkonzentration (H₂) im Hydrolysereaktor HYD2
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020

Sauerstoffkonzentration

Zu Beginn der Inbetriebnahme lag der Sauerstoffgehalt im Hydrolysereaktor HYD2 im Bereich des Gehalts von Umgebungsluft (Abbildung 14), da es sich bei den Hydrolysereaktoren um nicht luftdicht abgeschlossene Reaktoren handelt. Im Verlaufe der kontinuierlichen Betriebsweise sank der Sauerstoffgehalt zwischenzeitlich und stieg nach wenigen Tagen wieder an (Abbildung 15).

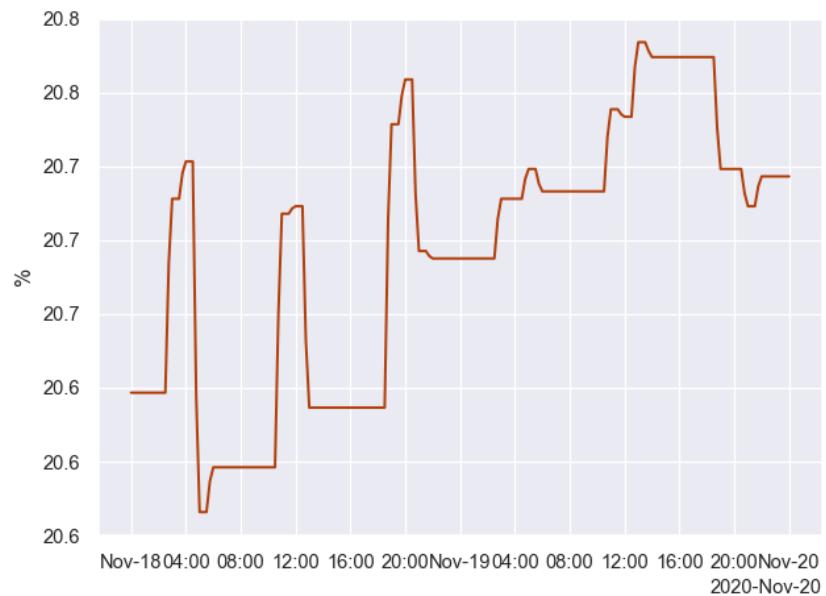


Abbildung 14: Sauerstoffkonzentration (O₂) im Hydrolysereaktor HYD2 während der ersten 3 Tage (Batch)
Batchmodus vom 18.11.2020, 8:30 bis 20.11.2020, 9:30 (49 Stunden)

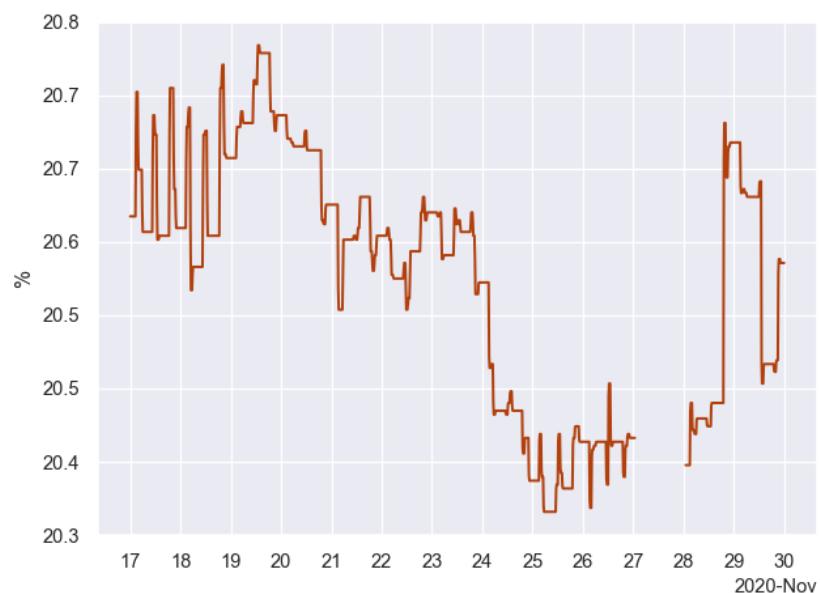


Abbildung 15: Sauerstoffkonzentration (O₂) im Hydrolysereaktor HYD2
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020



Da das erzeugte Hydrolysegas in den Biofilter geleitet wurde und dieser beim Abpumpen von Flüssigkeit Luft aus der Umgebung zog, fand ein Eintrag von Umgebungsluft statt. Daher sind gesicherte Aussagen zum Hydrolyseprozess aufgrund der Gaskonzentrationen im Hydrolysegas nicht möglich.

pH-Wert und Redox-Potenzial

pH-Wert

Zu Beginn der Inbetriebnahme lag der pH-Wert konstant bei 5.3 (Abbildung 16). Da die pH-Redox-Kombielektrode erst zwischen dem 18. und 19.11.2020 installiert wurde, wurden bis zu diesem Zeitpunkt keine Werte ausgezeichnet. Bei der anschliessenden, kontinuierlichen Betriebsweise waren deutliche Schwankungen des pH-Werts zwischen 5.2 und 6.0 erkennbar (Abbildung 17).

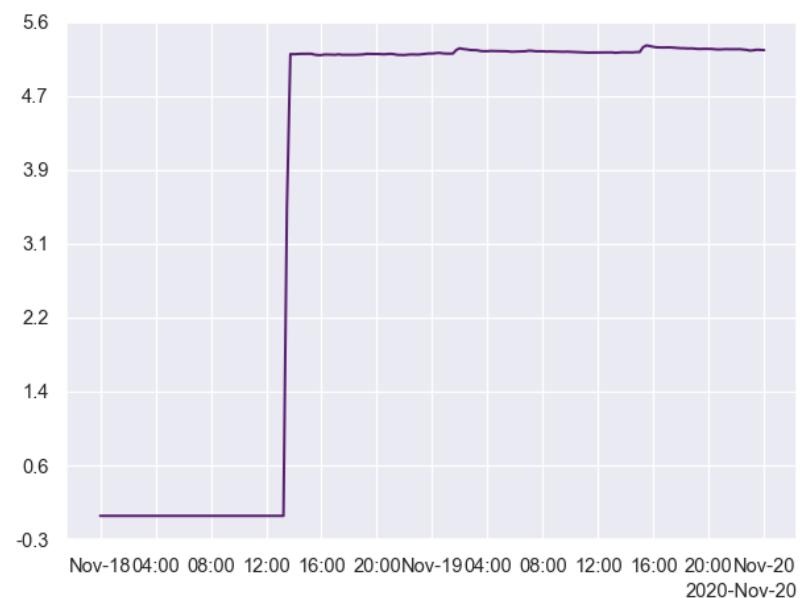


Abbildung 16: pH-Wert im Hydrolysereaktor HYD2 während der ersten 3 Tage (Batch)
Batchmodus vom 18.11.2020, 8:30 bis 20.11.20, 9:30 (49 Stunden)

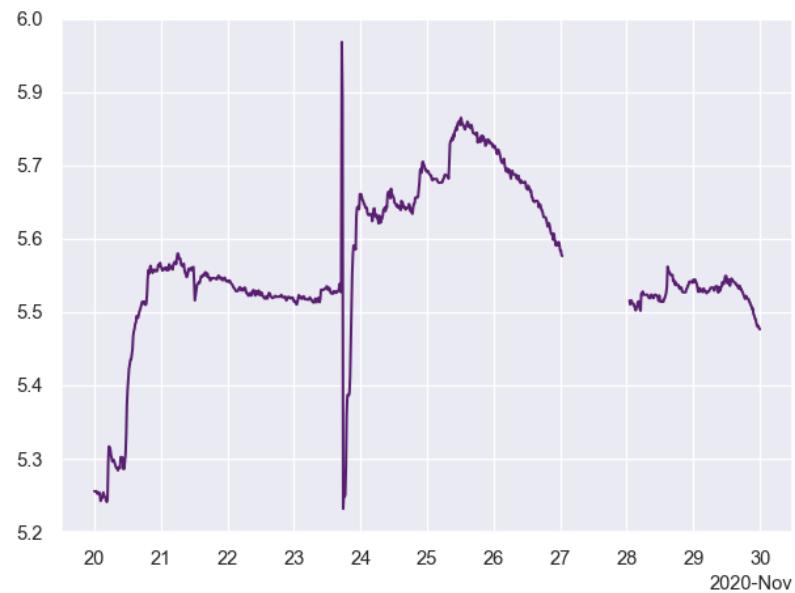


Abbildung 17: pH-Wert im Hydrolysereaktor HYD2 (Konti)

Kontimodus ab dem 20.11.2020, 9:30

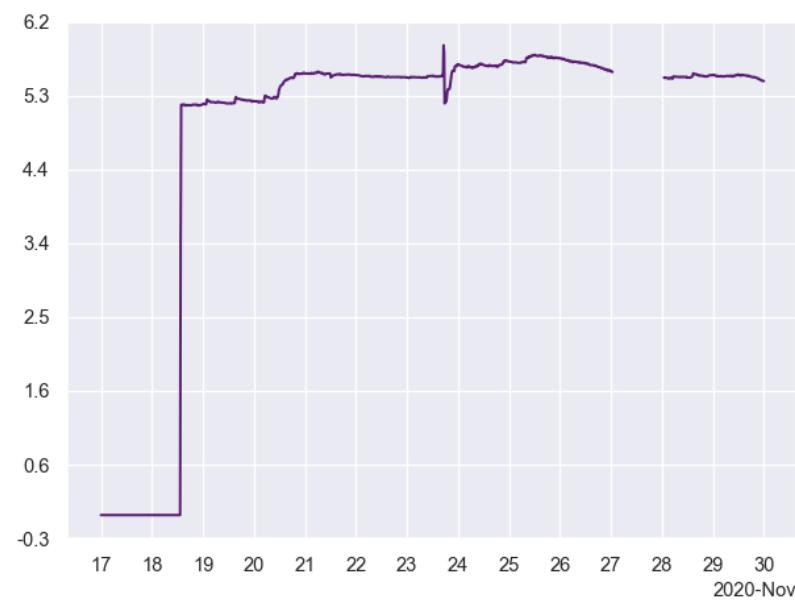


Abbildung 18: pH-Wert im Hydrolysereaktor HYD2

Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020

Redox-Potenzial

Zu Beginn der Inbetriebnahme lag das Redox-Potenzial im Bereich von -400 mV (Abbildung 19). Da die pH-Redox-Kombielektrode erst zwischen dem 18. und 19. installiert wurde, sind die Werte bis zu diesem Zeitpunkt bei 0 mV. Bei der kontinuierlichen Betriebsweise sind das Redox-Potenzial leicht ab (Abbildung 20).

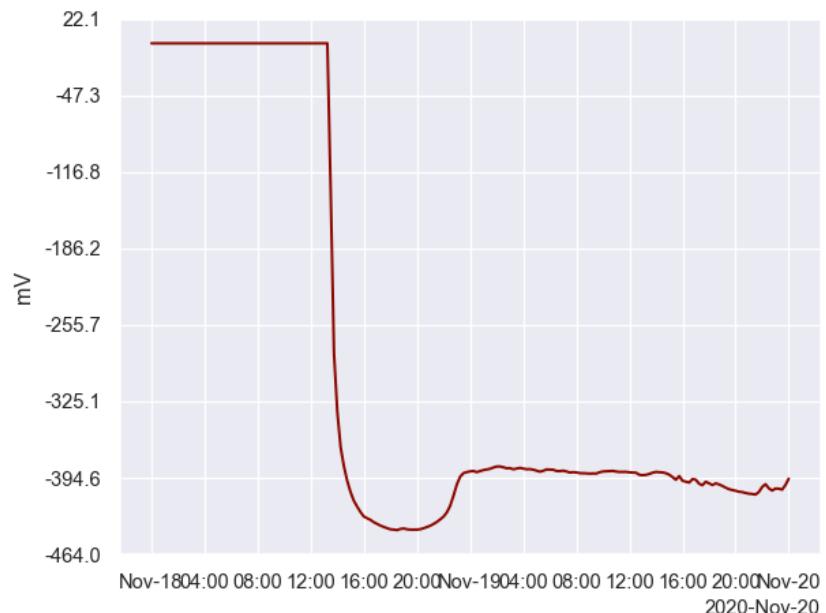


Abbildung 19: Redox-Potenzial im Hydrolysereaktor HYD2 während der ersten 3 Tage (Batch)
Batchmodus vom 18.11.2020, 8:30 bis 20.11.20, 9:30 (49 Stunden)

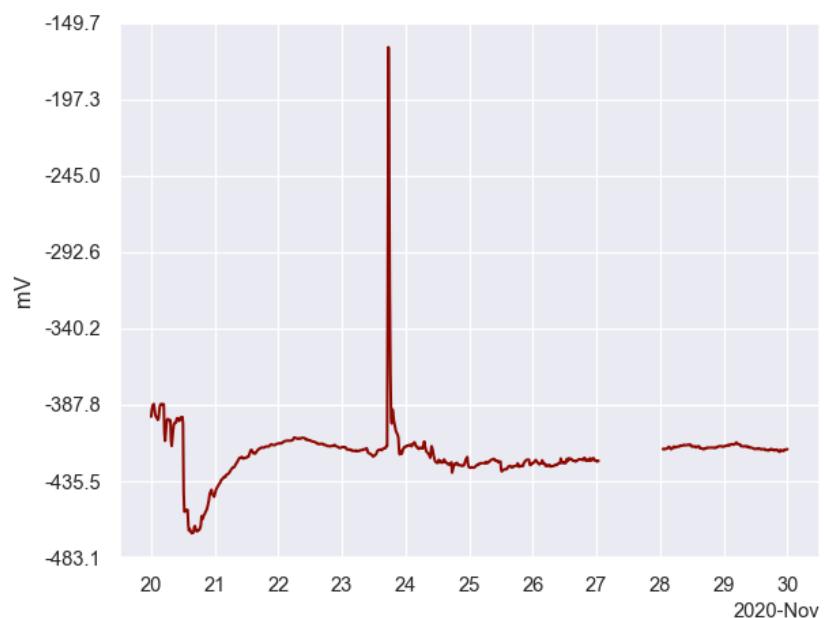


Abbildung 20: Redox-Potenzial im Hydrolysereaktor HYD2 (Konti)
Kontimodus ab dem 20.11.2020, 9:30

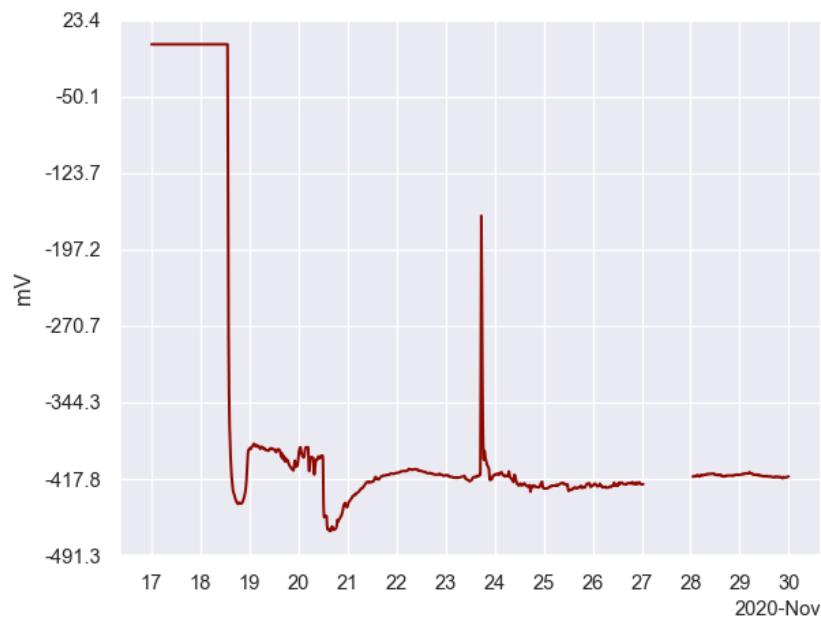


Abbildung 21: Redox-Potenzial im Hydrolysereaktor HYD2
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020

Der pH-Wert stellte sich während der MKI auf Werte im sauren Bereich zwischen pH 5.2 und pH 6.0 ein. Das Redoxpotenzial kam im Bereich zwischen -410 mV und -430 mV zu liegen. Beide Messgrößen verändern sich mit der Hydrolyseaktivität und zeigen deshalb Potenzial als wichtige Prozessparameter.

FOS/TAC-Verhältnis

Die FOS/TAC-Werte waren deutlich höher, als in herkömmlichen, einstufigen Biogasanlagen, die normalerweise ein optimales FOS/TAC-Verhältnis von 0.3 anstreben. Das hohe Verhältnis ist insbesondere darauf zurückzuführen, dass der FOS-Wert sehr hoch ist, da in der Hydrolyse grosse Mengen an flüchtigen, organischen Säuren gebildet werden.

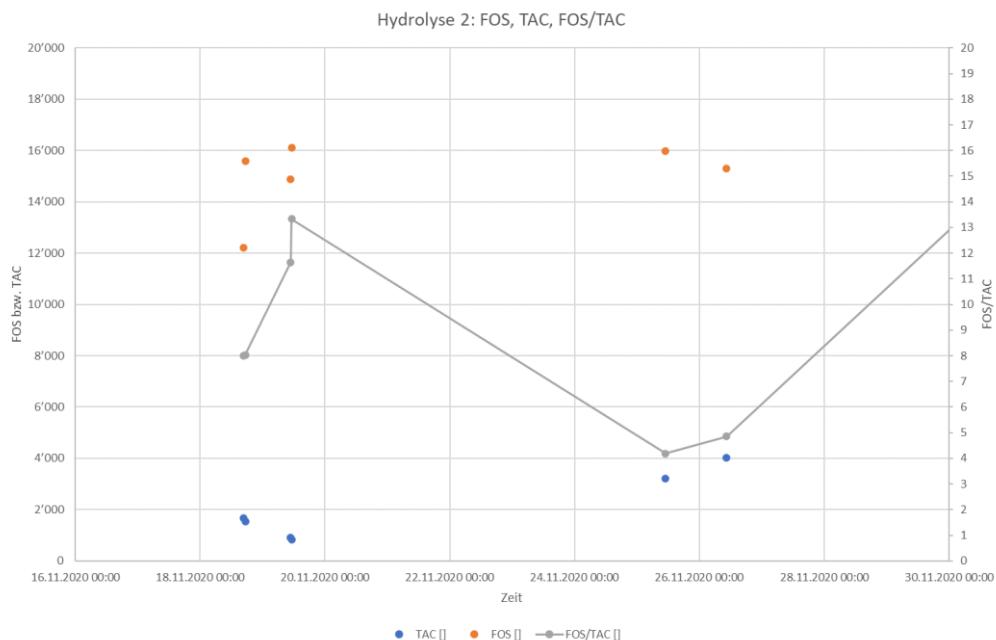


Abbildung 22: FOS- und TAC-Konzentrationen sowie FOS/TAC-Verhältnisse im Hydrolysereaktor HYD2
Zeitverlauf der ersten Inbetriebnahmetage vom 18.11.-27.11.2020

Die gemessenen FOS/TAC-Verhältnisse während der MKI lagen zwischen 4 und 13. Eine hohe FOS-Konzentration und folglich auch ein grosses FOS/TAC-Verhältnis sind charakteristisch für eine hohe Hydrolyseaktivität.

Biomethanpotenzial (BMP)

Zwei Wochen nach der IBN der Hydrolysestufe wurden Standardversuche zur Biomethanausbeute im Labor durchgeführt, um das Biomethanpotenzial (BMP) des Substratgemisches im VMB mit dem Hydrolysat aus dem HYD2 zu vergleichen.

Aus den Zeitverläufen der einzelnen Ansätze (1-3) des Hydrolysats (in Abbildung 23 HYD5) ist zu entnehmen, dass der Versuchsverlauf nicht der klassischen Abbaukinetik folgt. Folgende Effekte führten zu einem deutlich niedrigerem BMP des Hydrolysats im Vergleich zu demjenigen des Substrats aus dem VMB und zu riesigen Standardabweichungen der identischen Versuchsansätze:

- Die Triplikate HYD5-1 bis HYD5-3 zeigen zu Versuchsbeginn deutlich unterschiedlich lange Lag-Phasen. Die Netto-Biogasproduktion im Ansatz 1 steigt zum Beispiel erst nach fünf Versuchstagen über 0, Ansatz 3 nach ca. drei Tagen, Ansatz 2 bereits nach ca. einem Tag.
- Die Länge der Lag-Phase scheint zudem einen direkten und grossen Einfluss auf die Biogasbildung zu haben: Je länger die Lag-Phase, desto geringer die Methanbildung.

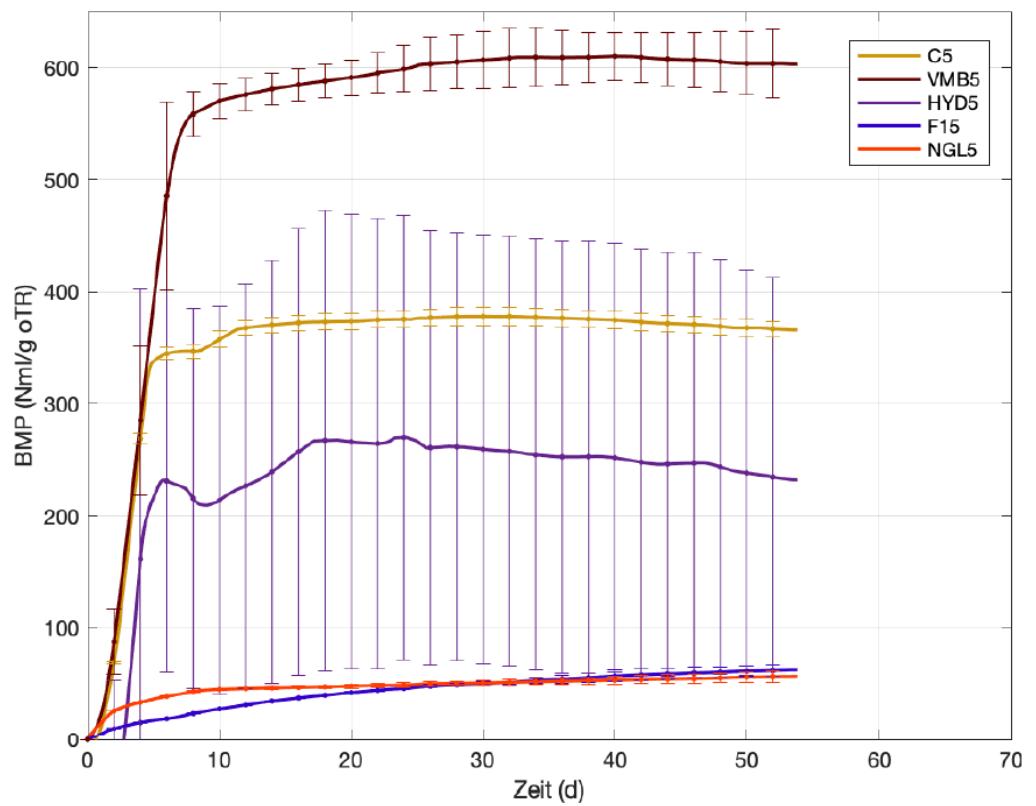


Abbildung 23: Kinetische Daten des Biomethanpotenzials (BMP)
Probenahmezeitpunkt ZP 5: 01.12.2020 (C = Cellulose, F1 = Fermenter 1)

Der signifikant tiefere BMP des Hydrolysats im Vergleich zur Einsatzstoffmischung aus dem VMB ist wahrscheinlich nicht auf einen Verlust des Potenzials während der Hydrolyse, sondern auch Hemmeffekte während des Laborversuchs zurückzuführen. Eine gesicherte Aussage, welcher der beiden Ursachen zutrifft, ist jedoch nicht zu machen.



8 Anlagenbetrieb

8.1 Messkampagne zum Betrieb ohne Hydrolyse (MK2020)

Damit der Effekt der Hydrolysestufe wissenschaftlich fundiert untersucht werden konnte, wurde die Neu-anlage einige Zeit ohne Hydrolysestufe betrieben. Die während der entsprechenden Messkampagne (MK2020) gewonnenen Daten dienten als Grundlage zum Vergleich der Situationen mit und ohne Hydrolysestufe (MK2020 vs. MK2021). Die Auswertung dieser beiden inhaltlich identischen Messkampagnen ist im Kapitel 11 zu finden.

8.2 Messkampagne zur Optimierung der Temperatur (MKT)

Nach einigen Justierungen lief die Anlage im Normalbetrieb weitgehend störungsfrei. Die eine oder andere mechanische Störung, insbesondere beim inline Nasszerkleinerer, konnte bis auf Weiteres nicht verhindert werden. Meist war das Brechen der Scherbruchsicherung aufgrund von Metallteilen im Stäpelmist oder Grüngut dafür verantwortlich. Im März 2021, rund vier Monate nach der IBN der HYD2, wurde auch die parallele Hydrolyselinie HYD1 gestartet. Nach rund drei Monaten Normalbetrieb beider Hydrolysereaktoren wurde mit Hilfe des Online-Auswertungstools der ZHAW eine intensive Datenanalyse durchgeführt, damit die erste Messkampagne zur Optimierung des Hydrolysebetriebes definiert und geplant werden konnte.

Folgende Parameter standen für Optimierungsansätze zur Diskussion:

- Temperatur,
- hydraulische Verweilzeit,
- organische Raumbelastung,
- Substratmix (Unterschiedliche Lager, Hygienisierung, Hydrolyse, Fermenter)
- pH-Wert,
- Redox-Potenzial,
- Batch-Betrieb vs. kontinuierlicher Betrieb sowie die
- TS-Konzentration.

Aufgrund des aus der einschlägigen Literatur bekannten grossen Einflusses von Temperatur und von Temperaturschwankungen auf den biologischen Abbauprozess der Hydrolyse, entschied sich die ZHAW in ihrer Optimierungsmesskampagne für diesen Parameter.

Ziel der Messkampagne (MKT) war es, anhand der verfügbaren Online-Daten und mit Hilfe von Versuchen im Labor die Temperatur in der Hydrolysestufe der WIGAKO hinsichtlich einer maximalen Biomethanproduktion zu optimieren. Die Idee war, die Temperatur des einen Hydrolysetanks auf eine möglichst geringe und auf einen möglichst hohe Zieltemperatur einzustellen, um erste Erkenntnisse im technischen Massstab bei minimal und maximal möglicher Temperatur bei der aktuellen Substratrezeptur zu gewinnen. Mit Hilfe von BMP-Versuchen im Labor der beiden unterschiedlichen Hydrolysate aus HYD1 und HYD2 sollten Anhaltspunkte zur Effizienz der Hydrolyse gewonnen werden.

Ein erster Anlauf für die Messkampagne wurde rund vier Monate nach IBN im März 2021 genommen. In der nachfolgenden Grafik (Abbildung 25) ist unschwer zu erkennen, dass die Hydrolysetemperaturen innerhalb weniger Tage sehr starken täglichen Schwankungen ausgesetzt waren. Die unbeheizte HYD1



verzeichnete Temperaturen zwischen 32 °C und 41°C, während die HYD2 mit Temperaturen zwischen 45°C und gut 50 °C betrieben wurde, obwohl eine Zieltemperatur von 55 °C eingestellt wurde.

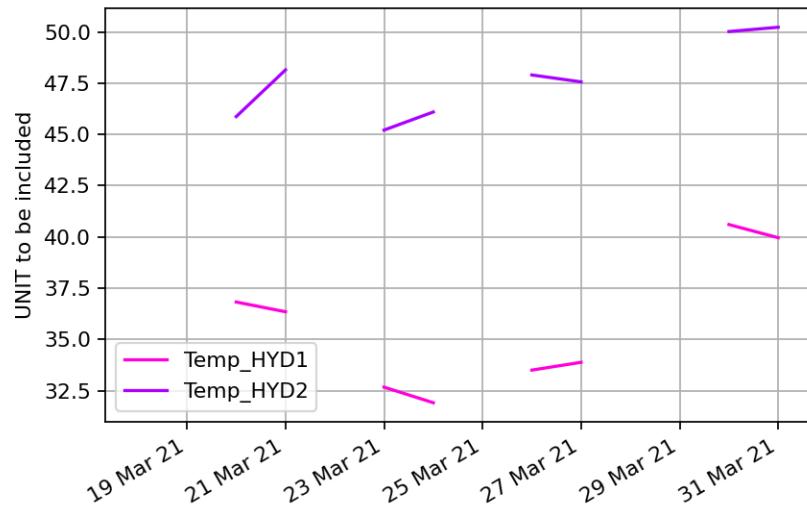


Abbildung 24: Temperaturverläufe der Hydrolysereaktoren HYD1 und HYD2
Zeitverlauf vom 17.03.-31.03.2021

Auch die Datenauswertung Ende Juni zeigte ein ähnliches Bild:

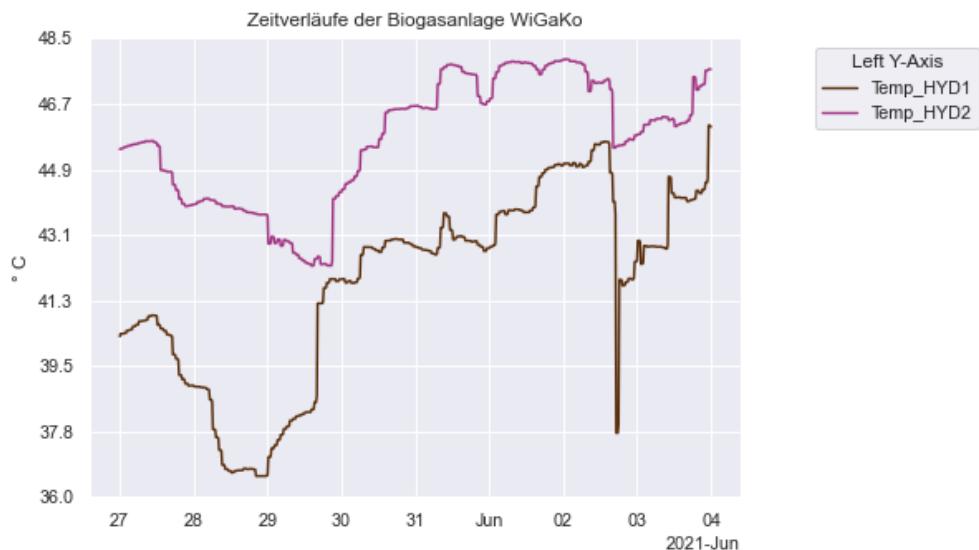


Abbildung 25: Temperaturverläufe der Hydrolysereaktoren HYD1 und HYD2
Zeitverlauf vom 27.06.-03.07.2021

Sämtliche Datenanalysen im ersten Halbjahr nach Inbetriebnahme der Hydrolysestufe hatten gezeigt, dass noch kein konstanter Betrieb der Reaktoren erreicht wurde. Daher war der wichtigste Optimierungsansatz bezüglich der Hydrolysetemperatur, dass in beiden Reaktoren ein möglichst konstanter Betrieb angestrebt werden muss. Anfang Juni wurden deshalb die Zieltemperaturen beider Hydrolysereaktoren auf 46-47 °C eingestellt.



Mit den aktuellen Betriebsparametern und dem definierten Betriebsregime der Anlage war keine saubere Einstellung von eindeutig unterschiedlichen Hydrolysetemperaturen über einen Zeitraum von mehreren Tagen bis Wochen möglich. Die Anlagenkonfiguration liess daher keine Messkampagne zur Optimierung der Hydrolysetemperatur zu.

8.3 Betriebserfahrungen

Nach etwas mehr als einem Jahr Betriebserfahrung mit der neuen Fütterungs- und Aufbereitungsanlage inklusive Hydrolyse konnte auf der gesamten Ebene eine positive Bilanz gezogen werden. Die Anlage lief inzwischen sehr stabil und viel konstanter, als zuvor. Schwankungen im Gasertrag waren deutlich kleiner oder durch das Führen des Einsatzstofftagebuches sowie dem Bewusstsein der sich ändernden Qualität der Einsatzstoffe einigermassen voraussehbar.

Nichtsdestotrotz waren Anpassungen in der technischen Anlagenkonfiguration wie die Justierung des Bremswiderstandes zur Absenkung des Schalengreifers weiterhin nötig, um beispielsweise eine Überhitzung desselben zu verhindern. Auch das reibungslose Zusammenspiel zwischen Feststoffeintrag und Schredder bedurfte weiterer Massnahmen und die Überwachung von Füllständen musste verbessert werden. Als Problematik dabei ist die Staub und Damfentwicklung im laufenden Betrieb zu nennen.

Es hat sich gezeigt, dass das ausstossen des Totvolumens in den Leitung nicht immer zuverlässig funktionierte. Deshalb hat die WIGAKO eine zusätzliche Pumpe und Leitungen für den Transport der hygienekritischen Substrate vor der Hygienisierung installiert, damit keine Kontamination der restlichen Substarte entstehen kann.

Durch die hinzugefügte Hydrolysestufe konnte der Homogenisierungsgrad in den Fermentern erhöht und dadurch Trennschichten minimiert werden. Ein besserer Aufschluss von strohhaltigen Einsatzstoffen wurde erreicht, was anhand der separierten Feststoffe im Gärget deutlich sichtbar wurde: die Menge an separiertem Feststoff im Gärget hat stark abgenommen, obwohl die WIGAKO den Mistanteil in der Anlage erhöht hatte. Die beiden parallel betriebenen Fermenter konnten dadurch konstanter beschickt werden. Als Folge davon konnte eine konstantere Biogasqualität beobachtet werden und ein stabilerer, biologischer Anlagenbetrieb. Dies ermöglichte der WIGAKO eine deutliche Steigerung des Substratdurchsatzes, der Biomethanproduktion und als Konsequenz daraus eine erhöhte Auslastung der BHKWs. Trotz erheblichem, technischem Aufwand und der Komplexität der Anlage, wird die Kombination von Hygienisierung und Hydrolysestufe vom Betreiber als Erfolg gewertet.

8.4 Messkampagne zum Betrieb mit Hydrolyse (MK2021)

Damit der Effekt der Hydrolysestufe wissenschaftlich fundiert untersucht werden konnte, wurde möglichst genau ein Jahr nach der Messkampagne 2020 (MK2020) eine weitere Messkampagne (MK2021) durchgeführt, damit der Anlagenbetrieb ohne und mit Hydrolysestufe möglichst gut miteinander verglichen werden kann. Die Auswertung dieser beiden inhaltlich identischen Messkampagnen ist im Kapitel 11 zu finden.



9 Vergleich ohne und mit Hydrolysestufe

Die Messkampagne 2020 (MK2020) diente dazu, eine Massenbilanzierung der erneuerten und ausgebauten Anlage ohne Hydrolysestufe aufzustellen. Ziel der Messkampagne 2021 (MK2021) war eine erneute, möglichst identische Massenbilanzierung der Anlage mit zusätzlicher Hydrolysestufe ein Jahr nach MK2020. Der Vergleich sollte zeigen, ob die zusätzliche Hydrolysestufe zu einem stabileren biologischen Anlagenbetrieb führte und ob daraus gar eine gesteigerte Biogasausbeute resultierte. Detailinformationen zur Vergleichbarkeit der beiden Messkampagnen befinden sich im Anhang A7.

9.1 Hauptziel Stabilität des Anlagenbetriebs

Um eine gute Aussage über die Stabilität des biologischen Abbauprozesses und der Biogasanlage vor und nach der Inbetriebnahme der Hydrolysestufe zu machen, wurden die Schwankungen von biologisch relevanten Messgrößen und Betriebsparametern während der MK2020 und MK2021 miteinander verglichen.

Mit Hilfe von folgenden Parametern soll Klarheit über den Effekt der Hydrolysestufe auf die Stabilität der Gesamtanlage gewonnen werden:

- hydraulische Verweilzeit in den Fermenterstufen (HRT),
- organische Raumbelastung der 1. Stufe (B_R),
- Methangehalt im Produktgas (CH_4),
- FOS-Konzentration und FOS/TAC-Verhältnis (FOS/TAC) sowie
- flüchtige organische Säuren (VFA).

In den nachfolgenden Kapiteln wird die Bedeutung der einzelnen Größen für die Stabilität des anaeroben Abbauprozesses erläutert sowie die Ergebnisse der jeweiligen Datenanalyse aufgezeigt und hinsichtlich einer möglichen Verbesserung des Anlagenbetrieb diskutiert.

Hydraulische Verweilzeit (HRT)

Die hydraulische Verweilzeit (HRT) ist eine wichtige Prozessgröße, wenn es um die Beurteilung des Abbaugrades der Einsatzstoffe und somit auch um die spezifische Biogasausbeute geht. Je höher die HRT, desto höher ist auch die Biogas- und schliesslich Stromproduktionsmenge zu erwarten.

Da die Einsatzstoffe anteilmässig auf die beiden parallel betriebenen Fermenter FER1 (Nutzvolumen 500 m³) und FER2 (Nutzvolumen 120 m³) aufgeteilt werden, kann die HRT der 1. Fermentationsstufe mit Hilfe der gesamten Fütterungsmenge (Q) und des gesamten Fermenter-Nutzvolumens (V) berechnet werden. In den untenstehenden beiden Tabellen ist die Berechnung der HRT (= V/Q) für die MK2020 und MK2021 aufgeführt:

Tabelle 21: Hydraulische Verweilzeit (HRT) der einzelnen Fermenterstufen
Durchschnittswerte während der MK2020

MK2020	Q Einsatzstoffe [m ³ d ⁻¹]	V Arbeitsvolumen [m ³]	HRT [d]
Fermenter 1 & 2	17.2	620	36.1
Nachgärlager		675	39.3
Gesamtsystem		1'295	75.5

Tabelle 22: Hydraulische Verweilzeit (HRT) der einzelnen Fermenterstufen



Durchschnittswerte während der MK2021

MK2021	Q Einsatzstoffe [m ³ d ⁻¹]	V Arbeitsvolumen [m ³]	HRT [d]
Hydrolyse 1 & 2	28.6	108	3.8
Fermenter 1 & 2		620	21.6
Nachgärlager		675	23.5
Gesamtsystem		1'295	48.9

Gehen wir von einer Abbaukinetik 1. Ordnung aus und setzen für die Verfallskonstante k einen Wert für langsam abbaubare Substrate von 0.10 d^{-1} ein, ergibt sich für MK2020 / MK 2021 aus einer Verweilzeit von $75.5 / 48.9$ Tagen ein Abbaugrad der Substrate von 100 % / 99 %. Aus der Verweilzeitverkürzung ist also keine signifikante Verminderung des Biogasertrags zu erwarten.

Sämtliche hydraulischen Verweilzeiten sind deutlich höher, als die höchste Verdoppelungszeit der am anaeroben Abbauprozess beteiligten Mikroorganismen. Deshalb ist keine Auswaschung der Fermenterbiologie zu erwarten; die Voraussetzungen sind hinsichtlich der HRT für einen stabilen Abbauprozess gegeben.

Organische Raumbelastung (B_R)

Die B_R besagt, wie viel oTS dem Fermenter je Kubikmeter Fermentervolumen und Tag zugeführt wird. Sie ist ein Mass für die Belastung der 1. Fermenterstufe und gibt Ausschluss über eine allfällige Überfütterung. Folge einer zu hohen Raumbelastung ist ein biologisch instabiler Prozess, was sich unter anderem in starken Schwankungen der Biogasmenge und der Biogasqualität sowie erhöhten Konzentrationen an flüchtigen, organischen Säuren zeigen kann.

Der nachfolgenden Tabelle ist die Berechnung der B_R (= F/V) aufgeführt.

Tabelle 23: Raumbelastung (B_R) der ersten Fermenterstufe
Vergleich der Durchschnittswerte während der MK2020 und MK2021
FER1 = 500 m³, FER2 = 120 m³, HYD1 1 HYD 2 = 108 m³

Messkampagne	Einsatzstoffe F [kg oTS d ⁻¹]	Arbeitsvolumen V [m ³]	B_R [kg oTS d ⁻¹ m ⁻³]
MK2020	3'165	620	5.1
MK2021	4'140	728	6.4

Die organische Raumbelastung der beiden parallel betriebenen Fermenter liegt während der MK2020 mit durchschnittlich $5.1 \text{ kg oTS d}^{-1} \text{ m}^{-3}$ für einen thermophilen, landwirtschaftlichen Rührkesselreaktor ziemlich hoch. Prozesshemmungen aufgrund einer Überfütterung der Anlage sind dadurch nicht auszuschliessen. Die deutlich gestiegerte Einsatzstoffmenge während der MK2021 übertrifft das Mehrvolumen, welches durch die Hydrolysetanks bereitgestellt wird. Rechnen wir dieses zur 1. Fermenterstufe dazu, erhalten wir einen Wert für die organische Raumbelastung von sehr hohen $6.4 \text{ kg oTS d}^{-1} \text{ m}^{-3}$. Bei einer einstufigen Anlage würden wir hier klare Instabilitäten und Hemmeffekte durch eine Überfütterung vermuten.



Methangehalt

Verringerte Schwankungen des Metangehalts im Biogas wären ein Zeichen dafür, dass die zusätzlichen Hydrolysereaktoren zu einer stabileren Biogasproduktion verholfen haben. Auf den ersten Blick ist visuell aus den Diagrammen der Abbildung 26 und **Abbildung 27** keine solche Tendenz herauszulesen:

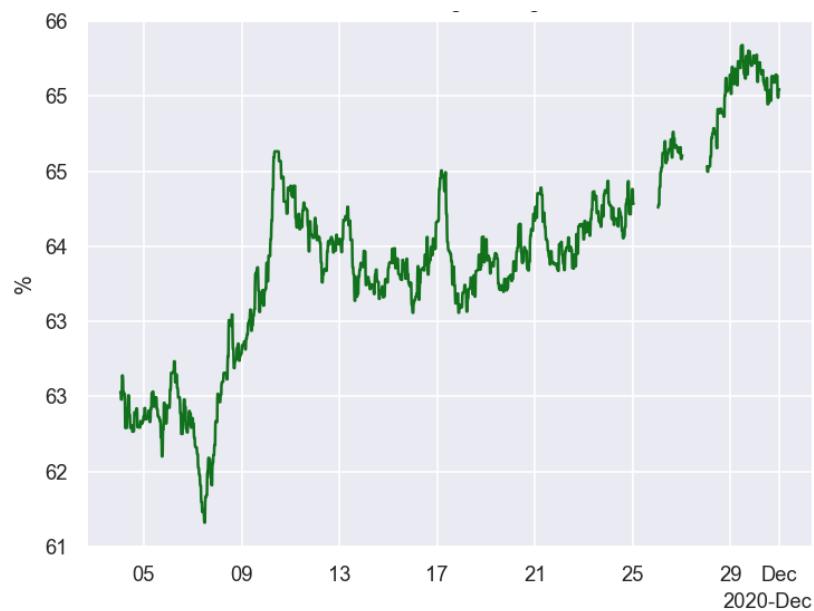


Abbildung 26: Methangehalt im Biogas

Zeitverlauf des prozentualen Methananteils während der MK2020
Ausfälle in der Datenaufzeichnung am 25.12. und 27.12.2020

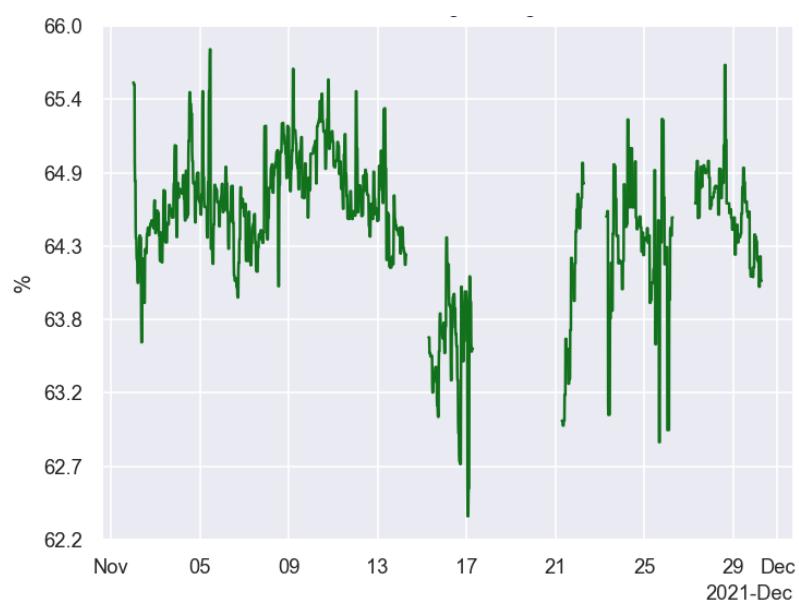


Abbildung 27: Methangehalt im Biogas

Zeitverlauf des prozentualen Methananteils während der MK2021
Ausfälle in der Datenaufzeichnung am 14.12. und 17.-21.12.2021



Der mittlere Methangehalt lag während der MK2020 bei 64 % mit einer relativen Standardabweichung von 1.5 % und während der MK2021 bei identischen 64 % mit einer Standardabweichung von 0.9 %. Im Vergleich zu MK2020 sind die Schwankungen des Methangehalts während der MK2021 also deutlich geringer (-40 %).

FOS

Nachfolgend sind die gemessenen FOS-Konzentration und deren Standardabweichungen während der MK2020 und MK2021 dargestellt.

Tabelle 24: Konzentrationen der flüchtigen organischen Säuren (FOS) in den Fermenterstufen

Vergleich der Durchschnittswerte und der relativen Standardabweichungen s während der MK2020 und MK2021

Die Durchschnittswerte sind in der verdünnten Probe gemessen, daher ist der Absolutwert nicht aussagekräftig!

Anzahl Messwerte: MK2020 FER1 n=9, FER2 = 3, NGL = 1

Anzahl Messwerte: MK2020 FER1 n=15, FER2 = 4, NGL = 4

Messkampagne	FER1	s FER1	FER2	s FER2	NGL	s NGL
	[g L ⁻¹]	[%]	[g L ⁻¹]	[%]	[g L ⁻¹]	[%]
MK2020	3.9	16	3.4	12	3.2	k. A.
MK2021	5.1	11	3.8	9	3.1	24

Die FOS-Konzentrationen werden automatisch aus dem Titriergerät der FOS/TAC-Bestimmung herausgelesen. Aufgrund der unbekannten Verdünnung der Probe bei der Probenvorbereitung sind die absoluten Werte nicht zu interpretieren.

Obwohl die FOS-Konzentrationen aufgrund der Verdünnung während der Probenvorbereitung keine Aussage über deren Absolutwert zulässt, können wir – unter der Annahme, dass immer in etwa gleich stark verdünnt wurde – ein paar interpretierende Aussagen dazu wagen:

Die Tendenz bei beiden Messkampagnen MK2020 und MK2021 ist von der 1. Fermentationsstufe (FER1 und FER2) zur 2. Stufe (NGL) sinkend und mit Ausnahme des Wertes für FER1, MK2021 sind die Konzentrationen sehr ähnlich. Das macht Sinn.

Wenn wir die relative Standardabweichung s der FOS-Konzentrationen in den Fermentern als Mass für die Stabilität des Abbauprozesses heranziehen, ist während der MK2021 im Vergleich zur MK2020 eine klare Tendenz der Stabilisierung zu erkennen: Die s FER1 sank von 16 % auf 11 %, s FER2 von 12 % auf 9 %.



TAC

Nachfolgend sind die gemessenen TAC-Konzentrationen und deren Standardabweichungen während der MK2020 und MK2021 dargestellt.

Tabelle 25: Konzentrationen der totalen, anorganischen Carbonate (TAC) in den Fermenterstufen

Vergleich der Durchschnittswerte und der relativen Standardabweichungen s während der MK2020 und MK2021

Anzahl Messwerte: MK2020 FER1 n=9, FER2 = 3, NGL = 1

Anzahl Messwerte: MK2020 FER1 n=15, FER2 = 4, NGL = 4

Messkampagne	FER1	s FER1	FER2	s FER2	NGL	s NGL
	[g l ⁻¹]	[%]	[g l ⁻¹]	[%]	[g l ⁻¹]	[%]
MK2020	10.6	8	10.7	14	12.9	k. A.
MK2021	15.4	7	16.1	7	16.4	5

Die TAC-Konzentrationen sind während der MK2021 im Vergleich zur MK2020 tendenziell höher, in den parallel betriebenen Fermentern nahezu identisch und im Nachgärlager etwas höher. Vergleichen wir das FOS/TAC-Verhältnis MK2020 vs. MK2021 müssen wir also berücksichtigen, dass die Pufferkapazität (TAC) während der MK2021 etwa 50% höher war, als während der MK2020.

FOS/TAC-Verhältnis

Nachfolgend sind die gemessenen FOS/TAC-Verhältnisse und deren Standardabweichungen während der MK2020 und MK2021 dargestellt.

Tabelle 26: FOS/TAC-Verhältnisse in den Fermenterstufen

Vergleich der Durchschnittswerte und der relativen Standardabweichungen s während der MK2020 und MK2021

Anzahl Messwerte: MK2020 FER1 n=9, FER2 = 3, NGL = 1

Anzahl Messwerte: MK2020 FER1 n=15, FER2 = 4, NGL = 4

Messkampagne	FER1	s FER1	FER2	s FER2	NGL	s NGL
	[-]	[%]	[-]	[%]	[-]	[%]
MK2020	0.37	14	0.32	6	0.25	k. A.
MK2021	0.33	17	0.24	13	0.19	25

Auch die FOS/TAC-Verhältnisse sind im NGL tiefer, als in FER1 und FER2. Das deutet darauf hin, dass kontinuierlich flüchtige organische Säuren weiter abgebaut und zu Methan umgesetzt wurden. FOS/TAC-Werte zwischen 0.2 und 0.3 deuten üblicherweise auf einen schwach belasteten Prozess, solche zwischen 0.3 und 0.4 auf einen stark belasteten Prozess hin.

Es kann aufgrund der FOS/TAC-Verhältnisse zwischen 0.19 und 0.37 grundsätzlich davon ausgegangen werden, dass die Biologie in den Fermentern der WIGAKO sowohl während der MK2020 ohne Hydrolyse, also auch während der MK2021 mit Hydrolyse stark belastet, aber nicht überlastet war. Beachten wir die relativen Standardabweichungen der Fermenterproben als Mass für die Instabilität, ging die Tendenz von MK2020 nach MK2021 in die Richtung der Instabilität: Diese betrug während der MK2020 14 % und 6 %, während der MK2020 waren es 17 % und 13 %.



Flüchtige, organische Fettsäuren (VFA)

Während der beiden Messkampagnen wurde das Säurespektrum der flüchtigen, organischen Fettsäuren von Proben aus dem FER1 durch ein externes Labor analysiert (Ibu – Labor für Boden und Umweltanalytik).

In der folgenden Tabelle sind die entsprechenden Säurekonzentrationen während der MK2020 und MK2021 zusammengefasst:

Tabelle 27: Säurekonzentrationen während der Messkampagne MK2020 und MK2021

Vergleich der Durchschnittswerte und der relativen Standardabweichungen s während der MK2020 und MK2021

ES = Essigsäure; PS = Propionsäure; BS = Buttersäure; IBS = Isobuttersäure; VS = Valeriansäure; IVS = Isovaleriansäure

Messkampagne	ES [mg kg ⁻¹]	PS [mg kg ⁻¹]	BS [mg kg ⁻¹]	IBS [mg kg ⁻¹]	VS [mg kg ⁻¹]	IVS [mg kg ⁻¹]	ES:PS [-]
MK2020 (n=3)	309	145	18	14	9	9	2.3
s [%]	26%	50%	117%	64%	56%	44%	22%
MK2021 (n=2)	1'027	318	40	33	22	30	3.3
s [%]	29%	38%	73%	33%	73%	40%	12%

Die durchschnittlichen Konzentrationen der einzelnen flüchtigen, organischen Säuren (FOS) lagen während der MK2021 im Vergleich zur MK2020 ausnahmslos höher, während die relativen Standardabweichungen zum Teil deutlich tiefer waren. Die Fermenter schienen auf einem höheren Niveau, jedoch konstanter belastet zu sein. Die Konzentrationen während der MK2021 lagen noch nicht im kritischen Bereich. Das Essigsäure:Propionsäure-Verhältnis lag während der MK2021 günstiger, also während der MK2020.

Fazit: Stabilität des Anlagenbetriebs

Trotz der deutlich grösseren Einsatzstoffmengen, kürzeren hydraulischen Verweilzeit und der höheren Raumbelastung weisen die untersuchten Prozessparameter auf einen stabileren Betrieb während der MK2021 mit Hydrolyse, als während der MK2020 ohne Hydrolysestufe hin. Es konnte eine geringere Schwankung des Methangehalts und der FOS-Konzentrationen nachgewiesen und trotz stärkerer Belastung der Biologie tiefer FOS/TAC-Verhältnisse in den nachgeschalteten Fermentationsstufen beobachtet werden. Die flüchtigen, organischen Säuren waren zwar in höheren Konzentrationen nachweisbar, jedoch war die Schwankungsbreite geringer und das Essigsäure:Propionsäure-Verhältnis weniger kritisch, als ohne Hydrolysestufe. Der Anlagenbetreiber bestätigt den stabileren Anlagenbetrieb.

9.2 Hauptziel: Erhöhung der Biogasproduktion

Zur Abschätzung der Effizienz der Biogasproduktion wurden für beide Messkampagnen MK2020 und MK2021 das Biomethanpotenzial in Laborversuchen sowie rechnerisch mithilfe einer Massenbilanz ermittelt.

Biomethanausbeute und Restmethanpotenzial

Jeweils etwas zwei Wochen nach Start der Messkampagnen MK2020 und MK2021 wurden Standard-Abbauversuche zur Biomethanausbeute im Labor durchgeführt, um das Biomethanpotenzial (BMP) bzw. Restmethanpotenzial (RMP) des Substratgemisches im VMB, HYD1, HYD2 bzw. des Gärkuchens im FER1 und FER2 und NGL zu vergleichen.

In der Grafik ist die spezifische Biogasausbeute der unterschiedlichen Medien während den beiden Messkampagnen dargestellt:

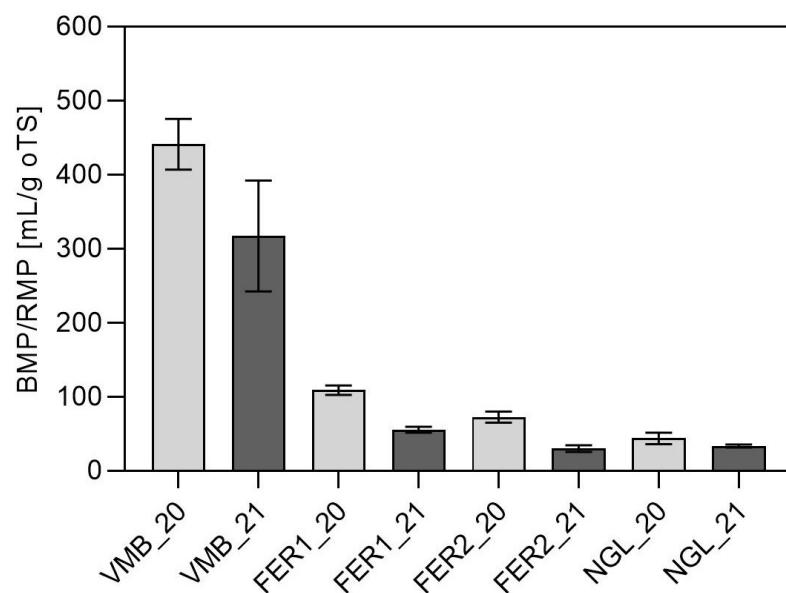


Abbildung 28: Biomethanertrag (BMP) bzw. Restmethanpotenzial (RMP) nach 33 d in $\text{NmL g}^{-1} \text{oTS}$ von Material aus dem VMB, FER1, FER2 und NGL während MK2020 und MK2021
hellgrau: Proben während MK2020; dunkelgrau: Proben während MK2021
Balken: Standardabweichung der Triplicate

Während der MK2021 waren die Biomethanpotenziale der Triplicate für alle Behälter deutlich tiefer, als während der MK2020. So betrug beispielsweise das Potenzial der Substratmischung im VMB im Mittel $317 \text{ mL g}^{-1} \text{oTS}$ bzw. $441 \text{ mL g}^{-1} \text{oTS}$ in MK2021, also 72 %. Noch stärker zeigte sich diese Tendenz für die Restmethanpotenziale im FER1 (51 %) und FER2 (41 %), etwas geringer im NGL (77 %).

Ob das tiefere Restmethanpotenzial (RMP) in den Fermenterstufen tatsächlich nur aufgrund des geringeren Biomethanpotenzials oder aber auch wegen eines effizienteren Abbaus durch die neue Hydrolysestufe erreicht wird, kann anhand der erhobenen Daten der Abbaustests und aufgrund anderer Betriebsdaten nicht abschliessend geklärt werden. Auf jeden Fall lassen die Ergebnisse der Laborversuche die Aussage zu, dass auch bei deutlich grösseren Einsatzstoffmengen und daher tieferen hydraulischen Verweilzeiten ein mindestens so effizienter biologischer Abbau erreicht werden konnte.

Das nachfolgende Diagramm zeigt für MK2021 die spezifische Biogasausbeute der Substratmischungen aus dem VMB im Vergleich zum Hydrolysat aus HYD1 und HYD2 (Abbildung 29):

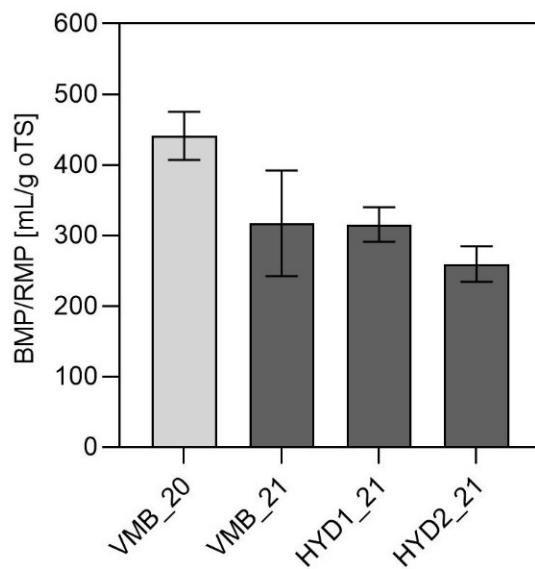


Abbildung 29: Biomethanertrag nach 33 d in $\text{NmL g}^{-1} \text{oTS}$ von Material aus dem VMB, aus der HYD1 und HYD2 während MK2021
 hellgrau: Proben während MK2020; dunkelgrau: Proben während MK2021
 Balken: Standardabweichung der Triplicate

Die folgende Tabelle zeigt die der vorherigen, dargestellten Grafiken hinterlegten Daten.

Tabelle 28: Biomethanertrag (BMP und RMP) nach 33 d in $\text{NmL g}^{-1} \text{oTS}$, Anzahl der Replikate (n) sowie absolute und relative Standardabweichungen der Laborversuche

Substrat	Hour [h]	n [-]	BMP $[\text{mL g}^{-1} \text{oTS}]$	STD $[\text{mL g}^{-1} \text{oTS}]$	STD [%]
VMB_20	800	3	441	34	8
VMB_21	800	3	317	75	24
HYD1_21	800	3	316	25	8
HYD2_21	800	3	259	25	10
FER1_20	800	6	109	6	6
FER1_21	800	6	56	4	7
FER2_20	800	6	73	7	10
FER2_21	800	6	30	4	15
NGL_20	800	6	44	8	18
NGL_21	800	3	34	2	6

Beim Vergleich des BMPs im VMB und den beiden Hydrolysereaktoren während der MK2021 sind keine signifikanten Unterschiede auszumachen. Das BMP im HYD2 war tendenziell etwas tiefer. Das bedeutet, dass in der Hydrolyse bei der Substratmischung kein Methanpotenzial verloren geht und in den anschliessenden Fermentern ohne Methanverluste vergoren werden kann.



Massenbilanz und Biomethanertrag

Die folgenden Tabellen stellen die aus den Einsatzstoffen in Tabelle 36 zu erwartenden und tatsächlich gemessenen Biomethanerträge und spezifischen Biomethanausbeuten gegenüber für MK2020 (Tabelle 29) und MK2021 (Tabelle 30).

Tabelle 29: Berechneter und gemessener Methanertrag in Nm³ d⁻¹ und spezifische Methanausbeute in Nm³ kg⁻¹ oTS

Berechnet aus den Einsatzstoffmengen während der MK2020

	Methanertrag [Nm ³ d ⁻¹]	spez. Methanausbeute [Nm ³ kg ⁻¹ oTS]
berechnet = erwartet	1'638	518
gemessen	1'286	406
Differenz berechnet - gemessen	353	111
Anteil gemessen/erwartet	79 %	78 %

Tabelle 30: Berechneter und gemessener Methanertrag in Nm³ d⁻¹ und spezifische Methanausbeute in Nm³ kg⁻¹ oTS

Berechnet aus den Einsatzstoffmengen während der MK2021

	Methanertrag [Nm ³ d ⁻¹]	spez. Methanausbeute [Nm ³ kg ⁻¹ oTS]
berechnet = erwartet	2'265	488
gemessen	1'746	376
Differenz berechnet - gemessen	519	112
Anteil gemessen/erwartet	77 %	77 %

Sowohl für die MK2020, als auch für die MK2021 sind die berechneten Methanerträge und somit auch die spezifischen Biogasausbeuten deutlich höher, als die tatsächlich gemessenen (+ 27 % / + 30 %). Ursache dafür muss nicht unbedingt in einer verminderten Biogasbildung beispielsweise durch Hemmeffekte des anaeroben Abbaus oder durch Biogasverluste während der Biogasprozessierung liegen. Genauso gut könnte der Grund dafür zu hohe Annahmen der TS- und oTS-Gehalte oder des spezifischen Methanertrags einzelner Einsatzstoffe sein. Wie bereits früher erwähnt, stellt hier beispielsweise die Qualität des Fettschlammes eine grosse Unsicherheit dar. Auch die sinkende Tendenz der gemessenen, spezifischen Methanausbeute während der MK2021 im Vergleich zu MK2020 könnte dieselbe Ursache haben. Auch hier bietet sich grundsätzlich das Fazit an, dass trotz grösserer Durchsatzmengen und höherer, organischer Raumbelastung keine signifikante Verringerung der Methanausbeute stattfand.

Fazit: Effizienz der Biogasproduktion

Sowohl die Ergebnisse der Laborversuche des Biomethanpotenzials als auch die Massenbilanzierung zur Gegenüberstellung des Anlagenbetriebs ohne und mit Hydrolysestufe zeigen eindeutig, dass trotz deutlich höherer Belastung der Fermentationsstufen und tieferer Verweilzeiten keine Einbussen bezüglich Effizienz der Biogasproduktion gemacht werden mussten. Dieses Phänomen zeigt deutlich, dass die zusätzliche Hydrolysestufe einen positiven Einfluss auf die Biogasproduktion ausübt. Eine deutliche Erhöhung des Biogasertrags mit Hydrolysestufe war möglich.



10 Schlussfolgerungen und Fazit

Das Projekt HYKOM wird sowohl aus Sicht des Anlagenbetreibers WIGAKO als auch aus wissenschaftlicher Sicht der ZHAW als Erfolg gewertet. Dieses innovative, neu umgesetzte Anlagenkonzept eines Zusammenspiels der mechanischen, thermischen und biologischen Vorbehandlung vor der Vergärung hat auf der bestehenden Biogasanlage in Süderen (BE) zu einer deutlich homogeneren Substratmixschung, zu einem spürbar erhöhten Trockensubstanz-Abbau, zu einer geringeren Sink- und Schwimmchichtbildung sowie zu einer besseren Handhabung der Anlage bei Schaumbildung geführt.

Dem erhöhten technischen Aufwand, insbesondere für die Installation und den Unterhalt der separaten Hydrolysestufe sowie allfällige energetische Verluste bei der Handhabung des Hydrolysegases, steht eine grösseren Stabilität des biologischen Abbauprozesses und eine Erhöhung des Substratdurchsatzes und somit einer vergrösserten Energieproduktion gegenüber. Die Frage, ob eine simple Erhöhung des Fermentervolumens zu denselben oder besseren Effekten bei vergleichbarem Aufwand geführt hätten, kann im Rahmen dieses Projekts nicht beantwortet werden. Der Anlagenbetreiber WIGAKO und das wissenschaftliche Personal der ZHAW sind jedoch von der vorliegenden Lösung überzeugt.

Aus wissenschaftlicher Sicht sind die Ergebnisse dieses Projekts kritisch zu beurteilen. Die stetigen Änderungen auf der Praxisanlage, die nicht nur die Qualität und Quantität der Einsatzstoffe, sondern auch starke Schwankungen von Mess- und Betriebsparametern sowie begrenzte Möglichkeiten der Datenerfassung und Datenauswertung betreffen, erhöht die Unsicherheit der Resultate. Wissenschaftlich beliebte Vergleichsdaten und Optimierungsansätze sind direkt im Industriemassstab nur mit sehr viel Aufwand und grossem Risiko zu erzielen. Begleitende Analysen und Laborversuche sind zur Erhärting von Beobachtungen an einer Praxisanlage daher von grossem Vorteil. Während das Risiko von Fehlininterpretationen mit solchen Laborversuchen deutlich gesenkt werden kann, bleibt doch ein erheblicher Aufwand, um gesicherte Daten und Empfehlungen zu generieren, die vom Labor- auf den Industriemassstab übernommen werden können. Für das vorliegende, innovative Anlagenkonzept besteht noch auf verschiedenen Ebenen ein grosses Forschungs- und Optimierungspotenzial.

Die Ergebnisse des vorliegenden Demonstrationsprojekts der vorgeschalteten Hydrolysestufe in Kombination mit der Hygienisierung sind aus unterschiedlichen Blickwinkeln und auf diversen Ebenen zu beurteilen. Die nachfolgende Zusammenfassung der Projektziele zeigt diese grosse Interdisziplinarität deutlich auf.

Hauptziele des Projekts HYKOM waren eine ...

- wissenschaftliche Evaluation des Stand des Wissens,
- verfahrens- und betriebstechnische Bewertung von Anlagenbau und Inbetriebnahme,
- betriebstechnische Analyse des Anlagenbetriebs,
- wissenschaftliche und betriebstechnische Einschätzung der Messtechnik,
- wissenschaftliche und betriebstechnische Beurteilung von Optimierungsmassnahmen,
- wissenschaftliche Beurteilung der Methodik und Analysenergebnisse im Labor, sowie
- kritische Beurteilung der Messgrössen und Betriebsauswertung im technischen Massstab.

In den nachfolgenden Unterkapiteln wird daher die Zielerreichung anhand von definierten Fragestellungen in Bezug auf die oben definierte Projektzielsetzung separat beurteilt und diskutiert.



10.1 Kritische Beurteilung der Ergebnisse

Stand des Wissens

Wird der bisherige Wissensstand «thermophile, anaerobe Hydrolyse» bei der Planung und Umsetzung der Anlagenerneuerung und -erweiterung berücksichtigt?

Der bisherige Wissensstand einer thermophilen, anaeroben Hydrolysestufe sowie das Zusammenspiel zwischen thermischer Vorbehandlung und Hydrolyse sind wissenschaftlich bisher nur sehr rudimentär und ausschliesslich für spezifische Anwendungen wie beispielsweise Einzelsubstrate oder einzelne Betriebsbedingungen erforscht. Eine Pauschalisierung des Wissensstands aus der Literatur für die Anforderungen der WIGAKO-Anlage ist daher kaum möglich. Für den vorliegenden, komplexen Substratmix konnten mit Hilfe der Literatur keine optimalen Betriebsbedingungen festgelegt werden. Jedoch war es möglich, bei der Anlagenplanung zumindest die Bereiche zu berücksichtigen, bei welcher bisher positive Effekte der zweistufigen Vergärung mit separater Hydrolyse und Methanisierung (ZVHM) festgestellt wurden.

Anhand von ausführlichen Literaturstudien wurde der Stand des Wissens bezüglich der ZVHM erarbeitet. Ein starker Fokus wurde dabei auf mögliche Effekte der ZVHM, auf die dabei relevante Prozessgrössen und deren optimale Betriebsbereiche gelegt. Ebenfalls konnten einige Informationen zum Einfluss der ZVHM auf einzelne Substratkategorien eruiert werden.

Analog zu anderen Substratvorbehandlungsverfahren sind bei der ZVHM grundsätzlich zwei unterschiedliche, positive Effekte möglich: ein schnellerer Substratabbau und ein zusätzlicher Aufschluss von organischem Material. Beide Effekte können zu erhöhter Biogasproduktion führen.

In der nachfolgenden Tabelle sind Bereiche aus der Literatur definiert, die in spezifischen Versuchen für die Hydrolysestufe zu positiven Resultaten führten:

Tabelle 31: Positive Bereiche von Prozessgrössen für die Hydrolysestufe
Zusammenfassung von Werten aus der Literaturstudie

Prozessgrösse	Bereich	Einheit
Temperatur (T)	35 - 70	°C
pH-Wert (pH)	4.0 - 8.0	-
Redox-Potenzial (Redox)	-290 - -150	mV
hydraulische Verweilzeit (HRT)	2 - 6	d
Schlammverweilzeit (SRT)	> 0.5	d
organische Raumbelastung (B _R),	1.5 - 8.0	kg oTS d ⁻¹ m ⁻³
Trockensubstanzgehalt (TS)	< 10	%



Bei der Planung und Umsetzung der Hydrolysestufe konnte bezüglich der Prozessgrößen folgendes beachtet werden:

- Die Temperatur der Ausgangssubstratmischung liegt aufgrund der bereits erhitzten Stoffströme aus der Hygienisierung und aufgrund des temperierten Fettschlammes bereits im günstigen Bereich. Eine weitere Temperaturerhöhung in der Hydrolysestufe ist wegen der geringen Heizleistung nur sehr bedingt möglich.
- Der pH-Wert in der Hydrolyse stellt sich je nach Betriebsbedingungen (Substratmischung, hydraulische Verweilzeit etc.) automatisch ein. Eine Stabilisierung oder Korrektur des pH-Werts wäre im Prinzip durch Zugabe von Hilfsmitteln möglich, wurde jedoch nicht getestet.
- Das Redox-Potenzial in der Hydrolyse stellt sich ebenfalls je nach Betriebsbedingungen (Substratmischung, Verweilzeit etc.) automatisch ein. Eine Regelung oder Korrektur wäre denkbar.
- Die hydraulische Verweilzeit kann aufgrund der grosszügig gewählten Nutzvolumina der Hydrolysereaktoren frei gewählt werden.
- Die organische Raumbelastung in der Hydrolyse kann durch die Anpassung der hydraulischen Verweilzeit sowie durch die Substratmischung ebenfalls frei gewählt werden.
- Der Trockensubstanzgehalt kann durch die Substratmischung beeinflusst werden.

Aufgrund der sehr komplexen, nicht konstanten Substratmischungen konnte der Einfluss der Hydrolysestufe auf die unterschiedlichen Substratkategorien (Kohlenhydrate, Proteine, Lipide) bei der Planung und Umsetzung der Hydrolysestufe nicht berücksichtigt werden.

Zum Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die ZVHM konnte keine Literatur gefunden werden. Versuche zur thermischen Vorbehandlung vor der einstufigen Vergärung zeigten oft, dass bei Temperaturen über 100 °C mit einer geringeren Biogasausbeute gerechnet werden muss.

Anlagenbau und Inbetriebnahme

Wird die technische Umsetzung und Instrumentierung der Anlagenerneuerung im Hinblick auf eine wissenschaftliche Begleitung im Rahmen realisiert?

Für die wissenschaftliche Begleitung und Prozesskontrolle in der Hydrolysestufe wurden zusätzlich zum bereits bestehenden Datenerhebungsstandard der Anlage folgende Online-Messinstrumente installiert bzw. vom Leitsystem aufgezeichnet:

- pH-Wert,
- Redox-Potenzial,
- H₂-Konzentration (im Hydrolysegas),
- Qualitätsmessung des Hydrolysegases (CH₄, CO₂, H₂S, O₂) und
- Füllstandsmessung.

Diese Instrumentierung in Kombination mit zusätzlichen Offline-Analysen erlaubte eine intensive, wissenschaftliche Begleitung von Inbetriebnahme und Betrieb.



Was ist bei der Inbetriebnahme der 1. Stufe zu beachten und wie wird diese im Idealfall in Betrieb genommen (Messgrößen, Betriebsparameter, Stoffströme, Inokulum)?

Die Inbetriebnahme der Hydrolysestufe konnte problemlos ohne Inokulum realisiert werden. Die hydrolyzierende Biologie und für die Hydrolyse günstige Betriebsbedingungen stellen sich innert weniger Stunden von alleine ein. Bei der Umstellung des Batch-Betriebs auf den kontinuierlichen Betrieb ist eine günstige, hydraulische Verweilzeit einzustellen und möglichst konstant zu halten.

Zur Kontrolle, ob sich tatsächlich hydrolyzierende Bedingungen einstellen, haben sich folgende Prozessgrößen als sehr hilfreich herausgestellt:

- pH-Wert (im Hydrolysat),
- Redox-Potenzial (im Hydrolysat),
- H₂-Konzentration (im Hydrolysegas) und
- CH₄-Konzentration (im Hydrolysegas).

Anlagenbetrieb

Kann durch die optimierte, thermisch-mikrobiologische Vorbehandlung für zu definierende Co-Substrate a) eine Stabilisierung des biologischen Abbauprozesses und b) eine substratspezifische Erhöhung der Biogasausbeute erreicht werden?

a) Trotz signifikant höherer, organischer Raumbelastung (+25 %) konnte während der Messkampagne mit Hydrolyse (MK2021) in den zwei nachgeschalteten Fermenterstufen (Fermenter, Nachgärlager) tiefere FOS/TAC-Konzentrationen (89 - 75 %) gemessen werden, als während der Messkampagne ohne Hydrolyse (MK2020). Ein höheres Essigsäure:Propionsäure-Verhältnis (+43 %) sowie tiefere Standardabweichungen diverser Messparameter konnten gemessen werden. Diverse Messgrößen bestätigen somit die deutliche Stabilisierung des biologischen Abbauprozesses nach der Inbetriebnahme der Hydrolysestufe.

b) Der Anteil der berechneten im Vergleich zur erwarteten Methanproduktion sowie auch des spezifischen Methanertrags sind während der beiden Messkampagnen MK2020 und MK2021 nicht signifikant unterschiedlich. Beide Werte deuten nicht auf eine substratspezifische Erhöhung der Biogasausbeute hin. Das etwas tiefere, spezifische Restmethanpotenzial im Nachgärlager (77 %) lässt auf eine mindestens so hohe substratspezifische Biogasausbeute bei kürzeren Verweilzeiten schliessen. Eine konkrete, substratspezifische Erhöhung konnte jedoch wissenschaftlich nicht nachgewiesen werden.

Welches sind die relevanten Prozessgrößen und Betriebsparameter für die Hydrolysestufe und welche Messgrößen?

Folgende Parameter wurden hinsichtlich ihrer Relevanz für den Betrieb der Hydrolysestufe diskutiert:

- Temperatur: Die Temperatur hat einen starken Einfluss auf die Stabilität der Hydrolysestufe und wird daher als relevant eingestuft.
- Organische Raumbelastung: Die vorliegende Datenerhebung und -auswertung lässt keine Aussage zur Relevanz dieses Betriebsparameters zu.
- Hydraulische Verweilzeit: Die vorliegende Datenerhebung und -auswertung lässt keine gesicherte Aussage zur Relevanz dieses Betriebsparameters zu. Der Anlagenbetreiber hat jedoch festgestellt, dass sich bei Erhöhung der HRT CH₄ im Hydrolysegas bildet.



- Schlammverweilzeit: Die vorliegende Datenerhebung und -auswertung lässt keine Aussage zur Relevanz dieses Betriebsparameters zu.
- Trockensubstanzgehalt: Die vorliegende Datenerhebung und -auswertung lässt keine Aussage zur Relevanz dieses Betriebsparameters zu.
- pH-Wert: Die vorliegende Datenerhebung und -auswertung lässt keine Aussage zur Relevanz dieses Betriebsparameters zu. Bei der Inbetriebnahme der Hydrolyse konnte eine rasche Senkung im Hydrolysat beobachtet werden.
- Redox-Potenzial: Die vorliegende Datenerhebung und -auswertung lässt keine Aussage zur Relevanz dieses Betriebsparameters zu. Bei der Inbetriebnahme der Hydrolyse konnte eine rasche Senkung im Hydrolysat beobachtet werden.
- Die CH₄-Konzentration im Hydrolysegas ist eine wichtige Kontrollgrösse zur Sicherstellung, dass in der Hydrolysestufe kein Methan an die Atmosphäre verloren geht. Aus ökologischen, aber auch ökonomischen Gründen ist diese Messgrösse deshalb ein relevanter Parameter.
- Die H₂-Konzentration im Hydrolysegas ist eine wichtige Kontrollgrösse zur Überprüfung der Hydrolyseaktivität. Aus energie-, sicherheits- und klimatechnischen Gesichtspunkten ist dieser Parameter als relevant für die Hydrolysestufe zu beurteilen.
- Aufgrund der nicht luftdicht abgeschlossenen Situation des Kopfvolumens in den Hydrolyse-aktoren können aus den O₂- und CO₂-Messwerten im Hydrolysegas keine gesicherten Aussagen gemacht werden. Diese Parameter werden deshalb als für die Prozesskontrolle nicht geeignet eingestuft.

Für die Hygienisierungsstufe der WIGAKO-Anlage haben sich also primär folgende Messgrössen als geeignet und für den Betrieb relevant herausgestellt: die Temperatur, die hydraulische Verweilzeit (der Füllstand, die Beschickungsmenge), sowie die H₂- und CH₄-Konzentrationen im Hydrolysegas.

Wie weit weitere Grössen wie der pH-Wert, Redox-Potenzial, organische Raumbelastung, der TS-Gehalt, FOS-Konzentrationen und/oder das FOS/TAC-Verhältnis eine für die Hydrolyse entscheidende Rolle spielen, konnte im Rahmen dieses Projekts nicht beantwortet werden. Ebenfalls bleibt unklar, ob die hydraulische Verweilzeit die beste und einzige Regelgrösse für einen optimalen Betrieb ist.

In welchem Zusammenhang stehen die Messgrössen mit den relevanten Prozess- und Betriebsparametern und in welchem Bereich liegen die Soll-Werte der hinsichtlich eines möglichst robusten Anlagenbetriebs und einer maximalen Methanausbeute? Wo liegt ihr Optimum?

Was offensichtliche Zusammenhänge zwischen Mess- und Prozessgrössen betrifft, sei hier auf die Ausführungen im Kapitel 2.2 sowie auf die einschlägige Fachliteratur verwiesen. Im Rahmen dieses Projekts und der durchgeführten Datenauswertung konnten keine zusätzlichen oder überraschenden Zusammenhänge zwischen Mess- und Betriebsgrössen festgestellt werden.

Während der wissenschaftlichen Begleitung des Anlagenbetriebs mit Hydrolysestufe hat sich gezeigt, dass bereits das Erreichen von konstanten Betriebsbedingungen für den Anlagenbetrieb im Realmaßstab eine grosse Herausforderung darstellt. Als erste Optimierungsmassnahmen wurden daher a) eine Konstanthaltung der Temperatur und b) der hydraulischen Verweilzeit verfolgt. Weitere Optimierungsansätze und Anhaltspunkte zu Soll-Werten konnten im Rahmen dieses Projekts nicht ermittelt werden.

Gemäss Anlagenbetreiber haben Hydrolysetemperaturen im Bereich von 46 - 49 °C und hydraulische Verweilzeiten von ca. 2.5 - 3.0 Tage zu einem besonders stabilen Betrieb geführt. Die wissenschaftlichen Grundlagen zur Bestätigung oder Widerlegung dieser Vermutung fehlen.



Wie sieht die ideale Stoffstromführung einzelner Substratgruppen beziehungsweise die ideale Substratmischung für die einzelnen Verfahrensschritte hinsichtlich eines möglichst robusten Anlagenbetriebs und einer maximalen Methanausbeute aus?

Eine wissenschaftliche Beantwortung dieser Fragen konnte im Rahmen dieses Projekts nicht erarbeitet werden. Eine Auf trennung verschiedener Substratgruppen und Tests im Realmaßstab zur Untersuchung von unterschiedlichen Konzepten der Stoffstromführung sind nur mit grossem Aufwand zu realisieren. Eine fundierte Untersuchung von allfälligen Effekten einer getrennte Behandlung von unterschiedlichen Substratqualitäten insbesondere in den Hygienisierungs- und Hydrolysestufen war im Rahmen dieses Projekts nicht möglich.

Welchen Einfluss haben die relevanten Betriebsparameter und die Stoffstromführung auf den Energiehaushalt beziehungsweise den energetischen Eigenbedarf und die Produktion erneuerbarer Energie der Anlage und wo liegt ihr Optimum?

Aufgrund von fehlenden Wärme- und Stromzählern, insbesondere was den Eigenbedarf der Anlage betrifft, können keine fundierten Analysen des Einflusses von relevanten Betriebsparametern und der Stoffstromführung gemacht werden. Eine Optimierung des Wärmeeigenverbrauchs der Anlage scheint jedoch aufgrund der gewählten Wärmestufen der einzelnen Prozessschritte kaum möglich. Die für die Hygienisierung aufgewendete Wärmeenergie geht im Prozess nicht verloren, sondern kann für die nächste Stufe, die Hydrolyse verwendet werden. Zusätzliche Heizenergie für die Hydrolyse wiederum vermindert den Wärmebedarf der Fermentation. Gemäss Abschätzungen des Anlagenbetreibers besteht der Hauptwärmeverbrauch in der Hygienisierung (ca. 80 %), während die Erhaltungswärme für die Hydrolyse nur einen kleinen Anteil (ca. 5 %) ausmacht. Der Wärmebedarf für die Fermentation ist jahreszeitabhängig und macht vermutlich durchschnittlich ca. 15 % aus.

Einzig die Herabsetzung der Fermentertemperatur in den mesophilen Temperaturbereich könnte allenfalls eine den Wärmeeigenbedarf der Anlage deutlich vermindern. Diese Massnahme hätte allenfalls weitreichende Folgen für den Anlagenbetrieb und wurde während der Projektzeit nicht geprüft und umgesetzt.

Betreffend Eigenstrombedarf könnte allenfalls eine modifizierte Stoffstromführung, bei welcher nur Teilströme die Hygienisierungs- und Hydrolysestufe durchlaufen, zu signifikanten Einsparungen führen. Auch diese Massnahme wäre jedoch nur mit grossem Aufwand zu überprüfen, zumal der Abbau und die Homogenisierung in den nachgeschalteten Stufen nach der Hygienisierung und Hydrolyse zu einem gewissen Minderaufwand beispielsweise an Rühr- und Pumpenergie führen.

Optimierungsmassnahmen

Welche Datenauswertung, Messkampagnen und Laboranalysen konnten bezüglich Optimierung der Hydrolysestufe geplant, durchgeführt und ausgewertet werden?

Die während des Projekts umgesetzte Optimierungsmassnahmen, die im Zeitraum der Messkampagne MKI und MKT durchgeführt wurden, betraf die Einstellung einer sinnreichen hydraulischen Verweilzeit und Hydrolysetemperatur. Die zu Beginn stark schwankenden Prozessgrössen konnten a) durch die Einstellung einer möglichst konstanten Verweilzeit (Substratzufuhrmenge, Füllstand) und b) die Wahl einer geeigneten Temperatur realisiert werden.

Die Messung des Füllstandes in den Hydrolysereaktoren ermöglichten die Einstellung einer konstanten, hydraulischen Verweilzeit. Hier stellte sich heraus, dass die Messung des CH₄-Gehalts im Hydrolysegas eine gute Grösse ist, um die Hydrolyseverweilzeit gegen oben zu begrenzen. Hydraulische Verweilzeiten von maximal ca. 4 Tagen haben sich als sinnreich herausgestellt. Ein Optimum hinsichtlich eines



möglichst stabilen Anlagenbetriebs wurde im Bereich von 2 - 4 Tagen gefunden, die ideale Verweilzeit hinsichtlich einer maximalen Energieausbeute konnte im Rahmen des Projekts nicht eruiert werden.

Die Temperatur der zugeführten Substrate aus dem Vormischbehälter schränkte dabei die Wahl eines konstanten Wertes gegen unten stark ein (< 45 °C), die geringe Leistung des Hydrolyse-Heizsystems liessen gegen oben keine Freiheiten (> 50 °C). Der Entscheid, bei der aktuellen Stoffstromführung für die Einstellung einer möglichst konstanten Hydrolysetemperatur (46 - 49 °C), stellte sich unter den vorliegenden technischen Voraussetzungen als sinnvoll heraus. Die getroffenen Optimierungsmassnahmen wurde also eindeutig für einen möglichst konstanten, schwankungsarmen Hydrolysebetrieb und gegen einen maximalen Biogas- bzw. Energieertrag getroffen.

10.2 Diskussion der Erreichung der Hauptziele

Positiver Effekt: Höhere Prozessstabilität

Welche Messgrössen und Analysen eignen sich für die Verifizierung des Projekthauptziels «Stabilität des biologischen Abbauprozesses»?

Als Mass für die Stabilität des biologischen Abbauprozesses haben sich Mess- und Analysegrössen auf zwei unterschiedliche Ebenen als aussagekräftig erwiesen. Zum Vergleich des Betriebs vor und nach der Inbetriebnahme der Hydrolysestufe (MK2020 vs. MK2021), wurde einerseits die Standardabweichung von regelmässig gemessenen Onlineparametern während der Fermentation herangezogen. Andererseits geben Betriebsparameter, die sich auf die Säurebildung und den Säureabbau während der Fermentation sowie die Pufferkapazität des Gärguts einen guten Hinweis zur Stabilität des biologischen Abbauprozesses.

Ausgewertet wurden die nachfolgenden Messgrössen:

- Hydraulischen Verweilzeit (HRT),
- Organische Raumbelastung (B_R),
- CH_4 -Gehalt im Biogas,
- FOS- und TAC-Konzentrationen,
- FOS/TAC-Verhältnis,
- Säurespektrum der flüchtigen, organischen Säuren (VFA).

Konnten (positive) Effekte der neuen Anlagenkonfiguration mit vorgeschalteter Hydrolysestufe hinsichtlich einer Stabilisierung des Anlagenbetriebs aufgezeigt werden?

Diese Frage ist mit einem eindeutigen «ja» zu beantworten. Die wissenschaftliche Auswertung der Messparameter und Betriebsgrössen zeigte eine eindeutige Tendenz in Richtung Stabilisierung des Anlagenbetriebs nach der Inbetriebnahme der zusätzlichen Hydrolysestufe.



Positiver Effekt: Erhöhung der Biogas- bzw. Energieproduktivität

Welche Messgrössen und Analysen eignen sich für die Verifizierung des Projekthaupitzels «Erhöhung der Biogas- bzw. Energieproduktivität»?

Aufgrund der deutlich erhöhten Einsatzstoffmengen während der Messkampagne nach mit Hydrolyse (MK2021) im Vergleich zu jener ohne (MK2020) ist die Wahl der für den Nachweis geeigneten Mess- und Betriebsgrössen nicht einfach. Zur Beantwortung der untenstehenden Frage wurden daher mehrere Prozessgrössen herangezogen:

- Biomethanertrag,
- spezifische Methanausbeute (BMP),
- Restmethanpotenzial (RMP),
- Massen- und Energiebilanzierung.

Konnten (positive) Effekte der neuen Anlagenkonfiguration mit vorgeschalteter Hydrolysestufe hinsichtlich einer Erhöhung der Biogas- bzw. Energieproduktivität aufgezeigt werden?

Eine eindeutige Bejahung dieser Frage ist nicht direkt möglich. Aufgrund der Möglichkeit des erhöhten Substratdurchsatzes der Anlagenkonfiguration mit Hydrolysestufe resultierte konsequenterweise auch ein erhöhter Biomethanertrag und daher eine grössere Energieproduktion. Die vergleichbare, spezifische Biomethanproduktion pro eingesetzter, organischer Trockensubstanz lässt die Aussage zu, dass mit der neu konfigurierten Anlage bei tieferer HRT und höherer B_R ein vergleichbar effizienter biologischer Abbau erreicht werden kann. Diese Feststellung bestätigt auch die Massenbilanzierung zur Gegenüberstellung des Anlagenbetriebs ohne und mit Hydrolysestufe.



11 Ausblick und zukünftige Umsetzung

11.1 Weiterer Optimierungs- und Forschungsbedarf

Wie können optimale Verfahrensbedingungen definiert und umgesetzt werden?

Nachfolgend wird eine Auswahl von offenen Forschungsfragen der innovativen Anlagenkonfiguration mit vorgeschalteter Hydrolysestufe (ZVHM) aufgeführt.

- **Welche weiteren Möglichkeiten gibt es, um durch die Betriebseinstellungen eine erhöhte Stabilität des biologischen Abbauprozesses und/oder ein besserer Aufschluss der Einsatzstoffe zu erreichen?**

Denkbar sind hier diverse Ansätze, die sowohl direkt im Industriemassstab oder auch in Laborversuchen verfolgt werden könnten und sich auf einen Konstanthaltung oder Optimierung von relevanten Prozessgrößen der Hydrolysestufe wie Temperatur, hydraulische Verweilzeit, organische Raumbelastung, Trockensubstanzgehalt, pH-Wert, Redox-Potenzial, etc. beziehen.

Diese Fragestellungen lassen sich sowohl für repräsentative Substratmischungen der WIGAKO sowie auch auf einzelne Substrate oder Substratgruppen anwenden. Dadurch können Hinweise zur optimierten Stoffstromführung (Hygienisierung, Hydrolyse, Fermentation) und zu substratspezifischen, optimalen Hydrolysebedingungen gewonnen werden. Insbesondere für die Findung von optimalen Hydrolysebedingungen bieten sich unter anderem Batch-Versuche im Labor an.

- **Welche betrieblichen Bedingungen (Messparameter und Prozessgrößen) sind zu dokumentieren, um die Aktivität und Effizienz des biologischen Abbauprozesses der ZVHM zu überwachen und einzustellen?**

Nur mit Hilfe einer zusätzlichen Datenanalyse und allenfalls Erhebung, kann der Einflusses diverser Mess- und Betriebsparameter auf die Hydrolyse und auf den Gesamtprozess erforscht werden. Aus Sicherheitsgründen und zur Überprüfung der Hydrolyseaktivität stehen die Überwachung der H₂- und CH₄-Konzentrationen im Hydrolysegas sicherlich an erster Stelle. Zur Sicherstellung eines konstanten Hydrolysebetriebes bietet sich zudem eine Kontrolle der Temperatur und der hydraulischen Verweilzeit (Füllstande und Beschickungsmenge) an. Ob weitere betriebliche Bedingungen für einen optimierten Anlagenbetrieb festgehalten werden sollen, oder ob sich andere Parameter als Steuer- und Regelgrösse eignen, ist zum aktuellen Zeitpunkt nicht geklärt. Folgende weiteren Größen könnten unter Umständen für einen optimierten Betrieb an Bedeutung gewinnen und zur Dokumentation der betrieblichen Bedingungen :

- Das Führen eines Einsatzstofftagebuchs bedeutet für den Anlagenbetreiber einen verhältnismässig grossen Aufwand mit momentan geringem Nutzen. Solange sich die organische Raumbelastung oder eine differenzierte Stoffstromführung nicht als relevante Optimierungsgrößen herausgestellt haben und der Anlagenbetreiber keine Massen- und Energiebilanzierung führt, wird darauf verzichtet. Eine Massen- und Energiebilanzierung wäre dann interessant, wenn eine sogenannte Fahrplansteuerung eingeführt würde (prognostizierte Energieproduktion) oder zur Detektion von Hemmeffekten.
- Das Messen des TS-Gehalts im Vormischtank ist aufwändig. Falls sich herausstellen sollte, dass der TS-Gehalt einen wichtigen Einfluss auf die Hydrolyse hat, sollte diese Grösse regelmässig gemessen oder abgeschätzt werden, um ein allfälliges Optimum einzustellen.



- Die Aussagekraft der Messparameter pH-Wert, Redox, FOS und FOS/TAC sind für allfällige Optimierungsansätze der Hydrolysestufe bisher nicht ergründet. Deshalb ist ihre Messung und Dokumentation momentan für einen optimierten Anlagenbetrieb nicht von Bedeutung.
- Ein Online-Tool zur Datenauswertung als Ergänzung zum bestehenden Log-Buch wäre für den Betreiber sehr interessant, um allfällige Zusammenhänge zwischen verschiedenen Parametern ausfindig zu machen. Aufgrund der Komplexität und des erheblichen finanziellen und zeitlichen Aufwands wird bis auf Weiteres auf eine solche Möglichkeit verzichtet.
- ***Inwiefern hat der Abbau von Fetten und Ölen einen Einfluss auf die Stabilität des biologischen Abbauprozesses und wie kann ein maximaler Aufschluss dieser Substratgruppe erreicht werden?***
Die gezielte Hydrolyse von Fetten und Ölen und die Erforschung des Abbaus von langkettigen Fettsäuren könnte zu erheblichen Verbesserungen bei der Fermentation führen. Eine gezielte Dosierung und Vorbehandlung von fettsäurehaltigen Co-Substraten würde die Stabilität des biologischen Abbaus deutlich verbessern.
- ***Wie können die spezifischen Gasmehrerträge des Systems mit vorgeschalteter Hydrolysestufe (ZVHM) für die vorliegende Substratmischung und/oder für einzelne Substratkategorien quantifiziert werden?***
Eine fundierte Beantwortung dieser Frage ist mit Biomethan- bzw. Restmethanpotenzial-Versuchen (BMP bzw. RMP) im Labormassstab möglich. Die Hydrolyse von einzelnen Substratkategorien wäre ebenfalls in Laborversuchen zu bevorzugen, da die Trennung von einzelnen Substratqualitäten und somit die Flexibilität der Stoffstromführung im Realmassstab zum Teil sehr eingeschränkt und aufwändiger sind.
- ***Mit welchen Mitteln kann der Eigenenergiebedarf der Neukonfiguration mit Hydrolysestufe analysiert und optimiert werden?***
Um den Energieeigenbedarf des Gesamtprozesses zu minimieren, wären Strom- und Wärmezähler von diversen Prozessstufen und Anlagenteilen notwendig. Abschätzungen, welchen Einfluss auf den Energieverbrauch eine gewisse Vorbehandlung wie z.B. die mechanische Vorzerkleinerung, der thermische oder biologische Voraufschluss auf den Gesamtprozess hat, sind rechnerisch kaum möglich. Ob sich beispielsweise der zusätzliche Stromaufwand für die separate Hydrolysestufe lohnt, kann nur beantwortet werden, wenn die Effekte der dadurch verbesserten Homogenität und der durch den Abbau verringerte Trockensubstanzgehalt auf die nachfolgenden Stufen mitberücksichtigt werden. Die Analyse, wie hoch der zusätzliche Wärmeeintrag in die Hydrolysestufe tatsächlich ist, hängt unter anderem von der Hydrolysetemperatur, aber auch von derjenigen der zugeführten Substratmischung ab, sowie von den Wärmeverlusten in der Hydrolysestufe und von den Temperaturstufen der nachgeschalteten Fermentationsstufen. Die Beantwortung der Frage, ob sich nun der Wärmeeintrag in die Hydrolysestufe tatsächlich lohnt, oder ob sich eine Temperaturveränderung in einer spezifischen Stufe lohnt, ist nicht einfach zu beantworten. Hierzu wären diverse Messpunkte und Analysen sowie eine diversifizierte Betrachtung notwendig.
- ***Was konnte über das Zusammenwirken von Hygienisierung und Hydrolyse herausgefunden werden?***
Sowohl aus der Literatur, als auch aus der wissenschaftlichen Begleitung und Laboranalysen sind keine Hinweise zur Beantwortung dieser Frage hervorgegangen. Es besteht noch vollständiger Forschungsbedarf.



11.2 Technologiepotenzial: Anwendung des Wissensgewinns

Inwiefern eignet sich die Anlagentechnologie der Vorbehandlungsstrecke im Hinblick auf eine Multiplikation in anderen landwirtschaftlichen Biogasanlagen?

Obwohl die Technologie der zweistufigen Vergärung mit Hydrolyse- und Methanisierungsstufe (ZVHM) technisch gesehen weltweit bereits etabliert ist, ist sie in der Schweiz zur Verarbeitung von feststoffhaltigen Hofdüngern und Abfallstoffen absolut neuartig. Technisch gesehen stellt sie nur geringe Ansprüche an die Anlage wie beispielsweise die Oberflächenbeschaffenheit (Säureresistenz) und die Handhabung des Hydrolysegases, welches hauptsächlich aus CO₂ mit Spuren von H₂ und H₂S und allenfalls CH₄ etc. besteht.

Biologisch betrachtet stellen die Hydrolyse- und Versäuerungsschritte und die daran beteiligten Mikroorganismengruppen keine komplizierten Bedingungen an ihr Umfeld und an die Beschaffenheit der Substrate. Die Hydrolyse und gute Hydrolysebedingungen stellen sich in der Regel ohne Hilfsmittel innert kürzester Zeit ein; hydrolysierende Mikroorganismen sind wenig anspruchsvoll und können mit schwankenden Milieubedingungen sehr gut umgehen bzw. darauf reagieren.

Aus den diversen Resultaten dieses Projekts lassen sich beispielsweise folgende Schlüsse für die Anwendung dieser Anlagenkonfiguration, insbesondere der ZVHM ziehen.

Sie kann sich für Anlagen lohnen, ...

- die grossen Anteile an unterschiedlichen Substraten mit stark schwankender Menge und Zusammensetzung verarbeiten. Durch die vorgeschaltete Hydrolyse können starke Hydrolyseaktivitäten im Fermenter vermieden werden und Effekte einer stossweisen Hydrolysegas-Produktion wirken sich nicht auf die Biogasqualität und -menge aus.
- die Substratmischungen mit verhältnismässig hohen Trockensubstanzgehalten aufweisen. Durch die biologische Vorbehandlung geschieht bereits ein merklicher Aufschluss von Substratpartikeln, wodurch die Eigenschaften des Gärkuchens bezüglich Homogenität und Fließfähigkeit merklich verbessert werden. Dadurch kann die Fermentation mit mehr Trockensubstanz und einem höheren Trockensubstanzgehalt gefüttert werden.
- die in der ersten Fermenterstufe eine (zu) hohe, organische Raumbelastungen aufweisen. Durch den oTS-Abbau in der vorgeschalteten Hydrolysestufe kann der biologische Abbauprozess mit grösseren Mengen an organischer Substanz gefüttert werden.
- die über Substratqualitäten verfügen, die stark unterschiedliche Abbaugeschwindigkeiten und Hydrolyseaktivitäten verfügen. Sehr langsam abbaubare Substrate und solche mit starker Hydrolysegas-Bildung können in der vorgeschalteten Hydrolysestufe vorbehandelt werden, während einfach handhabbare Einsatzstoffe an dieser Stufe vorbeigeschleust werden können.
- die über grosse Anteile an Substraten mit geringen Abbaugraden verfügen. Die gezielte Hydrolysestufe ermöglicht einen besseren Aufschluss solcher Einsatzstoffe und führen daher zu einem Energiemehrertrag.
- bei welchen eine deutliche Erhöhung des Volumens der ersten Fermentationsstufe baulich nicht einfach möglich ist. Insbesondere bei Neubauten ist eine Überschlagsrechnung angezeigt, was eine Anlage mit z.B. einem doppelt so grossen Gärvolumen im Vergleich zu einer Anlage mit vorgeschalteter Hydrolyse kostet und ob sich der zusätzliche apparative sowie steuer- und regeltechnische Aufwand einer solchen Vorbehandlungsstufe tatsächlich lohnt.

Welches Potenzial hat die zweistufige Vergärung mit Hydrolyse- und Methanisierungsstufe (ZVHM) in der Schweiz?



Das Potenzial dieser Technologie beschränkt sich nicht nur auf landwirtschaftliche Biogasanlagen, die über eines oder mehrere oben genannte Kriterien verfügen, sondern könnte gegebenenfalls auch für gewerbliche und industrielle Abfallverwertungsanlagen sowie für Faulungen von Industrieabwässer bestehen. Eine Studie zur zweistufigen Vergärung fester biogener Abfallstoffe (Edelmann et al., 1996) zeigte, dass ein zweistufiges Verfahren bezüglich Abbaugeschwindigkeit und Biogasertrag grosse Vorteile bringen kann. Eine ökonomische Betrachtung schätzte den Mehraufwand durch zusätzliche Behälter, Pumpen, Mess- und Regeltechnik, Überwachung und Unterhalt gegenüber einem einfachen, entsprechend grösseren einstufigen Verfahren als nicht gerechtfertigt ein.

Es kommt nicht von ungefähr, dass die ZVHM bereits bei der Behandlung von Abwässern aus der Nahrungsmittelherstellung (z. B. Zucker) angewendet wird. Weniger interessant ist diese verfahrenstechnische Anordnung vermutlich bei organisch sehr schwach belasteten Vergärungsanlagen, wozu viele Faultürme und einige landwirtschaftliche Anlagen zählen. Vermutlich einfach umzusetzen wäre diese zusätzliche Stufe bei Anlagen mit verhältnismässig kleinen ersten Fermentationsstufen (z.B. Typ Agrikomp). Eine verhältnismässig einfache, technische Optimierung wäre zudem bei Ppropfstrom-Fermentern denkbar, bei welchen mit wenig Aufwand ideale Hydrolysebedingungen im ersten Abschnitt des Reaktors eingestellt werden könnten.

Aufgrund der grossen Heterogenität der bestehenden rund 500 Anlagen in der Schweiz, ist eine pauschale Aussage bezüglich Potenzials dieser Technologie nicht einfach möglich. Eine differenzierte Betrachtung der einzelnen Anlagetechnologien und spezifischer Betriebsparameter könnte aber gute Hinweise zum durchaus vorhandenen Potenzial in der Schweiz geben.



Literaturverzeichnis

- Allen, E., Wall, D. M., Herrmann, C., & Murphy, J. D. (2016). A detailed assessment of resource of biomethane from first, second and third generation substrates. *Renewable Energy*, 87, 656–665. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.10.060>
- Alvarez, R., & Lidén, G. (2008). Semi-continuous co-digestion of solid slaughterhouse waste, manure, and fruit and vegetable waste. *Renewable Energy*, 33(4), 726–734. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2007.05.001>
- Angelidaki, I., & Ahring, B. K. (1992). Effects of free long-chain fatty acids on thermophilic anaerobic digestion. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 37(6). <https://doi.org/10.1007/BF00174850>
- Ariunbaatar, J., Panico, A., Esposito, G., Pirozzi, F., & Lens, P. N. L. (2014). Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Applied Energy*, 123, 143–156. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.02.035>
- Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft LfL. (o. J.). *Bioausbeuten-Datenbank*. https://www.lfl.bayern.de/iba/energie/049711/?sel_list=1%2Cb&anker0=substratanker#substratanker
- Bhumibhamon, O., Kopraseratsak, A., & Funthong, S. (2002). *Biotreatment of High Fat and Oil Wastewater by Lipase Producing Microorganisms*. 261–267.
- Blanc, F. C., & Molof, A. H. (1973). Electrode Potential Monitoring and Electrolytic Control in Anaerobic Digestion. *Water Pollution Control Federation*, 45(No. 4), 655–667.
- Carrère, H., Sialve, B., & Bernet, N. (2009). Improving pig manure conversion into biogas by thermal and thermo-chemical pretreatments. *Bioresource Technology*, 100(15), 3690–3694. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.01.015>
- Chamchoi, N., Garcia, H., & Angelidaki, I. (2011). METHANE POTENTIAL OF HOUSEHOLD WASTE; BATCH ASSAYS DETERMINATION. *Applied Environmental Research*, 33(1), 13–26.
- Chen, Y., Cheng, J. J., & Creamer, K. S. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044–4064. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.057>
- Čipinytė, V., Grigiškis, S., & Baškys, E. (2009). Selection of fat-degrading microorganisms for the treatment of lipid-contaminated environment. *Biologija*, 55(3), 84–92. <https://doi.org/10.2478/v10054-009-0014-3>
- De La Rubia, M. A., Raposo, F., Rincón, B., & Borja, R. (2009). Evaluation of the hydrolytic–acidogenic step of a two-stage mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake. *Bioresource Technology*, 100(18), 4133–4138. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.04.001>
- Edelmann, W., Engeli, H., Gradenecker, M., Ilg, M., Joss, A., Müller, J., Rottermann, K., & Ulrich, P. (1996). *Zweistufige Vergärung von festen biogenen Abfallstoffen. Abschlussbericht. Arbeitsgemeinschaft Bioenergie*.
- Escamilla-Alvarado, C., Ríos-Leal, E., Ponce-Noyola, M. T., & Poggi-Varaldo, H. M. (2012). Gas biofuels from solid substrate hydrogenogenic–methanogenic fermentation of the organic fraction of municipal solid waste. *Process Biochemistry*, 47(11), 1572–1587. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2011.12.006>
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe. (2016). *Leitfaden Biogas—Von der Gewinnung zur Nutzung*. <https://mediathek.fnr.de/leitfaden-biogas.html>
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, Deutsches BiomasseForschungsZentrum, Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft, & Institut für Agrartechnologie und Biosystemtechnik (Hrsg.). (2016). *Leitfaden Biogas: Von der Gewinnung zur Nutzung* (7. Auflage). Druckerei Weidner.
- Fernández-Rodríguez, J., Pérez, M., & Romero, L. I. (2015). Temperature-phased anaerobic digestion of Industrial Organic Fraction of Municipal Solid Waste: A batch study. *Chemical Engineering Journal*, 270, 597–604. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.02.060>



- Fernández-Rodríguez, J., Pérez, M., & Romero, L. I. (2016). Semicontinuous Temperature-Phased Anaerobic Digestion (TPAD) of Organic Fraction of Municipal Solid Waste (OFMSW). Comparison with single-stage processes. *Chemical Engineering Journal*, 285, 409–416. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.10.027>
- Ferreira, L., Duarte, E., & Figueiredo, D. (2012). Utilization of wasted sardine oil as co-substrate with pig slurry for biogas production – A pilot experience of decentralized industrial organic waste management in a Portuguese pig farm. *Bioresource Technology*, 116, 285–289. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.03.063>
- Ferrer, I., Ponsá, S., Vázquez, F., & Font, X. (2008). Increasing biogas production by thermal (70 C) sludge pre-treatment prior to thermophilic anaerobic digestion. *Biochemical Engineering Journal*, 42(2), 186–192.
- González-Fernández, C., Sialve, B., Bernet, N., & Steyer, J. P. (2012). Thermal pretreatment to improve methane production of *Scenedesmus* biomass. *Biomass and Bioenergy*, 40, 105–111.
- Grosser, A., & Neczaj, E. (2016). Enhancement of biogas production from sewage sludge by addition of grease trap sludge. *Energy Conversion and Management*, 125, 301–308. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.05.089>
- Harris, P. W., & McCabe, B. K. (2015). Review of pre-treatments used in anaerobic digestion and their potential application in high-fat cattle slaughterhouse wastewater. *Applied Energy*, 155, 560–575.
- Hidalgo, D., Gómez, M., Martín-Marroquín, J. M., Aguado, A., & Sastre, E. (2015). Two-phase anaerobic co-digestion of used vegetable oils' wastes and pig manure. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 12(5), 1727–1736. <https://doi.org/10.1007/s13762-014-0560-9>
- Hiraoka, M., Takeda, N., Sakai, S., & Yasuda, A. (1985). Highly efficient anaerobic digestion with thermal pretreatment. *Water Science and Technology*, 17(4–5), 529–539.
- Kaltschmitt, M., Hartmann, H., & Hofbauer, H. (Hrsg.). (2016). *Energie aus Biomasse: Grundlagen, Techniken und Verfahren* (3., aktualisierte Aufl. 2016). Springer Vieweg.
- Kaltschmitt, M., Streicher, W., & Wiese, A. (2020). *Erneuerbare Energien—Systemtechnik Wirtschaftlichkeit Umweltaspekte*. <https://www.beck-shop.de/kaltschmitt-streicher-wiese-erneuerbare-energien/product/30860321>
- Koster, I. W., & Cramert, A. (1987). Inhibition of Methanogenesis from Acetate in Granular Sludge by Long-Chain Fatty Acids. *Applied Environmental Microbiology*, 53(2), 7.
- Krishania, M., Kumar, V., Vijay, V. K., & Malik, A. (2013). Analysis of different techniques used for improvement of biomethanation process: A review. *Fuel*, 106, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.12.007>
- Labor für Boden- und Umweltanalytik. (2020). *Prüfbericht*.
- Lalman, J. A., & Bagley, D. M. (2001). Anaerobic degradation and methanogenic inhibitory effects of oleic and stearic acids. *Water Research*, 35(12), 2975–2983. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(00\)00593-5](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(00)00593-5)
- Lalman, J., & Bagley, D. M. (2002). Effects of C18 long chain fatty acids on glucose, butyrate and hydrogen degradation. *Water Research*, 36(13), 3307–3313. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(02\)00014-3](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(02)00014-3)
- Lee, M., Hidaka, T., Hagiwara, W., & Tsuno, H. (2009). Comparative performance and microbial diversity of hyperthermophilic and thermophilic co-digestion of kitchen garbage and excess sludge. *Bioresource technology*, 100(2), 578–585.
- Li, Y., & Noike, T. (1992). Upgrading of anaerobic digestion of waste activated sludge by thermal pre-treatment. *Water Science and Technology*, 26(3–4), 857–866.
- Lindner, J., Zielonka, S., Oechsner, H., & Lemmer, A. (2015). Effect of different pH-values on process parameters in two-phase anaerobic digestion of high-solid substrates. *Environmental Technology*, 36(2), 198–207. <https://doi.org/10.1080/09593330.2014.941944>



- Lindner, J., Zielonka, S., Oechsner, H., & Lemmer, A. (2016). Is the continuous two-stage anaerobic digestion process well suited for all substrates? *Bioresource technology*, 200, 470–476.
- Long, J. H., Aziz, T. N., Reyes, F. L. de los, & Ducoste, J. J. (2012). Anaerobic co-digestion of fat, oil, and grease (FOG): A review of gas production and process limitations. *Process Safety and Environmental Protection*, 90(3), 231–245. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2011.10.001>
- Ma, J., Zhao, Q.-B., Laurens, L. L. M., Jarvis, E. E., Nagle, N. J., Chen, S., & Frear, C. S. (2015). Mechanism, kinetics and microbiology of inhibition caused by long-chain fatty acids in anaerobic digestion of algal biomass. *Biotechnology for Biofuels*, 8. <https://doi.org/10.1186/s13068-015-0322-z>
- Mao, C., Feng, Y., Wang, X., & Ren, G. (2015). Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45, 540–555. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.02.032>
- Martínez, E. J., Fierro, J., Sánchez, M. E., & Gómez, X. (2012). Anaerobic co-digestion of FOG and sewage sludge: Study of the process by Fourier transform infrared spectroscopy. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 75, 1–6. <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2012.07.015>
- Mata-Alvarez, J., Macé, S., & Llabrés, P. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*, 74(1), 3–16. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(00\)00023-7](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(00)00023-7)
- Montgomery, L. F. R., & Bochmann, G. (2014). *Pretreatment of feedstock for enhanced biogas production* (IEA Bioenergy) [Technische Broschüre].
- Nasir, I. M., Mohd. Ghazi, T. I., Omar, R., & Idris, A. (2014). Bioreactor Performance in the Anaerobic Digestion of Cattle Manure: A Review. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 36(13), 1476–1483. <https://doi.org/10.1080/15567036.2010.542439>
- Neyens, E., & Baeyens, J. (2003). A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve de-waterability. *Journal of hazardous materials*, 98(1–3), 51–67.
- Noutsopoulos, C., Mamaïs, D., Antoniou, K., Avramides, C., Oikonomopoulos, P., & Fountoulakis, I. (2013). Anaerobic co-digestion of grease sludge and sewage sludge: The effect of organic loading and grease sludge content. *Bioresource Technology*, 131, 452–459. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.12.193>
- Oh, S. T., & Martin, A. D. (2010). Long chain fatty acids degradation in anaerobic digester: Thermodynamic equilibrium consideration. *Process Biochemistry*, 45(3), 335–345. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.10.006>
- Palatsi, J., Illa, J., Prenafeta-Boldú, F. X., Laurení, M., Fernandez, B., Angelidaki, I., & Flotats, X. (2010). Long-chain fatty acids inhibition and adaptation process in anaerobic thermophilic digestion: Batch tests, microbial community structure and mathematical modelling. *Bioresource Technology*, 101(7), 2243–2251. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.11.069>
- Parawira, W., Murto, M., Read, J. S., & Mattiasson, B. (2005). Profile of hydrolases and biogas production during two-stage mesophilic anaerobic digestion of solid potato waste. *Process Biochemistry*, 40(9), 2945–2952.
- Parawira, W., Read, J. S., Mattiasson, B., & Björnsson, L. (2008). Energy production from agricultural residues: High methane yields in pilot-scale two-stage anaerobic digestion. *Biomass and Bioenergy*, 32(1), 44–50. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.06.003>
- Pavan, P., Battistoni, P., Cecchi, F., & Mata-Alvarez, J. (2000). Two-phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW (organic fraction of municipal solid waste): Performance and kinetic study. *Water Science and Technology*, 41(3), 111–118. <https://doi.org/10.2166/wst.2000.0062>
- Pitk, P., Palatsi, J., Kaparaju, P., Fernández, B., & Vilu, R. (2014). Mesophilic co-digestion of dairy manure and lipid rich solid slaughterhouse wastes: Process efficiency, limitations and floating granules formation. *Bioresource Technology*, 166, 168–177. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.05.033>



- Rafique, R., Poulsen, T. G., Nizami, A.-S., Murphy, J. D., & Kiely, G. (2010). Effect of thermal, chemical and thermo-chemical pre-treatments to enhance methane production. *Energy*, 35(12), 4556–4561.
- Ravi, P. P., Lindner, J., Oechsner, H., & Lemmer, A. (2018). Effects of target pH-value on organic acids and methane production in two-stage anaerobic digestion of vegetable waste. *Bioresource Technology*, 247, 96–102. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.068>
- Rosenwinkel, K.-H., Kroiss, H., Dichtl, N., Seyfried, C.-F., & Weiland, P. (2015). *Anaerobtechnik: Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung*. Springer-Verlag.
- Rouches, E., Herpoël-Gimbert, I., Steyer, J. P., & Carrere, H. (2016). Improvement of anaerobic degradation by white-rot fungi pretreatment of lignocellulosic biomass: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 59, 179–198. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.317>
- Schmit, K. (1998). *Comparison of temperature-phased, two phase, and single stage anaerobic co-digestion of municipal solid waste and primary wastewater solids* [Iowa State University]. <http://lib.dr.iastate.edu/rtd/12522>
- Sousa, D. Z., Pereira, M. A., Stams, A. J. M., Alves, M. M., & Smidt, H. (2007). Microbial Communities Involved in Anaerobic Degradation of Unsaturated or Saturated Long-Chain Fatty Acids. *Applied and Environmental Microbiology*, 73(4), 1054–1064. <https://doi.org/10.1128/AEM.01723-06>
- Stoyanova, E., Lundaa, T., Bochmann, G., & Fuchs, W. (2017). Overcoming the bottlenecks of anaerobic digestion of olive mill solid waste by two-stage fermentation. *Environmental Technology*, 38(4), 394–405. <https://doi.org/10.1080/09593330.2016.1196736>
- Sung, S., & Santha, H. (2003). Performance of temperature-phased anaerobic digestion (TPAD) system treating dairy cattle wastes. *Water Research*, 37(7), 1628–1636.
- Sutter, F. (2020). *Bachelorarbeit: Laborversuche zur Identifikation einer optimalen Substratmischung zur vorgesetzten, anaeroben Hydrolyse im Biogasprozess*.
- Temburkar, A. R., & Mhaisalkar, V. A. (2007). Studies on hydrolysis and acidogenesis of kitchen waste in two phase anaerobic digestion. *J IPHE, India*, 2.
- Treichler, A. (2020). *Methodenbeschreibung: Bestimmung von Trockensubstanz- und organischem Trockensubstanzgehalt*.
- VDI. (2006). *VDI 4630—Vergärung organischer Stoffe*.
- Wang, L., Zhou, Q., & Li, F. T. (2006). Avoiding propionic acid accumulation in the anaerobic process for biohydrogen production. *Biomass and Bioenergy*, 6.
- Warthmann, R., Baum, S., Baier, U., Meier, U., & Hersener, J.-L. (2012). *Massnahmen zur Optimierung der Vergärung durch Vorbehandlung, Prozess- und Verfahrenstechnik und Hilfsstoffe*.
- Zhang, B., Zhang, L. L., Zhang, S. C., Shi, H. Z., & Cai, W. M. (2005). The influence of pH on hydrolysis and acidogenesis of kitchen wastes in two-phase anaerobic digestion. *Environmental technology*, 26(3), 329–340.
- ZHAW Fachgruppe UBIOT. (2022). *Bestimmung des Biomethanpotenzials (BMP) bzw. Restmethanpotenzials von Proben mit dem «Automatic Methane Potential Test System II» (AMPTS II)*.



Anhangsverzeichnis

A1	Begriffsklärung und Vorteile der ZVHM	II
A2	Literaturrecherche	IV
A3	Verfahrensbeschreibung der Anlage	XXI
A4	Rahmenbedingungen für den Anlagenbetrieb	XXXII
A5	Fotodokumentation	XXXV
A6	Daten des Anlagenbetriebs (2017-2019)	XL
A7	Vergleichbarkeit: Messkampagnen MK2020 und MK2021	LXXIV
A8	Prozessfliessbilder	LXXVII



A1 Begriffsklärung und Vorteile der ZVHM

A1.1 Prozessschritt und zweistufige Vergärung

Als Prozessschritt wird der jeweilige Arbeitsschritt des Verfahrens und der anaeroben Abbauskade bezeichnet, also Aufbereitung, Hygienisierung, Hydrolyse, Acidogenese, Acetogenese und Methanogenese, sowie die Schritte der Nachbehandlung. Eine mehrstufige (in aller Regel zweistufig) Prozessführung zeichnet sich dadurch aus, dass unterschiedliche Abbauschritte der Vergärung räumlich getrennt werden, und dass für diese dann auch unterschiedliche Prozess- bzw. Milieubedingungen herrschen. Die Trennung von einzelnen Abbauschritten bedingt in der Regel getrennte Behälter. Im Gegensatz dazu bezeichnet die einstufige Prozessführung die Situation, in welcher die gesamte Abbauskade zeitgleich und in einem einzigen, ggf. volldurchmischten Behälter stattfindet. Weil in einem System aus Fermenter und Nachgärer und beispielsweise auch in Ppropfstromreaktoren keine klare Trennung der mikrobiologischen Abbauschritte herrschen, werden diese als einstufig bezeichnet. Die Vergärung in der neuen Anlagenkonfiguration der WIGAKO mit den separierten Schritten «Hydrolyse» und «Methanogenese» wird daher als zweistufig bezeichnet.

In einem einstufigen System wird der gesamte Schritt der Vergärung Fermentation genannt, während in einem zweistufigen System die Schritte «Hydrolyse/Acidogenese» von «Acetogenese/Methanogenese» getrennt werden. Man spricht vereinfacht von «Hydrolysestufe» und «Methanisierungsstufe». Zwei parallel und identisch betriebene Behälter sind nicht als unterschiedliche Stufen zu bezeichnen. Ein System mit getrennter Hygienisierung und Fermentation ist hingegen zweistufig. Die neue Anlagenkonfiguration der WIGAKO mit «Hygienisierung», «Hydrolyse», «Methanisierung mit Nachgärung» kann daher als dreistufig bezeichnet werden.

A1.2 Mögliche Vor- und Nachteile der ZVHM

Mit der ZVHM erhofft man sich folgende Vorteile im Vergleich zur einphasigen Vergärung:

- ❖ Erhöhte Enzymaktivität der hydrolysierenden, acidogenen, acetogenen und methanogenen Mikroorganismen durch gezieltes Einstellen der optimalen Milieubedingung der einzelnen Mikroorganismengruppen wie z.B. pH-Wert, Temperatur, organische Raumbelastung und Verweilzeit (HRT bzw. SRT). Als Resultat davon können nachfolgende positive Effekte erzielt werden:
 - Beschleunigung des oTS-Abbaus,
 - Verkürzung der benötigten HRT,
 - Erhöhung des Durchsatzes bzw. der organischen Raumbelastung,
 - Erhöhung der Biomethanproduktion,
 - Erhöhung des oTS-Abbaus;
- ❖ Möglichkeit des stabileren Betriebs bei identischer, organischer Raumbelastung;
- ❖ Erhöhte Stabilität der Fermentation durch bessere pH-Kontrolle;
- ❖ Erhöhte Stabilität der Fermentation aufgrund geringerer Hemmstoffe;
- ❖ Zusätzlicher Hygienisierungseffekt bei thermophilem Betrieb der 1. Stufe;
- ❖ Verbesserung der Entwässerungseigenschaften des Gärkuchens.



Mit der ZVHM könnten sich laut Literatur aber auch folgende Nachteile ergeben:

- ❖ Grössere technische Komplexität der Anlage;
- ❖ Höhere Investitions- und Betriebskosten;
- ❖ Allenfalls erhöhter Betriebsmittelbedarf (z.B. aufgrund einer pH-Korrektur);
- ❖ Hemmeffekte der Acidogenen durch erhöhte Wasserstoffkonzentrationen;
- ❖ Verhinderung von Synergieeffekten bezüglich der Nährstoffanforderungen an die Methanogenen.



A2 Literaturrecherche

A2.1 Einfluss prozessrelevanter Größen auf die ZVHM

A2.1.1 pH-Wert (pH)

Der pH-Wert des Milieus beeinflusst die mikrobielle Aktivität im Fermenter. Um einen maximalen Methanertrag zu erzielen, muss der pH-Wert im für die beteiligten Mikroorganismen optimalen Bereich liegen. Vor allem in der Hydrolysestufe ist der pH-Wert ausschlaggebend für den Abbaugrad der Substrate, was einen direkten Einfluss auf die Methanbildung in der Methanisierungsstufe hat. In der Hydrolysestufe ist das pH-Optimum stark substratabhängig, die Methanisierungsstufe verhält sich robuster gegenüber der Zusammensetzung der Fütterung.

Ideale pH-Wert-Bereiche für den anaeroben Abbau

Hinsichtlich der beteiligten Mikroorganismen werden zwei ideale pH-Bereiche unterschieden. Hydrolyse und Acidogenese laufen am effizientesten im leicht sauren Milieu ab. Vielfach wird das Optimum im Bereich zwischen pH 5.5 und 6.5 angegeben (Krishania et al., 2013; Mao et al., 2015). Weitere Quellen geben für die Hydrolyse pH-Wert-Bereiche zwischen pH 5 und pH 8 (Bhumibhamon et al., 2002) und pH 5.0 bis pH 6.5 (Kaltschmitt et al., 2016) an. Unterhalb eines pH-Werts von 4.5 kommt es zur weitgehenden Hemmung der acidogenen Bakterien (Kaltschmitt et al., 2020). Die Methanogenese hingegen läuft am effizientesten im neutralen bis leicht basischen Milieu ab. Der pH-Bereich wird meist zwischen pH 7.0 und maximal 8.5 angegeben (Krishania et al., 2013; Mao et al., 2015), wobei gemäss (Kaltschmitt et al., 2020) ein Optimum in einem engen Fenster zwischen pH 7.0 und 7.5 existiert. Unterhalb eines pH-Wertes von ungefähr 6.8 bis 6.6 kommt es zur Hemmung der Methanogenen. Durch die Bildung von freien Fettsäuren im Fermenter sinkt der pH-Wert prinzipiell. Die Bildung von Kohlenstoffdioxid (CO_2) erzeugt jedoch eine gewisse Pufferwirkung, die den pH-Wert korrigiert (Kaltschmitt et al., 2020). Das im Substrat enthaltene Calciumcarbonat und das während des anaeroben Abbaus entstandene Ammonium erzeugen zusätzliche Pufferwirkung.

Einfluss auf die zweistufige, anaerobe Vergärung

Zhang et al. untersuchten den Einfluss des pH-Wertes auf die zweistufige, anaerobe Vergärung von Küchenabfällen und schlugen vor, dass die Einstellung des pH-Wertes auf 7 in der Hydrolysestufe sowohl die Gesamtfördermenge von Feststoffen (TS), als auch die Ausbeute bei der Biogasproduktion verbessern kann. Die Ergebnisse des Chargenversuchs zeigen, dass die pH-Wert-Einstellung sowohl die Hydrolyse, als auch die Säurebildung von Küchenabfällen verbessern könnte. Im Vergleich zu den pH-Werten bei 5, 9 und 11 bot der pH-Wert 7 eine optimale Bedingung für die anaerobe Vergärung von Küchenabfällen. Bei pH 7 wurden etwa 86 % des gesamten organischen Kohlenstoffs (TOC) und 82 % des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) gelöst und die maximale Konzentration an flüchtigen, organischen Fettsäuren (FOS) von 36 g L^{-1} am vierten Tag erreicht. Die gesamte FOS-Ausbeute betrug $0.27 \text{ g g}^{-1} \text{ TS}$, fast die doppelte Ausbeute im Vergleich zum Ansatz ohne pH-Wert-Einstellung ($0.15 \text{ g g}^{-1} \text{ TS}$). Die angesäuerten Produkte waren für die nachfolgende Methanogenese günstiger. Bei pH 7 wurde das meiste Protein zu Ammoniakstickstoff ($\text{NH}_4^+ \text{-N}$) abgebaut, was zu einer Pufferung der angesäuerten Flüssigkeit führte. Dementsprechend wurde eine neuartige Methode zur pH-Wert-Einstellung mit $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ -Puffer etabliert. Das semikontinuierliche Experiment zeigte, dass die Einstellung des pH-Wertes auf pH 7 in der säurebildenden Stufe im zweistufigen, anaeroben Vergärungsprozess die TS-Beladungsrate ($16 \text{ g L}^{-1} \text{ d}^{-1}$) erhöhen würde (Zhang et al., 2005).



(Lindner et al., 2015) der Universität Hohenheim haben den Einfluss des pH-Werts auf die Hydrolyse von stark cellulosehaltigen Substraten wie Stroh, Heu und Maissilage in einer zweistufigen Anlage untersucht. Der höchste Methanertrag betrug $337 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ und wurde bei pH 7.5 in der 1. Stufe erreicht, also deutlich über dem oft in der Literatur zitierten, optimalen pH-Wert von 5.5 bis 6.5. Die Raumbelastung lag bei $5 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, die Temperatur in der 1. Stufe bei 60° C und in der 2. Stufe bei 37° C . Der pH-Wert wurde über das Rückimpfen von Material aus der 2. Stufe in die 1. Stufe kontrolliert, und nicht über die Zugabe von zusätzlichen Substanzen. Die Anlage in Hohenheim hat eine weltweit einzigartige pH-Regelung verbaut, womit erstmalig auch bei sehr hohen Raumbelastungen hohe pH-Werte gefahren werden konnten. Der pH-Wert wird automatisch durch die Rückführung von Hydrolysat aus dem Methanfermenter geregelt und konstant gehalten. Durch die Zugabe von Substrat sinkt der pH-Wert unter den Soll-pH-Wert und um dem entgegen zu wirken, wird Hydrolysat aus der Hydrolyse entnommen und in den Methanreaktor gepumpt. Gleichzeitig wird Effluent (pH-Wert: 7-8) aus dem Methanreaktor zur Hydrolyse zurückgeführt, was zu einer Anhebung des pH-Werts auf den Soll-pH-Wert führt. Das heisst die pH-Regelung ist unabhängig von der Raumbelastung und der pH-Wert bleibt konstant, es muss aber eventuell mehr Hydrolysat und Effluent ausgetauscht werden. Der Vorteil bei dieser Methode liegt darin, dass etwaige Inhibitoren der Biologie durch die zugegebenen Säuren resp. Basen ausgeschlossen werden können. (Lindner et al., 2015) Die Resultate decken sich mit den Aussagen von Köllmeier et al. (2012) wonach bei stark cellulosehaltigen Substraten bei pH 6.2 in der 1. Stufe keine hydrolytische Aktivität beobachtet werden konnte und, dass ein pH-Wert von 8 zu optimaler Aktivität führt. Zverlov et al. (2010) berichten von ähnlichen Ergebnissen. So wurden bei pH <5.8 nur 38 % des cellulosehaltigen Substrates in der Hydrolyse abgebaut, während bei pH 6.4 etwa 62 % und bei pH >7.1 sogar 82 % abgebaut wurden.

Bei einer weiteren Untersuchung von Lindner et al. (2015) wurde der Einfluss des pH-Werts auf die Hydrolyse von Zuckerrüben, Stroh, Heu und Maissilage in einer zweistufigen Anlage erneut untersucht. Sie konnten dabei eine Limitierung des Abbaus von lignocellulosehaltigen Substraten bei niedrigeren pH-Werten bestätigen (Zverlov et al., 2010; Köllmeier et al., 2012; Lindner et al., 2014). So betrug bei pH 5.8 der Methanertrag für Heu und Stroh $320 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$, für Mais $160 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ und für die Zuckerrüben $402 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$. Der Methanertrag aus dem zuckerhaltigen Substrat ist bei pH 5.75 deutlich höher, als der Methanertrag aus den cellulosehaltigen Substraten. Ausserdem liegt der Methanertrag der cellulosehaltigen Substrate mit 320 und $160 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ bei pH 5.75 unter dem in der oben beschriebenen, vorangehenden Studie gemessenen Methanertrag von $337 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ bei pH 7.5. Dasselbe Bild zeichnet der gemessene Abbaugrad in der Hydrolysestufe. So wurden bei pH 5.75 zwar 95 % der Zuckerrüben abgebaut, aber nur 23 % von Heu und Stroh und 65 % des Mais. Der pH-Wert wurde über das Rückimpfen von Material aus der 2. Stufe in die 1. Stufe kontrolliert. Es wurden keine zusätzlichen Substanzen zugegeben. Die Temperatur lag in der 1. Stufe bei 60° C und in der 2. Stufe bei 37° C . Die HRT in der 1. Stufe lag für Heu und Stroh bei $19.9 \pm 6.2 \text{ d}$, für Mais bei $5.1 \pm 0.1 \text{ d}$ und für die Zuckerrüben bei $1.9 \pm 0.4 \text{ d}$. Der TS-Gehalt betrug bei Heu und Stroh $911.7 \pm 5.5 \text{ g L}^{-1}$, bei Mais $284.9 \pm 21.4 \text{ g L}^{-1}$ und bei den Zuckerrüben $175.4 \pm 12.6 \text{ g L}^{-1}$. Der oTS-Gehalt betrug bei Heu $502.7 \pm 56.9 \text{ g L}^{-1}$, bei Stroh $458.3 \pm 54 \text{ g L}^{-1}$, bei Mais $176.5 \pm 38.8 \text{ g L}^{-1}$ und bei den Zuckerrüben $95.2 \pm 0.5 \text{ g L}^{-1}$. Die Br betrug bei Heu/Stroh $2.5 \pm 0.1 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, bei Mais $7.3 \pm 1.7 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ und bei den Zuckerrüben $12.8 \pm 1.7 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. (Lindner, Zielonka, Oechsner & Lemmer, 2015)

Für die Monovergärung von Gemüseabfällen haben Ravi et al. (2018) einen pH-Wert von 5.2 bis 6.5 in der Hydrolysestufe gewählt. Damit konnten sie Methanerträge von $327 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ bei pH 6 und $354 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ bei pH 5.5 erreichen. Der pH-Wert wurde über die Raumbelastung eingestellt und das Rückführen von Material aus der 2. Stufe in die 1. Stufe kontrolliert. Bei einer Br von $5.4 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ wurde ein pH-Wert von 5.5 erreicht, mit einer Br von $6.1 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ein pH-Wert von 6.0. Es wurden keine zusätzlichen Substanzen zugegeben. Während bei pH 5.5 zwar der Methanertrag am höchsten



war, verhielt sich der gesamte Prozess am stabilsten bei einer tieferen B_R von $<2.6 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Die Temperatur in der 1. Stufe lag bei 60° C und in der 2. Stufe bei 37° C .

Die Resultate von Ravi et al. (2018) gehen gut mit den Erkenntnissen von Lindner et al. (2016) einher, wonach ein pH-Wert von 5.5 bis 6.5 in der 1. Stufe zwar für leicht abbaubare Substrate wie Früchte, Gemüse und stark zucker- bzw. kohlenhydrathaltige Substrate gut geeignet ist, für cellulose- bzw. lignocellulosehaltige Substrate liegt das pH-Wert-Optimum im Bereich zwischen pH 7 und pH 8.

Einfluss auf die Wasserstoffproduktion in der 1. Stufe

Ein möglicher Einfluss des pH-Wertes auf die Gaszusammensetzung in der Hydrolysestufe beschreibt Lindner et al. (2015). Es wurde gezeigt, dass ein tiefer pH-Wert zu einer erhöhten Wasserstoffproduktion in der 1. Stufe führen kann. So betrug der H_2 -Gehalt in der Gasstufe der 1. Stufe 34.3 % bei pH 5.5 und sank bei pH 6.0 auf 1.5 %.

A2.1.2 Temperatur (T)

Die Temperatur hat massgeblichen Einfluss auf die Zusammensetzung der Mikrobiologie sowie die Geschwindigkeit des anaeroben Abbaus, folglich auch auf den Biogasertrag, die Prozessstabilität und schliesslich auf die Betriebskosten einer Biogasanlage. Beispielsweise ist die Geschwindigkeit des hydrolytischen Aufschlusses stark temperaturabhängig.

Optimale Temperaturen der zweistufigen Vergärung für einen maximalen Methanertrag

Die Versuche von Lee et al. (2009) haben bei den meisten Verweilzeiteinstellungen bei 70° C in der 1. Stufe und 55° C in der 2. Stufe zur grössten spezifischen Methanbildung geführt. Bei Verweilzeiten in der 1. bzw. 2. Stufe von 3.0 bzw. 11.5 Tagen lieferte der Ansatz mit 55° C in beiden Stufen die besten Ergebnisse. Bei sämtlichen Versuchen war die spezifische Methanbildung höher, wenn die 2. Stufe bei 55° C anstatt 35° C betrieben wurde.

Escamilla-Alvarado et al. (Escamilla-Alvarado et al., 2012) konnten die höchste Biomethanproduktion von $341 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS}$ erzielen, wenn die 1. Stufe mesophil bei 35° C betrieben wurde und die 2. Stufe thermophil bei 55° C . Untersucht wurde der organische Anteil des festen Hausmülls (Labormassstab, semi-kontinuierlich). Der TS-Gehalt des Ansatzes betrug 35 % der pH-Wert betrug 5.5 bzw. 6.5 in der 1. Bzw. 2. Stufe. Das Ziel dieser Arbeit war es, die Leistung eines zweistufigen, hydrogenen-methanogenen (H-M), semikontinuierlichen Prozesses in Bezug auf die Massenspeicherzeit (MRT) für die hydrogene Stufe (H-Stufe), die Einspeisequelle für die methanogene Stufe (M-Stufe) und das thermische Regime von 35 und 55° C für beide Stufen zu bewerten. In der H-Stufe hatte die mesophile Temperatur einen signifikanten, positiven Effekt auf die höhere Wasserstoffproduktivität und die geringeren Mengen an Wasserstoffsenken im Vergleich zum thermophilen Betrieb. Berechnungen auf der Grundlage von Massenbilanzen und biochemischer Stöchiometrie bestätigten, dass die Abweichung der Säurefermentation mit niedrigen Wasserstofferträgen verbunden ist. Die M-Stufen-Performance war beeinflusst sowohl von der Temperatur als auch von der Zufuhrquelle. Bioreaktoren im thermophilen Bereich schnitten besser ab als mesophile. Die maximale Methanproduktivität betrug $341 \text{ L kg}^{-1} \text{ oTS d}^{-1}$, was dem thermophilen Bioreaktor entsprach, der mit fermentierten Feststoffen aus der H-Stufe bei 14 Tagen MRT versorgt wurde. Der zweistufige Prozess zeigte ein höheres energetisches Bruttopotenzial im Vergleich zu einem rein methanogenen Prozess, der am äquivalenten MRT betrieben wurde; dies war auf eine höhere Methanproduktivität in der M-Stufe des Prozesses zurückzuführen. Der Hauptbeitrag der H-Stufe schien mit der Hydrolyse des komplexen Substrats verbunden zu sein, wodurch Metaboliten für die M-Stufe und nicht für die Wasserstoffproduktion selbst erzeugt wurden.

Ähnliche Beobachtungen wurden von anderen Autoren für «MS-OFMSW» gemacht, der nach Abtrennung von biogenen Abfällen aus der Separatsammlung verbleibt. Durch eine Kombination aus einer



hyperthermophilen 1. Stufe (65 °C, Verweilzeit 4.3 d) mit nachfolgender thermophiler Methanbildung (55 °C, Verweilzeit 14.2 d) konnte insgesamt ein oTS-Abbau von 80 % erreicht werden. Die nicht abgebauten Fraktionen enthielten überwiegend ligninhaltige Komponenten. Die erzielte Biogasproduktion von 797 L kg⁻¹ oTS entsprach 98 % des theoretisch möglichen Wertes. (Mata-Alvarez et al., 2000)

Für Rindergülle konnten Nasir et al. (2014b) bei einer Temperatur von 68 °C in der 1. Stufe und 55 °C in der 2. Stufe den höchsten spezifischen Methanertrag von 620 L kg⁻¹ oTS erreichen. Dies bei einer HRT von 3 Tagen in der 1. Stufe und 12 Tagen in der 2. Stufe. Die Raumbelastung lag bei 1.5 kg oTS m⁻³ d⁻¹. Der oTS des Substrates lag bei 70-85 % und der TS bei 8-20 %.

Optimale Temperaturen der zweistufigen Vergärung für einen stabilen Anlagenbetrieb

Für die 1. Stufe einer TPAD-Anlage mit leicht und schwer abbaubaren Substraten hat sich eine Temperatur im Bereich von 56 bis 70 °C bewährt. Die Temperatur in der 2. Stufe wird am häufigsten bei 37 °C oder 55 °C eingestellt, wobei die Prozessstabilität und nicht die Substrate ausschlaggebend zu sein scheint. Dabei mindern mesophile Bedingungen das Risiko für eine Inhibierung durch Ammonium oder freie Fettsäuren. (Escamilla-Alvarado et al., 2012; Fernández-Rodríguez et al., 2015; Lee et al., 2009; Lindner et al., 2015; Nasir et al., 2014; Ravi et al., 2018)

A2.1.3 Hydraulische Verweilzeit (HRT) und Schlammverweilzeit (SRT)

Die hydraulische Verweilzeit bezeichnet auf der Anlage der WIGAKO die durchschnittliche Verweilzeit, bei welcher ein Wassermolekül im gasdichten bzw. anaerob aktiven System verweilt. Im vorliegenden System, welches im Idealfall aus voll durchmischten Rührkesselreaktoren besteht, ist die hydraulische Verweilzeit mit der durchschnittlichen Verweilzeit gleichzusetzen. Der Prozessparameter HRT hat also einen direkten Einfluss auf den Abbaugrad der Substrate, welcher tendenziell mit erhöhter HRT ebenfalls zunimmt.

Die Schlammverweilzeit (SRT, *Sludge oder Solids Retention Time*) bezeichnet die durchschnittliche Verweilzeit, wie lange die Feststoffpartikel und die daran anhaftende Biozönose, also die anaerob abbauenden Mikroorganismen im entsprechenden System verweilen. In einem voll durchmischten System ohne Biomasserückhalt, wie es bei der Anlage der WIGAKO der Fall ist, ist die durchschnittliche SRT mit der durchschnittlichen HRT gleichzusetzen. Daher wird hier auf die Unterscheidung von HRT und SRT verzichtet und der Einfachheit halber nur noch von «Verweilzeit» oder HRT gesprochen. Der Prozessparameter SRT hat konsequenterweise einen direkten Einfluss auf die Biozönose. Ist die SRT geringer, als die Verdoppelungszeit des Mikroorganismus, wird dieser aus dem System ausgewaschen.

Einfluss auf die Methanbildung in der 1. Stufe

Die Einstellung der HRT sowohl der thermischen Vorbehandlung, als auch der beiden Stufen der zweistufigen Anlage hat einen grossen Einfluss auf den Aufschluss und Abbau der organischen Substanz der Substrate und somit auf die Biogas- und Methanproduktion. Je nach Substrat und gewählter Temperatur können zu kurze oder zu lange Verweilzeiten zu negativen Effekten führen. Eine allgemeingültige Formel für die ideale HRT gibt es nicht; das Optimum muss prozessspezifisch je nach Substrat bzw. Substratmischung und Temperatur eingestellt werden. Insbesondere bei offenen Hydrolysereaktoren, die nicht am Biogasverwertungssystem angeschlossen sind, ist eine Methanbildung in der 1. Stufe zu vermeiden. Da die Verdoppelungszeit der methanogenen Archaeen im Vergleich zu den Bakterien, die es für die Hydrolysestufe benötigt, vergleichsweise lang ist, kann durch eine geringe HRT in der 1. Stufe eine Methanbildung verhindert werden. Voraussetzung dafür ist, dass keine Hofdünger von Wiederkäubern, die bereits Methanogene enthalten, der 1. Stufe zugeführt werden. Bei den Versuchen von Fernández-Rodríguez et al. (2015) wurde beispielsweise bei Verweilzeiten von mehr als 7 Tagen in der



1. Stufe eine Methanbildung beobachtet, wobei auch die Hydrolyse nicht mehr so effizient ablief, wie bei kürzerer Verweilzeiten.

Einfluss von Temperatur und Substrat auf die optimale HRT

Die Ergebnisse der Untersuchungen von Lee et al. (2009) zum Abbau von Küchenabfällen und Überschusschlamm einer Abwasserreinigungsanlage zeigten die substrat- und temperaturabhängigen Veränderungen der idealen Verweilzeiten deutlich: Beim thermophilen Betrieb beider Stufen (55 °C/55 °C) wurden praktisch identische Methanbildungsraten bei unterschiedlichen Verweilzeiten in der 1. bzw. 2. Stufe von 2.3 bzw. 8.5 und 3.0 bzw. 11.5 Tagen bestimmt. Die Versuchsansätze bei erhöhten hydraulischen Verweilzeiten von 4.0 bzw. 15.0 und vor allem bei 6.0 bzw. 20.0 Tagen zeigten erstaunlicherweise eine deutlich tiefere, spezifische Methanbildung. Bei den entsprechenden Ansätzen und hyperthermophilem Betrieb der 1. Stufe bei 70 °C lieferte jedoch der Ansatz mit thermophiler, zweiter Stufe (55 °C) und den längsten Verweilzeiten (6.0 bzw. 20.0 Tage) die höchste, spezifische Methanproduktion.

Fernández-Rodríguez et al. (2015) untersuchten für den mechanisch sortierten, organischen Anteil des festen Hausmülls «MS-OFMSW» den Einfluss der Verweilzeit in der 1. Stufe bei einer TPAD im Labormassstab (Rührkessel, Batchbetrieb). Für die 1. Stufe wurde eine optimale Verweilzeit von 4 bis 5 Tage ermittelt, und für die 2. Stufe eine optimale Verweilzeit von 10 Tagen bestimmt. Diese Verweilzeit korreliert mit einem maximalen oTS-Abbau und höherem spezifischen Biomethanertrag von 410 L kg⁻¹ oTS in der 2. Stufe. Die 1. Stufe wurde thermophil bei 55 °C betrieben, die 2. Stufe mesophil bei 35 °C. Der TS-Gehalt des Ansatzes betrug 20 % und erwies sich gegenüber 30 % TS als optimaler hinsichtlich des oTS-Abbaus. Der pH-Wert lag in der 1. Stufe bei pH 7.0 und in der 2. Stufe bei pH 7.5.

Die Ergebnisse von Pavan et al. (2000) zeigen für den quellensortierten, organischen Anteil des festen Hausmülls «SS-OFMSW» die optimale HRT für die 1. und 2. Stufe (Labormassstab, Rührkessel, diskontinuierlicher Fed-Batch-Betrieb) bei 2 bis 3 Tagen für die 1. Stufe und 8 bis 9 Tagen für die 2. Stufe. Die 1. Stufe wurde mesophil bei 35 °C betrieben, die 2. Stufe thermophil bei 55 °C. Der TS-Gehalt des Ansatzes, der hauptsächlich aus Früchten und Gemüsen bestand, betrug 8.2 %. Die Raumbelastung lag bei 7.5 kg oTS m⁻³ d⁻¹.

Hidalgo et al. (2015) konnten bei einer Co-Vergärung von Pflanzenöl mit Schweinegülle den höchsten spezifischen Methanertrag von 667 L kg⁻¹ oTS bei einer HRT von 2 Tagen in der 1. Stufe und 18 Tagen in der 2. Stufe erreichen. Beide Stufen wurden bei 37 °C betrieben.

Für Rindergülle konnten Nasir et al. (2014b) bei einer HRT von 3 Tagen in der 1. Stufe und 12 Tagen in der 2. Stufe den höchsten spezifischen Methanertrag von 620 L kg⁻¹ oTS erreichen. Die Temperaturen betrugen in der 1. Stufe 68 °C und in der 2. Stufe 55 °C. Die Raumbelastung lag bei 1.5 kg oTS m⁻³ d⁻¹. Der oTS-Gehalt des Substrates lag bei 70 bis 85 %, der TS-Gehalt bei 8 bis 20 %.

A2.1.4 Organische Raumbelastung (B_R)

Die organische Raumbelastung ist ein Mass für die Leistung eines Fermenters. Sie entspricht der Menge an organischer Trockenmasse, die von einem Kubikmeter Fermenternutzvolumen pro Tag verarbeitet werden kann. Allerdings ergibt sich in Abhängigkeit von den Substrateigenschaften und der Fermenterbauweise eine systemspezifische Obergrenze für einen stabilen Abbauprozess. Beim Überschreiten dieser Grenze kommt es zur Akkumulation an freien Fettsäuren. Ist die pH-Pufferkapazität des Gärkuchens aufgebraucht, sinkt der pH-Wert und führt zur „Versäuerung“ des Prozesses. pH-Werte im sauren Bereich wiederum führen zur Inhibition der methanogenen Archaeen, was einen Einbruch in der Biogasproduktion zur Folge hat. Bei einer optimalen Raumbelastung wird maximal viel Biogas produziert, ohne bei der Stabilität des Prozesses Abstriche zu machen.



Optimale organische Raumbelastung der zweistufigen Vergärung

Pavan et al. (2000c) haben für den quellensortierten, organischen Anteil des festen Hausmülls «SS-OFMSW» den Einfluss der Temperatur in der 1. Stufe auf die B_R des Gesamtsystems im Pilotmassstab (Rührkessel, Semi-Batch) untersucht. Die 1. Stufe wurde mesophil bei 35 °C und einer Verweilzeit von 2-3 Tagen betrieben, die 2. Stufe thermophil bei 55 °C und einer Verweilzeit von 8-9 Tagen. Für das gewählte Substrat konnte die Raumbelastung im zweistufigen System auf bis maximal 7-8 kg oTS m⁻³ d⁻¹ erhöht werden, im Vergleich zu etwa 4 kg oTS m⁻³ d⁻¹ beim einstufigen System. Der spezifische Biomethanertrag blieb dabei weitgehend unverändert bei etwa 400 L kg⁻¹ oTS. Eine Erhöhung der Temperatur in der 1. Stufe auf thermophile Bedingungen ergab keine weitere Steigerung des Abbaugrades und der Biomethanproduktion.

Für die zweistufige Vergärung von Abfällen einer Olivenpresse zeigte sich eine B_R von 1.56-2.25 kg oTS m⁻³ d⁻¹ als optimal. Ab einer B_R von 3 kg oTS m⁻³ d⁻¹ konnten Veränderungen in der Biologie und das Verschwinden einzelner Stämme beobachtet werden. (Stoyanova et al., 2017)

Ravi et al. (2018) konnten Methanerträge von 327 L kg⁻¹ oTS bei einer B_R von 6.1 kg oTS m⁻³ d⁻¹ und 354 L/kg oTS bei einer B_R von 5.4 kg oTS m⁻³ d⁻¹ erreichen. Über die B_R wurde der pH-Wert gesteuert; Bei einer B_R von 5.4 kg oTS m⁻³ d⁻¹ stellte sich der pH-Wert auf 5.5 ein, bei 6.1 kg oTS m⁻³ d⁻¹ ein pH-Wert von 6.0. Der höchste spezifische Methanertrag von 354 L kg⁻¹ oTS wurde zwar bei der B_R von 5.4 kg oTS m⁻³ d⁻¹ erreicht, am stabilsten war der Prozess aber bei einer B_R von <2.6 kg oTS m⁻³ d⁻¹.

De La Rubia et al., 2009 haben den Einfluss der B_R auf die Hydrolyse und Acidogenese von gepressten Sonnenblumenölkuchen in einem einstufigen Reaktor untersucht. Bei einer B_R von 6.0 kg oTS m⁻³ d⁻¹ wurde 83.8 % des Substrates hydrolysiert. Die Temperatur lag bei 35 °C, der pH-Wert bei 5.1 bis 5.4, die HRT bei 10 Tagen und der TS-Gehalt des Substrates lag bei 70 g L⁻¹.

A2.1.5 Trockensubstanzgehalt (TS)

Der TS-Gehalt im Gärkultivat hat mikrobiologisch betrachtet einen Einfluss auf die Durchmischung des Reaktorinhalts, auf die Effizienz des Austreibens des gebildeten Biogases aus der flüssigen Stufe und auf die Grösse des Schärstresses auf die beteiligten Mikroorganismen. Je homogener die Durchmischung im System, desto eher gelangt das Substrat zu den Mikroorganismen (oder umgekehrt) und kann daher effizienter abgebaut werden. Bei guter Durchmischung und tiefer Viskosität des Gärkultivats werden die Produkte, d. h. das organische Material und das gebildete Gas von der abbauenden Biozönose wegtransportiert, was die Abbaueffizienz fördert und lokale Hemmeffekte vermeidet. Eine zu grosse Rührintensität führt zu Hemmungen durch Schärstress und verhindert Syntrophien.

Einfluss auf die zweistufige Vergärung

Versuche zur TPAD von Milchkuhgülle und -mist wurde von Sung und Santha (2003) in unterschiedlichen TS-Konzentrationen durchgeführt. Die Methangewinnung lag konstant innerhalb von 210-220 L kg⁻¹ oTS. Es gab einen Rückgang der Systemleistung in Bezug auf den oTS-Abbau und die Methanproduktion bei TS-Konzentrationen von mehr als 10,35 %. FOS/TAC-Werte von weniger als 0.35 im thermophilen Reaktor und 0.10 im mesophilen Reaktor wurden für einen stabilen Betrieb des Systems als günstig befunden.

A2.2 Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die Vergärung

Die Mehrheit der Untersuchungen zu thermischen Vorbehandlungen anhand einer breiten Palette von Substraten kam zu dem Ergebnis, dass die thermische Vorbehandlung zu einer erhöhten Gasproduktion und/oder zu einer verbesserten Abbaubarkeit führt. Bei einigen Untersuchungen konnten gar keine Effekte und bei einigen wenigen sogar negative Effekte gezeigt werden. Die negativen Effekte passierten



bei sehr hohen Temperaturen von über 100 °C. Die Hygienisierung wurde meistens in einem Temperatur- und Zeitbereich von 70 -100 °C, bzw. 30 min -1 d durchgeführt, wobei 1h bei 70 °C am häufigsten genannt wird. (Quellen siehe Tabelle 5: Einfluss der thermischen Vorbehandlung auf die Vergärung)

Die Kombination einer thermischen Vorbehandlung bei ca. 70 °C während einer Stunde (Pasteurisation) mit einer thermophilen, zweistufigen Vergärung, wie es die WIGAKO in Süderen realisiert, ist in der Fachliteratur nicht detailliert abgehandelt. Untersuchungen zu den Effekten einer thermischen Vorbehandlung bei 70 °C auf eine einphasige Vergärung sind jedoch zahlreich.

Es ist bekannt, dass durch die Erwärmung von organischem Material die Zellen aufgeschlossen werden und deren Inhalte in Lösung gehen, wobei die makromolekularen Strukturen aufgebrochen werden, was eine bessere Abbaubarkeit von gewissen Substanzen mit sich bringen kann. Eine thermische Vorbehandlung kann laut Warthmann et al. (2012) einen positiven Effekt auf die Gasbildung in der 2. Stufe bei allen untersuchten Substraten haben: Bei Rindergülle konnte ein maximaler Biogas-Mehrertrag von + 47 %, bei Klärschlamm ca. + 15 % und bei Proteinsubstraten ca. + 30 % erreicht werden. Zu erwähnen ist, dass eine thermische Vorbehandlung von beispielsweise 70 °C hingegen auch eine Verringerung der Methanproduktion in der nachfolgenden Stufe bewirken kann, wie Versuche mit Rindergülle und Proteinsubstraten zeigten. Erst ab Temperaturen von 120 °C zeigte die Hitzebehandlung durchwegs positive Ergebnisse auf den Methanertrag. Höhere Temperaturen brachten zwar eine teils deutliche Steigerung des Gasertrags mit sich, jedoch muss auch der dafür erforderliche Energieaufwand beachtet werden.

Bei den Versuchen von Warthmann et al. wurde untersucht, wie viel organische Substanz aus den Feststoffen der Rindergülle durch Erwärmen mobilisiert wird. Hierzu wurden Rindergülle-Feststoffe mit einem Restfeuchtegehalt von 80 % in einem Autoklaven eine Stunde auf 70 – 80 °C erwärmt. Danach wurden die in den Feststoffen enthaltenen Flüssigkeiten erneut manuell ausgepresst und der organische Gehalt in der Flüssigphase analysiert. In diesem „Presswasser“ wurde vor und nach dem Erwärmen der Anteil organischer Substanzen als chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) bestimmt. 1.0 g CSB entspricht näherungsweise 0.93 g Sacchariden, welche aus cellulosehaltigem Material freigesetzt werden, das sich in den Feststoffen der Rindergülle befindet. Durch Erwärmen auf 70 °C für 1h wird der Gehalt an organischen Substanzen in der Flüssigfraktion mehr als verdoppelt.

Auf den Methanertrag hatte Wärme jedoch bei der Pasteurisierungstemperatur von 70 °C keinen, bzw. einen negativen Einfluss auf alle Fraktionen der Rindergülle, siehe auch die folgende Abbildung. Durch Sterilisierung bei einer Stunde bei 121 °C stieg der kumulierte Gasertrag jedoch um +47 % an. Eine alkalische Hydrolyse mit 1 % Natronlauge (NaOH) konnte den Gasertrag nicht steigern. Der Effekt der Wärme macht demzufolge einen grösseren Effekt aus, als die alkalische Behandlung mit NaOH. Die Erwärmung der Dünngülle auf 121 °C war jedoch energetisch nicht vorteilhaft, da erheblich mehr Energie durch die Vorbehandlung in das System investiert wurde, als in Form von Methan als Mehrertrag gewonnen werden konnte. Im konkreten Fall der Wärmebehandlung bei 121 °C mussten für den Energie-Mehrertrag von etwa 5 MJ Methan mehr als 15 MJ an Wärme aufgewendet werden, also ein dreifach höherer Input an Wärmeenergie als die Energie im Gas-Output.

Die alkalische Hydrolyse und thermische Behandlung bei 121 °C erbrachte eine Steigerung um +39 %. Die Behandlung bei 70 °C hingegen führte zu einem Minderertrag von mindestens 7.6 %.

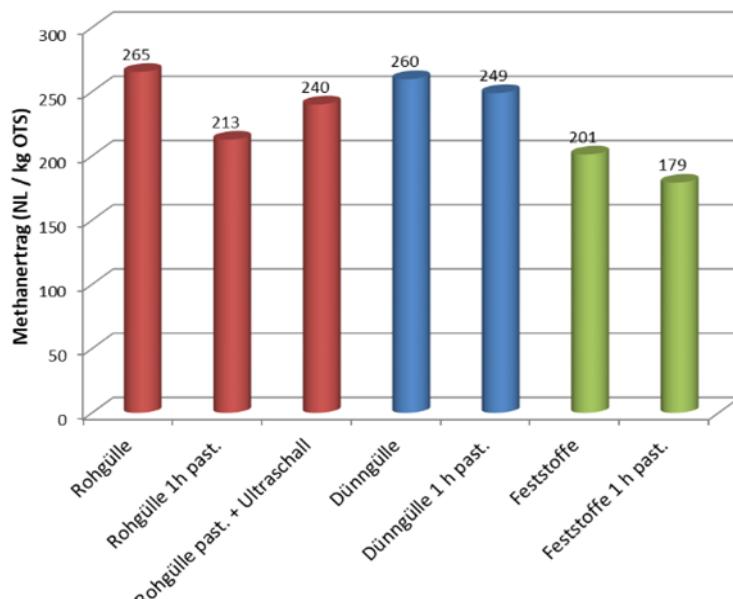


Abbildung 30: Einfluss der Wärmebehandlung auf den Methanertrag von Rindergülle-Fraktionen

Thermische Vorbehandlung bei 70 °C und anschliessende, mesophile Vergärung während 30 d (Warthmann et al., 2012)

In Abbildung 31 ist die Bewertung von Vorbehandlungsmethoden mittels CSB-Freisetzung am Beispiel des Überschuss-Schlams dargestellt. Die 20-minütigen Wärmebehandlungen bewirken eine verbesserte Hydrolyse.

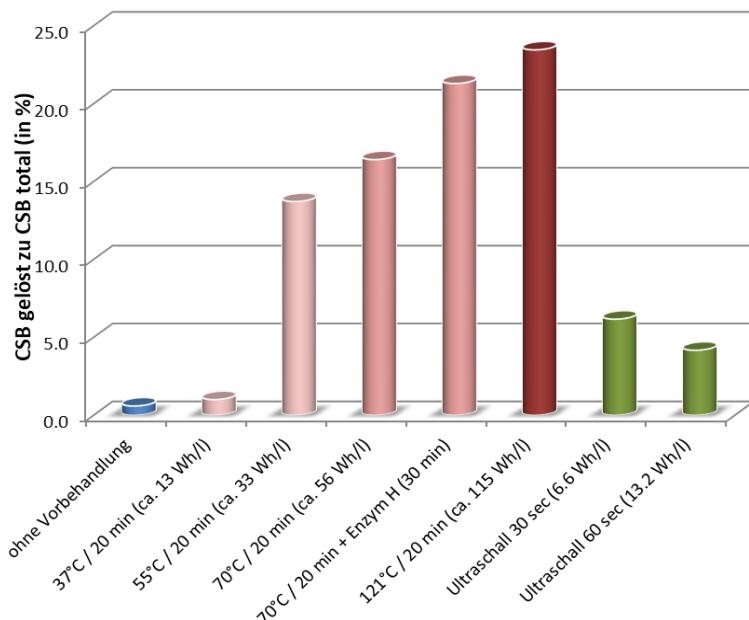


Abbildung 31: Auswirkung verschiedener Vorbehandlungsmethoden auf den CSB

Wärme-, Enzym- und Ultraschall-Behandlung von Überschuss-Schlamm (Warthmann et al., 2012)

Neyens und Baeyens (2003) haben Wärmebehandlungen im Temperaturbereich von 40 bis 180 °C durchgeführt und beobachteten, dass die Vorbehandlung von Hausmüll und Algenbiomasse bei 70 °C



während 1 bzw. 8 Stunden nicht zu einer Verbesserung der Biogasproduktion führte. Die thermische Vorbehandlung im Niedertemperaturbereich zwischen 60 °C und 180 °C zerstört jedoch die Zellwände und macht die Proteine für den biologischen Abbau zugänglich. Während die Kohlenhydrate und die Lipide des Schlamms ohnehin leicht abbaubar sind, werden die Proteine durch die Zellwand vor der enzymatischen Hydrolyse geschützt.

Ariunbaatar et al. (2014) haben die Ergebnisse mehrerer Autoren zur thermischen Vorbehandlung bei 70 °C während 1 Stunde verglichen. Demnach konnten sieben Autoren positive Effekte wie Biogasmehrerträge von bis zu 78 % oder zumindest eine verbesserte Abbaubarkeit zeigen. In drei Fällen hatte die thermische Vorbehandlung allerdings gar keine Effekte (bei Hausmüll und Algen) oder sogar negative Effekte wie bei Früchten und Gemüse sowie Schweinemist. Bei den Früchten und Gemüsen wird als Ursache für den niedrigeren Biogasertrag die Bildung von Melanoidin genannt. Beim Schweinemist wird eine durch die hohen Temperaturen ausgelöste Maillard-Reaktion vermutet, welche den Mist verhärtet und somit für die Mikroorganismen schwerer zugänglich gemacht hat.

Carrère et al. (2009) konnten mithilfe einer thermischen Vorbehandlung von Schweinegülle eine verbesserte Löslichkeit von Lignin, Proteinen und Hemicellulose sowie eine Erhöhung der CSB-Umsetzungsrate (Chemischer Sauerstoffbedarf) von 22 % auf 48 % erreichen. Vorbehandelt wurde für 3 Stunden bei 70-100 °C, sowie für 20 Minuten bei 100-190 °C bei pH-Werten von 10 und 12, wobei das Optimum bei 190 °C und pH 10 lag.

Ein ähnlicher Effekt kann bei stark fettigen und öligen Substraten beobachtet werden. Wie Harris et al. (2015) in ihrem Bericht zu Vorbehandlungsmethoden zeigen, konnten neun verschiedene Autoren durch thermische Vorbehandlungen bei 70 °C während 1-7 Tagen und 110-190 °C während 30-90 Minuten Biogasmehrerträge zwischen 10 % und 50 % sowie eine verbesserte Abbaubarkeit erreichen.

Lee et al. (2009) untersuchten die Leistungsmerkmale der TPAD in kontinuierlichen Laborreaktoren bei 70 °C in der 1. Stufe und bei unterschiedlichen Temperaturen in der 2. Stufe (35 °C, 55 °C und 65 °C). Als Substrat verwendeten sie ein Gemisch aus organischen Küchenabfällen (TS 9.8 %) und Überschussschlamm (TS 0.5 %) im Verhältnis 20:80. Eine CSB-Umsetzungsrate von 22-46 % bei 70 °C und 21-29 % bei 55 °C wurde erreicht. Die durchschnittliche Protein-Löslichkeitsrate betrug 44 % bei 70 °C. Die Elimination von Doppelbindungen von Fettsäuren war bei 70 °C deutlich höher, als bei 55 °C.

Prorot et al. (2011) vermuten, dass die thermische Vorbehandlung von Belebtschlamm bei Temperaturen unter 100 °C nicht zum Abbau komplexer Moleküle führt, sondern lediglich die Entflockung von Makromolekülen induziert. Durch die Kombination der Überwachung der Zellyse, Löslichkeit organischer Stoffe und Flockenstruktur wurde die Abbaubarkeit untersucht. Für die angewandte maximale Temperatur von 95 °C wurden Abbaugrade für CSB, Proteine und Zucker von 12.4 %, 18.6 %, 7.4 % erreicht. Der Transfer von organischer Substanz aus den Partikeln in die lösliche Fraktion des Schlamms konnte deutlich gezeigt werden. Die Ergebnisse der Analyse mittels Durchflusszytometrie zeigten, dass die thermische Behandlung bei einer Temperaturerhöhung von 50 auf 95 °C eine progressive Zellyse induziert. Die Auswirkungen auf die Struktur der Flocken schienen jedoch begrenzt zu sein, da die Zerstörung der Flocken auf die Temperaturerhöhung auf 50 °C beschränkt war. Über 50 °C blieb die Größenverteilung der Flocken nahezu konstant.

González-Fernández et al. (2012) untersuchten die Wärmeverbehandlung von Algen. Die Forschung zur Entwicklung erneuerbarer und nachhaltiger Kraftstoffe war in den letzten Jahrzehnten ein grosses Anliegen und Mikroalgen als potenzielle Ressource haben für Energiezwecke grosse Aufmerksamkeit erregt. In diesem Zusammenhang scheint die anaerobe Vergärung der direkteste Energieerzeugungsprozess zu sein. Dennoch wird die Effizienz dieses Prozesses durch die harte Zellwand einiger Mikroalgen behindert. Um die anaerobe, biologische Abbaubarkeit zu verbessern, untersuchte die vorliegende Studie die Wirkung der thermischen Vorbehandlung bei den beiden Temperaturen 70 °C und 90 °C. Bei den beiden getesteten Temperaturen wurden keine Unterschiede in Bezug auf organische

Substanz oder Ammoniumfreisetzung festgestellt. Dennoch wurde eine andere Tatsache für ihre anaerobe biologische Abbaubarkeit beobachtet. Während Mikroalgen roh und vorbehandelt bei 70 °C ca. 22-24 % anaerobe, biologische Abbaubarkeit erreichten, war die Abbaubarkeit bei 90 °C bei 48 %. Obwohl für beide Temperaturen entlang der Vorbehandlungszeit ähnliche Profile verwendet wurden, schien der Schaden in der Zellwand bei 90 °C erheblich grösser zu sein und machte dieses Substrat für die anaerobe Vergärung leichter abbaubar.

Chamchoi et al. untersuchten (2011) das Methanpotenzial von Hausmüll «HHW». Die Untersuchungen wurden in Batch-Fläschchen mit thermophilem Inokulum aus einer Biogasanlage durchgeführt, welche Schweinegülle mit Industrieabfällen vergärt. Das Methanpotenzial von 500 NL kg⁻¹ oTS wurde innerhalb von 10 Tagen erreicht. Die thermische Vorbehandlung der Abfälle bei 70 °C während 1 Stunde und die kombinierte thermische alkalische Vorbehandlung während 70° C während 1 Stunde unter Zugabe von NaOH zur Erreichung des pH-Wertes 10 hatten keinen Einfluss auf das Methanpotenzial des Hausmülls.

Entwässerte Schweinegülle zeigte bei den Untersuchungen von Rafique et al. (2010) eine höhere Biogasproduktion nach einer Wärmebehandlung bei 100 °C (siehe Abbildung 20). Die Methanproduktion war bei einer Vorbehandlung von 100 °C über die gesamte Inkubationszeit ca. 30 % höher als bei der unbehandelten Probe. Die Biogasproduktion aus der thermischen Behandlung bei 110 °C, 130 °C und 150 °C führte zu negativen Effekten auf die Methanbildung. Dies deutet auf die Bildung komplexer organischer Verbindungen bei hohen Temperaturen hin, die nur schwer abgebaut werden. Vorbehandlungen bei 50 °C und 70 °C zeigten keine signifikanten Effekte auf die Methanbildung.

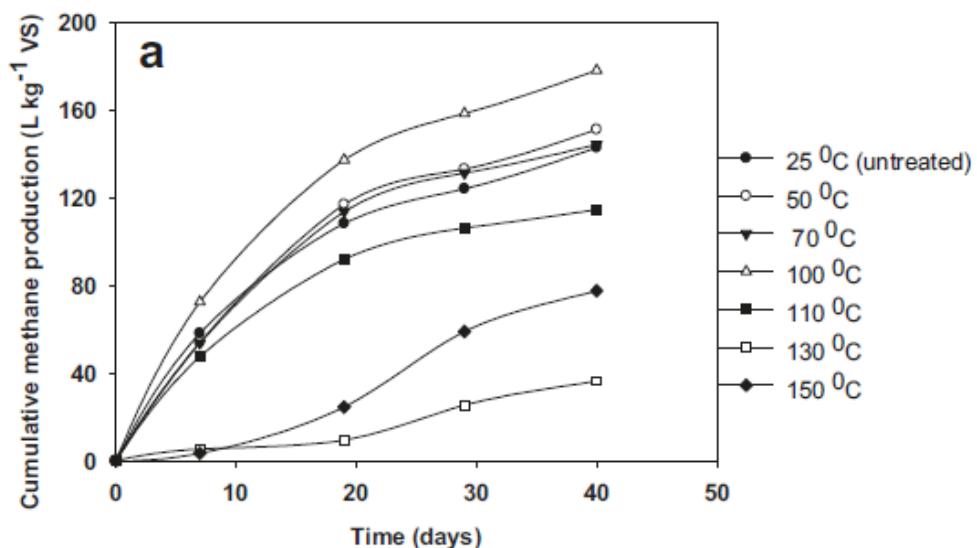


Abbildung 32: Biogasproduktion nach thermischer Vorbehandlung (Rafique et al., 2010)

x-Achse: Kumulierte Methanproduktion in L kg⁻¹ oTS

y-Achse: Verweilzeit in d

Vorbehandlungstemperaturen: 25 °C (unbehandelt), 50 °C, 100 °C, 110 °C, 130 °C, 150 °C

Ferrer et al. (2008) erzielten eine 30 % höhere Biogasproduktion mit einem Methangehalt von 69 %. Ziel dieser Arbeit war es, die Auswirkungen einer Niedertemperatur-Vorbehandlung bei 70 °C auf die Leistung der thermophilen, anaeroben Vergärung von Primär- und Sekundärschlamm zu untersuchen. Erstens wurde der Effekt der Schlammvorbehandlungszeit von 9, 24, 48 und 72 Stunden durch die Zunahme von flüchtigen, gelösten Feststoffen (VDSs), flüchtigen Fettsäuren (FOS) und der Biogasproduktion in thermophilen Batch-Tests bewertet. Zweitens wurde die semikontinuierliche Prozesseleistung



in einem 5-Liter-Laborreaktor untersucht, der bei 55 °C und 10 Tagen Verweilzeit arbeitet. Die Vorbehandlung bei 70 °C zeigte eine Erhöhung des VDS um fast das 10-fache nach 9 h, gefolgt von einer progressiven Erzeugung von FOS von anfangs 0 auf fast 5 g L⁻¹ nach 72 h. Die Biogasproduktion stieg sowohl in Batch-Tests als auch in semikontinuierlichen Experimenten um bis zu 30 %. Die Ergebnisse deuten darauf hin, dass eine kurze Zeitspanne der Niedertemperaturvorbehandlung von ca. 9 Stunden ausreicht, um die Methanproduktion durch den thermophilen, anaeroben Schlammabbau zu erhöhen.

Gavala et al. (2003) berichteten, dass die Vorbehandlung von primärem und sekundärem Klärschlamm bei 70 °C einen unterschiedlichen Einfluss auf das thermophile und mesophile Methanpotenzial hat. Es zeigte sich, dass der Effekt der Vorbehandlung bei 70 °C auf den mesophilen Abbau von Primärschlamm, sowohl in Bezug auf das Methanpotenzial als auch auf die Produktionsrate minimal ist. Die Vorbehandlung hatte jedoch positive Auswirkungen auf den thermophilen Abbau von Primärschlamm, wo das Methanpotenzial und die Produktionsrate nach 1/2/4/7 Tagen Vorbehandlungszeit um 64 %/77 %/80 %/86 % zunahmen. Die Methanproduktionsrate aus Sekundärschlamm zeigte den höchsten Anstieg nach der Vorbehandlung bei 70 °C. Eine Erhöhung von 43-145 % konnte bei einer mesophilen Vergärung und 4-58 % bei der thermophilen Vergärung festgestellt werden. Das Methanpotenzial von Sekundärschlamm ist nur positiv beeinflusst, wenn der Vorbehandlung eine mesophile Vergärung folgt. Der Methanmehrertrag betrug in diesem Fall 20-26 %. Das höhere Methanpotenzial von Primärschlamm im Vergleich zu Sekundärschlamm und die unterschiedlichen Auswirkungen der Vorbehandlung in jedem Fall lassen sich durch die unterschiedliche Zusammensetzung der beiden Schlammarten erklären. Der Primarschlamm ist ein festes, organisches Material, das zu ca. 55 % aus Kohlenhydraten besteht, während Proteine und Lipide 18 % bzw. 10 % ausmachen. Sekundärschlamm besteht hauptsächlich aus Bakterienzellen, die sich durch einen höheren Proteingehalt von ca. 36 % und einen deutlich geringeren Kohlenhydratgehalt von ca. 20 % auszeichnen. Es wurde angenommen, dass die thermische Vorbehandlung die Zellwände zerstört und die Proteine für den biologischen Abbau zugänglich macht. Zusammenfassend legen die Ergebnisse nahe, dass die Auswahl der Vorbehandlungsdauer sowie die Temperatur des nachfolgenden anaeroben Schrittes von der Zusammensetzung des Substrates abhängen sollte.

A2.3 Einfluss der ZVHM auf einzelne Substratkategorien

Die zweistufige Vergärung führt bei leicht abbaubaren Substraten vor allem zu einem beschleunigten Abbau, nicht aber unbedingt zu einem höheren Biogasertrag. Bei schwer abbaubaren Substraten kann die zweistufige Vergärung, vor allem wenn die 1. Stufe thermophil ist, zu einem erhöhten Biogasertrag führen.

Beim Abbau von schwer abbaubaren Substraten wie Fetten (generell werden Fette als schwer abbaubar eingestuft, es gibt aber auch eine beachtliche Anzahl an Studien die Fette als leicht abbaubar einstufen) kann die Lipaseaktivität der Bakterien mit dem Aufbrechen des Substrates, und somit dem Freisetzen von FOS und LCFA (long chain fatty acids) und dem folglich sinkenden pH-Wert abnehmen. (Bhumibhamon et al., 2002; Harris & McCabe, 2015; Kaltschmitt et al., 2016; Krishania et al., 2013)

Wie Li und Noike (1992) beobachteten, ist die Hydrolysewirkung in der zweistufigen Vergärung bei Kohlenhydraten und Proteinen grösser als bei Lipiden. Der biochemische Weg zur methanogenen Fermentation von Proteinen und Kohlenhydraten erfordert, dass diese zu Monomeren hydrolysiert, zu Aminosäuren desaminiert und einer Essigsäure-Fermentation für Zuckermanomere unterzogen werden. Die Hydrolyse ist wahrscheinlich der geschwindigkeitslimitierende Schritt bei der Vergärung von Kohlenhydraten und Proteinen. Nicht so bei Lipiden, die zwei Kohlenstoff-Decarboxylierungen durchlaufen, um aus langkettigen Fettsäuren Essigsäure herzustellen.



A2.3.1 Anaerob leicht abbaubare Substrate

Bei anaerob leicht abbaubaren Fraktionen wie beispielsweise Abfällen aus der Gastronomie bewirkt die zweistufige Vergärung in erster Linie eine Beschleunigung des anaeroben Abbaus. Dadurch kann das Gesamtsystem insgesamt bei höherer Raumbelastung betrieben werden, wodurch der Durchsatz und folglich die Biogasproduktion der Anlage im Vergleich zum einphasigen System steigen. Der spezifische Biomethanertrag bleibt jedoch in den meisten Fällen unverändert.

Darüber hinaus ist die Hydrolyse bei leicht abbaubaren Abfällen nicht unbedingt der begrenzende Schritt, so dass die erhöhte Hydrolyse durch Vorbehandlung zu einer Akkumulation von flüchtigen organischen Säuren (FOS) führen kann, was unter Umständen die methanogenen Archaeen hemmt.

A2.3.2 Anaerob schwer abbaubare Substrate

Als schwer abbaubare Substrate gelten lignin-, cellulose- und lignocellulosehaltige Substrate sowie ölige und fettige Substrate. Ölige und fettige Substrate sind oft deshalb schwer abbaubar, weil die Mikroorganismen sensibel auf lipidreiche Substanzen sowie auf deren Abbauprodukte und Nebenprodukte reagieren können.

Bei anaerob schwer abbaubaren Fraktionen kann eine zweistufige Vergärung zusätzlich zu einer Erhöhung des Biomethanertrages beitragen, insbesondere beim Aufschluss und Abbau von Lignocellulose. Allgemein arbeiten hydrolytische Enzyme, welche Cellulose, Hemicellulose oder Stärke abbauen, bei Temperaturen von 30 °C bis 50 °C besser (Montgomery & Bochmann, 2014). Eine Erhöhung der Temperatur in der 1. Stufe (thermophil oder hyperthermophil) kann einen positiven Effekt auf die Abbaukinetik und den Abbaugrad der schwer abbaubaren Fraktionen bewirken.

Ähnliche Beobachtungen wurden von Mata-Alvarez et al. (2000) für «MS-OFMSW» gemacht, der nach Abtrennung von biogenen Abfällen aus der Separatsammlung verbleibt. Durch eine Kombination aus einer hyperthermophilen 1. Stufe bei 65 °C und einer Verweilzeit von 4.3 Tagen mit nachfolgender thermophilen Methanbildung bei 55°C während einer Verweilzeit von 14.2 Tagen konnte insgesamt ein oTS-Abbau von 80 % erreicht werden. Die nicht abgebaute Fraktion enthielt überwiegend ligninhaltige Komponenten. Die erzielte Biogasproduktion von 797 L g ⁻¹ oTS entsprach 98 % des theoretisch möglichen Wertes.

A2.3.3 Abbaubarkeit und Hemmeffekte von Lipiden

Allerdings können Lipide zu Verstopfungen resp. zu Behinderungen des hydraulischen Systems führen, da sie an die Biomasse adsorbieren. Diese Adsorption kann zu Schwebeteilchen respektive zu Schwimmschichten und zur Flockenbildung führen, was zu geringerer Aktivität der Biomasse und zu Auswaschungen führen kann. Diese negativen Effekte können sich verstärken, je langkettiger und je grösser der Anteil an gesättigten Fettsäuren ist, ungesättigte Fettsäuren sind hingegen reaktionsfreudiger. (Hidalgo et al., 2015)

Beim Abbau von Fetten kann die Lipaseaktivität der Bakterien mit dem Aufbrechen des Substrates, und somit dem Freisetzen von FOS (flüchtige organische Säuren) und LCFA (*long chain fatty acids*; langkettige Fettsäuren) und dem folglich sinkenden pH-Wert abnehmen. (Bhumibhamon et al., 2002; Harris & McCabe, 2015; Kaltschmitt et al., 2016; Krishnan et al., 2013)

Ebenfalls eine Hemmung des Abbaus kann eine zu hohe Konzentration von LCFA auslösen, was von allen Autoren zu diesem Thema bestätigt wird (Harris & McCabe, 2015). Die Hemmwirkung tritt durch eine zu hohe Konzentration an LCFA ein, was thermodynamische oder mikrobielle Hemmwirkungen auslösen kann (Oh & Martin, 2010). Ein Versuch von Lalman & Bagley (2002) bestätigt die Aussage von Koster & Cramert (1987), wonach kombinierte Fettsäuren eine höhere Hemmwirkung aufweisen. Die Hemmwirkung zeigt sich allerdings nur beim Säure-Abbau, nicht aber bei der Säure-Produktion.



Zusätzlich konnte festgestellt werden, dass die Hemmung des Buttersäuren-Abbaus stärker ist, je ungesättigter die LCFA sind.

Massnahmen gegen Hemmeffekte beim Abbau von Lipiden

Eine mögliche Massnahme, um dem gehemmten Fettabbau von Lipiden zu entgegnen, ist die Zugabe von Lipase-Enzymen. So steigerte die Zugabe von Lipasen bei einem Versuch von Harris und McCabe (2015) zum Abbau von Schlachthausabwasser den Lipidabbau in der Hydrolyse um 35 %. Für die Prozesstemperatur empfiehlt Long et al. (2012) zum Abbau von Lipiden thermophile Bedingungen, weil dabei eine kleinere Schaumschicht entsteht, als bei mesophilen Bedingungen. Auch seien die Lipide im thermophilen Bereich für die Mikroorganismen und ihre Enzyme leichter zugänglich. Eine thermische Vorbehandlung von Fetten und Ölen, welche die Triglyceride und LCFA bereits zu kürzerkettigen FOS abbauen, könnte für den Abbau förderlich sein. Im Vergleich zu den LCFA liegen für FOS die Hemmungskonzentrationen bezüglich der Methanbildung in der Regel höher (Harris & McCabe, 2015). Mehrere Studien bestätigen, dass bei zweiphasigen Prozessen, insbesondere TPAD, eine höhere Belastung mit Lipiden gefahren werden kann, als bei einphasigen, da die Hydrolysestufe einen effizienteren Abbau von Lipiden ermöglicht (Long et al., 2012).

Enzymatischer Abbau von langkettigen Fettsäuren (LCFA)

Der anaerobe Abbau von Lipiden, d. h. Fetten und Ölen wird grundsätzlich durch hydrolytische Bakterien gewährleistet, die Enzyme (Lipasen) zur biochemischen Spaltung der Esterverbindungen zwischen Glycerin und Fettsäuren freisetzen (Čipinytė et al., 2009; Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016). Die Abbaurate und Geschwindigkeit hängt dabei vom physikalischen Zustand der Lipide ab. Feste Lipide sind für die enzymatischen Angriffe mit Lipase weniger gut verfügbar als flüssige Lipide (Čipinytė et al., 2009).

Im Allgemeinen werden LCFA, sobald sie mit Hilfe der Lipasen vom Glycerin abgespalten wurden, mit acidogenen Bakterien durch eine β -Oxidation weiter abgebaut, bis sie als kurzkettige Essigsäuren vorliegen. In der Abbildung 21 sind β -Oxidation-Reaktionen und frei werdende Energiewerte für verschiedene LCFA zusammengefasst. Stearinsäure wird demnach zuerst zu Palmitinsäure und anschliessend weiter zu Myristinsäure abgebaut. Dies Unterstützt die Hypothese, dass gesättigte Fettsäuren direkt abgebaut werden können, auch wenn der Abbau von Öl- und Linolsäure energetisch sinnvoller wäre. Andere Studien haben vorgeschlagen, dass gesättigte Fettsäuren abgebaut werden, indem sie zuerst zu ungesättigten Fettsäuren umgewandelt werden. Auch wenn bei Ölsäure auch Linolsäure als Abbauprodukt festgestellt wurde, ist diese These umstritten, da beim Abbau von gesättigten Fettsäuren auch noch weitere Nebenprodukte gefunden wurden. (J. A. Lalman & Bagley, 2001)

Tabelle 32: β -Oxidation Reaktion und Energiewerte für verschiedene LCFA's (J. A. Lalman & Bagley, 2001)

Parent	Products	Reactions	$\Delta G^{\circ f}$ (kJ mol ⁻¹)
Linoleic acid (C18:2)	Oleic acid	$C_{18}H_{31}O_2 + H_2 \rightarrow C_{18}H_{33}O_2^-$	-78.6
	Palmitoleic acid	$C_{18}H_{31}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{16}H_{29}O_2^- + C_2H_3O_2^- + H_2 + H^+$	-28.1
	Palmitic acid	$C_{18}H_{31}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{16}H_{31}O_2^- + C_2H_3O_2^- + H^+$	-106.4
Oleic acid (C18:1)	Stearic acid	$C_{18}H_{33}O_2^- + H_2 \rightarrow C_{18}H_{35}O_2^-$	-78.6
	Palmitoleic acid	$C_{18}H_{33}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{16}H_{29}O_2^- + C_2H_3O_2^- + 2H_2 + H^+$	50.5
Stearic acid (C18:0)	Palmitic acid	$C_{18}H_{35}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{16}H_{31}O_2^- + C_2H_3O_2^- + H_2 + H^+$	-27.8
	Palmitoleic acid	$C_{18}H_{35}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{16}H_{31}O_2^- + C_2H_3O_2^- + 2H_2 + H^+$	50.8
Palmitoleic acid (C16:1)	Palmitic acid	$C_{16}H_{29}O_2^- + H_2 \rightarrow C_{16}H_{31}O_2^-$	-78.3
Palmitic acid (C16:0)	Myristic acid	$C_{16}H_{29}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{14}H_{27}O_2^- + C_2H_3O_2^- + H_2 + H^+$	-31.8
	Myristic acid	$C_{16}H_{31}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{14}H_{27}O_2^- + C_2H_3O_2^- + 2H_2 + H^+$	46.5
Myristic acid (C14:0)	Lauric acid (C12:0)	$C_{14}H_{27}O_2^- + 2H_2O \rightarrow C_{12}H_{23}O_2^- + C_2H_3O_2^- + 2H_2 + H^+$	48.6

^a Standard free energies at 25°C and activities = 1 except for H⁺ activity = 10⁻⁷ (pH = 7). See Lalman (2000) for calculation details.



Chemische Struktur der Lipide

Ein Zusammenhang der Abbaubarkeit mit der chemischen Struktur der Fettsäuren (Doppelbindungen, Verzweigungen, Ringbildung) ist nicht von der Hand zu weisen. Die Art der Fettsäuren beeinflussen die Eigenschaften von Fetten. Je langkettiger und je grösser der Anteil an gesättigten Fettsäuren ist, desto höher liegt der Schmelztemperaturbereich. Ungesättigte Fettsäuren sind reaktionsfreudiger. Ausserdem können Fette und Öle zu Verstopfungen sowie zu Behinderungen des hydraulischen Systems führen, da sie an die Biomasse adsorbieren. Diese Adsorption kann zu Schwebeteilchen respektive zu Schwimmschichten und zur Flockenbildung führen, was zu geringerer Aktivität der Biomasse und zu Auswaschungen führen kann. (Hidalgo et al., 2015)

Zusammensetzung und Adaptation der Biozönose

Einen wichtigen Einfluss hat auch die Zusammensetzung der Biozönose auf den anaeroben Abbau. Bakterienkulturen können auf den Abbau einer einzelnen Substanz spezialisiert sein. Auf bestimmten Substraten aus spezifischen langkettigen Fettsäuren (LCFA, engl. *long-chain fatty acids*) gefundene Bakterien konnten andere LCFA nicht abbauen (Sousa et al., 2007). Am besten geeignet für den Abbau von Lipiden seien *Acinetobacter sp.*, *Bacillus sp.* und *Pseudomonas sp.*, die auch Amylase und Protease für den Kohlenhydrat- und Proteinabbau produzieren (Bhumibhamon et al., 2002). Čipinytė et al. (2009), die 124 verschiedene Bakterienstämme auf ihre Lipidabbaufähigkeit testeten, wiesen *Enterobacter aerogenes* und *Arthrobacter sp.* als die Bakterien mit der höchsten Lipaseaktivitäten und intensivsten Abbauraten aus.

Uneinig sind sich verschiedenen Autoren, was die Adaptation von Bakterien an Substrate betrifft. Bakterien, die mit nicht toxischer Konzentrationen von LCFA «vorbehandelt» wurden, entwickelten keine grössere Toleranz gegenüber toxischen Konzentrationen (Angelidaki & Ahring, 1992). Lalman & Bagley (2001) hingegen stellten fest, dass bei dauernder Gegenwart von LCFA eine Adaptation stattfindet und die Hemmung reduziert wird (J. A. Lalman & Bagley, 2001). Auch wurde bei aufeinanderfolgenden LCFA-Fütterungsimpulsen beobachtet, dass sich die säurebildenden Aktivitätsraten erhöhten (Palatsi et al., 2010). Bei hohen, aber auch bei tiefen LCFA-Konzentrationen dominieren im einphasigen Prozess jeweils die hydrolytischen und methanogenen Mikroorganismenstämme, wogegen die acetogenen Bakterien viel anfälliger auf die Anwesenheit von LCFA sind. Die Vielfalt der Bakterien nimmt bei höheren Lipidkonzentrationen allgemein ab, was zur Folge hat, dass eine weniger grosse Bandbreite an Substanzen abgebaut werden kann (Palatsi et al., 2010; VDI, 2006). Eine Bakterienanalyse von Ma et. al (2015) zeigte ausserdem eine deutlich unterschiedliche Biozönose bei zwei Fermentern mit unterschiedlicher Lipidbeladung. Als Hauptstamm für eine effizienten Abbau von lipidhaltigem Abwasser wurde ebenfalls *Acinetobacter* ausgewiesen (Ma et al., 2015).

Abbaubarkeit von Fettschlamm

Weil fett- und ölhaltige Substrate hydrophob und daher schwer homogenisierbar sind, sind sie zum Teil nur schwer abbaubar. Eine Studie von Rojas et al. (2011) untersuchte Fettschlamm als Substrat experimentell und simulativ. Der Fettschlamm setzte sich aus pflanzlichen und tierischen Fetten, die in Fleischereien, Margarinefabriken usw. in den Fettabscheidern gesammelt wurden. Er liegt in flüssiger Konsistenz vor und lässt sich Pumpen. Der spezifische Fettschlamm wies einen TS-Gehalt von 13.9 % auf, einen oTS von 77.8 bezogen auf die TS und einen pH-Wert von pH 4.5. Ein semikontinuierlicher 7-Liter-Laborreaktor, der bei 37 °C und bei pH 7.7 mit Rindergülle und Gärgut betrieben wurde, wurde alle 12 Stunden mit 0.15 Liter Fettschlamm beschickt ($B_R = 1.1 \text{ kg oTS m}^{-3} \text{ d}^{-1}$). Der pH-Wert änderte sich nicht und der Fettschlamm war jeweils nach 2 Tagen komplett abgebaut. Für die Simulation wurde der Fettschlamm in sehr leicht abbaubar (60 %) und leicht abbaubar (40 %) eingestuft. Die makromolekulare Zusammensetzung wurde folgendermassen definiert: 10 % Kohlenhydrate, 20 % Proteine und 70 % Lipide. Mit diesen Annahmen deckten sich Simulation und Experiment sehr gut.



Mögliche Hemmeffekte

Čipinytė et al. (2009) haben in Experimenten mit Sonnenblumenöl festgestellt, dass die Lipaseaktivität der Bakterien zu Beginn stark zunimmt. Mit dem Aufbrauchen des Substrates, dem Freisetzen von LCFA und dem Sinken des pH-Werts (nach 72 h von pH 8.0 auf pH 3.8) nahm die Lipaseaktivität wieder ab. Ein zu tiefer pH-Wert scheint die Lipaseaktivität zu hemmen. Ebenfalls eine Hemmung des Abbaus kann eine zu hohe Konzentration von LCFA auslösen, was von allen Autoren zu diesem Thema bestätigt wird (Harris & McCabe, 2015). Die Hemmwirkung tritt durch eine zu hohe Konzentration an LCFA ein, was thermodynamische oder mikrobielle Hemmwirkungen auslösen kann (Oh & Martin, 2010). Zu hohe Konzentrationen können diverse Schritte des anaeroben Abbaus hemmen. Eine Untersuchung von Angelidaki & Ahring (1992) mit Rindergülle bei 55 °C und einem pH-Wert zwischen pH 6.9 und pH 7.2 zeigte, dass beispielsweise schon eine geringe Menge an Stearinsäure von 0.3 g L⁻¹ den Essig-, Propion- und Buttersäureabbau und die Methanproduktion hemmen können. Ab 1 g L⁻¹ wurden nach 30 Tagen keine Methanproduktion und kein weiterer Abbau von FOS festgestellt. Bei der Zugabe von Ölsäure in einen funktionierenden Batchversuch reichte bereits eine Konzentration von 0.5 g L⁻¹, um sowohl die Methanproduktion als auch den FOS-Abbau sofort zu hemmen.

In der nachfolgenden Tabelle sind hemmende Konzentrationen langkettiger Fettsäuren auf den anaeroben Abbauprozess aufgeführt:

Tabelle 33: Hemmende Konzentrationen von langkettigen Fettsäuren (LCFA)
Übersicht über die Literaturquellen

Quelle Bemerkung	Angelidaki and Ahring, 1992 Hemmung Ab- bau [g L ⁻¹]	Angelidaki and Ahring, 1992 kein Ab- bau [g L ⁻¹]	Koster and Cramert, 1987 Hemmung Me- thanbildung [g L ⁻¹]	Koster and Cramert, 1987 50 % Hem- mung Methan- bildung [g L ⁻¹]	Lalman and Bagley, 2001 Hemmung Acetatabbau [g L ⁻¹]
Stearinsäure (C18)	0.30	1.00			
Ölsäure (C18- 1)	0.20	0.50	0.68	> 2.82	0.03
Palmitinsäure (C16)					
Myristinsäure (C14)			0.59	1.35	
Laurinsäure (C12)			0.32	0.86	
Caprinsäure (C10)			0.45	0.83	
Caprylsäure (C8)			0.97	0.63	

Koster & Cramert (1987) machten ähnliche Versuche und testeten nebst der einzelnen Wirkung von fünf LCFA auch Kombinationen von mehreren LCFA auf die methanogene Aktivität. Die Versuche wurden bei 30 °C, einem auf pH 7 gepufferten pH-Wert und mit Granulat aus Abwasser einer Kartoffelverarbeitungsfabrik als Substrat durchgeführt. Die Resultate zeigten, dass Kombinationen von unterschied-



lichen LCFA noch eine viel stärkere Hemmung verursachen können. Zusätzlich wurde die Methanproduktion bei verschiedenen Konzentrationen von Laurinsäure und verschiedenen organischen Raumbelastungen gemessen. Je höher die Konzentrationen waren, desto tiefer fiel der Methanertrag aus, wobei die Biomassenbelastung nur ein geringer Einfluss hatte.

Ein Versuch von Lalman & Bagley (2002) bestätigt die höhere Hemmwirkung von kombinierten Fettsäuren. Die Hemmwirkung zeigt sich allerdings nur beim Säure-Abbau, nicht aber bei der Säure-Produktion. Zusätzlich konnte festgestellt werden, dass die Hemmung des Buttersäuren-Abbaus stärker ist, je ungesättigter die LCFA sind.

Optimierungsmöglichkeiten beim Abbau von Lipiden

Beim Abbau von schwer abbaubaren Substraten, wie bei gewissen langkettigen Fettsäuren, kann die Lipaseaktivität der Bakterien mit dem Aufbrechen des Substrates, und somit dem Freisetzen von LCFA und FOS insbesondere im Zusammenhang mit einem tiefen pH-Wert stark abnehmen (Bhumibhamon et al., 2002; Harris & McCabe, 2015; Kaltschmitt et al., 2016; Krishnania et al., 2013). Folgende Massnahmen zur Minderung der Hemmeffekte stehen zur Möglichkeit.

Optimale Fermentationstemperatur wählen

Für die Prozesstemperatur empfiehlt Long et al. (2012) zum Abbau von Lipiden thermophile Bedingungen, weil dabei eine kleinere Schaumschicht entsteht, als bei mesophilen Bedingungen. Auch seien die Lipide im thermophilen Bereich für die Mikroorganismen und ihre Enzyme leichter zugänglich. Als Nachteile werden höhere Prozesskosten und die grösste Anfälligkeit von thermophilen Bakterien auf erhöhte LCFA-Konzentrationen genannt.

Enzyme zugeben

Eine mögliche Massnahme, um dem gehemmten Fettabbau von Lipiden zu entgegnen, ist die Zugabe von Lipase-Enzymen, welche die Triglyceride und LCFA bereits zu FOS abbauen. So steigerte die Zugabe von Lipasen bei einem Versuch von Harris und McCabe (2015) zum Abbau von Schlachthausabwasser den Lipidabbau in der Hydrolyse um 35 %. Diese Massnahme ist aufgrund der Notwendigkeit der Hilfsmittelzugabe jedoch eher für wissenschaftliche Versuche, als für eine Anwendung im technischen Massstab geeignet.

Thermisch vorbehandeln

Eine thermische Vorbehandlung von Fetten und Ölen, welche die Triglyceride und LCFA bereits zu kürzerkettigen FOS abbauen, könnte für den Abbau förderlich sein. Im Vergleich zu den LCFA liegen für FOS die Hemmungskonzentrationen bezüglich der Methanbildung in der Regel höher (Harris & McCabe, 2015).

Zweistufige, anaerobe Vergärung

Mehrere Studien bestätigen, dass bei zweiphasigen Prozessen, insbesondere TPAD, eine höhere Belastung mit Fetten und Ölen gefahren werden kann, als bei einphasigen, da die Hydrolysestufe einen effizienteren Abbau von Lipiden ermöglicht (Long et al., 2012). In einem Versuch von Beccari et al. (1998) konnte der Lipidabbau in einem Laborversuch mit einer Hydrolyse beispielsweise um das 1.9fache erhöht werden.

Substratmischung optimieren

Ein weiterer Ansatz, der im Bericht von Harris und McCabe (2015) diskutiert wird, um Hemmeffekte zu vermeiden, ist das Optimieren der entsprechenden Substratmischung. Wie die Studie zeigt, konnten



fünf verschiedene Autoren durch die Co-Vergärung von Schweine- oder Geflügelmist sowie von Schlämmen aus Abwassereinigungsanlagen mit lipidhaltigen Substraten Biogasmehrerträge von 21-66 % im Vergleich zur Vergärung ohne die lipidhaltigen Substrate erzielen. Der Anteil an lipidhaltigen Substraten lag bei maximal 46 %. Bei einem höheren Anteil an lipidhaltigen Substraten könnte der Hemmeffekt der Lipide das grösstere spezifische Methanpotenzial von lipidhaltigen Substraten überwiegen, und der Biogasertrag könnte sinken. Es gilt ein Mischungsverhältnis zu finden, bei dem der lipidhaltige Anteil, und somit das BMP, möglichst hoch ist, ohne dass die Mikrobiologie gehemmt wird.

In der Literatur werden oft Versuche zum anaeroben Abbau von Fetschlamm aus dem Vorklarbecken einer ARA zusammen mit Klärschlamm beschrieben. So wird die Biogasausbeute bei einem oTS-Fetschlammanteil von 60 % um 55 % erhöht (Noutsopoulos et al., 2013) oder bei einem semikontinuierlichen Laborreaktor konnten mit oTS-Fetschlammanteilen von 12-18 % der Biogasertrag um 28-82 % gesteigert werden (Grosser & Neczaj, 2016). Bei einem 0.2%igen Volumenanteil an Fetschlamm im mesophilen Temperaturbereich konnte nach einer HRT von 30 Tagen zum Beispiel aber auch keine Veränderung des spezifischen Methanertrags festgestellt werden (Martínez et al., 2012).

Hidalgo et al. (2015) haben bei einer zweiphasigen Vergärung die Co-Vergärung von Schweinegülle und Pflanzenölen aus der verarbeitenden Industrie bei pH 6.5 und einem Fettanteil von 49.6 % untersucht. Die Versuche wurden bei 37 °C und mit Verweilzeiten von 0.1, 1.0, 2.0 und 4.0 Tagen in der Hydrolysestufe und 11.5, 15.0, und 20.0 Tagen in der Methanogenese durchgeführt. Der pH-Wert blieb stabil und als optimale HRT wurden für die 1. Stufe 2 Tage und für die 2. Stufe 18 Tage ermittelt. Die meisten gefundenen LCFA in den Rückständen waren Ölsäuren (46 %), Linolsäuren (32 %), Palmitinsäuren (14 %) und Stearinsäuren (6 %). Parallel wurde ein Biomethanpotenzial-Versuch bei 37 °C und einem pH-Wert von pH 7.5 mit Schweinegülle als Inokulum durchgeführt. Es wurden vier verschiedene Öl-Schweinegülle-Verhältnisse (A 1:0, B 1:1, C 1:3, D 1:5) mit einer Konzentration von 6.5 g L⁻¹ untersucht. Für die Verhältnisse A, B, C und D betrug die Methanausbeute 824, 670, 603 und 577 NL kg⁻¹ oTS.

Bei einer Co-Vergärung von Schweinegülle mit Sardinenölabfällen durch Ferreira et al. (2012) konnte die Methanausbeute im Vergleich zur reinen Schweinegülle mit dem Verhältnis Gülle:Öl von 95:5 um das 4-fache gesteigert werden. Die organische Raumbelastung betrug 5.2 kg oTS m⁻³ d⁻¹. Der Versuch wurde unter mesophilen Bedingungen bei 35-37 °C und mit einer HRT von 16 Tagen durchgeführt und der pH-Wert pendelte sich zwischen pH 5.7 und pH 6.7 ein, ohne dass Hemmeffekte festgestellt wurden.

Mehrere Substratkombinationen haben Alvarez & Lidén (2008) in einer semikontinuierlichen Vergärung bei 35 °C und einer organischen Raumbelastung zwischen 0.3 und 1.3 kg oTS m⁻³ d⁻¹ untersucht. Sie verwendeten folgende drei Substratkategorien: Rinder- und Schweineschlachtabfälle, Rinder- und Schweinemist sowie Obst- und Gemüseabfälle. Mischungen mit allen drei Substratgruppen ergaben höhere Methanerträge, als die Mischungen mit einer oder zwei Substratgruppen. Bei einer Mischung trat durch eine zu hohe FOS-Konzentration und bei zwei weiteren durch einen zu tiefen pH-Wert eine Hemmung ein. Eine FOS-Konzentration von 10 g L⁻¹ war noch nicht toxisch.

Pikt et al. (2014) haben lipid- und proteinreiche, feste Schlachtabfälle mit Rindergülle bei 37 °C vergoren. Eine Zugabe von bis zu 5 % Schlachtabfälle, dessen TS aus 42.2 % Lipiden und 35.8 % Proteinen bestand, ergab bei einer Raumbelastung von 3.76 kg oTS m⁻³ d⁻¹ einen stabilen Prozess. Nach Zugabe der Schlachtabfälle, im Vergleich zur reinen Rindergülle, konnte eine 3.5-fache Steigerung der Biogasproduktion festgestellt werden, bei keinerlei Hemmeffekten durch LCFA oder Ammonium (NH₃). Die Zugabe von 2 % Lipiden als technisches Fett führte hingegen zur Bildung von Schwimmschichten und einer Abbauhemmung, obwohl die reine Belastung der Lipide ähnlich hoch war, wie beim Lipid-Protein-Gemisch.

A3 Verfahrensbeschreibung der Anlage

Nachfolgend werden Zweck und Prozessbedingungen der für dieses Projekt relevanten verfahrenstechnischen Anlagenteile beschrieben. Die Tag-Nummern, die im Titel in eckigen Klammern nach der jeweiligen Bezeichnung und Abkürzung des Anlagenteils steht, sind ebenfalls in den Prozessfliessbildern im Anhang A10 zu finden. Eine Übersicht der einzelnen Behälter der Gesamtanlage ist in der nachfolgenden Abbildung dargestellt.

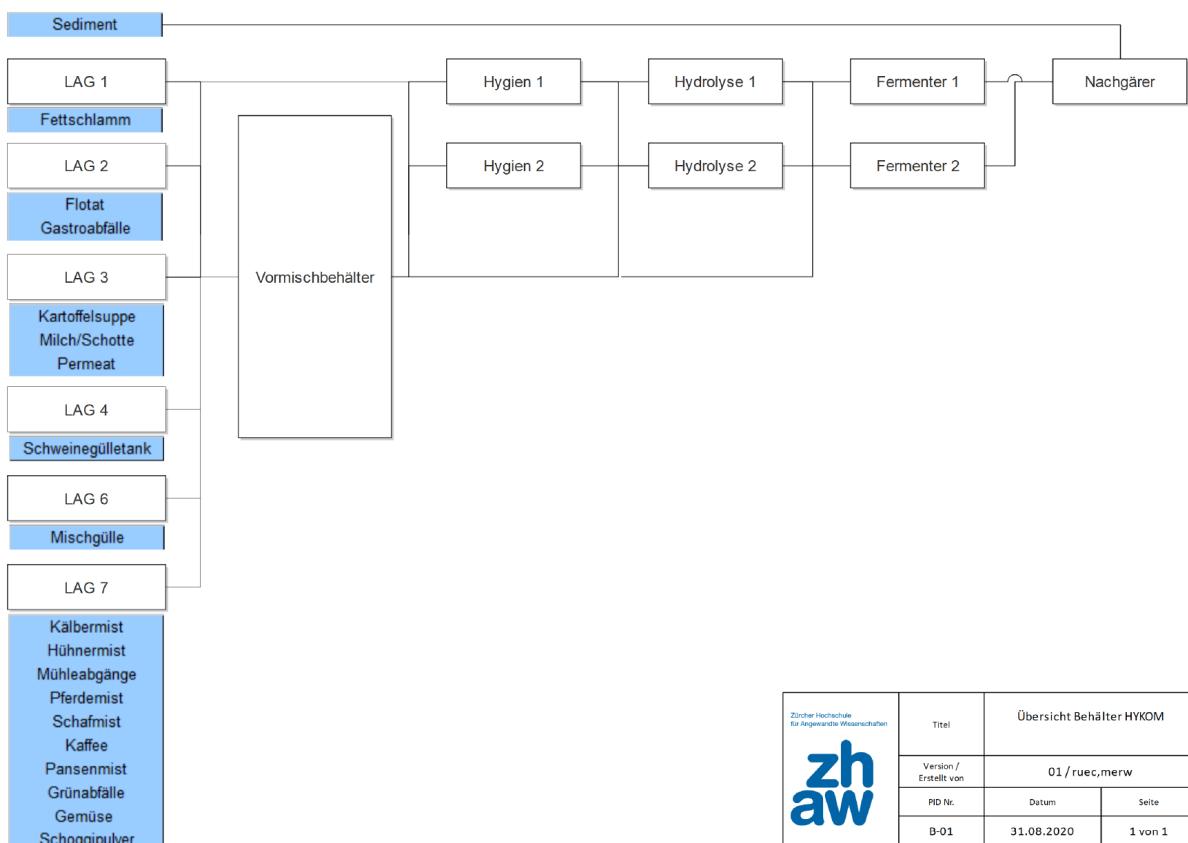


Abbildung 33: Übersicht Behälter HYKOM

A3.1 Behälter zur Substratlagerung

Sämtliche flüssige Substrate werden mit den betriebseigenen Tanklastwagen auf die Anlage gebracht. Flüssige, d. h. pumpbare Substrate können dem Fett-Tank (LAG1), Flüssig-Silo (LAG2), Flüssig-Tank (LAG3) oder Flüssig-Bunker (LAG6) bzw. Schweinegülle-Tank (LAG4) zugegeben werden. Zur Lagerung der festen Substrate, welche mit den WIGAKO Lastwagen mit Hakengeräten angeliefert werden, dient der Feststoff-Bunker (LAG7).

A3.2 Fett-Tank / LAG1 [T_S1_1]

Zweck:

Dieser Behälter dient der Lagerung von fetthaltigen Substraten, die auf einer Minimaltemperatur gehalten werden müssen, damit sie nicht auskallen. Optional kann das Substrat bereits hier einer moderaten, thermischen Vorbehandlung bis maximal 70 °C unterzogen werden.



Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 30 m³
- Nutzvolumen: 25 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: heizbar, <70 °C
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: Paddelrührwerk
- Material: Stahl, beschichtet
- Aufstellung: überdacht

A3.2.1 Flüssig-Silo / LAG2 [T_S5_5]

Zweck:

Dieser Behälter dient der Lagerung von flüssigen Substraten. Er eignet sich zur separaten Lagerung von hygienekritischen Substraten, die zwingend einer Hygienisierung zugeführt werden müssen.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 60 m³
- Nutzvolumen: 50 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: Schiffsschraubenrührwerk
- Material: Kunststoff
- Aufstellung: im Freien

A3.2.2 Flüssig-Tank / LAG3 (T_S7_2)

Zweck:

Dieser Behälter dient der Lagerung von flüssigen Substraten. Hier werden spezielle Substrate, die beispielsweise besonders schnell abbaubar oder energiereich sind, gelagert. Alternativ könnte dieser Behälter als Vormischbehälter für eine spezifische Substratmischung eines Verfahrensschritts dienen.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 30 m³
- Nutzvolumen: 25 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: Schiffsschraubenrührwerk



- Material: Kunststoff
- Aufstellung: im Freien

A3.2.3 Schweinegülle-Tank / LAG4 [T_S2_1]

Zweck:

Dieser Tank wird zur separaten Lagerung von Schweinegülle für die Hydrolyse verwendet.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 100 m³
- Nutzvolumen: 80 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: Schiffsschraubenrührwerk
- Material: Beton
- Aufstellung: unterflur

A3.2.4 Flüssig-Tank Reserve / LAG5 [T_S2_2]

Zweck:

Dieser Tank wird vorerst nicht verwendet.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 80 m³
- Nutzvolumen: 70 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: keine
- Material: Beton
- Aufstellung: unterflur

A3.2.5 Flüssig-Bunker / LAG6 [T_S7_1]

Zweck:

Dieser Behälter dient der Lagerung von flüssigen Substraten. Er ist vorgesehen für die Lagerung von flüssigen Hofdüngern und weiterer Co-Substrate.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 400 m³
- Nutzvolumen: 380 m³



- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: 2 x Flügelrührwerk, 1 x Schiffsschraubenrührwerk
- Material: Beton
- Aufstellung: unterflur

A3.2.6 Feststoff-Bunker / LAG7 [T_S6_2]

Zweck:

Dieser Behälter dient der Lagerung von festen Substraten.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 260 m³
- Nutzvolumen: 240 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: keine
- Material: Beton
- Aufstellung: unterflur, in Halle B

A3.3 Substratförderung und mechanische Vorbehandlung

Feste Substrate werden mittels Kran und Förderschnecke in den Schredder dosiert, von wo sie zerkleinert in den Vormischbehälter gelangen. Flüssige Substrate werden von den Lagerbehältern her mittels Schlauchquetschpumpe, optional über den Rohrbündelwärmetauscher, in den Vormischbehälter oder direkt einem anderen Verfahrensschritt zugeführt. Das Substratgemisch vom Vormischbehälter wird anschliessend über eine Inline-Nasszerkleinerung dem gewünschten Prozessschritt zugeführt.

A3.3.1 Schlauchquetschpumpe [MA_S7_1]

Zweck:

Dient der Förderung von Flüssigkeiten.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: Verder
- Typ: V250
- Förderleistung: 60 m³ h⁻¹
- Leistungsaufnahme: max. 22 kW
- Anschlüsse: DN125



A3.3.2 Rohrbündelwärmetauscher [MA_S7_2]

Zweck:

Dient der Temperierung von Flüssigkeiten aus und in sämtliche hydraulischen Behälter der Anlage. Der Wärmetauscher hat einen Bypass.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: WIGAKO
- Typ: Rohrbündelwärmetauscher
- K-Wert: unbekannt
- Oberfläche: unbekannt
- Leistung: unbekannt
- El. Verbraucher: Heizkreispumpen

A3.3.3 Kran [MA_S6_6]

Zweck:

Dient der Förderung von Feststoffen aus dem Feststoff-Bunker zur Förderschnecke.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: GIS
- Förderleistung: ca. 300 kg min⁻¹
- Ladekapazität: 300 kg
- Anschlussleistung: 7.5 kW (Kran) + 8.5 kW (Schalengreifer)

A3.3.4 Förderschnecke [MA_S6_5]

Zweck:

Dient der Dosierung von Feststoffen vom Kran in den Schredder.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: WIGAKO
- Typ: Spiralförderer
- Förderleistung: ca. 600 kg min⁻¹
- Leistungsaufnahme: 2 x 2.2 kW

A3.3.5 Schredder [MA_S6_4]

Zweck:

Dient der Zerkleinerung von Feststoffen zur besseren Förderung und zum effizienteren Aufschluss während des anaeroben Abbaus.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: Willibald
- Typ: UZ80



- Durchsatzleistung: $20-40 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$
- Leistungsaufnahme: max. 45 kW
- Korngrösse: <50 mm

A3.3.6 Vormischbehälter VMB [T_S6_1]

Zweck:

Hier werden die Substratmischungen für die entsprechenden Prozessschritte angemaischt.

Bedingungen:

- Gesamtvolumen: 22 m^3
- Nutzvolumen: 18 m^3
- Füllstand: variabel
- Temperatur: unbeheizt, Umgebungstemperatur (isoliert)
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- Durchmischung: Paddelrührwerk
- Material: Chromstahl
- Aufstellung: Halle B

A3.3.7 Nasszerkleinerer [MA_S6_2)

Zweck:

Zerkleinerung der Substratmischungen im Flüssigkeitsstrom zur besseren Förderung und zum effizienteren Aufschluss der Substrate während des anaeroben Abbaus.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: Vogelsang
- Typ: Rotacut 280
- Durchsatzleistung: $20-60 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$
- Leistungsaufnahme: 22 kW
- Anschlüsse: DN450 (in), DN200 (out)
- Korngrösse: ca. <30 mm

A3.4 Thermische Vorbehandlung

Hygienisierung 1 und 2 / HYG1 und HYG2 [T_S5_1 und T_S5_2]

Zweck:

In den beiden Hygienisierungsbehältern werden hygienepflichtige Co-Substrate (TNP-Kategorie 3) sowie alle weiteren Substrate, bei denen durch die Vorbehandlung ein verbesserter Abbau oder Methanmehrertrag erwartet werden kann, pasteurisiert bzw. thermisch vorbehandelt.

Technische Spezifikation:



- Gesamtvolumen: 2 x 5 m³
- Nutzvolumen: 2 x 4.75 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: beheizbar, >70 °C
- Hydraulische Verweilzeit: >1 h
- Durchmischung: Flügelrührwerk
- Material: Chromstahl
- Aufstellung: Halle B, isoliert

A3.5 VergärungsStufe 1: Hydrolyse- und Acidogenese

Hydrolyse 1 und 2 HYD1 und HYD2 [T_S5_3 und T_S5_4]

Zweck:

In der Hydrolyse wird das Substratgemisch unter anaeroben, hyperthermophilen Bedingungen biologisch vorbehandelt. Ziel ist ein biologischer, hydrolytischer Aufschluss und eine Säurebildung aus leicht abbaubaren Substraten. Dadurch werden stabilere Prozessbedingungen für den anaeroben Abbau in der thermophilen Fermenterstufe angestrebt und Methanmehrerträge erwartet.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 2 x 100 m³
- Nutzvolumen: 2 x 85 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: beheizbar, <75 °C
- Hydraulische Verweilzeit: variabel, z.B. 1-10 d
- pH-Wert: z.B. 5.5-6.5
- Durchmischung: Paddelrührwerk
- Material: Kunststoff
- Aufstellung: im Freien, isoliert

A3.6 VergärungsStufe 2: Acetogenese und Methanogenese

Die beiden Fermenter 1 und 2 werden parallel betrieben.

Fermenter 1 / FER1 [T_S4_1]

Zweck:

Sämtliche Prozessschritte der anaeroben Abbauskade, in denen Mikroorganismen die organische Substanz zu Biogas abbauen, laufen hier ab.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen Fermenter 1: 550 m³



- Nutzvolumen Fermenter 1: 500 m³
- Folienhaube des Fermenter 1 zur Gasspeicherung: ca. 200 m³
- Temperatur: beheizbar, 50-55 °C
- Hydraulische Verweilzeit: ca. 37-42 d
- pH-Wert: 7.7-8.6
- Durchmischung: Paddelrührwerk
- Material: Beton
- Aufstellung: im Freien

Fermenter 2 / FER2 [T_S3_1]

Zweck:

Sämtliche Prozessschritte der anaeroben Abbauskade, in denen Mikroorganismen die organische Substanz zu Biogas abbauen, laufen hier ab.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen Fermenter 2: 150 m³
- Nutzvolumen Fermenter 2: 120 m³
- Füllstand Fermenter: konstant
- Füllstand Gasspeicher: variabel
- Temperatur: beheizbar, 50-55 °C
- Hydraulische Verweilzeit: ca. 37-42 d
- pH-Wert: 7.7-8.6
- Durchmischung: Paddelrührwerk
- Material: Chromstahl
- Aufstellung: im Gebäude

Gasspeicher, extern [T_S3_2]

Zweck:

Optionale Zwischenspeicherung des im Fermenter 2 gebildeten Biogases vor der Verwertung.

Technische Spezifikation:

- Gesamtvolumen: 80 m³
- Nettovolumen: 80 m³
- Füllstand: variabel
- Material: EPDM



A3.7 Nachgärung, Gärgutnachbehandlung und Gärgutlagerung

Nachgärlager NGL [T S3 3]

Zweck:

Nachgärung und Lagerung von flüssigem Gärgut inkl. Gasfolienhaube zur Gärgut- und Biogasspeicherung.

Bedingungen:

- Gesamtvolumen: 1'600 m³
- Nutzvolumen: 1'350 m³
- Füllstand: variabel
- Temperatur: beheizbar, 20-35 °C
- Hydraulische Verweilzeit: variabel
- pH-Wert: 7.4-8.6
- Folienhaube zur Gasspeicherung: max. ca. 350 m³
- Durchmischung: Paddelrührwerk
- Material: Beton
- Aufstellung: im Freien

Separator (MA S3 1)

Zweck:

Fest-Flüssig-Trennung von Gärgut.

Technische Spezifikation:

- Hersteller: DODA
- Typ: Siebtrommel
- Durchsatzleistung: ca. 10 m³ h⁻¹
- Leistungsaufnahme: 12 kW
- TS flüssige Stufe: ca. 5-10 %
- TS feste Stufe: ca. 25-30 %

Lager festes Gärgut

Festes Gärgut wird nur auf Anfrage hergestellt und ist somit mengenmässig vernachlässigbar klein. Das feste Gärgut wird offen gelagert.

A3.8 Biogasaufbereitung

Gasfilter (MA S8 1)

Zweck:



Der Gasfilter besteht aus einem Aktivkohlefilter, in welchem korrosive Spurengase wie Schwefelwasserstoff und Ammoniak gebunden werden, da es sonst zur Korrosion in den BHKWs kommen kann.

Gaskühler (MA_S8_2)

Zweck:

Der Gaskühler sorgt dafür, dass das im Biogas enthaltene Wasser auskondensiert, um die nachfolgenden Geräte vor Wasser und Dampf zu schützen. Durch die abnehmende Temperatur würde sonst Kondenswasser in den Geräten und Leitungen anfallen.

Gasgebläse (MA_S8_3)

Zweck:

Das Gasgebläse transportiert das Gas auf die BHKWs.

A3.9 Biogasverwertung

Gasfackel (MA_S8_4)

Zweck:

Verbrennung des Gases falls die BHKWs keine Kapazität haben oder ausgefallen sind.

Blockheizkraftwerk 1,2,4 (MA_S9_1, MA_S9_2, MA_S9_3)

Zweck:

Strom- und Wärmeproduktion

A3.10 Analytik & Messinstrumentation

Gasanalyse (MA_S8_5)

Zweck:

Analyse der Gaszusammensetzung.

A3.11 Messinstrumentation

Online, flüssig

- Durchfluss → über die Pumpe
- Füllstand (Level) → Radar
- Füllstand (Schalter) → Kontakt
- Füllstand (Schalter) → Kontakt
-
- Temperatur → pt100

Offline, flüssig

- pH-Wert



- FOS/TAC

Online, gasförmig

- CH₄
- CO₂
- O₂
- H₂S
- H₂ (neu)

Offline, gasförmig

- Dräger Schnelltests

A3.12 Probenahmestellen

Flüssig

Probenahmestellen für flüssige Proben befinden sich auf der gesamten Anlage jeweils vor jedem pneumatischen Schieber.

Gasförmig

Das Gasanalysegerät ermöglicht neu die Probenahme von drei unterschiedlichen Stellen. Fest installiert sind Probenahmelleitungen vor und nach dem Aktivkohlefilter. Eine dritte Probenahmelleitung wird aus den Kopfräumen der Hydrolysetanks auf das Gasanalysegerät geführt mit der Möglichkeit, den einen oder anderen Hydrolysetank mittels Absperrhahn manuell abzuklemmen.

Das Gasanalysegerät ist mit folgenden Sensoren ausgerüstet:

CH₄, CO₂, O₂, H₂S



A4 Rahmenbedingungen für den Anlagenbetrieb

A4.1 Stoffstromführung

- Die Steuerung der Anlage ermöglicht prinzipiell eine vollautomatisierte Beschickung der Anlage.
- Über das Rohrleitungssystem und die zentrale Schlauchquetschpumpe ist die Flexibilität gewährleistet, dass sämtliche Medien grundsätzlich aus jedem Behälter in jeden Behälter gepumpt werden können. Eine gewisse Vermischung einzelner Stoffflüsse durch das notwendige Ausstossen von Totvolumen sind aufgrund der zentralen Pumpenanlage nicht zu verhindern.
- Mit etwas Programmieraufwand besteht die Möglichkeit, die parallelen Linien der Hygienisierung der Hydrolyse und der Fermentation unabhängig voneinander zu betreiben.
- Die Hygienisierung wird im Batch-Modus betrieben, während Hydrolyse und Fermentation kontinuierlich laufen.
- Die Füllstände beziehungsweise die Verweilzeiten der Hygienisierung- und der Hydrolysestufe sind flexibel wählbar, die Fermenterfüllstände konstant, der Füllstand des Nachgärlagers variabel, wenn gleich direkt von der Saisonalität bzw. des Bedarfs und der Verwertung des Gärkuchens als Recyclingdünger abhängig.
- Aufgrund des variablen Füllstands im Nachgärlager (NGL) ist eine direkte Beschickung dieses Behälters von abbaubaren, organischen Substanzen ohne vorgängige Fermentation nur in Ausnahmefällen sinnvoll, auch wenn aufgrund der Beheizbarkeit das Nachgärlager durchaus als Fermentationsstufe betrachtet werden kann. Allenfalls ist die direkte Vergärung von mesophil gut abbaubaren Einsatzstoffen während den Wintermonaten, wenn kein Gärkuchens ausgetragen wird, eine gangbare Option.

A4.2 Substrathandhabung

- Bei der Dosierung der Feststoffe besteht bezüglich der einzelnen Substratarten (Mist, Kaffee, Grünabfälle, Gemüse, Mühleabgänge, Schokoladenpulver) wenig Spielraum, da sämtliche festen Substrate zwingend im Feststoffbunker (LAG7) gelagert werden. Daher ist es praktisch unmöglich, feste Substrate unterschiedlichen Prozessschritten zuzuführen. Vom Feststoffbunker her werden die Substrate zwingend in den Vormischbehälter (VMB) gefördert und mit flüssigen Substraten angemischt.
- Für die flüssigen Hofdünger (Gülle) ist der Flüssigbunker (LAG6) vorgesehen. Fremdgülle von anderen Betrieben wird genauso wie die eigene Gülle mittels Tankwagen als Mischgülle mit grossen Strohanteilen dem Flüssigbunker zugeführt.
- Für die hofeigene Schweinegülle besteht die Möglichkeit, alternativ zum Flüssigbunker (LAG6), den separaten Schweinegülle-Tank (LAG4) zu verwenden. So kann beispielsweise das zu hydrolysierende Material mit Hofdüngern gemischt werden, ohne dass zu viele methanogene Archaeen der Hydrolysestufe zudosiert werden und dadurch eine Methanbildung ermöglichen.
- Der Fettschlamm muss zwingend im beheizten Fett-Tank (LAG1) bei mehr als 35°C gelagert werden. Im Fett-Tank besteht die Option einer thermischen Vorbehandlung von bis maximal 70°C.
- Für hygienisch unbedenkliche, flüssige Substrate wie Kartoffelsuppe, Milch/Schotter und Permeat besteht abhängig von der entsprechenden Lagerkapazität weitgehende Flexibilität der Lagerung (LAG2, LAG3, LAG6) und Verarbeitung.



- Die hygienisch bedenklichen Substrate wie die Gastroabfälle und das Flotat müssen zwingend durch die Hygienisierungsstufe. Daher macht es Sinn, diese gemeinsam in einem separaten Lager (LAG2 oder LAG3) aufzubewahren. Aufgrund des grösseren Nutzvolumens des Silos (LAG2), bietet sich dieses als Lager für diese Substrate an.
- Das angelieferte Sediment besteht aus grossen Teilen anaerob nicht abbaubaren Substanzen. Daher wird es vorzugsweise nicht in die Fermentationsstufe, sondern direkt in das Nachgärlager (NGL) geführt.

A4.3 Kapazitäten der einzelnen Prozessschritte

- Die Hygienisierungskapazität ist durch die Batch-Betriebsweise und Vorschrift der minimalen Haltezeit von hygienekritischen Substraten bei mehr als 70°C während mindestens eine Stunde beschränkt. Angenommen, ein Hygienisierungszyklus dauert mit Aufheizen drei Stunden, sind rein theoretisch acht Zyklen pro Tag und Linie à 4.75 m³ möglich. Bei zwei Linien macht das eine Verarbeitungskapazität von 46 m³ d⁻¹ oder knapp 28'000 m³ a⁻¹.
- Die Kapazität der Hydrolysestufe ist direkt abhängig von der durchschnittlichen, hydraulischen Verweilzeit (HRT). Bei einer HRT von einem Tag berechnet sich die maximale Verarbeitungskapazität bei 2 x 85 m³ Nutzvolumen auf 170 m³ d⁻¹, folglich gut 62'000 m³ a⁻¹. Bei einer HRT von sieben Tagen sind es rund 24 m³ d⁻¹ oder knapp 9'000 m³ a⁻¹.
- Auch die Kapazität der thermophilen Fermenterstufe (FER) kann, falls die organische Raumbelastung (B_R) nicht in einem kritischen Bereich ist, über die HRT berechnet werden. Bei einer minimalen HRT von 20 Tagen berechnet sich die Verarbeitungskapazität der Fermenter bei einem konstanten Nutzvolumen von 620 m³ auf 31 m³ d⁻¹, folglich knapp 11'000 m³ a⁻¹. Unter Annahme einer minimal sinnvollen HRT im gasdichten System von 60 Tagen, müssten bei einer HRT von 20 Tagen in der Fermentationsstufe weitere 40 Tage Verweilzeit im Nachgärlager bereitgestellt werden. Bei einer maximalen Verarbeitungskapazität von 11'000 m³ a⁻¹ würde dies ein minimaler Füllstand im Nachgärlager (NGL) von 1'240 m³ bedingen. Bei komplett leerem Nachgärlager, was allenfalls vor dem Winter und im Frühling der Fall sein könnte, ergibt sich bei einer HRT von 60 Tagen in der Fermenterstufe eine maximale Kapazität von gut 10 m³ d⁻¹, also ca. 3'800 m³ a⁻¹.
- Das Nachgärlager (NGL) verfügt über ca. 1'350 m³ Nutzvolumen. Bei einer Lagerung von sechs Monaten beträgt die Jahreskapazität 2'700 m³ a⁻¹.

A4.4 Saisonalität des Substratanfalls

- Eine hydraulisch konstante Beschickung der Anlage kann über das ganze Jahr hinweg gewährleistet werden, da die meisten Einsatzstoff-Kategorien mengenmässig über die ganze Saison mehr oder weniger konstant anfallen.
- Die Kartoffelsuppe im Juli und August nicht verfügbar. Ohne Lagerhaltung ist also in diesen beiden Monaten mit geringfügigen Biogaseinbussen zu rechnen.
- Die Mühleabgänge unterliegen starken, saisonalen Schwankungen. Sie fallen während der Erntezeit der Kulturen in besonders grossen Mengen an. Daher ist eine gewisse Lagerhaltung dieses Substrats notwendig.



A4.5 Qualitätsschwankungen der Substrate

- Die Qualitäten der Substrate schwanken zum Teil erheblich. Auch bei mengenmässig konstanter Fütterung der Anlage ist daher mit grösseren Schwankungen im Biogas- und konsequenterweise im Stromertrag zu rechnen. Gewisse jahreszeitliche Schwankungen im TS-Gehalt und auch in der chemischen Zusammensetzung ist bei sämtlichen Substratkategorien zu rechnen. Dies hat direkten Einfluss auf die organische Raumbelastung (B_R) in den Fermenterstufen.
- Verhältnismässig geringe Schwankungen sind bei der Qualität von Kartoffelsuppe, Gastroabfälle und Hühnermist zu erwarten.
- Besonders grosse Schwankungen in der Qualität und aufgrund der grösseren Mengen auch im Biogasertrag können bei Fettschlamm und Mühleabgänge auftreten. Die Berücksichtigung der Fettschlamm-Qualität ist für einen stabilen Betrieb der Anlage von grosser Bedeutung.



A5 Fotodokumentation



Baustart: Hier wird gerade mit dem Abhumusieren begonnen.



Die Bodenplatte des Bunkers ist gemacht, nun beginnt das Schalen der Seitenwände.



Der Bunker ist fertiggestellt.



Die Seitenwände des Gebäudes werden betoniert.



Die Seitenwände des Gebäudes werden geschalt.



Die Bodenplatte der Halle ist armiert, der Beton wird in Kürze angeliefert.



Druck und Saugleitungen werden im Boden verlegt.

Die Versorgungsleitungen ragen aus dem Boden. Ersichtlich sind: Druck-, Saug-, Strom-, Luft- und Reserveleitungen.



Der Vormischbehälter wird mit einem LKW-Kran an seinen zukünftigen Arbeitsplatz gehievt.



Die Dachbinder mit integrierter Kranschiene werden montiert.



Die Stahlhalle wird in 11 m Höhe aufgerichtet.



Die Druckprüfung des 1. Hygienisierungstanks wird durchgeführt.



Die Fassade und das Dach mit Sandwichblech werden montiert.



Der Hallenbau ist äusserlich nun beendet. Jetzt beginnt der Innenausbau.



Das Podest für die Montage des Schredders und die Eintragsschnecken in den Vormischbehälter wird konstruiert.



Geländer und Treppe für das Podest werden konstruiert und montiert.



Die Steuerzentrale entsteht.



Das Gebäude für die Aufbereitung und Vorbehandlung der Substrate steht.

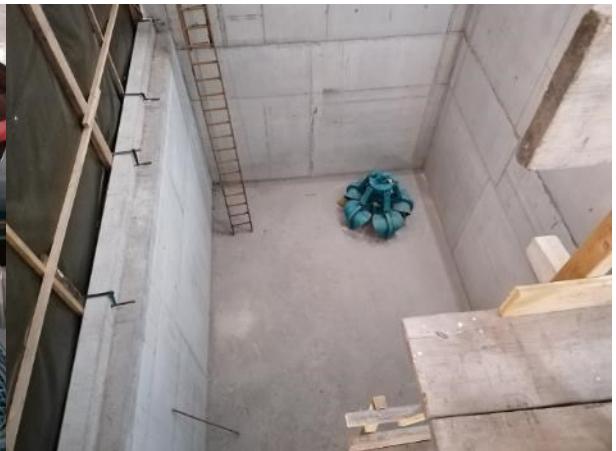


Verdrahtungsarbeiten eines Peripherie-schrankes für Steuerung und Sensorik werden durch-

Die Hygienisierungstanks werden gestellt und angeschlossen.



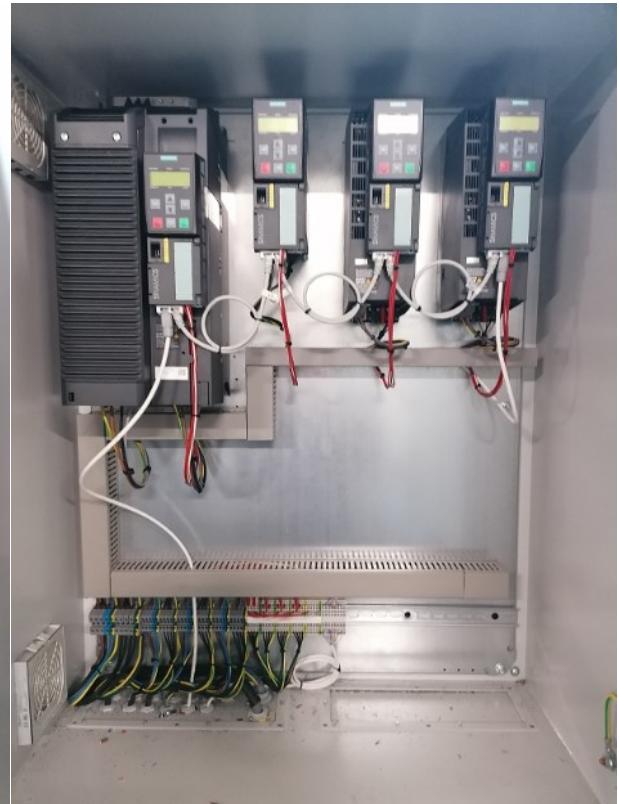
Der Schredder wird auf dem Podest der neuen Halle montiert.



Der Annahmebunker mit Schalengreifer für die Entnahme der festen Substrate ist betoniert.



Der Frequenzumformer für den Schredder ist montiert.



Frequenzumformer für Förderschnecken und Rührwerke wurden verdrahtet.



A6 Daten des Anlagenbetriebs (2017-2019)

A6.1 Substrate

Die relevantesten Einsatzstoffe der WIGAKO in den Jahren 2017, 2018 und 2019 sind in der folgenden Tabelle 35 aufgeführt. Dargestellt sind die jeweils zehn wichtigsten Substrate bezogen auf den Anteil am jährlichen Biogasertrag, dem Anteil an der jährlichen Inputmenge in Volumen sowie bezogen auf den spezifischen Methanertrag pro Tonne Frischmasse (FM).

Tabelle 34: Substratliste der Jahre 2017, 2018 und 2019

Links: Sortiert nach dem jährlichen Biogasertrag (geschätzt)

Mitte: Sortiert nach dem Volumenanteil im Input (gemessen)

Sortiert nach dem spezifischen Methanertrag bezüglich der Frischmasse FM (geschätzt)

sortiert nach Anteil am Biogasertrag			sortiert nach Volumenanteil im Input			sortiert nach spezifischem Methanertrag pro t FM
2017	2018	2019	2017	2018	2019	
Fettschlamm	Fettschlamm	Fettschlamm	Mischgülle	Fettschlamm	Fettschlamm	Fettsäuren
Kartoffel-suppe	Kaffee	Kartoffelsuppe	Kartoffelsuppe	Mischgülle	Mischgülle	Schokoladen-pulver
Mühleab-gänge	Mühleabgänge	Mühleabgänge	Fettschlamm	Flotat	Kartoffelsuppe	Fettschlamm
Kaffee	Hühnermist	Sediment	Schweinegülle	Sediment	Schweinegülle	Mühleabgänge
Hühnermist	Flotat	Hühnermist	Sediment	Kälbermist	Sediment	Kaffee
Mischgülle	Kartoffelsuppe	Flotat	Hühnermist	Schweinegülle	Flotat	Hühnermist*
Schafmist	Sediment	Kälbermist	Rindergülle	Kartoffelsuppe	Kälbermist	Hühnermist
Pferdemist	Kälbermist	Gastro-Abfälle	Kaffee	Hühnermist	Rindergülle	Gastro-Abfälle
Gastro-Ab-fälle	Mischgülle	Mischgülle	Pansenmist	Rindergülle	Hühnermist	Kartoffelsuppe
Sediment	Gastro-Abfälle	Hühnermist*	Schafmist	Kaffee	Mühleabgänge	Schafmist

* hofeigen

Die Substrate Hühnermist (hofeigen), Grünabfälle und Mühleabgänge zeigen über die 3 Jahre eine zunehmende Tendenz bezüglich der Volumenanteile. Eine abnehmende Tendenz bezüglich des Volumenanteils zeigen hingegen Mischgülle, Pferde-, Schaf- und Pansenmist.

Eine leichte Tendenz weg vom Hofdünger, hin zu den Co-Substraten ist in den letzten Jahren zu beobachten. Wie die letzte Spalte in Tabelle 35 zeigt, macht diese Tendenz Sinn, wenn eine Produktivitätssteigerung der Anlage angestrebt wird. Bei den fünf Substraten mit dem höchsten spezifischen Methanertrag handelt es sich ausschliesslich um Co-Substrate. Der massenbezogene Co-Substratanteil betrug im Jahr 2017 rund 50 %, im 2018 etwa 54 % und im 2019 ca. 55 %, der Anteil der Co-Substrate an der Biogasproduktion liegt schätzungsweise bei ca. 85-90 %.



Der Fettschlamm

Das mengen-, als auch ertragsmässig wichtigste Substrat der WIGAKO ist der Fettschlamm aus der Öl- und Fettverarbeitung von pflanzlichen Rohstoffen wie Palmöl, Rapsöl, Sonnenblumenöl oder Kakaobutter und tierische Rohstoffe wie Rinderfett, Schweinefett und Fisch. Der Fettschlamm stammt aus Produktionsresten von verschiedenen Verarbeitungsprozessen.

A6.2 Überlegungen zum Einsatz der verschiedenen Substrate

Nachfolgend werden pro Substratkategorie die für den Anfahrbetrieb geplanten Prozessschritte definiert und optionale Anpassungsmöglichkeiten in der Zukunft erläutert:

Lipidhaltige Co-Substrate (Fettschlamm, ev. inkl. Fettsäuren)

Fett-Tank (LAG1)

- ❖ Der Fettschlamm wird zwingend hier gelagert, da er bei >50 °C gelagert und vor dem Einsatz gut homogenisiert werden muss.
- ❖ Der Tank bietet die Option eines Aufheizens bis max. ca. 70 °C, was eine thermische Vorbehandlung ermöglicht.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt, obwohl es aus der Literatur Hinweise dafür gibt, dass positive Effekte bezüglich hydrolytischem Aufschluss insbesondere bei langkettigen Fettsäuren (LCFA) möglich sind.

Vormischbehälter (VMB)

- ❖ Der Fettschlamm kann optional hierher gepumpt werden.
- ❖ Mögliche Vorteile wären, dass eine bessere Homogenisierung erreicht werden kann und dadurch Schwimmschichten während der Fermentation vermieden werden können, was die Abbaubarkeit einschränken würde und zu Schaumbildung führen könnte.
- ❖ Mögliche Nachteile ergäben sich durch die Abkühlung bei der Beimischung zu kälterem Material. Einerseits gäbe es dadurch eine mögliche Flockenbildung und Auskallung, wodurch die Verstopfungsgefahr erhöht wird. Durch die Abkühlung aufgrund von unbeheizten Standzeiten entstünden Wärmeverluste.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt.

Hygienisierung (HYG)

- ❖ Der Fettschlamm ist hygienisch unbedenklich und kann deshalb optional in der Hygienisierung einer thermischen Vorbehandlung unterzogen werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt, obwohl es aus der Literatur Hinweise dafür gibt, dass positive Effekte bezüglich hydrolytischem Aufschluss insbesondere bei langkettigen Fettsäuren (LCFA) möglich sind.

Hydrolyse (HYD)

- ❖ Der Fettschlamm kann optional die separate Hydrolysestufe durchlaufen.



- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option vorerst nicht genutzt. Weitere Versuche im Labor oder allenfalls im technischen Labor müssen Hinweise darüber liefern, inwiefern und unter welchen Umständen eine Hydrolysestufe für dieses Substrat von Vorteil ist.

Fermenter (FER)

- ❖ Die Beschickungsmengen und -anteile des Fettschlams kann bezogen auf die beiden parallel betriebenen Fermenter frei gewählt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird dieses Substrat anteilig im Verhältnis der Fermenternutzvolumen FER1:FER2 = 4.2:1 den beiden Reaktoren zugegeben.

Flüssige Hofdünger (Rinder- und Schweinegülle)

Flüssig-Bunker (LAG6)

- ❖ Flüssige Hofdünger werden aus Kapazitätsgründen vorzugsweise vom Tankwagen in den Flüssigbunker gepumpt.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) gelangen sämtliche flüssigen Hofdünger - ausser allenfalls hofeigene Schweinegülle - in dieses Lager.

Flüssig-Silo (LAG2)

- ❖ Teilmengen des flüssigen Hofdüngers können optional auch im Flüssig-Silo gelagert werden, welches für die Lagerung von hygienekritischen Substraten angedacht ist. Die Lagerung von Teilmengen würde die Möglichkeit der Trennung einzelner Substratkategorien bzw. Güllefractionen eröffnen.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) werden keine flüssigen Hofdünger in dieses Lager eingebracht.

Flüssig-Tank (LAG3)

- ❖ Teilmengen des flüssigen Hofdüngers können optional auch im Flüssig-Tank gelagert werden, welches für die Lagerung von energiereichen Substraten angedacht ist. Die Lagerung von Teilmengen würde die Möglichkeit der Trennung einzelner Substratkategorien bzw. Güllefractionen eröffnen.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) werden keine flüssigen Hofdünger in dieses Lager eingebracht.

Schweinegülle-Tank (LAG4)

- ❖ Teilmengen des hofeigenen, flüssigen Hofdüngers (Schweinegülle) können optional hier gelagert werden. Somit kann die Schweinegülle getrennt von der Mischgülle, welche grosse Anteile an Gülle von Wiederkäuern beinhaltet, dem Hydrolyse-Prozess zugeführt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird sämtliche hofeigene Schweinegülle in dieses Lager eingebracht.

Reserve-Tank 2 (LAG5)

- ❖ Dieser Tank ist momentan nicht für die Lagerung von Substraten ausgerüstet und wird vorerst nicht in die Anlage integriert.



Vormischbehälter (VMB)

- ❖ Die flüssigen Hofdünger dienen zur Anmischung der festen Substrate im Vormischbehälter, sie werden hier zwingend benötigt, um feststoffreiche Fraktionen pumpfähig zu machen. Je nach Flüssigkeitsbedarf können Anteile der hofeigenen Schweinegülle sowie der Kartoffelsuppe direkt der Hydrolysestufe zugegeben werden.
- ❖ Gerade bei faserreichen Substraten (Stroh, Grünabfälle etc.) verspricht die nachgeschaltete In-Line-Zerkleinerung grosse Vorteile. Die Effekte der Homogenisierung, der verbesserten Pump- und Rührbarkeit sowie der vergrösserten Oberfläche der partikulären Substrate sind für den anaeroben Abbauprozess von grossem Vorteil. Ein allfälliger Nachteil der Zerkleinerung könnte eine erhöhte Schaumbildung oder geringere Verhinderung der Schaumbildung sein.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option für die gesamte Fraktion genutzt.

Hygienisierung (HYG)

- ❖ Flüssige Hofdünger sind hygienisch unbedenklich und können deshalb optional in der Hygienisierung einer thermischen Vorbehandlung unterzogen werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt, obwohl es aus der Literatur Hinweise dafür gibt, dass positive Effekte bezüglich hydrolytischem Aufschluss möglich sind.

Hydrolyse (HYD)

- ❖ Flüssige Hofdünger können optional die separate Hydrolysestufe durchlaufen.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option vorerst nicht genutzt. Weitere Versuche im Labor oder allenfalls im technischen Labor müssen Hinweise darüber liefern, inwiefern und unter welchen Umständen eine Hydrolysestufe für dieses Substrat von Vorteil ist. Bei Hofdüngern von Wiederkäuern, die methanbildende Archaeen beinhalten, ist dabei besonders auf eine mögliche, unerwünschte Methanbildung in der Hydrolysestufe zu achten. Allenfalls ist diese durch die Wahl einer sehr geringen Verweilzeit und/oder einer vorgesetzten Hygienisierung zu vermeiden.

Fermentation (FER)

- ❖ Die Beschickungsmengen und -anteile des flüssigen Hofdüngers kann bezogen auf die beiden parallel betriebenen Fermenter frei gewählt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird dieses Substrat anteilig im Verhältnis der Fermenternutzvolumen FER1:FER2 = 4.2:1 den beiden Reaktoren zugegeben.

Flüssige, energiereiche Co-Substrate (Kartoffelsuppe, Milch bzw. Schotte, Permeat)

Flüssig-Tank (LAG3)

- ❖ Die flüssigen, energiereichen Co-Substrate werden im Flüssig-Tank gelagert und müssen nicht der Hygienisierung zugeführt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) werden sämtliche flüssigen, energiereichen Co-Substrate in diesen Tank eingebracht, mit Ausnahme der Kartoffelsuppe, welche in LAG6 geleitet wird.



Vormischbehälter (VMB)

- ❖ Die flüssigen, energiereichen Co-Substrate können optional hierher gepumpt werden.
- ❖ Mögliche Vorteile wären, dass eine bessere Homogenisierung erreicht werden kann und dadurch Schwimmschichten während der Fermentation vermieden werden können, was die Abbaubarkeit einschränken würde und zu Schaumbildung führen könnte.
- ❖ Gerade bei faserreichen Substraten (Stroh, Grünabfälle etc.) verspricht die nachgeschaltete In-Line-Zerkleinerung grosse Vorteile. Die Effekte der Homogenisierung, der verbesserten Pump- und Rührbarkeit sowie der vergrösserten Oberfläche der partikulären Substrate sind für den anaeroben Abbauprozess von grossem Vorteil. Ein allfälliger Nachteil der Zerkleinerung könnte eine erhöhte Schaumbildung oder geringere Verhinderung der Schaumbildung sein.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt.

Hygienisierung (HYG)

- ❖ Flüssige, energiereiche Co-Substrate sind hygienisch unbedenklich und können deshalb optional in der Hygienisierung einer thermischen Vorbehandlung unterzogen werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt, obwohl es aus der Literatur Hinweise dafür gibt, dass positive Effekte bezüglich hydrolytischem Aufschluss möglich sind.

Hydrolyse (HYD)

- ❖ Flüssige, energiereiche Co-Substrate können optional die separate Hydrolysestufe durchlaufen.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option vorerst nicht genutzt. Da die flüssigen, energiereichen Co-Substrate in der Regel gut abbaubar sind, würde sich hier die Hydrolysestufe für die weiteren Versuchskampagnen eignen.

Fermentation (FER)

- ❖ Die Beschickungsmengen und -anteile des flüssigen Hofdüngers kann bezogen auf die beiden parallel betriebenen Fermenter frei gewählt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird dieses Substrat anteilig im Verhältnis der Fermenternutzvolumen FER1:FER2 = 4.2:1 den beiden Reaktoren zugegeben.

Flüssige, hygienisch kritische Co-Substrate (Flotat, Gastro-Abfälle)

Flüssig-Silo (LAG2)

- ❖ Die flüssigen, hygienisch kritische Co-Substrate werden separat von den anderen Einsatzstoffen im Flüssig-Tank gelagert und müssen vor der Fermentation zwingend der Hygienisierung zugeführt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) werden sämtliche flüssigen, hygienisch kritische Co-Substrate in diesen Tank eingebracht.

Vormischbehälter (VMB)

- ❖ Die flüssigen, hygienisch kritischen Co-Substrate können optional hierher gepumpt werden.



- ❖ Mögliche Vorteile wären, dass eine bessere Homogenisierung erreicht werden kann und dadurch Schwimmschichten während der Fermentation vermieden werden können, was die Abbaubarkeit einschränken würde und zu Schaumbildung führen könnte.
- ❖ Gerade bei faserreichen Substraten (Stroh, Grünabfälle etc.) verspricht die nachgeschaltete In-Line-Zerkleinerung grosse Vorteile. Die Effekte der Homogenisierung, der verbesserten Pump- und Rührbarkeit sowie der vergrösserten Oberfläche der partikulären Substrate sind für den anaeroben Abbauprozess von grossem Vorteil. Ein allfälliger Nachteil der Zerkleinerung könnte eine erhöhte Schaumbildung oder geringere Verhinderung der Schaumbildung sein.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt.

Hygienisierung (HYG)

- ❖ Flüssige, hygienisch kritische Co-Substrate sind hygienisch bedenklich und müssen deshalb zwingend in der Hygienisierung einer thermischen Vorbehandlung unterzogen werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) werden sämtliche flüssigen, hygienisch kritischen Co-Substrate der Hygienisierung zugeführt.

Hydrolyse (HYD)

- ❖ Flüssige, energiereiche Co-Substrate können optional die separate Hydrolysestufe durchlaufen.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option vorerst nicht genutzt. Da die flüssigen, energiereichen Co-Substrate in der Regel gut abbaubar sind, würde sich hier die Hydrolysestufe aber für die weiteren Versuchskampagnen eignen.

Fermentation (FER)

- ❖ Die Beschickungsmengen und -anteile des flüssigen Hofdüngers kann bezogen auf die beiden parallel betriebenen Fermenter frei gewählt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird dieses Substrat anteilig im Verhältnis der Fermenternutzvolumen FER1:FER2 = 4.2:1 den beiden Reaktoren zugegeben.

Flüssige, energiearme Co-Substrate (Sediment)

Nachgärlager (NGL)

- ❖ Die Sedimente werden aufgrund der sehr geringen Anteile an anaerob abbaubarer, organischer Substanz vorzugsweise aus dem Tankwagen direkt in das Nachgärlager gepumpt.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird dieses Substrat direkt dem Nachgärlager zugeführt.

Feste Hofdünger und Co-Substrate

Fester-Bunker (LAG7)

- ❖ Sämtliche festen Hofdünger und Co-Substrate werden aus im Feststoff-Bunker gelagert.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) gelangen sämtliche festen Hofdünger in dieses Lager.



Vormischbehälter (VMB)

- ❖ Die festen Substrate werden zusammen mit dem flüssigen Hofdünger im Vormischbehälter oder mit der hofeigenen Schweingülle angemischt. Dies ist zwingend erforderlich, um die feststoffreichen Fraktionen pumpfähig zu machen.
- ❖ Gerade bei faserreichen Substraten (Stroh, Grünabfälle etc.) verspricht die nachgeschaltete In-Line-Zerkleinerung grosse Vorteile. Die Effekte der Homogenisierung, der verbesserten Pump- und Rührbarkeit sowie der vergrösserten Oberfläche der partikulären Substrate sind für den anaeroben Abbauprozess von grossem Vorteil. Ein allfälliger Nachteil der Zerkleinerung könnte eine erhöhte Schaumbildung oder geringere Verhinderung der Schaumbildung sein.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option für die gesamte Fraktion genutzt.

Hygienisierung (HYG)

- ❖ Feste Hofdünger und Co-Substrate sind hygienisch unbedenklich und können deshalb optional in der Hygienisierung einer thermischen Vorbehandlung unterzogen werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option nicht genutzt, obwohl es aus der Literatur Hinweise dafür gibt, dass positive Effekte bezüglich hydrolytischem Aufschluss möglich sind.

Hydrolyse (HYD)

- ❖ Feste Hofdünger und Co-Substrate können optional die separate Hydrolysestufe durchlaufen.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird diese Option vorerst nicht genutzt. Die festen Hofdünger und Co-Substrate sind zumeist sehr schwer abbaubar. Ob eine Nutzung dieser Substrate sinnvoll ist, soll in späteren Messkampagnen getestet werden.

Fermentation (FER)

- ❖ Die Beschickungsmengen und -anteile des flüssigen Hofdüngers kann bezogen auf die beiden parallel betriebenen Fermenter frei gewählt werden.
- ❖ Im Anfahrbetrieb ohne Hydrolyse (Rezeptur 1) wird dieses Substrat anteilig im Verhältnis der Fermenternutzvolumen FER1:FER2 = 4.2:1 den beiden Reaktoren zugegeben.

A6.3 Energiebilanzierung

Stromproduktion und Eigenstrombedarf

Anhand der Angaben zum eingespeisten und produzierten Ökostrom, welche den Abrechnungen des Stromabnehmers sowie der Stromzähler der einzelnen BHKWs der WIGAKO entnommen werden konnten, wurde eine einfache Bilanzierung aufgestellt. Der Eigenstrombedarf wurde als Differenz der produzierten (Bruttoertrag) und des eingespeisten (Nettoertrag) Stroms berechnet.

Im Jahr 2017 betrug der Stromertrag 1'985'860 kWh a⁻¹, im Jahr 2018 lag die Stromproduktion bei 1'791'815 kWh a⁻¹ und im Jahr 2019 lag der Stromertrag bei 1'872'570 kWh a⁻¹. Der Eigenstrombedarf der Biogasanlage betrug im Jahr 2017 rund 273'000 kWh (14 %), im 2018 etwa 92'500 kWh (5 %) und im 2019 waren es 98'000 kWh a⁻¹ (5 %).



Die monatlichen Stromproduktionsdaten und der jeweilige Eigenstrombedarf der Biogasanlage ist für die Jahre 2017, 2018 und 2019 in den nachfolgenden Abbildungen Abbildung 34, Abbildung 35 und Abbildung 36 dargestellt:

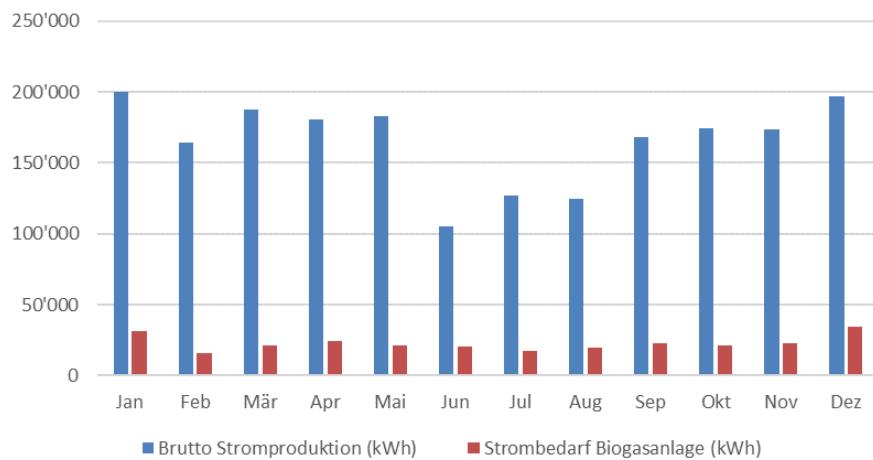


Abbildung 34: Stromproduktion und Eigenstrombedarf der WIGAKO 2017

Zum Eigenstrombedarf zählen hier nebst der Anlage auch der restliche Betrieb der WIGAKO.

Durchschnittlich betrug der Eigenstrombedarf der Anlage im Jahr 2017 ca. 14 % des produzierten Ökostromes. Die relative Standardabweichung der Stromproduktion der einzelnen Monate liegt bei 19 % und beim Eigenstrombedarf bei 24 %.

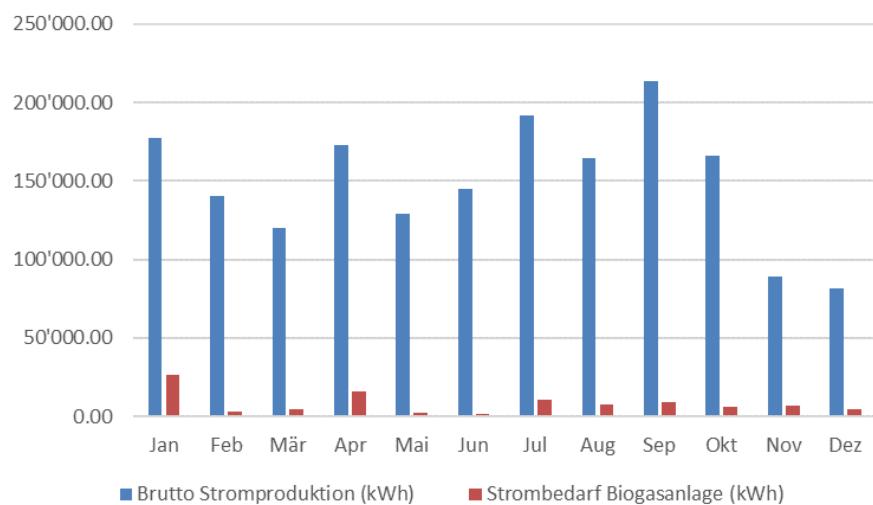


Abbildung 35: Stromproduktion und Eigenstrombedarf der WIGAKO 2018

Der Eigenstrombedarf bezieht sich praktisch ausschliesslich auf die Biogasanlage inkl. Peripherie.

Durchschnittlich betrug im Jahr 2018 der Eigenstrombedarf der Anlage 5 % des produzierten Stromes. Die relative Standardabweichung bei der Stromproduktion liegt bei 27 % und beim Eigenstrombedarf bei 87 %.

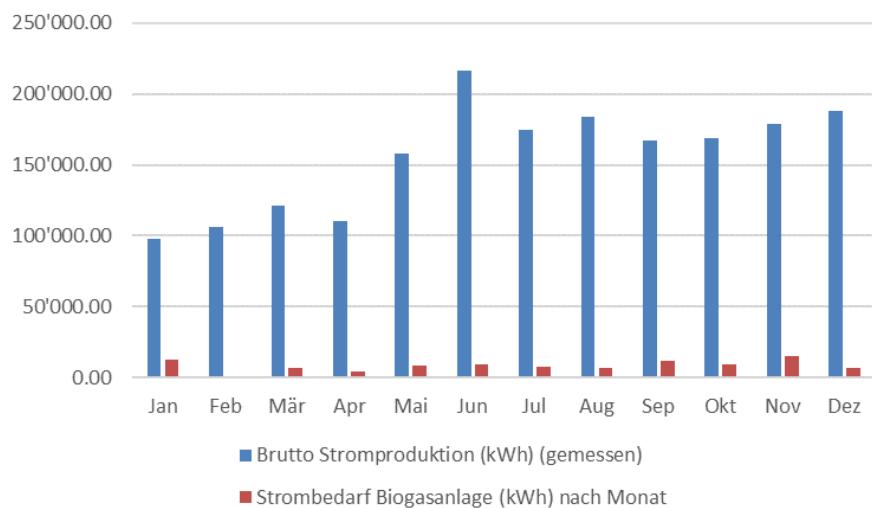


Abbildung 36: Vergleich der Stromproduktion mit dem Eigenstrombedarf 2019

Der Eigenstrombedarf bezieht sich praktisch ausschliesslich auf die Biogasanlage inkl. Peripherie.

Der durchschnittliche Eigenstrombedarf der Anlage betrug im Jahr 2019 wie im Vorjahr ca. 5 % des produzierten Stromes. Die relative Standardabweichung bei der Stromproduktion lag bei 25 % und beim Eigenstrombedarf bei 47 %.

Wärmebilanz

Anhand der Brutto-Stromproduktion der einzelnen Blockheizkraftwerke (BHKWs) wurde mittels Abschätzung der elektrischen und thermischen Wirkungsgrade die verfügbare Wärmemenge bzw. Leistung berechnet. Das BHKW 1 hat einen thermischen Wirkungsgrad von 51 % und einen elektrischen Wirkungsgrad von 27 %, das BHKW 2 hat einen thermischen Wirkungsgrad von 51 % und einen elektrischen Wirkungsgrad von 34 %, das BHKW 4 hat einen thermischen Wirkungsgrad von 40 % und einen elektrischen Wirkungsgrad von 39 %.

Abgesehen von der Biogasanlage selbst, die beispielsweise für die Hygienisierung und die Fermentation einen Wärmeeigenbedarf aufweist, sind der Schweinestall, zwei Poulethallen, das Wohnhaus, das Druckwasser und die Annahmehalle Wärmeabnehmer. Um den thermischen Wirkungsgrad zu erhöhen, wurde beim BHKW 4 ein Rekuperator installiert.

Während der Schweinestall, die Poulethallen, das Wohnhaus, das Druckwasser, die Annahmehalle und der Rekuperator jeweils mit Wärmezählern ausgestattet sind, werden die Wärmeströme über die Biogasanlage selber, also der Eigenwärmeverbrauch, nicht gemessen. Die überschüssige Wärme wird über Notkühler abgeleitet, welche ebenfalls nicht mit einem Zähler ausgestattet sind. Aufgrund der fehlenden Wärmezählern ist die Wärme-Bilanzierung für die Jahre 2017, 2018 und 2019 mit grossen Unsicherheiten verbunden.

Die Abbildung 37 zeigt die produzierte Wärme in den Jahren 2017, 2018, 2019.

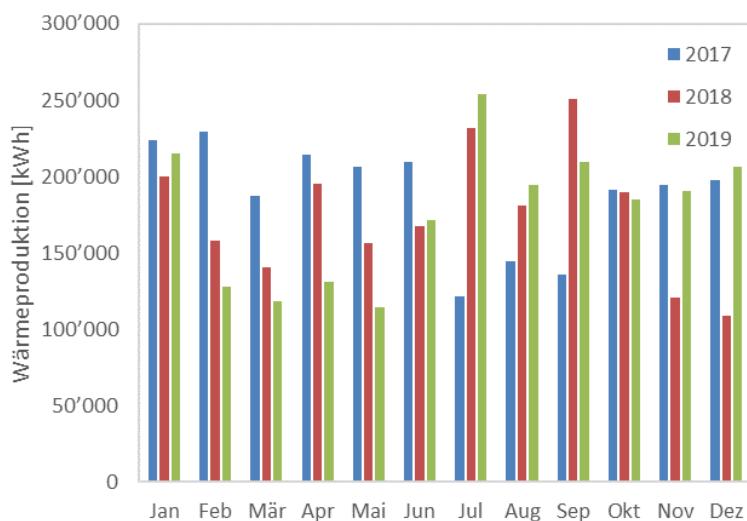


Abbildung 37: Vergleich der monatlichen Brutto-Wärmeleitung der BHKWs

Brutto-Wärmeleitung in den Jahren 2017, 2018 und 2019 berechnet aus der Brutto-Stromproduktion.

Die verwertete und von den Wärmezählern erfasste Wärme wurde von der berechneten produzierten Wärme subtrahiert. Die Differenz in % beziffert die nicht von den Wärmezählern erfasste Wärme, welche entweder für die Heizung der Biogasanlage verwendet wurde oder über die Notkühler geleitet wurde. Diese Differenz ist in den folgenden drei Abbildungen für die Jahre 2017 (Abbildung 38), 2018 (Abbildung 39) sowie 2019 (Abbildung 40) dargestellt.

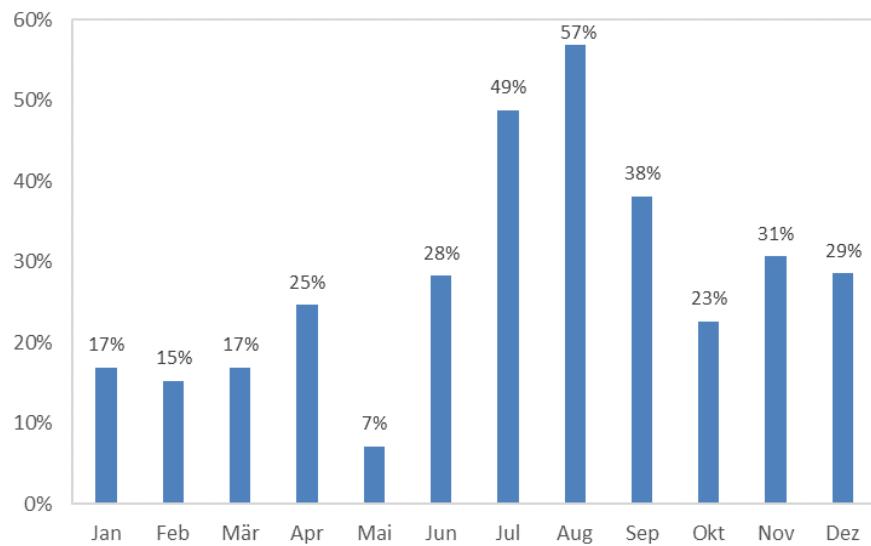


Abbildung 38: Monatlicher Wärmeeigenverbrauch der Biogasanlage WIGAKO, 2017

Anteil der für die Heizung der Biogasanlage verwendeten oder über den Notkühler geleiteten Wärmemenge.

Der Jahresdurchschnitt 2017 liegt bei 26 %, was 584'581 kWh entspricht. Die relative Standardabweichung in der monatlichen Nutzung der Abwärme liegt bei 51 %.

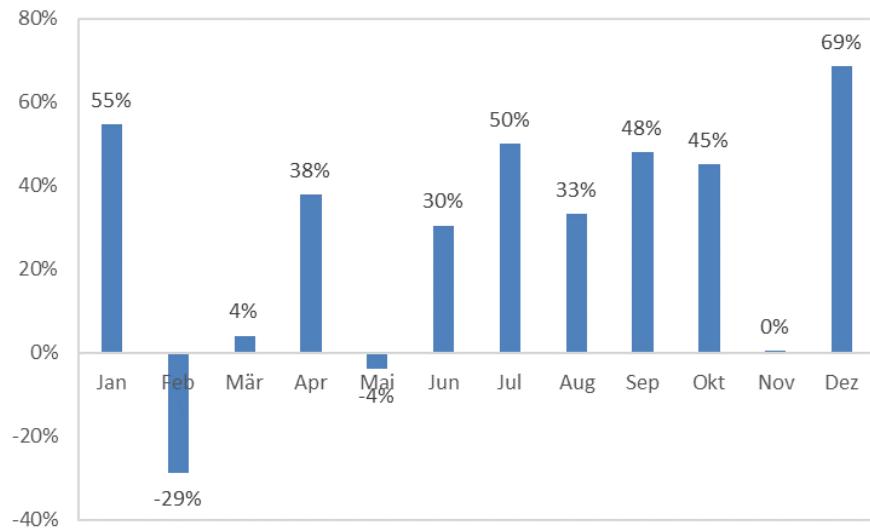


Abbildung 39: Monatlicher Wärmeeigenverbrauch der Biogasanlage WIGAKO, 2018

Anteil der für die Heizung der Biogasanlage verwendeten oder über den Notkühler geleiteten Wärmemenge.

Der Jahresdurchschnitt 2018 liegt bei 31 %, was 646'516 kWh entspricht. Die relative Standardabweichung in der monatlichen Nutzung der produzierten Wärme liegt bei 102 %. Die negativen Werte bedeuten, dass die produzierte Wärme den Wärmebedarf nicht decken konnte.

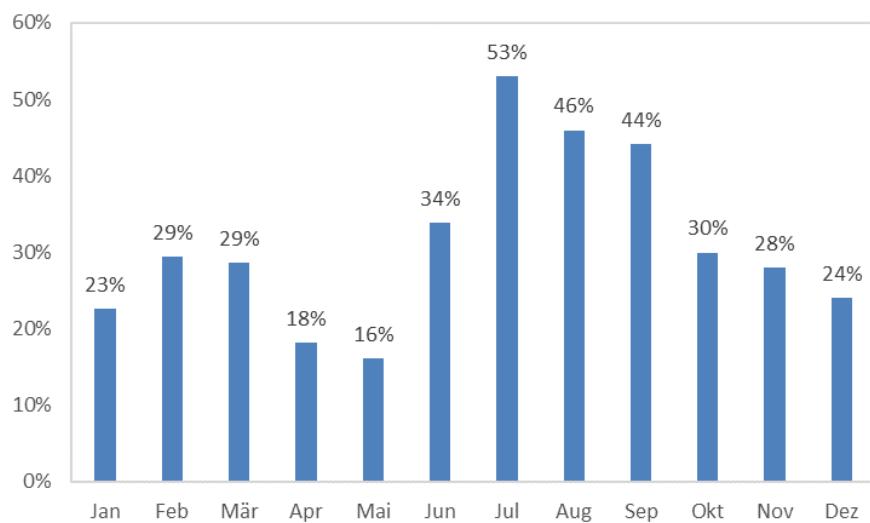


Abbildung 40: Monatlicher Wärmeeigenverbrauch der Biogasanlage WIGAKO, 2019

Anteil der für die Heizung der Biogasanlage verwendeten oder über den Notkühler geleiteten Wärmemenge.

Der Jahresdurchschnitt 2019 liegt bei 33 %, was 694'725 kWh entspricht. Die relative Standardabweichung in der monatlichen Nutzung der Abwärme liegt bei 36 %.

A6.4 Methan- und Stromerträge

Anhand der von der WIGAKO geführten Stoffflussliste zur Menge an verarbeitetem Substrat sowie den Angaben zum eingespeisten Ökostrom, welche den Abrechnungen des Stromabnehmers sowie des Stromzählers der WIGAKO entnommen werden konnten, wurde eine Bilanzierung erstellt. Die Substratdaten Trockensubstanzgehalt (TS), organische Trockensubstanzgehalt (oTS), spezifischer Biogasertrag und Methangehalt im Biogas stammen nur zum Teil aus Laboranalysen, welche von der WIGAKO in Auftrag gegeben wurden. Bei der Ergänzung der fehlenden Daten wurde auf Literaturwerte oder auf Erfahrungs- und Schätzwerte zurückgegriffen.

Die erwarteten Methanerträge bezogen auf die Frischmasse sind der Abbildung 41 zu entnehmen. Deutlich zeigt sich, dass die Produktivität der Anlage von den Co-Substraten Fettsäuren, Fettschlamm, Schokoladenpulver und Mühlleabgänge dominiert wird.

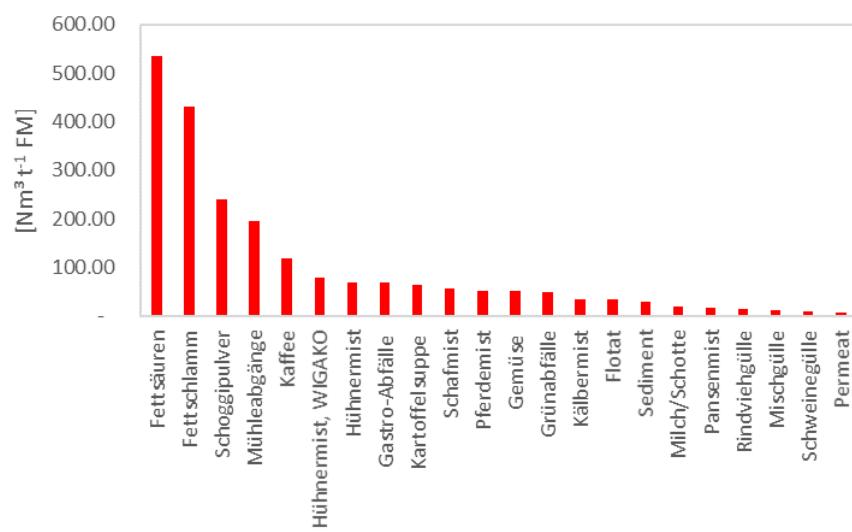


Abbildung 41: Methanertrag pro Tonne Frischmasse der Substrate der WIGAKO

In den nachfolgenden Abbildungen (Abbildung 42, Abbildung 43 und Abbildung 44) sind die Substratinputmengen sowie die daraus zu erwartenden Methanerträge dargestellt. Deutlich zeigt sich, dass das Co-Substrat «Fettschlamm» sowohl mengenmässig, aber vor allem auch bezogen auf den erwarteten Methanertrag die Produktivität der Anlage ganz entscheidend beeinflusst.

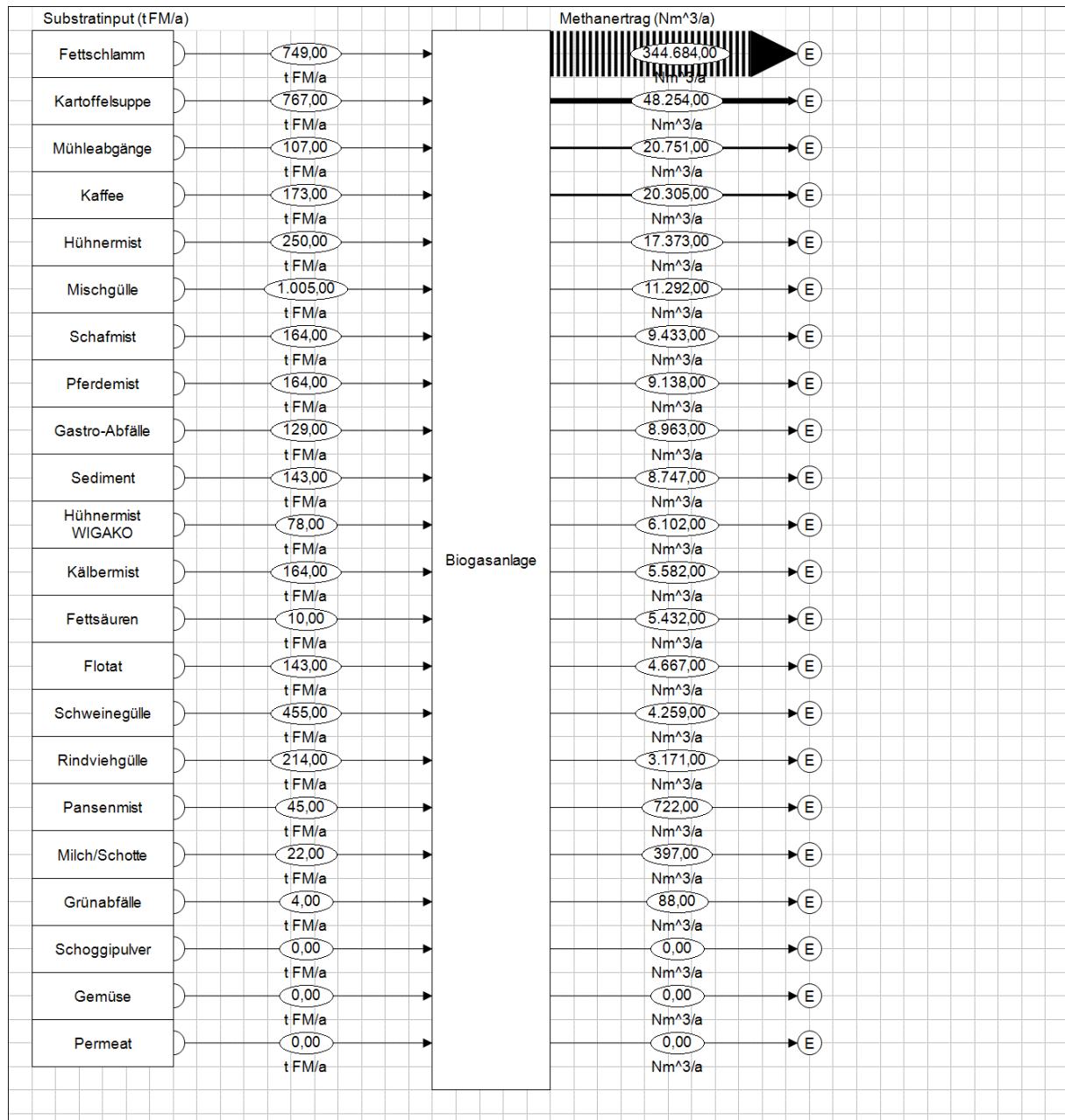


Abbildung 42: Substratliste der WIGAKO 2017, sortiert nach Anteil an den erwarteten Methanerträgen

Links: Einsatzstoffmengen in Tonnen Frischmasse pro Jahr [t FM/a] (gemessen)

Rechts: Erwartete Methanerträge in Norm-Kubikmeter pro Jahr [Nm³/a] (abgeschätzt)

Im Jahr 2017 betrug der berechnete Methanertrag $529'360 \text{ m}^3 \text{ a}^{-1}$. Somit wäre eine Stromproduktion von $1'899'717 \text{ kWh a}^{-1}$ zu erwarten gewesen. Der tatsächlich gemessene Stromertrag lag geringfügig höher, bei $1'985'860 \text{ kWh a}^{-1}$, folglich lag der tatsächliche Methanertrag bei $534'543 \text{ m}^3 \text{ a}^{-1}$.

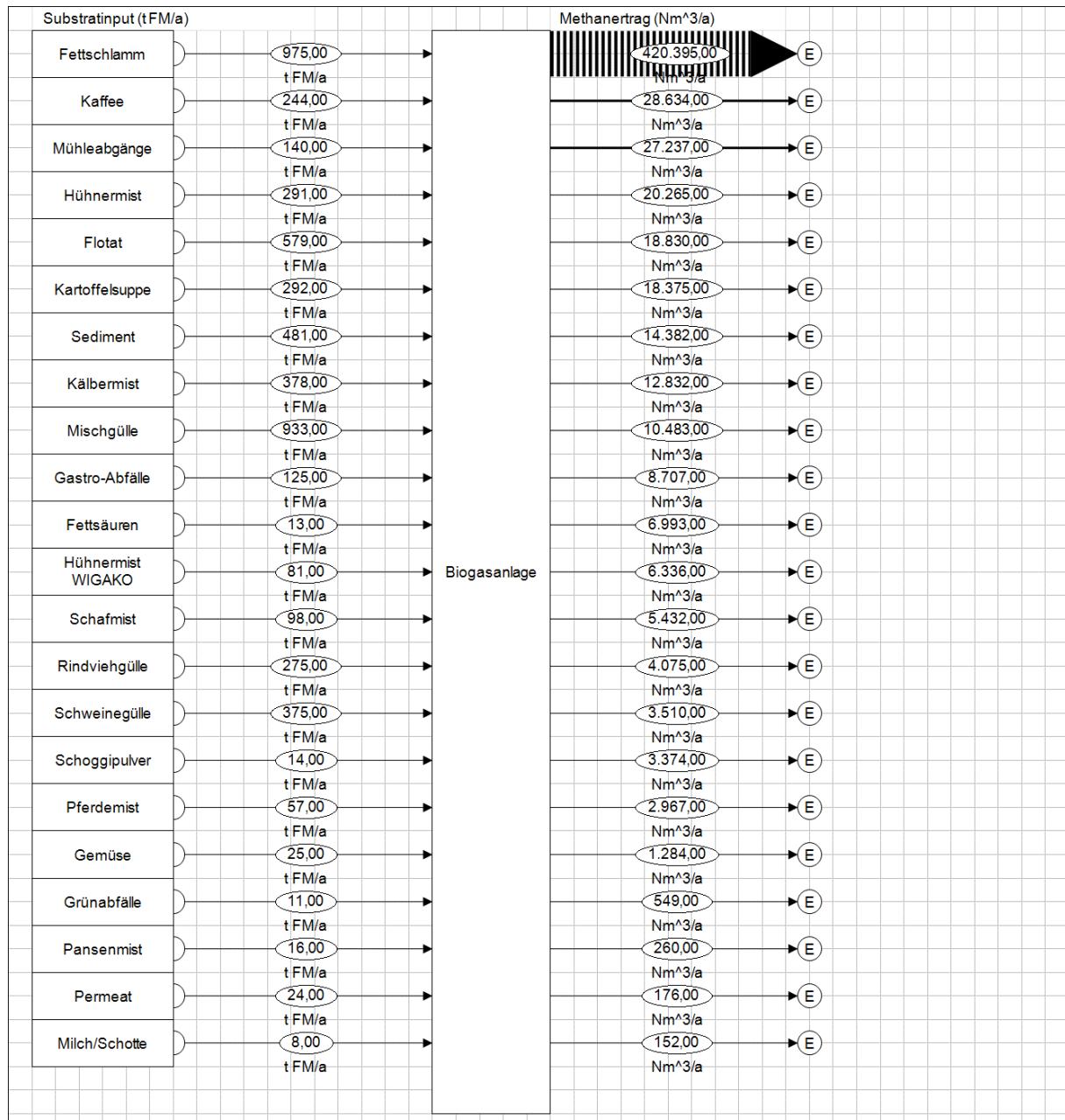


Abbildung 43: Substratliste der WIGAKO 2018, sortiert nach Anteil an den erwarteten Methanerträgen

Links: Einsatzstoffmengen in Tonnen Frischmasse pro Jahr [t FM/a] (gemessen)

Rechts: Erwartete Methanerträge in Norm-Kubikmeter pro Jahr [Nm³/a] (abgeschätzt)

Im Jahr 2018 lag der berechnete Methanertrag bei $615'248 \text{ m}^3 \text{ a}^{-1}$, der gemessene Methanertrag war mit $479'978 \text{ m}^3 \text{ a}^{-1}$ deutlich tiefer. Dasselbe zeigt sich bei der Stromproduktion: $2'289'318 \text{ kWh a}^{-1}$ berechnet, $1'791'815 \text{ kWh a}^{-1}$ gemessen.

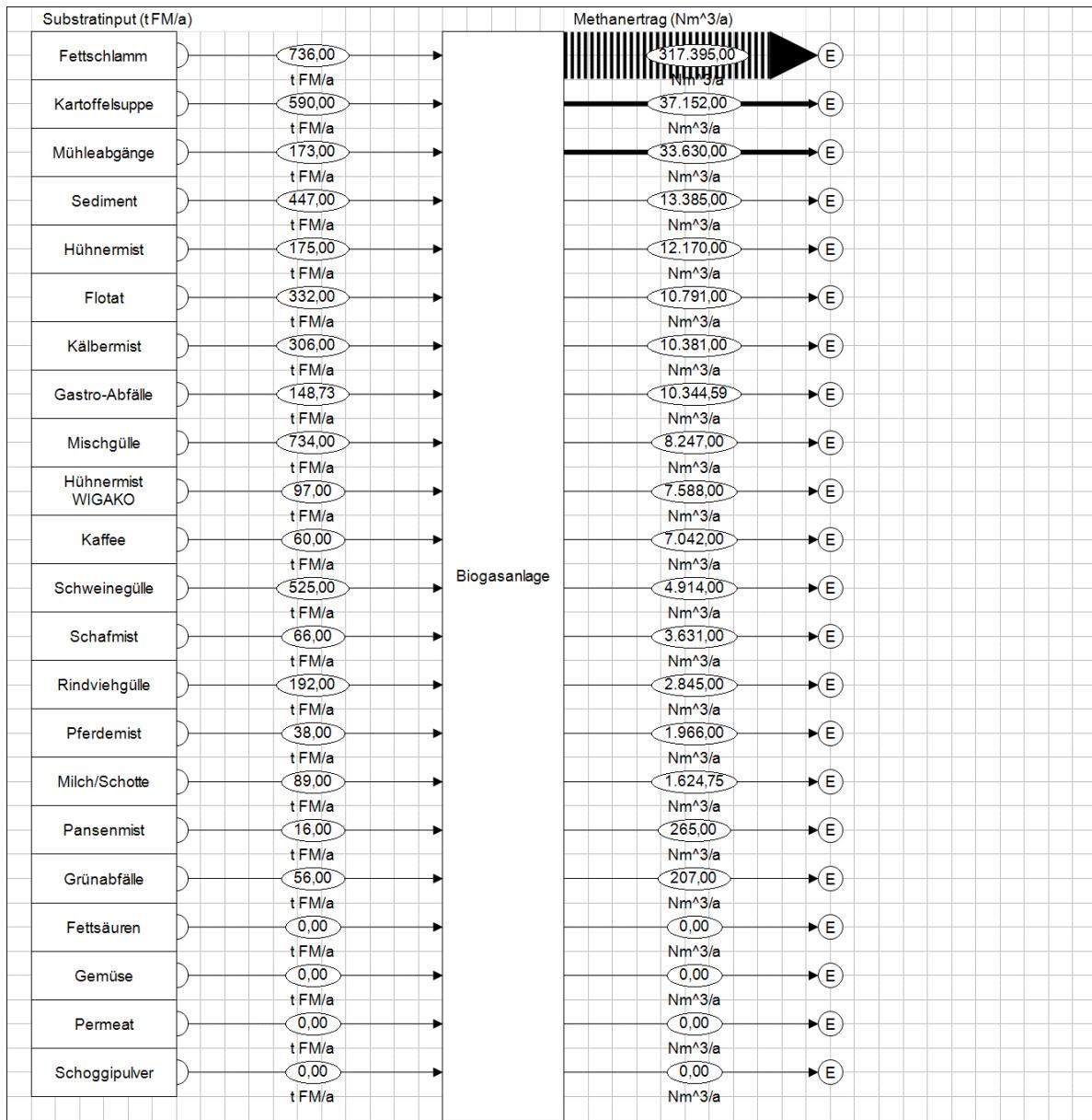


Abbildung 44: Substratliste der WIGAKO 2019, sortiert nach Anteil an den erwarteten Methanerträgen

Links: Einsatzstoffmengen in Tonnen Frischmasse pro Jahr [t FM/a] (gemessen)

Rechts: Erwartete Methanerträge in Norm-Kubikmeter pro Jahr [Nm³/a] (abgeschätzt)

Im Jahr 2019 lag der berechnete Methanertrag bei 483'579 m³ a⁻¹ und der gemessene bei 495'220 m³ a⁻¹. Der Stromertrag lag im Jahr 2019 bei 1'872'570 kWh a⁻¹ und laut Berechnungen bei 1'786'538 kWh a⁻¹.

In den nachfolgenden Abbildungen (Abbildung 45, Abbildung 46 und Abbildung 47) werden die erwarteten bzw. berechneten und die gemessenen Methan- und bzw. Stromerträge einander grafisch gegenübergestellt. Bei der Interpretation der Daten ist zu berücksichtigen, dass die erwarteten Methan- und Stromerträge sich auf den Annahmezeitpunkt der einzelnen Substrate auf der Anlage bezieht. Bis zum Zeitpunkt der tatsächlichen Biogasproduktion des jeweiligen Substrates können demnach noch einige Tage vergehen, zumal auf der Anlage im dargestellten Zeitraum keine Protokollierung der tatsächlichen Beschickungszeitpunkte stattfand.

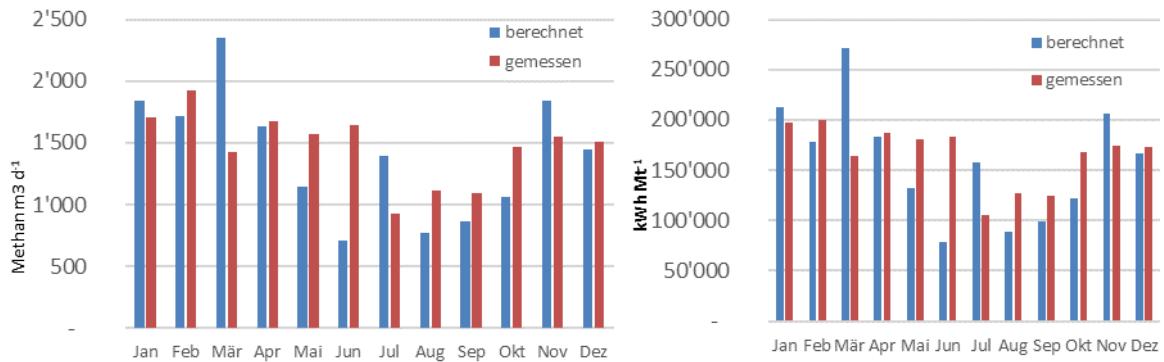


Abbildung 45: Methanertrag und Stromproduktion 2017

Links: Methanertrag in Normkubikmeter Methan pro Tag [$\text{Nm}^3 \text{CH}_4/\text{d}$]

Rechts: Produzierte, elektrische Energie in Kilowattstunde pro Monat [$\text{kWh}_{\text{el}}/\text{Mt.}$]



Abbildung 46: Methanertrag und Stromproduktion 2018

Links: Methanertrag in Normkubikmeter Methan pro Tag [$\text{Nm}^3 \text{CH}_4/\text{d}$]

Rechts: Produzierte, elektrische Energie in Kilowattstunde pro Monat [$\text{kWh}_{\text{el}}/\text{Mt.}$]

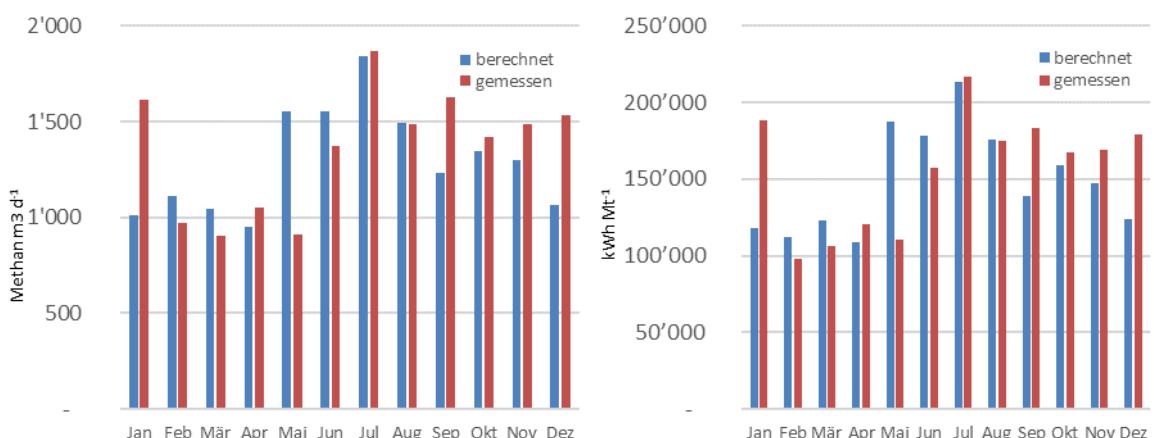


Abbildung 47: Methanertrag und Stromproduktion 2019

Links: Methanertrag in Normkubikmeter Methan pro Tag [$\text{Nm}^3 \text{CH}_4/\text{d}$]

Rechts: Produzierte, elektrische Energie in Kilowattstunde pro Monat [$\text{kWh}_{\text{el}}/\text{Mt.}$]



Der Stromertrag als Mass für die Stabilität des Betriebs

Als Mass für das Ausmass der Instabilität der Anlage werden die Schwankungen im Stromertrag herangezogen. Für die Jahre 2017, 2018 und 2019 wurde dazu die relative Standardabweichung der monatlichen Stromproduktion berechnet. Die relative Standardabweichung betrug im Jahr 2017 rund 18 %, im Jahr 2018 lag sie bei 27 % und für das Jahr 2019 wurden 24 % berechnet.

Die Abweichung vom erwarteten Stromertrag zum tatsächlich gemessenen Stromertrag liegt bei 1 % für das Jahr 2017, bei 28 % für das Jahr 2018 und bei 2 % für das Jahr 2019. Im Jahr 2017 ist die Abweichung im März (65 %), Juni (57 %) und im Juli (50 %) am grössten, und im Jahr 2018 ist die Abweichung im November (163 %), März (87 %) und im August (53 %) am grössten. Im Jahr 2019 sind die Monate mit der grössten Abweichung Mai (70 %), Januar (37 %) und Dezember (31 %).

Um noch bessere Vorhersagen der erwarteten Werte treffen zu können, müssten insbesondere die TS-Gehalte der Substrate, welche prozentual am meisten zum gesamten Biogasertrag beitragen, bekannt sein. Es müssten statistisch relevante Mengen dieser Substrate beprobt und analysiert werden, damit die Abweichung zwischen den erwarteten Werten und den gemessenen Werten verringert werden kann. Saisonal bedingte Qualitätsänderungen der Substrate und Inhomogenitäten, insbesondere des Fettschlamm, beeinflussen die Abweichungen zwischen den erwarteten Werten und den gemessenen Werten erheblich.

A6.5 Prozessparameter als Mass für die Stabilität des Betriebs

Ungefähr zwei Mal pro Monat hat die WIGAKO in den Jahren 2018 und 2019 externe Analysen des pH-Werts, der flüchtigen, organischen Fettsäuren (FOS), des FOS/TAC-Werts im Fermenter sowie der Nährstoffe und Schwermetalle im Nachgärlager durchführen lassen. Diese Analysewerte können zur Beurteilung der Prozessstabilität des mikrobiologischen Anlagenbetriebs herangezogen werden.

pH-Wert und flüchtige, organische Fettsäuren

Fermenter 1

Die folgenden Abbildungen zeigen für die Jahre 2018 und 2019 die Messwerte des pH-Werts im Fermenter 1 (Abbildung 48), sowie das Spektrum der flüchtigen, organischen Säuren: Essigsäure (Abbildung 49), Propionsäure (Abbildung 50), Isobuttersäure (Abbildung 51), Buttersäure (Abbildung 52), Isovaleriansäure (Abbildung 53), Valeriansäure (Abbildung 54) und schliesslich das Propionsäure-Essigsäure-Verhältnis (Abbildung 55).

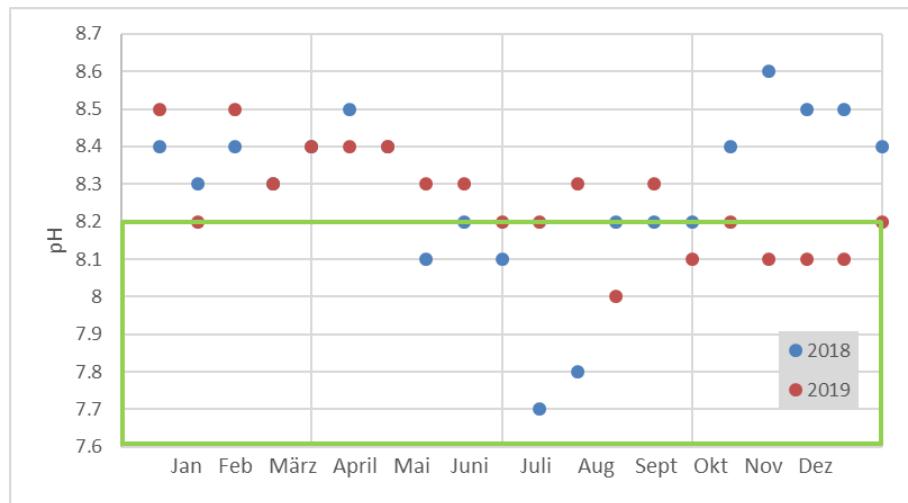


Abbildung 48: pH-Werte, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (<8.2) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

Eine statistische Auswertung der Daten ($\alpha = 0.05$) hat gezeigt, dass es eine Korrelation zwischen dem pH-Wert und dem Methanertrag geben könnte. Wenn der pH-Wert auf unter 8.2 sinkt, steigt der Methanertrag.

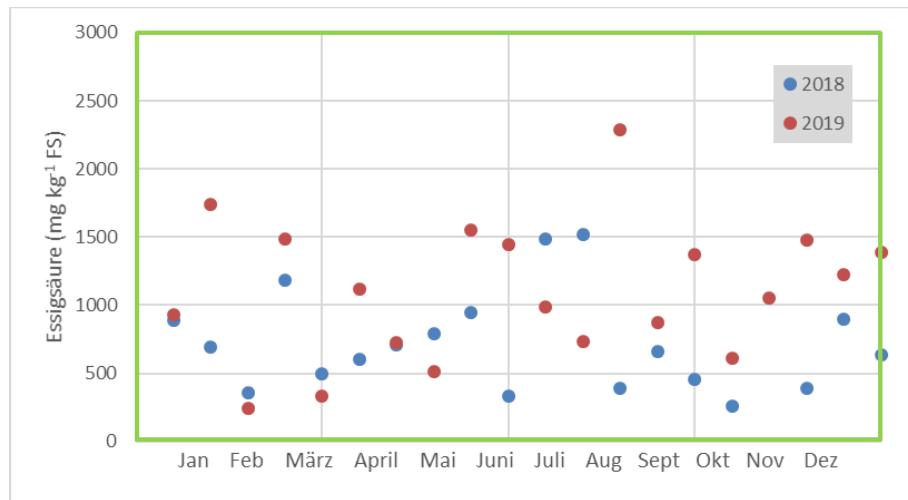


Abbildung 49: Essigsäure-Konzentration in mg kg⁻¹ FS, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (<3'000 mg kg⁻¹ FS) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

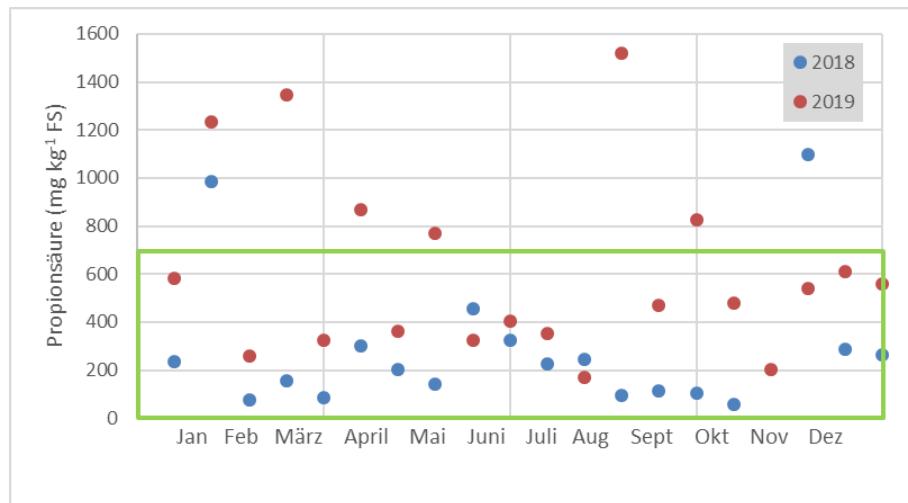


Abbildung 50: Propionsäure-Konzentration in mg kg⁻¹ FS, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (<700 mg kg⁻¹ FS) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

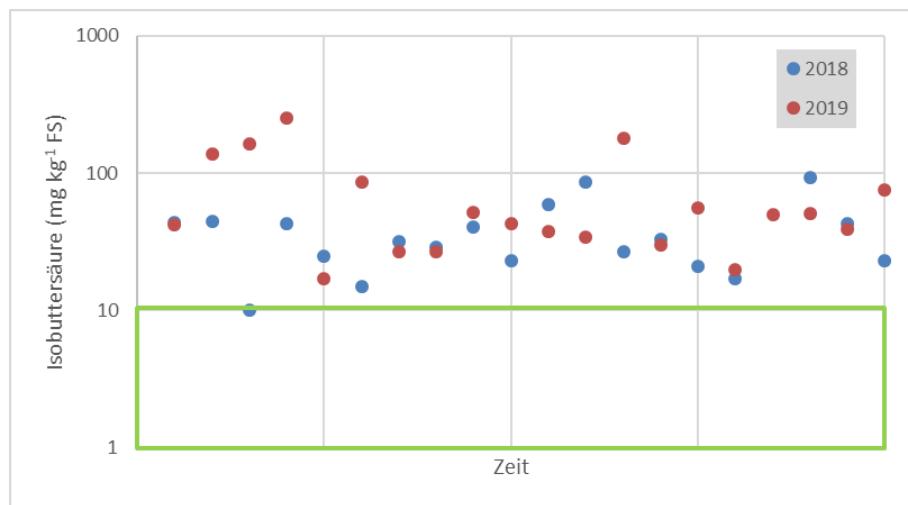


Abbildung 51: Isobuttersäure-Konzentration in mg kg⁻¹ FS, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (<10 mg kg⁻¹ FS) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

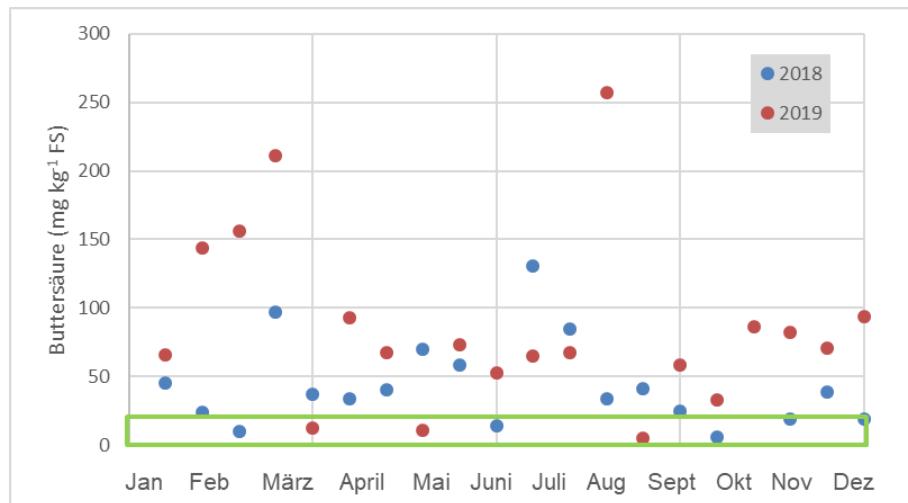


Abbildung 52: Buttersäure-Konzentration in $\text{mg kg}^{-1} \text{FS}$, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb ($<20 \text{ mg kg}^{-1} \text{FS}$) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

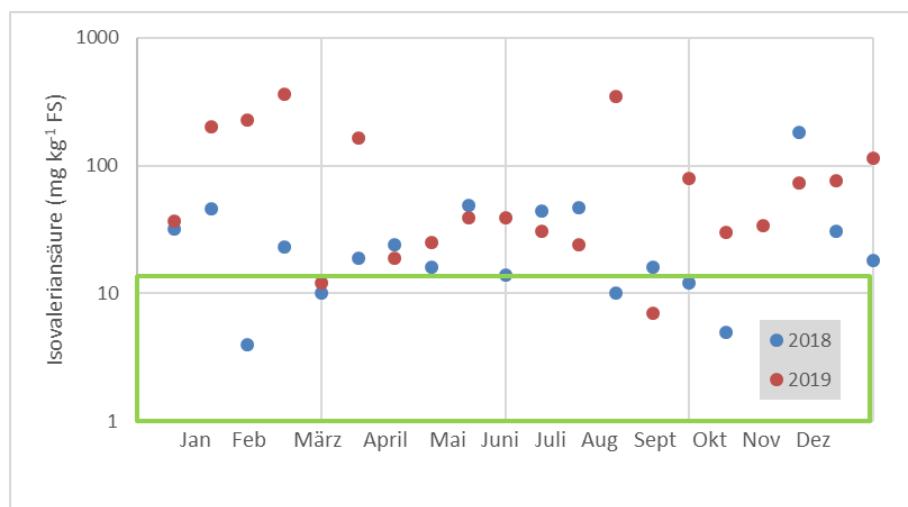


Abbildung 53: Isovaleriansäure-Konzentration in $\text{mg kg}^{-1} \text{FS}$, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb ($<20 \text{ mg kg}^{-1} \text{FS}$) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

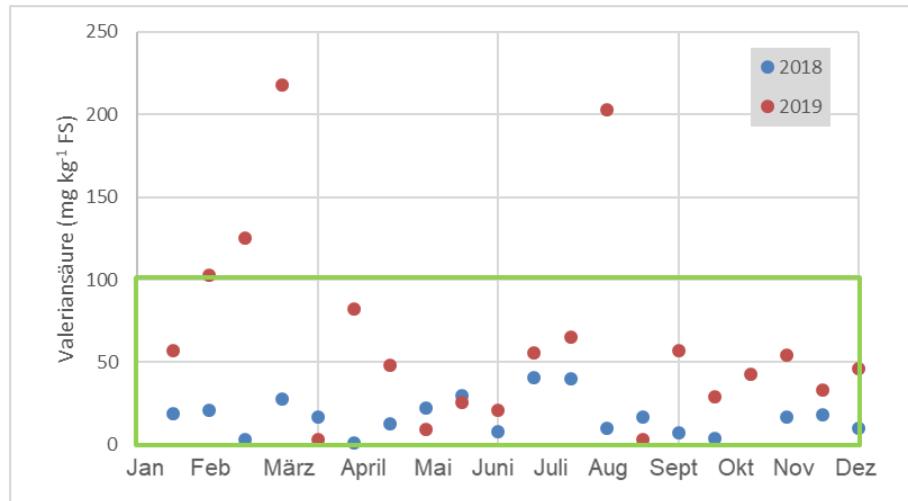


Abbildung 54: Valeriansäure-Konzentration in mg kg^{-1} FS, 2018 und 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb ($<100 \text{ mg kg}^{-1}$ FS) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

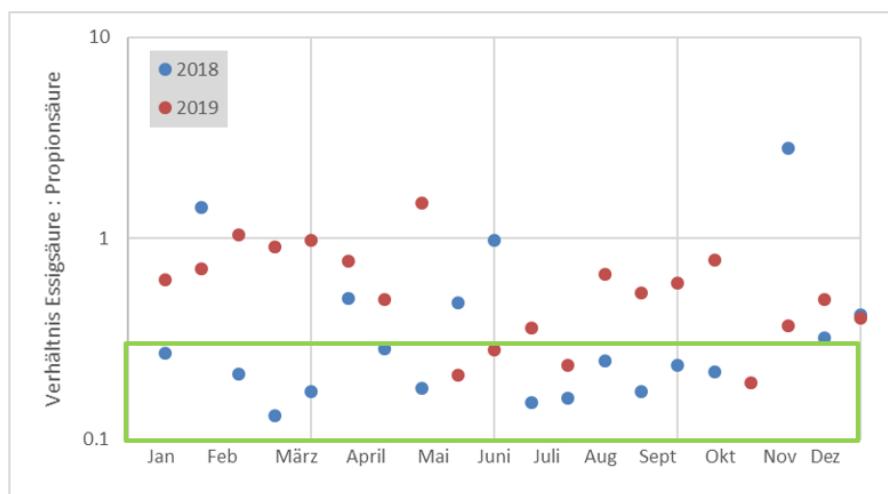


Abbildung 55: Propionsäure-Essigsäure-Verhältnis, 2018-2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (<0.33) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).



Tabelle 35: Prozentualen Anteil aller Messwerte (Fermenter 1) im Vergleich zum Optimal-Bereich zeigt den prozentualen Anteil aller Messwerte (Fermenter 1), welche im Optimal-Bereich lagen.

Tabelle 35: Prozentualen Anteil aller Messwerte (Fermenter 1) im Vergleich zum Optimal-Bereich

	2018	2019
pH	20 %	21 %
Essigsäure (mg/kg FS)	100 %	100 %
Propionsäure (mg/kg FS)	90 %	75 %
Isobuttersäure (mg/kg FS)	5 %	0 %
Buttersäure (mg/kg FS)	26 %	17 %
Isovaleriansäure (mg/kg FS)	95 %	13 %
Valeriansäure (mg/kg FS)	100 %	83 %
Verhältnis Essigsäure : Propionsäure	68 %	25 %

Fermenter 2

Im Fermenter 2 ist im Jahr 2018 und im Jahr 2019 die Konzentration an Propionsäure, Isobuttersäure, Buttersäure, Isovaleriansäure, Valeriansäure, sowie das Essigsäure-Propionsäure Verhältnis bei jeder der vier, bzw. drei Messungen zu hoch. Der pH-Wert ist bei zwei der vier Messungen im Jahr 2018 zu hoch, während er bei jeder Messung im Jahr 2019 zu hoch ist. Die Valeriansäure-Konzentration war bei zwei von vier Messungen im Jahr 2018 zu hoch und bei einer von drei Messungen im Jahr 2019. Die Essigsäure-Konzentration lag bei allen ausser einer Messung im Jahr 2018 im empfohlenen Bereich.

FOS/TAC-Wert

Die folgenden Abbildungen zeigen das FOS/TAC Verhältnis, sowie die FOS und TAC Konzentrationen in den Fermentern 1 und 2 für die Jahre 2018, 2019, 2020. Mit grün, dunkelgrün und gelben Rechtecken wird jeweils der Optimal-Bereich eingezeichnet. Die Werte für den Optimal-Bereich stammen aus den nachfolgend aufgeführten Quellen:

FOS

Empfohlener Bereich:

Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016: <2'000 mg L⁻¹

Methanofix: 2'000-6'500 mg L⁻¹

Rosenwinkel et al., 2015: Die Hemmung ist stark von der Konzentration des undissoziierten Anteils der jeweiligen Säure abhängig, welcher wiederum sehr stark vom pH-Wert abhängt.

TAC

Empfohlener Bereich:

Methanofix: 7'000-19'000 mg L⁻¹



FOS/TAC-Verhältnis

Empfohlener Bereich:

Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016: <0.8

Methanofix: 0.3-0.5 (max. 0.7)

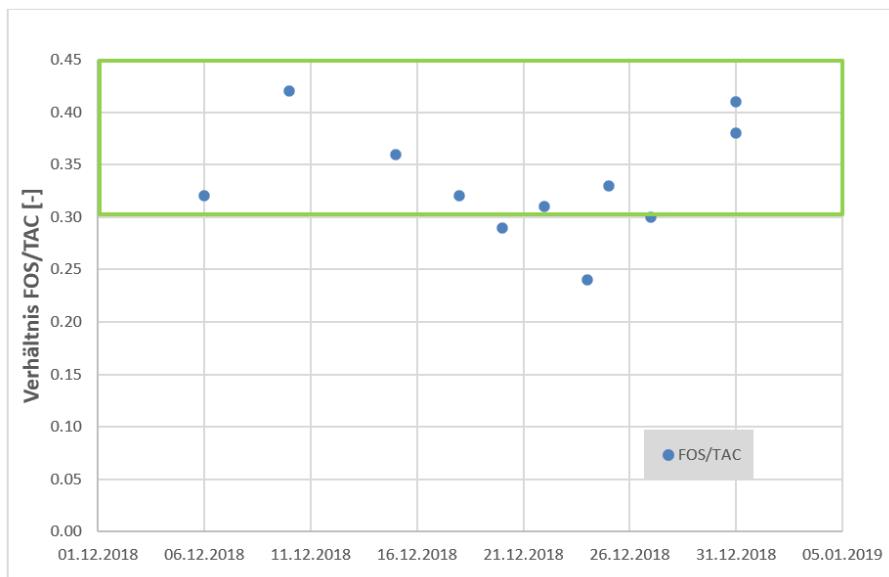


Abbildung 56: Messwerte FOS/TAC von Fermenter 1 im Jahr 2018

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (0.3-0.5) (Methanofix).

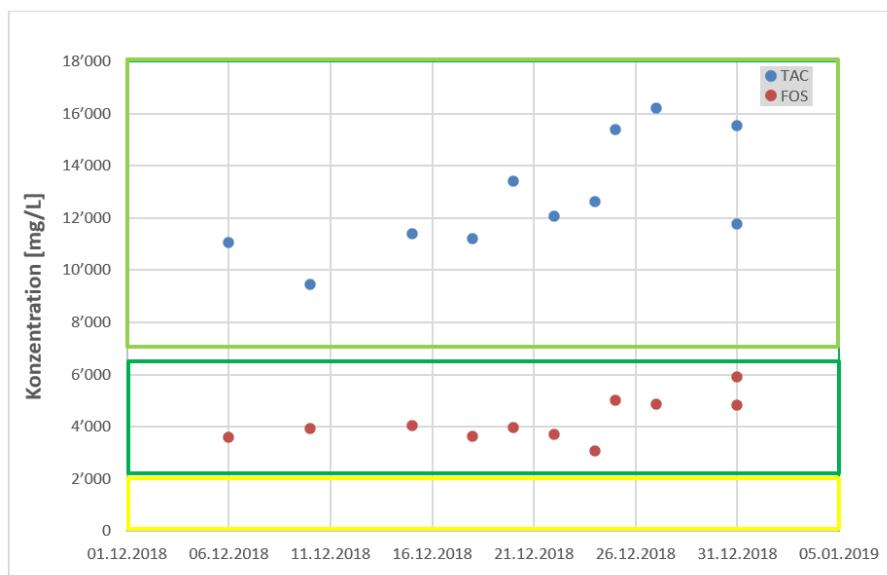


Abbildung 57: FOS und TAC Messwerte von Fermenter 1 im Jahr 2018

Grün: empfohlener Bereich für die TAC-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($7'000-19'000 \text{ mg L}^{-1}$) (Methanofix).

Dunkelgrün: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($2'000-6'500 \text{ mg L}^{-1}$) (Methanofix).

Gelb: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($<2'000 \text{ mg L}^{-1}$) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

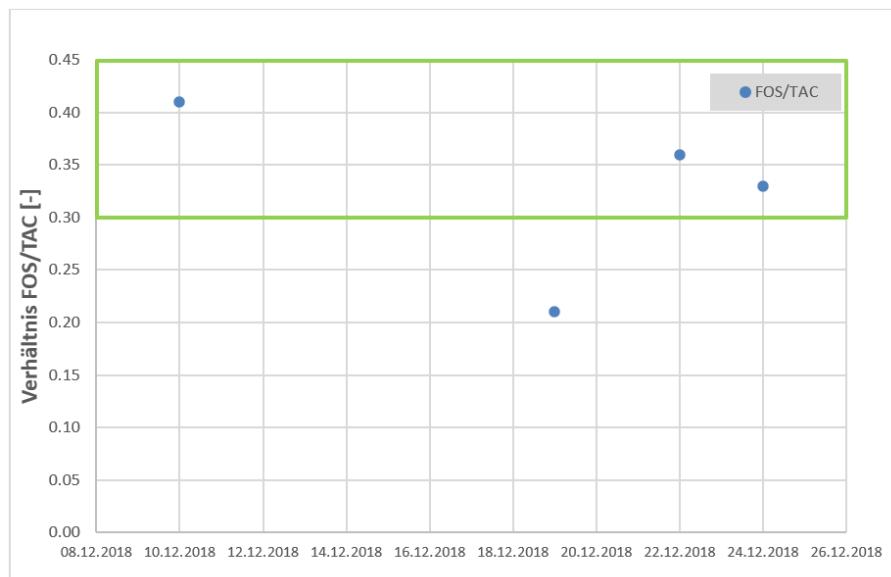


Abbildung 58: Messwerte FOS/TAC von Fermenter 2 im Jahr 2018.

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (0.3-0.5) (Methanofix).

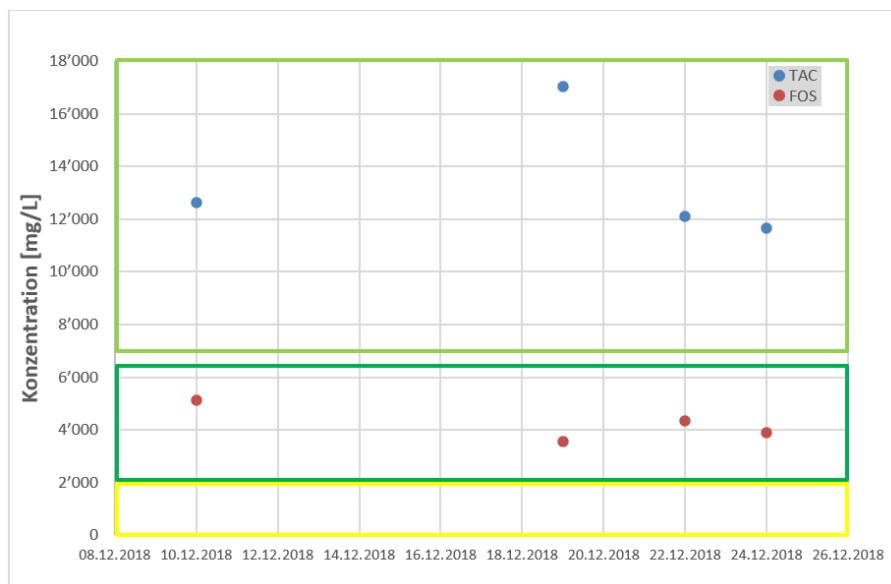


Abbildung 59: FOS und TAC Messwerte von Fermenter 2 im Jahr 2018

Grün: empfohlener Bereich für die TAC-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($7'000-19'000 \text{ mg L}^{-1}$) (Methanofix).

Dunkelgrün: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($2'000-6'500 \text{ mg L}^{-1}$) (Methanofix).

Gelb: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($<2'000 \text{ mg L}^{-1}$) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

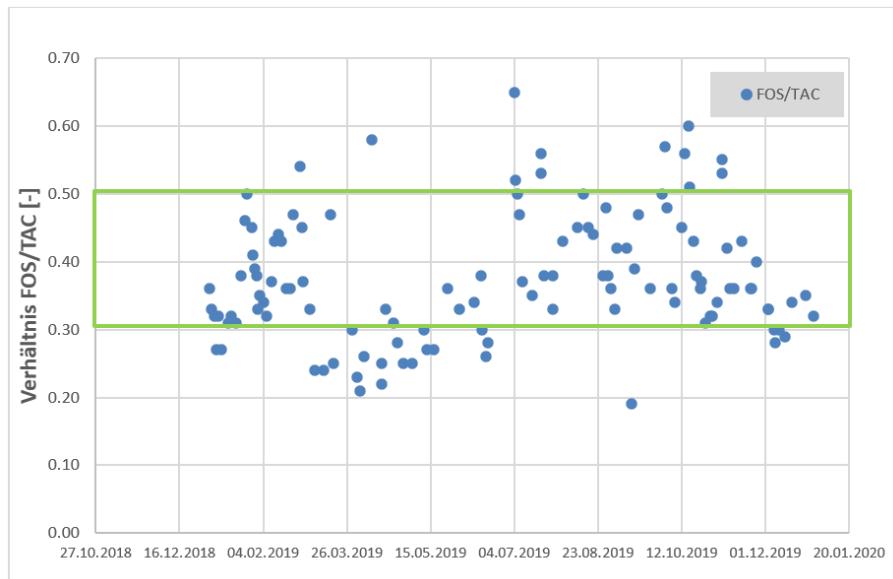


Abbildung 60: Messwerte FOS/TAC von Fermenter 1 im Jahr 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (0.3-0.5) (Methanofix).

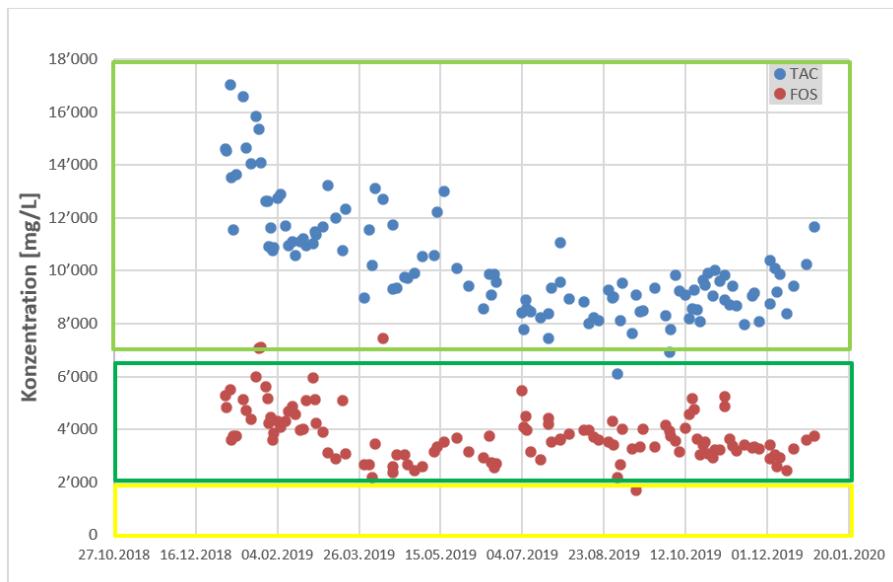


Abbildung 61: FOS und TAC Messwerte von Fermenter 1 im Jahr 2019

Grün: empfohlener Bereich für die TAC-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb (7'000-19'000 mg L⁻¹) (Methanofix).

Dunkelgrün: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb (2'000-6'500 mg L⁻¹) (Methanofix).

Gelb: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb (<2'000 mg L⁻¹) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

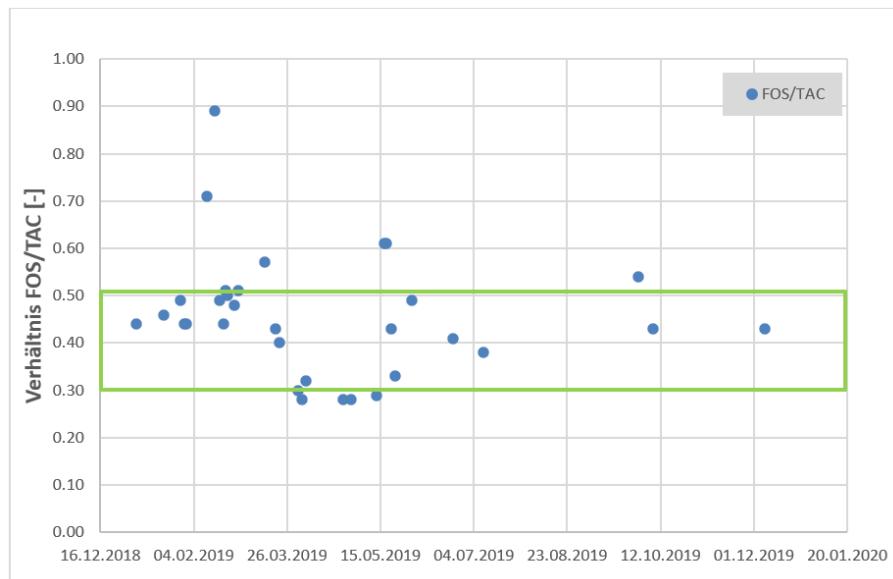


Abbildung 62: Messwerte FOS/TAC von Fermenter 2 im Jahr 2019

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (0.3-0.5) (Methanofix).

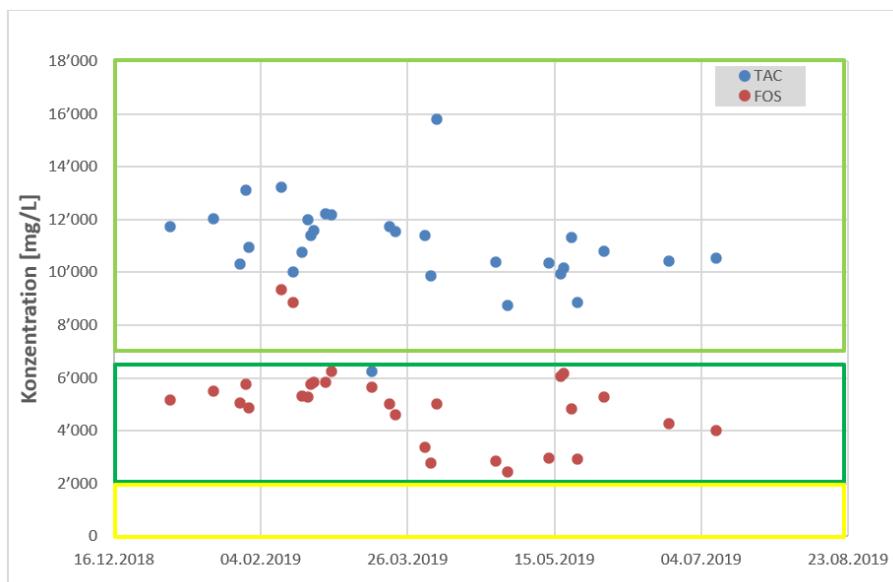


Abbildung 63: FOS und TAC Messwerte von Fermenter 2 im Jahr 2019

Grün: empfohlener Bereich für die TAC-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb (7'000-19'000 mg L⁻¹) (Methanofix).

Dunkelgrün: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb (2'000-6'500 mg L⁻¹) (Methanofix).

Gelb: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb (<2'000 mg L⁻¹) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

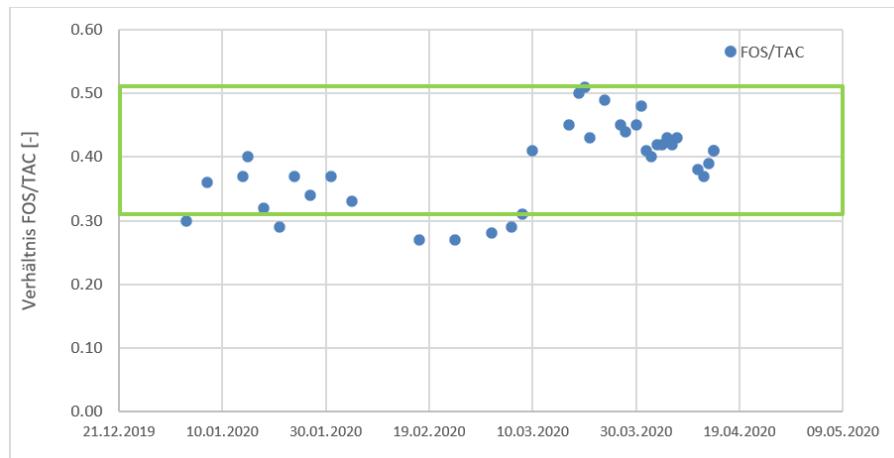


Abbildung 64: Messwerte FOS/TAC von Fermenter 1 im Jahr 2020

Grün: empfohlener Bereich für einen optimalen Anlagenbetrieb (0.3-0.5) (Methanofix).

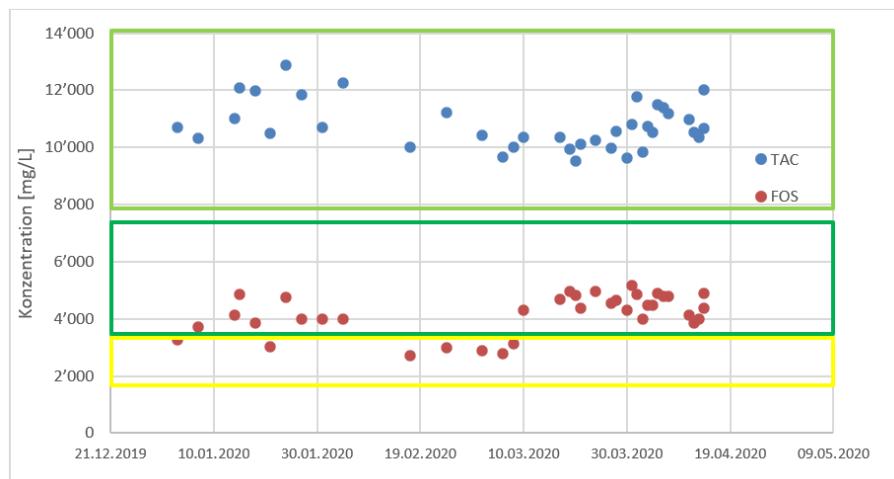


Abbildung 65: FOS und TAC Messwerte von Fermenter 1 im Jahr 2020

Grün: empfohlener Bereich für die TAC-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($7'000-19'000 \text{ mg L}^{-1}$) (Methanofix).

Dunkelgrün: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($2'000-6'500 \text{ mg L}^{-1}$) (Methanofix).

Gelb: empfohlener Bereich für die FOS-Konzentration für einen optimalen Anlagenbetrieb ($<2'000 \text{ mg L}^{-1}$) (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe et al., 2016).

Leitfähigkeit

Die folgende Abbildung 66 zeigt die Leitfähigkeit des flüssigen Gärproduktes für die Jahre 2018, 2019, 2020.

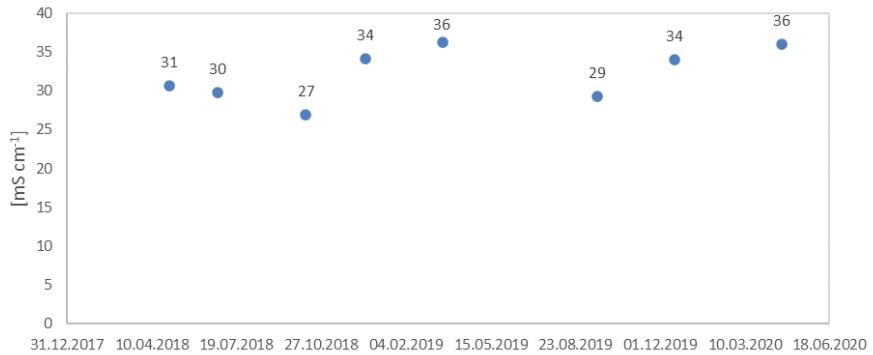


Abbildung 66: Leitfähigkeit des flüssigen Gärproduktes in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 32.13 mS cm^{-1} und die relative Standardabweichung bei 10.6 %.

Nährstoffe

Die folgenden Abbildungen zeigen den Nährstoff-Gehalt im flüssigen Gärprodukt für die Jahre 2018, 2019, 2020. Falls entsprechende Quellen gefunden werden konnten, ist mit einem grünen Rechteck der Optimal-Bereich eingezeichnet. Die Werte für den Optimal-Bereich stammen aus den nachfolgend aufgeführten Quellen: (Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe, 2016); Kaltschmitt, 2016; Ibu, 2021; Rosenwinkel et al., 2016.

Stickstoff N

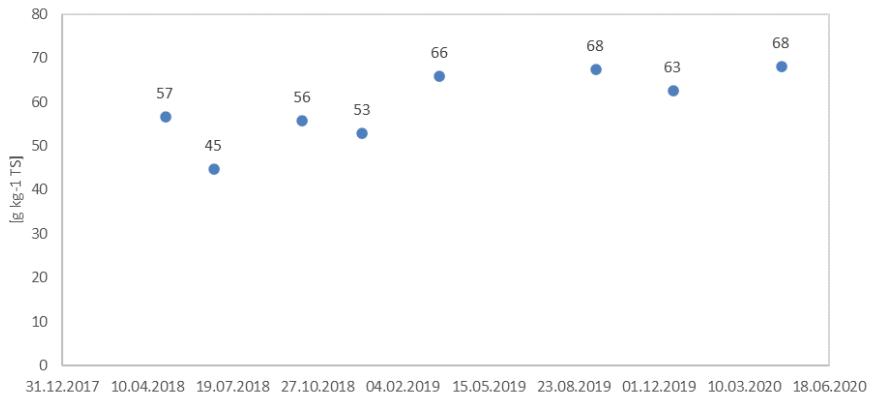


Abbildung 67: Gesamt N nach Kjeldahl des flüssigen Gärproduktes in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei $59.25 \text{ g kg}^{-1} \text{ TS}$ und die relative Standardabweichung bei 13.8 %.



Ammoniumstickstoff

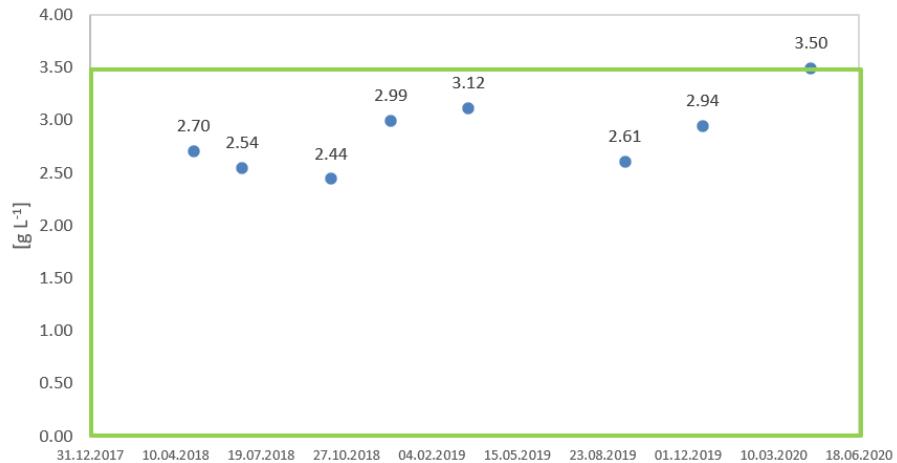


Abbildung 68: Ammoniumstickstoff im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 2.85 g L^{-1} TS und die relative Standardabweichung bei 12.3 %. Der hemmende Bereich liegt bei $>3.5 \text{ g L}^{-1}$ TS bei pH 7 (ausserhalb des grünen Rechtecks). Die Hemmwirkung steigt mit pH und Temperatur.

C/N-Verhältnis

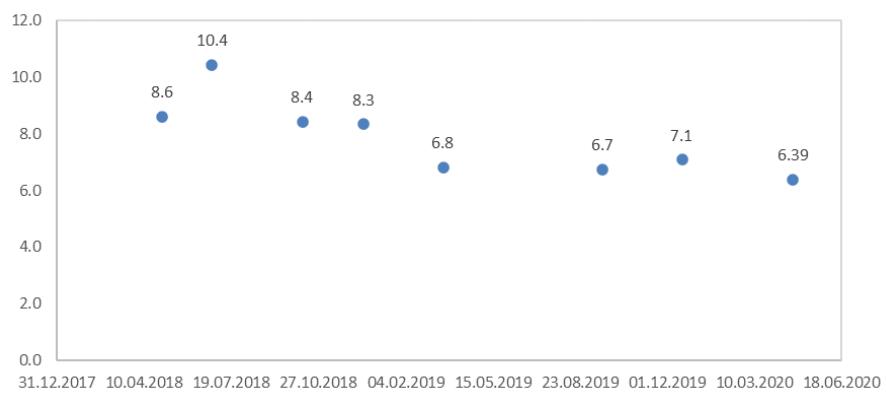


Abbildung 69: Das C/N Verhältnis im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 7.85 und die relative Standardabweichung bei 17.2 %.



Phosphor

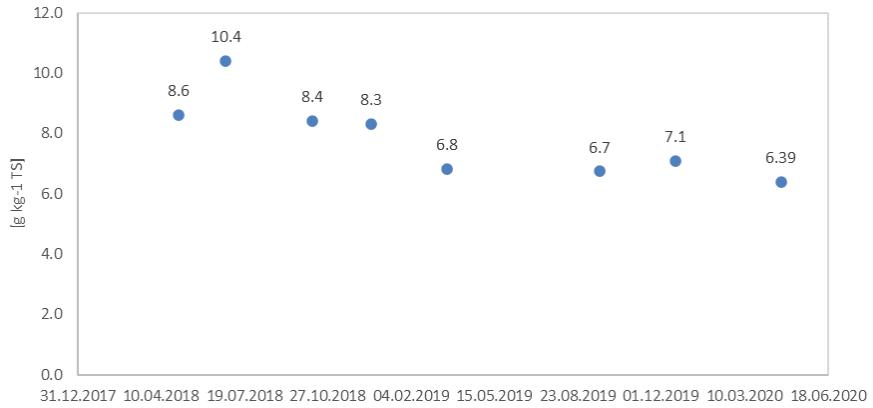


Abbildung 70: Phosphor im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 8.6 g kg⁻¹ TS und die relative Standardabweichung bei 17.3 %.

Schwefel

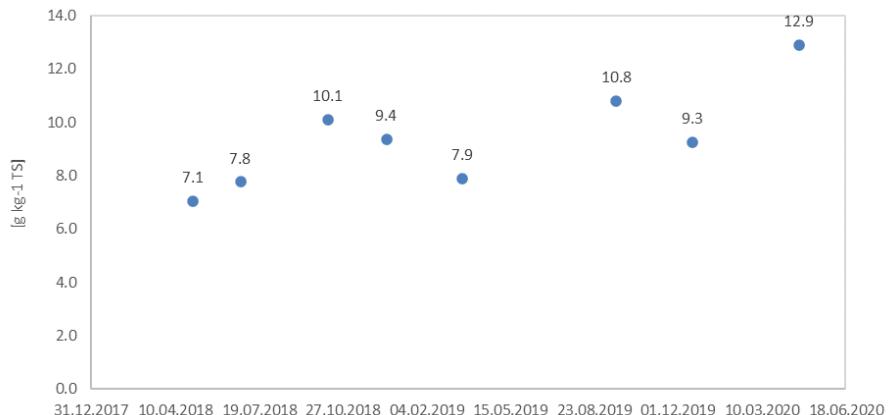


Abbildung 71: Schwefel im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 9.39 g kg⁻¹ TS und die relative Standardabweichung bei 20.2 %.



C/N/P/S-Verhältnis

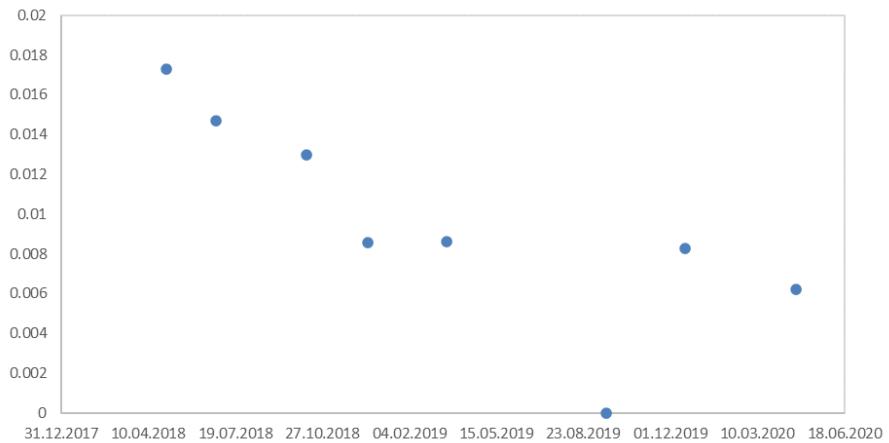


Abbildung 72: Das C/N/P/S Verhältnis im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020
Der Mittelwert liegt bei 0.01 und die relative Standardabweichung bei 37.1 %.

Kalium

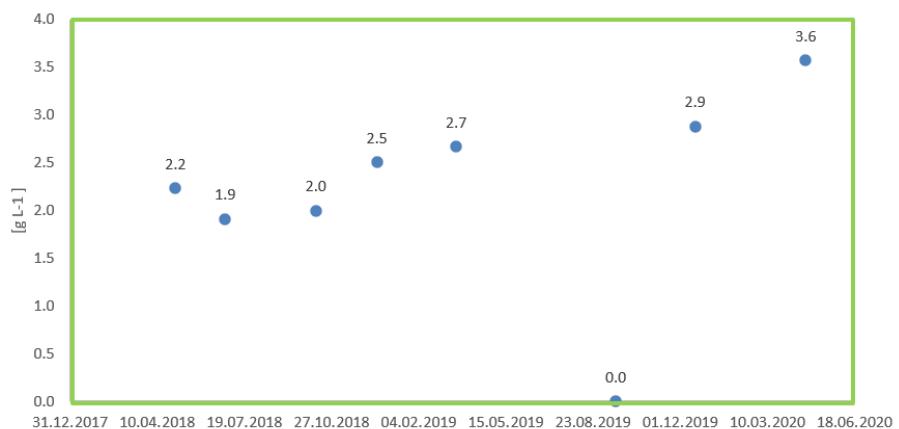


Abbildung 73: Kalium im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020
Der Mittelwert liegt bei 2.2 g L⁻¹ und die relative Standardabweichung bei 47 %. Das grüne Rechteck kennzeichnet den nicht-hemmenden Konzentrationsbereich (IC50=4.8 g/L).

Calcium

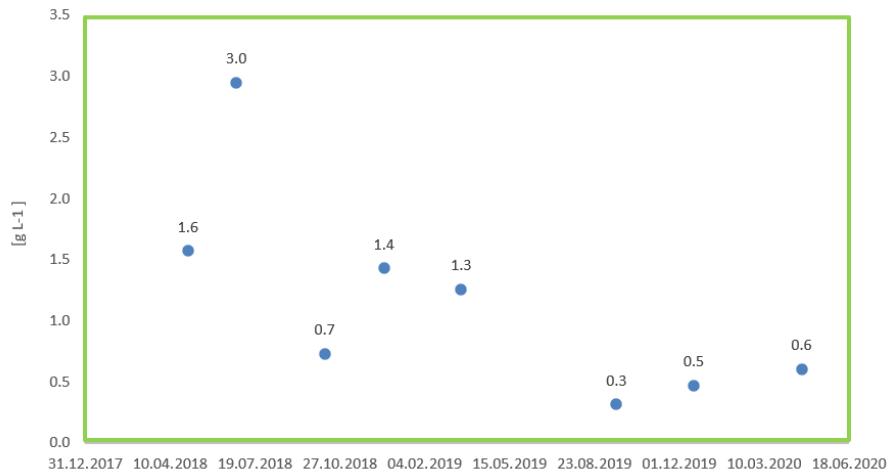


Abbildung 74: Calcium im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 1.17 g L^{-1} und die relative Standardabweichung bei 73.4 %. Das grüne Rechteck kennzeichnet den nicht-hemmenden Konzentrationsbereich ($\text{IC50}=4.8 \text{ g/L}$).

Schwermetalle

Die folgenden Abbildungen zeigen den Schwermetall-Gehalt im flüssigen Gärprodukt für die Jahre 2018, 2019, 2020. Falls entsprechende Quellen gefunden werden konnten, ist mit einem grünen Rechteck der Optimal-Bereich eingezeichnet. Die Werte für den Optimal-Bereich stammen aus den nachfolgend aufgeführten Quellen: FNR, 2016; Kaltschmitt, 2016; Ibu, 2021; Rosenwinkel et al., 2016.

Cadmium

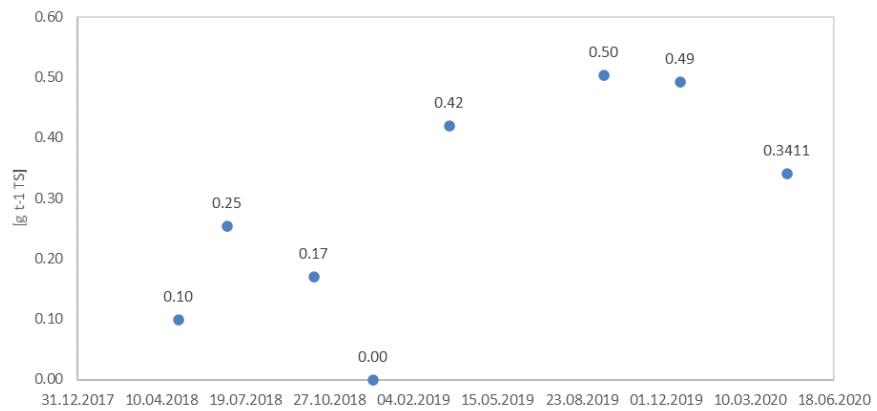


Abbildung 75: Cadmium im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei $0.33 \text{ g t}^{-1} \text{ TS}$ und die relative Standardabweichung bei 48.4 %.



Kupfer

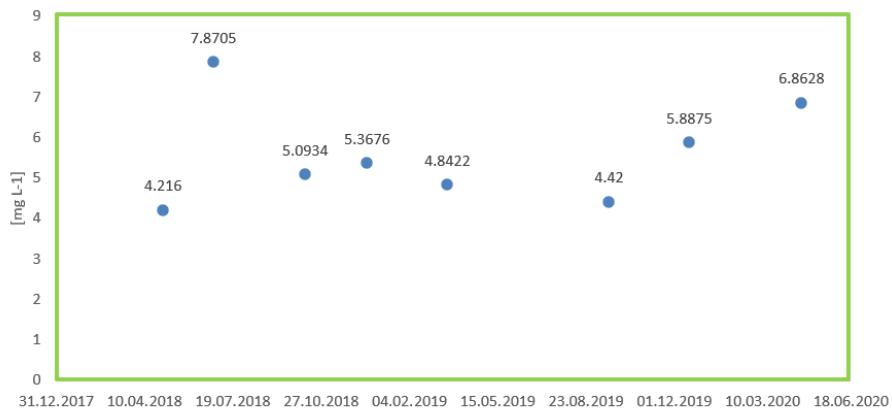


Abbildung 76: Kupfer im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 5.6 mg L^{-1} und die relative Standardabweichung bei 22.5 %. Kupfer wirkt ab einer Konzentration von 50 mg L^{-1} inhibierend, wenn es in gelöster Form vorliegt. Wie das grüne Rechteck zeigt, liegt die Kupfer- Konzentration stets unter 50 mg L^{-1} .

Quecksilber

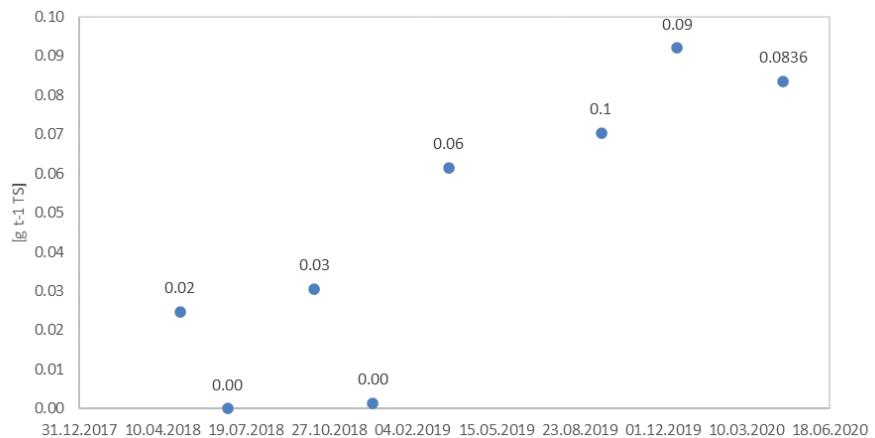


Abbildung 77: Quecksilber im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei $0.5 \text{ g t}^{-1} \text{ TS}$ und die relative Standardabweichung bei 64.8 %.



Nickel

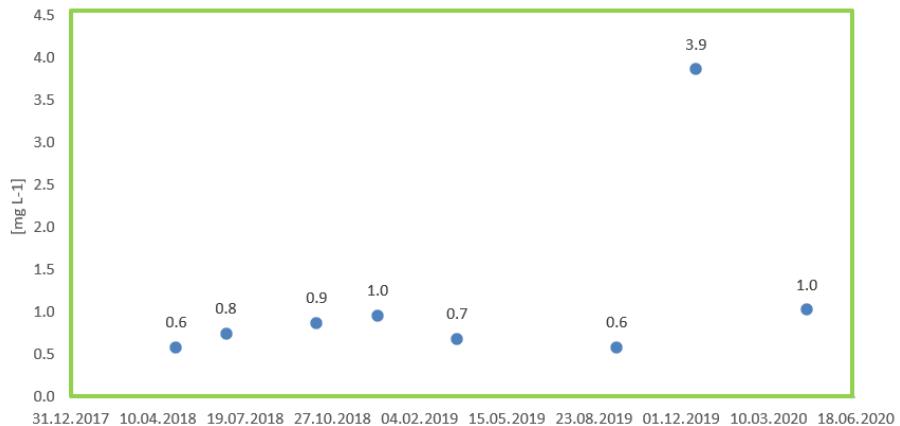


Abbildung 78: Nickel im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 1.17 mg L^{-1} und die relative Standardabweichung bei 94 %. Nickel wirkt ab einer Konzentration von 10 mg L^{-1} inhibierend, wenn es in gelöster Form vorliegt. Wie das grüne Rechteck zeigt, liegt die Nickel- Konzentration stets unter 10 mg L^{-1} .

Zink

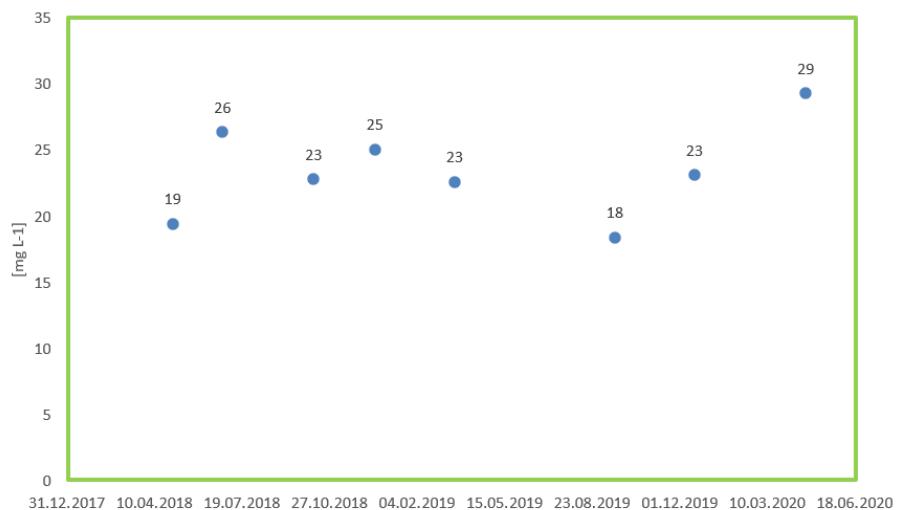


Abbildung 79: Zink im flüssigen Gärprodukt in den Jahren 2018, 2019, 2020

Der Mittelwert liegt bei 23.44 mg L^{-1} und die relative Standardabweichung bei 15.1 %. Zink wirkt ab einer Konzentration von 150 mg L^{-1} inhibierend, wenn es in gelöster Form vorliegt. Wie das grüne Rechteck zeigt, liegt die Zink- Konzentration stets unter 150 mg L^{-1} .

A7 Vergleichbarkeit: Messkampagnen MK2020 und MK2021

Um zu überprüfen, ob die Einsatzstoffe während der MK2020 und MK2021 vergleichbar waren, wurden die Fütterungsmengen der unterschiedlichen Substratgruppen und der TS-Gehalt der Substratmischung im Vormischbehälter (VMB) während den beiden Kampagnen verglichen. Als weiteres Indiz für einen vergleichbaren Anlagenbetrieb wurden die Fermenter-Temperaturen herangezogen.

Die nachfolgenden Analysen zeigen, dass weder die Qualität der Einsatzstoffe, noch der TS-Gehalt im VMB, noch bei der Temperatur im Fermenter 1 signifikante Unterschiede herrschten. Deshalb ist davon auszugehen, dass ein Vergleich der beiden Messkampagnen grundsätzlich möglich ist. Es kann somit davon ausgegangen werden, dass allfällige Unterschiede in der spezifischen Biogasausbeute und in der Stabilität der Messparameter hauptsächlich auf die zusätzlichen Hydrolysestufen zurückzuführen sind. Aufgrund der doch deutlich gesteigerten oTS-Einsatzmenge während der MK2021 im Vergleich zur 2020 müsste bei einem identischen Betrieb ohne Hydrolysestufe von einer deutlich zunehmenden Instabilität der biologischen Abbauprozesse ausgegangen werden.

A7.1 Vergleich der Fütterung

Um Rückschlüsse zur Vergleichbarkeit der Messkampagnen ziehen zu können, wurden Tagesdurchschnittswerte verwendet.

Die Menge an zugeführter Frischmasse lag während der MK2020 bei 17.2 t und bei MK2021 bei 28.7 t (+67 %). Der Tagesdurchschnitt an zugeführter TS / oTS lag während der MK2020 bei 3.7 t / 3.2 t und bei MK2021 bei 5.6 / 4.6 t (+52 % / +47 %).

Die folgende Abbildung 80 zeigt den Tagesdurchschnitt in t der zugeführten Frischsubstanz (FS bzw. FM) und organischer Trockensubstanz (oTS) während der MK2020 und MK2021 für die einzelnen Substratkategorien.

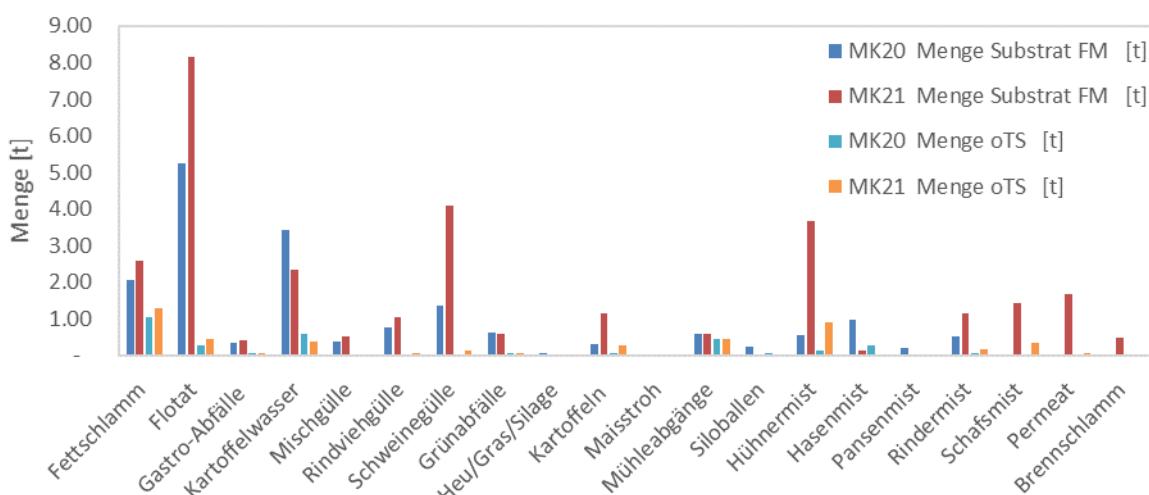


Abbildung 80: Tagesdurchschnittsmengen der Einsatzstoffkategorien während MK2020 und MK2021
Tonnen eingesetzter Frischmasse (FM) und organischer Trockensubstanz (oTS)

Tabelle 36: Menge und Art der zugeführten Substrate während MK2020 und MK2021
MK = Messkampagne; FS = Frischsubstanz; oTS = organische Trockensubstanz



Substrat	MK2020		MK2021	
	FS [t/d]	oTS [t/d]	FS [t/d]	oTS [t/d]
Fettschlamm	2.0	1.02	2.5	1.26
Flotat	5.1	0.33	7.8	0.51
Gastro-Abfälle	0.3	0.07	0.4	0.08
Kartoffelwasser	3.3	0.65	2.2	0.44
Mischgülle	0.4	0.02	0.5	0.03
Rindviehgülle	0.7	0.05	1.0	0.07
Schweinegülle	1.3	0.06	3.9	0.18
Grünabfälle	0.6	0.09	0.6	0.08
Heu/Gras/Silage	0.1	0.02	-	
Kartoffeln	0.3	0.10	1.1	0.36
Maisstroh	0.0	0.01	-	-
Mühleabgänge	0.6	0.50	0.6	0.51
Siloballen	0.2	0.08	-	-
Hühnermist	0.5	0.19	3.5	1.23
Hasenmist	0.9	0.37	0.1	0.05
Pansenmist	0.2	0.02	-	-
Pferdemist	-	-	-	-
Rindermist	0.5	0.10	1.1	0.22
Schafsmist	-	-	1.4	0.44
Permeat	-	-	1.6	0.08
Brennschlamm	-	-	0.5	0.05
Summe	17.2	3.7	28.7	5.6

Während der MK2021 wurde der Anlage durchschnittlich 67 % mehr Frischsubstanz und 47 % mehr organische Trockensubstanz zugegeben, als während der MK2020. Eine anteilmässige Steigerung der Mengen ist bei den meisten Einsatzstoffen festzustellen. Die einzige grosse Ausnahme stellte das Kartoffelwasser dar. Deutlich grössere Mengenanteile besassen während der MK2021 Hofdünger wie Schweinegülle, Hühner- und Schafsmist sowie die Co-Substrate Permeat und Brennschlamm.

A7.2 Vergleich TS-Gehalt des Vormischbehälters

Der durchschnittliche TS-Gehalt und die relative Standardabweichung des VMB lag während der MK2020 bei $12.9\% \pm 10\%$ (n=2), während der MK2021 bei $14.2\% \pm 19\%$ (n=13).

Die TS-Gehalte der Substratmischungen aus dem Vormischbehälter zeigen während den Messkampagnen MK2020 und MK2021 keine signifikante Veränderung. Tendenziell lag der TS im 2021 etwas höher.

A7.3 Vergleich der Fermentertemperaturen

Als Indiz für eine Vergleichbarkeit der Messkampagnen 2020 und 2021 wurden die Temperaturverläufe im Fermenter 1 verglichen. Diese sind grafisch in den nachfolgenden Diagrammen einsehbar:

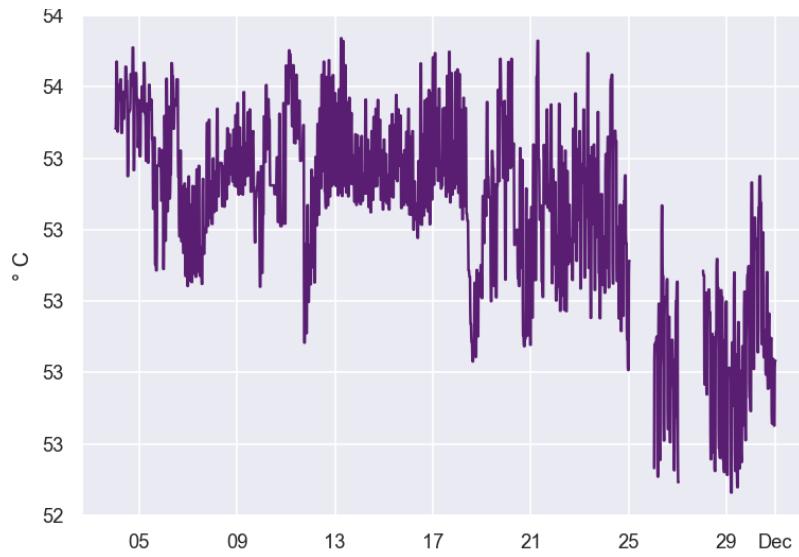


Abbildung 81: Temperatur Fermenter 1 während der MK2020
Zeitverlauf vom 04.12.-31.12.2020

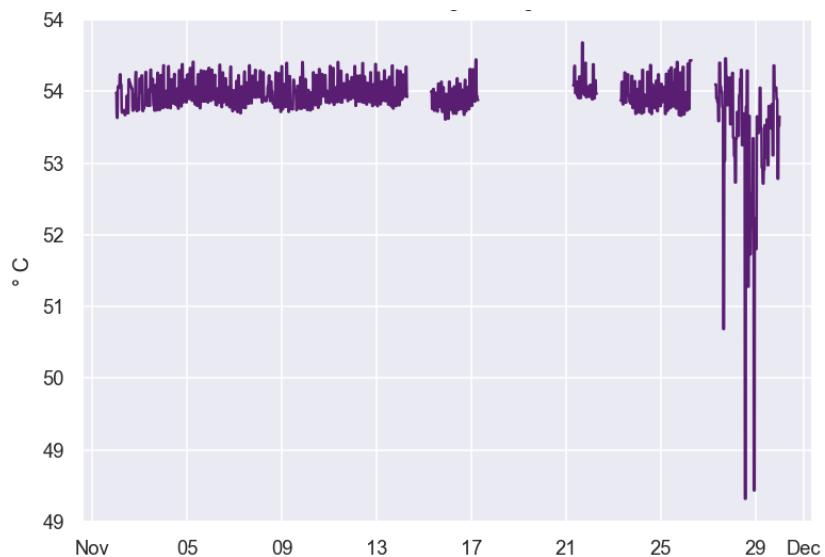


Abbildung 82: Temperatur Fermenter 1 während der MK2021
Zeitverlauf vom 01.11.-31.12.2020

Die Temperatur im Fermenter 1 lag während der Messkampagne 2020 zwischen 52.8 °C und 54.1 °C. Während der Messkampagne 2021 lag sie mit einem kurzen Ausreißer bei konstanten 53.5 °C und 54.5 °C und somit in einem vergleichbaren Bereich.



A8 Prozessfliessbilder

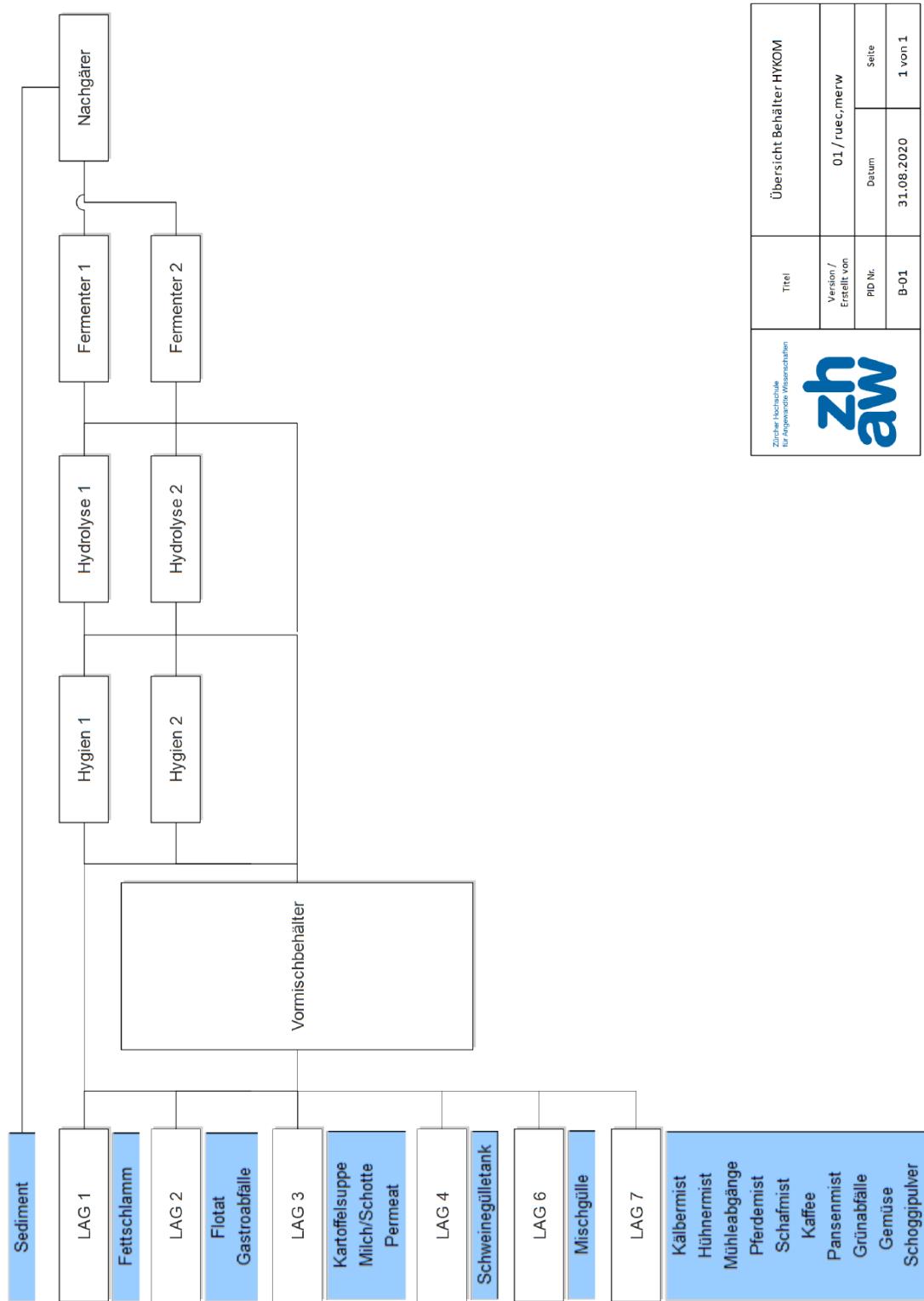


Abbildung 83: Übersicht Behälter HYKOM

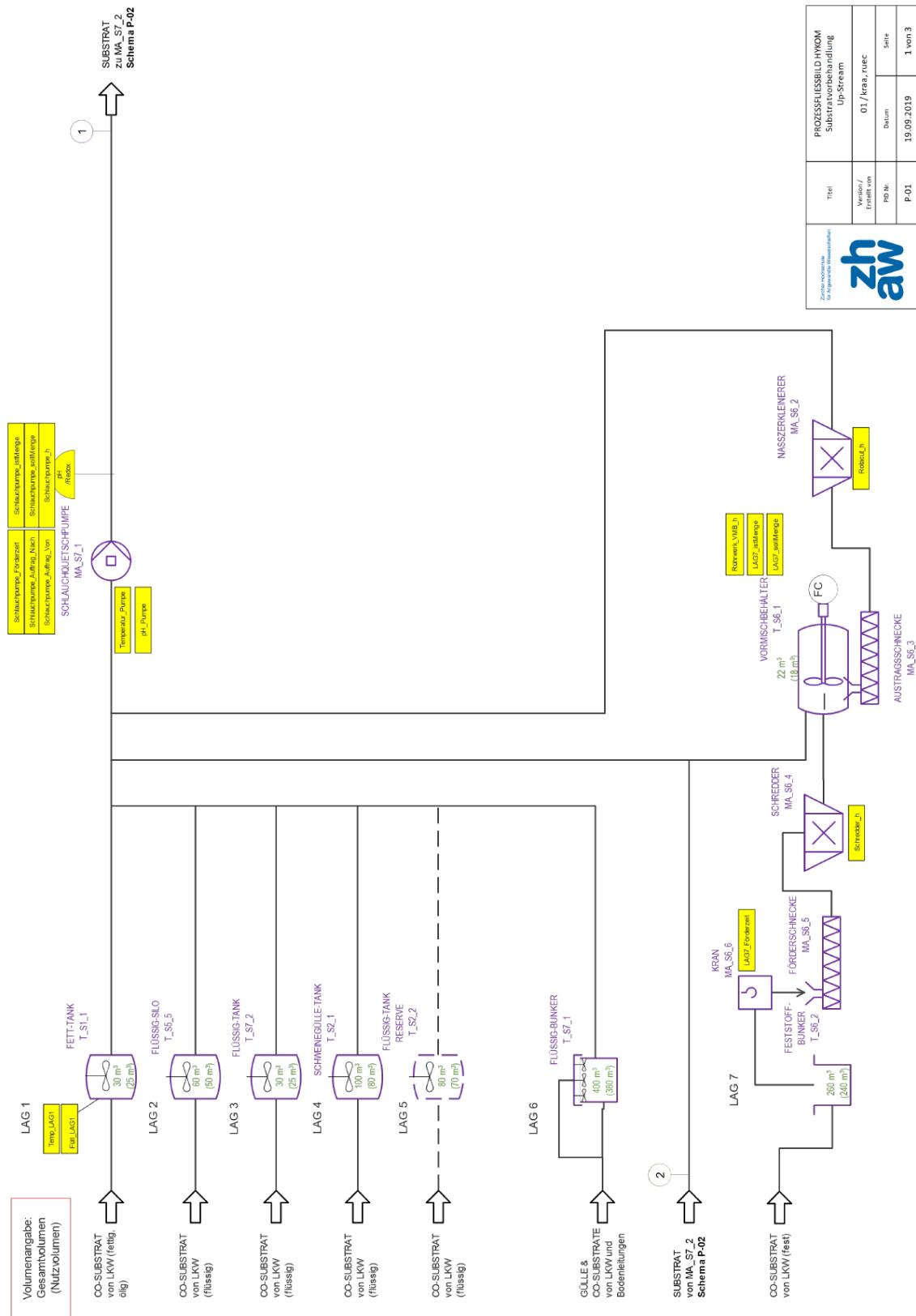


Abbildung 84: Prozessfliessbild HYKOM: Subtravorbehandlung

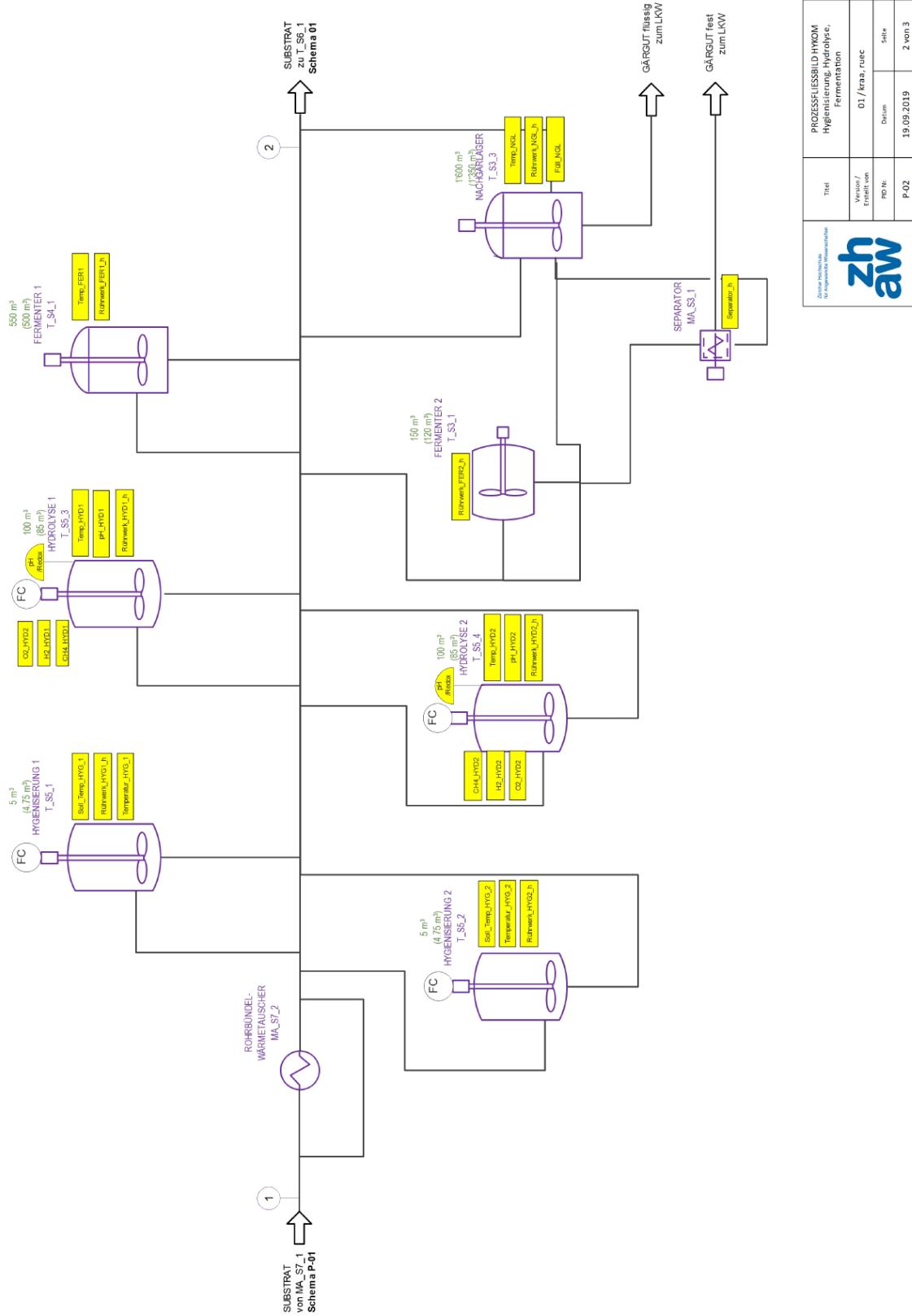


Abbildung 85: Prozessfließbild HYKOM: Hygienisierung, Hydrolyse, Fermentation

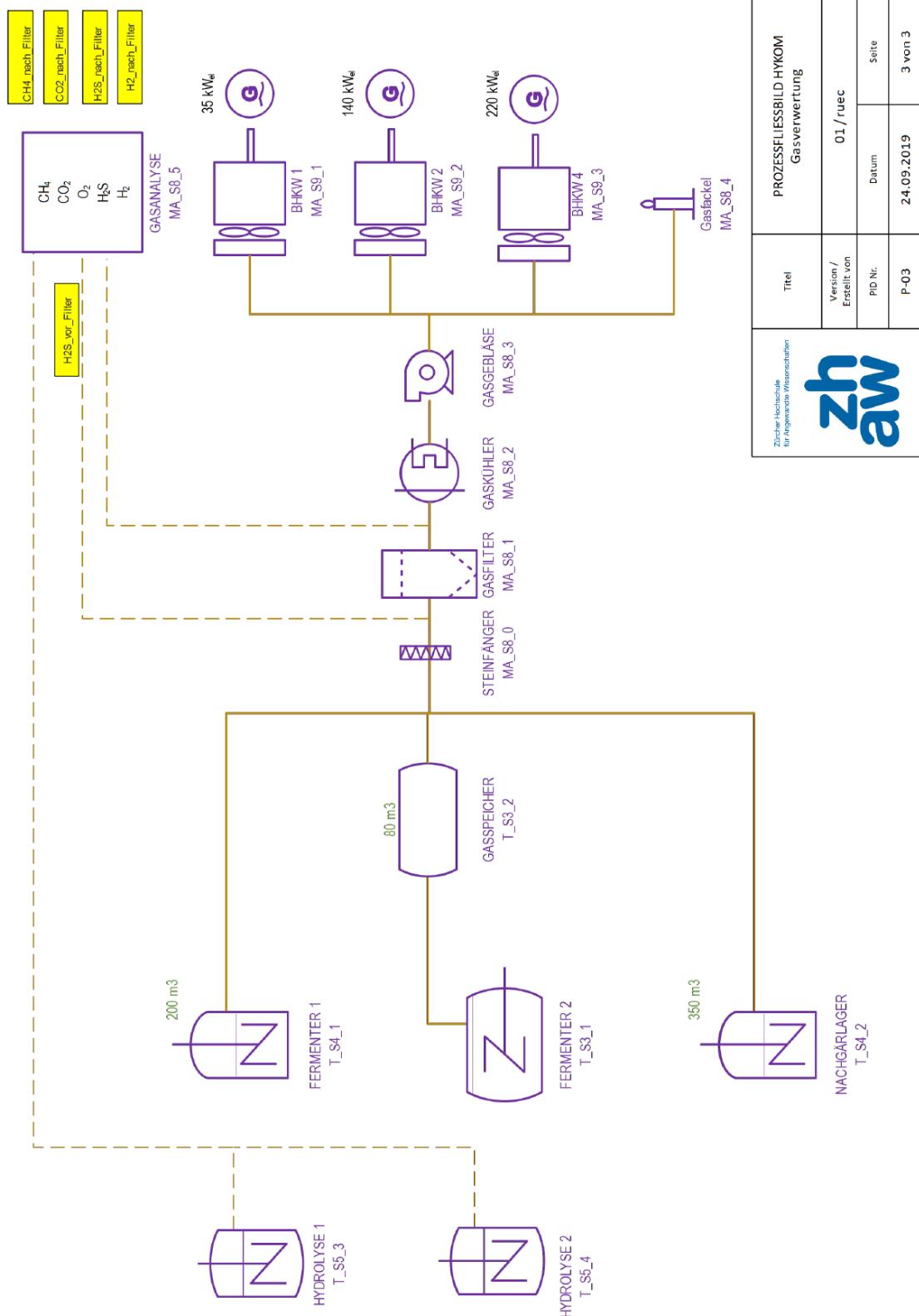


Abbildung 86: Prozessfliessbild HYKOM: Gasverwertung

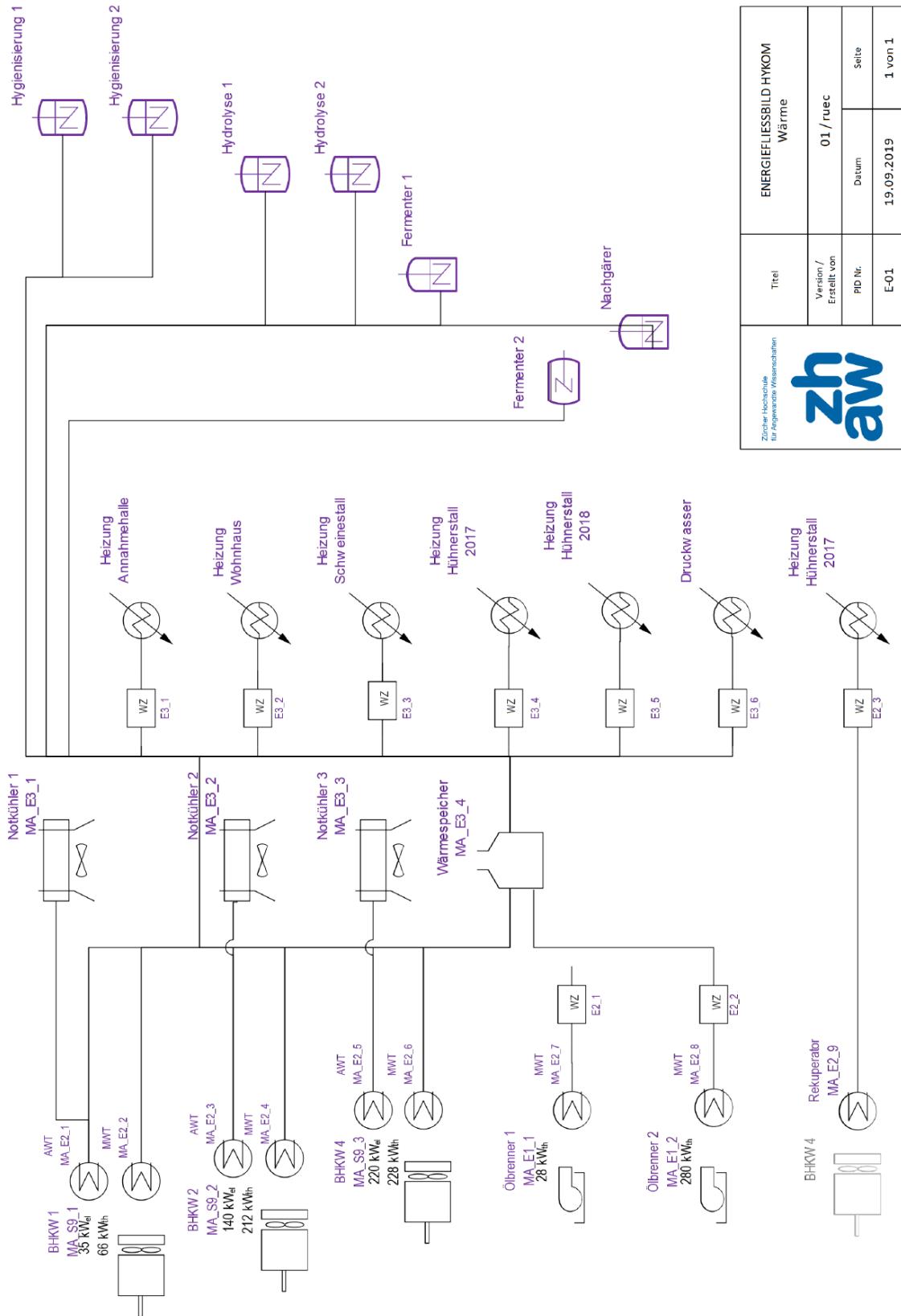


Abbildung 87: Energiefliessbild HYKOM: Wärme