

Vergärung von nachwachsenden Rohstoffen im Aufstromverfahren

Schlussbericht zum Vorhaben

im Auftrag der Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V.

Förderkennzeichen: 22019507

Projektlaufzeit: 01.01. 2008 bis 30.04.2010

Projektleiter: Prof. Dr. agr. habil. Bernd Linke

Bearbeiter: Dr. rer. agr. Jan Mumme
Dipl.-Ing. Patrice Ramm

Potsdam-Bornim November 2010

INHALT

1	KURZDARSTELLUNG.....	4
1.1	Aufgabenstellung	4
1.2	Voraussetzungen	4
1.3	Planung und Ablauf des Vorhabens	4
1.4	Wissenschaftlicher und technischer Stand	5
1.5	Zusammenarbeit mit anderen Stellen.....	5
2	EINGEHENDE DARSTELLUNG.....	6
2.1	Ergebnisse des Projektes.....	6
2.1.1	Einleitung und Stand des Wissens.....	6
2.1.2	Funktion und Leistung des Aufstromverfahrens.....	8
2.1.2.1	<i>Materialien und Methoden.....</i>	<i>8</i>
2.1.2.1.1	Eingesetzte Stoffe.....	8
2.1.2.1.2	Grundaufbau der kleintechnischen Versuchsanlage	10
2.1.2.1.3	Verwendete Methanreaktoren	12
2.1.2.1.4	Grundaufbau des Aufstromreaktors	14
2.1.2.1.5	Optimierung des Gärrestaustrags	18
2.1.2.1.6	Verwendete Online-Messtechnik.....	23
2.1.2.1.7	Versuchsdurchführung	24
2.1.2.1.8	Chemische Analysemethoden und Datenaufbereitung.....	25
2.1.2.1.9	Berechnungsgrundlagen für Funktion- und Leistungsparameter	29
2.1.2.2	<i>Ergebnisse der Fermentationsversuche.....</i>	<i>32</i>
2.1.2.2.1	Betrieb und Leistung der Methanreaktoren	32
2.1.2.2.2	Betrieb und Leistung des AFRs sowie des Gesamtsystems.....	38
2.1.2.2.3	Optimierung der Substratmischung	44
2.1.2.2.4	Messtechnische Ansätze für eine Prozessregelung	45
2.1.3	Prozessmodellierung und Verfahrensbewertung	47
2.1.3.1	<i>Modellbildung und Annahmen.....</i>	<i>47</i>
2.1.3.2	<i>Mathematische Grundlagen und Parameterermittlung.....</i>	<i>49</i>
2.1.3.3	<i>Simulationsbasierte Anlagenoptimierung</i>	<i>50</i>
2.1.3.3.1	Optimierung des SSR	50
2.1.3.3.2	Optimierung des MR	51
2.1.3.3.3	Optimierung des Gesamtsystems	53

2.1.3.3.4	Vergleich des Modells mit den Ergebnissen der kleintechnischen Versuchsanlage	55
2.1.3.4	<i>Bewertung des Aufstromverfahrens</i>	57
2.2	Verwertbarkeit der Ergebnisse	58
2.3	Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen.....	59
2.4	Veröffentlichung der Ergebnisse	59
	Literaturverzeichnis	60
	Tabellenanhang	62
	 ANLAGE	 64
I	ERFOLGSKONTROLLBERICHT	64
I.1	Beitrag zu förderpolitischen Zielen	64
I.2	Wissenschaftlich-technische Ergebnisse und gesammelte Erfahrungen	64
I.3	Fortschreibung des Verwertungsplans	65
I.4	Arbeiten, die zu keiner Lösung geführt haben	66
I.5	Präsentationsmöglichkeiten für mögliche Nutzer	67
I.6	Einhaltung der Ausgaben- und Zeitplanung	67
II	KURZFASSUNG (BERICHTSBLATT)	67

1 Kurzdarstellung

1.1 Aufgabenstellung

Die Vergärung von festen Biomassen stellt besondere Ansprüche an die technische und biologische Funktion der Biogasanlage. In Abhängigkeit der Biomasseart besitzen Feststoffe im Vergleich zu flüssigen Substraten zumeist eine deutlich höhere Dichte abbaubarer Stoffe. Dies kann zur Überlastung der Prozessbiologie führen. Gleichzeitig mindern die Feststoffe, insbesondere schwer oder nicht abbaubare Fraktionen, die Durchmischbarkeit des Reaktorinhalts. Im Ergebnis eignen sich die konventionellen, vlldurchmischten Rührkesselreaktoren nur bedingt für die Vergärung fester Stoffe. Aufgabe des vorliegenden Projekts war daher die kleintechnische Erprobung des neu entwickelten Aufstromverfahrens zur optimierten Vergärung von festen Biomassen, verbunden mit dem Gesamtziel, erforderliche Grundlagen für das Erreichen der praktischen Anwendbarkeit bereitzustellen. Einzelne Ziele waren die Ermittlung der technischen und biologischen Leistungsfähigkeit, die Optimierung der Substratmischung, die Erarbeitung messtechnischer Ansätze für eine fortschrittliche Prozessregelung, die modellbasierte Optimierung des Aufstromverfahrens sowie die Bewertung der Funktion und Leistung des Aufstromverfahrens und eine Prognose der Wirtschaftlichkeit.

1.2 Voraussetzungen

Die ökonomischen Rahmenbedingungen der Biogaserzeugung werden durch das Erneuerbare Energien Gesetz (EEG) vorgegeben. Mit dem Ziel neben den konventionellen Biomassen wie Gülle auch landwirtschaftliche Primärprodukte als Quelle der Biogaserzeugung zu erschließen, wurde bei den Novellen des EEG in den Jahren 2004 und 2009 ein Bonus für die Energieerzeugung aus nachwachsenden Rohstoffen (NawaRos) eingeführt bzw. erhöht. Die jüngste Novellierung des EEG zum 1. Januar 2009 führte zudem einen Vergütungsbonus von 2 Cent für Strom aus der Vergärung von Landschaftspflegegut ein. Gegenüber dem Zeitpunkt der Antragstellung haben sich die ökonomischen Bedingungen für die Feststoffvergärung und somit auch für die Anwendung des Aufstromverfahrens deutlich verbessert.

Mit der Beantragung eines Patentbesitzes über das Aufstromverfahren zum 16.02.2006 wurde, wie im Antrag beschrieben, bereits vor dem Beginn des Projektes die Sicherung der Schutzrechte eingeleitet. Das Patentverfahren wird vom ATB als Inhaber in Kooperation mit einer Patentverwertungsagentur fortgeführt.

1.3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Der Ablauf des Vorhabens richtete sich nach den Vorgaben aus dem Projektantrag. Beide eingerichteten Arbeitspakete „kleintechnische Erprobung“ und „Modellierung und Simulation“ wurden ausführlich bearbeitet. Bedingt durch langwierige technische

Schwierigkeiten, die sich in erster Linie auf die technische Gestaltung des Gärrestaustauschs beziehen, konnten einzelne Arbeiten jedoch nicht im anvisierten Umfang durchgeführt werden. Der Herstellung der technischen Funktionsfähigkeit wurde dabei die größte Priorität eingeräumt. Arbeiten, die im Umfang reduziert wurden, betreffen im Wesentlichen die Optimierung der Substratmischung, die Erprobung einer Regelstrategie sowie die Prozessmodellierung. Die Modellierung wurde aufgrund der eingeschränkten Funktionsfähigkeit der kleintechnischen Anlage anhand von Messdaten einer labortechnischen Versuchsanlage durchgeführt. Anschließend wurde das Modell jedoch mit den Daten der kleintechnischen Anlage verglichen. Aufgrund der eingetretenen Verzögerungen wurde eine kostenneutrale Projektverlängerung um vier Monate beantragt, wodurch sich das Projektende auf den 30.4.2010 verschob.

1.4 Wissenschaftlicher und technischer Stand

Die im durchgeführten Projekt erarbeiteten Ergebnisse stellen eine deutliche Erweiterung des wissenschaftlichen Erkenntnisstandes dar. Die biologische Funktion des Aufstromverfahrens und die Wechselwirkungen mit technischen Komponenten der Anlage konnten wesentlich genauer beschrieben werden. Das hieraus entwickelte Modell des Aufstromverfahrens legt die Grundlage für die weitere Optimierung des Verfahrens sowie deren großtechnische Umsetzung. In Verbindung mit den aufgefundenen messtechnischen Ansätzen für die Prozessregelung ist damit zudem die Basis für eine weitgehende Automatisierung des Reaktorbetriebs geschaffen. In Bezug auf die Anlagentechnik, konnte nach zunächst größeren Schwierigkeiten letztendlich doch eine grundsätzlich funktionsfähige Variante beschrieben werden. Die Gestaltung des Gärrestaustauschs stellte dabei die mit Abstand größte technische Herausforderung dar. Die nun aufgefundene und erprobte Lösung basiert auf der folgenden Strategie: Verzicht auf unbewegliche, strömungsbehindernde Einbauten im Reaktorkopf, ganzflächiger gezwungener Abtransport der Gärreste und Abwurf der Gärreste in einen Fallschacht.

1.5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Während des Projekts erfolgte ein intensiver Austausch mit Fachkollegen. Ein enger Kontakt wurde vor allem zu den Akteuren thematisch relevanter Projekte und Netzwerke gehalten. Im Vordergrund standen dabei folgende Projekte und Netzwerke:

1. „Biogas Crops Network – Grundlagen der Biogasgewinnung aus pflanzlicher Biomasse: Systemanalyse der mikrobiologischen Stoffumwandlung unter besonderer Berücksichtigung des Einflusses der Substratbereitstellung, der Intermediatbildung sowie der Prozessführung“ (Laufzeit: 2005 – 2009, Förderung: BMBF)

2. „Bundesmessprogramm zur Bewertung neuartiger Biomasse-Biogasanlagen“ (Laufzeit: 2005 – 2009, Förderung: FNR – 22003405)
3. „Dynamische Regelung von Prozessen zur Vergärung nachwachsender Rohstoffe unter Verwendung eines Propionsäure erkennenden Gas-Sensor-Arrays“ (Laufzeit: 2005 – 2009, Förderung: FNR - 22015905)

Der wissenschaftliche Austausch stellte eine wichtige Unterstützung für die Bearbeitung des vorliegenden Projekts dar. Die größte thematische Nähe bestand zu (1). Hinsichtlich der technischen Gestaltung und Verfahrensbewertung bzw. der Prozessregelung konnten jedoch auch aus (2) und (3) wertvolle Hinweise bezogen werden.

Neben den bereits aufgeführten Projekten erfolgte zum Ende der Projektlaufzeit ein sehr intensiver Austausch mit der am ATB neuformierten Nachwuchsgruppe APECS (Laufzeit: 2009 – 2014, Förderung: BMBF). Mit dem Ziel, basierend auf dem Aufstromverfahren eine innovative Lösung zur kombinierten Erzeugung von Biomethan und Biokohle zu erschaffen, profitiert die Nachwuchsgruppe von den bereits erarbeiteten Ergebnissen. Im Gegenzug eröffnet die anvisierte Anwendung dem Aufstromverfahren neue, zukunftssträchtige Anwendungsfelder.

Wie geplant, wurden einige technische Komponenten der kleintechnischen Versuchsanlage über die Humboldt-Universität zu Berlin bezogen. Durch eine enge Abstimmung konnten diese Komponenten, zu denen in erster Linie die Reaktorbeschickung gehörte, zügig und funktionssicher integriert werden. Wie bereits beschrieben, wird die Schutzrechtsstrategie zum Aufstromverfahren zusammen mit den Partnern Humboldt-Universität, IPAL und Brainshell umgesetzt, wobei der Agentur Brainshell die exklusiven Verwertungsrechte übertragen wurden.

2 Eingehende Darstellung

2.1 Ergebnisse des Projektes

2.1.1 Einleitung und Stand des Wissens

Bis zum Ende des Jahres 2010 erwartet der Fachverband Biogas für die Landwirtschaft etwa 5000 Biogasanlagen in Deutschland mit einer elektrischen Gesamtleistung von etwa 1900 MW. Die starke Zunahme der Biogasnutzung in Deutschland folgt dabei dem politischen Willen der Bundesregierung zum Ausbau der erneuerbaren Energien. Im Hinblick der Herausforderungen durch Klimawandel und Ressourcenknappheit wurde von der Bundesregierung das Ziel formuliert, den Anteil erneuerbarer Energien am gesamten Energieverbrauch bis zum Jahre 2020 auf 20% zu erhöhen. Um dieses Ziel zu erreichen, wurde im April 2000 das Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) in Kraft gesetzt, durch das die Vergütung für Strom aus regenerativen Quellen neu bemessen wird. Als Folge des EEG erhöhte sich die Anzahl der Biogasanlagen im Jahr 2001 deutlich, von 1040 auf 1360 (BMU 2007). In den Folgejahren ging die Anzahl der Neuanlagen jedoch stetig zurück. Vor allem aus

ökonomischen Gründen beschränkte sich die Substratnutzung im Wesentlichen auf tierische Wirtschaftsdünger sowie organische Rest- und Abfallstoffe aus Landwirtschaft und Industrie.

Mit dem Ziel auch landwirtschaftliche Primärprodukte als Quelle der Biogaserzeugung zu erschließen, wurde bei den Novellen des EEG im Jahre 2004 und 2009 ein Bonus für die Energieerzeugung aus nachwachsenden Rohstoffen (NawaRos) eingeführt bzw. erhöht. Die jüngste Novellierung des EEG zum 1. Januar 2009 führte zudem einen Vergütungsbonus von 2 Cent für Strom aus der Vergärung von Landschaftspflegegut ein. Nach Prognosen der Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (FNR) wird bis Ende 2010 die Anzahl der Biogasanlagen in Deutschland bis Ende 2010 auf 5800 steigen, während die Anbaufläche für Energiepflanzen zur Biogaserzeugung 650000 ha beträgt. Mit 500000 ha nimmt Mais dabei die dominierende Stellung ein.

Während die NawaRo-Produktion die Landwirtschaft und ihre Zulieferer vor neue Herausforderungen stellt, ist zu beachten, dass auch der Prozess der feststoffbasierten Biogaserzeugung selbst noch erhebliche Kenntnis- und Technologiedefizite aufweist. Gilt die Biogaserzeugung für das konventionelle landwirtschaftliche Hauptsubstrat Gülle als weitgehend etabliert, so liegt die Effizienz derzeit üblicher Biogasverfahren bezüglich des Einsatzes von NawaRos und Landschaftspflegematerial noch weit unterhalb des substratspezifischen Potenzials. Die gegenwärtig in der Anwendung vorherrschenden Rührkesselreaktoren sind für diese Stoffe nur bedingt geeignet, da sich ihr Durchmischungsaufwand mit der Feststoffzufuhr deutlich erhöht und sich durch die fehlende Biomasserückhaltung keine optimale Konzentration und Zusammensetzung der benötigten Mikroorganismen einstellt. In der Konsequenz erscheint es daher zielführend, den speziellen Anforderungen, die Feststoffe an den Prozess der Biogaserzeugung stellen, durch die Schaffung eines angepassten Biogasverfahrens Rechnung zu tragen.

Im Vergleich zu flüssigen Substraten ermöglicht die Vergärung von fester Biomasse eine längere Verweilzeit. Dies kann die Leistung des Biogasprozesses erhöhen. So berichten Richards et al. (1991) von erstaunlichen hohen massebezogenen Methanraten von $7.5 \text{ L kg}^{-1}\text{d}^{-1}$, gemessen an einem vordurchmischten Rührkesselreaktor (CSTR). Dieser wurde mit Sorghum und Cellulose beschickt. Einphasige Pfropfenstromreaktoren, die speziell für die Behandlung von festen organischen Abfällen ausgelegt sind, erreichen Methanraten von 1.7 bis $4.4 \text{ L L}^{-1}\text{d}^{-1}$ (Six und De Baere 1992, Wellinger et al. 1993). Ein Nachteil dieser kontinuierlich arbeitenden Reaktoren ist ihr relativ hoher Energiebedarf für die Durchmischung und den Transport des Reaktorinhalts (Rivard et al. 1990). Übermäßiges Rühren steht außerdem in Verdacht essentielle mikrobielle Wechselbeziehungen zu stören (McMahon et al. 2001). Mit dem Ziel, den beschriebenen Problemen der Feststoffvergärung zu begegnen, wurde ein neuer Typ von Reaktor entwickelt, der zweiphasige „Solid-State-Reaktor“. Dieser Reaktor basiert auf der spontanen fest-flüssig

Separation und ermöglicht dadurch unabhängig voneinander feste Gärreste zu entnehmen und die Prozessflüssigkeit im Kreislauf zu führen. Dieses Konzept wurde erfolgreich in Form verschiedener neuer Batch-Reaktoren umgesetzt (Chynoweth et al 1991, Mtz-Viturtia et al. 1995, Ten Brummeler et al. 1992, Vieitez und Ghosh 1999). Die maximale Leistungsfähigkeit kann jedoch, wie bei Fermentationen üblich, erst bei kontinuierlicher Prozessführung erwartet werden. Eine experimentelle Studie von Mumme et al. (2010) zu einem neuen entsprechenden zweiphasigen System, dem Aufstromreaktor, bestätigt diese These.

Die Vergärung ist ein komplexer vielstufiger Prozess an dem eine hohe Anzahl an Mikroorganismen, unterschiedliche Inhibitoren und mehrere potenziell geschwindigkeitslimitierende Prozessstufen beteiligt sind. Aufgrund dieser Komplexität sind weitere Fortschritte hinsichtlich des Designs und der Steuerung von Biogasanlagen eng an die Weiterentwicklung von biologischen Prozessmodellen gekoppelt. Heute gibt es bereits eine große Bandbreite an Biogasmodellen, einschließlich verschiedener Kinetikmodelle (Lyberatos und Skiadas 1999). Standard bei der Prozessmodellierung ist jedoch die Annahme homogener Systeme wie der CSTR. Für diese sind sowohl grundlagenorientierte Modelle, wie das ADM1 (Batstone et al. 2002), als auch anwendungsorientierte Modelle (Mähnert und Linke 2009) vorhanden. Für heterogene Systeme sind dagegen keine anerkannten Modelle in der Anwendung. Dies kann zurückgeführt werden auf die große Palette entsprechender Reaktoren sowie die enorme Herausforderung, die von der Heterogenität des Reaktorinhalts auf die mathematische Beschreibung des Prozesses ausgeht.

Mit dem Gesamtziel, Kenntnisse über eine optimierte Methode zur Vergärung von Feststoffen im Aufstromverfahren bereitzustellen, wurde der Schwerpunkt auf folgende Teilziele gelegt:

- Ermittlung der technischen und biologischen Leistungsfähigkeit des Aufstromverfahrens
- Optimierung der Substratmischung
- Messtechnische Ansätze für einen Prozessregelung
- Modellbasierte Optimierung des Aufstromverfahrens
- Bewertung der Funktion und Leistung des Aufstromverfahrens und Prognose der Wirtschaftlichkeit

2.1.2 Funktion und Leistung des Aufstromverfahrens

2.1.2.1 Materialien und Methoden

2.1.2.1.1 Eingesetzte Stoffe

Ein mikrobieller Abbau von Biomasse zu Methan in einer Biogasanlage kann nur stattfinden, wenn entsprechende Mikroorganismen in ausreichender Konzentration und Zusammensetzung in der Anlage vorhanden sind. Um zu Beginn der Versuche

geeignete Mikroorganismen in die Anlage zu bekommen, wurde ein selbsterzeugtes Inokulum verwendet. Dieses bestand aus den gesammelten Abläufen verschiedener thermophiler und mesophiler Versuchsbioanlagen, die am ATB mit NawaRos und Gülle betrieben werden.

Als Substrat für den AFR wurde hauptsächlich Maissilage eingesetzt. Zeitweise wurde als Zuschlagstoff zur Optimierung der Durchströmbarkeit des Reaktorinhalts Gerstenstroh zugesetzt. Beide Materialien stammten von der Lehr- und Versuchsanstalt für Tierzucht und Tierhaltung in Groß Kreutz (Brandenburg). Die Maissilage wurde bis zur Verwendung in luftdichten 60 l Fässern bei einer Temperatur von 4°C gelagert. Die stofflichen Eigenschaften beider Substrate sowie des Inokulums können aus Tab. 1 entnommen werden. Für die Maissilage wurden dazu Mittelwerte aus 13 Einzelwerten berechnet.

Tab. 1: Kenngrößen der verwendeten Eingangsmaterialien

Material	pH	TS	oTS	oS*	Milchsäure	Fettsäuren	NH ₄ -N	N _{kjel.}
	(-)	(%FM)	(%TS)	(%FM)	(g kg ⁻¹)	(g kg ⁻¹)	(g kg ⁻¹)	(g kg ⁻¹)
Inokulum	7,72	3,7	62,8	2,3	-	-	2,26	3,48
Maissilage	3,89	30,4	95,6	29,6	20,4	5,15	0,26	3,89
Gerstenstroh	-	89,6	95,8	85,9	-	-	-	4,72

*) entspricht der um Fettsäuren ergänzten oTS

Um einem absehbaren Mangel an Spurenelementen zu begegnen, wurde eine Spurenelementlösung basierend auf dem Medium 144 der Deutschen Sammlung von Mikroorganismen und Zellkulturen (DSMZ) eingesetzt. Diese Lösung wurde bereits erfolgreich bei der Vergärung von Maissilage und Roggensilage getestet (Abdoun und Weiland 2009). Die Lösung wurde im Labor des ATB in einer 5-fach aufkonzentrierten Version hergestellt und in einer Dosierung von 0,01 ml je g organischer Substanz (oS) einmal täglich zugeführt. Die Zusammensetzung kann Tab. 2 entnommen werden.

Tab. 2: Einwaagen für die Herstellung von 1 Liter Spurenelemente-Lösung basierend auf DSMZ Medium 144

Verbindung	Einwaage (g)
Nitrilotriessigsäure	64
Eisen(III)-chlorid-4-hydrat	1
Mangan(II)-chlorid-4-hydrat	0,5
Kobalt(II)-chlorid-6-hydrat	0,9
Calcium(II)-chlorid-2-hydrat	0,5
Zinkchlorid	0,5
Kupfer(II)-chlorid	0,1
Borsäure	0,1
Dinatriummolybdat (-2-hydrat)	0,1
Nickel(II)-chlorid-6-hydrat	0,1
Natriumchlorid	5
Natriumselenit-5-hydrat	0,1
Summe	73
Lösung auf 1.000 ml mit deionisiertem Wasser verdünnt	

2.1.2.1.2 Grundaufbau der kleintechnischen Versuchsanlage

Zur Erprobung des Aufstromverfahrens wurde eine neue kleintechnische Versuchsanlage errichtet. Diese bestand gemäß der eingereichten Vorhabensbeschreibung aus einem Aufstromreaktor (AFR) sowie drei verschiedenen Methanreaktoren. Bei den Methanreaktoren handelte es sich um einen Festbettreaktor (FBR), einen Upflow Anaerobic Sludge Bed (UASB) Reaktor sowie einen Expanded Granular Sludge Bed (EGSB) Reaktor. Das Schema der Versuchsanlage zeigt Abb. 1. Die Reaktoren waren über einen Prozessflüssigkeitskreislauf miteinander verbunden. Hierzu wurden mehrere Pumpen und zwei Ausgleichsbehälter (A1, A2) integriert. Die Beheizung aller Reaktoren erfolgte über thermostatierte Wassermäntel.

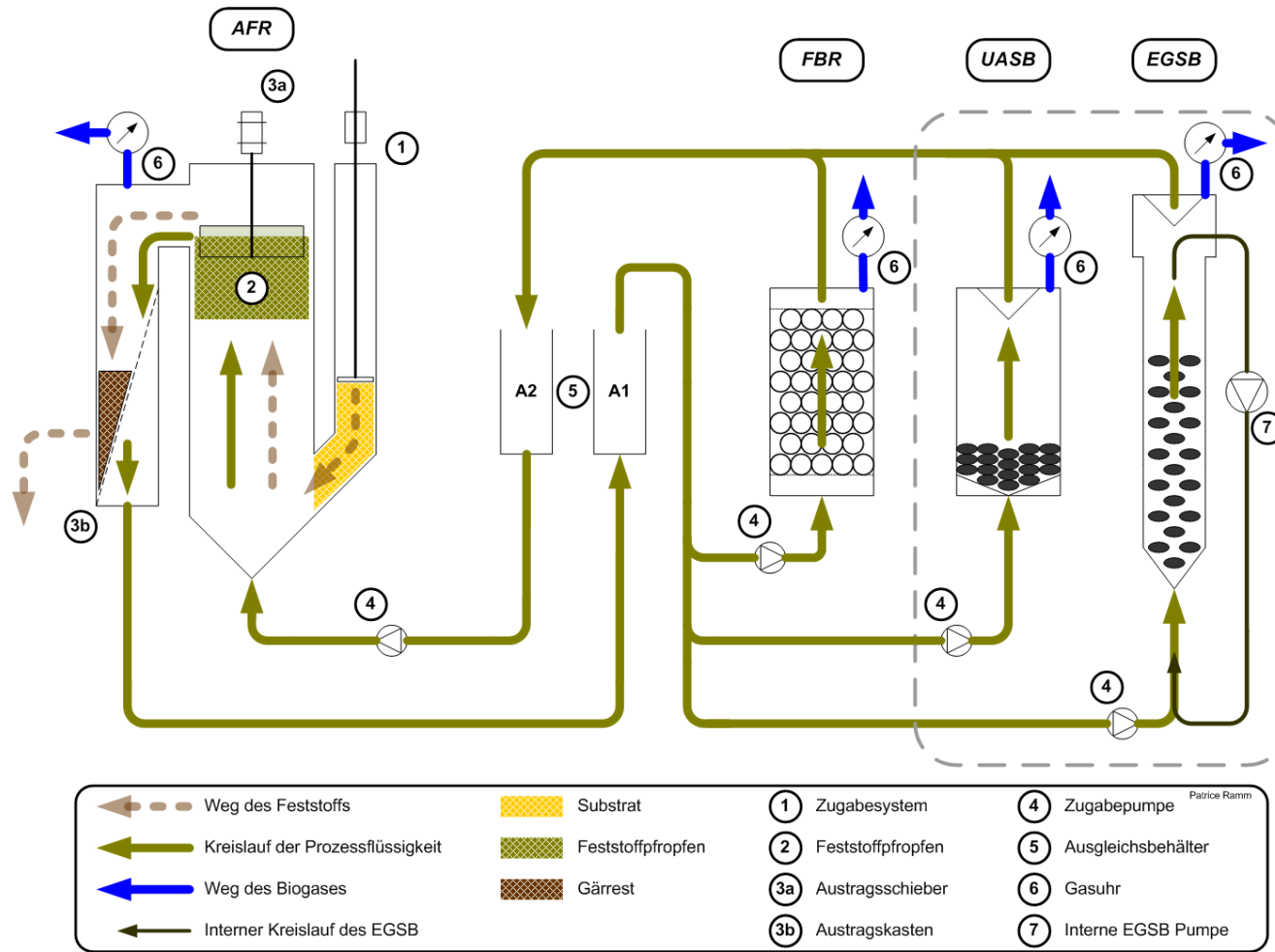


Abb. 1: Versuchsstand AFR – schematische Darstellung

2.1.2.1.3 Verwendete Methanreaktoren

Die im Versuchsstand verwendeten Methanreaktoren wurden einheitlich aus Plexiglas mit einem Füllvolumen von jeweils 100 l gefertigt. Weiterhin waren die Reaktoren doppelwandig ausgeführt. Der Zwischenraum wurde als Wassermantel für die Beheizung genutzt. Die Anordnung der Methanreaktoren im Versuchsstand zeigt Abb. 2. Der Aufstromreaktor (AFR) ist in dieser Versuchsphase noch nicht integriert.

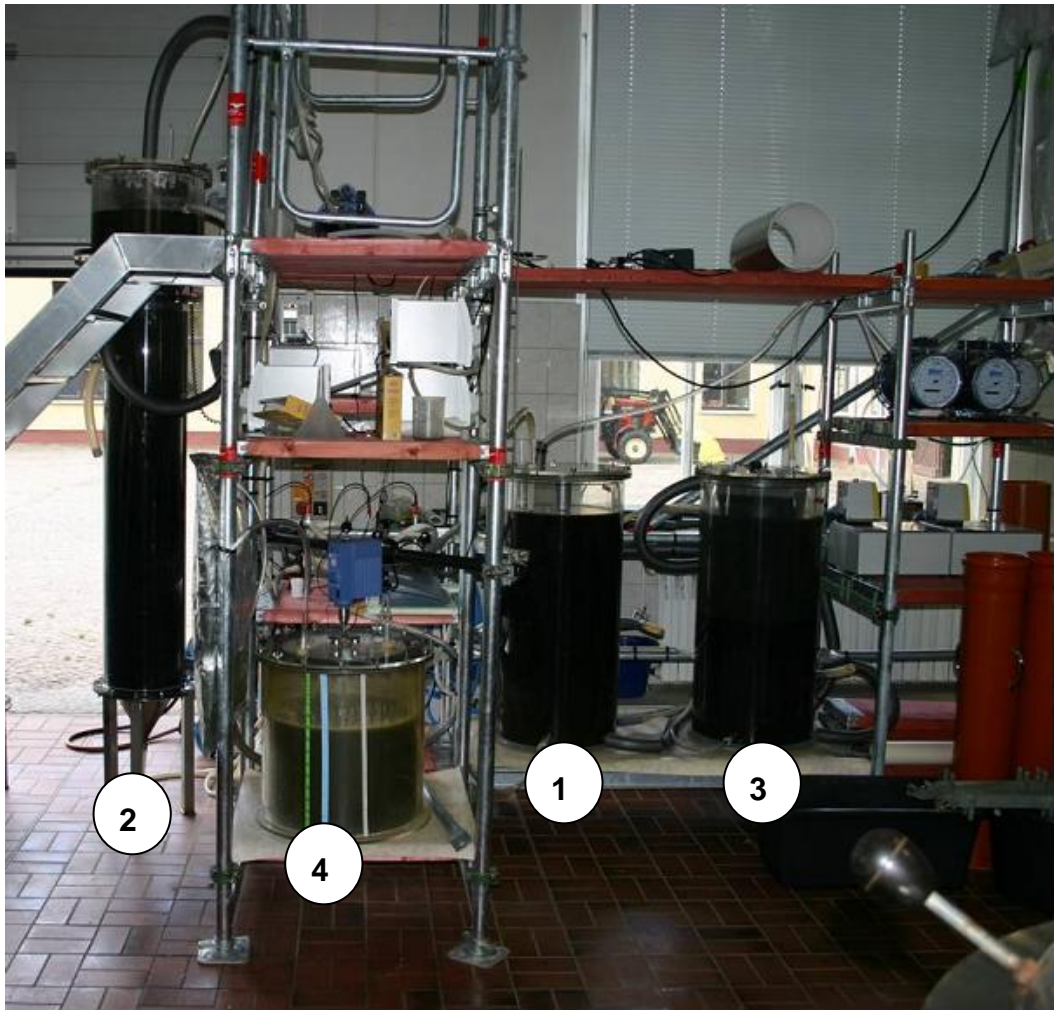


Abb. 2: Anordnung der Methanreaktoren im Versuchsstand mit FBR (1), EGSB (2), UASB (3) und einem durchmischten Sammelbehälter (4)

Die Abmessungen der einzelnen Reaktoren können aus Tab. 3 entnommen werden.

Tab. 3: Abmessungen der Methanreaktoren

Komponente	Innendurchmesser (m)	Gesamthöhe (m)	Höhendifferenz zwischen Zu- und Ablauf (m)
FBR	0,375	0,980	0,820
UASB	0,375	0,980	0,805
EGSB Mittelstück	0,260	1,393	1,393
EGSB Kopf	0,370	0,300	0,140
EGSB Kopf-Trichter	0,370 (oben) 0,235 (unten)	0,140	0,140
EGSB Boden-Trichter	0,240 (oben) 0,020 (unten)	0,200	0,200

Der FBR wurde mit Füllkörpern vom Typ BIOFLOW 40 (Rauschert, Heinersdorf) in loser Schüttung befüllt (Abb. 3). Die Füllkörper weisen in loser Schüttung eine spezifische Oberfläche von $305 \text{ m}^2/\text{m}^3$ auf. Der Zulauf der Prozessflüssigkeit erfolgte über drei im Bodenbereich installierte Zulaufstutzen. Für den Ablauf der Prozessflüssigkeit diente ein weiterer Stutzen im Kopfbereich des Reaktors.



Abb. 3: BIOFLOW 40 Füllkörper für den FBR

Der UASB-Reaktor wurde mit granuliertem Impfschlamm aus einer industriellen, mesophil betriebenen UASB-Biogasanlage zur Behandlung von Abwasser aus der Kartoffelverarbeitung befüllt. Dieser Schlamm enthielt feste, kugelförmige Granulate aus mikrobieller Biomasse mit einem mittleren Durchmesser von 5 mm. Die Granulate lagerten sich in einer dichten Schichtung am Boden des UASB-Reaktors an. Der Zulauf der Prozessflüssigkeit erfolgte über ein quer über den Reaktorboden geführtes perforiertes Plexiglasrohr. Dadurch sollten gleichzeitig eine Auflockerung und eine Durchmischung des Schlammbeds erreicht werden. Der Ablauf der Prozessflüssigkeit erfolgte über einen Phasenseparator im oberen Bereich des Reaktors. Durch den Separator wurde der Austrag von Granulaten weitestgehend verhindert.

Der Reaktorraum des EGSB-Reaktors wurde mit einem vergleichsweise schlanken Körper gestaltet, mit dem Ziel hier funktionsgemäß ein expandiertes Granulatbett zu etablieren. Der EGSB wurde mit dem identischen Impfschlamm wie beim UASB befüllt. Für die Expansion des Granulatbetts sind vergleichsweise hohe Aufstromgeschwindigkeiten erforderlich, die üblicherweise mit Hilfe einer kontinuierlichen internen Flüssigkeitszirkulation erreicht werden. Für den Versuchsreaktor wurde hierzu eine Schlauchpumpe von Typ FMT-Flowmaster 300 (Ismatec, Wertheim-Mondfeld) eingesetzt. Die Fördermenge betrug ca. 6 Liter pro Minute. Den unteren Abschluss des Reaktors stellte ein Trichter dar, der als Zulauf der Prozessflüssigkeit diente. Der Ablauf der Prozessflüssigkeit erfolgte wie beim UASB über einen Phasenseparator im oberen Bereich des Reaktors.

2.1.2.1.4 Grundaufbau des Aufstromreaktors

Der Aufstromreaktor (AFR) wurde aus Edelstahl gefertigt, bestand im Wesentlichen aus den drei miteinander verschraubten Segmenten - Trichterboden, Mittelsegment und Kopfteil. In Abhängig der aktuellen Gestaltungsvariante besaß der AFR ein aktives Nutzvolumen von 300 bis 400 l. Im Einzelnen können folgende Komponenten unterschieden werden

- Trichterboden, über einen Schlauchmantel beheizt
- Mittelsegment mit seitlich angebrachtem Zugaberohr, doppelwandig zur Beheizung über einen Wassermantel
- Kopfteil mit Vorrichtungen zur Fest-/Flüssigseparation und Gärrestaustrag, Gegenstand mehrerer Optimierungen
- Einheit zur automatisierten Substratbeschickung

Den Grundaufbau des Gesamtreaktors zeigt Abb. 4.



Abb. 4: Kleintechnischer Aufstromreaktor

Die Abmessungen der einzelnen Bauteile des AFR können Tab. 4 entnommen werden.

Tab. 4: Abmessungen einzelner Segmente des AFR

Segment	Innendurchmesser (m)	Gesamthöhe (m)	Höhendifferenz zwischen Zu- und Ablauf (m)
Kopfteil Variante 1 und 2a	0,540	0,660	0,545
Kopfteil Variante 2b	0,540	0,960	0,860
Kopfteil Variante 3	0,540	0,860	0,407
Mittelsegment	0,500	1,000	1,000
Trichterboden, dreiteilig	0,540 (oben) 0,075 (unten)	0,490	0,400 (unterer Zulauf)

Eine Detailaufnahme des Trichterbodens zeigt Abb. 5.

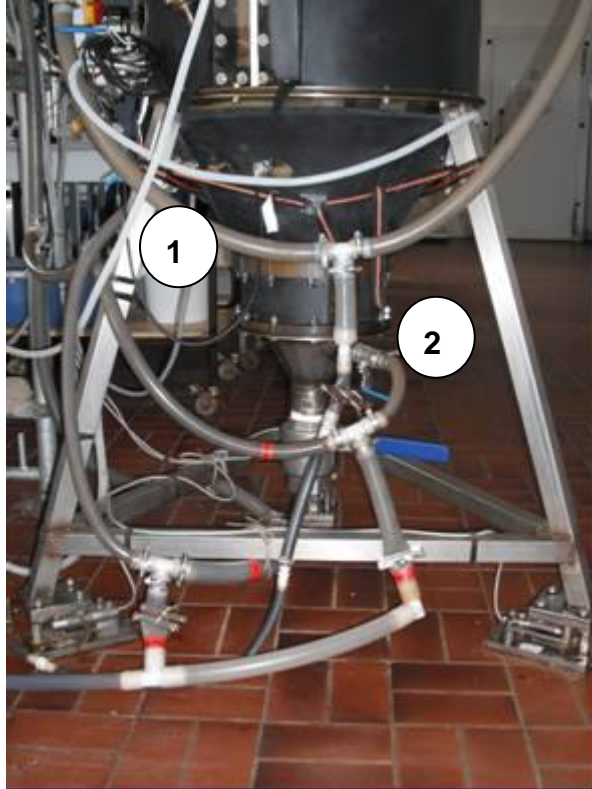


Abb. 5: Trichterboden des AFR mit oberem Zulauf (1) und unterem Zulauf (2)

Wie aus Abb. 5 zu entnehmen ist, besaß der Trichterboden zwei Zulaufstutzen auf unterschiedlichen Höhenstufen, mit den Zielen das Risiko eventueller Verstopfungen zu minimieren und eine räumliche Vergleichsmäßigung der Reaktordurchströmung sicherzustellen.

Die Gestaltung des Mittelsegments kann aus Abb. 6 entnommen werden.



Abb. 6: Mittelteil des AFR mit seitlicher Substratzuführung und Sichtfenster

Wie aus Abb. 6 hervorgeht, besaß das Mittelsegment folgende Merkmale: Angesetztes Zugaberohr für feste Substrate, Sichtscheibe zur visuellen Kontrolle des Aufstromprozesses und drei Stützen zur Aufnahme von pH-Sensoren.

Der Reaktorkopf stellte mit den beiden notwendigen Funktionen Fest-/Flüssigseparation und Gärrestentnahme die größte konstruktive Herausforderung dar. Die entsprechenden Anstrengungen sind im Kap. 2.1.2.1.5 eingehend beschrieben. Die Beschickung des AFR erfolgte, wie bereits beschrieben, über ein seitliches Beschickungsrohr (Abb. 7).

Während das untere Ende des aus Plexiglas gefertigten Beschickungsrohres im Mittelsegment des AFRs endete, ragte das obere Ende des Beschickungsrohres über den Ablaufstutzen im AFR-Kopf hinaus. Dadurch war es möglich, Substrat in den mit Prozessflüssigkeit gefüllten Reaktor einzutragen, ohne dass dabei Prozessflüssigkeit austrat. Außerdem konnte das Substrat im Beschickungsrohr während der automatisierten Zugabe als Vorlage zwischengespeichert werden.



Abb. 7: Einheit zur automatisierten Substratbeschickung des AFR

Während der Anlaufphase wurde der AFR noch manuell beschickt. Die in das Beschickungsrohr eingefüllte tägliche Substratmenge wurde hierzu mit Hilfe eines Zugabestempels im Ganzen in den Reaktorraum gedrückt. Der Zugabestempel bestand aus einer mit Löchern versehenen runden Kunststoffplatte, die an einer Edelstahlstange befestigt war. Später wurde die Substratbeschickung automatisiert, wobei wesentliche Elemente von der Humboldt-Universität zu Berlin bezogen wurden. Die Einheit bestand aus einem Druckstempel, zwei mit dem Stempel verbundenen Zahnstangenantrieben mit einer Druckkraft von je 800 Newton, sowie einer elektronischen Steuereinheit. Mit Hilfe der Steuereinheit konnten die Antriebe in frei wählbaren Intervallen in Betrieb gesetzt werden. Dadurch war es möglich das Substrat in beliebigen Einzelgaben in den Reaktor zu geben.

Neben den beschriebenen Komponenten wurde der AFR mit folgender Technik zur Prozessüberwachung und Datenerfassung ausgerüstet: ein vertikal an der Reaktorwandung des Mittelteils angebrachtes Schauglas, WägefüÙe sowie Sensoren zur Erfassung von Druck, Temperatur und pH-Wert im Reaktorraum.

2.1.2.1.5 Optimierung des Gärrestaustrags

Für die Funktionsfähigkeit des Aufstromverfahrens sind Elemente für die Phasenseparation und den Gärrestaustrag zwingend erforderlich. Diese Systeme sollten in

Form spezieller Einbauten in den Kopfteil des AFR integriert werden. Insgesamt wurden nacheinander drei unterschiedliche Kopfteil-Varianten gefertigt und erprobt.

Variante 1 – Flexschnecke

Bei dieser Variante wurde der Reaktorkopf mit einem sattelförmigen Sieb aus überlappenden Stahllamellen versehen (Abb. 8).

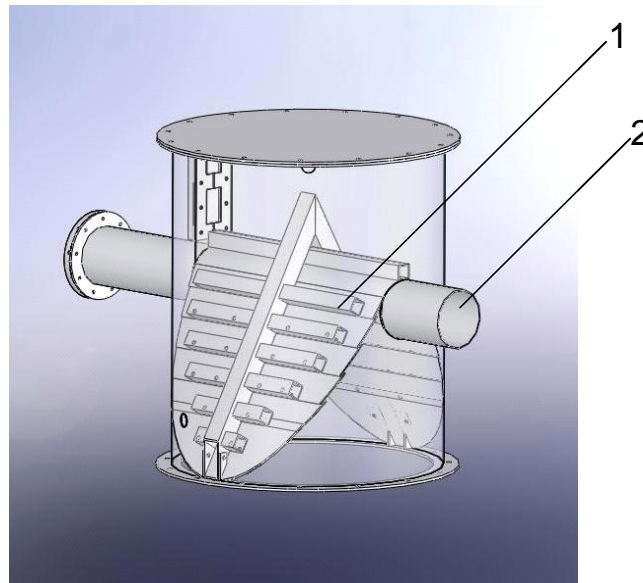


Abb. 8: AFR-Kopf „Variante 1“ mit Satteldachsieb (1) und Austragsrohr (2)

Die Prozessflüssigkeit kann die Lamellen passieren, während der Gärrest zurückbleibt. Der Gärrest sammelt sich unter dem Separator und wird keilförmig verdichtet.

Im oberen Bereich des Separators befand sich ein Austragsrohr, das als ein nach unten offener Schneckentrog den kompletten Reaktorraum durchlief. Das Austragsrohr wurde mit einer seelenlosen flexiblen Austragsschnecke bestückt. Außerhalb des Reaktors wurde diese durch einen siphonbildenden, gasdichten Schlauch geführt (Abb. 9). Am Ende der Schnecke war ein Austragskasten montiert, der als Gärrestauswurf diente. Der Antrieb erfolgte auswurfseitig über einen Rührwerksantrieb.



Abb. 9: AFR-Kopf „Variante 1“ im Gesamtaufbau

Wie sich bereits nach kurzer Zeit herausstellte, gelingt es der Flexschnecke nicht, ausreichend tief in den verdichteten Gärrest einzudringen und diesen zu ablösen. Die Flexschnecke drehte sich in der Folge in einem Hohlraum ohne nennenswerte Mengen an Gärrest zu fördern. Im Ergebnis wurde diese Variante als nicht zielführend verworfen.

Variante 2 – steife Schnecke

Nachdem die Flexschnecke sich ungeeignet herausstellte, wurde in der Variante 2 das Kopfsegment des AFR mit einer steifen Schnecke ausgerüstet. Zunächst wurde im Vergleich zu Variante 1 lediglich die Schnecke ersetzt (Variante 2a). Später wurden zusätzlich Zelleräder in den Kopf installiert und das Sieb modifiziert (Variante 2b). Bei der neuen Austragsschnecke handelte es sich um eine Spezialanfertigung der Firma LAU Förderanlagen (Lanz, Brandenburg). Auf eine massive gerade Stahlwelle wurde eine speziell geformte Spirale mit Dreiecksform verschweißt.

Der Gärrestauswurf erfolgte über einen direkt am Kopfteil angeflanschten, nach oben offenen Austragskasten. Der Gärrest sollte durch die Schnecke in den Austragskasten gefördert werden. Der Antrieb der Schnecke erfolgte über einen am Austragskasten angeflanschten Motor. Die Leistung des Motors betrug 370 W, mit einem Frequenzwandler konnte die Drehzahl von 1 bis 30 min^{-1} variiert werden, auch eine Umkehr der Drehrichtung war möglich.

Die Erprobung dieses Systems zeigte gegenüber der Flexschnecke eine deutlich bessere Funktionsfähigkeit. Es konnten zunächst größere Mengen Gärrest ausgetragen werden. Allerdings fiel mit der Zeit die auf diese Weise entnehmbare Menge an Gärrest deutlich ab. Als Ursache konnte eine mangelhafte Nachströmung der festen Gärreste festgestellt werden, bedingt durch eine Brückenbildung im satteldachförmigen Sieb.

Mit dem Ziel die Brückenbildung zu verhindern, wurde die neue Kopfversion „Variante 2b“ hergestellt. Das satteldachförmige Sieb wurde zusammen mit dem Schnecken­trog entfernt, oberhalb der Austragsschnecke wurde zu beiden Seiten jeweils ein Zellrad positioniert und der Kopf wurde nach oben um 30 cm verlängert und mit einem einfachen horizontalen Sieb ausgestattet. Die Zelleräder bestanden aus vier an einer Edelstahlwelle verschweißten Streifen aus Edelstahl. Die Streifen waren kreuzförmig um die Welle angeordnet. Jeweils einer dieser Streifen wurde mit einem verschiebbar montierten weiteren Metallstreifen versehen. Der Antrieb der Zelleräder erfolgte jeweils über einen Rührwerksantrieb (Heidolph, Kelheim), der außen am Kopfteil montiert wurde.

Die Erprobung dieses Systems zeigte, dass das Zusammenspiel von Schnecke und Zellerädern grundsätzlich funktioniert. Jedoch musste relativ bald festgestellt werden, dass die aufsteigenden Feststoffe sich unterhalb der Schnecke verkeilten und ansammelten, was sowohl die Raumausnutzung des AFRs als auch die Effizienz des Gärrestaustrags erheblich minderte. Somit musste auch diese Version verworfen werden.

Variante 3 – rotierender Räum­er

Für die Erprobung einer weiteren Variante wurde ein neues Kopfteil mit rotierendem Räum­er und Abstreifblech geschaffen. Das Sieb wurde ersatzlos entfernt. Der rotierende Räum­er bestand aus einer Edelstahlwelle, die von oben in den Reaktor­kopf gasdicht eindrang und zwei an dieser Welle formschlüssig befestigten Blättern aus Edelstahlblech (Abb. 10). Die beiden Blätter des Räum­ers überspannten den gesamten inneren Querschnitt des Reaktor­kopfes. Die Welle war an einem auf dem Reaktor montierten Motor angeflanscht.



Abb. 10: Austragssystem in Variante 3 mit Räumler (1) und Abstreifblech (2)

Oberhalb des rotierenden Räumers befand sich ein Abstreifblech, das die Gärreste in einen seitlich angebrachten Fallschacht und Sammelbehälter abwerfen soll. Es war an der Innenseite des Reaktorkopfes montiert und ragte in den Reaktorraum. Über dem Abstreifblech befand sich ein Verstärkungskreuz, das zur Stabilisierung der Welle des Schiebers diente. Der Sammelbehälter besaß, wie Abb. 11 zeigt, für den manuellen Gärrestaustrag eine große rechteckige Öffnung.



Abb. 11: AFR mit angebrachten Sammelbehälter (Variante 3)

Ein Siebeinsatz im Sammelbehälter diente zur kontinuierlichen Trennung von ausge-tragenem Feststoff und der Prozessflüssigkeit. Die abgeschiedene Flüssigkeit wurde

über einen Stutzen am Boden des Behälters abgeleitet. Um den Eintritt von Luft bei der Gärrestentnahme aus dem Sammelbehälter zu minimieren, wurde dieser oberseitig mit einem Verschluss ausgestattet. Dieser bestand aus einem von außen gasdicht zu bewegendem Deckel der über eine Wassertasse gestülpt werden konnte, die die Öffnung des Schachtes umgab.

Nach einer etwa 1-jährigen Erprobung kann diese Lösung als grundsätzlich funktionsfähig eingestuft werden. Der Gärrest steigt in dieser Variante ungehindert bis zur Reaktordecke auf, während die Prozessflüssigkeit selbstständig aus dem verdichteten Feststoff im Reaktorkopf austritt. Eine zweite, nachgelagerte Separation erfolgt durch das Sieb im Gärrestsammelbehälter. Der Gärrest kann von hier sehr effizient ausgetragen werden. Eine Verstopfung der Gaswege des AFR durch aufsteigende Feststoffe wird auf einfache Weise dadurch verhindert, dass das Biogas erst im Bereich des Fallschachts aus dem Reaktorraum geführt wird.

2.1.2.1.6 Verwendete Online-Messtechnik

Für die Messwerterfassung wurden in den Versuchsstand folgende Sensoren und Messgeräte integriert:

- Flüssigkeitsthermometer zur Erfassung der Prozesstemperatur der Methanreaktoren
- elektronische Temperaturfühler Pt 1000 zur Erfassung der Reaktortemperatur des AFR und der Temperaturen im Flüssigkeitskreislauf
- Trommelgaszähler vom Typ TG05 (Ritter, Bochum) zur Ermittlung des Volumenstroms des gebildeten Biogases
- Gasanalysator Typ SSM 6000 (Pronova, Berlin) zur Analyse der Zusammensetzung des gebildeten Biogases
- pH-Sensoren zur Ermittlung des pH-Wertes im Flüssigkeitskreislauf und an mehreren Stellen im AFR
- Leitfähigkeitsmesszellen vom Typ Tetracon 325 zur Ermittlung der elektrischen Leitfähigkeit im Flüssigkeitskreislauf
- Redox-Sensor zur Erfassung des Redoxpotentials im Ablauf des AFR vom Typ Pt 4805-DPA-SC-S8/225 (Mettler Toledo, Urdorf/Schweiz)
- Wägezellen zur kontinuierlichen Bestimmung des Gesamtgewichts des AFR
- Drucksensor zur Bestimmung des Druckverlustes im AFR

2.1.2.1.7 Versuchsdurchführung

Vor dem regulären Versuchsbetrieb erfolgte zunächst eine Anlaufphase. Während dieser Phase sollte sich in den Reaktoren eine an die Betriebsbedingungen angepasste Population von Mikroorganismen ausbilden.

Inbetriebnahme und Anlaufphase

Zu Beginn der Anlaufphase wurden die beiden Methanreaktoren UASB und EGSB mit granuliertem Impfschlamm befüllt, der UASB mit 56,6 kg und der EGSB mit 28,6 kg. Während der Anlaufphase wurde der Prozessflüssigkeitskreislauf aller Methanreaktoren zunächst anstelle des AFR über einen vollaufmischten Sammelbehälter (50 l) geführt. Über den Sammelbehälter wurde den Methanreaktoren während der Anlaufphase ein Substrat aus handelsüblichem Kartoffelpüree und Leitungswasser zugeführt.

Die Erstbefüllung des AFR erfolgte mit einer Mischung aus dem festen Gärrest (ca. 100 kg) einer diskontinuierlich betriebenen Anlage zur mesophilen Feststoffvergärung, Gerstenstroh (ca. 5 kg) und Maissilage (ca. 5 kg). Als Prozessflüssigkeit wurde Leitungswasser verwendet. Nach etwa 10 Wochen wurde der Inhalt des Sammelbehälters der Methanreaktoren in den AFR gepumpt. Nach einer weiteren Woche erfolgte der Anschluss des AFR an den Prozessflüssigkeitskreislauf der Methanreaktoren. Der AFR wurde anschließend täglich mit Substrat beschickt. Als Substrat diente, wie bereits beschrieben, eine Mischung aus Maissilage und Gerstenstroh. Der Frischmasseanteil des Strohs wurde auf 13 % eingestellt. Die Substratbeschickung erfolgte in dieser Phase manuell über das Beschickungsrohr.

Routinebetrieb

Die Versuchsanlage wurde entsprechend der geplanten Routine wie folgt betrieben:

- Beheizung aller Reaktoren auf konstant thermophile Temperaturen (55°C)
- quasikontinuierliche Beschickung des AFR mit Substrat
- kontinuierlicher Kreislauf der Prozessflüssigkeit, Kopplung aller Reaktoren über den Prozessflüssigkeitskreislauf
- regelmäßige Entnahme des im AFR gebildeten Gärrests
- vollständige Quantifizierung der Biogasproduktion aller Reaktoren und regelmäßige Analyse der Zusammensetzung
- regelmäßige chemische Analyse der eingesetzten Substrate, der Gärreste und der Prozessflüssigkeit

Die folgenden Betriebsgrößen wurden im Rahmen der durchgeführten Versuchsreihen variiert:

- die Zusammensetzung des zugeführten Substrats im AFR
- die Austauschrate der Prozessflüssigkeit in den Reaktoren
- die Raumbelastung der Methanreaktoren

Unterbrochen durch technische Modifikationen, können zwei Versuchsreihen unterschieden werden.

Versuchsreihe VR1 – Vergleich der Methanreaktoren

Abweichend zu der Versuchsreihe VR2 wurden hier die Methanreaktoren isoliert ohne AFR betrachtet, mit dem Ziel die Leistung der drei Reaktortypen zu vergleichen. Der Flüssigkeitskreislauf wurde über einen gemeinsamen Ausgleichsbehälter kurzgeschlossen, eine Kopplung mit dem AFR bestand nicht. An Stelle der Abflussflüssigkeit des AFR wurde ein Modellsupstrat bestehend aus Essig- und Propionsäure (Verhältnis 5:1) verwendet. Die Raumbelastung in Form der in den Ausgleichsbehälter gegebenen Säuremenge wurde schrittweise gesteigert, bis eine Prozessüberlastung eintrat. Dadurch konnten die Leistungsparameter der Methanreaktoren bestimmt und anschließend verglichen werden.

Versuchsreihe VR2 – technische Funktion und biologische Leistung des AFR und des Gesamtsystems

Diese Versuchsreihe stellt einen Langzeittest des AFR und des Gesamtsystems dar. Aufgrund der sehr geringen Leistung wurde der UASB-Reaktor nicht mehr berücksichtigt, dafür jedoch der FBR und EGSB-Reaktor. Die Raumbelastung der Anlage würde über den gesamten Versuchszeitraum annähernd konstant bei einem Wert von $5 \text{ g}_{\text{OS}} \text{ l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ gehalten. Die Substratzusammensetzung wurde zeitweise durch die Zugabe von Stroh verändert. Durch die Strohzugabe sollten übermäßig starke Verdichtungen im Reaktorraum verhindert werden. Das Stroh wurde vor der Beschickung mit Maissilage über das Zugabesystem in den AFR eingebracht. Ab dem 43.Tag wurden Spurenelemente in den Zulauf des AFR gegeben, um die biologische Abbauleistung zu erhöhen. Die Austauschrate der Prozessflüssigkeit wurde während der gesamten Versuchsreihe systematisch variiert.

2.1.2.1.8 Chemische Analysemethoden und Datenaufbereitung

Während der Versuchsreihen wurden das gebildete Biogas, die Prozessflüssigkeit, die eingesetzten Substrate und der gebildete Gärrest in regelmäßigen Abständen analysiert. Die Analysemethoden und die Intervalle können aus Tab. 5 entnommen werden.

Tab. 5: Analysemethoden für die prozessbeteiligten Stoffe

Biogas

Untersuchungsparameter	Einheit	Intervall	Methode zur Bestimmung
gebildete Gasmenge	l	täglich	Trommelgaszähler: Ritter TG05
Zusammensetzung (CH ₄ , CO ₂ , H ₂ S, H ₂ und O ₂ Anteile)	CH ₄ , CO ₂ und O ₂ : Vol-% H ₂ S und H ₂ : ppm	täglich	Gasanalysator: Pronova SSM 6000
Gastemperatur	°C	täglich	Thermometer: TFA Dostmann Lab Thermometer IP 65 LT-101

Prozessflüssigkeit (Zu- und Ablauf aller Reaktoren, wenn nicht anders vermerkt)

Untersuchungsparameter	Einheit	Intervall	Methode zur Bestimmung
pH-Wert	-	täglich	pH-Messkette: Mettler Toledo pH HA405-DXK-S8/225
pH-Wert im AFR-Reaktorraum	-	täglich	pH-Messkette: Mettler Toledo InPro4260/225/Pt1000
Leitfähigkeit (nur Zu-/Ablauf AFR)	mS/cm	täglich	LF-Messzelle: Tetracon 325
Redoxpotential (nur Ablauf AFR)	mV	täglich	Redox-Messkette: Mettler Toledo Pt 4805-DPA-SC-S8/225
pH-Wert	-	min 1x pro Woche	elektrometrisch nach DIN 38404-5: 2009-07
Leitfähigkeit	mS/cm	min 1x pro Woche	konduktometrisch nach DIN EN 27888: 1993-11
TS	%	min 1x pro Woche	gravimetrisch durch Trocknung bei 105°C nach DIN EN 12880: 2001-02
oTS	% TS	min 1x pro Woche	gravimetrisch durch Veraschung bei 550°C nach VDLUFA Methodenbuch Band 3, Kapitel 8.4
Ammonium-Stickstoff (NH ₄ -N)	g/kg FM	min 1x pro Woche	Überführung als NH ₃ durch Wasserdampfdestillation und Rücktitration nach VDLUFA Methodenbuch Band 3, Kapitel 4.8.2
Nges	g/kg FM	min 1x pro Woche	Methode nach Kjeldahl nach DIN EN 25663: 1933-11
leicht flüchtige Fettsäuren (GC-Säuren)	g/l	min 1x pro Woche	gaschromatographisch mit HPLC-Gerät GC 8360 Carlo Erba (Fisons Instruments), Säule DB-FFAP (Länge 30 m, Dicke 0,53 mm, Filmdicke 0,25 µm) und Flammenionisationsdetektor

Substrate und Gärrest

Untersuchungsparameter	Einheit	Intervall	Methode zur Bestimmung
pH-Wert	-		elektrometrisch nach DIN 38404-5: 2009-07
Leitfähigkeit	mS/cm		konduktometrisch nach DIN EN 27888: 1993-11
TS	%		gravimetrisch durch Trocknung bei 105°C nach DIN EN 12880: 2001-02
oTS	% TS		gravimetrisch durch Veraschung bei 550°C nach VDLUFA Methodenbuch Band 3, Kapitel 8.4
Ammonium-Stickstoff (NH ₄ -N)	g/kg FM	jedes neues Gebinde der eingesetzten Substrate (Maissilage und Stroh),	Überführung als NH ₃ durch Wasserdampfdestillation und Rücktitration nach VDLUFA Methodenbuch Band 3, Kapitel 4.8.2
Nges	g/kg FM	Gärrestproben von jeder erfolgten	Methode nach Kjeldahl nach DIN EN 25663: 1933-11
leicht flüchtige Fettsäuren (GC-Säuren)	g/l	Gärrestentnahme	gaschromatographisch mit HPLC-Gerät GC 8360 Carlo Erba (Fisons Instruments), Säule DB-FFAP (Länge 30 m, Dicke 0,53 mm, Filmdicke 0,25 µm) und Flammenionisationsdetektor
Milchsäure aus gesamter Frischmasse (FM)	g/kg FM		gaschromatographisch aus Kaltwasserextrakt mit HPLC-Gerät ULTIMATE 3000 (DIONEX), Säule Eurokat H (300 x 8 mm, 10 µm) und Detektor RI-101 (SHODEX)
Rohfaser	% TS		ANKOM-Fiber Analyser-A2000, Analysenwaage
Lignin (ADL)	% TS		ANKOM-Fiber Analyser-A2000, Daisy-Inkubator
Elementaranalyse (CNS)	% TS		Vario EL III (nach Dumas)

Mit Hilfe des in Tab. 5 dargestellten Analyseplans konnte ein umfangreicher Datensatz gewonnen werden. Ein Teil dieser Daten, die täglich gebildete Biogasmenge, die Gaszusammensetzung sowie der oTS-Gehalt des Substrats, musste vor der weiteren Verwendung aufbereitet werden.

Normierung des Gasvolumens

Das Volumen des in einem bestimmten Zeitintervall Δt gebildeten Biogases wurde folgendermaßen bestimmt. Der Stand des Gaszählers wurde am Anfang und am Ende des Zeitintervalls abgelesen. Die Differenz der Zählerstände stellt das in diesem Zeitintervall gebildete Gasvolumen (Gl. (1)) dar.

$$V_{\text{Gas}} = V_{t2} - V_{t1} \quad (1)$$

V_{Gas} in einem bestimmten Zeitintervall gebildetes Gasvolumen in l
 V_{t1} Zählerstand der Gasuhr am Anfang des Zeitintervalls Δt in l
 V_{t2} Zählerstand der Gasuhr am Ende des Zeitintervalls Δt in l

Das nach (1) berechnete Gasvolumen wurde mit Hilfe der Gleichungen (2) bis (4) entsprechend der VDI-Richtlinie 4630 auf Normbedingungen umgerechnet.

$$V_0^{\text{tr}} = V_{\text{Gas}} \cdot \frac{(p - p_W) \cdot T_0}{p_0 \cdot T} \quad (2)$$

V_0^{tr} Volumen des trockenen Biogases im Normzustand in Normliter l_N
 V_{Gas} in einem bestimmten Zeitintervall Δt gebildetes Gasvolumen in l
 p Umgebungsluftdruck zum Zeitpunkt der Ablesung des Gaszählers in hPa
 p_0 Normdruck; $p_0 = 1013,25$ hPa
 p_W Dampfdruck des Wassers in Abhängigkeit der Temperatur nach Gl. (4) in hPa
 T_0 Normtemperatur; $T_0 = 273,15$ K
 T mittlere Gastemperatur im Zeitintervall Δt nach Gl. (3) in K

$$T = \frac{T_{t2} - T_{t1}}{2} \quad (3)$$

T_{t1} Gastemperatur am Anfang des Zeitintervalls Δt in K
 T_{t2} Gastemperatur am Ende des Zeitintervalls Δt in K

Die Ermittlung des Wasserdampfdrucks p_W erfolgte mit Hilfe der folgenden Gleichung:

$$p_W = -4,3965 + 9,7962 \cdot e^{0,0521 \cdot (T - 273,15)} \quad (4)$$

Korrektur der Gaszusammensetzung

Die Analyse der Gaszusammensetzung erfolgte mit dem Messgerät SSM 6000 der Firma Pronova (Berlin). Bei der Analyse wurden die Anteile der Gase CH_4 , CO_2 , O_2 , H_2S und H_2 ermittelt. Um gelegentlich vorhandene Anteile an Luft sowie mathema-

tische Abweichung von der 100%-Summe zu kompensieren, wurden die gemessenen Konzentrationen an CH_4 , CO_2 , H_2S und H_2 so gewichtet, dass sie in der Summe auf 100% kamen.

Korrektur des Gehaltes an organischer Substanz

Leicht flüchtige organische Substanzen werden bei der gravimetrischen Bestimmung der organischen Trockensubstanz (oTS) nicht erfasst. Da die leicht flüchtigen organischen Substanzen neben der organischen Trockensubstanz im anaeroben Abbauprozess ebenfalls umgesetzt werden, kann der oTS-Wert ohne Korrektur der leicht flüchtigen Bestandteile eine verfälschte Bezugsgröße darstellen (Weißbach und Berg 1977). Wenn das eingesetzte Substrat einen hohen Gehalt an leicht flüchtigen organischen Substanzen aufweist, sollte der oTS-Gehalt daher zur gesamten organischen Substanz (oS) korrigiert werden (Gl. (5)).

$$\text{oS} = \text{oTS} + \sum \text{FFS} + \sum \text{Alkohole} \quad (5)$$

oS	korrigierter oTS-Wert des Substrats in $\text{g}_{\text{oS}} \text{kg}_{\text{FM}}^{-1}$
oTS	analytisch bestimmter oTS-Wert des Substrats in $\text{g}_{\text{oTS}} \text{kg}_{\text{FM}}^{-1}$
$\sum \text{FFS}$	Summe der im Substrat enthaltenen flüchtigen Fettsäuren FFS in $\text{g} \text{kg}_{\text{FM}}^{-1}$
$\sum \text{Alkohole}$	Summe der im Substrat enthaltenen Alkohole Ethanol und Propanol in $\text{g} \text{kg}_{\text{FM}}^{-1}$

Berechnung des CSB-Äquivalents

Für die Berechnung einiger Funktions- und Leistungsparameter der Versuchsanlage ist eine Umrechnung der Konzentrationen organischer Stoffe in die entsprechenden Äquivalente des chemischen Sauerstoffbedarfs CSB notwendig. Durch die Umrechnung wird eine Überführung unterschiedlicher organischer Stoffe in eine vergleichbare Standardeinheit erreicht.

Die Umrechnung erfolgte durch Multiplikation der Konzentration der Menge der jeweiligen organischen Substanz mit dem dazugehörigen CSB-Äquivalent. Tab. 6 enthält die CSB-Äquivalente verschiedener organischer Substanzen.

Tab. 6: CSB-Äquivalente verschiedener organischer Substanzen

Substanz	CSB-Äquivalent c_{CSB}	
	($\text{g}_{\text{CSB}} \text{g}^{-1}$)	($\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1}$)
Methan	4	2,868 ⁺
Essigsäure	1,067	
Propionsäure	1,514	
Iso-/n-Buttersäure	1,818	
Iso-/n-Valeriansäure	2,039	
n-Caprinsäure	2,207	
Milchsäure	1,067	
Ethanol	2,087	
n-Propanol	2,4	
pflanzliche oS	1,373	
$\text{C}_{38}\text{H}_{60}\text{O}_{26}$ [*]		
mikrobielle oS	2,407	
$\text{C}_{250}\text{H}_{611}\text{O}_{77}$ [#]		

^{*}) nach Anonymous (2007)

[#]) nach Wilderer (1988)

⁺) bei Anwendung einer Normdichte von $0,717 \text{ g l}^{-1}$

2.1.2.1.9 Berechnungsgrundlagen für Funktion- und Leistungsparameter

Für den Betrieb der Anlage und für die anschließende Beurteilung ihrer Leistungsfähigkeit ist die Bestimmung von verschiedenen Funktion- und Leistungsparametern erforderlich.

Funktionsparameter

Raumbelastung

Die Raumbelastung wurde auf die organische Substanz (oS) oder das CSB-Äquivalent des Substrats bezogen. Definiert wird die Raumbelastung als täglich zugeführte Menge an organischer Substanz bzw. dessen CSB-Äquivalent, bezogen auf das Reaktorvolumen (Gl. (6) und (7)).

$$B_{R,oS} = \frac{\dot{m}_{oS}}{V_R} \quad (6)$$

$$B_{R,CSB} = \frac{\dot{m}_{CSB}}{V_R} \quad (7)$$

$B_{R,oS}$; $B_{R,CSB}$ oS- bzw. CSB-Raumbelastung in $\text{g}_{oS} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$ bzw. $\text{g}_{CSB} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$

\dot{m}_{oS} bzw. \dot{m}_{CSB} oS- bzw. CSB-Zulaufmassenstrom in $\text{g}_{oS} \text{d}^{-1}$ bzw. $\text{g}_{CSB} \text{d}^{-1}$
 V_R wirksames Reaktorvolumen in l

Den Methanreaktoren dienen die im AFR gebildeten Hydrolyseprodukte als Substrat. Hier werden nur die Hauptbestandteile des Hydrolysats, die flüchtigen Fettsäuren (FFS), berücksichtigt. Der oS- und CSB-Zulaufmassenstrom kann demnach aus dem Zufluss an Prozessflüssigkeit und dem Gehalt an FFS berechnet werden (Gl. (8)).

$$\dot{m}_{oS} = \sum \text{FFS} \cdot Q_{0,FI} \quad (8)$$

\dot{m}_{oS} oS- Zulaufmassenstrom in g d^{-1}
 $\sum \text{FFS}$ Summe der in der Prozessflüssigkeit enthaltenen flüchtigen Fettsäuren FFS in g l^{-1}
 $Q_{0,FI}$ Zustrom der Prozessflüssigkeit in l d^{-1}

Zur Berechnung des CSB-Zulaufmassenstroms müssen die FFS-Gehalte durch die entsprechenden CSB-Äquivalente nach Tab. 6 ersetzt werden.

Mittlere hydraulische Verweilzeit

Alle Reaktoren im AFR-Gesamtsystem wurden kontinuierlich mit Prozessflüssigkeit durchströmt. Die mittlere hydraulische Verweilzeit in den Methanreaktoren kann auf einfache Weise durch Gl. (9) berechnet werden. Dabei wird vereinfacht davon ausgegangen, dass es zu keiner Stoffmengenveränderung innerhalb des Reaktors kommt.

$$t_m = \frac{V_R}{Q_{0,FI}} \quad (9)$$

t_m mittlere hydraulische Verweilzeit in d
 V_R wirksames Reaktorvolumen in l
 $Q_{0,FI}$ Zustrom der Prozessflüssigkeit in l d^{-1}

Die Bestimmung der hydraulischen Verweilzeit im AFR ist dagegen aufgrund des Einflusses durch die angesammelten Feststoffe nur experimentell zu bestimmen. Im Rahmen dieser Arbeit wurde hierauf verzichtet.

Verdünnungsrate der Prozessflüssigkeit

Die Verdünnungsrate der Reaktorflüssigkeit (D) ergibt sich aus dem Zufluss an Prozessflüssigkeit sowie dem Reaktorvolumen und entspricht dem Reziprokwert der mittleren hydraulischen Verweilzeit (Gl. (10)).

$$D = \frac{Q_{0,FI}}{V_R} \quad (10)$$

D Verdünnungsrate der im Reaktor enthaltenen Prozessflüssigkeit in d^{-1}
 $Q_{0,FI}$ Zustrom der Prozessflüssigkeit in l d^{-1}
 V_R wirksames Reaktorvolumen in l

Leistungsparameter

Für die Beurteilung der biologischen Leistungsfähigkeit des Aufstromverfahrens und der beteiligten Reaktoren bietet sich eine Reihe von Leistungsparametern an. Hierzu gehören die Ausbeuten an Biogas und Methan, die Bildungsraten an Biogas, Methan, flüchtigen Fettsäuren (FFS) und Gesamt-Hydrolysat, der im AFR methanisierte Anteil des Hydrolysats, die Abbauraten der FFS sowie die CSB-Elimination (s. Gl. (11) bis (13)).

Gasausbeute und Gasbildungsrate

Die Biogas- bzw. Methanausbeute ergibt sich aus dem Quotienten des normierten Gasvolumens und der im Bezugszeitraum zugeführten Bezugsmasse. Zur Bestimmung der CSB-äquivalenten Gasausbeute wird der Umrechnungsfaktor 4 g CSB je g Methan angewendet.

Die Gasbildungsraten ergeben sich aus dem Quotienten aus dem normierten Gasvolumen und dem aktiven Bezugsvolumen.

FFS-Bildungsrate im AFR

Die Bildungsrate an flüchtigen Fettsäuren im AFR ergibt sich aus der Differenz des Zu- und Abflusses der Fettsäuren (Gl.(11)).

$$r_{\text{FFS}} = \frac{Q_{0,\text{FI}}(c_{\text{A,FFS}} - c_{0,\text{FFS}})}{V_{\text{R}}} \quad (11)$$

r_{FFS}	FFS-Bildungsrate in $\text{g l}^{-1} \text{d}^{-1}$ bzw. $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$
$Q_{0,\text{FI}}$	tägliches Zulaufvolumen der Prozessflüssigkeit in l d^{-1}
$c_{\text{A,FFS}}$	FFS-Konzentration im AFR-Ablauf in g l^{-1} bzw. $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1}$
$c_{0,\text{FFS}}$	FFS-Konzentration im AFR-Zulauf in g l^{-1} bzw. $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1}$
V_{R}	wirksames Reaktorvolumen in l

Gesamt-Hydrolysatbildungsrate im AFR

Unter der Gesamt-Hydrolysatbildungsrate ist hier die CSB-bezogene Bruttobildungsrate an methanisierbaren Hydrolyseprodukten zu verstehen. Zur Vereinfachung wird die Ausbeute an mikrobiellen Zellen vernachlässigt, wodurch sich die Hydrolysatbildungsrate aus der Summe der CSB-bezogenen Bildungsraten an Methan und FFS ergibt.

Methananteil des Gesamt-Hydrolysats im AFR

Der Methananteil am insgesamt gebildeten Hydrolysat kann basierend auf der Methanbildungsrate und der Gesamt-Hydrolysatbildungsrate ermittelt werden (Gl. (12)).

$$X_{\text{CH}_4, \text{Hydrolysat}} = \frac{r_{\text{CH}_4, \text{CSB}} \cdot 100\%}{r_{\text{Hydrolysat}}} \quad (12)$$

$X_{\text{CH}_4, \text{Hydrolysat}}$	Methananteil am gebildeten Hydrolysat in %
$r_{\text{CH}_4, \text{CSB}}$	CSB-Methanbildungsrate in $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$
$r_{\text{Hydrolysat}}$	Gesamt-Hydrolysatbildungsrate in $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$

FFS-Abbaurrate der Methanreaktoren

Die Abbauleistung der Methanreaktoren kann vereinfacht mit Hilfe der FFS-Abbaurrate gleichgesetzt werden (Gl. (13)).

$$r_{\text{Abbau, FFS}} = \frac{Q_{0, \text{Fl}} (c_{0, \text{FFS}} - c_{\text{A, FFS}})}{V_{\text{R}}} \quad (13)$$

$r_{\text{Abbau, FFS}}$	FFS-Abbaurrate in $\text{g l}^{-1} \text{d}^{-1}$ bzw. $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$
$Q_{0, \text{Fl}}$	tägliches Zulaufvolumen der Prozessflüssigkeit in l d^{-1}
$c_{0, \text{FFS}}$	FFS-Konzentration der Zulaufflüssigkeit in g l^{-1} bzw. $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1}$
$c_{\text{A, FFS}}$	FFS-Konzentration der Zulaufflüssigkeit in g l^{-1} bzw. $\text{g}_{\text{CSB}} \text{l}^{-1}$
V_{R}	wirksames Reaktorvolumen in l

CSB-Elimination in den Methanreaktoren

Die CSB-Elimination entspricht dem Abbaugrad des im Zulauf der Methanreaktoren vorhandenen CSBs. Hierzu wurde der CSB rechnerisch aus der Konzentration an FFS ermittelt.

2.1.2.2 Ergebnisse der Fermentationsversuche

2.1.2.2.1 Betrieb und Leistung der Methanreaktoren

Nach der Startphase der Methanreaktoren wurden, wie zuvor beschrieben, in den Versuchsreihe VR 1 und VR 2 eine vergleichende Leistungsanalyse der unterschiedlichen Reaktortypen vorgenommen – in VR 1 mit einem aus Essig- und Propionsäure (Masseverhältnis 5:1) bestehenden Modells substrat in VR 2 mit dem Hydrolysat des AFR. Alle drei Methanreaktoren, FBR, UASB- und EGSB-Reaktor, wurden unter einheitlichen Prozessbedingungen betrieben.

Versuchsreihe VR1 – Beschickung mit Modells substrat

Eine Übersicht über den Verlauf der Betriebsparameter Raumbelastung und Austauschrate in allen Methanreaktoren während der Beschickung mit Modells substrat zeigt Abb. 12. Die zusätzliche Belastung durch rezirkulierte Mengen an CSB konnte aufgrund starker Kurzzeitschwankungen in Folge ungleichmäßiger Zuflüsse in den gemeinsamen Sammelbehälter nicht repräsentativ ermittelt werden und wurde daher nicht berücksichtigt. Aus gleichem Grund wird nachfolgend auf eine Darstellung der chemischen Eigenschaften der Zulaufflüssigkeit verzichtet.

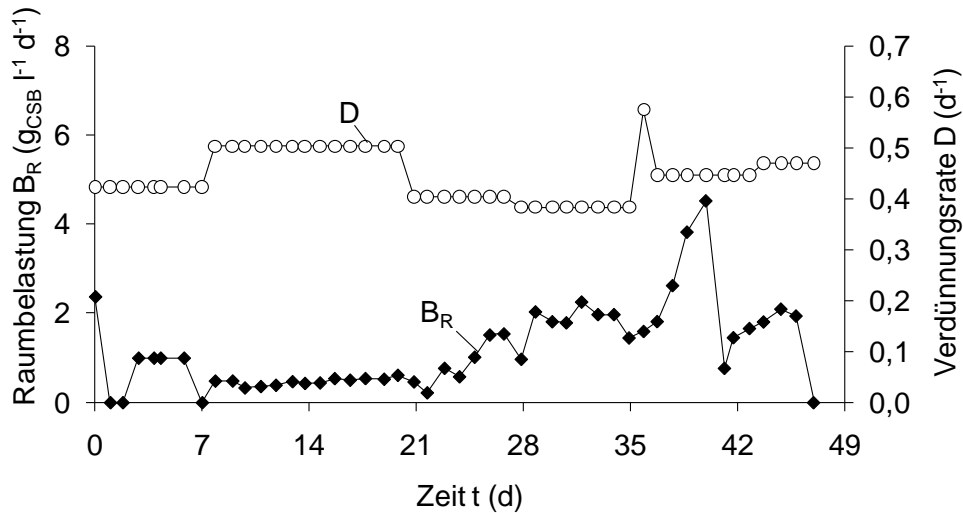


Abb. 12: Verlauf der Raumbelastung durch Modellsubstrat und Verdünnungsrate in den Methanreaktoren

Wie Abb. 12 zeigt, wurde die Raumbelastung während der Versuchsdauer von 47 Tagen zunächst langsam von 0,5 auf $2 \text{ g}_{\text{CSB}} \text{ l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ gesteigert, später dann zügig auf $4,5 \text{ g}_{\text{CSB}} \text{ l}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Aufgrund verschiedener Störungen konnte nur der FBR über die gesamte Versuchszeit kontinuierlich betrieben werden. Aufgrund eines technischen Defekts an der Umwälzpumpe des EGSB-Reaktors wurde dieser von Tag 34 - 42 zunächst ohne Wirbelbett betrieben und anschließend ganz aus dem Versuch genommen. Aufgrund deutlicher Anzeichen für eine Prozessüberlastung wurde die Beschickung des UASB-Reaktors am Tag 42 eingestellt. Die Entwicklung des pH-Wertes als wichtiger Stabilitätsindikator zeigt Abb. 13.

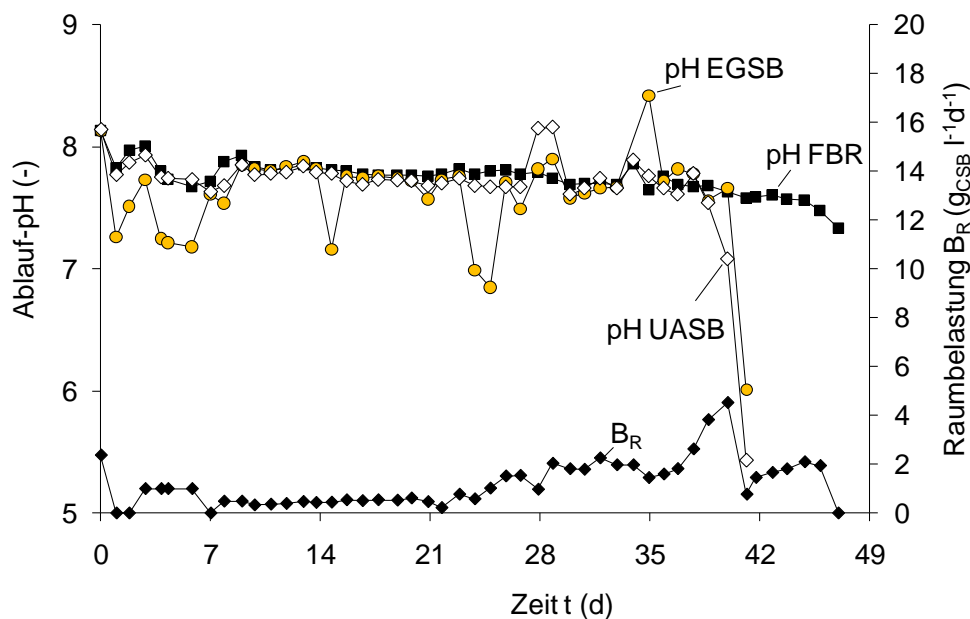


Abb. 13: Entwicklung der pH-Werte im Ablauf der Methanreaktoren

Wie aus Abb. 13 hervorgeht, lagen die pH-Werte der Reaktorabläufe zunächst einheitlich im Bereich von 7,5 – 8,0. Erst mit der Erhöhung der CSB-Raumbelastung auf über $4 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ fielen die pH-Werte für UASB und EGSB nachhaltig und deutlich

ab, während der FBR weiter stabile pH-Werte aufwies. Des Weiteren fällt auf, dass der EGSB-Reaktor wiederholt erhebliche pH-Sprünge vollzog. Die stark unterschiedliche Entwicklung im Prozessverhalten der drei Reaktoren bei Erhöhung der Raumbelastung auf über $2 \text{ g}_{\text{CSB}} \text{ l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ wird erneut deutlich, betrachtet man die Gehalte an flüchtigen Fettsäuren im Ablauf (Abb. 14).

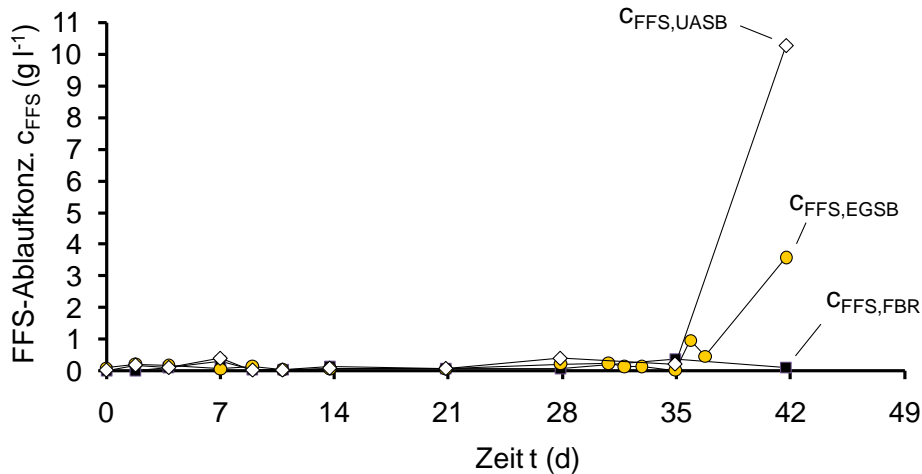


Abb. 14: Konzentration an flüchtigen Fettsäuren FFS im Ablauf der Methanreaktoren

Basierend auf dem chemischen Status der drei Methanreaktoren lässt sich somit eindeutig folgern, dass die potentielle biologische Stabilität und Leistung in der Reihenfolge FBR, EGSB, USAB abnimmt. Dieses Ergebnis spiegelt sich auch in den gemessenen Methanbildungsraten wider (Abb. 15).

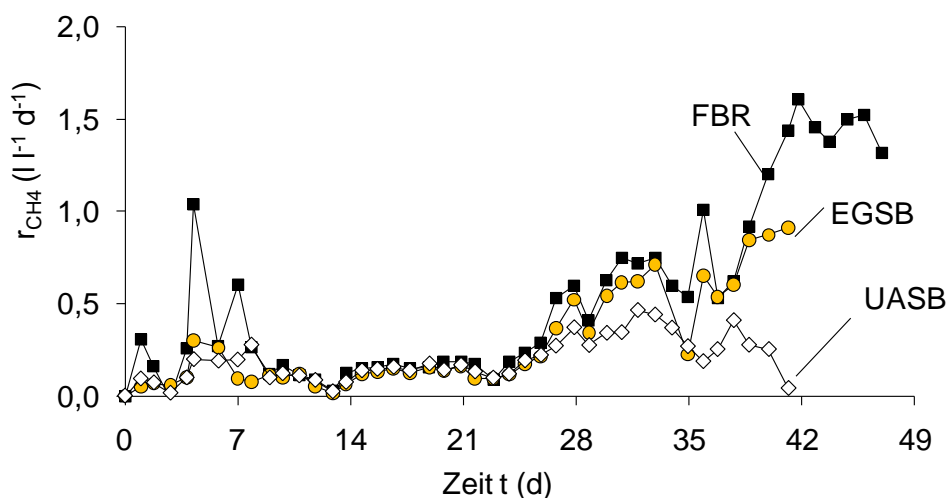


Abb. 15: Methanbildungsraten der Methanreaktoren

Im Vergleich zu pH-Wert und FFS-Konzentration sind bei der Methanbildungsrate wesentlich früher Unterschiede zu erkennen. So zeigt sich bereits ab einer CSB-Raumbelastung von $2 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ eine Staffelung der Methanrate, wobei FBR und UASB

erneut den höchsten bzw. geringsten Wert aufwiesen. Aufgrund der geringen Leistung wurde der UASB für die Folgeversuche aus dem Versuchsstand entfernt.

Versuchsreihe VR2 – Beschickung mit AFR-Ablauf

Wie bereits beschrieben, wurden während der Versuchsreihe VR2 die beiden Methanreaktoren FBR und EGSB parallel mit der zirkulierenden Abflüssigkeit aus AFR beschickt. Der AFR wurde durchgängig mit Maissilage und zeitweise mit einem geringen Zusatz an Stroh betrieben. Bedingt durch einen technischen Defekt wurde der EGSB-Reaktor ab 89 Tag permanent aus der Versuchsanlage entfernt. Danach wurden die Versuche nur mit den beiden Reaktoren AFR und FBR durchgeführt.

In der Abbildung Abb. 16 werden die CSB-bezogenen Raumbelastungen des AFR, des FBR und des EGSB während des 116-tägigen Versuchs dargestellt. Dafür wurden in Bezug auf die beiden Methanreaktoren (MR) die flüchtigen Fettsäuren in der AFR-Abflüssigkeit bestimmt und mit Hilfe der säurespezifischen CSB-Äquivalente die CSB-Konzentrationen rechnerisch ermittelt. Für den AFR wurde die dosierte organische Substanz mit dem Faktor 1,373 auf CSB umgerechnet (s. auch Tab. 6).

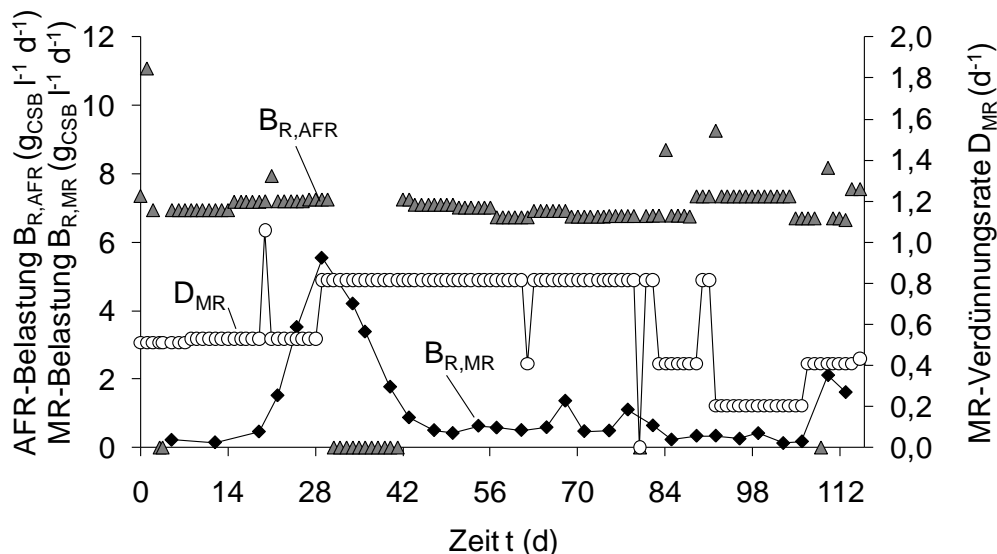


Abb. 16: Zeitliche Verläufe der Raumbelastung von AFR und MR (Methanreaktoren) und der MR-Verdünnungsrate

Die CSB-Raumbelastung des AFR wurde während der Versuchsreihe annähernd konstant bei $7 g l^{-1} d^{-1}$ gehalten. Eine Ausnahme betrifft den Zeitraum von Tag 31 – 41 in dem der AFR bedingt durch eine biologische Störung, die, wie nachfolgend beschrieben, auf einen Spurenelementmangel zurückgeführt wurde, nicht beschickt wurde. Die CSB-bezogenen Raumbelastungen der Methanreaktoren (MR) variieren mit der mikrobiellen Aktivität des AFR. Bedingt durch die erwähnte Störung im AFR

stieg die CSB-Belastung der Methanreaktoren im Zeitraum von Tag 20 – 40 deutlich an.

Wie die Entwicklung des pH-Werts zeigt, ist das System relativ gut gepuffert – Deutliche Unterschiede sind nicht zu erkennen und mit pH-Werten zwischen 7,5 und 8 sind während des Versuchszeitraum keine Anzeichen für ungünstige Milieubedingungen zu erkennen.

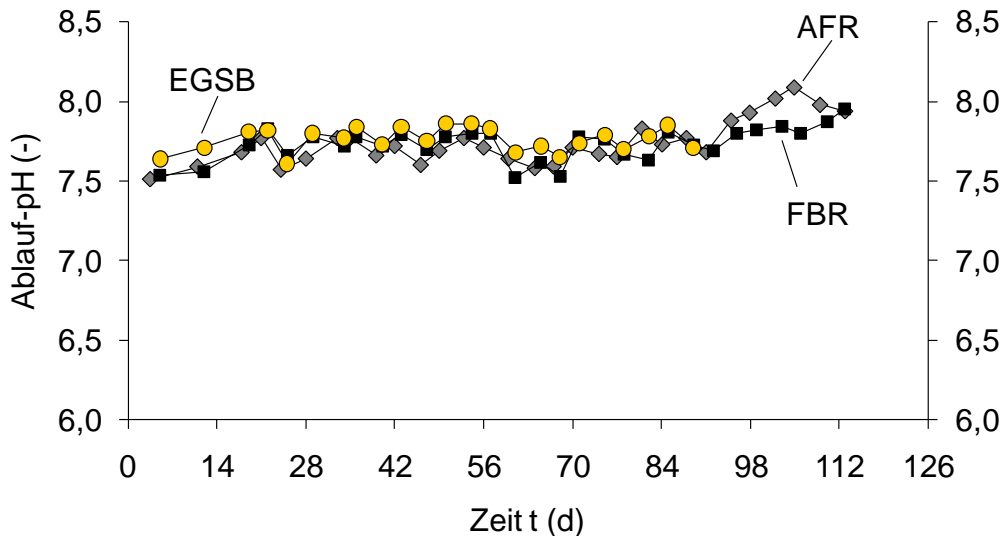


Abb. 17: pH-Werte der Reaktorabläufe

Ein etwas anderes Bild ergibt sich bei der Betrachtung der Fettsäurekonzentrationen (Abb. 18).

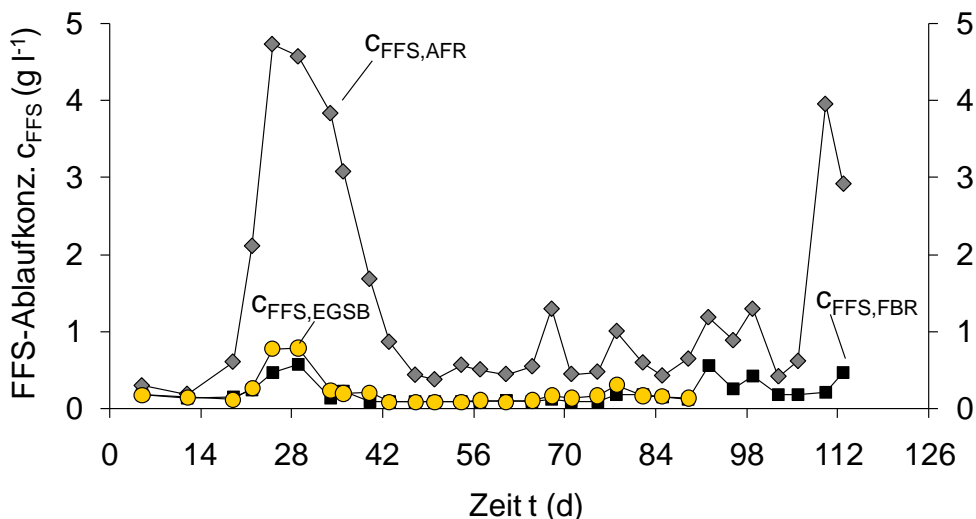


Abb. 18: Konzentration an flüchtigen Fettsäuren (FFS) in den Abläufen der Reaktoren

Erwartungsgemäß liegen die FFS-Ablaufkonzentrationen aus AFR deutlich oberhalb der Methanreaktoren. Zwischen FBR und EGSB sind keine wesentlichen Abstände zu erkennen. Bemerkenswert ist auch der Gleichlauf in Bezug auf die Methanbildungsrate (Abb. 19).

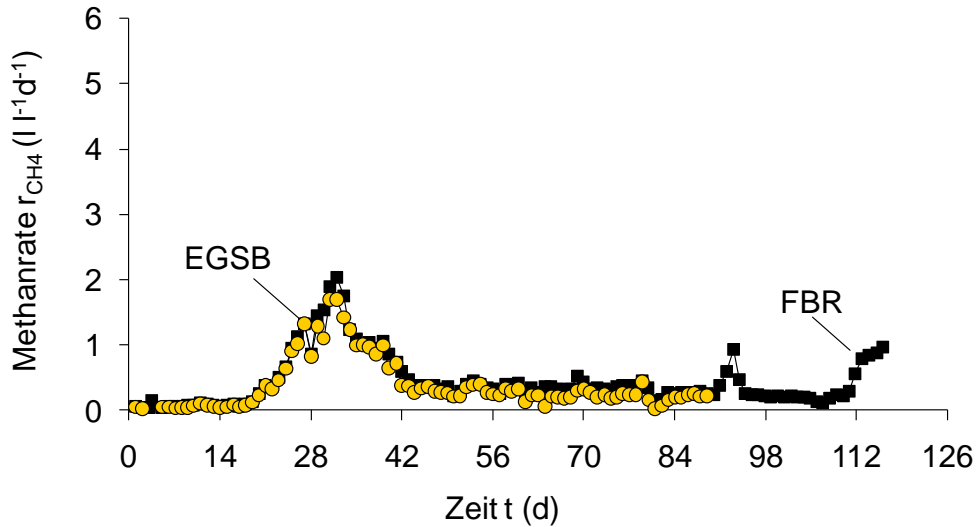


Abb. 19: Methanbildungsraten von FBR und EGSB

Ein ähnliches Bild sollte sich folglich auch für den Grad des CSB-Abbaus ergeben. Wie Abb. 20 zeigt, verlaufen die CSB-Eliminationsgrade in FBR und EGSB erwartungsgemäß nahezu denkungsgleich.

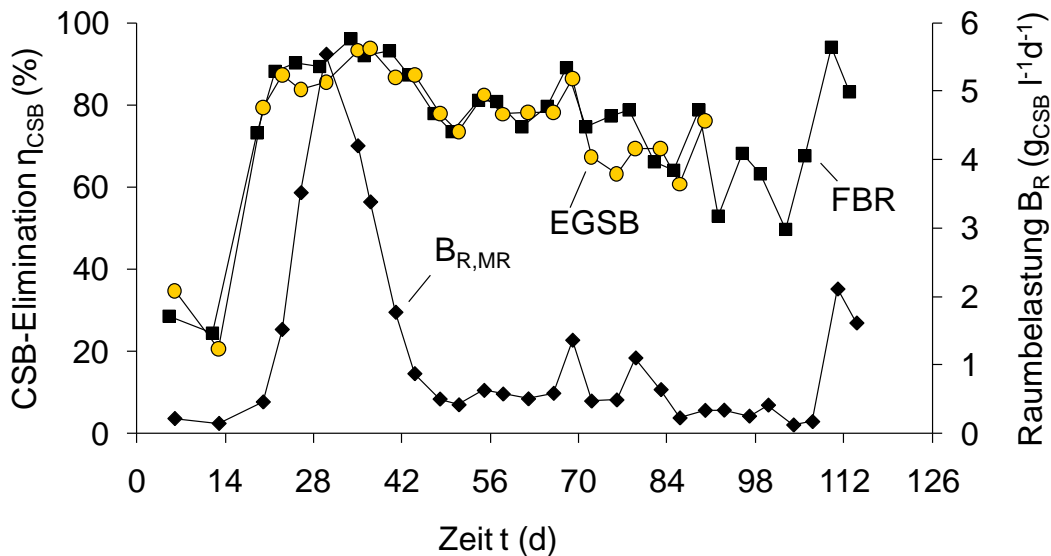


Abb. 20: Grad der CSB-Elimination von FBR und EGSB im zeitlichen Verlauf

Auffällig erscheint, dass der Abbaugrad mit geringer Raumbelastung abnimmt. Betrachtet man die Verläufe der FFS-Konzentrationen (Abb. 18), so wird jedoch deutlich, dass diese auf die in weiten Strecken sehr geringe FFS-Konzentration aus dem AFR im Bereich von 0,3 bis 0,6 g l⁻¹ zurückzuführen ist – Aus thermodynamischen Gründen ist die Umsatzgeschwindigkeit bei geringen Konzentrationen wesentlich geringer und demzufolge auch der Abbaugrad. Insgesamt ist der mit Werten von 60 – 100% ermittelte Abbaugrad als üblich für entsprechende Reaktoren zu bewerten.

Die für die beiden Versuchsreihen VR1 und VR2 gemittelten Betriebs- und Leistungsparameter fasst Tab. 7 zusammen.

Tab. 7: Gemittelte Betriebs- und Leistungsparameter der Methanreaktoren

Reaktorbetrieb			Reaktorleistung					
Raumbelastung	Verdünnungsrate	Dauer	Methanrate			CSB-Elimination		
B_R	D	t	r_{CH_4}			η_{CSB}		
$(g_{CSB} l^{-1}d^{-1})$	(d^{-1})	(d)	FBR	UASB	EGSB	FBR	UASB	EGSB
			$(l l^{-1}d^{-1})$			(%)		
VR1 - Modellsubstrat								
0,6	0,46	23	0,21	0,13	0,12	89	88	92
1,7	0,41	12	0,61	0,32	0,49	94	90	95
3,6	0,45	3	0,91	0,31	0,77	-	-	-
VR2 - Hydrolysat								
0,6	0,73	42	0,33	-	0,24	76	-	74
4,1	0,72	12	1,36	-	1,21	92	-	89

Die für unterschiedliche Raumbelastungen gemittelten Methanraten bestätigen noch einmal die zuvor aufgestellte Reihenfolge der Reaktorleistung – Der FBR besitzt die höchste, der UASB die geringste Leistung. Weniger deutlich bzw. widersprüchlich erscheint das Verhalten der CSB-Elimination. Hierzu ist jedoch zu erwähnen, dass die CSB-Elimination nur punktuell anhand der FFS-Konzentrationen ermittelt wurde, während die Methanrate auf durchgängig erfasste Messwerte beruht. Somit ist die Aussagekraft der CSB-Elimination etwas geringer. Eine natürliche Ursache für die nach Kenntnis der Methanraten relativ hohe CSB-Elimination des EGSB könnte in der partikulärer Substanz liegen. Diese wird im FBR vermutlich über einen längeren Zeitraum gehalten als im stark durchströmten EGSB und könnte somit im FBR zur überproportionalen Steigerung der Gasbildung geführt haben.

Basierend auf diesen Ergebnissen kann als Vorzugslösung für das AFR-System dennoch eindeutig der FBR angegeben werden, zumal das Design und der Betrieb eines EGSB deutlich höhere Kosten verursacht als ein FBR.

2.1.2.2.2 Betrieb und Leistung des AFRs sowie des Gesamtsystems

Nachfolgend werden aufgeteilt in zwei Bereiche die Ergebnisse bezüglich der technischen Optimierung und Leistung des AFR und des Gesamtsystems vorgestellt.

Technische Optimierung

In Bezug auf die wesentlichen technischen Herausforderungen bei der großmaßstäblichen Anwendung des Aufstromverfahrens, die Beschickung und Entnahme von Feststoffen, wurde eine Reihe neuer Erkenntnisse gewonnen.

Feststoffbeschickung

Die mit einem Presskolben ausgeführte Gestaltung der Reaktorbeschickung erwies sich während der gesamten Versuchsdauer als im Wesentlichen funktionsfähig. Zeitweise wurde jedoch eine starke Materialverdichtung im Zugaberohr festgestellt. Als Ursachen konnten ein zu hoher Befüllgrad des AFR mit Feststoffen oder ein zu schneller Vorschub des Stempels identifiziert werden. Darüber hinaus wurde festgestellt, dass insbesondere Maissilage mit einem hohen TS-Gehalt zur Materialverdichtung neigt. Folgende Abhilfemaßnahmen erwiesen sich als wirksam:

- Verminderung des Befüllgrads an Feststoffen im AFR
- Verstetigung des Stempelvorschubs mit einer hohen Anzahl kurzzeitiger Einzelvorschüben
- Erhöhung der Feuchtigkeit im Vorlagerohr durch Einbringen von Prozessflüssigkeit

Wie zu beobachten war, führt die Flüssigkeitszugabe zu einer deutlichen Minderung der Reibung zwischen dem Fördergut und der Innenwand des Zugaberohres. Die zeitweise Erprobung einer kontinuierlichen Zuführung von Prozessflüssigkeit in den Kopfraum des Zugaberohres verlief erfolgreich, wurde jedoch aufgrund des vermuteten Einflusses auf den Gärprozess wieder eingestellt.

Im Hinblick auf die praktische Anwendung können demnach folgende Aussagen getroffen werden:

- Die Dosierung der Feststoffe kann mit einem presskolbenbasierten Systems funktionssicher gestaltet werden
- Die Zugabe von Prozessflüssigkeit in das Zugaberohr des Presskolbens vermindert die Reibung und dadurch die Verdichtungsneigung sowie voraussichtlich auch den Energiebedarf für die Beschickung
- Der Feststofffüllstand im AFR sollte messtechnisch erfasst und eine Überfüllung vermieden werden

Gärrestentnahme

Wie bereits zuvor beschrieben waren mehrere Modifikationen erforderlich, bevor die Gärrestentnahme eine ausreichende Funktionsfähigkeit aufwies (s. Kap. 2.1.2.1.5). Zusammenfassend lassen sich basierend auf den Versuchen folgende Erkenntnisse ableiten:

- Die mögliche Konsistenz des auszutragenden Gärrestes bewegt sich in einem weiten Bereich von schlammig-pastös bis faserig-stichfest.

- Es kann zu einer starken Verfestigung der Gärreste kommen, begünstigt durch folgende Faktoren:
 - Hohe Verweilzeiten der Feststoffe im AFR
 - Hoher Anteil an Feinpartikeln im Substrat
 - Verjüngung des Querschnitts im AFR
 - Hoher Durchsatz an Flüssigkeit durch das Feststoffbett
- Jegliche Einbauten im AFR bergen die Gefahr, dass es unter ihnen zur Materialverdichtung kommt.
- Als funktionsfähige Lösung wurde ein rotierender Räumler verbunden mit dem Verzicht auf eine Siebung im Reaktor ausfindig gemacht.

Im Hinblick auf die praktische Anwendung können demnach folgende Aussagen getroffen werden:

- Das Austragssystem muss geeignet sein, Gärrest unterschiedlichster Konsistenzen zu fördern.
- Die Neigung zur Materialverdichtung im Reaktor sollte vermindert werden, indem
 - eine geeignete strukturreiche Substratmischung verwendet wird,
 - Einbauten im Reaktor auf ein notwendiges Minimum reduziert werden,
 - die Parameter Verweilzeit, Flüssigkeitsdurchsatz und Druckverlust messtechnisch erfasst und kontrolliert werden.
- Als technische Lösung erscheint ein rotierendes Räumerschild auch im Großmaßstab geeignet. Jedoch ist anzunehmen, dass hinsichtlich der Skalierbarkeit technische Grenzen bestehen, insbesondere durch das auftretende Drehmoment.

Prozessverlauf und Leistung

Neben der technischen Optimierung und Leistungsermittlung für die Methanreaktoren hatte die Versuchsreihe VR2 auch das biologische Verhalten und die Leistung des AFR zum Gegenstand.

Als heterogenes zweiphasiges System besitzt der AFR gegenüber dem einfachen Rührkesselreaktor eine wesentlich größere Anzahl relevanter Betriebsparameter. Neben der Raumbelastung und dem Flüssigkeitszulauf zeigt Abb. 21 auch den Verlauf des Bodendrucks im AFR sowie die Höhe des Feststoffbetts (SSB = Solid-state bed).

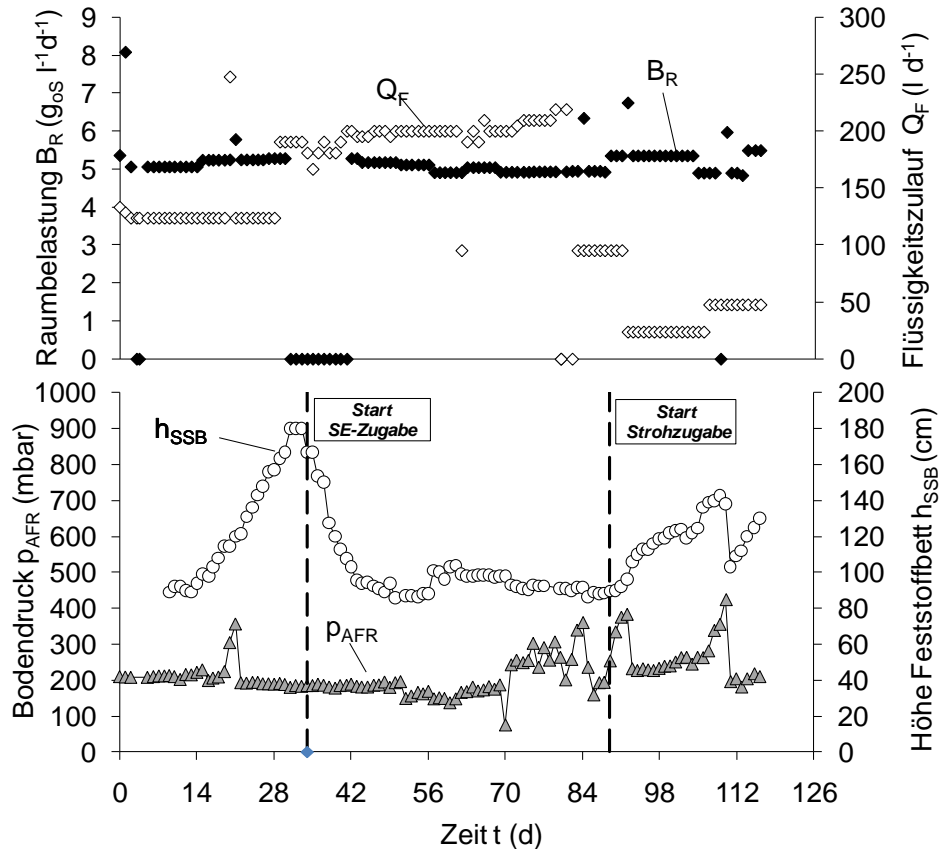


Abb. 21: Betriebsparameter des AFR im zeitlichen Verlauf

Im oberen Teil des Diagramms ist die oS-bezogene Raumbelastung dargestellt. Der Sollwert von $5 \text{ g l}^{-1}\text{d}^{-1}$ wurde aufgrund nachträglicher mathematischer Korrekturen und zeitweisem störungsbedingtem Aussetzen der Beschickung nicht immer eingehalten. Im Zeitraum von Tag 31 - 41 wurde die Beschickung des AFR eingestellt, da eine starke Anreicherung von Fettsäuren beobachtet wurde. Neben der Maissilage wurden ab Tag 43 die zuvor beschriebene Lösung mit Spurenelementen (SE) in einer Dosierung von $0,01 \text{ ml}$ je Gramm oS und ab Tag 90 Gerstenstroh in einer Dosierung von 200 g d^{-1} zugesetzt.

Der Flüssigkeitszulauf wurde zunächst pauschal auf 124 l d^{-1} eingestellt. Später wurde dieser systematisch variiert, um entsprechende Effekte aufzunehmen.

Bedingt durch den nicht einsehbaren Kopfraum des AFR konnte der Feststofffüllstand erst ab einer Höhe von 80 cm erfasst werden. Wie Abb. 21 zeigt, stieg der Füllstand zunächst kontinuierlich an. Dabei wurde festgestellt, dass das technische Maximum bei etwa 180 cm liegt. Bei höherem Füllstand wird die Substratzugabe blockiert. Mit der Aussetzung der Substratdosierung und dem Beginn der SE-Dosierung ging der Füllstand zügig zurück. Anschließend wurde der Füllstand über lange Zeit bei etwa 100 cm konstant gehalten, bis die Zugabe des Stroh das Gleichgewicht von Zugabe, Abbau und Gärrestentnahme änderte und es zu einem neuerlichen Anstieg kam.

Der Bodendruck verblieb während der ersten 70 Tage des Versuchs im Wesentlichen im Bereich des hydrostatischen Drucks von 180 – 210 mbar. Nachfolgend wurden Peaks bis über 300 mbar beobachtet. Da derart hohe Drücke an die maximale Belastbarkeiten des AFR heranreichten, wurden Gegenmaßnahmen in Form von Gärrestentnahmen und Reduzierungen des Flüssigkeitszulaufs getroffen. Mit demselben Ziel erfolgte die Zudosierung von Stroh, die jedoch ohne erkennbare Wirkung blieb.

Der Verlauf der pH-Werte und der FFS-Konzentrationen in der Prozessflüssigkeit ist geprägt von einem mehrwöchigen Anstieg und Rückgang ab der 3. Versuchswoche (Abb. 22).

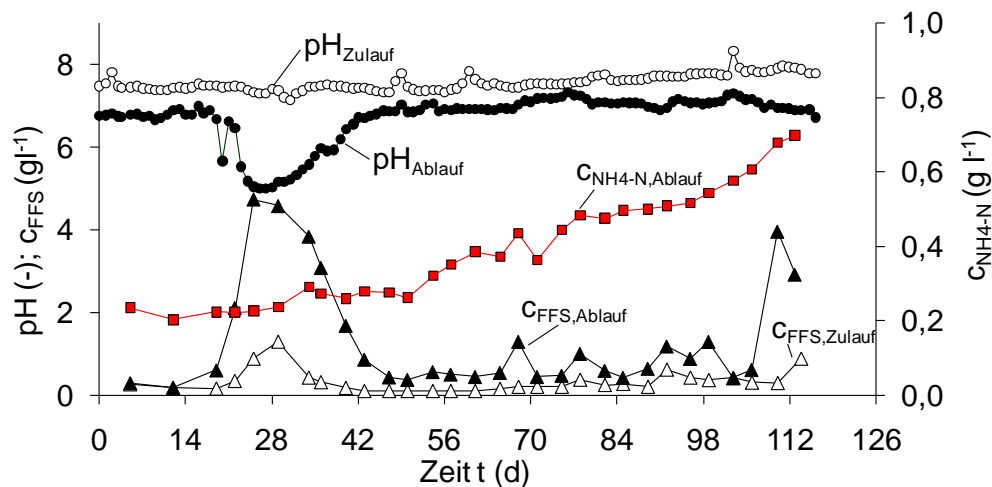


Abb. 22: pH, FFS-Konzentration (c_{FFS}) und Ammoniumgehalt ($c_{\text{NH}_4\text{-N}}$) der Prozessflüssigkeit des AFR

Nachdem der Einsatz von Spurenelementen ab Tag 43 eine nachhaltig prozessfördernde Wirkung zeigte, kann die bereits mehrfach erwähnte biologische Störung mit großer Sicherheit auf einen Mangel an Spurenelementen zurückgeführt werden. Mit der Schwankung der FFS-Konzentration im AFR-Ablauf schwankt auch der pH-Wert. Erwartungsgemäß reagiert die Zulaufkonzentration bedingt durch die Aufbereitung in den Methanreaktoren nur im geringen Umfang. Neben den FFS und dem Bicarbonatpuffer besitzt auch Ammonium eine beträchtliche Pufferwirkung. Der Gehalt an Ammoniumstickstoff steigt im Versuchsverlauf kontinuierlich von 0,2 auf 0,7 g l^{-1} an und damit auch die Pufferkapazität. Somit ist zu erklären, warum sich der zweite große FFS-Peak am Versuchsende kaum auf den pH-Wert auswirkte.

Die zwischenzeitliche biologische Störung wirkt sich erwartungsgemäß auch auf die Gasbildung aus – Der Methangehalt sowie die Methanrate gehen deutlich zurück (Abb. 23).

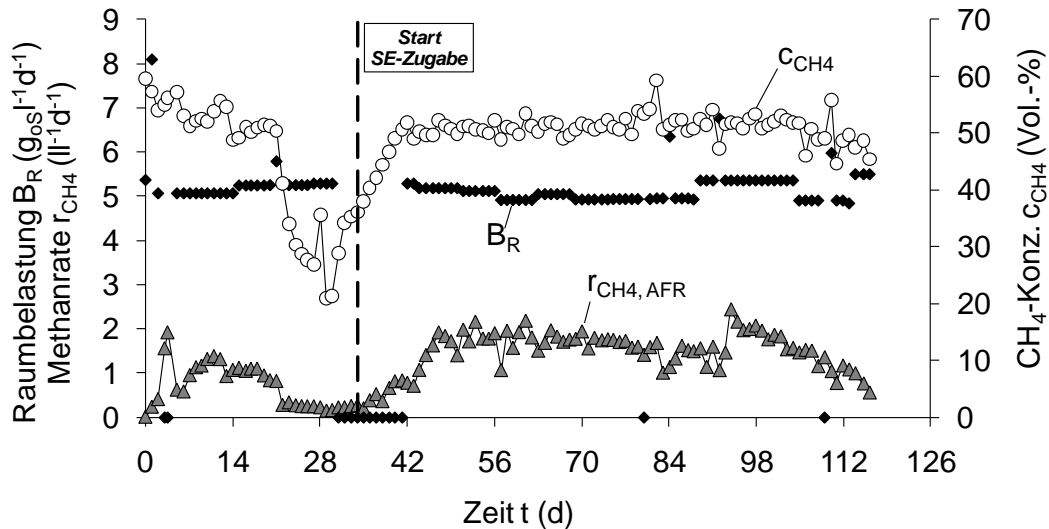


Abb. 23: Verlauf der Methanrate und der Methankonzentration im AFR

Nach der überunden Prozessstörung stabilisieren sich die Methanrate und die Methankonzentration bei $1,5\text{-}2,0\text{ l l}^{-1}\text{d}^{-1}$ bzw. $49\text{-}54\text{ Vol.-%}$. Zum Versuchsende war ein neuerlicher Rückgang beider Größen zu beobachten, vermutlich bedingt durch einen zu geringen Austausch der Flüssigphase.

Betrachtet man die der Methanbildung vorgelagerte Hydrolyse, so fällt auf, dass die Hydrolyserate zumindest kurzfristig deutlich weniger sensibel auf die Spurenelementzugabe reagiert (Abb. 24).

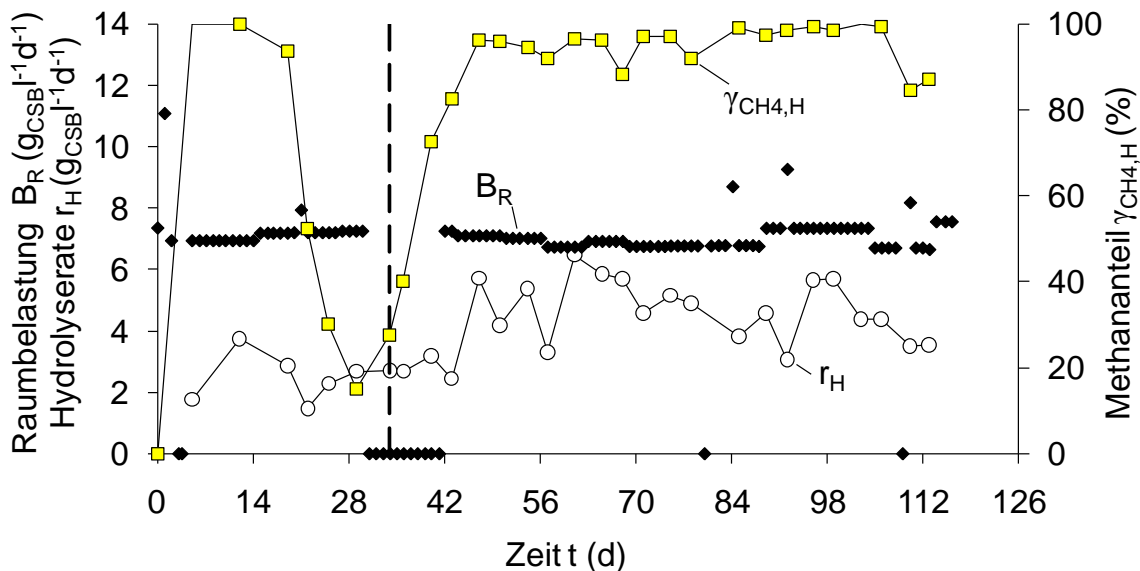


Abb. 24: Gesamt-Hydrolysatbildungsrate (r_H) des AFR und der im AFR selbst zu Methan umgewandelte Anteil am Hydrolysat ($\gamma_{CH_4,H}$)

Betrachtet man das Gesamtsystem aus AFR und MR so sind die Methanrate, bezogen auf das aktive Gesamtvolumen, sowie die Methanausbeute die beiden wichtigsten Kennzahlen. Abb. 25 zeigt hierzu den zeitlichen Verlauf.

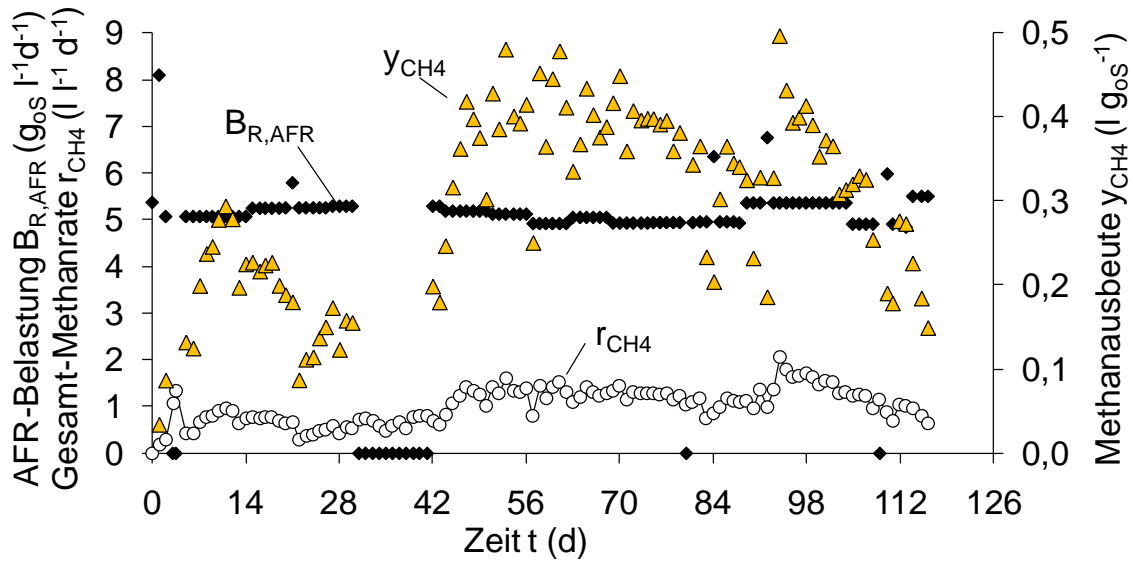


Abb. 25: Methanbildungsrate und Methanausbeute des Gesamtsystems

Wie aus Abb. 25 hervorgeht, kann nach der Überwindung der anfänglichen biologischen Störung ein mehrwöchiger Zeitraum als stabil und weitgehend im Gleichgewicht eingestuft werden, bevor durch die Abschaltung des EGSB am Tag 89 und die Variation des Flüssigkeitszulaufs erneut Schwankungen auftraten. Nimmt man die Mittelwerte im Zeitraum von Tag 46-83, so ergeben sich folgende Parameter: $B_{R,AFR}=4,9 \text{ g}_{OS} \text{ l}^{-1} \text{ d}^{-1}$; $r_{CH4}=1,3 \text{ l l}^{-1} \text{ d}^{-1}$; $y_{CH4}=0,39 \text{ l g}_{OS}^{-1}$. Nimmt man in Bezug auf die Methanausbeute das nach VDI Richtlinie 4630 bestimmte Methanbildungspotenzial von $0,41 \text{ g}_{OS}^{-1}$ als Maßstab, so wird deutlich, dass die AFR-Versuchsanlage trotz der beschriebenen technischen und biologischen Störungen bereits eine beachtliche Leistungsfähigkeit erreichte.

Hinsichtlich der Betriebsweise des Gesamtsystems können durch die Versuche folgende Erkenntnisse gezogen werden

- Die Verwendung eines separaten Methanreaktor kann die Prozessstabilität deutlich erhöhen.
- Als Methanreaktor eignet sich ein konventioneller Festbettreaktor.
- Eine Zugabe von Spurenelementen ist unerlässlich.
- Die Austauschrate der Prozessflüssigkeit ist von großer Bedeutung für die Prozessstabilität, dabei muss ein Kompromiss gefunden werden, der sowohl eine Akkumulation an Fettsäuren aber auch eine Verdichtung des Festbetts verhindert.
- Die Zugabe von Stroh führte nicht zur Minderung der Verdichtungsneigung.

2.1.2.2.3 Optimierung der Substratmischung

Die Bemühungen zur Optimierung der Substratmischung für den Einsatz im AFR konzentrierten sich auf die Einstellung einer ausgeglichenen Nährstoffzusammensetzung

zung. Nach den Versuchen steht fest, dass der natürliche Gehalt der Maissilage an Spurenelementen nicht ausreicht, um den Bedarf der prozessbeteiligten Mikroorganismen zu decken. Dabei besitzen insbesondere die Methanbildner eine hohe Sensibilität gegenüber Mangelsituationen. Durch die Versuche wurde ermittelt, dass eine Dosierung von Spurenelementen in Form einer konzentrierten Lösung diesen Mangel beheben kann. Die verwendete Lösung basierte auf dem Medium 144 der DSMZ, wobei die Spurenelemente nach einer Empfehlung von Abdoun und Weiland (2009) 5-fach überdosiert wurde.

Neben der biologischen Optimierung der Substratmischung wurde versucht, über die Substratzusammensetzung das physikalische Verhalten im AFR zu optimieren. Konkret wurde versucht, durch den Zusatz von Gerstenstroh die Durchströmbarkeit des Feststoffbetts im AFR zu verbessern. Wie zuvor beschrieben, stellte sich jedoch keine merkliche Wirkung ein. Es kann gefolgert werden, dass die Durchströmbarkeit im Wesentlichen durch die Beschaffenheit der Prozessflüssigkeit sowie deren Austauschrate beeinflusst wird.

2.1.2.2.4 Messtechnische Ansätze für eine Prozessregelung

Durch die zweiphasige und zweistufige Betriebsweise des Aufstromverfahrens ergeben sich gegenüber dem einstufigen vollaufmischten Reaktor (CSTR) deutlich erweiterte Möglichkeiten der messtechnischen Datenerhebungen. Daraus leitet sich die Aussicht auf eine exakte und robuste Prozessregelung ab. Abb. 26 zeigt den Verlauf möglicher Prozessindikatoren.

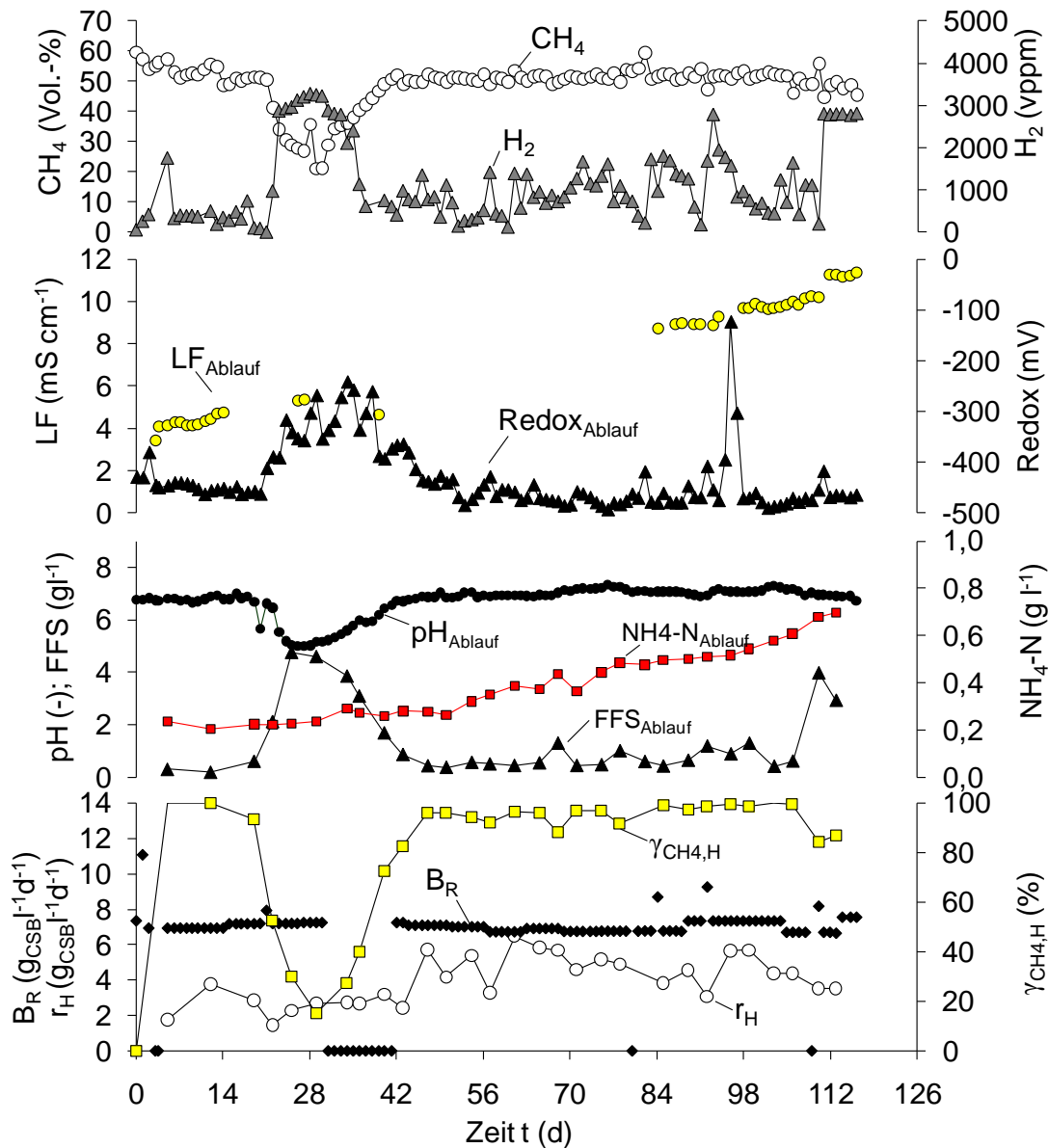


Abb. 26: Prozessverlauf des AFR und Verhalten möglicher Prozessindikatoren, mit Raumbelastung (B_R), Hydrolyserate (r_H), CSB-Anteil des Methans an der Gesamthydrolysatausbeute ($\gamma_{CH_4,H}$), chemische Eigenschaften der Abflussflüssigkeit (pH, FFS- und NH_4 -N-Konzentration), elektrische Leitfähigkeit (LF), Redoxpotenzial, CH_4 - und H_2 -Konzentration

Basierend auf Abb. 26 lassen sich hinsichtlich der Eignung verschiedener Messgrößen als Prozessindikator folgende Aussagen ableiten:

- Der **pH-Wert** zeigte die erste Prozessstörung durch den Nährstoffmangel sicher an. Die zweite Störung am Versuchsende wurde dagegen kaum abgebildet. Zu vermuten ist, wie bereits beschrieben, dass zu diesem Zeitpunkt die aufgrund der Ammoniumanreicherung erhöhte Pufferkapazität den Effekt maskierte. Demnach ist die Aussagekraft des pH-Wertes im starken Maße von der Wirkung der Puffersysteme abhängig.

- Analog zum pH-Wert spiegelt auch das **Redoxpotenzial** die erste Störung deutlich wider. Im weiteren Verlauf ist ein neuerlicher Peak um Tag 96 zu erkennen, für den es jedoch keine Entsprechung auf Seiten der FFS-Konzentration gibt. Die Erhöhung der FFS-Konzentration am Versuchsende wird wie beim pH-Wert nicht merklich nachvollzogen. Abschließend kann dem Redoxpotenzial die gleiche mittlere Eignung als Indikator wie dem pH-Wert zugewiesen werden.
- Die **elektrische Leitfähigkeit** (LF) der Prozessflüssigkeit konnte aufgrund wiederkehrender technischer Störungen nicht kontinuierlich erfasst werden. Dennoch ist zu erkennen, dass die LF nahezu parallel zum Ammoniumgehalt ansteigt. Somit könnte sich die LF zur Online-Überwachung des Ammoniumgehaltes anbieten – Ammonium stellt in Abhängigkeit der Konzentration sowohl einen Nährstoff als auch einen potenziellen Hemmstoff dar.
- Der **Methangehalt** im Biogas des AFR wurde, wie bereits zuvor beschrieben, im starken Maße von der ersten Prozessstörung beeinflusst. Die Störung am Versuchsende wird ebenfalls sichtbar, wenn auch deutlich abgemildert. Der Methangehalt stellt somit einen zuverlässigen, möglicherweise jedoch etwas trägen Indikator dar.
- Im Vergleich zum Methangehalt reagiert der **Wasserstoffgehalt** im AFR-Biogas deutlich sensibler – Sinkt der Methangehalt während der ersten beiden Tage der ersten Störung von 51 auf 41 Vol.-%, so steigt der H₂-Gehalt von 98 vppm auf 2868 vppm. Die zweite FFS-Anreicherung am Versuchsende wird ebenfalls deutlich abgebildet. Wie sich anhand der Ganglinie jedoch zeigt, ist die Sensibilität derart hoch, dass es zur Ausbildung zahlreicher kleiner Peaks kommt.

Zusammenfassend lässt sich schlussfolgern, dass alle betrachteten Messgrößen geeignet sind, um gravierende Prozessstörungen anzuzeigen. Die mit Abstand höchste Sensitivität besitzt der H₂-Gehalt des im AFR produzierten Biogases. Um die Zuverlässigkeit zu erhöhen, bietet es sich an, diesen Parameter mit weiteren Größen wie dem Methangehalt und dem pH-Wert zu koppeln. Basierend auf dieser breiten messtechnischen Grundlage sollte eine weitreichende Automatisierung der Prozessregelung möglich sein.

2.1.3 Prozessmodellierung und Verfahrensbewertung

2.1.3.1 Modellbildung und Annahmen

Die Funktionsweise des Aufstromverfahrens ist bedingt durch die Pfropfenströmung der Feststoffe sowie die separate Behandlung der flüssigen Phase mit bekannten Systemen nicht zu vergleichen. Insbesondere die Abhängigkeit der Pfropfenströmung von physikalischen Faktoren erhöht die Komplexität und Dynamik des

Systems im erheblichen Ausmaß. Ein zentrales Problem der Prozessbeschreibung ist die gegenseitige Beeinflussung der Parameter Feststoffkonzentration und verfügbare Zeit des Feststoffabbaus, welches nur durch approximative Verfahren gelöst werden kann. Das im Nachfolgenden vorgestellte verallgemeinerte Modell beschreibt auf vereinfachte Weise die wesentlichen biologischen und physikalischen Einflüsse auf die Funktions- und Leistungsparameter kontinuierlich beschickter, zweistufiger zweiphasiger Biogasverfahren. Neben dem Aufstromverfahren sind weitere entsprechende Verfahren denkbar, die entweder abströmend oder mit horizontalem Durchfluss betrieben werden. Hinsichtlich der anlagentechnischen Ausrüstung bezieht sich das Modell daher allgemein beschreibend auf einen mit festen Biomassen beschickten Solid-State-Reaktor (SSR) sowie einen mit diesem verknüpften Methanreaktor (MR). Im SSR kommt es zur Bildung eines „Solid-State-Betts“ (SSB), bestehend aus fester Biomasse. Einen Überblick über die für die Modellierung in Bezug auf die organische Substanz berücksichtigten Transport- und Umwandlungsprozesse gibt Abb. 27.

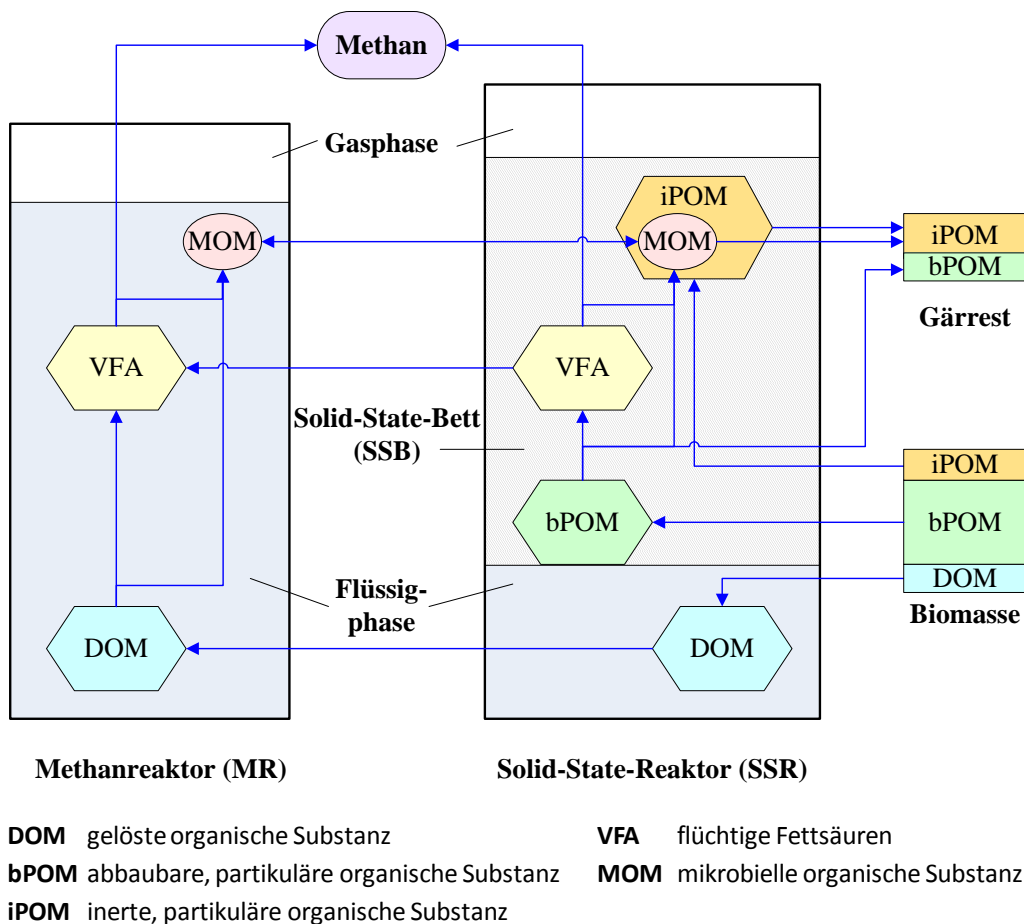


Abb. 27: Vereinfachtes Modell der Prozesse und Stoffströme im AFR-System

Hinsichtlich der Verlagerung und Umwandlung organischer Stoffe geht das Modell von den nachfolgend aufgeführten Annahmen aus. Das Eingangssubstrat besteht aus drei unterschiedlichen organischen Stoffgruppen, der DOM, der biologisch abbaubaren POM (bPOM) sowie der inerten POM (iPOM). Für die DOM wird ein vollständiger Abbau erreicht, der sich inklusive Fettsäure- und Methanbildung ausschließlich in der separaten Methanstufe vollzieht. Die Hydrolyse und Versäuerung der bPOM erfolgen dagegen ausschließlich im AFR, wobei der Nutzungsgrad der bPOM nur für den theoretischen Fall einer unendlichen Abbauezeit den Maximalwert von 100% erreicht. Über den Prozessflüssigkeitskreislauf werden die im AFR nicht abgebauten Fettsäuren in die separate Methanstufe verlagert und dort vollständig methanisiert. Die Verlagerung von Intermediaten, die keine Fettsäuren sind, ist vernachlässigbar. Alle biologischen Umwandlungsprozesse beinhalten mikrobielles Wachstum. Die Mortalität der Organismen ist ausreichend gering, um die mikrobielle organische Substanz MOM der iPOM zuordnen zu können. Zwischen den Reaktoren kommt es zu einem Austausch der aktiven Biomasse, wobei der Ein- und Austrag für jeden Reaktor eine ausgeglichene Bilanz der organischen Substanz ergibt. Aus dem AFR wird die nicht genutzte bPOM zusammen mit der inerten POM als Gärrest ausgetragen. Die überschüssige MOM der Methanstufe wird separat entnommen. Dadurch bedingt, dass sowohl für die intermediär gebildeten Fettsäuren als auch für die DOM des Eingangssubstrats von einem vollständigen Abbau ausgegangen wird, sind gelöste organische Substanzen kein Bestandteil des Gärrests. Die Bewegung der festen und flüssigen Phase entspricht in allen Reaktoren einer idealen Pfropfenströmung.

2.1.3.2 Mathematische Grundlagen und Parameterermittlung

Die Berechnung des vorgestellten Modells lässt sich in 4 Teilbereiche aufteilen – Kinetik, SSR, MR und Gesamtsystem. Die wesentlichen Algorithmen sind einschließlich eines separaten Verzeichnisses der verwendeten Symbole und Abkürzungen dem Anhang beigelegt (Tab. A1). Weitere Angaben zur Modellierung können bei Mumme (2008) entnommen werden.

Die für die Kalibrierung des Modells benötigten Parameter wurden mit experimentellen Methoden ermittelt. Da der kleintechnische Versuchsstand, wie zuvor beschrieben, aufgrund zahlreicher technischer Optimierungen über die Projektlaufzeit mit entsprechenden Testläufen ausgelastet war, wurden die erforderlichen Daten für die Modellierung aus Versuchen mit einem kleineren Laborsystem zum Aufstromverfahren bezogen. Dieses System wurde ebenfalls bei thermophilen Temperaturen betrieben und bestand aus einem Aufstromreaktor mit einem Arbeitsvolumen von 26,5 L und einer 2-stufigen Methanreaktorkaskade. Letztere bestand aus zwei Festbettreaktoren mit einem Gesamtvolumen von 79,2 L. Für den kontinuierlichen Austausch der Flüssigphase wurde eine Peristaltikpumpe eingesetzt. Wie im kleintechnischen Versuchsstand wurde als Substrat Maissilage verwendet.

Die für die Ermittlung der Modellgrundlagen genutzte Versuchsdauer betrug 68 Tage und umfasste eine stufenweise Erhöhung der Raumbelastung. Bezogen auf die gesamte organische Substanz (oS) und das effektive Volumen des Aufstromreaktors wurden Stufen von 7,3, 13,2 und 17,6 $\text{g L}^{-1}\text{d}^{-1}$ gewählt. Während des Versuchs wurde der pH-Wert über die Steuerung des Prozessflüssigkeitskreislaufs in neutralen Bereich gehalten. Wie in den kleintechnischen Versuchen wurde der analytische Schwerpunkt auf die Erfassung des physikalischen und biologischen Prozessverhaltens gelegt einschließlich der Masseströme und des Intermediatspektrums. Weitere Angaben können der Literatur entnommen werden (Mumme 2008, Mumme et al. 2010).

2.1.3.3 Simulationsbasierte Anlagenoptimierung

2.1.3.3.1 Optimierung des SSR

Auf Basis der zuvor vorgestellten mathematischen Grundlagen sowie der Ergebnisse des Laborsystems zum Aufstromverfahren wurde der bPOM-Abbaugrad (η_{aPOM}) für unterschiedliche bPOM-Raumbelastungen ($0 - 20 \text{ g l}^{-1}\text{d}^{-1}$) und für unterschiedliche POM-Konzentrationen im Solid-State-Bett (SSB) ($120, 160, 200 \text{ g l}^{-1}$) simuliert (Abb. 28).

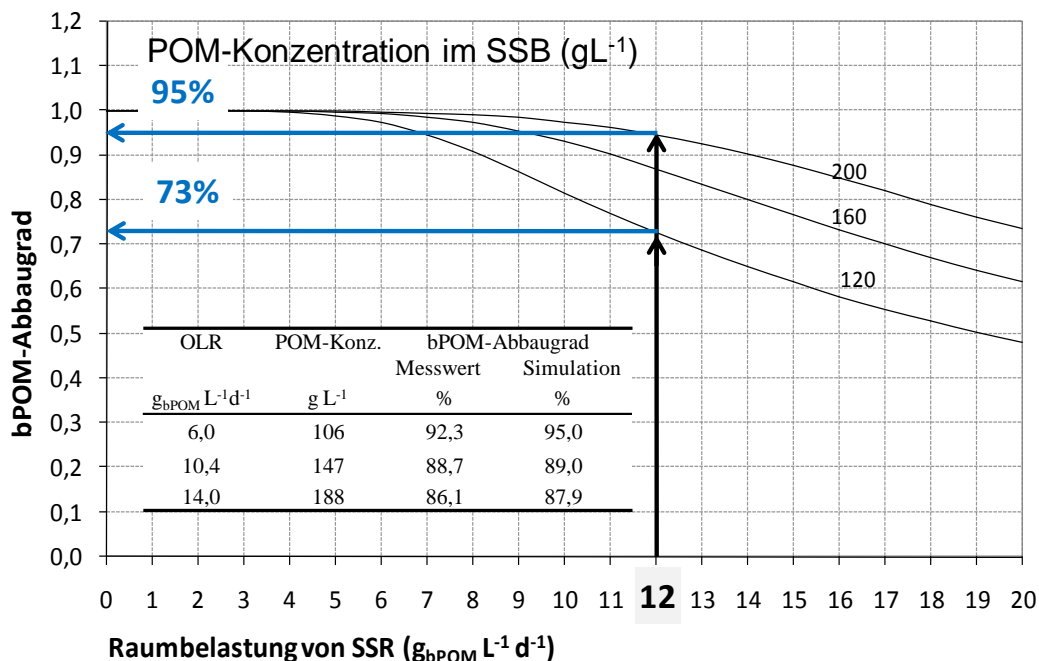


Abb. 28: bPOM-Nutzungsgrad in Abhängigkeit der bPOM-Raumbelastung sowie der mittleren POM-Konzentration im Solid-State-Bett (SSB)

Gibt man für den Abbaugrad einen Minimalwert von 80% vor, so beträgt die Spanne maximal anwendbarer bPOM-Raumbelastungen innerhalb der Simulationsgrenzen $10 - 18 \text{ g l}^{-1}\text{d}^{-1}$. Stellt man als weiteres Beispiel eine Raumbelastung von $12 \text{ g l}^{-1}\text{d}^{-1}$ ein, so bewegt sich der Abbaugrad in einer bemerkenswert großen Spanne zwischen

73 und 95%. Wie in Abb. 28 zusätzlich angegeben, bewegen sich die simulierten Werte in der Größenordnung der Messwerte.

Wie in Abb. 29 dargestellt, geht die Methanausbeute bei höheren Raumbelastungen kontinuierlich zurück, während die Fettsäureausbeute auf ein Maximum zwischen 0,7 und 1,20 $\text{g}_{\text{CSB}} \text{g}_{\text{bPOM}}^{-1}$ ansteigt.

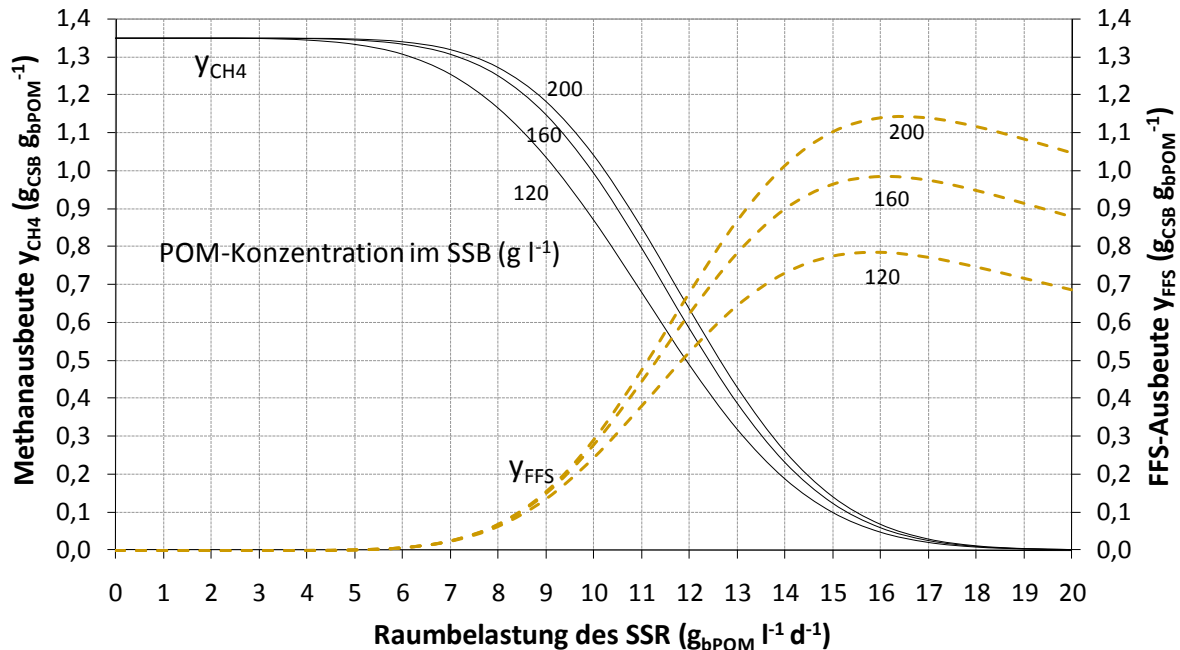


Abb. 29: Methanausbeute (—) und FFS-Ausbeute (- -) in Abhängigkeit der bPOM-Raumbelastung sowie der mittleren POM-Konzentration im Feststoffpfropfen

Nach den Ergebnissen der Simulation werden bei einer bPOM-Raumbelastung von $12 \text{ g l}^{-1} \text{d}^{-1}$ in etwa zu gleichen CSB-Anteilen Methan und Fettsäuren gebildet. Die Ausbeute liegt dabei in Abhängigkeit der POM-Konzentration zwischen 0,5 und 0,7 $\text{g}_{\text{CSB}} \text{g}^{-1}$.

Hinsichtlich der Optimierung der Abbauleistung im Solid-State-Reaktor lassen sich aus der Simulation im Wesentlichen zwei Erkenntnisse entnehmen. Zum einen erscheint es günstig, innerhalb der technischen Belastungsgrenzen eine möglichst hohe Feststoffkonzentration anzustreben. Zum anderen kann die Anwendung sehr hoher Raumbelastungen als eher ungünstig gelten, da diese eine deutliche Verschiebung des Produktspektrums zu Gunsten der Fettsäuren bewirken und somit die Kapazitätsanforderungen an die separate Methanstufe überproportional erhöhen.

2.1.3.3.2 Optimierung des MR

Die erforderliche Größe des Methanreaktors ergibt sich aus dem Zulauf an gelöstem CSB vom Solid-State-Reaktor und der typenspezifischen Leistungsfähigkeit des Reaktors. Für die Simulation der Methanstufe wurde von einer maximal störungsfrei

zu realisierenden $CSB_{\text{gelöst}}$ -Zulaufkonzentration von 4 g l^{-1} und einem angestrebten Wirkungsgrad des CSB-Abbaus von 80% ausgegangen. Neben dem Festbettreaktor wurde auch der EGSB simuliert. Die unter Einhaltung dieser Vorgaben maximal zu realisierende $CSB_{\text{gelöst}}$ -Raumbelastung wurde auf Basis einer Zusammenstellung entsprechender Daten von Meyer et al. (2005) für den FBR auf $7,5 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ und für den EGSB-Reaktor auf $20 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ festgelegt. Als Maß für die erforderliche Größe des Methanreaktors zeigt Abb. 30 das berechnete, minimal mögliche MR/SSR-Volumenverhältnis.

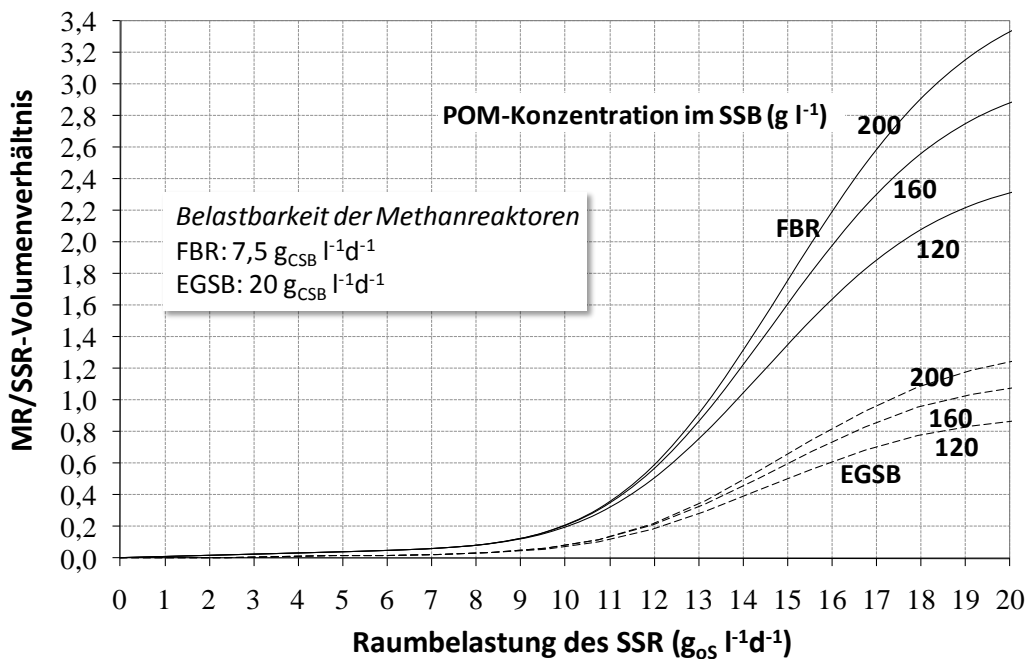


Abb. 30: Einfluss der Raumbelastung des SSR mit gesamter organischer Substanz (oS), der POM-Konzentration des Feststoffpfropfens und des Methanreakortyps auf das erforderliche Volumenverhältnis von MR zu SSR

Bis zu einer oS-Belastung des SSR von $8 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ liegt das simulierte MR/SSR-Verhältnis für beide Reaktortypen unter 0,1. Höhere Belastungen führen jeweils zu einer exponentiellen Zunahme des Volumenbedarfs, wobei zwischen dem FBR und dem EGSB-Reaktor deutliche Unterschiede sichtbar werden. So erfordert eine Raumbelastung von $11 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ ein Verhältnis von etwa 0,3 während auf den EGSB-Reaktor nur 0,13 entfallen. Ab einer Belastung von $14 - 15 \text{ g l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ nimmt der Einfluss der Raumbelastung wieder ab. Für die Auslegung des Methanreaktors ist demnach die Raumbelastung des SSR entscheidend. Erst bei sehr hohen Raumbelastungen kann der leistungsfähigere, aber auch kostenintensivere EGSB-Reaktor deutliche Vorteile generieren.

2.1.3.3.3 Optimierung des Gesamtsystems

Kombiniert man die Ergebnisse der simulierten Einzelreaktoren, so kann der Gesamtprozess simuliert werden. Abb. 31 zeigt den Einfluss der Raumbelastung des SSR auf die vom System insgesamt realisierte Methanausbeute sowie die durchschnittliche Methanrate, bezogen auf das Gesamtsystem.

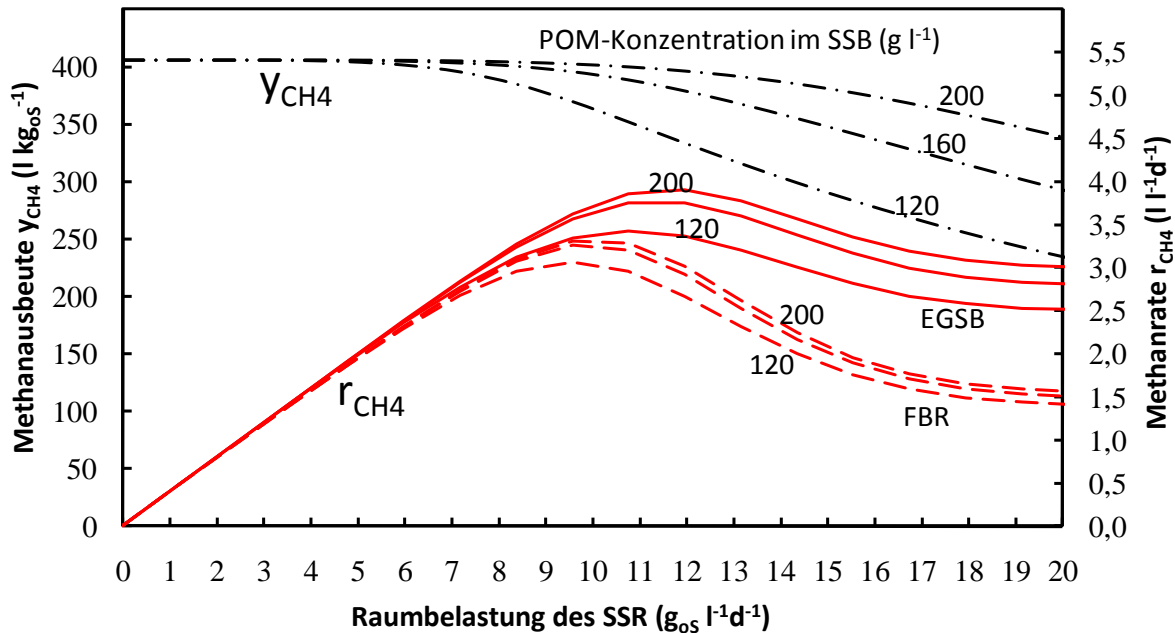


Abb. 31: Einfluss der oS-Raumbelastung des AFR, der POM-Konzentration im Solid-State-Bett und des Methanreaktortyps auf die Methanrate und die oS-Methanausbeute des Gesamtsystems

Während bei der Verwendung eines Festbettreaktors Methanraten des Gesamtsystems von bis zu $3,3 \text{ l l}^{-1} \text{ d}^{-1}$ erreicht werden, sind dies mit einem EGSB-Reaktor bis zu $3,9 \text{ l l}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Die im Bereich des Produktivitätsmaximums zu erwartenden Methanausbeuten bewegen sich zwischen 350 und 403 l kg^{-1} . Bezogen auf das Methanpotenzial von 406 l kg^{-1} , entspricht dies einer Ausschöpfung von $86,6$ – $99,3\%$. Somit ist von der höchsten Gesamtproduktivität des Systems gleichzeitig die höchste Wirtschaftlichkeit zu erwarten.

Die zum Erreichen der maximalen Methanproduktivität des Systems notwendige Anlagenauslegung zeigt Tab. 8.

Tab. 8: Konfiguration und Leistung des SSR-Systems bei maximaler Methanproduktivität in Abhängigkeit des Methanreakortyps und der POM-Konzentration im Solid-State-Bett (SSB)

MR-Typ	POM-Konz. im SSB (g l ⁻¹)	MR/SSR-Vol. (%)	Gesamtsystem		
			oS-Belastung (g l ⁻¹ d ⁻¹)	CH ₄ -Rate (l l ⁻¹ d ⁻¹)	CH ₄ -Ausbeute (l kg _{oS} ⁻¹)
FBR	120	15	8,3	3,0	370
	160	16	8,2	3,3	396
	200	16	8,2	3,3	403
EGSB	120	11	9,7	3,4	352
	160	21	9,9	3,8	379
	200	21	9,8	3,9	397

Wie aus den Ergebnissen hervorgeht, empfiehlt sich für das SSR-System eine Konfiguration, bei der wesentliche Teile der Methanausbeute im SSR selbst realisiert werden. Das erforderliche Arbeitsvolumen der Methanstufe liegt hierdurch in Abhängigkeit von der Feststoffkonzentration und der Leistung des Reaktortyps nur zwischen 10 und 22% des SSR-Volumens. Als wesentliche Ursache für die Vorzüglichkeit dieser Strategie lässt sich die bei stabilen Prozessbedingungen hohe methanogene Aktivität des SSR benennen. So erreichte der labortechnische AFR bezogen auf das Arbeitsvolumen von 26,5 l Methanraten von bis zu 3 l l⁻¹d⁻¹, während die für die Simulation des Festbettreaktors veranschlagten Leistungsdaten einer Methanrate von nur 2 l l⁻¹d⁻¹ entsprechen (Mumme 2008).

In Bezug auf die Auswahl des Methanreakortyps kann aus dem Vergleich der 6 als maximal ermittelten Methanraten gefolgert werden, dass der Einsatz eines technisch aufwendigeren EGSB-Reaktors am ehesten bei Anwesenheit hoher Feststoffkonzentrationen wirtschaftliche Vorteile in Aussicht stellt. So beläuft sich bei einer POM-Konzentration von 120 g l⁻¹ die durch den Einsatz eines EGSB-Reaktors mögliche Zunahme der Methanrate auf 0,4 l l⁻¹d⁻¹, während bei 200 g l⁻¹ ein Anstieg um 0,6 l l⁻¹d⁻¹ zu erwarten ist. Bei gleicher Produktivität wie unter Verwendung eines FBR erlaubt die höhere Leistungsfähigkeit des EGSB-Reaktors eine Steigerung der oS-Raubelastung um 1,4 - 1,7 g l⁻¹d⁻¹.

Bei Betrachtung des aus der Simulation hervorgehenden geringen Bedarfs an zusätzlicher methanogener Kapazität erscheint die Frage nach der grundsätzlichen Notwendigkeit einer separaten Methanstufe berechtigt. Hierbei ist jedoch zu berücksichtigen, dass von der Methanstufe auch eine stabilisierende und aktivitätssteigernde Wirkung auf den Abbauprozess im SSR ausgeht. Insbesondere beim Einsatz energiereicher Feststoffe, wie der Maissilage, erscheint daher die separate Methanstufe kaum verzichtbar. Für die Vergärung von Substraten mit einer geringeren mikrobiellen Verfügbarkeit wie Stroh und Mähgut aus der Landschaftspflege lässt sich hingegen vermuten, dass der SSR auch bei hohen Belastungen selbst eine ausreichende Prozessstabilität aufweist.

2.1.3.3.4 Vergleich des Modells mit den Ergebnissen der kleintechnischen Versuchsanlage

Um die Gültigkeit des auf Basis von Messdaten aus dem Labormaßstab entwickelten Modells für größere Reaktoren zu prüfen, wurden die Messergebnisse des kleintechnischen Versuchsstandes herangezogen.

Damit das beschriebene Modell angewendet werden kann, muss für die verwendete Maissilage zunächst der Gehalt an abbaubarem partikulären CSB sowie der Gehalt an biologisch abbaubarer partikulärer Originalsubstanz (bPOM) ermittelt werden. Berücksichtigt man den mittleren oS-Gehalt von 296 g kg^{-1} , das ermittelte Methanbildungspotenzial von $410 \text{ l kg}_{\text{oS}}^{-1}$ sowie die CSB-Äquivalente des Methans von $2,868 \text{ g l}^{-1}$ so ergibt sich ein Gehalt an abbaubarem CSB von 348 g kg^{-1} . Zieht man die Konzentrationen an Milchsäure und Fettsäuren ab, so resultiert daraus der Gehalt an abbaubarem partikulären CSB in Höhe von $322 \text{ g}_{\text{CSB}} \text{ kg}^{-1}$. Wendet man darauf die allgemeine Summenformel für pflanzliche Biomasse an ($\text{CSB}=1,373 \text{ g g}^{-1}$), so erhält man für die bPOM-Konzentration ein Ergebnis von 235 g kg^{-1} . Die Leistungsparameter der kleintechnischen Versuchsreaktoren wurden anhand der Methanbildung berechnet. Dies trifft auch auf die FFS-Ausbeute des AFR zu, die mit dem Ziel einer höheren Genauigkeit indirekt auf Basis der Gasbildung in den Methanreaktoren berechnet wurde. Für die Ermittlung des bPOM-Abbaugrads wurde zusätzlich die Ausbeute an mikrobieller Substanz einbezogen, mit einem pauschalen Wert von 10% der zu Methan umgesetzten CSB.

Tab. 9 zeigt in vergleichender Darstellung sowohl die Vorgaben und Ergebnisse der Modellierung als auch die des kleintechnischen Versuchsstands. In Bezug auf die Versuchsdaten wurden zwei Zeiträume aus VR2 mit unterschiedlichem Prozesszustand gewählt: Tag13 - 31 mit der beschriebenen biologischen Prozessstörung und Tag45 - 80 als stabile Phase.

Tab. 9: Vergleich des Modells mit den Messwerten des kleintechnischen Versuchsstands

Parameter	Einheit	Modellwerte	Versuchsdaten, gemittelt	
			Tag13-31 „Prozessstörung“	Tag45-80 „Stabile Phase“
<i>Substrat</i>				
oS	g kg^{-1}	351	} Vor- gaben	296
bPOM	g kg^{-1}	294		235
bPOM	$\text{g}_{\text{CSB}} \text{kg}^{-1}$	441		322
<i>AFR</i>				
POM-Gehalt im SSB	g l^{-1}	100 - 220	-	-
bPOM-Raubelastung	$\text{g}_{\text{bPOM}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$	3,9	3,9	3,9
bPOM-Abbaugrad	%	99 – 100	43	100
Methanausbeute	$\text{g}_{\text{CSB}} \text{g}_{\text{bPOM}}^{-1}$	1,33 – 1,35	0,43	1,26
FFS-Ausbeute	$\text{g}_{\text{CSB}} \text{g}_{\text{bPOM}}^{-1}$	< 0,01	0,11	< 0,01
<i>Gesamtsystem, optimiert</i>				
oS-Raubelastung	$\text{g l}^{-1} \text{d}^{-1}$	4,8	5,3	5,0
Methanrate	$\text{l l}^{-1} \text{d}^{-1}$	1,86 – 1,92	0,58	1,26
oS-Methanausbeute	l kg^{-1}	404 – 407	171	387

Die Modellwerte wurden mit den zuvor in Kap. 2.1.3.3 definierten Substrateigenschaften ermittelt. In Bezug auf die POM-Konzentration im Solid-State-Bett des AFR wurde eine Spanne von 100 – 220 g l^{-1} angesetzt. Dies trägt dem Umstand Rechnung, dass diese Größe in den Versuchen aufgrund des hohen Aufwands nicht ermittelt wurde.

Um die Ergebnisse des Modells und des kleintechnischen Versuchs vergleichen zu können, wurde das Modell für die experimentelle bPOM-Raubelastung von 3,9 $\text{g}_{\text{bPOM}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$ berechnet.

Erwartungsgemäß unterscheiden sich die Leistungsparameter beider Versuchszeiträume deutlich. Während der stabilen Prozessphase wurden annähernd die modellierten Werte erreicht. Ein größerer Abstand besteht zur modellierten Methanrate im optimierten System. Das ist jedoch damit zu begründen, dass es sich bei der kleintechnischen Versuchsanlage nicht um ein hinsichtlich des Gesamtvolumens optimiertes System handelt. Dies wird deutlich, wenn man berücksichtigt, dass nach den Modellergebnissen für eine Raumbelastung von 3,9 $\text{g}_{\text{bPOM}} \text{l}^{-1} \text{d}^{-1}$ praktisch keine Methanstufe (s. Abb. 30) erforderlich ist.

Aus dem Vergleich ist somit zu folgern, dass die im stabilen Zustand ermittelten Leistungsparameter des kleintechnischen Versuchsstandes die Gültigkeit des Modells für die betrachteten Ausgangsbedingungen bestätigen. Für eine generelle Bestätigung des Modells sind jedoch weitere experimentelle Arbeiten erforderlich.

2.1.3.4 Bewertung des Aufstromverfahrens

Basierend auf den experimentellen Arbeiten im kleintechnischen Maßstab wurde eine Bewertung der Funktion und Leistung des AFR vorgenommen. Hierzu wurde der AFR mit einem konventionellem Rührkesselreaktor verglichen (Tab. 10).

Tab. 10: Bewertung der Funktion und Leistung von AFR und CSTR

Kriterium	CSTR	AFR
<i>Substrateignung</i>		
Feststoff, strukturreich	- (o) [#]	+
Feststoff, strukturarm	o	- (o) [#]
Flüssigkeit, mittel- bis hochviskos	+	-
Flüssigkeit, niedrigviskos	o	- (+) [#]
<i>Biologische und technische Funktion</i>		
Biologische Stabilität	o	+
Technische Reife	o	- (+) [*]
Erweiterbarkeit der Kapazität	-	o
Flexibilität der Produktpalette	o	+
Regelbarkeit	-	+
<i>Prozessleistung</i>		
Durchsatz	o	+
Hydrolyserate	o	+
Methanbildungsrate	o	+
Methanausbeute	o	o
Biogasqualität	o	o (+) [*]

Benotung: + gut; o ausreichend; - stark eingeschränkt

[#]) bei Verwendung als Kosubstrat

^{*}) separater Methanreaktor

Die vergleichende Bewertung verdeutlicht die Stärken und Schwächen des AFR. Bedingt durch das Funktionsprinzip des AFR, die Bildung eines durchströmbaren Feststoffbetts, können Flüssigkeiten prinzipiell nur als Kosubstrat und nur bei geringer Viskosität eingesetzt werden. Der CSTR, der ursprünglich für die Vergärung von Gülle optimiert wurde, zeichnet sich dagegen durch eine breite Einsetzbarkeit aus. Sowohl für Feststoffe als auch niedrigviskose Abwässer sind jedoch spezialisierte Reaktortypen mit optimierter Eignung verfügbar.

Bei der Bewertung der biologischen und technischen Funktion ist das noch frühe Entwicklungsstadium des AFR zu berücksichtigen. Dennoch ist bereits belegbar, dass der AFR eine außerordentlich hohe biologische Stabilität aufweist. Potenziell weitere Vorteile betreffen die Kapazität des AFR-Systems, das modular um weitere AFRs oder Methanreaktoren erweitert werden kann und die größere Palette

möglicher Produkte. Neben dem Biogas bieten die Prozessflüssigkeit sowie die festen Gärreste weitere Verwertungsmöglichkeiten, z.B. durch die Erzeugung von mineralischen bzw. organischen Düngemitteln. Wie zuvor beschrieben, bietet das zweistufige und zweiphasige System des AFR ein deutlich breiteres Spektrum an Messgrößen und Eingriffsmöglichkeiten. Neben der Sicherstellung der optimalen Effizienz stellt dies eine bedarfsabhängige Regelung der Biogasproduktion in Aussicht.

Die Versuchsergebnisse zeigen eindeutig, dass das AFR-System den höheren Substratdurchsatz sowie die höhere Hydrolyse- und Methanrate ermöglicht. Da die Methanausbeute auch durch die Verweilzeit beeinflusst wird, lässt sich pauschal kein anlagenbedingter Vorteil zuordnen. Aufgrund der höheren potentiellen Hydrolyse- und Methanrate, sind bei hohen Raumbelastungen jedoch zwangsläufig Vorteile für den AFR zu erwarten. Die Zusammensetzung des Gesamtbiogases in Bezug auf Methan und CO₂ ist durch die Zusammensetzung des Substrates stöchiometrisch vorgegeben. Wie bei der zweiphasigen und zweistufigen Prozessgestaltung üblich, werden im AFR und dem Methanreaktor jedoch jeweils unterschiedliche Gasgemische produziert – Der Methangehalt im Biogas des Methanreaktors lag in den Versuchen zumeist zwischen 60 und 75% und damit deutlich über dem AFR. Dieser Effekt kann durch eine separate Gasnutzung zur Effizienzsteigerung beitragen.

Für die Wirtschaftlichkeit des AFR-Systems ist aufgrund der noch nicht zu ermittelnden Kosten vorerst keine fundierte Bewertung möglich. Basierend auf der durchgeführten Bewertung von Funktion und Leistung ist jedoch eine Prognose wirtschaftlich besonders interessanter Anwendungen möglich. Hierzu gehört die Vergärung von faserreichen Feststoffen. Neben NawoRos erscheinen dabei auch Materialien interessant, die bisher kaum wirtschaftlich verwertet werden, wie fester Stallmist, Stroh und Aufwuchs aus der Landschaftspflege. Die Möglichkeit, aus der zirkulierenden Prozessflüssigkeit kontinuierlich verschiedene organische und anorganische Hemmstoffe abzuscheiden, kann dazu genutzt werden, dass entsprechend problematische Substrate erschlossen werden können. Hierzu gehören vor allem sehr stickstoffreiche Materialien, wie Geflügelmist.

2.2 Verwertbarkeit der Ergebnisse

Die Ergebnisse des Projekts liefern erforderlichen Grundlagen für die Erreichung der Praxisreife des Aufstromverfahrens. Es konnte gezeigt werden, dass das Aufstromverfahren eine effizientere Vergärung von Feststoffen in Aussicht stellt. Dies ermöglicht eine Ausweitung der Biogasnutzung und die Erschließung neuer Substratquellen. Hierdurch profitieren sowohl die potentiellen Anwender als auch Hersteller entsprechender Anlagen. Des Weiteren zeigen die Ergebnisse, dass der AFR-Prozess aufgrund seiner Dynamik, Flexibilität und Diversität eine Reihe weiterer Anwendungen ermöglicht oder begünstigt. Hierzu gehören die bedarfsgesteuerte

Gasproduktion, die Gewinnung verschiedener Nebenprodukte und eine vereinfachte Gaseinspeisung des im Methanreaktor produzierten Biomethans.

2.3 Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen

In Bezug auf das Aufstromverfahren, mit seinen Merkmalen – zweiphasig, zweistufig, kontinuierliche Beschickung – sind in der Projektlaufzeit keine vergleichbaren Arbeiten Dritter bekannt geworden. Erkenntnisfortschritte sind jedoch auf dem Gebiet der diskontinuierlichen, zweiphasigen und zweistufigen Vergärung zu verzeichnen. So zeigte das vom BMBF-geförderte Verbundprojekt „Biogas-Crops-Net“, dass die Biogas- und Methanausbeute bei diskontinuierlicher Betriebsweise deutlich unterhalb der für den Rührkesselreaktor üblichen Werte liegt und dass der thermophile Prozess gegenüber mesophilen Temperaturen wesentlich höhere Methanausbeuten ermöglicht (Schönberg und Linke 2009). Im Ergebnis bestätigt dies den im vorliegenden Projekt gewählten Ansatz. Änderungen am Konzept oder an der Bewertung des Aufstromverfahrens sind nicht erforderlich.

2.4 Veröffentlichung der Ergebnisse

Die Ergebnisse des Projektes wurden als Beitrag zu Tagungen vorgestellt, hierzu gehören:

Mumme, J.; Linke, B.; Tölle, R. (2010): Optimization and control of a novel upflow anaerobic solid-state (UASS) reactor. In: Proceedings of 17th World Congress of the International Commission of Agricultural and Biosystems Engineering (CIGR) Quebec City, Canada June 13-17, 2010, p 160.

Mumme, J.; Linke, B.; Tölle, R. (2009): Continuous two-phase solid-state anaerobic digestion: Model-based optimization. In: Schriftenreihe der Bayerischen Landesanstalt für Landwirtschaft, Internationale Wissenschaftstagung Biogas Science 2. – 4. Dezember 2009 in Erding, Band 1 – Vorträge. ISSN 1611-4159.

Des Weiteren wurde das Aufstromverfahren als funktionsfähiges Modell im Rahmen der Hannovermesse 2009 einem breiten Publikum vorgestellt.

Literaturverzeichnis

- Abdoun, E.; Weiland, P. (2009): Optimierung der Monovergärung von Nachwachsenden Rohstoffen durch Zugabe von Spurenelementen. Bornimer Agrartechnische Berichte Heft 68, S. 69–78.
- Anonymous (2007): Biogas - Biochemie der Pflanzen - Pflanzeninhaltsstoffe. Hrsg.: Boxer-Infodienst Regenerative Energie. Online: http://www.boxer99.de/biogas_pflanzeninhaltsstoffe.htm (Stand: 6.11.2010).
- Batstone, D. J.; Keller, J.; Angelidaki, I.; Kalyuzhnyi, S. V.; Pavlostathis, S. G.; Rozzi, A.; Sanders, W.T.M.; Siegrist, H.; Vavilin, V.A. (2002): Anaerobic digestion model no. 1 (ADM1). In: IWA publishing (Hrsg.): IWA scientific and technical report no. 13, IWA publishing, London.
- BMU (2007): Monitoring zur Wirkung des novellierten Erneuerbare-Energien-Gesetzes (EEG) auf die Entwicklung der Stromerzeugung aus Biomasse. Endbericht. Hrsg.: Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU).
- Chynoweth, D.P.; Bosch, G.; Earle, J.F.K.; Legrand, R.; Liu, K.X. (1991): A Novel Process for Anaerobic Composting of Municipal Solid-Waste, *Appl. Biochem. Biotechnol.* 28, 421-432.
- Lyberatos, G.; Skiadas, I.V. (1999): Modelling of anaerobic digestion - a review, *Global NEST Journal* 1, 63–76.
- Mähnert P.; Linke, B. (2009): Kinetic study of biogas production from energy crops and animal waste slurry: Effect of organic loading rate and reactor size, *Environ. Technol.* 30, 93-99.
- McMahon, K.D.; Stroot, P.G.; Mackie, R.I.; Raskin, L. (2001): Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions - II: Microbial population dynamics, *Water Res.* 35, 1817-1827.
- Meyer, H.; Lange, R.; Rosenwinkel, K. H.; Austermann-Haun, U.; Temper, U.; Carozzi, A.; Saake, M.; Möbius, C.; Demel, I.; Buismann, C.; Eggert, W. (2005): Verfahrenstechniken zur Behandlung von Abwässern. In: Bischofsberger, W.; Rosenwinkel, K. H.; Dichtl, N.; Böhnke, B. (Hrsg.): *Anaerobtechnik*, 2. Auflage. Springer-Verlag, Berlin, S. 286-343.
- Mtz-Viturtia, A.; Mata-Alvarez, J.; Cecchi, F. (1995): Two-phase continuous anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes, *Resour. Conserv. Recycl.* 13, 257–267.
- Mumme, J. (2008): „Vergärung nachwachsender Rohstoffe im Aufstromverfahren“; Dissertation an der Landwirtschaftlich-Gärtnerischen Fakultät der Humboldt-Universität zu Berlin.
- Mumme, J.; Linke, B.; Tölle, R. (2010), Novel upflow anaerobic solid-state (UASS) reactor, *Bioresour. Technol.* 101, 592-599.
- Richards, B.K.; Cummings, R.J.; Jewell, W.J. (1991): High rate low solids methane fermentation of sorghum, corn and cellulose. *Biomass & Bioenergy* 1 (5), 249-260.
- Rivard, C. J.; Himmel, M. E.; Vinzant, T. B.; Adney, W. S.; Wyman, C. E.; Grohmann, K. (1990): Anaerobic digestion of processed municipal solid waste using a novel high solids reactor: maximum solids levels and mixing requirements. *Biotechnology Letters* 12(3), 235-240.
- Schönberg, M.; Linke, B. (2009): Vergärung von Roggen-Ganzpflanzensilage in einer zweiphasigen Prozessführung. Bornimer Agrartechnische Berichte 68, S.114-125.
- Six, W.; De Baere, L. (1992): Dry Anaerobic Conversion of Municipal Solid-Waste by Means of the Dranco Process. *Water Science and Technology* 25(7), S. 295-300.
- Ten Brummeler, E.; Aarnink, M.M.J; Koster, I.W. (1992): Dry anaerobic digestion of solid organic waste in a BIOCEL reactor at pilot-plant scale, *Water Sci. Technol.* 25, 301-310.

- VDI-Richtlinie 4630 (Stand April 2006): „Vergärung organischer Stoffe - Substratcharakterisierung, Probenahme, Stoffdatenerhebung, Gärversuche“; Beuth Verlag Berlin
- Vieitez, E.R.; Ghosh, S. (1999): Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation, *Biomass Bioenergy* 16, 299–309.
- Weißbach, F.; Berg, K. (1977): Untersuchungen zur vollständigen Erfassung des Trockensubstanzgehaltes von Silagen. 2.Mitteilung: Methoden zur Bestimmung und Korrektur des Trockensubstanzgehaltes. *Archiv für Tierernährung* 27, S. 69-84.
- Wellinger, A.; Wyder, K.; Metzler, A. E. (1993): Kompogas - A new system for the anaerobic treatment of source separated waste. *Water Science and Technology* 27, 153-158.
- Wilderer, P. (1988): Stöchiometrische Betrachtungen. In: Rheinheimer, G.; Hegemann, W.; Raff, J.; Sekoulov, I. (Hrsg.): Stickstoffkreislauf im Wasser - Stickstoffumsetzung in natürlichen Gewässern, in der Abwasserreinigung und Wasserversorgung. R. Oldenburg Verlag, München, S. 202-209.

Tabellenanhang

Tab. A1: Grundlagen für die Berechnung der Funktions- und Leistungsparameter in Bezug auf Umsatzkinetik (1-2), Solid-State-Reaktor SSR (3-10), Methanreaktor MR (11-13) und Gesamtprozess (14-15)

(1) Feststoff-Hydrolyse	$\Delta S/\Delta t = -k_H \cdot S$ Feststoffabbau begrenzt auf SSR
(2) DOM-Abbau	Methanreaktor erzielt konstanten Abbaugrad
(3) Differenzierung des Reaktorraums	$V_{V,SSB} = V_{SSB} / V_{SSR}$ Aufteilung in Feststoff-Pfropfen und Flüssigkeitszone
(4) bPOM-Konzentration im Pfropfen	$\rho_{bPOM,SSB} = OLR_{SSB,bPOM} \cdot t_{bPOM,av}$ $t_{bPOM,av}$ = mittlere bPOM-Verweilzeit (mit Abbau)
(5) Mittlere bPOM-Verweilzeit	$t = (1 - e^{-k_H, bPOM \cdot \Theta}) / k_{H,bPOM}$ Θ = maximale bPOM Verweilzeit (kein Abbau)
(6) Maximale bPOM Verweilzeit	$\Theta = \rho_{POM,SSB} / (OLR_{SSB,POM} + r_{X,SSB} - r_{H,SSB})$ Rückkopplung mit (4) → Lösung nur approximativ
(7) bPOM-Abbaugrad	$\eta_{bPOM} = 1 - e^{-k_H, bPOM \cdot \Theta}$ η_{bPOM} entspricht der (CSB-)Hydrolysatausbeute $y_{H,bPOM}$
(8) Methanausbeute im SSR	$y_{CH_4,bPOM,SSR} = y_{CH_4-SSR,bPOM} (OLR_{SSR,bPOM}) \cdot \eta_{bPOM}$ Experimentelle Ermittlung des CSB-Ausbeuteanteils γ
(9) Fettsäure-Ausbeute im SSR	$y_{VFA,bPOM} = (1 - y_{X,VFA}) \cdot (\eta_{bPOM} - y_{CH_4,bPOM,SSR} / (1 - y_{X,CH_4}))$
(10) Produkt-Bildungsrate (allg.)	$r_{p,V} = y_{p,S} \cdot OLR_{V,S}$
(11) Raumbelastung	$OLR_{MR} = m_O / V_{H,MR}$
(12) Hydraulische Verweilzeit	$HRT_{MR} = V_{H,MR} / V_0$
(13) MR/SSR-Volumenverhältnis	$\psi_{min,MR} = r_{sCOD,SSR} / OLR_{max,MR}$ $r_{sCOD,SSR}$ = Bildungsrate für den gelösten Ablauf-CSB im SSR $OLR_{max,MR}$ entspricht der Belastung, die noch eine weitgehende CSB-Elimination ermöglicht (70 – 90%)
(14) Methanausbeute	$y_{CH_4,oS} = (\zeta_{DOM,oS} + \zeta_{bPOM,oS} \cdot \eta_{bPOM}) \cdot (1 - y_{X,CH_4}) / (\rho_{CH_4} \cdot \zeta_{COD,CH_4})$ Bezogen auf oS (gesamte organische Substanz) Berücksichtigung der Ausbeute an mikrobiellen Zellen Umrechnung CSB → L kg ⁻¹
(15) Methanrate	$r_{CH_4} = OLR_{SSR,oS} \cdot y_{CH_4,oS} / (\psi_{min,MR} + 1)$ Bezogen auf das gesamte Arbeitsvolumen von SSR und MR

Formelzeichen und Abkürzungen für Tab. A1

bPOM	biologisch abbaubare partikuläre organische Substanz (eng.: matter)
DOM	gelöste organische Substanz (engl.: dissolved organic matter)
HRT	hydraulische Verweilzeit (eng.: hydraulic retention time)
k	Reaktionsgeschwindigkeitskonstante einer Reaktion 1. Ordnung
k_h	Hydrolysekonstante
\dot{m}_0	Strom der Eingangsmasse
MR	Methanreaktor
OLR	Raumbelastung mit organischer Substanz (eng.: organic loading rate)
OLR _{j,i}	Belastung des Volumens j durch den Stoff i
OLR _{max,MR}	maximal biologisch mögliche OLR von MR
oS	gesamte organische Substanz
POM	partikuläre organische Substanz (eng.: matter)
r_{CH_4}	Methanbildungsrate
$r_{sCOD,SSR}$	Bildungsrate an gelöstem CSB (eng.: soluble COD, sCOD) im SSR
$r_{H,j}$	Hydrolyserate in einem Volumen j
$r_{i,j}$	Bildungsrate des Stoffes i in einem Volumen j
S	Substratkonzentration
SSB	Solid-State-Bett
SSR	Solid-State-Reaktor
t	Zeit, verfügbare Abbaupzeit der Feststoffe
$t_{bPOM,av}$	mittlere bPOM-Verweilzeit
V	Volumen, Arbeitsvolumen
\dot{V}_0	Volumenzustrom
$V_{H,MR}$	hydraulisches Arbeitsvolumen von MR
V_{SSB}	Volumen des SSB
V_{SSR}	Volumen des Solid-State-Reaktors
$Y_{CH_4,i,j}$	Methanausbeute des Stoffes i innerhalb des Volumens j
$Y_{i,j}$	Ausbeute der Komponente i aus einer bestimmten Ressource j
Y_{X,CH_4}	Ausbeute an mikrobiellen Zellen, bezogen auf die zu Methan umgesetzte oS
X	mikrobielle Zellen
$Y_{i,j}$	Masseanteil von Stoff i in Mischung j
$Y_{V,SSB}$	Anteil des SSB am Volumen des SSR
$Y_{yCH_4-SSR,bPOM}$	Anteil der im SSR erreichten Methanausbeute an der Brutto-Hydrolyseausbeute aus bPOM
η_{bPOM}	Nutzungsgrad der bPOM
ρ_{CH_4}	Normdichte von Methan
$\rho_{POM,SSB}$	Konzentration von POM im Solid-State-Bett
$\rho_{bPOM,SSB}$	Konzentration von bPOM im Solid-State-Bett
Θ	maximale Verweilzeit der Feststoffpartikel ohne Abbau
$\Psi_{min,MR}$	minimal erforderliches Volumenverhältnis von MR/SSR

Berichtsblatt

1. ISBN oder ISSN	2. Berichtsart (Schlussbericht oder Veröffentlichung) Schlussbericht
3. Titel Vergärung von nachwachsenden Rohstoffen im Aufstromverfahren	
4. Autor(en) [Name(n), Vorname(n)] Linke, Bernd Mumme, Jan Ramm, Patrice	5. Abschlussdatum des Vorhabens 30.04.2010
	6. Veröffentlichungsdatum
	7. Form der Publikation
8. Durchführende Institution(en) (Name, Adresse) Leibniz-Institut für Agrartechnik Potsdam-Bornim e.V. Max-Eyth-Allee 100 14469 Potsdam Deutschland www.atb-potsdam.de	9. Ber. Nr. Durchführende Institution
	10. Förderkennzeichen 22019507
	11. Seitenzahl
12. Fördernde Institution (Name, Adresse) Bundesministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (BMELV) 53107 Bonn	13. Literaturangaben
	14. Tabellen
	15. Abbildungen
16. Zusätzliche Angaben	
17. Vorgelegt bei (Titel, Ort, Datum)	
18. Kurzfassung Im Rahmen des am Leibniz-Institut für Agrartechnik Potsdam-Bornim e.V. (ATB) durchgeführten Projekts wurde ein am ATB neu entwickeltes Verfahren zur Vergärung von Feststoffen erprobt und weiterentwickelt. Das Verfahren, das als Aufstromverfahren bezeichnet wird, basiert auf der spontanen Fest-/Flüssigtrennung im Reaktor, dem Aufsteigen der Feststoffe sowie der Zirkulation der Prozessflüssigkeit. Dadurch können der Durchmischungsaufwand reduziert und gleichzeitig die biologische Stabilität und Leistung erhöht werden. Am ATB wurden hierzu Fermentationsversuche im kleintechnischen Maßstab durchgeführt. Der Versuchsstand bestand aus einem Aufstromreaktor sowie mehreren unterschiedlichen Hochleistungs-Methanreaktoren. Diese wurden hinsichtlich ihrer Eignung zur kontinuierlichen Methanisierung der in der Flüssigphase gelösten Intermediate erprobt. Die Ergebnisse des Projektes zeigen, dass das Verfahren eine ausgesprochen hohe biologische Leistungsfähigkeit und Stabilität besitzt. Darüber hinaus konnte der Nachweis der grundsätzlichen technischen Machbarkeit von größeren, weitgehend automatisierten Anlagen erbracht werden. Für die weitere Optimierung und großtechnische Realisierung des Aufstromverfahrens lieferte die begleitend durchgeführte Entwicklung eines Prozessmodells wichtige Grundlagen. Damit sind die Voraussetzungen erfüllt, um das Aufstromverfahren in den Pilotmaßstab zu überführen.	
19. Schlagwörter Biogas, Feststoffvergärung, Aufstromverfahren, zweistufige Vergärung, Fermenter	
20. Verlag	21. Preis

Document Control Sheet

1. ISBN or ISSN	2. type of document (e.g. report, publication) report
3. title Anaerobic digestion of renewable materials by means of the upflow anaerobic solid-state (UASS) process	
4. author(s) (family name, first name(s)) Linke, Bernd Mumme, Jan Ramm, Patrice	5. end of project 30.04.2010
	6. publication date
	7. form of publication
8. performing organization(s) (name, address) Leibniz-Institut für Agrartechnik Potsdam-Bornim e.V. Max-Eyth-Allee 100 14469 Potsdam Germany www.atb-potsdam.de	9. originator's report no.
	10. reference no. 22019507
	11. no. of pages
12. sponsoring agency (name, address) Federal Ministry of Food, Agriculture and Consumer Protection (BMELV) 53107 Bonn	13. no. of references
	14. no. of tables
	15. no. of figures
16. supplementary notes	
17. presented at (title, place, date)	
18. abstract The aim of this project carried out by Leibniz Institute for Agricultural Engineering Potsdam-Bornim e.V. (ATB) was to test and to optimize a novel process for the anaerobic digestion of solid materials. This process named upflow anaerobic solid-state (UASS) digestion bases on spontaneous solid-liquid separation, upflow of solid particles and recirculation of the process liquor. This working principle lowers mixing requirements and increases the biological stability and performance. The UASS process was tested by means of a semi-industrial test rig featuring an UASS reactor and three high-rate methane reactors (MR) of different types. The HMRs were integrated into the liquor circulation and tested for their ability to convert accumulated metabolites from the UASS reactor. The results of the project show that the UASS process can take the digestion of solids to a higher level in terms of stability and performance. Moreover, it was shown that the process is technical feasible in larger scales and can be automated to a large extend. In respect to further optimization and upscaling, corresponding efforts will benefit from the progress achieved in process modelling and simulation. This allows the UASS process to be taken to the next developing stage - the pilot plant.	
19. keywords: biogas, solid-state, anaerobic digestion, UASS, two-stage, fermentation	
20. publisher	21. price