

**Die Leistungsfähigkeit anaerober Rieselbettreaktoren zur Methanisierung  
flüssiger und gasförmiger organischer Verbindungen durch biofilmgebundene  
methanogene Archaeen**

Von der Fakultät für Umweltwissenschaften und Verfahrenstechnik der  
Brandenburgischen Technischen Universität Cottbus zur Erlangung des akademischen  
Grades eines Doktor-Ingenieurs genehmigte Dissertation

vorgelegt von

Diplom-Ingenieur

Marko Burkhardt

geb. am 08. Dezember 1978 in Altdöbern

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Günter Busch  
Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Peter Ay  
Tag der mündlichen Prüfung: 03.07.2012

## Inhaltsverzeichnis

<b>1.</b>	<b>Einleitung und Gegenstand der Arbeit</b> .....	1
<b>2.</b>	<b>Stand in Wissenschaft und Technik</b> .....	4
2.1.	Anwendung immobilisierter Mikroorganismen in technischen Prozessen.....	4
2.2.	Grundlagen und Einflussfaktoren in Rieselbettreaktoren.....	10
2.2.1.	Allgemeiner Aufbau und Funktionsweise .....	10
2.2.2.	Raumbeladung und Substratkonzentration .....	11
2.2.3.	Hydraulische Einflüsse.....	13
2.2.3.1.	Beschickungshäufigkeit, Spülwirkung und Kontaktzeit .....	13
2.2.3.2.	Formgebung .....	14
2.2.3.3.	Rezirkulation .....	15
2.2.3.4.	Verweilzeit .....	16
2.2.3.5.	Verweilzeitverhalten, Dispersion und Flüssigkeitsrückhalt .....	17
2.3.	Verfahrensabgrenzung zwischen überstauten Festbett- und Rieselbettreaktoren.....	18
<b>3.</b>	<b>Physikochemische Eigenschaften von Biofilmen</b> .....	23
3.1.	Die Immobilisierung von Mikroorganismen und Biofilmbildung.....	23
3.2.	Die Struktur anaerober Biofilme .....	25
3.3.	Modellbildung in Biofilmreaktoren .....	29
3.3.1.	Kinetische Betrachtung .....	29
3.4.	Stoffwandlungs- und Transportprozesse an Grenzflächen in Biofilmen.....	33
3.5.	Verfahrenstechnische Beschreibung von Festbettreaktoren .....	40
<b>4.</b>	<b>Mikrobiologische Grundlagen</b> .....	45
4.1.	Der anaerobe Abbau organischer Verbindungen zu Methan.....	45
4.2.	Einflussfaktoren auf den anaeroben Stoffwechsel.....	55
4.2.1.	pH-Wert und Puffersysteme.....	55
4.2.2.	Mindestkonzentrationen und hemmende Einflussfaktoren .....	55
4.2.3.	Temperatur .....	56
<b>5.</b>	<b>Versuchsplan und Durchführung</b> .....	57
5.1.	Begriffe und Parameter .....	57
5.2.	Versuchsordnung und Versuchsüberblick .....	63
5.2.1.	Aufbau und Überblick der Versuche mit Modellsubstrat .....	64
5.2.2.	Aufbau, Inbetriebnahme und Überblick der Versuche mit Praxissubstrat .....	67
5.2.3.	Aufbau und Betrieb der Versuche mit gasförmigem Substrat.....	71
<b>6.</b>	<b>Auswertung</b> .....	73
6.1.	Das Verweilzeitverhalten im Rieselbett .....	73

6.2.	Die Umsetzung des Modellsubstrates im Fest- und Rieselbettreaktor.....	79
6.2.1.	Der Einfluss der Raumbeladung .....	81
6.2.2.	Der Einfluss der Rezirkulation.....	83
6.2.3.	Der Einfluss des Prozesswasservolumens.....	84
6.2.4.	Der Einfluss der Verrieselungszahl .....	84
6.3.	Die Umsetzung des Praxissubstrates im Fest- und Rieselbettreaktor .....	87
6.3.1.	Der Einfluss der Raumbeladung .....	97
6.3.2.	Der Einfluss der Rezirkulation.....	99
6.3.3.	Der Einfluss der hydraulischen Verweilzeit .....	101
6.3.4.	Der Einfluss der Verrieselungszahl .....	103
6.3.5.	Der Einfluss der Kontaktzeit.....	106
6.3.6.	Der Einfluss der kontinuierlichen Substratzuführung.....	109
6.4.	Die Umsetzung des gasförmigen Substrates im Rieselbettreaktor .....	111
6.5.	Die Biofilmentwicklung im Fest- und Rieselbettreaktor.....	115
6.6.	Die Strömungsverhältnisse im Fest- und Rieselbettreaktor .....	123
6.7.	Der Stoffübergang und die Umsatzlimitierung.....	125
6.8.	Dynamik der Gasproduktion .....	130
6.9.	Umsatz durch fixierte und suspendierte Biomasse.....	131
6.10.	Entwicklung der fixierten hydrogenotrophen und acetoklastischen methanogenen Archaeen.....	134
<b>7.</b>	<b>Zusammenfassung .....</b>	<b>139</b>
<b>8.</b>	<b>Literaturverzeichnis.....</b>	<b>143</b>
<b>9.</b>	<b>Abbildungsverzeichnis.....</b>	<b>155</b>
<b>10.</b>	<b>Tabellenverzeichnis.....</b>	<b>157</b>
	<b>Anhang A - Grundlagen, verwendete Methoden und Messverfahren .....</b>	<b>i</b>
	<b>Anhang B - Versuche zur Rieselmethanisierung mit Modellsubstrat .....</b>	<b>ix</b>
	<b>Anhang C - Versuche zur Rieselmethanisierung mit Praxissubstrat.....</b>	<b>xi</b>
	<b>Anhang D - Flüssigkeitsrückhalt und Verweilzeitverhalten.....</b>	<b>xix</b>
	<b>Anhang E - Ermittlung des maximalen CSB Abbaus .....</b>	<b>xxvi</b>
	<b>Anhang F - Einfluss der kontinuierlichen Substratzuführung.....</b>	<b>xxvii</b>
	<b>Anhang G - Biofilmbestimmung .....</b>	<b>xxx</b>
	<b>Anhang H - Stoffübergang, Umsatzlimitierung und Populationsdynamik.....</b>	<b>xxxiii</b>
	<b>Anhang I - Versuche zur Rieselmethanisierung mit gasförmigem Substrat .....</b>	<b>xxxvi</b>
	<b>Anhang J - Datenaufnahme .....</b>	<b>xxxvii</b>

## Abkürzungs- und Symbolverzeichnis

Parameter		Einheit
A	Oberfläche	m <sup>2</sup>
$\alpha$	Konstante	-
a	spezifische Oberfläche	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
b	Absterberate	1/d
$\beta$	Stoffübergangskoeffizient	m/s
b <sub>R</sub>	Raumbeladung	kg/(m <sup>3</sup> ·d)
BSB	Biologischer Sauerstoffbedarf	g/l
BSB <sub>5</sub>	Biologischer Sauerstoffbedarf nach 5 Tagen	g/l
c	Konzentration	g/l
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	g/l
C <sub>t</sub>	Kontaktzeit	d/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d), d/(m <sup>3</sup> <sub>ZU</sub> ·m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> )
$\delta$	Hilfsbeiwert	-
D	Diffusionskoeffizient	cm <sup>2</sup> /s
d	Innendurchmesser	m
D/ul	Dispersionskennzahl	-
d <sub>äqu</sub>	freier äquivalenter Rohrdurchmesser	m
d <sub>film</sub>	Biofilmdicke	m
GV	Glühverlust	%
$\Delta G^0$	Gibbsche Reaktionsenthalpie	kJ/mol
$\Delta H_S$	Löslichkeitsenthalpie	J
$\varepsilon$	Lückengrad	%
$\varepsilon^*$	Flüssigkeitsrückhalt	l
$\Phi$	Thiele Modul	-
g	Erdbeschleunigung	m/s <sup>2</sup>
h	Reaktorhöhe	m
j	Massenfluss des Stoffes	g/(m <sup>2</sup> ·d)
k	Umsatzrate	-
k*	Korrekturfaktor	-
K <sub>H</sub>	Henrykoeffizient	mol/(l·bar)
k <sub>n</sub>	Hilfsbeiwert	-
K <sub>S</sub>	Monodkonstante	g/l
l	Weg	m
L	Löslichkeit	mol/m <sup>3</sup>
L <sub>C</sub>	Konzentrationsgrenzschicht	m
$\mu$	mikrobielle Wachstumsgeschwindigkeit	1/d
M	Molare Masse	g/mol
m	Masse	kg
n*	Anzahl	Stück
n	Stoffmenge	mol



Parameter		Einheit
oTR	organischer Trockenrückstand	%
oTS	organische Trockensubstanz	%
p	Druck	bar
P	spezifische Gasproduktivität	NI/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)
Q	Volumenstrom, spezifischer Volumenstrom	m <sup>3</sup> /d, m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)
q <sub>A</sub>	spezifische Beschickung	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·d), m/d
ρ	Dichte	g/cm <sup>3</sup>
R	Verrieselungszahl	1/d
R*	universelle Gaskonstante	J/(mol·K)
r	spezifische Substratabbaugeschwindigkeit	g/(m <sup>3</sup> ·d)
r*	Radius	m
Re	Reynolds Zahl	-
R <sub>S</sub>	Biofilmablöserate	m <sup>3</sup> /d
R <sub>t</sub>	Rieselzeit	min
RV	Rücklaufvolumenstrom, Rezirkulation	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)
σ	Scherspannung	N/m <sup>2</sup>
s	Zellabstand	m
Sc	Schmidt Zahl	-
Sh	Sherwood Zahl	-
τ	Verweilzeit	d
T	Temperatur	°C, K
t	Zeit	d
t <sub>M</sub>	Medianzeit	d
TR	Trockenrückstand	Ma%
TS	Trockensubstanz	Ma%
u	Geschwindigkeit	m/s
ν	kinematische Viskosität	m <sup>2</sup> /s
V	Volumen, spezifisches Volumen	m <sup>3</sup> , m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub>
v	Geschwindigkeit	m/s
X	Biomassekonzentration	goTR/m <sup>3</sup>
x	Festbetthöhe	m
ξ	Aktivitätsverhältnis	-
Y	Gasertrag	NI/kggoTR, NI/kgCSB
Y <sub>oTS/CSB</sub>	Ertragskoeffizient	goTR/gCSB
z	Wegstrecke durch den Biofilm/ Diffusionsweg	m
η	Abbaugrad	%
η*	dynamische Viskosität	kg/(m·s)

<b>Indizes</b>	
a	aktiv
ab	Ablauf
Ac	Acetat
äqu	äquivalent
BG	Biogas
BM	Biomasse
diff	Differenz
EW	Einwaage
film	Biofilm
fl	flüssig
FB	Festbett
FM	Frischmasse
g	gasförmig
G	Gas
ges	gesamt
H	Hydrolyse
HG	Hintergrund
i	spezifisch
M	Methanreaktor
max	maximal
mom	momentan
P	Perkolation
RB	Rieselbett
RK	Reaktor
RW	Rückwaage
rück	Rücklauf
S	Substrat
sumpf	Sumpf
susp	Suspension
th	theoretisch
zu	Zulauf

## 1. Einleitung und Gegenstand der Arbeit

Im Fokus des weltweit steigenden Energiebedarfes bei gleichzeitigem Sinken der fossilen Ressourcen, sind erneuerbare Energien ein wichtiges Thema der Energieversorgung der Gegenwart und Zukunft und somit der Klima- und Energiepolitik. Deutschland hat sich im Rahmen des Erneuerbaren Energien Gesetzes EEG 2012 zum Ziel gesetzt, bis zum Jahr 2050 80 % des Energieverbrauches an elektrischem Strom aus Erneuerbaren Energien herzustellen [117]. Neben dem Ausbau im Solar- und Windkraftsektor ist die Verwertung von Biomasse durch Verbrennung oder Biogasgewinnung zur Bereitstellung eines Energiemixes zur Ablösung von Atom- und Kohlekraftwerken erforderlich. Die Biogastechnologie, die mit dem Stand von 2011 3,1 % des Stromverbrauches bereit hält (Prognose Fachverband Biogas e.V.) [234], bietet neben der Möglichkeit einer dezentralen Energiebereitstellung auch die Produktion eines gut speicherbaren und transportierbaren Energieträgers. Bestehende klassische Energienetze können bedient und ein Treibstoff gewonnen werden. Im Vergleich zur Biodieselherstellung wird die ganze Pflanze verwertet, sodass das Flächennutzungspotenzial höher ist. Neben den nachwachsenden Rohstoffen (NawaRos) bietet sich das hohe Potenzial organischer Reststoffe des gewerblichen, industriellen und privaten Sektors als Einsatzstoff an. Es kann sowohl ein energetischer als auch stofflicher Nutzen, nämlich die Erzeugung eines Düngers und damit Schließung des Nährstoffkreislaufes, gezogen werden. Neben Feststoffen können ebenso Substrate mit hohem Wassergehalt eingesetzt werden. Das EU-weite Verfütterungsverbot im Rahmen der Neufassung des Tierkörperbeseitigungsgesetzes im Jahre 2002, das Verbot einer Deponierung unbehandelter Abfälle gemäß Abfallablagereverordnung, die Verschärfungen der Anforderungen gemäß TA Luft, die stetigen Novellierungen des EEGs und nicht zuletzt die Erkenntnisse des vorliegenden Gefahrenpotenzials der Atomkraft, fördern die Entwicklung im Bereich der Biogastechnologie. Als ein Beitrag wurde am Lehrstuhl Abfallwirtschaft der BTU Cottbus das sogenannte zweistufige Biogasverfahren mit Fest/Flüssigtrennung und offener Hydrolyse entwickelt [211], das eine praktische Umsetzung als zweistufiges GICON-Verfahren in mehreren industriellen Anlagen fand. Die Vorteile dieses Verfahrens liegen in der Flexibilität bei der Wahl der Einsatzstoffe und dem hohen Biogasertrag trotz kurzer Verweilzeiten im Prozess. Die Biogasqualität mit 70-80% Methan erleichtert den Schritt der Aufreinigung auf Erdgasqualität. Die steuerbare Biogasproduktion entspricht bereits den Kriterien des Flexibilitätsbonus im Rahmen der aktuellen Novelle des EEG 2012, indem auf den stündlichen Energiebedarf reagiert werden kann.

Als Neuerung wird im Rahmen dieser Arbeit ein Rieselbettreaktor als Methanstufe eingesetzt. Damit findet erstmalig das Prinzip eines Tropfkörpers eine Anwendung bei der anaeroben Umsetzung organischer Verbindungen zu Methan. Im Gegensatz zu dem bislang installierten überstauten Festbettreaktor stellt sich ein Flüssigkeitsfilm auf dem Biofilm ein, über den der Stofftransport in den Biofilm erfolgt. Die Ausbildung des dünneren Rieselfilmes hat eine Auswirkung auf die Diffusionsprozesse und damit sowohl auf den Stoffübergang von der Flüssigphase in den Biofilm als auch umgekehrt. Ein schneller Stoffübergang ist insofern vorteilhaft, da häufig eine Diffusionslimitierung statt einer Reaktionslimitierung vorliegt. Weiterhin ist die Abfuhr der gasförmigen Produkte aus dem Reaktor durch die fast 300 mal größere Diffusion durch eine Gasphase im Rieselbettreaktor schneller [221]. Über die Reaktorhöhe liegt eine günstigere Druckverteilung vor, sodass der Anlagenbau vereinfacht wird und sich zudem die Gaslöslichkeit und damit der Schlupf durch den Gärrest verringert.

In dieser Arbeit soll ein grundsätzliches Verständnis der Rieselbettmethanisierung erreicht werden. Es wird die vorgeschlagene technische Realisierung geprüft. Nach der Inbetriebnahme und der Ermittlung der Leistungsfähigkeit des Rieselbettreaktors erfolgt der Vergleich zum überstauten Festbettreaktor. Zur Optimierung der Kontaktzeit des Substrates mit dem Biofilm werden die Rezirkulation, die hydraulische Verweilzeit und die Raumbeladung variiert, sodass die Abhängigkeit des Abbaugrades bzw. der Methanausbeute von diesen Einflussfaktoren dargestellt werden kann. Im Ergebnis kann der Substratabbau mit Hilfe der Kontaktzeit und empirisch gewonnen Korrekturfaktoren beschrieben werden.

Im Speziellen wird die kontinuierliche Fahrweise bei konstanter Raumbeladung unter Einsatz eines synthetischen Substrates (Essigsäure) untersucht. Die Erkenntnisse der zu grundlegenden Abhängigkeiten werden auf die Fahrweise mit einem Praxissubstrat angewendet. Als zweites flüssiges Substrat wird daher ein praxisnaher Einsatzstoff (Hydrolysat aus NawaRos, Maissilage) eingesetzt. Es wird besonderen Wert auf diesen Praxisbezug gelegt, da sich Unterschiede in Hinblick auf die Ausbildung des Biofilmes, der Mikroorganismenpopulation, der Prozessstabilität und letztlich der Betriebsführung ergeben können. Dadurch sind Unterschiede in der Abbaurate pro Biofilmoberflächenelement zu erwarten, die für eine Umsetzung in die Praxis relevant sind. Der Abbau in Bezug zur Kontaktzeit kann ebenfalls dargestellt werden. Es erfolgt die Betrachtung der Strömungsverhältnisse und die Beobachtung der Biofilmentwicklung, welche die Bestimmung der Konzentrationsgrenzschicht über dem Biofilm und eine Beschreibung der Stofftransportprozesse ermöglicht. Im Ergebnis kann die Art der Umsatzlimitierung, d.h. ob eine Reaktions- oder Diffusionslimitierung vorliegt, ermittelt werden.

Ein weiteres Ziel dieser Arbeit ist der Einsatz der Rieselmethanisierung zur Erweiterung des Substratspektrums der Biogasgewinnung um gasförmige organische Verbindungen. Dies ist ein Alleinstellungsmerkmal, das durch einen hohen Stoffaustausch und damit hohen Abbau-grad gekennzeichnet ist und nur durch Rieselbettreaktoren geleistet werden kann. Der Neuheitsgrad dieses Verfahrens ließ eine Patentierung zu (Nr. DE 10 2011 051 836 A1) [212]. Diese Möglichkeit erfährt insbesondere dadurch ein Interesse, da unter anderem Wasserstoff, elektrolytisch und mit Hilfe der Überproduktion elektrischer Energie, beispielsweise aus Windkraftanlagen, gewonnen und Kohlenstoffdioxid, beispielsweise aus klassischen Verbrennungsanlagen oder aus Biogasanlagen, zu Methan umgesetzt werden kann. Im stöchiometrischen Verhältnis 4:1 kann ein fast 100%ig reines Methangas drucklos und unter geringem Energieaufwand bei Umgebungstemperatur hergestellt werden. Die Bildung dieses Energieträgers kann minutengenau gesteuert werden. Er lässt sich sehr gut speichern bzw. ins Erdgasnetz einbringen.

Die Methanbildung kann ausschließlich aus  $H_2$  und  $CO_2$  oder in Kombination mit einem flüssigen Substrat erfolgen. Beispielsweise bietet sich das Hydrolysegas an, das in zweistufigen Biogasanlagen in großen Mengen anfällt, reich an Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid ist und Spuren flüchtiger organischer Verbindungen enthält. Es ist auch der Einsatz organischer, aber sauerstofffreier „Abgase“ aus technischen Prozessen, wie aus Pyrolyseanlagen oder phenolhaltige Gase denkbar.

In dieser Arbeit erfolgt eine Bewertung der Leistungsfähigkeit der Rieselmethanisierung. Im Rahmen von batch-Versuchen wird ein  $H_2/CO_2$ -Gemisch unter Variation der Raumbeladung eingesetzt.

In jüngerer Zeit ist das Interesse am Verständnis der mikrobiologischen Prozesse der anaeroben Stoffumsetzung gestiegen. Die grundlegende Essenz der „1st International Conferen-

ce of Biogas Microbiology“ im September 2011 in Leipzig war die Herausstellung der Bedeutung einer engen Zusammenarbeit von Ingenieuren und Mikrobiologen im Bereich der Biogastechnologie. Die Untersuchung mikrobiologischer Netzwerke und syntropher Wechselwirkungen sollen helfen, die Leistungsfähigkeit der Anlagen zu optimieren bzw. Marker auf mikrobiologischer Ebene zu entwickeln, um das Prozessverhalten zu dokumentieren. Wenn auch nur begrenzt, soll ein kleiner Teil dieser Arbeit diesem Aspekt dienen. Der Stoffumsatz sowohl des flüssigen als auch des gasförmigen Substrates erfolgt grundlegend durch methanogene Archaeen, die im Biofilm auf Trägerkörpern immobilisiert sind. In diesem Biofilm werden organischen Säuren und/oder von Wasserstoff mit Kohlenstoffdioxid in gelöster Form zu Methan umgesetzt. In dieser Arbeit erfolgt zusätzlich die Bestimmung der Populationsentwicklung der hydrogenotrophen bzw. acetoklastischen Methanogene im Versuchsverlauf.

## 2. Stand in Wissenschaft und Technik

### 2.1. Anwendung immobilisierter Mikroorganismen in technischen Prozessen

Ein Biofilm ist definiert als eine Akkumulation von Mikroorganismen oft unterschiedlicher Populationen, die sich in mehreren Schichten auf bestimmten Oberflächen festsetzen [180]. Für die Mikroorganismen besteht der Vorteil einer solchen Vergesellschaftung zum einen in der Immobilität, d.h. die Bakterien müssen sich nicht mehr zu ihrer Nahrungsquelle bewegen, da diese nun um den Biofilm fließt. Zum anderen liegt ein Schutz vor äußeren Einwirkungen vor. In der Natur siedeln sich Mikroorganismen auf Grenzflächen bzw. in Mikromilieus an, in denen für sie vorteilhafte Bedingungen herrschen. Biofilme sind in den verschiedensten Bereichen z.B. in der benthischen Zone in Fließgewässern, in Trinkwasserleitungen oder als Zahnbelag im menschlichen Körper wiederzufinden. Die Abbautätigkeit der Mikroorganismen kann zu Korrosion, Verkeimung, Geruchsentwicklungen oder zu erhöhten Reibungsverlusten, beispielsweise an Bootsrümpfen und damit zu einem erhöhten Energieverbrauch, führen. Positive Eigenschaften der Biofilmbildung werden jedoch auch nutzbar gemacht. Mikroorganismen werden auf künstlichen Flächen oder als Pellets (granules) immobilisiert und dadurch im System zurückgehalten. Die Abbautätigkeit der verschiedenen Mikroorganismen wird genutzt um gezielt unerwünschte organische Verbindungen abzubauen oder neue Stoffe herzustellen.

Grundlegend findet eine Trennung der Mikroorganismen und dem fließenden Medium statt. Dies ist dann von Vorteil, wenn spezielle Mikroorganismen am Abbau beteiligt sind, die nicht im Substrat suspendiert mitgeführt werden. Aufgrund der Fähigkeit von Biofilmen zu großen Umsatzleistungen bei hohen Raumbeladungen erfolgte eine immer breitere Anwendung in der Abwasserreinigung, in der Abluftreinigung und in anderen Bereichen der produktorientierten Biotechnologie. Weitere Vorteile liegen in der höheren Betriebsstabilität bei schwankenden hydraulischen Bedingungen und Konzentrationen im Substrat [209]. Dadurch grenzen sich Festbett-, Rieselbett- oder Schlammbettverfahren von anderen biologischen technisierten Verfahren ab.

In Biofilmen liegt mit einer Größenordnung von 2.000-100.000 mg<sub>o</sub>TS/l Filtravolumen eine höhere Biomassekonzentration vor. Im Vergleich dazu konnte frei schwebende Biomasse in Aktivschlamm mit nur 700-2.500 mg<sub>o</sub>TS/l bestimmt werden [207]. Es wird davon ausgegangen, dass die höhere Biomassedichte der Hauptgrund für den hohen Substratabbau ist, da kürzere Diffusionswege für den „interspecies mass transfer“ vorliegen.

Neben der erhöhten Biomassekonzentration liegt vermutlich eine erhöhte Nährstoffkonzentration im Biofilm durch eingefangene Partikel aus dem frei strömenden Fluid vor, sodass die Stoffwechselrate der Mikroorganismen begünstigt wird [118]. Von besonderem Interesse ist die höhere Resistenz gegen hemmende oder toxische Verbindungen. Dies betrifft beispielsweise antiseptische Verbindungen aber auch erhöhte Substratkonzentrationen, insbesondere im Anaeroben auch höhere Sauerstoffkonzentrationen. Als Ursache wird wiederum die erhöhte Biomassekonzentration aber auch die Schutzwirkung innerhalb des Biofilmes herangezogen [62]. Die Diffusion und der Ionenaustausch erfolgen in einer abgeschwächten Form. Zudem führt die Ausbildung einer Schichtung innerhalb des Biofilmes zu einer Schutzwirkung von eher sensitiven Mikroorganismenspezies im Inneren durch außenliegende andersartige Spezies [47] (Vgl. Kapitel 4.1.). Der Biofilm bildet daher sein eigenes internes Milieu bzw. Mikroklima, das den Mikroorganismen und deren Stoffwechsel zugutekommt. Die Nähe der Mikroorganismen zueinander erlaubt einen fast verlustlosen Stofftransfer auf kurzer Distanz.

Insbesondere für synergetische Beziehungen im Rahmen von verketteten Stoffwechselprozessen ist dieser enge Kontakt im Biofilm erforderlich [202].

Die Empfindlichkeit gegenüber kurzfristigen Temperaturschwankungen, pH-Wert- oder Konzentrationsmaxima sind in immobilisierten Mikroorganismen geringer, sodass bei der Anwendung in technischen Prozessen eine höhere Stabilität erreicht werden kann [119]. Durch die Fixierung auf dem Träger können sehr hohe Schlammalter erreicht werden, sodass auf komplexe Abbauprozesse spezialisierte Organismen angereichert vorliegen. Aufgrund des häufig betriebenen Pfropfenstromprinzips (plug flow) existieren entlang der Strömungsrichtung spezialisierte Organismen, sodass häufig eine Adaptation an hohe Konzentrationen oder toxische Verbindungen beobachtet werden kann [47].

Mit der Immobilisierung sind auch Nachteile verbunden. Die Diffusionslimitierung des Stofftransportes durch die Konzentrationsgrenzschicht oder durch hohe pH Gradienten innerhalb des Biofilmes führt zu einer herabgesetzten Ausnutzung des vollen Biofilmpotenzials [208]. Ein wesentliches Problem ist das unausgewogene Zuwachs-/Abtragsverhältnis, das zu einem Zusetzen des Reaktorbettes führt. In der Praxis können dann die erforderlichen Umsatzraten bzw. Verweilzeiten nicht aufrechterhalten werden.

### Aerobe und anaerobe Biofilme in der Abwassertechnik

Der Rieselbett- oder Tropfkörperreaktor kam 1894 erstmals im Bereich der Abwasserreinigung zum Einsatz, um die Leistungsfähigkeit überlasteter oder erweiterungsbedürftiger Anlagen zu stabilisieren und zu erhöhen [213]. Die BSB-Oxidation in Biofilmen erfolgte flächendeckend zu Beginn des 20. Jahrhunderts durch die Einführung der Rieselfiltration mit Hilfe von Felssteinen. Die Vorteile von Kunststoffkörpern erlaubten die Einführung von Biofestbettreaktoren und Scheibentauchkörper in den 1960er und 70er Jahren [202]. Es begann ein verstärktes Interesse und die Untersuchung der Biofilmansiedlung auf Trägerkörpern verschiedenster Art [43]. Verbesserungen der Filtermedien, der Betriebsweise und der Förderung der Mikrobiologie geben heute dem Ingenieur eine reiche Auswahl geeigneter Systeme. Abbildung 2-1 zeigt einen Überblick über Biomasseformen in Abwasserbehandlungssystemen, wobei bei Festbettkörpern grundlegend zwischen Tropfkörper, Rotationstauchkörper und getauchte bzw. überstaute Festbettkörper unterschieden werden muss [82]. Die Betrachtung immobilisierter Zellen wird um die Schlammbettreaktoren erweitert [207]. Es treten je nach System unterschiedliche Biomassekonzentrationen, Biofilmdicken und Biofilmaktivitäten auf. Bei allen Verfahren besteht ein Kontakt zwischen Biofilm und Substrat und die Abfuhr gasförmiger Verbindungen, sodass ein 3-Phasen-System vorliegt. Bei aeroben Verfahren muss die Zufuhr von (Luft-)Sauerstoff gewährleistet werden. In Hinblick auf die Bauweise stellt das anaerobe Schlammbettverfahren („upflow anaerobic sludge blanket“ UASB) eine Ausnahme dar. Es ist kein Aufwuchsmedium erforderlich, da die Fähigkeit der Mikroorganismen zur Selbstagglomeration in Form von Granules (Vgl. Kapitel 4.1.) oder auch Schlammflocken genutzt wird. Im weitesten Sinne kann hier ebenfalls von einem Biofilm gesprochen werden.

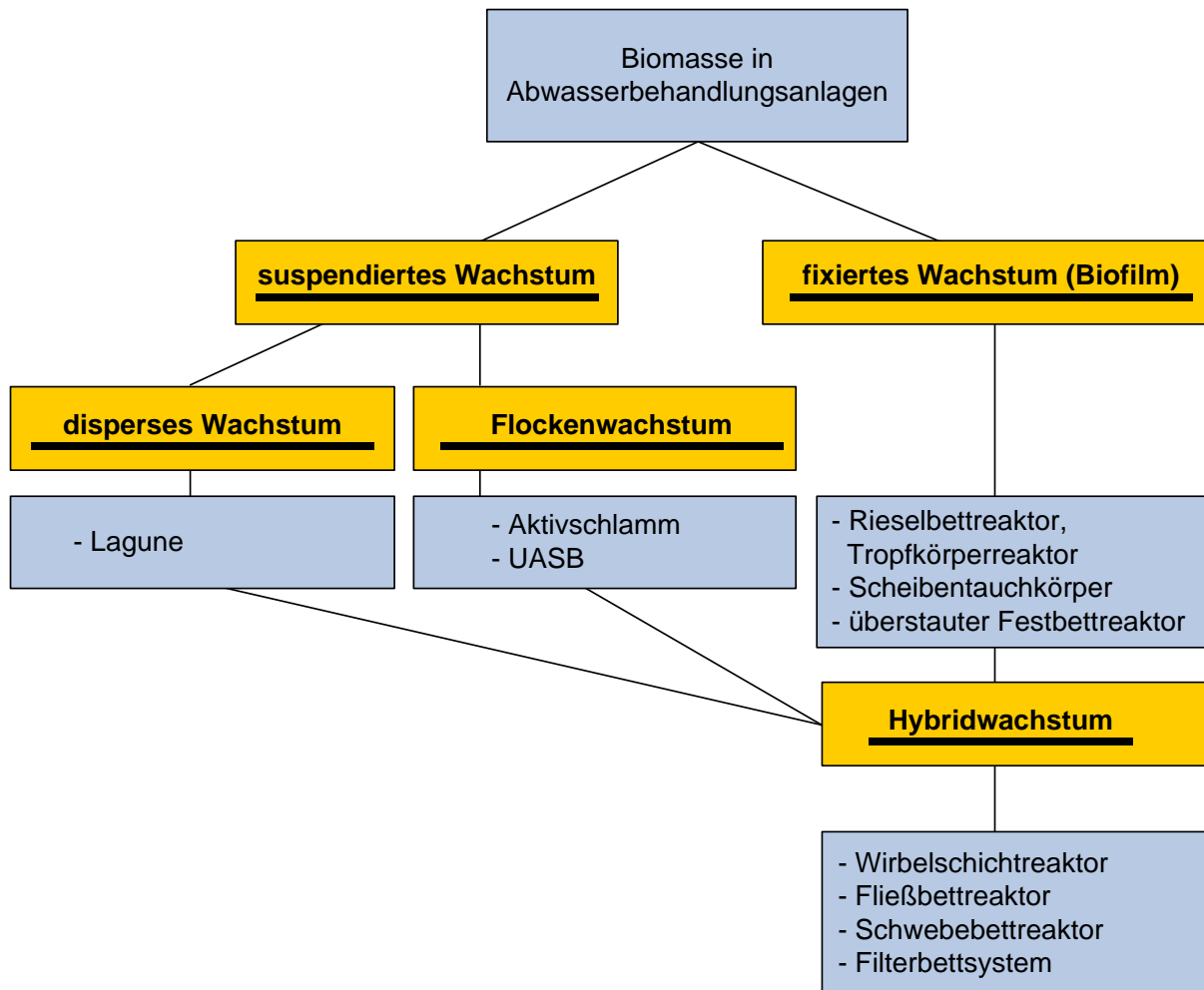


Abbildung 2-1: Biomasseformen in Abwasserbehandlungssystemen; nach [207]

Reaktoren mit fixierter Biomasse sind stets mit einem inerten Aufwuchsmaterial gefüllt. Dies kann eine Packung oder eine Schüttung aus Kunststoffkörpern bzw. schwer abbaubaren Naturstoffen sein. Dieses Füllmaterial bietet eine große Oberfläche für den bakteriellen Bewuchs, sodass sich ein dünner Biofilm ausbilden kann. An ihm wird das zugeführte Substrat vorbeigeführt und diffundiert hinein, sodass ein Abbau stattfinden kann. In anaeroben Systemen kann dieser Biofilm bis zu einer Dicke von 3000  $\mu\text{m}$ , in aeroben Biofilmen bis zu 10.000  $\mu\text{m}$  betragen [62]. Die Biomassebildung von Anaerobiern ist mit 0,03  $\text{kgO}_2/\text{kgCSB}$  (Methanogene) geringer als bei Aerobiern, sodass aerobe Biofilme eine deutlich stärkere Ausbildung aufweisen. Jedoch ist in beiden Fällen nie der gesamte Biofilm aktiv.

In Festbettreaktoren kommt es, im Gegensatz zu suspendierten Systemen, zu einem deutlich geringeren Austrag von Überschussschlamm bzw. Biomasse. Der Großteil der Bakterien ist im Biofilm immobilisiert und wird damit zurückgehalten. Zugleich wird eine Entkopplung der hydraulischen Verweilzeit von der durch die Vermehrungsrate der aktiven Biomasse vorgegebenen Verweilzeit ermöglicht. Neben weiteren positiven Eigenschaften sind deutlich kleinere Reaktoren mit kürzeren Verweilzeiten von unter 10 Tagen bis zu wenigen Stunden, statt 30-40 Tagen möglich [46][74].

Die Reaktorperformance ist neben der Prozessfahrweise von der spezifischen Oberfläche, der Porosität, der Oberflächenrauigkeit, der Porengröße, der Orientierung des Packungsma-



terials im Raum und dem verwendeten Material abhängig. Mannigfaltige Untersuchungen wurden diesbezüglich durchgeführt [74][46][53][120][121][122][189]. Die Ergebnisse und Erfahrungen flossen in die Merkblätter, Vorschläge und Dimensionierungsanweisungen im Rahmen des Regelwerkes der Abwassertechnischen Vereinigung DWA ein, das zur „Bemessung von Tropfkörpern und Rotationstauchkörpern“ (Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 281) dient [215]. Es stehen daher häufig eher empirische Gleichungen zur Auslegung zur Verfügung.

Der Einsatz im Bereich der kommunalen Abwasserreinigung erfolgt meist zur Endreinigung des Abwassers, also der Umsetzung von geringen BSB-Konzentrationen zu Kohlenstoffdioxid und Wasser unter Biomasseaufbau [82]. Tropfkörper werden häufig einem Hauptprozess als weitergehende Reinigungsstufe nachgeschaltet, bestehen aber auch als alleinige Verfahren [185]. Es erfolgt ebenso der Einsatz zur Nitrifizierung und Denitrifizierung unter einer nahezu vollständigen Stickstoffeliminierung [206][214].

### Aerobe und Anaerobe Biofilme in der Abluftreinigung

Erstmals wurden seit den 1960er Jahren biologische Systeme zur Abgasreinigung in der Landwirtschaft im Bereich der Massentierhaltung oder Tierkörperverwertung und zur Reduzierung der Geruchsbelastung von Kläranlagen und Kompostwerken hauptsächlich in der Form von Biofiltern angewandt. Als in den 1980er Jahren die Biowäscher entwickelt wurden, erweiterte sich das Anwendungsgebiet auf die Reinigung industrieller Abgase (Gießereien, Lackieranlagen, Druckereien). In den 1990er Jahren wurde der Tropfkörperreaktor aus der Abwassertechnik so umgebaut und weiterentwickelt, dass er auch in der Abgasreinigung Anwendung finden konnte [184].

Bedingung ist die ausreichende Wasserlöslichkeit und biologische Abbauarbeit der organischen Spurenstoffe („Schadstoffe“), da vor der mikrobiologischen Umsetzung zu meist Kohlenstoffdioxid und Wasser zuerst die Überführung in die wässrige Phase erfolgen muss. Ein Hauptvorteil neben den konventionellen Verfahren liegt in den niedrigen Investitions- und Betriebskosten. Es steht auch ein ökologischer Aspekt im Vordergrund: Selbst bei modernen Nachverbrennungsverfahren unter Wärmerückgewinnung, muss zusätzlich Heizöl eingesetzt werden. Zudem führt der Aktivkohleeinsatz zur Generierung neuer Abfallströme. Biowäscher verlagern das Problem meist auf die Abwasserreinigung [184].

Von besonderem Interesse ist der Abbau von Verbindungen, die durch konventionelle Mittel als nicht abbaubar gelten, da viele dieser Verbindungen nur durch das Zusammenspiel einer Vielzahl von Mikroorganismen abgebaut werden können. Sowohl wässrige als auch gasförmige persistente Verbindungen, wie PAK's oder phenolhaltige Verbindungen, lassen sich nur durch hochspezialisierte Mikrokonsortien in Biofilmen mit hoher Effektivität behandeln [200]. Ein enges Zusammenwirken unterschiedlicher Mikroorganismen liegt hier vor. Biofilter werden sogar zur Beseitigung von BTEX und chlorhaltigen Verbindungen eingesetzt [123]. Neben dem effektiven Abbau aromatischer, sauerstoffhaltiger oder chlorierter Kohlenwasserstoffe erfolgt der Einsatz auch für aliphatische, leichtflüchtige Verbindungen, wie organische Säuren [216]. Häufig erfolgt die aerobe Beseitigung geruchsintensiver flüchtiger Fettsäuren, wie sie häufig bei der anaeroben Zersetzung organischer Verbindungen entstehen, durch einen Biofilter. Beispielsweise wurde unter Einsatz eines neuartigen faserigen Festbettmediums bei einer Raumbeladung mit organischen Säuren von  $32 \text{ g}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{h})$  eine Reinigungsleistung von über 99% erreicht [73].

Die an eine bestimmte Reinigungsaufgabe angepassten Mikroorganismen siedeln sich durch Selektion der im Animpfmedium oder mit der Abluft mitgeführten (ubiquitären) Mikroorganis-

men im Filterbett an. Zur Verkürzung der z.T. langen Adaptationszeiten kann insbesondere bei inerten Trägermaterialien das Animpfen sinnvoll sein. Es kann gezielt eine schadstoff-spezifische Kultur eingesetzt werden, z.B. wenn bestimmte Lösungsmittel abgeschieden werden sollen [231].

Grundlegend wird zwischen Tropfkörperverfahren (Biowäscher), in dem der Schadstoff in einer Flüssigkeit gelöst und dann über den Biofilm geführt wird und dem Biofilter unterschieden. Der Biofilter wird direkt mit der Abluft durchströmt. Der Stofftransport aus der Abluft erfolgt in die Flüssigphase um den Biofilm, sodass ein Abbau durch die Mikroorganismen stattfinden kann. Als Nährstofflieferant für die Mikroorganismen dient meist das Trägermaterial, jedoch wird häufig eine Nährsalzlösung, periodische oder kontinuierlich, zugegeben [184]. Dabei soll zusätzlich eine Neutralisation erreicht werden.

Es erfolgt meist die Reinigung von Schwachgasen aus verschiedenen Prozessen, da bei Konzentrationen von  $c > 1 \text{ gC/m}^3$  keine ausreichende Abbauleistung bzw. eine Prozesshemmung stattfindet [188]. Beispielsweise erfolgt die Reinigung der Abluft aus Werkshallen oder Betriebsräumen über Biofilter. Den Teilprozessen von Kompostwerken wird zur Minderung der geruchsintensiven Emissionen ein Biofilter nachgeschaltet.

Ein großer Anwendungsbereich ist die separate biologische Entschwefelung von Biogas, in dem Thiobakterien  $\text{H}_2\text{S}$  in gelöster Form reduzieren. Da die biologischen Prozesse lediglich im wässrigen Milieu stattfinden, ist häufig eine zusätzliche Berieselung des Filtermediums bzw. Anfeuchtung des Gases erforderlich.

Um den Wirkungsgrad des Systems zu optimieren, wird das Gegenstromverfahren zwischen der Gas- und der Flüssigphase dem Gleichstromverfahren oftmals vorgezogen. Dadurch kann eine möglichst hohe Reinigungsleistung erreicht werden. Die Flüssigkeitsfilme stellen für den abzubauenen Stoff einen Transportwiderstand dar. Daher muss insbesondere bei hydrophoben Verbindungen der Flüssigkeitsfilm möglichst dünn sein. Als optimal hat sich eine diskontinuierliche Bedüsung als vorteilhaft erwiesen. Problematisch ist ggf. die Aufsalzung der Kreislaufflüssigkeit. Eine kontinuierliche Überwachung des Salzgehaltes ist daher erforderlich [123].

Neben der Abwasser- und Abluftreinigung, die Wege der Behandlung oder Minderung von Emissionen aus Prozessen darstellen, finden Rieselbettreaktoren zunehmend eine Anwendung in der Synthese eines Produktes aus einem Grundsubstrat. In den letzten Jahren wurde beispielsweise die Herstellung von sogenanntem „Biowasserstoff“ durch biofilmgebundene Mikroorganismen in Rieselbettreaktoren vorangetrieben [52].

Eine neue Anwendung eines Biorieselbettreaktors erfolgte durch die Kombination mit einem Nasselektroabscheider im sogenannten bio-elektrischen Geruchs-Abscheider BEGA. Im Elektroabscheider werden Partikel abgeschieden und im Biorieselbettreaktor Gerüche biologisch abgebaut. Durch die Kombination ergeben sich zusätzliche Synergieeffekte, wie den elektrischen Wind, der zu einer Strömungsdurchmischung führt. Sich bildendes Ozon, das geruchsintensive Verbindungen oxidiert, führt damit zu einem verbesserten Abbau im Biorieselbettreaktor [232].

### Anaerobe Biofilme in der Biogastechnologie

Auch in Biogasanlagen findet der Einsatz immobilisierter Biomasse statt. In der Gesamtzahl der Biogasanlagen sind sie jedoch eher gering, da es wenige Verfahren gibt, die die Bandbreite der Substrate für einen Einsatz in einem Festbettreaktor ermöglichen. Es sind bislang hauptsächlich flüssige Substrate der Biogasgewinnung in einem Festbettreaktor zugänglich. Ihre Anzahl hat in den vergangenen Jahren jedoch zugenommen. Beispielsweise wurde die Leistungsfähigkeit eines Festbettreaktors unter Einsatz von Abwasser einer Kartoffelverarbeitenden Industrie untersucht [78]. Auch Abwässer der Käseherstellung, Molkereiabwasser, Rumdestillationsabwasser, Schweinegülle und kommunaler Klärschlamm kann eingesetzt werden [50]. Es erfolgt sowohl der einstufige als auch der zweistufige Betrieb. Häufig ist der Aufschluss des Substrates durch eine vorgeschaltete Stufe erforderlich. Wesentlicher Vorteil, der für den Einsatz von Festbettreaktoren spricht, ist die hohe Leistungsfähigkeit pro Reaktorvolumen.

Die Vorteile des geringen Platzbedarfes und der hohen Raum-Zeit-Ausbeute bei hohen Substratkonzentrationen führten zu einer verstärkten Untersuchung dieser Technologie in den vergangenen Jahren. Dabei wurden Ansätze wie die Wahl des Trägermaterials (Hydrophobie, spezifische Oberfläche, Material, Porosität, Rauigkeit), der Rezirkulation oder der Verfahrenskombinationen (Teilfestbettreaktor, Hybridreaktor) verfolgt [47][121]. Ebenso wurde festgestellt, dass die Art der Inbetriebnahme und Wahl des Animpfslammes einen Einfluss auf die spätere Leistungsfähigkeit haben [46]. Festbettreaktoren werden anaerob im Abstrom oder Aufstrom betrieben, wobei Letztere durch die zusätzlich erhöhte Biomassekonzentration in der Suspension der Hohlräume zu bevorzugen sind [46]. Jedoch kann diese Betriebsweise als „Anaerobfilter“ auch nachteilig sein, da sie zu einer schnelleren Verstopfung führt [47].

Es werden nahezu ausschließlich Kunststoffträgermaterialien eingesetzt, die eine möglichst hohe spezifische Oberfläche, möglichst offene Poren und eine hohe Festigkeit bei geringem spezifischen Gewicht aufweisen [47]. Es eignen sich dennoch natürliche Trägerkörper, die einen möglichst hohen Ligninanteil aufweisen sollten, damit der anaerobe Abbau des Aufwuchsmaterials vermieden wird. Geeignete kostengünstige Materialien wie Bambusringe, wurden bereits erfolgreich getestet [124].

Durch Kopplung der Substratkonzentration ergeben sich mögliche Verweilzeiten von 18-168 Stunden [120]. Der Biomassegehalt im Festbettreaktor hängt von der Trägerart, der Anordnung, der Anströmung und des Ortes im Festbett ab. Die Auswertung verschiedener Literaturquellen ergab eine breite Spanne von 5-20 kgTS/m<sup>3</sup><sub>Biofilm</sub> [47].

Dieser Bereich wird ebenfalls für die Methanisierungsstufe des am Lehrstuhl Abfallwirtschaft der BTU Cottbus entwickelten zweistufigen Biogasverfahrens erreicht [211]. Der zweistufige Aufbau ermöglicht durch die Vorschaltung einer Hydrolysestufe auch die Verwertung von Feststoffen wie NawaRos oder organische Abfälle. Diverse Untersuchungen ergeben die wesentlichen Vorteile des Verfahrens: [124-137].

- optimale Bedingungen für methanogene Biofilme durch gezielte Gewährleistung optimaler Milieubedingungen wie pH-Wert, Temperatur, Strömung
- hohe und weitestgehend substratunabhängige Methankonzentration von ca. 70-80%
- kurze Verweilzeit im Festbettreaktor von <1 d
- hohe Prozessstabilität und hohe Flexibilität gegenüber veränderter Qualität der Einsatzstoffe
- Steuerbarkeit der Biogasproduktion

Da der Biomasseumsatz zu Methan durch methanogene Archaeen, also Spezialisten unter den Mikroorganismen mit speziellen Anforderungen an ihren Lebensraum, erfolgt, ist ein Animpfen des Fermenters erforderlich. Die in der Literatur beschriebenen, z.T. langwierigen Inbetriebnahmezeiträume solcher anaeroben Festbettreaktoren wurden u.a. in [46][1][138] [139] widerlegt. Die Inbetriebnahme ist deutlich unterhalb von 3 Monaten möglich. Zudem wird auch ein Verfahren zur Übertragung adaptierter Mikroorganismen von einem Festbett auf ein zweites unbesiedeltes Festbett vorgestellt, wobei ebenfalls eine rasche Inbetriebnahme möglich ist [129].

Der Einsatz gasförmiger Verbindungen für die Gewinnung von Biogas fand bislang noch nicht statt. Es ist jedoch denkbar, dass zusätzlich zum üblichen Substrat, also NawaRos, Gülle u.ä., ein Einpressen von Gasen, wie Hydrolysegas oder Wasserstoff in die Fermenter vorgenommen werden kann, um die Ausbeute an Methan zu steigern bzw. unerwünschte Gaskomponenten biologisch umzuwandeln. Neben dem technologisch aufwendigen und problematischen Einpressen in die Biogasanlagen führt der schlechte Stoffübergang zu geringen Umsätzen. Es ist eine extrem gute Verteilung der Gasblasen erforderlich, die in einem gespannten (Festbett-)Reaktor nicht realisierbar bzw. sehr aufwendig ist.

Rieselbettreaktoren werden im Bereich der Biogaserzeugung bislang nicht eingesetzt, da offenbar aufgrund des Einsatzes klassischer Verfahren bisher keine Notwendigkeit bestand. Eine Beschreibung mit der Umsetzung von organischen Verbindungen (Methanol) zu Biogas wurde lediglich in den 1980er Jahren beschrieben und hat den Stand des Laborversuches trotz positiver Ergebnisse nicht verlassen [70].

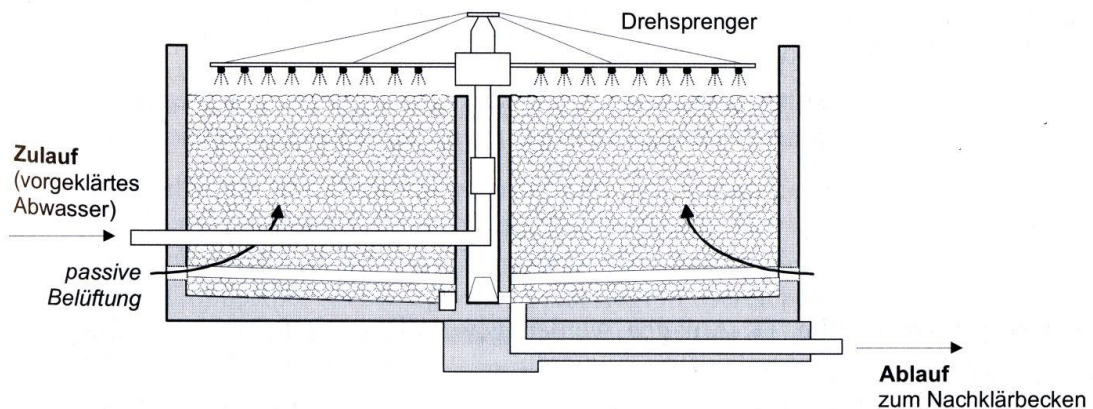
## **2.2. Grundlagen und Einflussfaktoren in Rieselbettreaktoren**

Rieselbettreaktoren sind für eine anaerobe Anwendung zur Biogasproduktion unbekannt. Daher stehen diesbezüglich keine Erfahrungen zur Verfügung. Aus diesen Gründen muss bei der Bewertung des Einsatzes von Tropfkörpern zur Umsetzung von flüssigen und gasförmigen Verbindungen auf Erkenntnisse der Abwassertechnik, der Abluftreinigung bzw. von überstauten Festbettreaktoren zurückgegriffen werden. Einflussfaktoren, wie die unterschiedliche Abbaugeschwindigkeit, der Biomassewuchs, die Strömungsgeschwindigkeit oder mögliche Hemmmechanismen müssen berücksichtigt werden.

### **2.2.1. Allgemeiner Aufbau und Funktionsweise**

Strömungstechnisch gesehen, handelt es sich bei Tropfkörpern bzw. Rieselbettreaktoren um einen von oben nach unten durchströmten nichtidealen Rohrreaktor. Er enthält ein Füllmaterial wie poröse natürliche Materialien (Lavaschlacke o.ä.) oder Formteile aus Kunststoff, welche den abbauenden Mikroorganismen als Aufwuchsfläche dienen und strömungsbedingt für eine erhebliche axiale Rückvermischung sorgen. Neben losen Schüttungen sind auch Packungen einsetzbar, die sich ggf. besser spülen lassen. Das Substrat wird über Drehsprenger gleichmäßig auf der Oberfläche verteilt und tropft langsam zwischen den mit sessilen Mikroorganismen bewachsenen Füllkörpern zu Boden. Während der Durchtropfzeit (Rieselzeit) von meist 20-60 min in der aeroben Abwasserreinigung, wird das Substrat im Biofilm

aufgenommen und umgesetzt. Zur Erhöhung der Kontaktzeit und Reduzierung der Tropfkörperhöhe wird häufig ein Rückspülen bzw. ein Rückpumpen erforderlich [193]. Je nach Zielstellung muss eine Belüftung des Bakterienrasens erfolgen, die meist durch Luftschlitze am Boden des Reaktors die Luft von unten nach oben durch den Reaktor strömen lassen. Am Boden ist eine Drainage installiert, sodass das gereinigte Prozesswasser aufgefangen werden kann. Ggf. erfolgt eine Rezirkulation. Häufig wird ein Sedimentationsbecken nachgeschaltet, um die gebildete bzw. abgelöste Biomasse abzutrennen (Abbildung 2-2). Im Falle einer anaeroben Behandlung ist eine gasdichte Bauweise durch Ergänzung einer Kopfabdichtung und die Vermeidung einer Belüftung vorzusehen.



**Abbildung 2-2: Schnittansicht eines klassischen aeroben Tropfkörpers der Abwassertechnik, gefüllt mit Lavabrocken ohne Substratrückführung; nach [193]**

Der Aufbau von Biofiltern zur Gasreinigung ist grundsätzlich vergleichbar, jedoch muss die Zufuhr und Konditionierung des Gases erfolgen. Es ist eine Temperierung, d.h. meist eine Abkühlung und eine Staubabscheidung, erforderlich. Die anzustrebende Feuchte liegt im Sättigungsbereich. Die Befeuchtung erfolgt über eine Gasanfeuchtung oder direkt im Festbett über den Rieselstrom. Die Absorption des Schadstoffes erfolgt also in der Flüssigkeit, der dann durch die fixierten Mikroorganismen in der Schüttung verstoffwechselt wird. Die Filterhöhe liegt meist bei 1 m, sodass für eine hohe Flächenbelastung ein hoher Platzbedarf erforderlich ist. Aus diesem Grund wurden Etagen- und Hochfilter entwickelt [187].

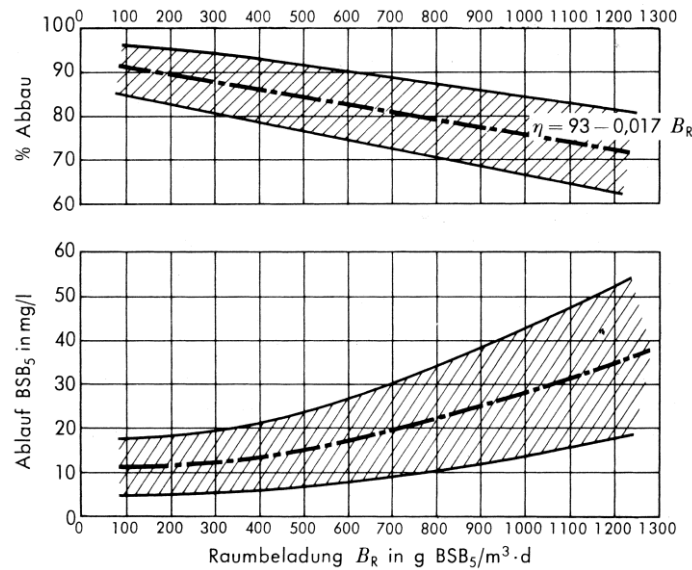
### 2.2.2. Raumbeladung und Substratkonzentration

Grundsätzlich führt der Anstieg der CSB ( $BSB_5$ ) Raumbeladung zu einem Anstieg der CSB ( $BSB_5$ ) Ablaufkonzentration, sodass der Wirkungsgrad sinkt. Daher liegt bei mit Lavabrocken gefüllten Reaktoren die Grenze bei  $1 \text{ kgBSB}_5/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ . Bei Kunststoff-Füllelementen ist dieser Wert mehrfach höher [205][192]. Häufig liegen in der Praxis Raumbeladungen von ca.  $0,75 \text{ kgBSB}_5/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  vor. Bei einer Konzentration von  $200 \text{ mgBSB}_5/\text{l}$  bzw. bei Rückpumpetrieb von  $100\text{-}150 \text{ mgBSB}_5/\text{l}$  liegen die Ablaufwerte bei ca.  $20 \text{ mgBSB}_5/\text{l}$  (Abbildung 2-3). Die Erfahrungen im aeroben Bereich der Abwasserbehandlung wurden durch die empirische Gleichung

$$\eta = 93 - 0,017 \cdot b_R$$

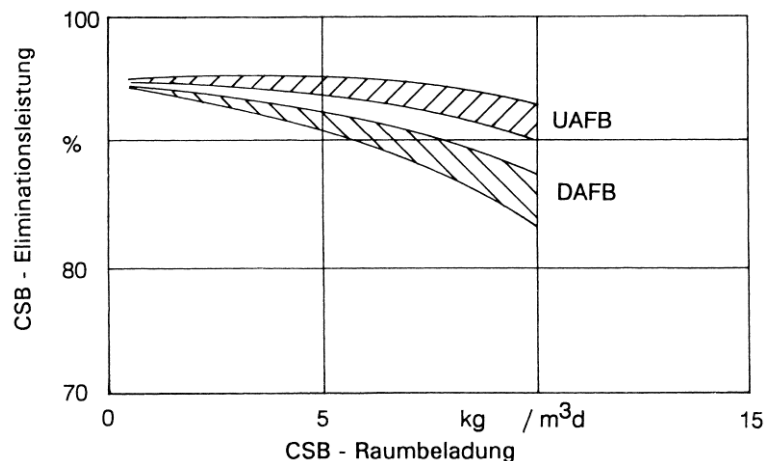
Gl. 2-1

zusammengefasst.



**Abbildung 2-3: 24 h Mischprobe BSB<sub>5</sub> des sedimentierten Ablaufes in Abhängigkeit von der BSB<sub>5</sub> Raumbeladung aerober Tropfkörper; [192][202]**

Bei gleicher Raumbeladung lassen sich höher belastete Substrate besser umsetzen als geringer konzentrierte, da die Kontaktzeit des geringeren Volumens höher ist. Es muss jedoch die Begrenzung durch die Hemmkonzentration berücksichtigt werden, die zudem im Anaeroben niedriger ist [205]. Im Anaeroben sind in überstauten Festbettreaktoren Raumbeladungen von bis zu 40 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) möglich, wobei insbesondere im oberen Reaktorbereich deutlich geringere Abbaugrade erreicht werden [47]. Zudem liegt eine starke Substratabhängigkeit vor. Im Mittel erfolgt die Auslegung bei 5-15 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d). Konzentrationen von bis zu 70 gCSB/l können zugeführt werden [46]. Die Grenze der Abbaukapazität liegt bei 12,5 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d). Abbildung 2-4 zeigt, dass bereits bei Raumbeladungen ab 5 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) eine Reduktion der Eliminationsleistung eintritt [141][83].



**Abbildung 2-4: Einfluss der Raumbeladung auf die CSB Eliminationsleistung in upflow (UAFB) und downflow (DAFB) betriebenen anaeroben Festbettreaktoren; [50][46]**

### 2.2.3. Hydraulische Einflüsse

#### 2.2.3.1. Beschickungshäufigkeit, Spülwirkung und Kontaktzeit

Die Raumbeladung bzw. Oberflächenbeschickung hat einen entscheidenden Einfluss auf die Strömungsgeschwindigkeit im Reaktorbett und bewirkt damit turbulente oder laminare Verhältnisse. In Hinblick auf die Vermeidung einer zu hohen Scherkraftwirkung auf den Biofilm sollten möglichst geringe Reynolds Zahlen und damit laminare Bedingungen eingestellt werden. Zur Erhöhung des Stoffaustausches zwischen Wasserphase und Biofilm sind jedoch turbulente Verhältnisse anzustreben. Gezielte Abtragsversuche eines Biofilmes zur Abwasserbehandlung zeigten, dass ein bei einer Geschwindigkeit von 0,15 m/s kultivierter Biofilm etwa 10% der Biofilmdicke durch Erhöhung der Geschwindigkeit auf 0,3 m/s ( $Re=13200$ ) verlor [191]. Auch für anaerobe Bedingungen wurde der Zusammenhang zwischen Biofilmverlustrate, Biofilmdicke und Anströmgeschwindigkeit ermittelt. Bei einer Beschickung von  $0,3 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  lag die Biofilmverlustrate bei  $0,009 \text{ kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  und stieg mit erhöhter Beschickung an [29].

Die Übertragbarkeit solcher Ergebnisse ist kaum auf andere Systeme möglich, da eine Abhängigkeit von der Biofilmstruktur, dem Substrat und der Inbetriebnahmestrategie besteht. Biofilme, gewachsen unter Einwirkung hoher Durchflussgeschwindigkeiten, weisen zwar eine geringere Biofilmdicke auf, sie sind jedoch häufig stabiler. Zudem spielt die Art des Festbettes eine wesentliche Rolle, da beispielsweise im Vergleich zu einem einfachen Rohrreaktor in Festbetten lokal Geschwindigkeitsspitzen auftreten können und sich durch das Zuwachsen des Festbettes die Re Zahl trotz gleicher Beschickung erhöhen kann.

Die rechnerische Fließgeschwindigkeit soll mindestens 0,5 und maximal 2,0 m/h betragen, wobei die höheren Werte nur bei niedrigen CSB Raumbeladungen gewählt werden sollten, da hier eine geringere Gasproduktion vorliegt. Die daraus resultierende Erhöhung der Scherbeanspruchung wird vermieden [47].

Es muss berücksichtigt werden, dass die Flächenbeschickung stets die Angabe eines Mittelwertes ist. Die Beschickung kann von kontinuierlich bis zur „wandernden Hochlast“ und der dadurch örtlich erhöhten Spülkraft (z.B. bei 4-8 minütigen Pausen) variieren, sodass kurzzeitig erhöhte Durchflüsse auftreten [205].

In Tropfkörpern geht mit steigender Oberflächenbeschickung die Rieselzeit zurück, da der Rieselfilm dicker ist und der Rückhalt durch den geringeren Einfluss des Biofilmes sinkt. Die Geschwindigkeit steigt nicht proportional, sondern in einem abgemilderten Verhältnis. Die Rieselzeit  $R_t$  kann dann ermittelt werden durch: [205]

$$R_t = \frac{k_n}{q_A^\delta} \cdot h \quad \text{Gl. 2-2}$$

Es zeigt sich eine Abhängigkeit des Exponenten  $\delta$  von der Körnung, Oberfläche und Form des Füllgutes, aber auch von der Stärke und Art des Biofilmes. Eine Vielzahl unabhängiger Untersuchungen haben für den Exponenten  $\delta$  die Grenzen  $0,408 < \delta < 0,75$  bestimmt. Als Vereinfachung für die Praxis kann  $k_n$  als Maß für die Porosität mit 26 und  $\delta$  mit  $2/3$  gewählt werden. Eine Verdopplung der Beschickung führt in diesem Fall zu einer Verminderung der Rieselzeit  $R_t$  um 37% (<50%). Dies zeigt noch einmal, dass sich bedingt durch den Biofilm, durch Ablagerungen und durch den daraus entstehenden unregelmäßigen Hohlräumen, zeit-

lich unregelmäßige Fließvorgänge abspielen, die nur empirisch und näherungsweise bestimmbar sind. Modelle können nur begrenzt und stark vereinfacht eingesetzt werden [205]. Den Vorteilen einer höheren Beschickung (Freispülen, schnelle Kontaktfolge), stehen Nachteile (verringerte Kontaktzeit, größerer Anteil der streckenweise frei durchtropfenden Flüssigkeit) gegenüber. Bei weiterer Erhöhung, verringern sich die vorteilhaften Einflüsse, die Nachteile jedoch nicht. Daher existiert für die vorliegenden Bedingungen, wie Raumbeladung, Tropfkörperhöhe, Abwasserbeschaffenheit und Form, ein optimaler Bereich der hydraulischen Beschickung hinsichtlich der Abbauleistung.

### 2.2.3.2. Formgebung

Bei gleicher Raumbeladung führt die Erhöhung eines Tropfkörpers zu einer längeren Kontaktzeit und besseren Reinigungsleistung, auch bei Belastungsschwankungen.

In Deutschland werden in der Regel Tropfkörper mit einer Höhe von 3 m, z.T. auch höher, eingesetzt. Sie wird begrenzt durch:

- die Stabilität des Reaktormaterials
- die Stabilität des Festbettmaterials (neben dem Eigengewicht kann im bewachsenen Zustand ein über zehnfaches Gewicht auftreten) [217]
- das Durchströmungsverhalten infolge der Eigengasentwicklung (Verringerung des Reaktorvolumens, Verhinderung einer Plug Flow Strömung, erhöhte Scherbeanspruchung, verringerter Substrat-Biomasse-Kontakt)
- die Wirtschaftlichkeit in Bezug auf die hydraulische Förderhöhe
- die Möglichkeit der Rezirkulation [50]

Bei hochkonzentrierten Industrieabwässern wurden auch Turmtropfkörper bis 20 m entwickelt, jedoch erfolgte aufgrund von Betriebsstörungen, wie eine erhöhte Verstopfungsneigung, keine weitere Anwendung bzw. die Verwendung grobporiger Füllkörper.

Die Reaktorhöhe hat einen wesentlichen Einfluss auf den Rückhalt bzw. die Verteilung des Substrates im Reaktorkörper. Tracerversuche haben gezeigt, dass sich die Durchströmung eines Tropfkörpers im Laufe der Fließstrecke vergleichmäßig und deutlich geringere Dispersioneffekte auftreten. Bei einer niedrigen Bauhöhe und insbesondere bei schlechter Substratverteilung und bei Füllmaterial mit geringer Querverteilung, ist daher ein zu schnelles Durchtropfen zu befürchten [61]. Angaben einer Mindesthöhe sind daher auch von Füllkörperart, Biofilmdicke und Stoffwechselprozess abhängig und können nicht allgemeingültig angegeben werden.

Der Vergleich zwischen einstufig hohen oder bei gleicher Gesamthöhe mehreren Tropfkörpern ergibt einen Vorteil für die mehrfache Verteilung des Prozesswassers in mehreren Stufen gegenüber der Bündelung des Durchflusses in hohen Anlagen. Jedoch steht dem der erhöhte bauliche Aufwand, Flächen- und Energiebedarf gegenüber.

Aus der Abwassermenge, der Abwasserkonzentration, der Raumbeladung bzw. der Oberflächenbeladung ergeben sich Tropfkörpervolumen und der Tropfkörperdurchmesser. Es sind Durchmesser von 40-70 m möglich. Gegen die Nutzung kleiner Anlagen sprechen zum einen Kostengründe und zum anderen der wachsende Wandeinfluss und damit die schlechtere Substratverteilung. Unter Bemessung des Abminderungsfaktors kann bei Reduzierung des Durchmessers von 14,5 m auf 1,5 m bei gleichem Festbettvolumen eine Minderung der Umsatzleistung auf 2/3 erfolgen [205].



### 2.2.3.3. Rezirkulation

Im Gegensatz zu den klassischen Festbett- und UASB-Reaktoren ohne Rückpumpen, ist in Tropfkörperanlagen das einmalige Berieseln häufig nicht ausreichend für einen vollständigen Abbau, da die notwendige Dimensionsanforderung (Bauhöhe) oft nicht realisiert werden kann. Daher stellt das Tropfkörperverfahren besondere Anforderungen an die Substratrückführung und dessen optimalen Verhältnis zum Zulaufstrom.

Die Rezirkulation ist eine der wichtigsten Faktoren und hat den größten Einfluss auf die Leistungsfähigkeit des biologischen Abbaus. Sie beeinflusst direkt den Stoffaustausch an der Biofilmoberfläche, die Mikrobiologie und die hydraulischen Verhältnisse. Dabei ähneln Reaktoren mit einem hohen Rücklauf stark den vollständig durchmischten Systemen bzw. Schlaufenreaktoren [109].

Das Rückpumpen des Ablaufes und die Verringerung der Einlaufkonzentration führt zu Vor- und Nachteilen: [205][46][120]

#### Vorteile:

- Dämpfung von Belastungsspitzen und Reduzierung höher konzentrierter Substrate auf günstigere Werte, die im Anaeroben empfohlene Grenze der Zulaufwerte von 10 gCSB/l kann so überschritten werden
- Anhebung der Pufferkapazität, sodass der Abbauprozess verbessert wird
- Beeinflussung der Spülwirkung/Scherkräfte in Hinblick auf Reduzierung des Verblockungsrisikos im Festbett
- Intensivierung des Kontaktes zwischen Substrat und Biofilm, insbesondere wenn der Zulaufstrom aufgrund zu hoher Konzentrationen begrenzt ist
- Ausgleich der Verteilung der Substrate auf die ganze Tropfkörpertiefe und damit gleichmäßiges Wachstum des Biofilmes
- insgesamt größere Belastbarkeit des Tropfkörpers
- Verringerung des Einsatzes von Nähr- und Spurensalzlösungen
- Verkürzung der Inbetriebnahmezeit

#### Nachteile:

- Erhöhung des Energieaufwandes
- Erhöhung der Dimensionsanforderung an Zuleitungen
- u.U. Überschreitung der optimalen Oberflächenbeschickung
- Anreicherung von schwer abbaubaren Stoffen
- ggf. stärkere Abkühlung und damit Rückgang der biologischen Aktivität, bzw. erhöhte Anforderung an die Reaktortemperatur
- ggf. zu hohe Scherbeanspruchung aufgrund einer zu hohen Beschickung

Die Entscheidung für ein Rückpumpen ist häufig von den anfallenden Substratmengen bzw. Substratkonzentrationen und den Energiekosten abhängig. Je nach Substrat ist ein spezifisches Rücklaufverhältnis einzustellen, sodass eine Verdünnung erfolgt. Ein Körper, der die gleiche Raumbeladung erfährt, kann die doppelte Fläche haben und braucht nur halb so hoch zu sein. Durch das Mittel der Rezirkulation kann man also irgendeine geringe Körperhöhe wählen, um die nötige Flächenbeschickung bzw. den nötigen Reinheitsgrad zu erreichen [192]. Bei der Untersuchung unterschiedlicher Rezirkulationsraten auf den CSB Abbau in einem überstauten Festbettreaktor wurde festgestellt, dass sich die Rückführung deutlich positiv auf die erreichte Reaktorleistung und damit die Inbetriebnahme auswirkt. Bei einer

Raumbeladung von 18-19 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) und einer Konzentration von 20 gCSB/l wurde eine Verdopplung der Reaktorleistung im Vergleich zu einem Reaktor ohne Rückführung erreicht [46].

Der Vorteil des Konzentrationsausgleichs durch eine Substratrückführung über den Längsschnitt eines Festbettreaktors wurde ebenso beobachtet [80]. Die Substratrückführung führte insbesondere bei höheren Konzentrationen zu einer Verbesserung des CSB Abbaus von 92 auf 96%. Es wird ein Rücklaufverhältnis von 1:1 bzw. 2:1 vorgeschlagen. Die Substratrückführung bei maximaler Raumbeladung des Systems (hier UASB) ist nicht vorteilhaft, da die effektive CSB Beladung weiter erhöht wird und dies zu einer Überlastung führt.

Die Substratabhängigkeit und der Effekt der Rezirkulation wurden in einem anaeroben Festbettreaktor bei der Behandlung von Kartoffelabwasser beobachtet [78]. Es wurde festgestellt, dass die Rücklaufrate von 10 ml/min bei einer Raumbeladung von 12 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) der Rate von 20 ml/min vorzuziehen ist, um eine Überlastung des Reaktors zu vermeiden und einen erhöhten Abbau im Vergleich zu keinem Rücklauf zu erreichen.

Die Behandlung von Abwasser und Sojabohnenabwasser in Abhängigkeit von der Raumbeladung, Eingangskonzentration und Rücklaufverhältnis wurden ebenfalls untersucht [79]. Die Ergebnisse zeigen, dass je nach Abwasserart bzw. deren Konzentration eine Flüssigkeitsrückführung von Vorteil sein kann. Die Ergebnisse ermöglichen die Aufstellung empirischer Modelle. Sie lassen den Schluss zu, dass die Substratrückführung einen positiven Effekt hat, sobald höhere Substratkonzentrationen und Raumbeladungen eingesetzt werden. Bei niedrigeren Werten wird kein positiver Effekt beobachtet.

Bei der Umsetzung von Gasen in Biofiltern ist die Berieselung und damit Rezirkulation zwingend erforderlich, da die biologischen Stoffwechselprozesse allein in der Flüssigkeitsphase stattfinden können. Daher spielt in Hinblick auf die Umsetzung gasförmiger Substrate die Berieselungsdichte eine wesentliche Rolle [60]. Eine kontinuierliche Berieselung ist daher für den erforderlichen Stoffaustausch und die Versorgung der Mikroorganismen mit dem Substrat bzw. dem Ausschleusen der Stoffwechselprodukte zwingend erforderlich.

#### 2.2.3.4. Verweilzeit

Die Verweilzeit  $\tau$ , ist im Allgemeinen die Zeit, die das zugeführte Substrat in einem definierten Volumen verbringt. Damit ist den Mikroorganismen eine Zeit in einem Reaktionsraum gegeben, in der die Stoffumsetzung erfolgt. Sie stellt einen Mittelwert und damit theoretischen Wert dar, da ideale Reaktorbedingungen ohne Kurzschlussströmung oder Totzonenbildung praktisch nie auftreten. Häufig erfolgt die Bestimmung nach Gl. 2-3 unter Bezug des Festbettvolumen  $V_{FB}$  auf das Zustromvolumen  $Q_{zu}$ .

$$\tau_{FB} = \frac{V_{FB}}{Q_{zu}} \quad \text{Gl. 2-3}$$

Bei der Anlagendimensionierung wird die Verweilzeit im Allgemeinen durch die erforderliche Ablaufkonzentration festgelegt und durch Reaktorvolumen und Zulaufvolumen geregelt. Indi-

rekt steht die Verweilzeit in Verbindung zur Substratkonzentration im System und damit zu den Hemmmechanismen der mikrobiologischen Gegebenheiten. Im Regelfall wird bei einem großen Reaktorvolumen, also einer großen Verweilzeit, das zugeführte und höher konzentrierte Substrat stärker verdünnt. Dies ist insbesondere bei Rieselbettreaktoren von Bedeutung, da hier aufgrund des Durchfließens des Reaktorbettes nur sehr kurze Verweilzeiten im Festbett realisiert werden. Hier muss im Falle eines hochkonzentrierten Substrates eine Verdünnung erfolgen. Für die Substratrückführung ist ein Vorlagebehälter bzw. ein Reaktorsumpf erforderlich, dessen Volumen bei der Betrachtung der hydraulischen Verweilzeit berücksichtigt werden muss.

### **2.2.3.5. Verweilzeitverhalten, Dispersion und Flüssigkeitsrückhalt**

Der Umsatz im Reaktor wird im Wesentlichen durch die für das Substrat zur Verfügung stehende Verweilzeit im Reaktor, insbesondere am Ort des Stoffumsatzes, bestimmt. In einem kontinuierlich betriebenen Rührkessel (vollständige Rückvermischung) ist die Aufenthaltswahrscheinlichkeit immer gleich. In Rohrreaktoren (meist Festbettreaktoren, Rieselbettreaktoren) findet immer eine geringe axiale Rückvermischung statt, da sich in der Praxis nie eine ideale plug flow Strömung ohne axiale Diffusion bzw. Dispersion ausbildet. Konstruktions-technische Gegebenheiten, wie die Füllkörperstruktur oder die Ausbildung eines Biofilmes, haben einen wesentlichen Einfluss, da damit die Entstehung einer Kanalströmung, einer Randströmung oder die Bildung von Toträumen verbunden ist.

Die axiale Dispersion ist vorteilhaft, da so eine Erhöhung der Verweilzeit und ein erhöhter Stoffumsatz im Reaktor ermöglicht werden. Es liegt eine Grenze vor, sobald eine volle Flutung des Zwischenraumvolumens erfolgt und somit eine Kanalströmung vorliegt. Sobald ein Stoffaustausch mit der Gasphase erforderlich wird, sinkt der Vorteil des erhöhten Flüssigkeitsrückhaltes, da der Stoffdurchgang am Biofilm bzw. über die Freiwasserphase verschlechtert wird.

Der Einfluss der Biofilmdicke auf das Verweilzeitverhalten in einem Rieselbettreaktor zeigt Abbildung 2-5. Mit Hilfe der Verweilzeitverteilungsfunktion  $E(t)$  lässt sich darstellen, dass unterschiedliche mittlere Verweilzeiten  $\tau$  und damit unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeiten im Reaktor vorliegen, sobald jährliche Schwankungen der Biofilmdicke auftreten. Die hier dargestellte starke Zunahme der Biomasse  $BM$  in der kalten Jahreszeit führt zu einer längeren mittleren Verweilzeit von  $\tau=62$  statt 14 min und zu einer deutlich geringeren Dispersion (Dispersionskennzahl  $D/ul$ ) [61]. In Hinblick auf die Dimensionierung eines Tropfkörpers (Höhe, Volumen, Zulauf) muss der Flüssigkeitsrückhalt durch Dispersion und damit die Verweilzeit in Abhängigkeit von der Biofilmdicke berücksichtigt werden.

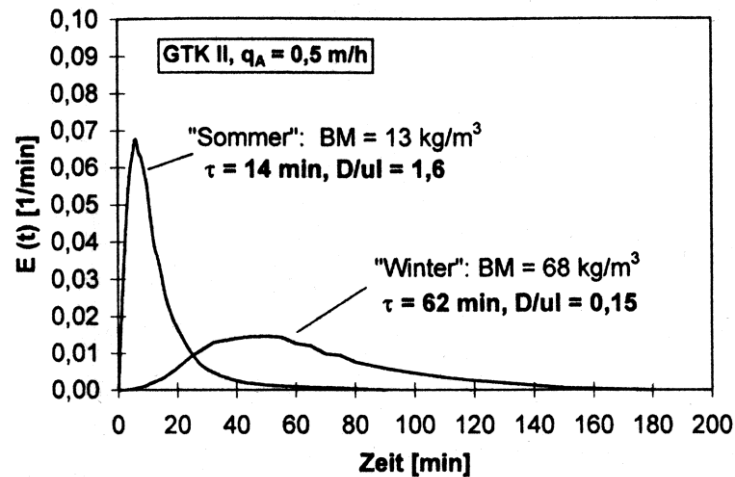


Abbildung 2-5: Verweilzeitverteilungsfunktion  $E(t)$  nach Tracerzugabe und Einfluss der unterschiedlichen Biofilmdicke durch Sommer und Winter in einer Tropfkörperanlage einer Abwasserreinigungsanlage auf die Verweilzeit  $\tau$ ; nach [61]

### 2.3. Verfahrensabgrenzung zwischen überstauten Festbett- und Rieselbettreaktoren

#### Gasphasen-Flüssigkeitsverteilung

Der Vergleich zwischen überstauten Festbett- und Rieselbettreaktoren lässt sich anhand des hydrodynamischen Strömungsregimes, also der Gasphasen-Flüssigkeitsverteilung, beschreiben. In Rieselbettreaktoren können neben der namensgebenden Rieselströmung, je nach Gas- und Flüssigkeitsbelastung, weitere Strömungsregime auftreten (Abbildung 2-6). Die Einteilung in Rieselströmung (trickle flow), Nebelströmung (mist flow), Blasenströmung (bubble flow), gesättigter Strömung (saturated flow) oder pulsierender Strömung (pulsing flow) ist möglich, erfolgt jedoch ohne scharfe Abtrennung.

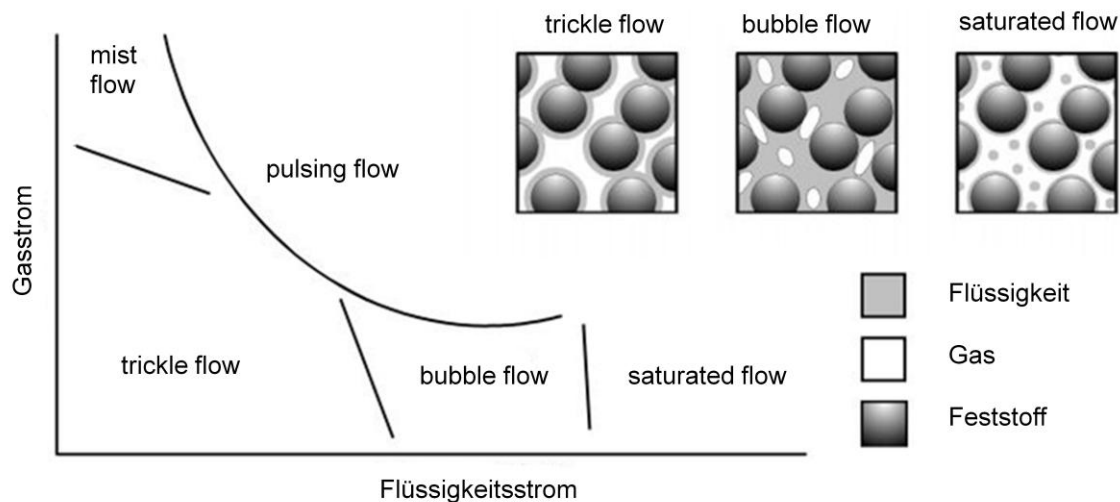


Abbildung 2-6: Strömungsregime in Festbett- und Rieselbettreaktoren; nach [179]

Je nach Zielstellung haben die verschiedenen Systeme eine unterschiedliche Bedeutung. Bei der Behandlung von Gasen und Flüssigkeiten (aerob) spielt neben der Rieselströmung nur die pulsierende Strömung eine wesentliche Rolle, bei der es zu lokalen Wechseln zwischen Gas- und Flüssigphase kommt [179].

Bei Erhöhung der Flüssigkeitszufuhr nimmt der Flüssigkeitsinhalt der Festbettschüttung zu, sodass die Gase nicht mehr ungehindert strömen können und der Gas-Fluid-Stoffaustausch nicht mehr ausreichend stattfinden kann. Die weitere Erhöhung der Flüssigkeitsbelastung führt zur Ausbildung einer gespannten Flüssigkeitsphase im Festbettreaktor, sodass eine Erweiterung der Darstellung um die gesättigte Strömung erfolgen kann. Die Gasphase stellt in diesem Zusammenhang lediglich das produzierte Gas dar, das den Reaktor nach oben verlässt.

In Tropfkörpern bleibt bei zunehmender Biofilmdicke das Volumen des Flüssigkeitskompartiments annähernd konstant, während bei einem gespannten Festbettreaktor mit zunehmender Biofilmdicke das verbleibende Volumen für das abfließende Wasser abnimmt [185]. Damit reduziert sich auch die Verweilzeit im Festbettreaktor im Laufe der Betriebszeit. Zudem ist der Konzentrationsgradient im Flüssigkeitskompartiment im Rieselbett größer, da der Weg kürzer ist. Da dies die treibende Kraft ist, ist der Stoffaustausch  $j$  größer. Dieser Zusammenhang wird in Abbildung 2-7 deutlich.

Die Produktabfuhr erfolgt im Festbettreaktor in gelöster Form über die Wasserphase oder in kleinen Gasblasen. Die Aufstiegs geschwindigkeit in Wasser ist 0,25-0,30 m/s, wobei kleinere Bläschen langsamer aufsteigen [82]. Im Rieselbett erfolgt die Produktabfuhr deutlich schneller, da der Transport bereits am Flüssigkeitsfilm in die Gasphase erfolgt.

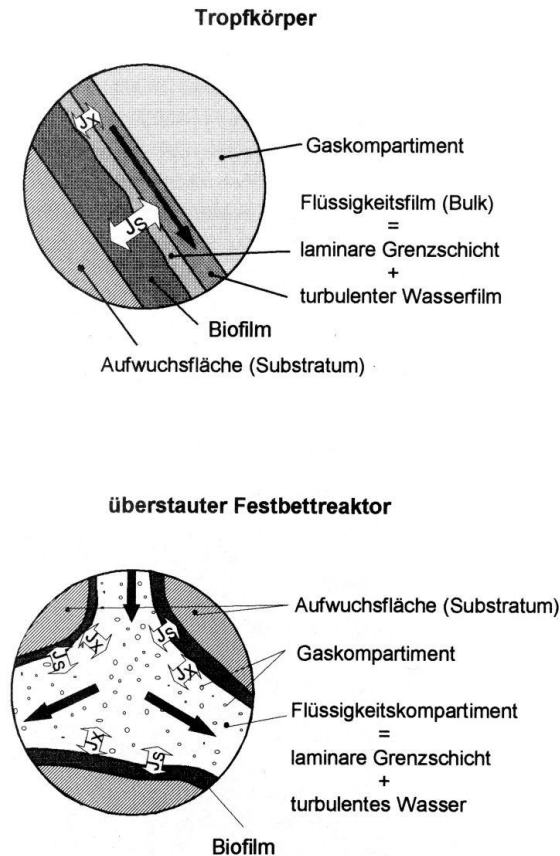


Abbildung 2-7: Grundlagen des Reaktormodells eines Tropfkörpers und eines überstauten Festbettreaktors; nach [185]

Im Vergleich zu Festbettreaktoren oder Scheibentauchkörpern erfolgt in Tropfkörpern die Biofilmverteilung weniger gleichmäßig. Es kann zu einer stärkeren Separation der Strömung (Rinnsalströmung) statt einer homogenen Phasenverteilung (Filmströmung) kommen. Aufgrund lokal unterschiedlicher Fließgeschwindigkeiten durch die Trägerkörpergeometrie, die Gewichtskraft und die eventuell unvollkommene Verteilung durch die Verrieselungsarme entstehen lokal Totzonen bzw. Bereiche mit erhöhtem Biomassebewuchs. Die Strömung findet stets in eine Richtung statt, sodass z. T. an einzelnen Füllkörpern deutlicher als in einem überstauten Reaktor die Anströmrichtung erkennbar ist, da an einigen Bereichen keine oder eine nur geringe Besiedlung erfolgt. Daher folgt auch eine eher schlechtere Besiedlung in Rieselbettreaktoren bzw. eine längere Einfahrzeit.

### Plug Flow und Durchmischung

Grundlegend verhalten sich das Rieselbettverfahren und das Verfahren des überstauten Festbettes in Hinblick auf den Konzentrationsverlauf über die Reaktorlänge ähnlich. Beide Systeme gleichen einem Strömungsrohr (PFR=Plug Flow Reactor), jedoch variiert die Verweilzeit.

Wird eine Rückführung des Abflusstromes zum Beispiel zur Erhöhung der Reinigungsleistung erforderlich, so kann das System als durchmischter Durchflussrührkessel betrachtet werden (CSTR=Constant Stirred Tank Reactor). Abbildung 2-8 verdeutlicht die zeitlichen und örtlichen Konzentrationsverläufe. Im Festbettreaktor, in dem keine Substratrückführung stattfindet, besteht ein Konzentrationsgefälle (Nährstoffe, pH-Wert, Substratkonzentration) in Verlaufsrichtung I. Damit liegt auch eine unterschiedliche Zusammensetzung der Biozönosen vor, da die Biomasse in Abhängigkeit zum Nährstoffangebot wächst. Von großer Bedeutung ist dieser Effekt in Hinblick auf Hemmmechanismen beim mikrobiologischen Abbau organischer Verbindungen. Es ist bekannt, dass beim anaeroben Umsatz organischer Säuren in Abhängigkeit vom pH-Wert und der Temperatur, eine Hemmung bei 3000 mgAc/l eintritt. Daher ist es denkbar, dass bei einem Plug Flow im Laufe der Zeit die mikrobielle Abbauleistung in Anströmrichtung durch zu hohe Substratkonzentrationen im Einlauf gehemmt ist.

Die Rezirkulation führt, im Gegensatz zu plug flow-Reaktoren ohne Rückpumpen, zu einer ausgeglichenen Konzentrationsverteilung. Sie ist vergleichbar mit der in gerührten Reaktoren (CSTR). Die Konzentration aller Stoffe ist zeitlich und örtlich gleich und entspricht der Ablaufkonzentration  $c_{ab}$ . Der Abbau und die Zusammensetzung der Biozönose sind daher über den gesamten Reaktorquerschnitt gleich verteilt.

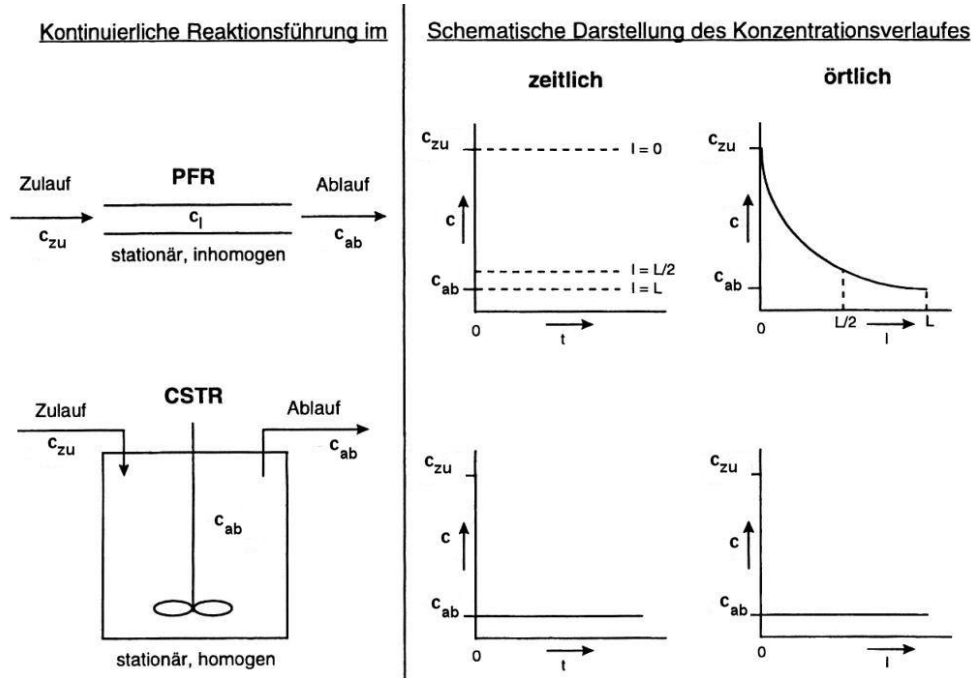


Abbildung 2-8: Konzentrationsverlauf im Strömungsrohr und Durchflussrührkessel mit Substratkonzentration  $c$  im Zu- und Ablauf; nach [206]

Statik

Ein gespannter Festbettreaktor enthält das Trägermedium, das vollständig von der Prozessflüssigkeit umgeben ist. Aufgrund der resultierenden hydrostatischen Druckverteilung ergeben sich höhere Anforderungen an den Reaktorbau. Rieselbettreaktoren können hingegen einfacher und mit kostengünstigeren Materialien errichtet werden. Der Druck in Abhängigkeit von der Reaktorhöhe  $h$  ergibt sich zu Gl. 2-4, wobei je nach Reaktorwahl die Dichte  $\rho_i$  des Wasser/Füllkörper/Biofilmgemisches bzw. im Fall des Rieselbettreaktors nur die Dicke des Füllkörpers und des Biofilmes unter Berücksichtigung des Schüttgutverhaltens des Festbettes angesetzt werden muss.

$$p_h = \rho_i \cdot g \cdot h \tag{Gl. 2-4}$$

Methanschlupf durch Einfluss der Druckverhältnisse und Löslichkeitsgleichgewichte

Am Beispiel einer Biogasanlage soll das Zusammenspiel von Löslichkeit und Druckverhältnis bewertet werden. Bei steigendem Druck und gleichen Temperaturen, verhält sich die gelöste Gasmenge proportional. Daher steigen die Emissionen von Methan und Kohlenstoffdioxid mit steigender Reaktorhöhe über den Weg des Gärrestes. Nach Verlassen des Reaktors kommt es zur plötzlichen Druckentlastung und somit zum Entgasen aus dem flüssigen Substrat. Im Falle des Methans stellt dies also einen Verlust dar. Reaktoren geringer Bauhöhe bzw. Rieselbettreaktoren, die ein geringer hydrostatischer Druck charakterisiert, haben diesbezüglich einen Vorteil.

Nachteilig ist jedoch der Einfluss auf die Biogaszusammensetzung. Da die Löslichkeit von Kohlenstoffdioxid ca. 24-mal besser ist als die von Methan, bedeutet eine Druckerhöhung im Reaktor eine Verbesserung der Biogasqualität. Es wird mehr Kohlenstoffdioxid als Methan gebunden und über den Gärrest ausgetragen. Diesbezüglich wäre der überstaute Festbettreaktor von Vorteil. Die Löslichkeit lässt sich über das Henry Gesetz berechnen. Jedes Gas hat eine spezifische Löslichkeit in Abhängigkeit vom Umgebungsdruck und der Temperatur. Es wird dabei angenommen, dass keine Reaktion mit Wasser stattfindet, bzw. ein Gleichgewicht vorliegt. Die Abhängigkeit der Temperatur lässt sich unter Berücksichtigung der Henrykoeffizienten  $K_H$ , der Löslichkeitsenthalpie  $\Delta H_S$  und der universellen Gaskonstante  $R^*$  durch Gl. 2-5 berücksichtigen.

$$K_{H_{CH_4}} = K_{H_{CH_4}}^0 \cdot \exp\left(\frac{-\Delta H_S}{R^*} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^0}\right)\right) \quad \text{Gl. 2-5}$$

Mit der Ermittlung des Partialdruckes  $p_{CH_4}$  ergibt sich der Anteil des gelösten Gases nach Gl. 2-7.

$$p_{CH_4} = p_x \cdot c_{CH_4} \quad \text{Gl. 2-6}$$

$$L_{CH_4} = p_{CH_4} \cdot K_{H,CH_4} \quad \text{Gl. 2-7}$$

Unter Annahme eines Methan/Kohlenstoffdioxid-Verhältnisses bei der Biogasbildung von 55/45, einer Fermenterhöhe von 7 m, einem Fermentervolumen von 3500 m<sup>3</sup> und einer Gärrestabfuhr von 70 m<sup>3</sup>/d liegt unter mesophilen Bedingungen (37 °C) der Schlupf für Methan bei 6,6 l/d und für Kohlenstoffdioxid bei 119,7 l/d (Anhang A-1, A-2). Bei der Betrachtung dieser Mengen über den Pfad der Lösung im Gärrest (!) ohne die Betrachtung der Biogasbildung durch weiteren Substratabbau im Gärrest wird deutlich, dass diese Emissionen im Vergleich relativ unbedeutend sind.



### 3. Physikochemische Eigenschaften von Biofilmen

#### 3.1. Die Immobilisierung von Mikroorganismen und Biofilmbildung

Als immobilisiert bezeichnet man Biokatalysatoren oder lebende Zellen die durch chemische oder physikalische Wechselwirkungen in ihrer Beweglichkeit eingeschränkt sind [218]. Dadurch wird ihr Eintritt in die mobile Phase des Reaktors verhindert. Die Vorteile der Immobilisierung lebender Zellen in Hinblick auf den Stoffwechsel der Mikroorganismen wurden bereits in Kapitel 2.1. beschrieben.

Die Anreicherung von Mikroorganismen und inertem organischen und anorganischen Material an Grenzflächen formt den Biofilm. Der Prozess der Biofilmbildung ist von einer Vielzahl von Einflussfaktoren abhängig und infolgedessen in seiner Ausbildung und mikrobiellen Stoffwechsellätigkeit unterschiedlich. Dennoch wurde bereits durch eine Vielzahl von Autoren eine Abfolge verschiedener Phasen beschrieben [83].

In der ersten Phase erfolgt der Transport der Zellen zur Oberfläche, wobei zum einen ein diffusiver Transport durch die Brownsche Molekularbewegung, zum anderen der deutlich bedeutendere konvektive Transport durch den Flüssigkeitstransport stattfinden (Abbildung 3-1). Des Weiteren kann, sofern vorhanden, die aktive Bewegung der Zellen aufgrund chemischer Konzentrationsgradienten erfolgen. Im zweiten Schritt folgt die initiale Adhäsion, die ein physikochemischer Prozess und reversibel oder irreversibel ist. Der Übergang zur irreversiblen Bindung ist fließend und umstritten. Die Umwandlung ist vom Trennungsabstand und den wirkenden Kräften zwischen Bakterium und Trägeroberfläche abhängig. Bei einem Trennungsabstand bis zu 50 nm wirken nur die relativ schwachen van-der-Waals-Kräfte. Diese können durch leichte Scherkräfte unterbrochen werden. Bei einem Abstand von 10 bis 20 nm wirken zusätzlich elektrostatische Kräfte. Da die Nettoladung der meisten Organismen negativ ist und auch die meisten natürlichen Oberflächen eine negative Ladung haben, wirken die elektrostatischen Kräfte abstoßend aufeinander. Eine irreversible Bindung kann erst bei einem Trennungsabstand kleiner als 1,5 nm entstehen. Diese starke Annäherung kann erreicht werden, wenn die Organismen fähig sind Adhäsionsfühler auszustrecken, um mit hydrophoben Gruppen die Oberfläche zu dehydratisieren. Bei hinreichender Annäherung werden Wasserstoffbrückenbindungen, ionische Bindungen und Liganden-Rezeptor-Beziehungen ausgebildet. Die Mikroorganismen beginnen nun EPS (Extrazelluläre Polysaccharide) zu bilden [46][143]. Der Übergang zu dieser dritten Phase (attachment) ist daher fließend und wird auch als primäre Adhäsion zusammengefasst [144]. Nach neueren Forschungen kann der Übergang von einer reversiblen zu einer irreversiblen Bindung bei einigen Bakterien durch das Quorum Sensing erklärt werden. Quorum Sensing ist die Fähigkeit von Bakterien, über die Konzentration von kleinen Signalmolekülen die Zelldichte ihrer Population zu messen. Diese Signalmoleküle werden von den Bakterien kontinuierlich produziert und an ihre Umgebung abgegeben. Bei der Überschreitung einer bestimmten Konzentration von extrazellulären Signalmolekülen binden sich diese an spezifische Rezeptoren, die die Transkription verschiedener Gene aktivieren. So kann die Vermehrung und die EPS-Bildung in Abhängigkeit von der Populationsdichte geregelt werden [145].

In der letzten Phase erfolgt die Oberflächenkolonisierung. Die Zellvermehrung setzt ein, wobei ein intensiver Zellkontakt bestehen bleibt, sodass sich Kolonien bzw. der Biofilm ausbilden. Es erfolgt hier die Unterteilung in Wachstumsphase und Plateauphase, die letztlich die Biofilmdicke definieren. Diese Phasen sind jedoch stark von den Mikroorganismen und den Umweltfaktoren abhängig [144].

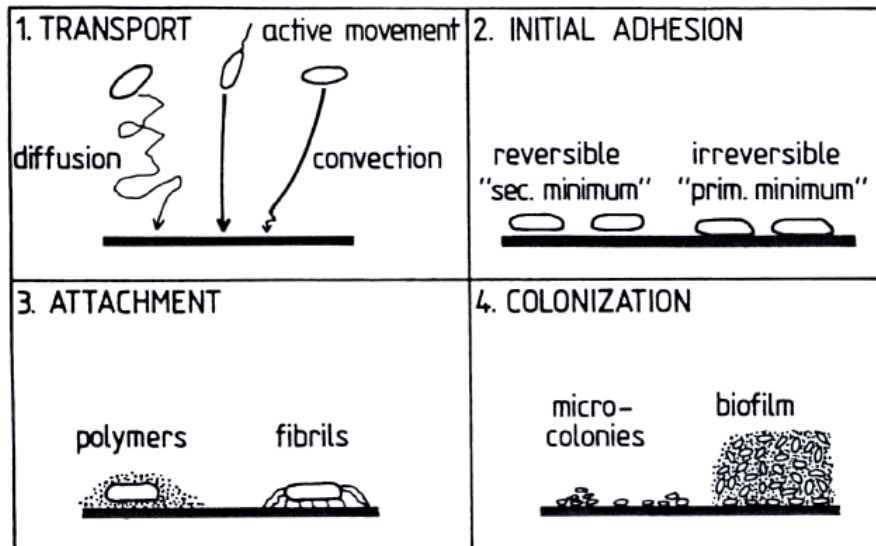


Abbildung 3-1: Phasen der Biofilmbildung; nach [83]

Das Trägermedium hat eine besondere Bedeutung für die Ansiedlung [50]. Die Immobilisierungsgeschwindigkeit steigt mit zunehmender Rauigkeit bzw. Porosität. Porendurchmesser von 1-10  $\mu\text{m}$  können von Anaerobiern ideal besiedelt werden, da die durchschnittliche Zellgröße der Bakterien bei 1-5  $\mu\text{m}$  liegt. Größere Poren bieten zudem den Vorteil der Kolonie- und Biomassekomplexbildung. In der Anaerobtechnik haben sich solche mikro- und makroporösen Oberflächenstrukturen (60-300  $\mu\text{m}$ ) als effektiv erwiesen. Bei hydraulischen Spitzenbelastungen oder dem Rückspülen wird der biologische Rasen entfernt, die verbleibende Biomasse in den Poren initiiert die Wiederbesiedelung, sodass kurzfristig eine volle Regenerierung erreicht werden kann. Mit steigender Porenanzahl wächst also die Porosität des Trägermaterials, sodass eine große Besiedlungsfläche ermöglicht wird. Eine Begrenzung liegt hier nur in der Stabilität des Trägerkörpers (Abrieb, Bruchstabilität beim Einfüllen, Druckstabilität bei bestimmter Reaktorhöhe), insbesondere im Falle von Tropfkörpern vor, da hier keine Auftriebskräfte herrschen.

In makroporösen Trägermaterialien werden hochkonzentrierte Bakteriensuspensionen in kurzer Zeit immobilisiert. Es kann davon ausgegangen werden, dass die innere Oberfläche für externe Stofftransportvorgänge jedoch nicht zur Verfügung steht [208]. Die aktive Biofilmoberfläche beschränkt sich, abgesehen von der Oberflächenstruktur des Biofilmes, auf die äußere geometrische Abmessung des Trägerkörpers unter Berücksichtigung der inaktiven Biofilmschicht aufgrund von abgestorbenem Zellmaterial.

### Immobilisierung methanogener Archaeen in Festbettreaktoren

Ziele bei der Immobilisierung methanogener Archaeen, also der Ausbildung eines anaeroben Biofilmes in technischen Systemen zur Umsetzung verschiedener Substrate unter Biogasgewinnung, sind stets die Ausbildung eines stabilen, resistenten Biofilms auf einem Trägermedium in möglichst kurzer Zeit. Aufgrund der damit verbundenen ökonomischen Aspekte hinsichtlich Investitionskosten des Trägermediums, aber auch des möglichst raschen Anlagenbetriebes und Umsatzes, ist das Anfahrverhalten immer wieder im Fokus wissenschaftlicher Untersuchungen. Einen Überblick über verschiedene Untersuchungen und Erkenntnisse für eine günstige Anfahrstrategie wird in [129] und [46] gegeben.

In der Praxis ist es günstig, bereits adaptierte Impfschlämme bzw. Bakterienkulturen zu nutzen, sodass eine schnelle Anpassung und Immobilisierung substratzugänglicher Mikroorganismen möglich ist. Meist stehen jedoch solche Impfschlämme z.B. aus ähnlich betriebenen Systemen nicht zur Verfügung bzw. der Transport ist unwirtschaftlich.

Interessanterweise kann neben Klärschlamm aerob vorkultivierter Schlamm, z.B. aus dem Belebtschlamm der Abwasserreinigungsanlage, zur Animpfung eines anaeroben Reaktors verwendet werden. Der im Anschluss etablierte anaerobe Reaktor wird als sehr robust beschrieben [46][138]. Vermutlich kommt es zur Selektion stressresistenter Stämme. Zudem wurden die Bedeutung des Impfschlammes und deren Menge bestätigt [138]. Eine Verdünnung des Impfschlammes führt zu einer Verzögerung des Einfahrprozesses.

Insbesondere wird dem hydrophoben Charakter des Trägermaterials eine höhere Bedeutung in Hinblick auf die Zelladhäsion beigemessen. Es wird ein Zusammenhang der Hydrophobizität der bakteriellen Zellwände mit den wirkenden Haftkräften an der Grenzfläche hergestellt [83]. Je höher der Kontaktwinkel der bakterienenthaltenden Flüssigkeit (damit also die Grenzflächenspannung), desto stärker sind die adhäsiv wirkenden Kräfte [88]. Jedoch liegen auch konträre Erkenntnisse mit hydrophiler Oberfläche vor [50]. Vermutlich führt hier das Anheften anderen Bakterienspezies zu einer Erstbesiedlung.

Nach der Inbetriebnahmephase und der folgenden Betriebsführung kommt es zu einem weiteren Wachstum der Biomasse bzw. zu Filtereffekten im Festbett. Idealerweise wäre die Einstellung eines Gleichgewichtes zwischen Biomasseaufwuchs plus Filtereffekt und geschwindigkeitsbedingtem Materialabtrag wünschenswert. In der Praxis ist dies jedoch nicht realisierbar. Es wird daher empfohlen, in geeigneten zyklischen Abständen den Festbettreaktor mit erhöhten Strömungsgeschwindigkeiten bspw. durch Rückspülen teilweise zu „reinigen“, sodass der Betrieb unter Ausnutzung des vollständigen Reaktorvolumens ohne Totzonen und Kurzschlussströmung betrieben werden kann [99].

### **3.2. Die Struktur anaerober Biofilme**

Auch in Hinblick auf die Modellbildung des Stoffumsatzes in Biofilmen, ist neben der Biofilmdicke ein Verständnis der Struktur und des Aufbaus von Biofilmen erforderlich, da dadurch maßgeblich die Diffusionsvorgänge bzw. das konvektive Stofftransportverhalten beeinflusst werden.

#### Extrazelluläre Polysaccharide EPS

Die Ausbildung einer Schicht aus Extrazellulären Polysacchariden EPS (Extrazelluläre Substanzen) stellte sich in den letzten Jahren als wesentlicher Faktor der Intensität der Stoffwechsellätigkeit der Mikroorganismen heraus. Deren Bildung ist im anaeroben Milieu deutlich geringer, wodurch auch die Einlagerung der Anaerobier in der EPS Schicht deutlich langsamer verläuft und damit auch die Immobilisierung.

Das tatsächliche Zellvolumen ist jedoch nur ein kleiner Teil des absoluten Biofilmvolumens. Extrazelluläre Polysaccharide bilden mit Wasser die EPS-Matrix, die die Mikroorganismen einbettet und der Hauptbestandteil von Biofilmen ist. Polysaccharide, Proteine und Lipide sind die wesentlichen Hauptbestandteile und werden von den Mikroorganismen ausgeschie-

den, gehen als Schleim in Lösung und umgeben die Zellen als Schleim oder Kapseln [38]. Die Struktur und Zusammensetzung der EPS-Matrix variiert je nach Mikroorganismenkonsortium und Substratangebot. EPS macht einen organischen Masseanteil von 60 – 90 % des Biofilms aus und ist verantwortlich für die schleimige Konsistenz (Hydrogel) von Biofilmen [46]. EPS bildet die dreidimensionale Struktur des Biofilmes, sodass sie dünne schleimige aber auch filamentöse und dicke Biofilme ausbilden können. Es hat entscheidenden Einfluss auf die physikochemischen Eigenschaften wie mechanische Stabilität, Wasserbindung oder Massentransport des Biofilmes. Auch die enzymatische Wirkung der Proteine hat eine wesentliche Bedeutung [181]. Weitere Funktionen sind die Akkumulation von Nährstoffen, der Schutz vor toxischen Stoffen oder osmotischen Schocks und pH-Wert Extremen, die Begünstigung von synergetischen Mikrokonsortien zur konzentrierten Abbauleistung, der leichtere Austausch gentischen Materials und damit verbunden, der bessere Austausch und Erhalt von Resistenzeigenschaften.

### Heterogene Struktur von Biofilmen

Makroskopisch weisen Biofilme eine gleichförmige Struktur auf, jedoch ist die Oberfläche meist nicht eben, sondern zerklüftet. Zudem ist der Transport der Substrate in den Biofilm nicht konstant und ändert sich mit der Tiefe [119]. Daher kommt es lokal zu unterschiedlichen Wachstumsraten verschiedener Mikroorganismen.

Die Betrachtung der Umgebung von Biofilmen beschreibt zwei Zonen, die Biofilmschicht und die Fluidschicht. Die Fluidschicht fließt nicht nur am Biofilm ab. Der Biofilm weist eine komplexe heterogene Struktur auf, die aus verschiedenen Zellstrukturen besteht. Wasser kann auf und durch den gesamten Biofilm fließen und mit der Biomasse interagieren [75].

Abbildung 3-2 zeigt die Entwicklung der Modellvorstellung von Biofilmen [209]. WILLIAMSEN und MCCARTY stellten sich den Biofilm als eine homogene Schicht auf dem Aufwuchsmedium (dem Substratum) vor, in der Bakterien gleichverteilt sind und die von einem Flüssigkeitsfilm (Bulkphase) umspült werden [96]. Die Erweiterung des Modells erfolgte durch CHARACKLIS und WILDERER um einen Oberflächenfilm, der eine Grenzschicht mit deutlich höherem Flüssigkeitsanteil darstellt [220]. Durch COSTERTON et al. erfolgte die Einführung des Mushroommodells, das von porösen Strukturen ausgeht, in denen neben der Diffusion auch Konvektion stattfindet [148]. Ermöglicht wurde diese Betrachtung durch die Einführung der CLSM (confocal laser scanning microscopy), die die Betrachtung von Kanälen, und Poren, und damit die heterogene Struktur zulässt. KEEVIEL beschreibt die Oberfläche als gestapelte Bakteriencluster (Bakterienhaufen) [142].

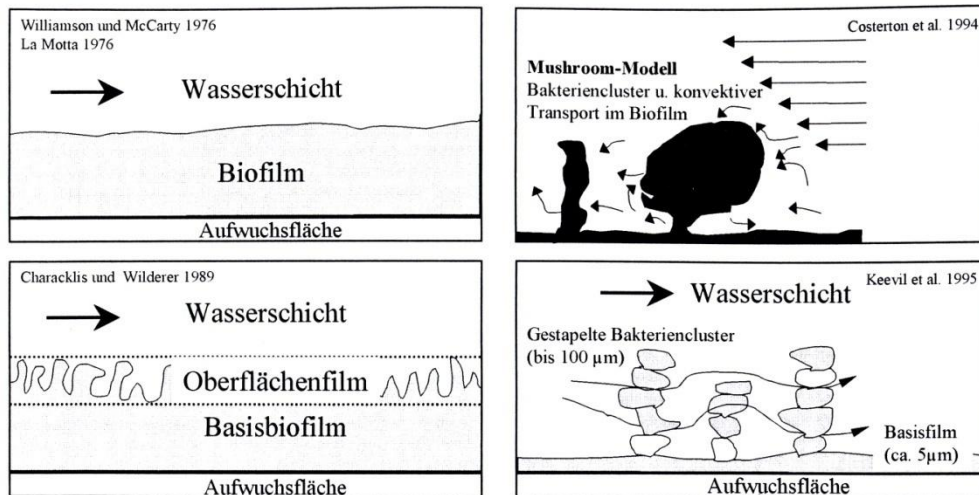


Abbildung 3-2: Entwicklung der Modellvorstellung von Biofilmsystemen; [209]

### Hydrodynamik in heterogenen Biofilmen

Die Hydrodynamik hat in allen Stadien der Biofilmentwicklung einen Einfluss auf die Ausbildung des Biofilmes und umgekehrt. Die Strömung an Oberflächen ohne Biofilm bildet eher ein laminares Strömungsprofil aus. Die Präsenz eines Biofilmes bewirkt ein nahezu gleich verteiltes Strömungsprofil (turbulente Strömung) [75]. Die Strömung liegt hier eher stabil und gleichförmig vor, sodass maximale Strömungsgeschwindigkeiten ausgeglichen werden. Als Ursache wird die viskoelastische Eigenschaft des Biofilmes (also der Mikroorganismen eingebettet in EPS) angesehen. Die höhere Rauigkeit und Möglichkeit zur Bewegung der einzelnen Biofilmstrukturen im Flüssigkeitsstrom ermöglicht die Stabilisierung der Strömung innerhalb des Fließquerschnittes [186]. Zudem konnte nachgewiesen werden, dass ebenfalls eine Strömung innerhalb des Biofilmes nahe der Trägerwand vorliegt.

### Einfluss der Scherkräfte

In einer Vielzahl von Untersuchungen wurde der Einfluss der Scherkräfte auf die Biofilmbildung sowohl in aeroben als auch anaeroben Festbettreaktoren bzw. Schlammbedreaktoren beobachtet [33][31][41][29]. Es wurde der Effekt auf die Bakteriendichte, Bakteriendicke und Biofilmbabtragsrate in Korrelation zur Re Zahl gestellt [98][68].

HORN und HEMPEL ziehen den Umsatz im Biofilm, die Biofilmdichte und die Oberflächenstruktur als wesentliche Merkmale zur Beschreibung des Biofilmes heran [48]. Abbildung 3-3 fasst die Abhängigkeiten zusammen, wobei bei einer hohen Substratversorgung die Biofilmdichte sinkt und die maximale Umsatzrate ansteigt. Eine hohe Scherbeanspruchung führt zu einer gegenteiligen Entwicklung. Die Struktur der Oberfläche wird durch beide Faktoren beeinflusst. Es bleibt jedoch unklar, ob eine glatte oder raue Oberfläche resultiert.

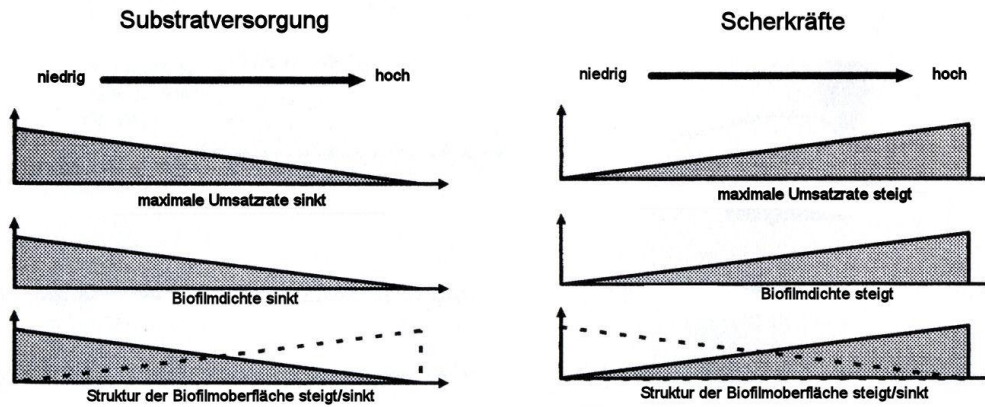


Abbildung 3-3: Abhängigkeit der verschiedenen Biofilmeigenschaften von Substratversorgung und Scherbeanspruchung; nach [48]

Etwas konkreter wird der Einfluss hydrodynamischer Scherkräfte auf den Biofilm in Abbildung 3-4. Jedoch muss die verringerte Biofilmdicke aufgrund der erhöhten Scherkräfte durch erhöhte Durchflüsse weitergehen untersucht werden, da zugleich ein erhöhtes Wachstum durch das erhöhte Substratangebot vorliegt [32].

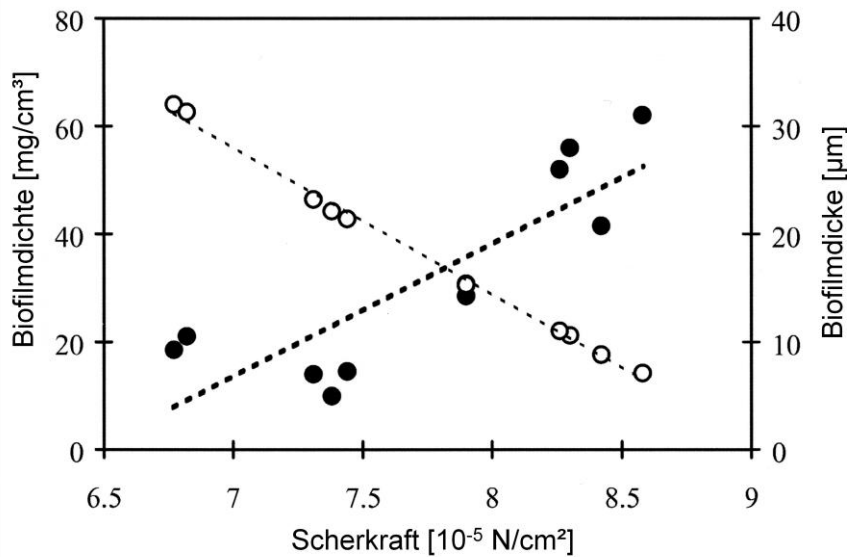


Abbildung 3-4: Einfluss der Scherkräfte auf Biofilmdicke ○ und Biofilmdichte ● im Anaeroben; nach [32]

Die Berechnung der Strömungsgeschwindigkeit  $v$  und damit der Re Zahl kann für überstaute Festbettreaktoren unter Berücksichtigung der Reaktorquerschnittsfläche  $A_{RK}$  und der Porosität  $\varepsilon$  nach Gl. 3-1 erfolgen. Für quasikontinuierliche Prozesse muss dabei die momentane  $Q_{mom}$  und nicht die gemittelte, täglich zugeführte Menge beachtet werden.

$$v = \frac{Q_{mom}}{A_{RK} \cdot \varepsilon} \tag{Gl. 3-1}$$

In biofilmbewachsenen Festbettreaktoren ist die effektive Porosität  $\varepsilon$  häufig unbekannt. Zudem kann es zu Verblockungen und Kanalströmungen bzw. Randgängigkeiten im Laufe der Betriebszeit kommen. Daher lässt sich in der Praxis die Durchflussgeschwindigkeit nur mit Hilfe eines Tracerversuches zur Ermittlung der mittleren Verweilzeit (Medianzeit  $t_M$ ) und der Reaktorhöhe  $h$  berechnen. Die Medianzeit entspricht dann der Rieselzeit  $R_t$ .

$$v = \frac{h}{R_t} \quad \text{Gl. 3-2}$$

Die Biofilmauflöserate  $R_s$  in einem Festbettreaktor (hier Nylon, Füllkörper) wurde in Abhängigkeit vom Durchfluss und den auftretenden Scherkräften  $\sigma$  durch die schrittweise Erhöhung der Durchflussgeschwindigkeit ermittelt. Beispielsweise wurde bei dem untersuchten System die Abhängigkeit gemäß Gl. 3-3 experimentell ermittelt [29]. Sie ist jedoch nur für das hier untersuchte System repräsentativ.

$$R_s = 0,0003 \cdot Q_{zu}^{0,52} = 0,0142 \cdot \sigma^{0,6} \quad \text{Gl. 3-3}$$

### 3.3. Modellbildung in Biofilmreaktoren

#### 3.3.1. Kinetische Betrachtung

Zur Beschreibung der Reaktions- und Stoffwechselgeschwindigkeit infolge des mikrobiologischen Substratabbaus wird eine Reaktion erster Ordnung in Abhängigkeit von der Biomassekonzentration herangezogen. Unter Ausschluss einer Substrat- bzw. Nährstofflimitierung, lässt sich die Zunahme der Biomasse  $X$  durch

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{\max} \cdot X \quad \text{Gl. 3-4}$$

beschreiben. Der Parameter  $\mu_{\max}$  ist die maximale Wachstumsgeschwindigkeit bei Substratsättigung. Durch Integration ergibt sich die Biomasse zu

$$X(t) = X_0 \cdot e^{\mu_{\max} \cdot t} \quad \text{Gl. 3-5}$$

$X_0$  gibt die Anfangskonzentration der Bakterien an. Ist das notwendige Substrat nur begrenzt verfügbar, wird das Wachstum der Mikroorganismen limitiert. Der Einfluss einer Substratabhängigkeit kann durch Gl. 3-6 des Nobelpreisträgers J. Monod beschrieben werden:

$$\frac{1}{X} \frac{dX}{dt} = \mu(c_S) = \mu_{\max} \cdot \frac{c_S}{K_S + c_S} - b \quad \text{Gl. 3-6}$$

Es wird der bestehende, nichtlineare Zusammenhang zwischen der spezifischen Wachstumsgeschwindigkeit  $\mu$  und dem wachstumslimitierenden Substrat beschrieben. Die Halbsättigungskonstante  $K_S$  (Monodkonstante) ist die Substratkonzentration  $c_S$  bei einem Wachstum von  $\mu = \mu_{\max}/2$ .  $K_S$  kann als Maß für die Substrataffinität des Mikroorganismus angesehen werden und ist neben  $\mu_{\max}$  und dem Ertragskoeffizienten  $Y_{OTS/CSB}$  einer der fundamentalen Wachstumsparameter der Bakterien. Ein kleiner  $K_S$ -Wert entspricht einer hohen Substrataffinität und die Organismen können auch niedrige Substratkonzentrationen ausnutzen. Es folgt eine hohe Abbauleistung.

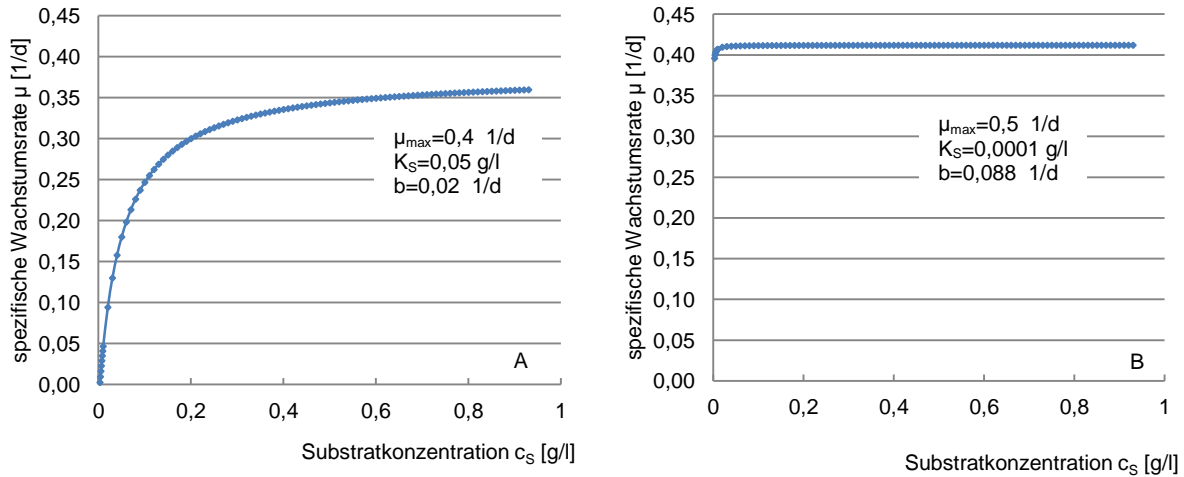
Die kinetischen Parameter  $\mu_{\max}$  und  $K_S$  müssen für die jeweiligen Mikroorganismen einzeln bestimmt werden. Da in einigen Systemen eine Mischpopulation auftritt, werden auch für diese Stoffwechselketten z.T. mikroorganismenspezifische Parameter angegeben. Es kann für jeden einzelnen Abbauschritt des anaeroben Biomasseabbaus eine Modellierung erfolgen [101]. In Tabelle 3-1 werden die kinetischen Parameter der acetoklastischen bzw. hydrogenotrophen Methanogenese (Vgl. Kapitel 4.1.) aus verschiedenen Literaturquellen dargestellt. Es ist offensichtlich und auch verständlich, dass große Unterschiede, sogar um Zehnerpotenzen, vorliegen können, sodass eine Vorhersage einen großen Schwankungsbereich umfasst. Es werden unterschiedliche Substrate aber auch unterschiedliche Mikroorganismen dargestellt. Für die weitere Betrachtung erfolgt die Wahl repräsentativer Parameter, basierend auf der Auswertung der vorliegenden Daten verschiedener Quellen.



Tabelle 3-1: Wachstumsspezifische Kennzahlen methanogener Spezies; nach [129]

Quelle	Substrat/ Spezies	T [°C]	Absterberate b [ $\frac{1}{d}$ ]	max. spez. Wachstums- rate $\mu_{\max}$ [ $\frac{1}{d}$ ]	Ertrags- koeffizient $Y_{0TS/CSB}$ [ $\frac{g\ oTS}{g\ CSB}$ ]	Halbsättigungskonstante $K_S$ [ $\frac{kg\ CSB}{m^3}$ ]	
						H <sub>2</sub>	Acetat Ac
[151] [222]	Siedlungsabfall, immobilisierte Biomasse		0,005-0,01	0,3-0,5		$2,4 \cdot 10^{-4}$ - $10^{-3}$	0,6
[152] [153] [154]	Siedlungsabfall, immobilisierte Biomasse		0,005-0,01	0,1-0,5		0,002-0,01	0,025-0,08
[155]	Anaerobschlamm	37		3,34			0,600
[156]	Modell, Mischkultur			0,4	0,06		0,002
[157]	Modell			0,24	0,04		0,07
[158]	<i>methanosarcina</i>	50		1,4			0,3
[159]	<i>methanosarcina</i>	36		0,5-0,7	0,03- 0,04		0,3
[47]	<i>methanosaeta</i>	30- 37		0,1	0,02		0,025
[47]	<i>methanosarcina</i>	30- 37		0,4	0,04		0,25
[150]	<i>methanobacterium</i>	30		0,26	0,01		0,011
[101]	<i>methanobrevibacter smithii</i>	37		4,02	0,045	0,018	
[149]	<i>methanospirillum hungatii</i>	37		0,05	0,017-0,025	0,093-0,117	
[101]	hydrogenotrophe M.		0,088	0,05-4,07	0,017-0,045	$4,8 \cdot 10^{-8}$ - $6 \cdot 10^{-4}$	
[202]	acetoklastische M.	25- 35	0,011-0,037	0,23-0,39	0,04		0,1-1,15
[47]	acetoklastische M.	30- 37	0,004-0,0036	0,05-1,4	0,01- 0,08		0,011-0,93
[202]	hydrogenotrophe M.	35	0,08	0,5	0,45		
[47]	hydrogenotrophe M.	30- 37	0,01-1,2	1,4	0,06		0,1
Wahl	acetoklastische M.	37	0,02	0,4	0,03		0,05
Wahl	hydrogenotrophe M.	37	0,088	0,5	0,045	$10^{-4}$	

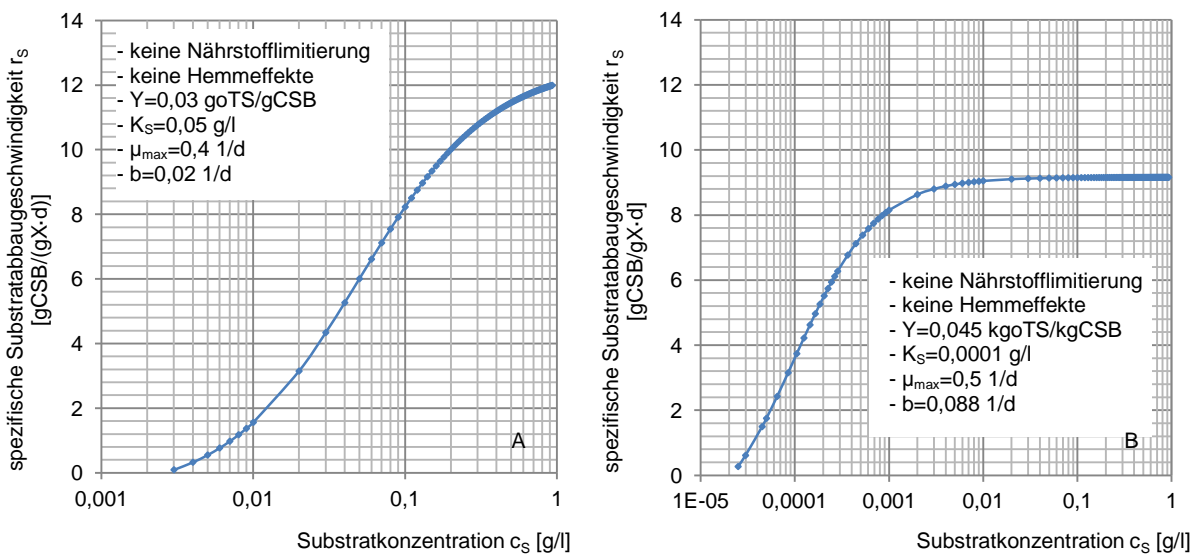
Unter Wahl der maximalen Wachstumsrate  $\mu_{\max}$  und  $K_S$  unter Differenzierung in acetoklastische und hydrogenotrophe Methanogene, liegt die Substratabhängigkeit der spezifischen Wachstumsrate  $\mu$ , wie Abbildung 3-5 dargestellt, als exponentielle Sättigungskurve vor. Es wird deutlich, dass die maximale Wachstumsrate  $\mu_{\max}$  auch bei weiterer Erhöhung des Substratangebots nicht überschritten wird [85]. Aufgrund der höheren maximalen Wachstumsrate  $\mu_{\max}$  und des höheren Ertragskoeffizienten ist die spezifische Wachstumsrate im wasserstoffumsetzenden Prozess (B) deutlich höher und schneller als im acetogenen Stoffwechsel. Im Ergebnis liegen bereits bei geringeren Substratkonzentrationen deutlich höhere Abbauraten und damit höhere Wachstumsraten der Mikroorganismen vor.



**Abbildung 3-5: Abhängigkeit der spezifischen Wachstumsrate von Substratkonzentration und den spezifischen Parametern für die A: acetoklastische und B: hydrogenotrophe Methanogenese**

Mit der spezifischen maximalen Wachstumsgeschwindigkeit  $\mu_{max}$  lässt sich das Abbauverhalten durch die spezifische Substratabbaugeschwindigkeit  $r_s$  mit Gl. 3-7 darstellen (Abbildung 3-6). Es wird deutlich, dass der hydrogenotrophe Abbau bei einer geringen Substratkonzentration deutlich schneller ist.

$$r_s = \frac{\mu_{max} \cdot c_s}{Y_{X/S} \cdot (c_s + K_S)} - b \quad \text{Gl. 3-7}$$



**Abbildung 3-6: Spezifische Substratabbaugeschwindigkeit  $r_s$  für die A: acetoklastische und B: hydrogenotrophe Methanogenese an ausgewählten Parametern**

### 3.4. Stoffwandlungs- und Transportprozesse an Grenzflächen in Biofilmen

Die Abgrenzung der verschiedenen Kompartimente einschließlich der Stoffumwandlungsprozesse im Biofilm zeigt Abbildung 3-7. Im Wasserkompartiment (Bulkwasser oder Wasserschicht) werden gelöste und partikuläre Komponenten transportiert. Die Strömungsgeschwindigkeit und die Konzentration der Substrate definieren die Umweltbedingungen. Die Wasserschicht ist in Rieselbettreaktoren in Abhängigkeit von Reaktorbauweise und Anlagenbetrieb unterschiedlich ausgeprägt. In überstauten Festbettreaktoren wird hier das Zwischenwasser bzw. Flüssigkeitskompartiment betrachtet (Vgl. Abbildung 2-7).

Durch das Fließen an einer (festen) Oberfläche ändert sich das turbulente zu einem laminaren Verhalten. In Richtung der Oberfläche kann ein Geschwindigkeitsgradient gemessen werden. Die Fließgeschwindigkeit ändert sich asymptotisch und wird an der Oberfläche mit Null angenommen. Der Abstand zwischen Hauptströmung und Oberfläche stellt die Grenzschicht dar. Diese Konzentrationsgrenzschicht bewirkt eine Transportbarriere. In dieser Schicht dominieren Diffusionsprozesse über der Konvektion. Oberhalb der Schicht ist die turbulente Diffusion bestimmend (externer Massentransfer). Aufgrund der Abhängigkeit der Diffusionsgeschwindigkeit vom Konzentrationsgradienten wird der Stofftransport in den Biofilm und damit auch die Umsatzrate in Abhängigkeit von der Dicke der laminaren Grenzschicht reduziert [185].

Das Biofilmkompartiment unterteilt sich in Basisbiofilm (hohe Dichte und nicht frei durchfließbar) und Oberflächenfilm (zottelig oder fädig ausgebildet und frei durchfließbar). Es ist mehrphasig und besteht aus einer Wasserphase, die sich zwischen der aktiven Biomasse (Mikroorganismen), der inaktiven Biomasse und der partikulären Substanzen (inertes Material/ Feststoffphase) befindet. Im Biofilmkompartiment findet der interne Massentransfer statt, der vorwiegend durch Diffusion charakterisiert ist [209][185]. Das Substratum bzw. das Trägermaterial dient als Aufwuchsfläche und ggf. als Nährstofflieferant.

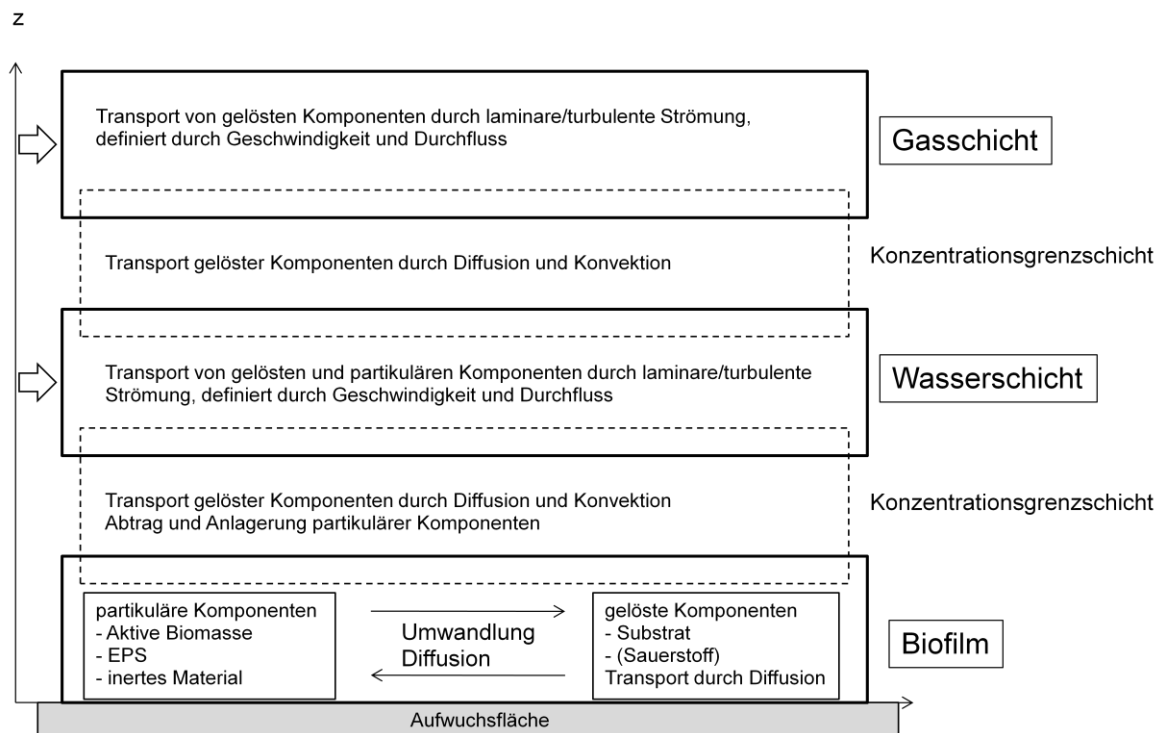


Abbildung 3-7: Überblick über die Stoffwandlungsprozesse in Biofilmsystemen; nach [209][185]

In Dreiphasensystemen, wie sie in Tropfkörpern oder Biofiltern vorliegen, liegt eine zusätzliche Gasphase vor, sodass der Austausch von Gasen über die Bulkphase stattfinden kann. In Abbildung 3-7 wird daher der Stofftransportprozess durch die Konzentrationsgrenzschicht der Gasphase ergänzt. Der Stoffübergang in Flüssigkeiten und Gasen ist aufgrund der verschiedenen Dichten, Viskositäten und thermischen Eigenschaften grob unterschiedlich. Zudem variiert die Dicke der Grenzschicht deutlich. In Gasmedien ist sie dicker als in flüssigen Medien. Aufgrund der günstigeren Diffusionskoeffizienten ist der Stofftransport in gasförmigen Medien 300 mal schneller als in flüssigen [221].

Der Weg des Substrates in den Biofilm ist davon abhängig, in welcher Form es dem System zugeführt wird. Ist das Substrat eine Flüssigkeit, bildet es gelöst mit dem Prozesswasser die Wasserschicht um den Biofilm (Bulkwasser). Von der Grenzschicht kann das Substrat in den Biofilm diffundieren und umgesetzt werden. Liegt ein gasförmiges Substrat an, kann es nicht direkt im Biofilm umgesetzt werden. Es muss zuerst in Lösung gehen, sodass eine zusätzliche Konzentrationsgrenzschicht über der Wasserschicht vorliegt. Erst darauf folgend ist die Diffusion in den Biofilm möglich. Eine solche „Verzögerung“ durch den Stoffübergang bzw. den Konzentrationsausgleich kann über das Henry Gesetz beschrieben werden. Gl. 3-8 zeigt das Gleichgewicht zwischen Gas- und Flüssigkeitsphase.

$$c_{i,fl} = K_{H,i} \cdot p_i \quad \text{Gl. 3-8}$$

In gut durchmischten Zellsuspensionen (gerührte Reaktoren) liegt ein pseudohomogenes System vor. Eine Stofftransportlimitierung zwischen den Zellen und der umgebenden Flüssigkeit lässt sich durch erhöhte Fluidgeschwindigkeiten vermeiden. Im Falle immobilisierter Zellen liegt ein heterogenes System vor. Der Katalysator (Biofilm, Zellen) bildet eine eigenständige Phase und ist von dem umgebenden Fluid durch die Grenzschicht getrennt. Die theoretischen Ansätze der heterogenen Katalyse sind damit anwendbar [208].

Abbildung 3-8 zeigt schematisch den Stoffübergang bzw. das Konzentrationsprofil in einem Zweiphasen- bzw. Dreiphasenmodell. Das Zweiphasenmodell wurde eingehend durch LEWIS beschrieben und wird aufgrund der Einfachheit häufig angewendet [97]. Es beschreibt die Prinzipien der Gasabsorption über eine Grenzfläche durch Diffusion in die Wasserphase. Durch Erweiterung um den Biofilm erhält man das Dreiphasenmodell.

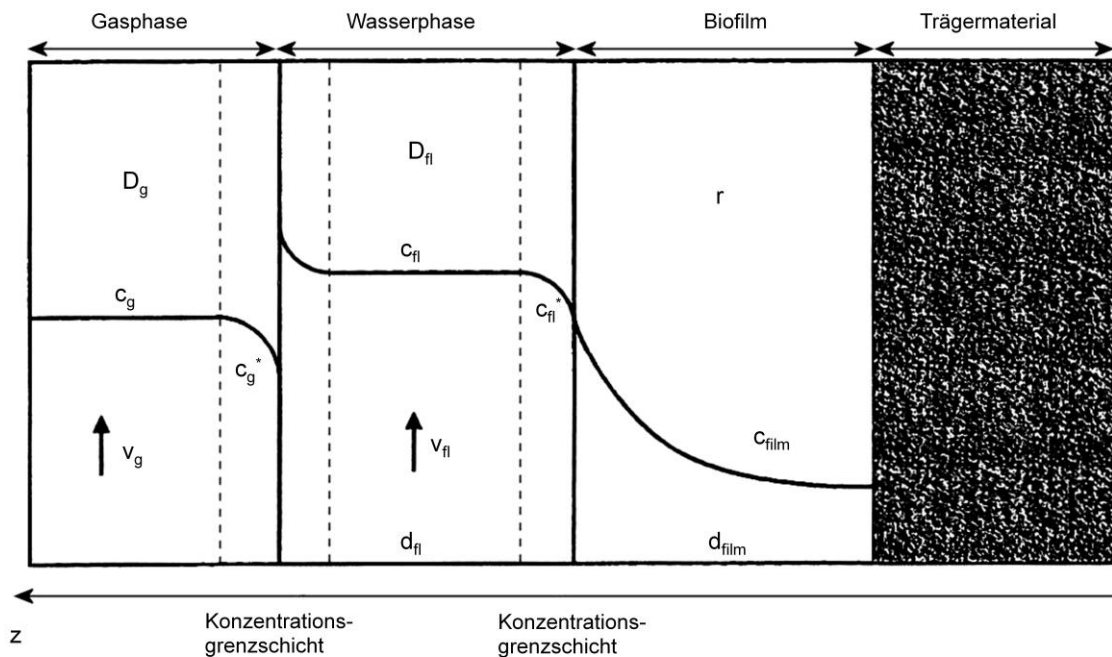


Abbildung 3-8: Stoffübergang in einem idealisierten Biofilm im Dreiphasenmodell; nach [85]

Infolge der Diffusion bzw. des lokalen Stoffumsatzes, kommt es zur Ausbildung der Konzentrationsgrenzschicht  $L_{Ci}$  an den jeweiligen Phasengrenzen. Die Dicke ergibt sich durch den Konzentrationsgradienten und die Anströmgeschwindigkeit. Der Stofftransport über die Phasengrenze beeinflusst den Stoffumsatz im Gesamtsystem. Eine hohe Stofftransportgeschwindigkeit gegenüber der eigentlichen bakteriellen Substratabbaugeschwindigkeit  $r_s$  hat keinen Einfluss auf die Geschwindigkeit des Gesamtumsatzes, da in diesem Fall eine Stoffwechsellimitierung vorherrscht. Ist die Stofftransportgeschwindigkeit kleiner als die bakterielle Abbaugeschwindigkeit, so liegt eine Diffusionslimitierung vor [196][96].

Der Massentransport gelöster Stoffe über die wirksame Grenzschicht in den Biofilm kann durch molekulare Diffusion beschrieben werden. Es erfolgt ein Stofftransport quer zur Strömung entlang des Biofilmes durch die Brownsche Molekularbewegung. Die treibende Kraft ist der Konzentrationsgradient, der durch das Fick'sche Gesetz beschrieben werden kann.

$$j = -D \cdot \frac{dc}{dz} \tag{Gl. 3-9}$$

Der Diffusionskoeffizient  $D$  ist ein schwer zu bestimmender Parameter und für anaerobe biologische Schichten sehr begrenzt untersucht [101]. Tabelle 3-2 zeigt die ermittelten Werte für methanogene Aggregate [102].

Tabelle 3-2: Diffusionskoeffizienten D in methanogenen Aggregaten bei 35°C; nach [102]

Verbindung	D [cm <sup>2</sup> /s]
Ethanol	1,20 x 10 <sup>-6</sup>
Acetat	1,71 x 10 <sup>-6</sup>
Wasserstoff	1,39 x 10 <sup>-5</sup>
Kohlenstoffdioxid <sup>1</sup>	4,31 x 10 <sup>-4</sup>
Methan	7,60 x 10 <sup>-6</sup>

Wird der Stoffübergang durch die Grenzschicht als linear angesehen so kann sowohl der Massenfluss in der Flüssigphase  $j_{fl}$  als auch in der Gasphase  $j_g$  durch

$$j_g = -D_g \cdot \frac{(c_g - c_g^*)}{L_{C_g}} \quad \text{Gl. 3-10}$$

$$j_{fl} = -D_{fl} \cdot \frac{(c_{fl} - c_{fl}^*)}{L_{C_{fl}}} \quad \text{Gl. 3-11}$$

beschrieben werden [188]. Es lässt sich der Stoffübergangskoeffizient  $\beta$  mit

$$\beta_g = \frac{D_g}{L_{C_g}} \quad \text{Gl. 3-12}$$

$$\beta_{fl} = \frac{D_{fl}}{L_{C_{fl}}} \quad \text{Gl. 3-13}$$

einführen.

Für den gesamten Stoffübergang über die Phasengrenzflächen kann analog zu den Gesetzen der Wärmeübertragung die Vereinfachung nach Gl. 3-14 angenommen werden, da im Gas aufgrund der turbulent durchmischten Gasphase sehr hohe Diffusionskoeffizienten auftreten.

$$\frac{1}{\beta_{g-fl}} = \frac{1}{\beta_g} + \frac{1}{\beta_{fl}} \approx \frac{1}{\beta_{fl}} \quad \text{Gl. 3-14}$$

Unter Verwendung des Henry Koeffizienten  $K_H$  und der Multiplikation des Stoffübergangskoeffizienten  $\beta_{fl}$  mit der gesamten Grenzfläche A (analog der Oberfläche der Trägerkörper), kann der transportierte Stoffstrom  $j$  über die gesamte Phasengrenzfläche bzw. für ein gesamtes Reaktorsystem bestimmt werden.

<sup>1</sup> in Wasser, [223]

$$j_{ges} = \beta_{fl} \cdot A \cdot (p_i \cdot K_H - c_{fl}^*) \quad \text{Gl. 3-15}$$

Der Massenstrom  $j$  lässt sich aus der Differenz der Konzentration in der Bulkphase  $c_{bulk} = c_{fl}$  und der Konzentration an der Biofilmoberfläche  $c_{fl}^*$  (aus experimentell ermittelten Konzentrationsprofilen) durch die so genannte Neumann Randbedingung bestimmen.

$$j = \beta \cdot (c_{bulk} - c_{fl}^*) \quad \text{Gl. 3-16}$$

Unter Annahme, dass sich die Konzentrationsgrenzschicht  $L_C$  wie ein stagnierender Flüssigkeitsfilm verhält [209], indem reine Diffusionsvorgänge stattfinden, lässt sich mit Gl. 3-12 und 3-16 die Dicke der Konzentrationsschicht berechnen zu

$$L_{C,th} \cong \frac{D}{\beta} \quad \text{Gl. 3-17}$$

Die theoretische Dicke der Konzentrationsschicht  $L_{C,th}$  wird in der Literatur mit Werten zwischen 20-120  $\mu\text{m}$  angesetzt [191]. Der Stoffübergangskoeffizient  $\beta$  lässt sich dann mit Hilfe des Diffusionskoeffizienten  $D$  abschätzen. Durch Aufnahme von Konzentrationsprofilen wurde jedoch gezeigt, dass die tatsächliche Konzentrationsgrenzschicht  $L_C$  dicker als die theoretische Konzentrationsgrenzschicht  $L_{C,th}$  ist. Das Verhältnis kann mit

$$\frac{L_{C,th}}{L_C} \cong \frac{2}{3} \quad \text{Gl. 3-18}$$

angegeben werden [191].

Die Dicke der Konzentrationsgrenzschicht ist von der Strömungsgeschwindigkeit in der Bulkphase bzw. des Wasserfilmes abhängig, wobei mit steigender  $Re$  Zahl eine Verringerung der Grenzschichtdicke  $L_C$  erfolgt [98]. Zur Bestimmung des Stoffübergangskoeffizienten wird die Sherwood Zahl  $Sh$  eingeführt. Sie ist die Kennzahl des Stoffüberganges und beschreibt das Verhältnis zwischen Stoffübergangstrom und Diffusionsstrom.

$$Sh = \frac{\beta \cdot d}{D} \quad \text{Gl. 3-19}$$

Damit lässt sich die theoretische Filmdicke durch

$$L_{C,th} \cong \frac{d}{Sh} \quad \text{Gl. 3-20}$$

ermitteln.

Die Sh Zahl lässt sich als Funktion der Re Zahl und der Sc Zahl (Schmidt Zahl) darstellen.

$$Sh = f(Re, Sc)$$

$$Sc = \frac{v}{D} = \frac{\eta^*}{\rho \cdot D} \quad \text{Gl. 3-21}$$

$$Re = \frac{v \cdot d}{\nu} = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\eta^*} \quad \text{Gl. 3-22}$$

Aufgrund der Bedeutung der Anströmung des Biofilmes, wurde der Stoffübergang für eine Vielzahl von Anwendungsfällen beschrieben. Tabelle 3-3 zeigt verschiedene Literaturquellen, die Sh in Abhängigkeit von Re und Sc bestimmen [191].

**Tabelle 3-3: Auswahl verschiedener Formulierungen von Sh in Biofilmreaktoren durch Re und Sc zur Berechnung des Stofftransportes; nach [191]**

Sherwood Zahl Sh	Reaktortyp	Quelle
laminar: $88 + (1,11 \cdot 10^{-11} / d_p) \cdot Re^{4,33} \cdot Sc^{1/3}$	durchströmtes Granulat in einem Strömungsrohr	[162]
laminar: $2 \cdot Re^{1/2} \cdot Sc^{1/2} \cdot (d/L)^{1/2}$ $2 \cdot Re^{1/2} \cdot Sc^{1/2} \cdot (d/L)^{1/2} \cdot (1 + 0,021 \cdot Re)$	Reaktor ohne Biofilm Biofilmreaktor	[100]
laminar <sup>2</sup> : $C \cdot A^n \cdot Re^{1/3} \cdot Sc^{1/3}$	umströmte partikelfixierte Biofilme	[161]

Es ist zu berücksichtigen, dass bislang die Transportvorgänge zwischen den Phasen als diffusionslimitiert betrachtet wurden. Eine Biomassezunahme ist jedoch nicht gleichbedeutend mit einer erhöhten Umsatzleistung, zudem verringert sich bei weitergehender Biofilmbildung die Reaktionsoberfläche, sodass es sogar zu Umsatzeinbußen kommen kann [209].

Eine weitere Kennzahl zur Beschreibung des Stoffüberganges unter Berücksichtigung der Substratabbaugeschwindigkeit ist der Thiele-Modul  $\Phi$ . Er beschreibt das Verhältnis zwischen der effektiven und der maximal möglichen Umsatzgeschwindigkeit, die durch Diffusion bestimmt wird [112]. In diesem Ansatz wird die Biofilmdicke  $d_{film}$  mitberücksichtigt.

$$\Phi = \frac{\max \text{Umsatzrate}}{\max \text{Diffusionsrate}} = d_{film} \sqrt{\frac{r_{\max}}{D \cdot K_s}} \quad \text{Gl. 3-23}$$

Der Thiele Modul dient zur Bestimmung der Art der Limitierung der Gesamtreaktion. Es werden die Grenzfälle Diffusionslimitierung und Reaktionslimitierung unterschieden. Für  $\Phi < 1$  liegt ein reaktionslimitiertes System vor, bei  $\Phi > 1$  liegt eine Transportlimitierung vor [112].

<sup>2</sup> C, n als Konstanten in Abhängigkeit zur Biofilmstruktur und A als tatsächliche Biofilmoberfläche/Aufwuchsfläche



Im Allgemeinen wird angenommen, dass die Reaktion in dicken Biofilmen diffusionslimitiert ist, da die Reaktion an der Katalysatoroberfläche schneller als der Transport der Edukte und Produkte verläuft [160]. Lediglich in dünnen Biofilmen ist der Prozess reaktionslimitiert [209]. Dem entgegengesetzt wurde ermittelt, dass in anaeroben Biofilmen keine Diffusionslimitierung vorliegt. Bei einer Biofilmdicke bis 2,6 mm war der Biofilm aktiv und vollständig penetriert. Als Ursache wird die offenporige filamentöse Struktur des Biofilmes und der damit verbundenen Durchmischung auf der Mikroebene durch die gasförmigen Emissionen vermutet. [96] [107].

Zusätzlich muss jedoch auch die Diffusionslimitierung der gasförmigen Reaktionsprodukte berücksichtigt werden. Der Diffusionskoeffizient im Anaeroben liegt nur bei 10- 30 % im Vergleich zu Wasser. Im Aeroben liegt das Verhältnis bei 80 %. Als Ursache wird die leicht zu beobachtende Gasblasenbildung innerhalb kleiner Kanäle im Biofilm benannt. Die einfache Präsenz der Gasblasen im Biofilm impliziert die schnellere Reaktion und den langsameren Abtransport und damit die Diffusionslimitierung [101].

Des Weiteren hängt der Stofftransport im Biofilm stark von der Penetration des Biofilmes ab [209]. Bei dickerem Biofilm stößt die Nährstoffdiffusion an Grenzen, sodass eine aktive und inaktive Biofilmdicke differenziert werden kann [163]. Es kann der Zusammenhang zwischen der clusterförmige Struktur von Biofilmen und dem konvektiven Transport bei erhöhten Anströmungsgeschwindigkeiten ( $Re \gg 0$ ) beschrieben werden. Bei größer werdender  $Re$  Zahl bzw. Strömungsgeschwindigkeit erhöht sich der Stoffübergang infolge des erhöhten Einflusses durch Konvektion, sodass die Abgrenzung zwischen internen und externen Stofftransport in Abhängigkeit von den vorherrschenden Fließgeschwindigkeiten erfolgt [48].

### 3.5. Verfahrenstechnische Beschreibung von Festbettreaktoren

#### Rieselbettreaktor mit Substratrückführung

Abbildung 3-9 zeigt schematisch einen Rieselbettreaktor mit Substratrückführung. Er kann er als Schlaufenreaktor betrachtet werden.

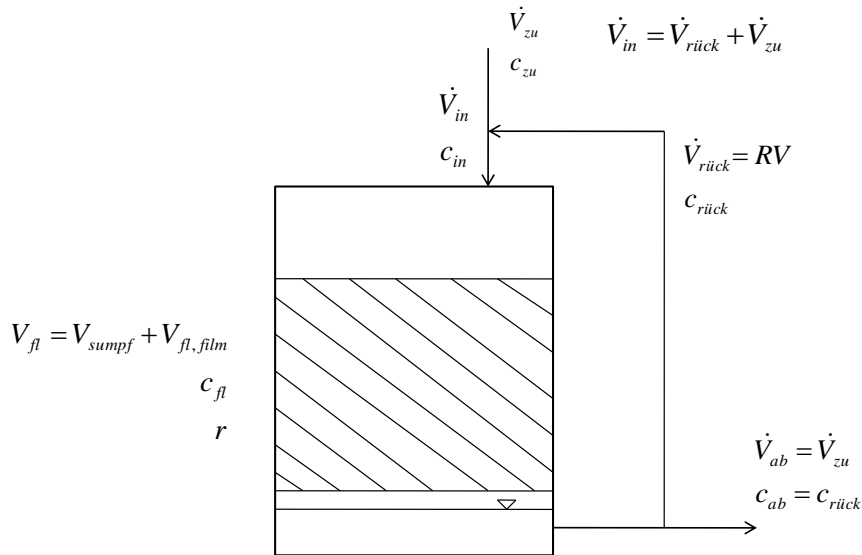


Abbildung 3-9: Schematische Darstellung eines Rieselbettreaktors mit Substratrückführung

Bei ausreichend hoher Substratrückführung kann von einem kontinuierlich und ideal durchmischten Rührkessel ausgegangen werden. Die Massenbilanz ergibt sich für die Flüssigkeitsphase wie folgt:

$$V_{fl} \cdot \frac{dc_{fl}}{dt} = \dot{V}_{zu} \cdot c_{zu} + \dot{V}_{rück} \cdot c_{rück} - \dot{V}_{ab} \cdot c_{ab} - \dot{V}_{rück} \cdot c_{rück} - r \cdot V_{fl} \quad \text{Gl. 3-24}$$

Mit  $\dot{V}_{ab} = \dot{V}_{zu}$  und mit der Tatsache, dass nach Gl. 3-24 die Rückführung in dieser Betrachtung keine Bedeutung hat, obwohl sie natürlich in Rieselbettreaktoren mit begrenzter Bauhöhe unabdingbar ist, ergibt sich in diesem Bilanzrahmen:

$$V_{fl} \cdot \frac{dc_{fl}}{dt} = \dot{V}_{zu} \cdot (c_{zu} - c_{ab}) - r \cdot V_{fl} \quad \text{Gl. 3-25}$$

Aufgrund der stationären Bedingungen gilt bei kontinuierlichem Betrieb des Reaktors

$$\frac{dc_{fl}}{dt} = 0 \quad \text{Gl. 3-26}$$

Somit ergibt sich

$$\dot{V}_{zu} \cdot (c_{zu} - c_{ab}) - r \cdot V_{fl} = 0 \quad \text{Gl. 3-27}$$

Für die Umsatzrate  $r$  ergibt sich demnach

$$r = \frac{\dot{V}_{zu} \cdot (c_{zu} - c_{ab})}{V_{fl}} \quad \text{Gl. 3-28}$$

Zur Beschreibung der Umsatzleistung kann die Umsatzrate direkt auf das Festbettvolumen  $V_{FB}$ , die wirksame Oberfläche, d.h. die Oberfläche des Trägermediums  $A_{FK}$  oder die Masse des Katalysators (BM), bezogen werden (Gl. 3-29 bis 3-31). Damit kann der Umsatz in Abhängigkeit vom Einsatz verschiedener Trägermedien mit verschiedenen spezifischen Oberflächen, Biofilmdicken oder Besiedelungsdichten beschrieben werden.

$$r_{FB} = \frac{\dot{V} \cdot (c_{zu} - c_{ab})}{V_{FB}} \quad \text{Gl. 3-29}$$

$$r_{BM} = \frac{\dot{V} \cdot (c_{zu} - c_{ab})}{V_{BM}} \quad \text{Gl. 3-30}$$

$$r_{A_{FK}} = \frac{\dot{V} \cdot (c_{zu} - c_{ab})}{A_{FK}} \quad \text{Gl. 3-31}$$

Die Betrachtung des Umsatzes in Biofilmreaktoren kann im Allgemeinen nach Gl. 3-32 unter Verwendung einer Reaktion erster Ordnung und der konstanten Umsatzrate  $k$  zur Beschreibung der Änderung der Substratkonzentration  $c$  erfolgen [210].

$$-\frac{dc}{dx} = k \cdot c \quad \text{Gl. 3-32}$$

Anstelle der Reaktorhöhe  $x$  kann auch die Verweilzeit  $\tau$  im Filter verwendet werden [210]. Da der Umsatz im Rieselbettreaktor in Abhängigkeit zur Kontaktzeit  $C_t$  des Substrates mit dem Biofilm besteht, kann die Beziehung nach Gl. 3-33 eingeführt werden.

$$-\frac{dc}{dC_t} = k \cdot c \quad \text{Gl. 3-33}$$

Nach Integration ergibt sich die Ablaufkonzentration zu

$$\frac{c_{ab}}{c_{zu}} = e^{-k \cdot C_t} \quad \text{Gl. 3-34}$$

Mit dieser Gleichung kann der grundlegende Zusammenhang zwischen dem Substratabbau und der Kontaktzeit  $C_t$  im Rieselbett beschrieben werden. Die Variable  $k$  steht dabei in Abhängigkeit zur Substratart und der Festbettbeschaffenheit bzw. der spezifischen Festbettoberfläche.

$C_t$  ist von der Rieselzeit  $R_t$  durch den Reaktor und der Verrieselungszahl  $R$  des Flüssigkeitsvolumens  $V_{fl}$  des Systems abhängig.  $R$  beschreibt die Anzahl der Verrieselungen für ein bestimmtes Flüssigkeitsvolumen im Festbett. Unter Bezugnahme auf das vorliegende Festbettvolumen  $V_{FB}$  besteht der Zusammenhang gemäß Gl. 3-35. Indirekt ist durch die Verrieselungszahl  $R$  die hydraulische Verweilzeit  $\tau_{fl}$  (Vgl. Kapitel 5.1.) und durch die Rieselzeit  $R_t$  die Träger- bzw. Biofilmeigenschaft und die Reaktorform ( $l:d$ ) berücksichtigt.

$$C_t = \frac{R \cdot R_t}{V_{FB}} \quad \text{in} \quad \left[ \frac{d}{m_{FB}^3 \cdot d} \right] \quad \text{Gl. 3-35}$$

Gegebenenfalls muss der zugeführte Volumenstrom  $\dot{V}_{zu}$  mit berücksichtigt werden, da durch die Substratzu- und abfuhr ein Einfluss auf die Kontaktzeit des jeweiligen zu differenzierenden Volumens vorliegt. In diesem Falle wird  $C_t$  definiert nach Gl 3-36.

$$C_t = \frac{R \cdot R_t}{\dot{V}_{zu} \cdot V_{FB}} \quad \text{in} \quad \left[ \frac{d}{m_{zu}^3 \cdot m_{FB}^3} \right] \quad \text{Gl. 3-36}$$

Die Verrieselungszahl  $R$  ergibt sich nach Gl. 3-37 aus dem Verhältnis von Rezirkulation  $RV$  und dem vorliegenden Prozesswasservolumen  $V_{fl}$ .

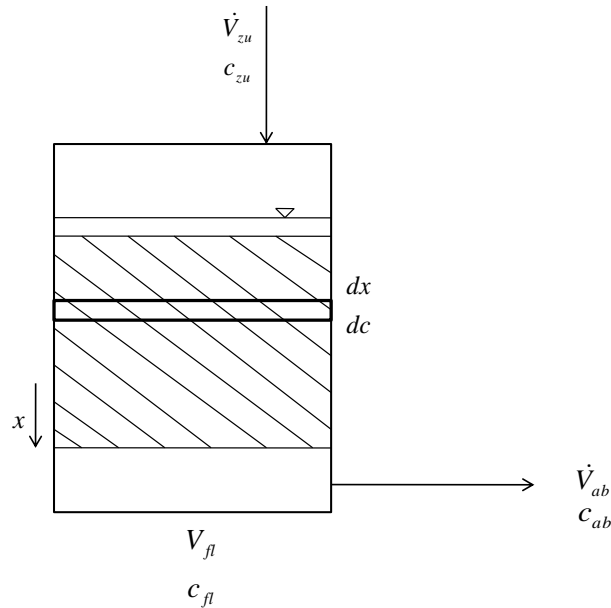
$$R = \frac{RV}{V_{fl}} \quad \text{in} \quad \left[ \frac{m^3 \cdot m_{FB}^3}{m_{FB}^3 \cdot m^3 \cdot d} = \frac{1}{d} \right] \quad \text{Gl. 3-37}$$

Zusammenfassend wird durch den Ersatz von  $C_t$  in Gl. 3-38 die Abhängigkeit des Substratabbaus im Rieselbettreaktor vom Rücklaufvolumenstrom  $RV$ , dem Prozesswasservolumen  $V_{fl}$ , der Rieselzeit  $R_t$ , dem Festbettvolumen  $V_{FB}$  und dem Zufuhrvolumenstrom  $\dot{V}_{zu}$  deutlich.

$$\frac{c_{ab}}{c_{zu}} = e^{-k \cdot \frac{R \cdot R_t}{\dot{V}_{zu} \cdot V_{FB}}} \quad \text{Gl. 3-38}$$

Überstauter Festbettreaktor

Im Falle des überstauten (flüssigkeitsgespannten) Festbettreaktors liegt im Gegensatz zum Rieselbettprinzip mit Substratrückführung keine vollständige Durchmischung vor. Die Substratkonzentration ist über die Gesamtlänge nicht gleichverteilt. In diesem Modell werden kleine „plugs“ von reagierenden Abschnitten betrachtet, die gut durchmischts sind, jedoch nicht mit dem nächsten „plug“ reagieren. Abbildung 3-10 zeigt den Durchfluss unter Substratabbau schematisch [103].



**Abbildung 3-10: Schematische Darstellung des Festbettreaktors im plug flow-Betrieb**

Die Massenerhaltung kann nach Gl. 3-39 formuliert werden.

$$\frac{dc_{fl}}{dt} + v_x \left( \frac{dc}{dx} \right) = r \tag{Gl. 3-39}$$

Konzentrationsänderung + Nettotransportrate = Umsatzrate/ Produktbildung  
 Akkumulationsrate durch Konvektion

Unter Gleichgewichtsbedingungen ändern sich der Volumenstrom und die Substratkonzentration nicht, sodass sich Gl. 3-40 ergibt.

$$v_x \left( \frac{dc}{dx} \right) = r \quad \text{mit} \quad v_x = \frac{dx}{dt} = \frac{\dot{V}_{zu}}{A} \tag{Gl. 3-40}$$

Unter Einführung der Verweilzeit im jeweiligen Abschnitt mit  $\frac{v_x}{dx} = \frac{1}{d\tau_x}$  und bei Betrachtung des Gesamtsystems ergibt sich

$$\frac{v_x}{\Delta x} \cdot \Delta c = \frac{\Delta c}{\tau_x} = r \quad \text{Gl. 3-41}$$

### Flüssigkeitsrückhalt (liquid hold-up) in Rieselbettreaktoren

Der Flüssigkeitsrückhalt im Tropfkörper ist neben den baulichen Gegebenheiten wie Reaktorform, Füllkörperart, Oberflächenstruktur und Biofilmbewuchs insbesondere durch den Zulauf, also auch von der Rezirkulation abhängig. Der Flüssigkeitsrückhalt wirkt sich auf die Dicke des Flüssigkeitskompartiments auf dem Biofilm aus. Damit ist ein Einfluss auf den Stofftransfer durch die Grenzschicht und somit den Abbau gegeben.

Der Flüssigkeitsrückhalt steigt, je höher die Zulaufmenge  $Q_{zu}$  ist und je geringer der Lückengrad des Rieselbettes ist. Bei vollständiger Füllung des Poren- bzw. Lückenvolumens liegt eine vollständige Reaktorfüllung bzw. ein gespannter Reaktor vor. Eine empirische Gleichung für den Flüssigkeitsrückhalt  $\varepsilon^*$  wurde unter Berücksichtigung einer Konstante  $\alpha$  bestimmt [94][95].

$$\varepsilon^* = \alpha \cdot Q_{zu}^{0,534} \quad \text{Gl. 3-42}$$

Durch Kenntnis der spezifischen Reaktoroberfläche kann die theoretische Wasserfilmdicke auf der Trägerkörperoberfläche für eine idealisierte gleichverteilte Betrachtungsweise berechnet werden.

$$L_{fl} = \frac{\varepsilon^*}{A_{FK} \cdot V_{FK}} \quad \text{Gl. 3-43}$$

Viele Untersuchungen streben die Beschreibung des Flüssigkeitsrückhalt mittels CFD-Modelle an [54]. Dies ist jedoch dadurch begrenzt, dass der komplexe Einfluss eines Biofilmes und die Komplexität einer Füllkörperschüttung und deren Ausrichtung im Raum schwer beschreibbar sind. Die Modellierung kann daher bislang nur an idealen Kugeln ohne Biofilm beschrieben werden.

## 4. Mikrobiologische Grundlagen

### 4.1. Der anaerobe Abbau organischer Verbindungen zu Methan

Der Abbau organischer Verbindungen zu Methan erfolgt anaerob in vier Stufen. Es sind drei verschiedene Mikroorganismengruppen beteiligt, von denen einige an mehreren Reaktionen und andere als Spezialisten nur an einer Reaktion mitwirken. Diese Mikroorganismen leben symbiotisch miteinander, sodass der Gesamtprozess nur durch das Funktionieren aller vier Teilprozesse abläuft. Abbildung 4-1 zeigt die vier Stufen der mikrobiologischen Methanbildung. Die vier Teilprozesse werden im Folgenden näher vorgestellt.

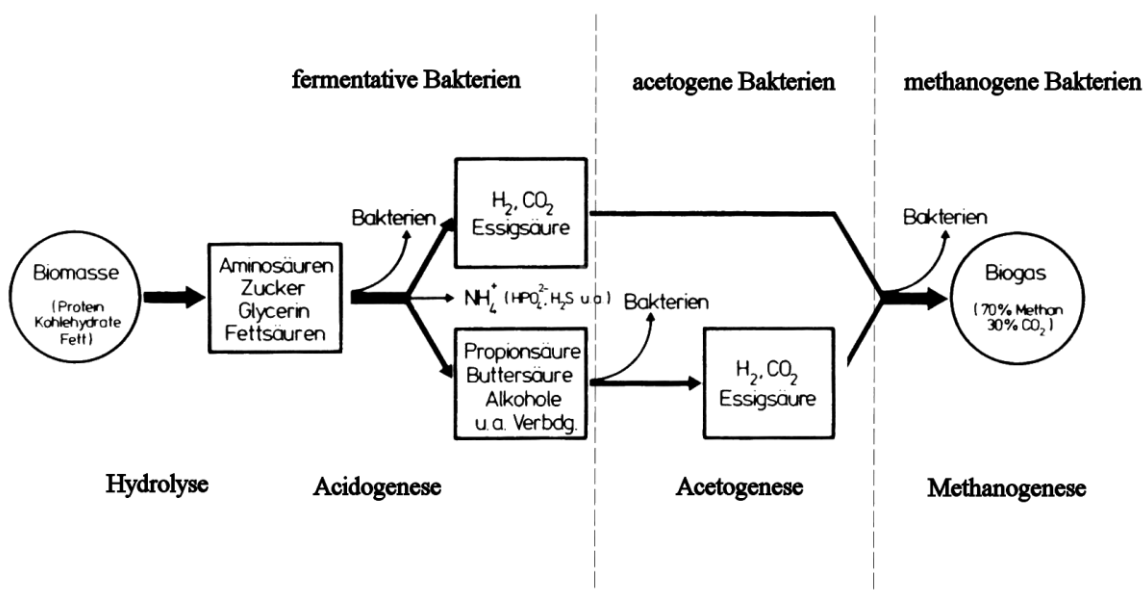


Abbildung 4-1: Der anaerobe Abbau organischer Biomasse zu Methan und Kohlenstoffdioxid; nach [89]

#### Hydrolyse:

Bei der Hydrolyse wird die Biomasse (Kohlenhydrate, Proteine und Fette) durch extrazelluläre Enzyme in die Bestandteile Zucker, Aminosäuren, Glycerin und Fettsäuren zerlegt. Die Enzyme werden durch fermentative Bakterien gebildet, an die Umgebung abgegeben bzw. bleiben an ihrer Zellaußenseite haften. Vorwiegend werden Cellulasen, Amylasen, Proteasen und Lipasen gebildet. Ihre Abbauleistung ist geschwindigkeitsbestimmend für den Umsatz in der Hydrolyse. Die Hydrolysestufe und die sich anschließende Stufe ist teilweise aerob bzw. anaerob. Dies zeigt die Vielfalt der hier beteiligten Bakterien, die sowohl fakultativ als auch obligat anaerob leben.

Die Kohlenhydrate werden in Mono- und Dimere umgebaut. Zucker und Hemicellulose lassen sich sehr gut aufschließen. Die Hydrolyse von Cellulose, Stärke, Protein und Pektin verläuft entsprechend langsamer. Lignin ist nahezu nicht hydrolysierbar. Eiweiße werden in ihre 20 möglichen Aminosäuren zerlegt. Dabei ist die Hydrolyserate bei Eiweißen geringer als bei Kohlenhydraten. Fette werden vollständig in Fettsäuren und Glycerin zerlegt, wobei eine Emulgation zur Oberflächenvergrößerung stattfindet [47].

### Acidogenese

In der Acidogenese (oder Versäuerung) erfolgt der weitere Umsatz der Produkte aus der Hydrolyse in vor allem flüchtige organische Säuren (Essigsäure, Propionsäure, Buttersäure, Valeriansäure, Capronsäure), sowie in Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid. Es werden die gleichen fermentativen Bakterien wirksam, die an der Bildung der für die Hydrolyse bedeutsamen extrazellulären Enzyme beteiligt waren.

Es werden aber auch andere Säuren (Ameisensäure, Milchsäure) oder Alkohole (z. B. Ethanol) gebildet. Die versäuernden Bakterien sind durch eine sehr starke pH Toleranz gekennzeichnet, sodass die Konzentration der organischen Säuren sehr hoch werden kann. Ein optimaler pH-Wert wurde unter Einsatz von Maissilage mit 5,5 ermittelt [164]. In Abhängigkeit vom pH-Wert verändern sich die Produkte signifikant. Bei pH-Werten < 5 steigt die H<sup>+</sup>-Konzentration im Medium an und die Bildung der organischen Säuren sinkt ab. Lediglich Milchsäure wird gebildet und der Energiegehalt des Substrates ändert sich nur gering. Der CSB des flüssigen oder festen Substrates verringert sich um ca. 10%. Entscheidend hierfür ist der Anteil an CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>, der über die Gasphase ungenutzt entweicht [47]. Je nach Pufferkapazität kann der pH-Wert bis auf 3,8 sinken bzw. Säurekonzentrationen von >20.000 g/l erreicht werden [129].

Zusätzlich entstehen in dieser Stufe Ammoniak und Hydrogencarbonat, die sich i. d. R. vollständig als Ammonium oder Kohlensäure in der Gär suspension lösen und puffernd wirken. Der pH-Wert Abfall bei der Umsetzung von Kohlenhydraten ist schneller, als wenn im Substrat viel Eiweiß (Aminosäuren) enthalten ist, da eine geringere Pufferung der Säurebildung vorliegt. Durch den Abbau von schwefelhaltigen Aminosäuren wie Cystein oder Methionin entsteht Schwefelwasserstoff, der sich aufgrund der geringen Wasserlöslichkeit als Gasphase ausbildet.

### Acetogenese

Bei der Acetogenese werden die entstandenen organischen Säuren, Alkohole und Fettsäuren in Essigsäure (Acetat), Kohlenstoffdioxid, Wasserstoff und Wasser umgebaut. Dieser Schritt ist wichtig, da Methan nur aus diesen Verbindungen gebildet werden kann. Die Gl. 4-1 bis 4-3 sollen beispielhaft für die Vielzahl an Umsetzungsreaktionen sein, die z.B. durch *syntrophobacter wolinii* (Propionsäureabbau) und *syntrophobacter wolfei* (Buttersäureabbau und β-Oxidation) erfolgen. Nach dem Abbau der schwer umsetzbaren Stoffe in der Hydrolyse ist die Acetogenese der geschwindigkeitsbestimmende Faktor [47].





Methanogenese

Lediglich die methanogenen Mikroorganismen können in diesem letzten Abbauschritt Methan bilden. Die Methanogenen werden den Archaeen zugeordnet und gehören daher grundlegend nicht zu den Bakterien. Sie werden jedoch der Einfachheit häufig so benannt. Aufgrund der phänotypischen und phylogenetischen Eigenschaften bzw. ihrer 16SrRNA Sequenzen lassen sich fünf taxonomische Ordnungen unterscheiden (Abbildung 4-2) [199].

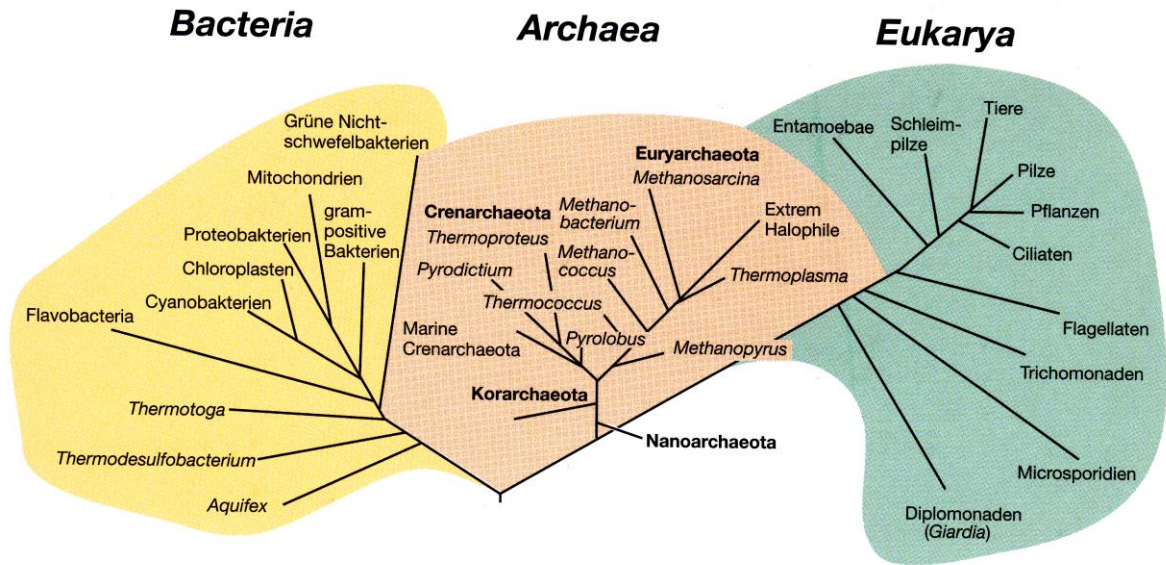


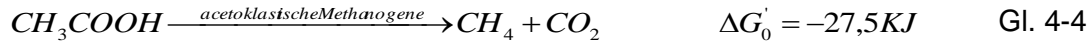
Abbildung 4-2: Phylogenetischer Baum des Lebens; [199]

Durch Untersuchungen von BALCH oder HUNGATE wurden innerhalb des letzten Jahrhunderts verschiedene Stämme isoliert, Techniken zur Kultivierung entwickelt und der Stoffwechsel charakterisiert [90][165]. Aktuell wird der Mikrobiologie im Bereich der Biogastechnologie durch viele Wissenschaftler eine große Bedeutung zugesprochen. Das bessere Verständnis der mikrobiologischen Wechselwirkungen hinter dem Biogas-Prozess muss die Basis für die Prozessoptimierung sein. Aus diesem Grund erfolgte im September 2011 die 1. Internationale Konferenz für Biogas-Mikrobiologie in Leipzig.

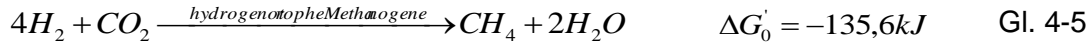
Das Substratspektrum der strikt anaeroben Methanogenen ist eng begrenzt. Es beschränkt sich auf die C1 Verbindungen Formiat, Methanol, und Methylamin (CH<sub>3</sub>NH<sub>3</sub>) und Acetat als einzige C2 Verbindung. Der Abbauweg nach Gl. 4-4 wird von vielen Spezies begangen [186].



Die Spaltung von Acetat/Essigsäure wird als acetotrophe Reaktion bezeichnet. Nur sehr wenige Methanogene wie *methanosaeta* und *methanosarcina* sind acetotroph. Trotz ihrer sehr geringen Vielfalt (Tabelle 4-1), ist ihre ökologische Bedeutung sehr wichtig, da vermutlich ihre Aktivität sehr hoch ist.



Dagegen können fast alle Spezies aus Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid, Methan und Wasser bilden.



Grundsätzlich wird also zwischen den hydrogenotrophen bzw. acetoklastischen Methanogenen unterschieden. Tabelle 4-1 zeigt die Einteilung der verschiedenen Gattungen und deren verwertbares Substrat.

**Tabelle 4-1: Charakteristika einiger methanogener Archaeen, die taxonomische Ordnung ist fettgedruckt; [199]**

Gattung	Morphologie	Substrate für die Methanogenese
<b>Methanobacteriales</b>		
<i>Methanobacterium</i>	lange Stäbchen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanobrevibacter</i>	kurze Stäbchen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanosphaera</i>	Kokken	Methanol + H <sub>2</sub> (beide erforderlich)
<i>Methanothermus</i>	Stäbchen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> ; kann auch S <sup>0</sup> reduzieren; hyperthermophil
<i>Methanothermobacter</i>	Stäbchen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat, thermophil
<b>Methanococcales</b>		
<i>Methanococcus</i>	unregelmäßige Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Pyruvat + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanothermococcus</i>	Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat thermophil
<i>Methanocaldococcus</i>	Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , hyperthermophil
<i>Methanotorris</i>	Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , hyperthermophil
<b>Methanomicrobiales</b>		
<i>Methanomicrobium</i>	kurze Stäbchen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanogenium</i>	unregelmäßige Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanospirillum</i>	Spirillen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanoplanus</i>	plattenförmige Zellen – die als dünne Scheiben mit scharfen Kanten auftreten	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanocorpusculum</i>	unregelmäßige Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat, Alkohole
<i>Methanoculleus</i>	unregelmäßige Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Alkohole, Formiat
<i>Methanofollis</i>	unregelmäßige Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Formiat
<i>Methanolacinia</i>	unregelmäßige Kokken	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Alkohole
<b>Methanosarcinales</b>		
<i>Methanosarcina</i>	lange, unregelmäßige Kokken in Paketen	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> , Methanol, Methylamine, Acetat
<i>Methanobolus</i>	unregelmäßige Kokken in Aggregaten	Methanol, Methylamine
<i>Methanohalobium</i>	unregelmäßige Kokken	Methanol, Methylamine; Halophile
<i>Methanococoides</i>	unregelmäßige Kokken	Methanol, Methylamine
<i>Methanohalophilus</i>	unregelmäßige Kokken	Methanol, Methylamine, Methylsulfide; Halophile
<i>Methanosaeta</i>	lange Stäbchen, die Filamente bilden	Acetat
<i>Methanosalsum</i>	unregelmäßige Kokken	Methanol, Methylamine, Dimethylsulfid
<b>Methanopyrales</b>		
<i>Methanopyrus</i>	Stäbchen in Ketten	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub> ; hyperthermophil, Wachstum bei 110 °C

Abbildung 4-3 zeigt die Kohlendioxidreduktion zu Methan. Bei dieser schrittweisen Reduktion sind eine Vielzahl ungewöhnlicher Enzyme beteiligt (u.a. Coenzym M, Methylcoenzym M, Coenzym F420 und F430), die mit verschiedenen Enzymen assoziieren und Niedermolekulare Gruppen übertragen können. Wasserstoff ist die Energiequelle der hydrogenotrophen Methanogenen, die damit Kohlenstoffdioxid reduzieren.

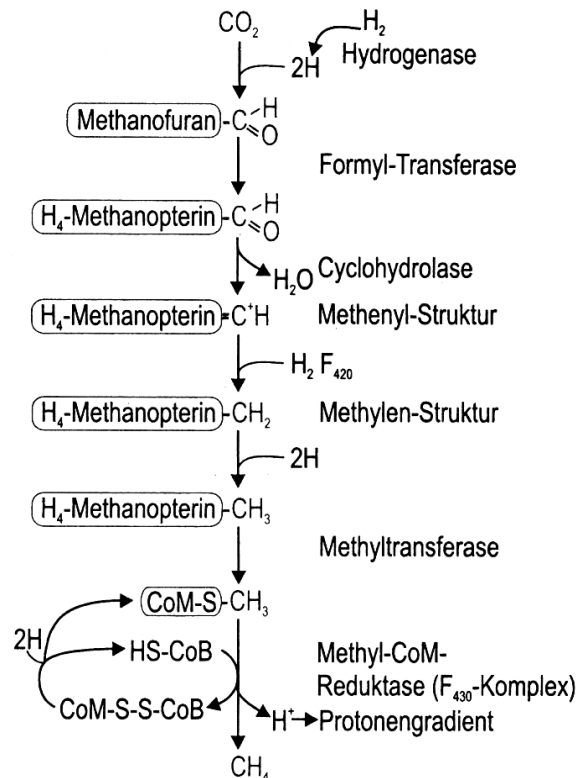


Abbildung 4-3: Methanogenese durch Reduktion von  $\text{CO}_2$  zu  $\text{CH}_4$  durch Anlagerung der C1-Verbindung an das Coenzym Tetrahydromethanopterin; [184]

Neben diesem autotrophen Stoffwechsel sind die Methanogenen auch zu einem heterotrophen Stoffwechsel, der Verwertung von Acetat fähig. Bei diesem Stoffwechsel, also der Methanogenese durch Acetatabspaltung (Abbildung 4-4) erfolgt die Fixierung mithilfe des Enzyms Kohlenmonoxid-Dehydrogenase (CODH) bzw. dem Methyl-Coenzym M. Neben dem Methan wird Kohlenstoffdioxid gebildet.

Im Gesamtprozess finden beide Abbauewege parallel statt. Aufgrund der Stöchiometrie kann nicht das komplette Kohlenstoffdioxid verbraucht werden, da nicht genug Wasserstoff im Ausgangsmaterial als Reaktionspartner vorhanden ist. Somit bleibt  $\text{CO}_2$  letztlich im Gasgemisch (Biogas) erhalten.

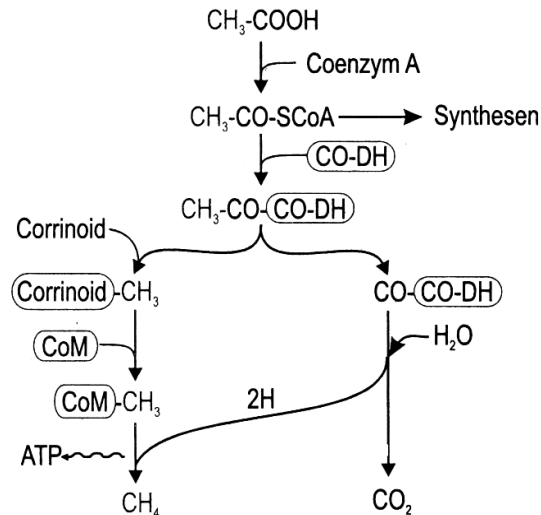


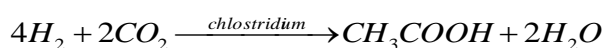
Abbildung 4-4: Methanogenese durch Acetatabspaltung; [184]

Die wasserstoffverbrauchende Methanbildung ist energetisch günstiger als die Essigsäureumsetzung. Trotzdem werden 70 % des Methans aus Acetat und nur ca. 30 % aus Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid gebildet. Messungen in Klärschlamm haben gezeigt, dass 2/3 der dort produzierten Gasmenge aus Acetat gebildet wird und 1/3 aus Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid [199].

Diesbezüglich gibt es jedoch insbesondere in den letzten Jahren eine vermehrte Diskussion. Nach neueren Untersuchungen, insbesondere der Zusammensetzung der mikrobiologischen Population, stellt der hydrogenotrophe Abbauweg den Hauptanteil dar. Dieser Weg soll bis zu 90% maßgeblich sein [166][146]. Zu dieser Fragestellung gibt es noch erheblichen Forschungsbedarf, da hier eine deutliche Abhängigkeit von verschiedenen Randbedingungen vorliegt. Es wurde mittels Metagenomic und qPCR nachgewiesen, dass bei sehr geringen Raumbeladungen von  $<4 \text{ kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$  und insbesondere geringen Ammoniakkonzentrationen *methanosaetaceae* deutlich überwiegen und somit der acetotrophe Stoffwechsel dominiert. Die Vertreter des hydrogenotrophen Stoffwechsels liegen vorwiegend bei hohen Raumbeladungen bzw. hohen Gehalten an organischen Säuren (insbesondere Essigsäure) vor.

Die Entwicklungen im Bereich der Mikrobiologie führen zu neuen Techniken der Bestimmung. Beispiele sind im Bereich des Pyrosequencing, der Metagenomic, Metaproteomic und Enzymbestimmung zu finden. Zukünftig wird hier die Verknüpfung der verschiedenen Techniken zu einer realistischen Abbildung führen. Dies ist erforderlich, da eine reine Zellzahlbestimmung keine Aussage über die Leistungsfähigkeit bzw. Aktivität der Zelle in einem System ermöglicht.

Ergänzend erfolgt die homoacetogene Reaktion, der Bildung von Acetat durch Reduktion von Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff als Reduktionsmittel. Durch diesen Umweg des Stoffwechsels durch z.B. *clostridium ljungdalii*, ist es den acetoklastischen Methanogenen möglich, indirekt Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid zu verwerten (Gl. 4-6). Umgekehrt kann auch die syntrophe Acetat-Oxidation erfolgen [199].



Gl. 4-6

### Die Bedeutung des Wasserstoffpartialdrucks

Der Wasserstoffpartialdruck ist im Zusammenspiel der verschiedenen Abbaureaktionen von zentraler Bedeutung. Da die Gibbsche freie Enthalpie bei vielen Reaktionen der Acetogenese positive Werte annimmt, die Reaktionen also endergon ablaufen, finden die Reaktionen unter Standardbedingungen nicht statt. Die Gibbsche freie Enthalpie ist jedoch vom Wasserstoffpartialdruck abhängig. Damit die freie Enthalpie negative Werte annimmt, sind die acetogenen Bakterien auf die produktverwertenden (acetat- und H<sup>+</sup>-verwertenden) Methanogenen<sup>3</sup> angewiesen, die den Wasserstoffpartialdruck niedrig halten. Die nun exergone Summengleichung 4-7 ergibt sich aus der endergonen Gl. 4-1 und der exergonen Gl. 4-5.



Die anaerobe Umsetzung von Fettsäuren und Alkoholen geht energetisch gesehen auf Kosten der Methanogenen, die dafür aber umgekehrt von den acetogenen Bakterien die abgebauten Substrate erhalten. Belegt wird dieser Sachverhalt durch die endergone Reaktion (Gl. 4-1), die nur dann ablaufen kann, wenn sie von einer exergonen Reaktion (Gl. 4-5) „gezogen“ wird.

Der Propionatabbau wird beispielsweise erst ab einem geringen Wasserstoffpartialdruck ab  $p_{\text{H}_2} < 10^{-4}$  bar und neutralem pH-Wert exergon. Die Oxidation von Butyrat wird schon bei wesentlich höheren Wasserstoffpartialdrücken exergon, sodass Butyrat leichter umgesetzt werden kann als Propionat (Abbildung 4-5). Dies macht deutlich, dass der Energiegewinn der acetogenen Reaktion substratspezifisch ist. Ethanol kann beispielsweise noch bei  $p_{\text{H}_2} < 10^{-2}$  unter Energiegewinn abgebaut werden. Das ist auch die Ursache für die erhöhten Propionsäurekonzentrationen als Indikator für Störungen bei der Methanogenese.

Umgekehrt wird für die Methanbildung aus Kohlenstoffdioxid ein Mindestpartialdruck für Wasserstoff über  $10^{-6}$  bar erforderlich und damit exergon. Es resultiert daher ein enges „energetisches Substratfenster“ innerhalb dessen die maßgeblichen Reaktionen simultan ablaufen können. Dieses Fenster ist für die Ethanoloxidation mit Methanbildung am weitesten geöffnet und liegt zwischen  $p_{\text{H}_2} = 10^{-1}$  und  $10^{-6}$  bar. Anders verhält sich die Methanbildung mit Acetat als direkten Vorläufer, die keinen Wasserstoff hervorbringt. Folglich läuft diese Reaktion unabhängig vom Wasserstoffpartialdruck ab [47][46]. Im Fall des Vorliegens von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid als alleiniges Substrat wird der Wasserstoffpartialdruck kontinuierlich hoch gehalten. Daher liegen stets exergone Verhältnisse vor.

<sup>3</sup> Es gibt drei Gruppen von H<sub>2</sub> verbrauchenden chemolithoautotrophen Anaerobiern: die Sulfidogenen, die Sulfat bzw. S<sup>0</sup> zu Sulfid reduzieren, die Methanogenen, die CO<sub>2</sub> zu CH<sub>4</sub> reduzieren, und die Homoacetogenen, die 2CO<sub>2</sub> zu Acetat reduzieren [199].

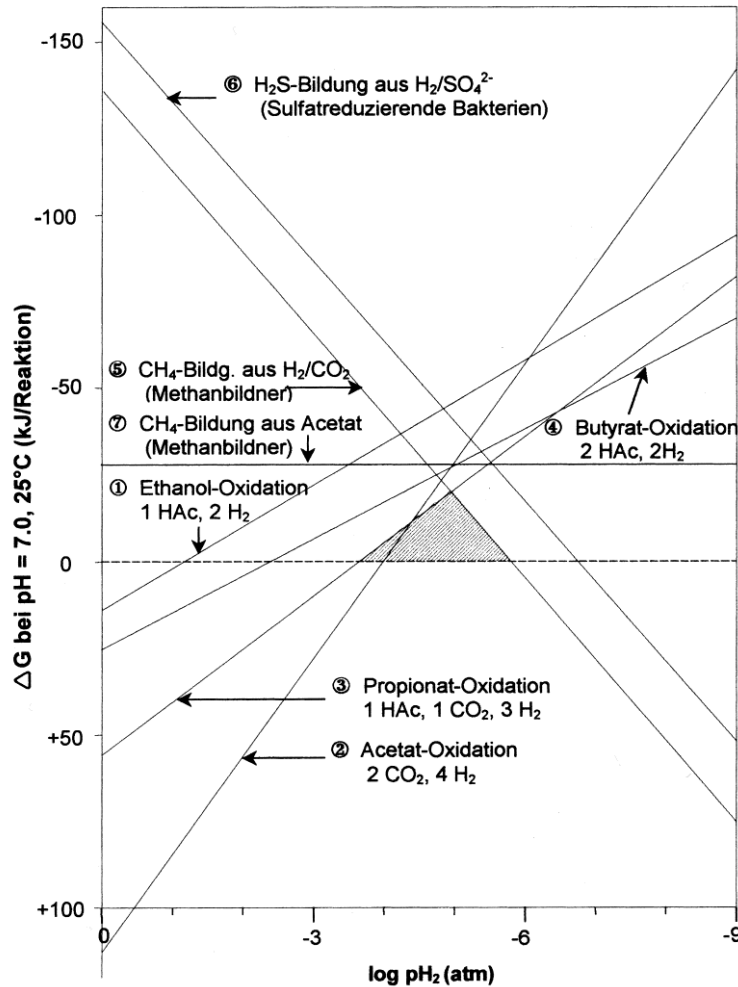


Abbildung 4-5: Einfluss des Wasserstoffpartialdrucks auf die Energetik der bakteriellen Umsetzung von Ethanol, Propionat, Acetat, Butyrat sowie der Methanbildung aus Acetat oder  $H_2/CO_2$  (1 bar = 1 atm); [198]

Um solch niedrige Wasserstoffpartialdrücke zu erhalten ist der sogenannte „interspecies hydrogen transfer“, d.h. die direkte Weiterverarbeitung der gebildeten Reaktionsprodukte durch nahe Zellverknüpfungen von besonderer Bedeutung. Das klassische Beispiel ist das Ethanol verwertende Methanbakterium *methanobacterium omelianskii*. BRYANT et. al. entdeckten erst 1967, dass hier ein syntrophes Konsortium aus zwei vollständig voneinander abhängigen Organismen vorliegt. Erst durch den gemeinsamen Stoffwechsel wird die Gesamtreaktion exergon [167][91].

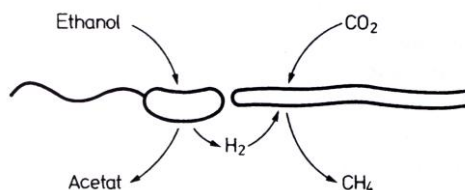


Abbildung 4-6: Das syntrophe Konsortium des *methanobacterium omelianskii*; [89]

Dadurch wird belegt, dass die Stabilität dieser Zellkomplexe gegenüber physikalischen Einwirkungen, wie z.B. Turbulenzen oder Scherkräften durch eine zu starke Strömung an Biofilmen, bedeutsam und begrenzt ist. Den Wasserstofftransfer in einem losen Zell- und Bakterienverbund zeigt das Fick'sche Gesetz (Gl. 4-8). Aufgrund der umgekehrten Proportionalität des Wasserstofftransportes  $j_{H_2}$  zum Abstand  $s$  der Zellen zueinander, ist also der Stoffaustausch im Zellverbund (Biofilm oder granules) größer als im dispersen Wachstum.

$$j_{H_2} = -D_{H_2} \cdot \frac{dc}{ds} \quad \text{Gl. 4-8}$$

### Schalenmodellvorstellung

Es ist bekannt, dass Mikroorganismen zu einer Autoimmobilisation neigen und keine zusätzlichen Aufwuchsmedien benötigen. Es handelt sich hierbei um eine Granulation, die sich in Abhängigkeit von verschiedenen Randbedingungen, insbesondere in anaeroben Schlämmen ausbildet. Mikroorganismen ordnen sich in einer definierten Struktur als granules oder Pellets an [208][26]. Neben den vorteilhaften Sedimentationsgeschwindigkeiten von über 90 m/h ist, in Hinblick auf die Stoffwechselfähigkeit, der innere Aufbau bedeutsam. Im Falle anaerober Verhältnisse und des Stoffwechsels methanogener Archaeen liegt eine besondere Strukturierung vor. Es findet eine erhöhte Anreicherung von acidogenen und methanogenen Mikroorganismen statt, die in Symbiose leben. Die räumliche Nähe minimiert die Diffusionsdistanz, sodass auf räumlich kurzem Weg ein Stoff- und Informationsaustausch stattfinden kann. Die im Inneren liegenden Methanogenen werden gut gegen extreme pH-Werte, erhöhte Sauerstoffgehalte und Substratkonzentrationen geschützt.

Im oberflächennahen Bereich dominieren vorwiegend die säurebildenden Bakterien (Acidogenese). Der gebildete Wasserstoff diffundiert nach innen und nach außen und wird von hydrogenotrophen Methanogenen abgebaut. In der zweiten Schicht dominieren hauptsächlich acetogene Bakterien (Abbau der höheren organischen Säuren ab Propionsäure) und die hydrogenotrophen Methanogenen. Im Inneren liegt vorwiegend die essigsäureverwertende Gattung *methanosaeta* vor. Durch das Ausgasen des Biogasgemisches und durch Autolyse der Bakterien entstehen freie Kanäle. Die Abbildungen 4-7 und 4-8 zeigen die Schichtung eines granules [47].



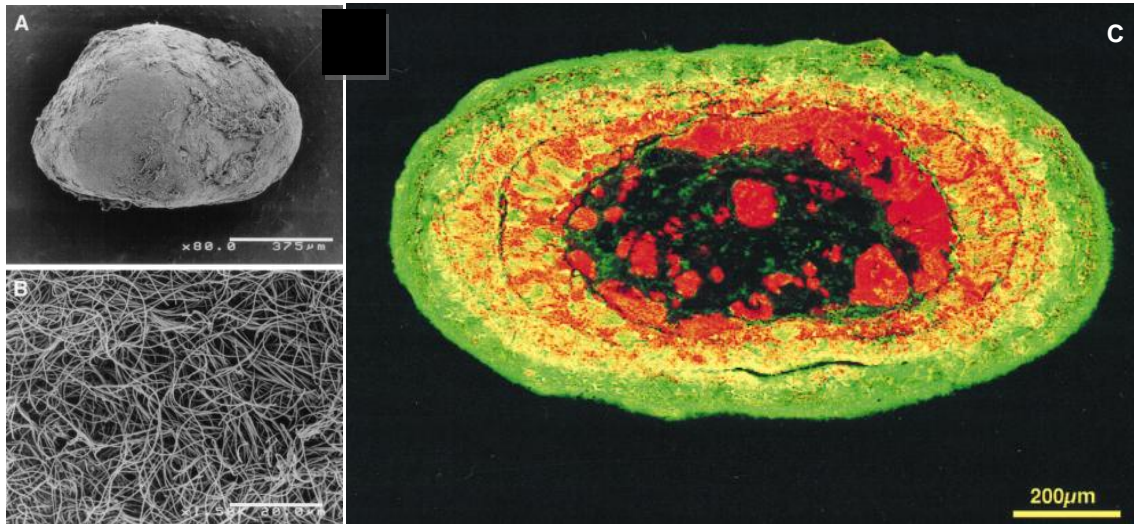


Abbildung 4-7: A: Elektronenmikroskopische Aufnahme eines Schlamm-granules, B: Oberflächenaufnahme, C: Aufnahme eines mesophilen Schlamm-granules mittels In situ Hybridisierung (EUB338 (grün) und Arch915 (rot)) und CLSM; [116]

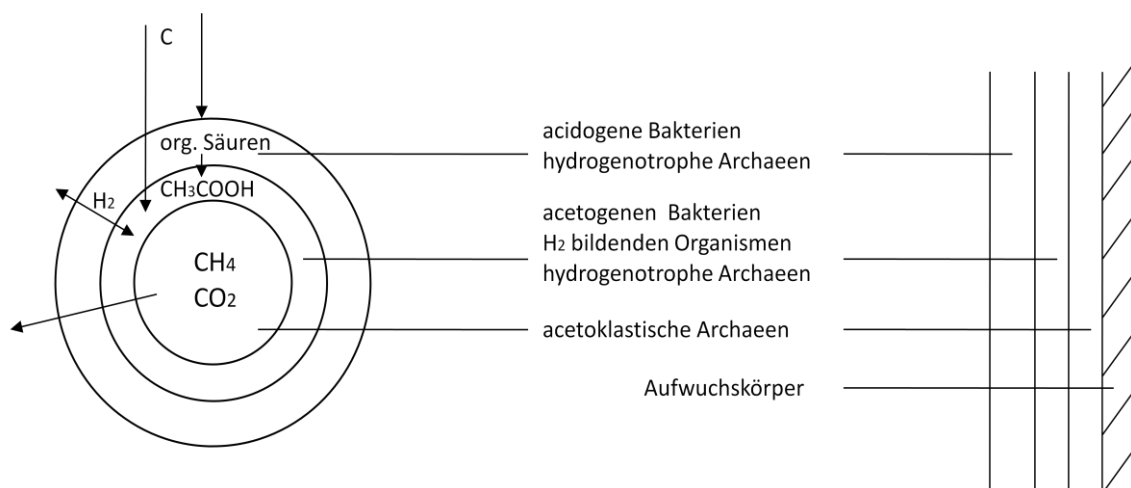


Abbildung 4-8: Schematische Darstellung der geschichteten Umsetzungsprozesse; nach [47][26]

Die vorteilhaften Eigenschaften der Schichtstruktur liegen in der Stabilität gegenüber hohen Strömungsgeschwindigkeiten aber auch gegenüber Prozessschocks durch hohe Raumbeladungen, pH-Werte, Temperaturschwankungen oder Sauerstoffgehalte [68]. Der schichtartige Aufbau ist grundsätzlich auch für Biofilm an Oberflächen denkbar. Sie wurde jedoch in der Literatur bislang noch nicht beschrieben [26][36].



## 4.2. Einflussfaktoren auf den anaeroben Stoffwechsel

### 4.2.1. pH-Wert und Puffersysteme

Einen wesentlichen Einfluss auf die Abbauleistungen von anaeroben Fermentern hat der pH-Wert. Trotz schwankenden Angaben verschiedener Literaturquellen, kann der Bereich auf 6,8-7,5 für die Methanogenese eingegrenzt werden. Kurzzeitige Schwankungen außerhalb dieses engen Bereiches können toleriert werden, jedoch kommt es bei längerem Betrieb zu erheblichen Problemen in der Anlage. Oftmals geht direkt mit den biochemischen Umsetzungsreaktionen im Reaktor eine pH-Wertverschiebung einher. Die Bildung von organischen Säuren als Zwischenprodukte beeinflusst den pH-Wert, sodass eine Erniedrigung eintritt [225].

Puffersysteme haben einen wesentlichen Einfluss auf den pH-Wert. Entgegen den aeroben Prozessen liegt das gebildete Kohlenstoffdioxid mit der Flüssigkeit im Gleichgewicht. Nach dem Gesetz von Henry ist die Konzentration dem Partialdruck der Komponente proportional, sodass eine hohe  $\text{CO}_2$ -Konzentration in der Gasphase eine hohe Konzentration an gelöster Kohlensäure bewirkt. Der pH-Wert stellt sich in Abhängigkeit der für die Neutralisierung zur Verfügung stehenden alkalischen Verbindungen (Säurekapazität) ein.

Ein solches Puffersystem liegt ebenfalls durch den Ammoniumpuffer vor. Als Abbauprodukt von organisch gebundenem Stickstoff wird die alkalische Substanz  $\text{NH}_3$  frei und bewirkt dissoziiert als  $\text{NH}_4^+$  eine Erhöhung der Säurekapazität und damit Neutralisation des gelösten  $\text{CO}_2$  bzw. der schwachen Säure. Durch das Bestehen des Kalk-Kohlensäure-Gleichgewichtes (Carbonatpuffer) und des Ammoniumpuffersystems, stellt der pH-Wert kein ausreichendes Maß für die Bewertung des Fermenterzustandes dar. Hierfür eignet sich die Bewertung der Säurekapazität besser [47].

### 4.2.2. Mindestkonzentrationen und hemmende Einflussfaktoren

Neben Kohlenstoff als Energiequelle ist ein proportionaler Anteil an Nährstoffen und Spurenelementen für einen optimalen Abbau erforderlich. Das C:N:P:S Verhältnis sollte bei 600:15:5:1 liegen. Ein zu hohes Verhältnis führt zu einem unvollständigen Abbau des Kohlenstoffes. Ein zu geringes Verhältnis führt zur Bildung von  $\text{NH}_3$ , welches zu einer Hemmung des Prozesses bis hin zum Zusammenbruch der Bakterienpopulation führen kann [183].

Des Weiteren spielen für den mikrobiologischen Stoffwechsel eine Vielzahl von Nährstoffen und Spurenelementen eine bedeutende Rolle, sodass Mindestkonzentrationen, aber auch Hemm- und Toxizitätsgrenzen vorliegen können (Anhang A-3). Im Allgemeinen liegen sie in einem ausreichenden Maße vor. Zunehmend wird jedoch eine unzureichende Biogasproduktion aufgrund eines Mangels von Spurenelementen nachgewiesen. Dies ist insbesondere in Anlagen zu beobachten, die mit einem Monosubstrat, häufig NawaRos, betrieben werden. Die Zufuhr einer Spurenelementlösung ist mittlerweile Praxis.

KROISS führte eingehende Untersuchungen der anaeroben Stoffumsetzung durch, sodass die hemmenden Einflüsse durch organische Säuren, Ammonium und Schwefelwasserstoff pH- und temperaturabhängig dargestellt werden können (Anhang A-4 und A-5). Wesentlich ist der begrenzende Gehalt an Essigsäure, der bei einem pH-Wert von 7 mit einer Konzentration von 3000 mg/l bereits zu einer 50 %igen Hemmung führt. Bei Propionsäure tritt die Hemmung bereits bei 5 mg/l ein. Der pH-Wert beeinflusst das Dissoziationsgleichgewicht der

organischen Säuren. Bei niedrigeren pH-Werten liegt ein höherer Anteil der Säuren in undissoziierter Form vor, die vorwiegend zur Hemmung des Prozesses führt. Auch beim Ammoniak bestimmt vornehmlich der undissoziierte Anteil, also  $\text{NH}_3$ , das Maß der Hemmung. Die Hemmung tritt hier im alkalischen Bereich auf [225].

Ergänzend liegt auch die hemmende Wirkung von Schwefelwasserstoff vor, das ebenso undissoziiert hemmend wirkt. Ab einer Konzentration von 30 mg/l, die einer  $\text{H}_2\text{S}$  Konzentration im Faulgas von etwa 1-2% entspricht, muss mit einer beginnenden Hemmung gerechnet werden. Da solche hohen Konzentrationen selten erreicht werden, ist diese Hemmwirkung von geringerer Bedeutung [47].

### 4.2.3. Temperatur

Entgegen aerober Stoffwandlungsprozesse stellt die Temperatur bei der anaeroben Umsetzung einen größeren Einflussfaktor dar. Die Methanbildung wurde bei Temperaturen von minus 6°C bis plus 110°C beobachtet, wobei die Umsatzraten stark von den vorliegenden Temperaturoptima bestimmt sind [178] (Anhang A-6). Temperaturen um 37°C bzw. 55°C sind die nennenswerten Bereiche maximaler Aktivität, die in praktischen Biogasanlagen vorzufinden sind. Es ist zu berücksichtigen, dass für den mesophilen und thermophilen Temperaturbereich eine unterschiedliche Mikroorganismenpopulation vorliegt, die im höheren Bereich zu einer höheren Umsatzrate führt, jedoch auch deutlich anfälliger gegen Prozessschwankungen ist.

Der Wärmeeintrag kann direkt oder indirekt mit dem Substrat in den Fermenter erfolgen. In Tropfkörpern ist die direkte Beheizung des Fermenters schwieriger, da der Wärmetransport über die Gasphase im Inneren schlechter ist. Die Wärmezufuhr muss daher über das Substrat erfolgen.

## 5. Versuchsplan und Durchführung

Bei der Untersuchung der Methanisierung im Rieselbettreaktor stehen folgende Zielstellungen im Vordergrund:

1. Errichtung und Inbetriebnahme der Rieselbettreaktoren
2. Bestimmung des Verweilzeitverhaltens und der Rieselzeit im Rieselbett
3. Nachweis der Methanisierung im Rieselbettprinzip unter Einsatz flüssiger Substrate (Modellsubstrat Essigsäure und Praxissubstrat Maishydrolysat)
4. Bestimmung der Leistungsfähigkeit im Vergleich zu einem überstauten Festbettreaktor
5. Untersuchung der Abhängigkeit des Umsatzes von verschiedenen Prozessparametern wie Raumbeladung, Rezirkulation, hydraulische Verweilzeit und Kontaktzeit am Biofilm. Es wird grundlegend der Zusammenhang nach Gleichung Gl. 3-38 nachgewiesen bzw. werden die erforderlichen Korrekturfaktoren empirisch bestimmt.
6. Nachweis der Methanisierung im Rieselbettprinzip unter Einsatz eines gasförmigen Substrates (Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid-Gemisch)

Begleitend erfolgt die

7. Beobachtung der Biofilmentwicklung sowohl im Rieselbettreaktor als auch im überstauten Festbettreaktor
8. Bestimmung der Rieselfilmdicke und der Strömungsverhältnisse im Rieselbett
9. Bewertung des biofilmnahen Stoffaustausches bzw. der Umsatzlimitierung
10. Observierung der Mikrobiologie sowohl bei Einsatz des flüssigen als auch gasförmigen Substrates

Grundlegend erfolgt die Betrachtung des Umsatzes des Modellsubstrates, des Praxissubstrates und des Gasegemisches separat an verschiedenen Versuchsständen, die im Wesentlichen durch das Rieselbettprinzip charakterisiert sind.

### 5.1. Begriffe und Parameter

Die hier verwendeten Begriffe bzw. Parameter und Bestimmungsmethoden bedürfen einer Definition bzw. Berechnungsvorschrift. Die jeweiligen Methoden und Messvorschriften der einzelnen Parameter werden in Anhang A erläutert.

#### Trockenrückstand TR

Wird eine Probe durch ein abgewogenes Filterpapier filtriert und anschließend getrocknet, kann die Trockensubstanz TS bestimmt werden. Durch das Weglassen der Probenfiltration wird, im Gegensatz zum TS, der Trockenrückstand TR und somit neben dem unlöslichen auch der gelöste Anteil bestimmt. Der TR ist somit der gesamte Massenanteil an fester trockener Substanz in einem Stoff.

### Organischer Trockenrückstand oTR

Der organische Trockenrückstand oTR beschreibt den Anteil organischer Verbindungen in einem Stoff. Er dient häufig zur Bewertung der organischen Raumbeladung in einen Fermenter. Der oTR ist der Ausgangsstoff der biologischen Umsetzung. Er unterscheidet jedoch nicht zwischen biologisch abbaubaren und nicht abbaubaren Substanzen. Daher kann bei Unkenntnis des Substrates kein direkter Zusammenhang zwischen dem oTR und der Biogasproduktion hergestellt werden. Insbesondere bei sehr inhomogenen Substraten (z.B. Biomüll) kann ein hoher nicht bioverfügbarer oTR vorliegen (z.B. Kunststoffe).

### Chemischer Sauerstoffbedarf CSB

Unter dem Chemischen Sauerstoffbedarf CSB versteht man die Menge an Sauerstoff, die erforderlich ist, alle organischen Inhaltstoffe einer Substanz chemisch zu oxidieren. Im Vergleich zum Biologischen Sauerstoffbedarf BSB beinhaltet der CSB auch biologisch nicht abbaubare Verbindungen (Vgl. Kapitel 6.3.). Die Bestimmung des BSB ist jedoch aufgrund des höheren zeitlichen und technischen Aufwandes für die Vielzahl der erforderlichen Bestimmungen häufig nicht realisierbar.

Der CSB stellt den vielleicht wichtigsten Summenparameter zur Beurteilung der organischen Last des Substrats dar. Damit ist die Ermittlung des Abbaugrades bzw. eine Prozessbilanzierung gemäß Abbildung 5-1 möglich.

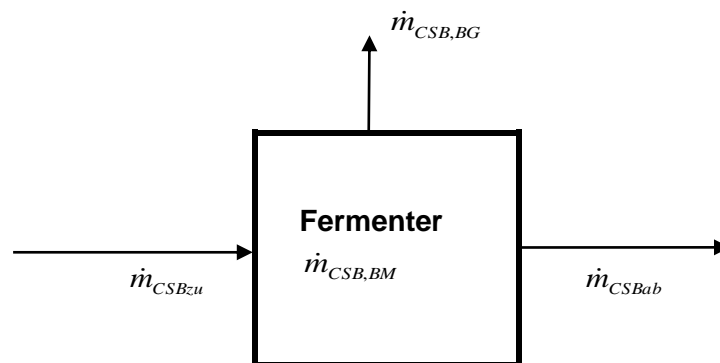


Abbildung 5-1: CSB-Bilanz

Bei der Methanoxidation erfolgt die Umsetzung von einem mol Methan mit zwei mol Sauerstoff zu Kohlenstoffdioxid und Wasser. Unter Standardbedingungen und unter Annahme des Vorliegens idealer Gase, ist also 22,414 l  $CH_4$  ein CSB von 64 g zuzuordnen. Daher ist die maximale Methanausbeute auf 350,26 l  $CH_4$ /kg CSB begrenzt [47].

Raumbeladung  $b_R$ 

Die Raumbeladung  $b_R$  kennzeichnet die täglich zugeführte Masse an oTR in Bezug auf das Festbettvolumen beziehungsweise Rieselbettvolumen  $V_{FB}$  des Reaktors pro Zeiteinheit. Die Raumbeladung stellt daher die Menge an Substrat dar, die von der aktiven Biomasse im Festbett oder Rieselbett umgesetzt werden soll. Sowohl bei der Bemessung von Tropfkörpern als auch in der einschlägigen Literatur erfolgt die Verwendung dieses Parameters sowohl zur Dimensionierung als auch Leistungscharakterisierung [82] [215]. Neben dem oTR kann der CSB Gehalt oder der Gehalt an organischen Säuren herangezogen werden. Analog wird häufig und insbesondere in der Abwassertechnik der Begriff der Raumbelastung verwendet.

$$b_R = \frac{\dot{m}_{oTR}}{V_{FB}} \quad \text{Gl. 5-1}$$

Verweilzeit  $\tau$  und Kontaktzeit  $C_t$ 

Im Gegensatz zu Gl. 2-3 muss als Bezugsgröße zwischen dem Festbettvolumen  $V_{FB}$  und dem Prozesswasservolumen  $V_{fl}$  unterschieden werden. Unter Berücksichtigung unterschiedlicher Füllkörpercharakteristiken, dem Vorliegen eines Reaktorsumpfes oder eines integrierten Flüssigkeitsspeichers, muss als Bezugsgröße  $V_{fl}$  verwendet werden, sodass die tatsächliche hydraulische Verweilzeit  $\tau_{fl}$  nach Gl. 5-2 ermittelt werden kann. Insbesondere bei der Betrachtung von Rieselbettreaktoren mit Rezirkulation ist diese differenzierte Betrachtung der Verweilzeit im Vergleich zu überstauten Festbettreaktoren unabdingbar. Die Betrachtung der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{fl}$  bietet den Vorteil, dass das Zuwachsen des Lückenvolumens im Festbett durch die Biofilmentwicklung und die damit verbundene Reduzierung der tatsächlichen Verweildauer im Reaktor mit berücksichtigt werden kann.

$$\tau_{fl} = \frac{V_{fl}}{Q_{zu}} \quad \text{Gl. 5-2}$$

Zur differenzierten Betrachtung der Verweilzeit im Rieselbettreaktor bietet sich jedoch die Kontaktzeit  $C_t$  an, welche die Abhängigkeit des Substratabbaus vom Rücklaufvolumenstrom RV, dem Prozesswasservolumen  $V_{fl}$ , der Rieselzeit  $R_r$ , dem Festbettvolumen  $V_{FB}$  und dem Zufuhrvolumen  $\dot{V}_{zu}$  zusammenfasst (Vgl. Kapitel 3.5.)

Abbaugrad  $\eta$ 

Der Abbaugrad  $\eta$  beschreibt den Abbau des Substrates, das dem Fermenter zugeführt wird, unter Berücksichtigung der Zu- und Ablaufkonzentration. Die Bestimmung erfolgt unter Bezugnahme des abgeführten auf den zugeführten Massenstrom. Er ist eine prozentuale Größe, die für die ermittelten Summenparametern CSB oder oTR bestimmt werden kann. Bei der Berechnung muss der nichtabbaubare „Hintergrund CSB“ berücksichtigt werden (Vgl. Kapitel 6.3.).

$$\eta_{CSB} = \left( 1 - \frac{(\dot{m}_{CSB,ab} - \dot{m}_{CSB,HG})}{\dot{m}_{CSB,zu} - \dot{m}_{CSB,HG}} \right) \cdot 100\% \quad \text{Gl. 5-3}$$

### Biogasertrag Y

Als Maß der Intensität der Biogasproduktion beschreibt der Biogasertrag Y die Menge an Biogas  $V_G$ , die aus einer bestimmten, dem Reaktor zugeführten Menge Substrat gebildet wird. Bei der Biogasausbeute Y wird das täglich gebildete Gasvolumen auf die zugeführte Masse  $m_{oTR}$  bzw.  $m_{CSB}$  bezogen. Diese ermittelten Werte sind stets substrat- und prozess-spezifisch.

$$Y_{oTR} = \frac{V_G}{m_{oTR}} \quad \text{Gl. 5-4}$$

$$Y_{CSB} = \frac{V_G}{m_{CSB}} \quad \text{Gl. 5-5}$$

### spezifische Biogasproduktion P

Die Biogasproduktion lässt sich neben dem Biogasertrag auch mit der spezifischen Biogasproduktion P beschreiben. Hier wird das gebildete Gasvolumen  $V_G$  auf das Festbettvolumen  $V_{FB}$  und die Zeitkomponente t bezogen.

$$P = \frac{V_G}{V_{FB} \cdot t} \quad \text{Gl. 5-6}$$

### Biofilmdicke $d_{film}$ , Biofilmdichte $\rho_{film}$ und Biomassekonzentration $X_{BM}$

Die Biofilmdicke  $d_{film}$  stellt die Biofilmhöhe über dem Trägermaterial dar. Sie ist eher ein theoretischer Wert, da in dieser Betrachtung der Biofilm als über den Reaktorquerschnitt und die Reaktorlängsachse gleichverteilt betrachtet wird. Reale Biofilme sind jedoch eher zerklüftet oder liegen verstärkt an Poren und Zwischenräumen vor. Des Weiteren wird angenommen, dass der Biofilm auch gleichverteilt auf den Füllkörpern vorliegt. Die Berechnung erfolgt durch Bezug des Biofilmvolumens eines Füllkörpers auf die Oberfläche des Füllkörpers. Als Vergleich kann zusätzlich die direkte Bestimmung der Biofilmdicke mikroskopisch erfolgen. Der Quotient aus der Masse des Biofilmes  $m_{film}$  und dessen Volumen  $V_{film}$  ergibt die mittlere Biofilmdichte  $\rho_{film}$  nach Gl. 5-7. Aufgrund des hohen Wasseranteils im Biofilm ist die Biofilmdichte etwa  $1 \text{ kg/cm}^3$ . Die Biofilmdichte muss jedoch zur häufig verwendeten Biomassekonzentration  $X_{BM}$  in  $\text{kgoTR/m}^3$  differenziert betrachtet werden.  $X_{BM}$  beschreibt nach Gl. 5-9 den oTR-Anteil im Biofilm. In Hinblick auf die Unterscheidung in aktive und inaktive Biomasse im Biofilm wird zusätzlich  $X_a$  für die aktive Biomasse eines Biofilmes in  $\text{kgoTR/m}^3$  eingeführt.

$X_{BM}$  und  $X_a$  stehen in Abhängigkeit vom vorliegenden Biofilm in einem Verhältnis, dass mit Hilfe des Aktivitätsverhältnisses  $\xi$  durch Gl. 5-10 beschrieben werden kann. Die Ermittlung von  $X_a$  ist allgemein jedoch unmöglich. Näherungsweise kann die Abschätzung über den Stoffumsatz bei Kenntnis der Mikrobiologie erfolgen [233].

$$\rho_{film} = \frac{m_{film}}{V_{film}} \quad \text{Gl. 5-7}$$

mit

$$V_{film} = d_{film} \cdot A_{FK} \quad \text{Gl. 5-8}$$

$$X_{BM} = \frac{m_{BM, oTR}}{V_{film}} \quad \text{Gl. 5-9}$$

$$\xi = \frac{X_a}{X_{BM}} \quad \text{Gl. 5-10}$$

### Fluoreszenz In situ Hybridisierung FISH

Die Fluoreszenz In situ Hybridisierung ist seit langem eine gängige Methode zur Observierung von Mikroorganismen. Durch Fluoreszenzmarkierung bestimmter Sequenzen der RNA erfolgt die Identifizierung des Zielorganismus [3][4][5][6][7][8][9][12]. Wesentlicher Vorteil der FISH ist die Identifikation und Analyse von Mikroorganismen, unabhängig von einer Kultivierung direkt in der Probe. Es ist jedoch bekannt, dass die Bestimmung von Umweltproben häufig aufgrund von starken Hintergrundfluoreszenzen bzw. Zellagglomerationen problembehaftet ist [195]. Zudem existierte bislang keine Vorschrift für die Untersuchung methanogener Biofilme mittels FISH.

Für die Untersuchung im Rahmen dieser Arbeit wurde ein eigenes FISH-Protokoll erstellt, welches sich an die Vorgaben aus [195] für Proben aus landwirtschaftlichen Biogasanlagen hält und für Biofilmprouben aus den hier betrachteten Reaktoren und dem verwendeten Substrat optimiert wurde [226]. In Hinblick auf die Differenzierung in die hydrogenotrophe und acetoklastische Methanogenese wurden die FISH Sonden nach Anhang A-9 gewählt und eingesetzt.

Bei der Bewertung der Erkenntnisse der FISH Auswertung, insbesondere für eine quantitative Aussage, müssen verschiedene Einschränkungen berücksichtigt werden [202][168][169]:

- In der Umweltprobe muss eine Zellzahl von über  $10^3$ - $10^4$  Zellen pro Milliliter Probe vorliegen.
- Die rRNA-Konzentration in den Zellen muss ausreichend sein. Schon einige tausend rRNA-Moleküle reichen für ein positives FISH Signal aus. Mikroorganismen mit einer geringen physiologischen Aktivität, besitzen jedoch meist eine für die FISH nicht ausreichende rRNA Konzentration

- Es muss eine ausreichend gute Auflösung von Zellaggregaten erreicht werden, so dass eine Überlagerung des Sondersignals vermieden wird.
- Bei der Auswertung der Ergebnisse durch die FISH-Bestimmung muss berücksichtigt werden, dass bei der Hochrechnung eines mikroskopischen Ausschnittes von 200 µm auf einen Fermenter von mehreren Litern bis Kubikmetern aufgrund einer unzureichenden Durchmischung, insbesondere bei einer ungleichen Verteilung in Biofilmen, ein großer Fehler vorliegen kann.

Es ist daher ein methodenunabhängiger Abgleich erforderlich. Dieser könnte zum Beispiel durch eine quantitative Polymerase Kettenreaktion (real time PCR) erfolgen.

Prinzipiell sind Analyseverfahren auf transkriptomaler Ebene für Umweltproben in den vergangenen Jahren recht gut etabliert worden, wie zum Beispiel FISH und PCR. Jedoch kann nicht ausgeschlossen werden, dass die Ergebnisse den tatsächlichen metabolischen Status eines Biokonsortiums widerspiegeln. Alternativ wird bereits seit einigen Jahren das Proteom von Biokonsortien in Umweltproben analysiert [170][171][172]. Im Gegensatz zur Analyse auf der Ebene des Transkriptoms (Gesamtheit aller in einer Zelle hergestellten RNA Moleküle) wird beim Proteom die Gesamtheit aller vorliegenden Proteine zu einem bestimmten Zeitpunkt des betreffenden Konsortiums analysiert. Der Vorteil besteht in der direkten Bestimmung des enzymatischen Status des Konsortiums, welches direkt mit den Milieubedingungen verlinkt ist.

Aufgrund der Einfachheit und der Bestimmung direkt an der Umweltprobe erfolgt die Ermittlung der Populationsdynamik unter Bezug des FISH Signals auf das DAPI Signal [66][192].



## 5.2. Versuchsanordnung und Versuchsüberblick

Die Untersuchung erfolgte in Reaktoren mit einem Festbettvolumen von 26,8 l bzw. 73,0 l. Als Kohlenstoffquelle wurden grundsätzlich drei verschiedene Substrate eingesetzt. Die untersuchten flüssigen Substrate sind Essigsäure als Modellsubstrat (Acetat Ac; VWR International GmbH, Darmstadt, Deutschland) sowie Hydrolysat aus Maissilage als Praxissubstrat. Als gasförmiges Substrat wurde ein Gemisch aus Kohlenstoffdioxid (Istwert: 19,75 Vol%  $\pm 0,4\%$ , Fa. Air Liquid) und Wasserstoff (Rest) eingesetzt.

Ziel der Versuche mit dem Modellsubstrat ist die Einstellung konstanter Bedingungen im Fermenter für einen angestrebten Zeitraum. Dies betrifft im Wesentlichen die Substratzusammensetzung, die Raumbeladung ( $\text{gAc}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ ) und den pH-Wert. Es wurde lediglich die Methanstufe betrieben, wobei die wesentlichen Prozessparameter wie Temperatur, Raumbeladung, Rezirkulation und hydraulische Verweilzeit vorgegeben und konstant gehalten wurden und die Zielgrößen wie Methanertrag, Methankonzentration und CSB Abbaugrad ermittelt wurden.

Zudem erfolgte die Untersuchung unter Einsatz des Praxissubstrats, da eine abweichende Reaktorleistung bei diesem „realen“ Substrat denkbar ist. Dieses Hydrolysat aus Maissilage wurde in der Hydrolysestufe der Versuchsanlage im batch-Betrieb produziert. Jeder Versuch wurde nach 21 Tagen beendet, da zu diesem Zeitpunkt der größte Anteil des verwertbaren Potenzials ausgeschöpft war. Der Betrieb erfolgte daher quasikontinuierlich, da eine schwankende Raumbeladung, eine schwankende Substratkonzentration bzw. Zusammensetzung (diverses Spektrum an organischen Säuren, Alkoholen, gelöstem Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid) und ein schwankender pH-Wert vorlag.

In den weiteren Betrachtungen erfolgt die Auswertung der Leistungsfähigkeit und der Abhängigkeiten differenziert, sowohl für das Modell- als auch das Praxissubstrat. Für beide Substrate erfolgt der Vergleich des Einsatzes im Rieselbett- bzw. überstauten Festbettreaktor. Tabelle 5-1 zeigt den Überblick über die errichteten Versuchsstände, deren Bezeichnungen und Charakteristika.

**Tabelle 5-1: Überblick der Versuchsstände und Rieselbettreaktoren bzw. gespannten Festbettreaktoren**

Substrat	flüssig			flüssig			gasförmig
	RB1	RB2	FB1	Me1	Me2	Me3	RB3
Arbeitsprinzip	Rieselbett	Rieselbett	ü. Festbett	Rieselbett	Rieselbett	ü. Festbett	Rieselbett
Substrat	Essigsäure (Modellsubstrat)			Hydrolysat (Praxissubstrat)			H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>
Betrieb	quasikontinuierlich			quasikontinuierlich/batch			batch
Festbettvolumen	26,8 l			73 l			26,8 l
Formfaktor l:d	1:0,81			1:1,1			1:0,81
Füllkörper	Bioflow 40			Bioflow 40			Bioflow 40

### 5.2.1. Aufbau und Überblick der Versuche mit Modellsubstrat

Die Reaktoren RB1, RB2 und FB1 sind identisch aufgebaut. Dem jeweils mit 340 Füllkörpern (Bioflow 40) befüllten Fermenter schließt sich ein Flüssigkeitsspeicher an, der als Vorratsspeicher für das Prozesswasser dient. Vorgeschaltet ist ein Vorratsgefäß mit Essigsäure zur Substratversorgung. Es erfolgte keine klassische Inbetriebnahme mit langsamer Steigerung der Substratzufuhr, sondern der Einsatz von Füllkörpern, die bereits einen methanogenen Biofilm aufwiesen. Sie wurden einem 1 m<sup>3</sup> überstauten Festbettreaktor entnommen, der zur Produktion angeimpfter Füllkörper dient. Als Substrat wurde Maishydrolysat eingesetzt.

Im Rieseltbettreaktor (RB1, RB2) dient die Rücklaufpumpe (P1) der Einstellung des erforderlichen kontinuierlichen Rücklaufes, der charakteristisch für einen Rieseltbettreaktor ist (Abbildung 5-2). Diese Rezirkulation kann variiert werden. Die Verteilung erfolgt gleichmäßig über dem Festbett (Rieselbett) mittels eines zweiarmigen Drehsprengers. Dem Speichervolumen bzw. Prozesswasservolumen, kommt eine besondere Bedeutung zu, da mit dem Füllstand die Acetatkonzentration reguliert werden kann. Die Substratzufuhr (98-100 %ige Essigsäure) erfolgt direkt in diesen Speicher. Es entsteht eine Mischkonzentration, die unterhalb der Hemmkonzentrationen der Methanogenen liegt. Die Zugabe erfolgt quasikontinuierlich und zeitgesteuert, entsprechend der angestrebten Raumbeladung.

Im überstauten Festbettreaktor FB1 kann die Acetatzugabe direkt in den überstauten Fermenter erfolgen. Zusätzlich ist hier die Zufuhr von Prozesswasser in den Reaktor erforderlich, um eine entsprechende Verweilzeit und Stofftransport einzustellen. Nach dem Passieren des Festbettes gelangt die abgebaute Flüssigkeit über den Siphon erneut in den Speicher (Abbildung 5-3).

In allen Reaktoren und Speichern erfolgte die Temperaturmessung mittels PT100 und Regelung durch ein Thermostat auf  $T_{\text{soll}}=37\pm 0,5^{\circ}\text{C}$  direkt über einen Doppelmantel am Reaktor.

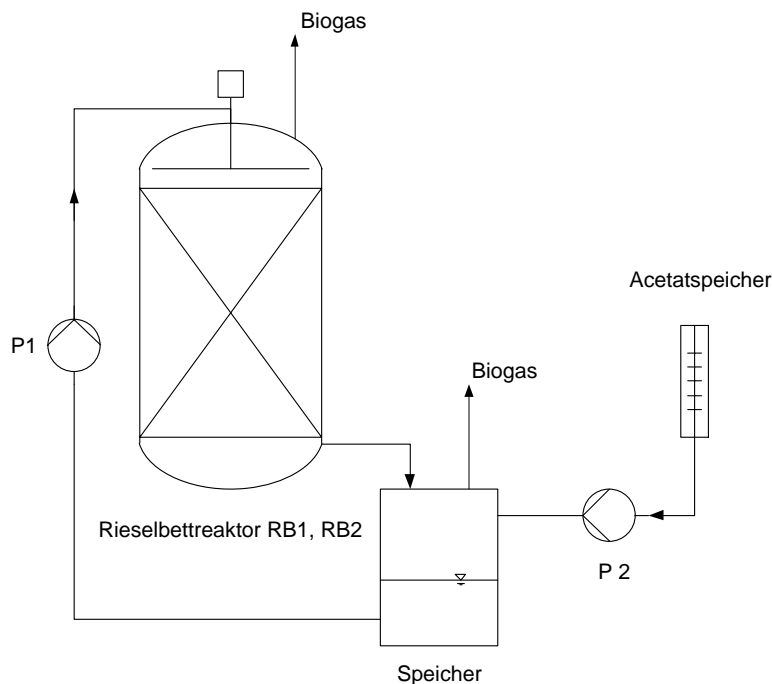


Abbildung 5-2: Prinzipskizze der Rieseltbettreaktoren RB1 und RB2

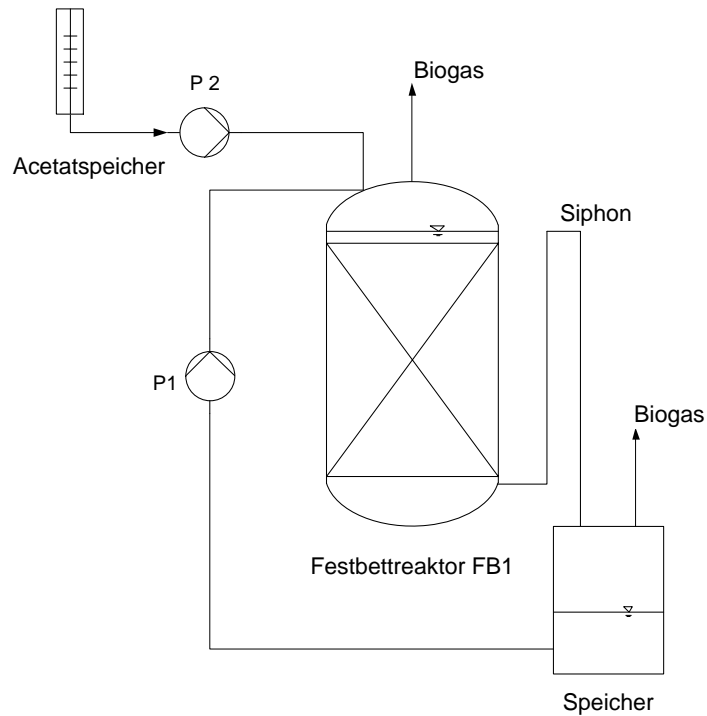


Abbildung 5-3: Prinzipskizze des überstauten Festbettreaktors FB1

Durch das gewählte Reaktorvolumen und die Wahl des Trägermediums ergeben sich die verschiedenen reaktorspezifischen Kennwerte nach Tabelle 5-2. Mit den hier gewählten Füllkörpern liegen bereits gute Erfahrungen bei der Immobilisierung und im Betrieb mit anaerobem Biofilm vor, daher erfolgte auch hier der Einsatz. Sie bieten sich aufgrund der Wabenstruktur an, um flächige Biofilme zu beobachten bzw. zu extrahieren. Zudem besitzen sie eine relativ hohe spezifische Oberfläche. Ihr Einsatz ist auch in großindustriellen Anlagen möglich, daher ist die hier getroffene Wahl praxisnah. Ein Vergleich verschiedener spezifischer Oberflächen oder Materialien wurde nicht angestrebt.

Tabelle 5-2: Überblick und Kennwerte der Versuchsanlagen mit Modellsubstrat

Parameter	Symbol	Einheit	Kennwert
Innendurchmesser	$d_{RK}$	m	0,30
Querschnittsfläche	$A_{RK}$	m <sup>2</sup>	0,0707
Füllhöhe	$x_{RK}$	m	0,38
Oberfläche der Wandung	$A_{Wand}$	m <sup>2</sup>	0,3581
Füllvolumen, Festbettvolumen	$V_{RK}$	m <sup>3</sup>	0,0268
Füllkörper			Bioflow 40
Abmessungen	$d_{FK}:h_{FK}$	mm	35-45:35
Anzahl pro Reaktor	$n^*$	Stück	340
spezifische Oberfläche der Füllkörper	$a_{FK}$	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	305
Oberfläche im Reaktor	$A_{FK}$	m <sup>2</sup>	8,53

Als Prozesswasser diente die Ablaufflüssigkeit des o.g. 1 m<sup>3</sup> Animpfreaktors. Da in diesem Reaktor der Stoffabbau dauerhaft vollständig erfolgt, wird davon ausgegangen, dass eine ausreichende Versorgung an Nährstoffen und Spurenelementen für den angestrebten Stoffwechsel vorliegt. Vor dem Einsatz dieses Prozesswassers erfolgte zusätzlich die Bestimmung der Spurenelementzusammensetzung zu Versuchsbeginn (Anhang A-10). Die ausreichende Zusammensetzung wurde anhand der Angaben einschlägiger Literatur überprüft und bestätigt (Anhang A-3), auch wenn die Quellen sehr stark schwankende Werte vorgeben. Da es zu keiner Entnahme der Prozessflüssigkeit kommt und das zugeführte Acetat vollständig zu Biogas umgesetzt wird, liegt ein geschlossenes System vor. Die Nährstoff- und Spurenelementkonzentration bleibt nahezu konstant. Es erfolgt lediglich der Einbau in die Biomatrix. Da nach längerem Versuchsbetrieb ein geringer Flüssigkeitsverlust durch die geringe Probenahme (20 ml/d) eintritt, wurde im Falle eines sinkenden Flüssigkeitsstandes bzw. bei zu geringen Konzentrationen, frisches Prozesswasser oder eine Spurenelementlösung (Methanamax, Fa. aquaserv) zugeführt. Eine Nährstofflimitierung wird daher zu jeder Zeit ausgeschlossen, sodass ein geringer Abbaugrad bzw. eine Abweichung des ermittelten Methanertrages vom theoretischen Ertrag direkt auf die Prozessführung (Raumbeladung, Rezirkulation, hydraulische Verweilzeit) zurückgeführt werden kann.

Der Betrieb zweier Rieselbettreaktoren (RB1, RB2) und eines gespannten Festbettreaktors (FB1) erfolgte parallel. Täglich wurde eine Probe entnommen und die Bewertung sowohl der CSB Konzentration und des pH-Wertes im Ablauf als auch der Gasproduktion sowie Gasqualität durchgeführt. Tabelle 5-3 zeigt einen Überblick über die verschiedenen untersuchten Betriebszustände der jeweiligen Reaktoren. Zu Beginn erfolgte die Ermittlung der Leistungsgrenze der Reaktoren FB1 und RB2. Im Anschluss wurde der Einfluss der Raumbeladung  $b_R$ , der Rezirkulation  $RV$  und des Prozesswasservolumens  $V_{fl}$  auf die Methanbildung in den Reaktoren FB1, RB1 und RB2 untersucht. Die entsprechenden Parameter wurden eingestellt und für ca. eine Woche konstant gehalten, sodass die Abbauleistung für mehrere Tage bestimmt werden konnte.

Die Wahl des Rücklaufverhältnisses konnte nicht an Werten aus der Literatur angelehnt werden, da für den anaeroben Betrieb keine Erfahrungen vorliegen. Es musste unter Berücksichtigung von Angaben aus dem aeroben Tropfkörpern bzw. überstauten Festbettreaktoren eine Abschätzung erfolgen.

**Tabelle 5-3: Versuchsüberblick unter Variation der Betriebsführung (Raumbeladung  $b_R$ , Rezirkulation RV und Prozesswasservolumen  $V_{fi}$ )**

	Festbettprinzip (FB1)	Rieselbettprinzip (RB1, <b>RB2</b> )			Versuchs- bezeichnung
	$b_R$ [l <sub>AC</sub> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	$b_R$ [l <sub>AC</sub> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	RV [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	$V_{fi}$ [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	
Ermittlung der Leistungsgrenze durch Steigerung der Raumbeladung	0,37→5,22	<b>0,37→3,73</b>	<b>35,5</b>	<b>0,37</b>	
Ermittlung der Einflüsse durch Prozessvariation		1,5	64,5	0,75	F
		1,5	35,5	0,75	B
		1,5	10,7	0,75	J
		1,5	2,7	0,75	M
		1,5	64,5	0,37	E
		1,5	35,5	0,37	A
		1,5	10,7	0,37	I
		1,5	2,7	0,37	L
		<b>3,0</b>	<b>64,5</b>	<b>0,75</b>	H
		<b>3,0</b>	<b>35,5</b>	<b>0,75</b>	D
		<b>3,0</b>	<b>10,7</b>	<b>0,75</b>	K
		<b>3,0</b>	<b>2,7</b>	<b>0,75</b>	N
		<b>3,0</b>	<b>64,5</b>	<b>0,37</b>	G
		<b>3,0</b>	<b>35,5</b>	<b>0,37</b>	C

### 5.2.2. Aufbau, Inbetriebnahme und Überblick der Versuche mit Praxissubstrat

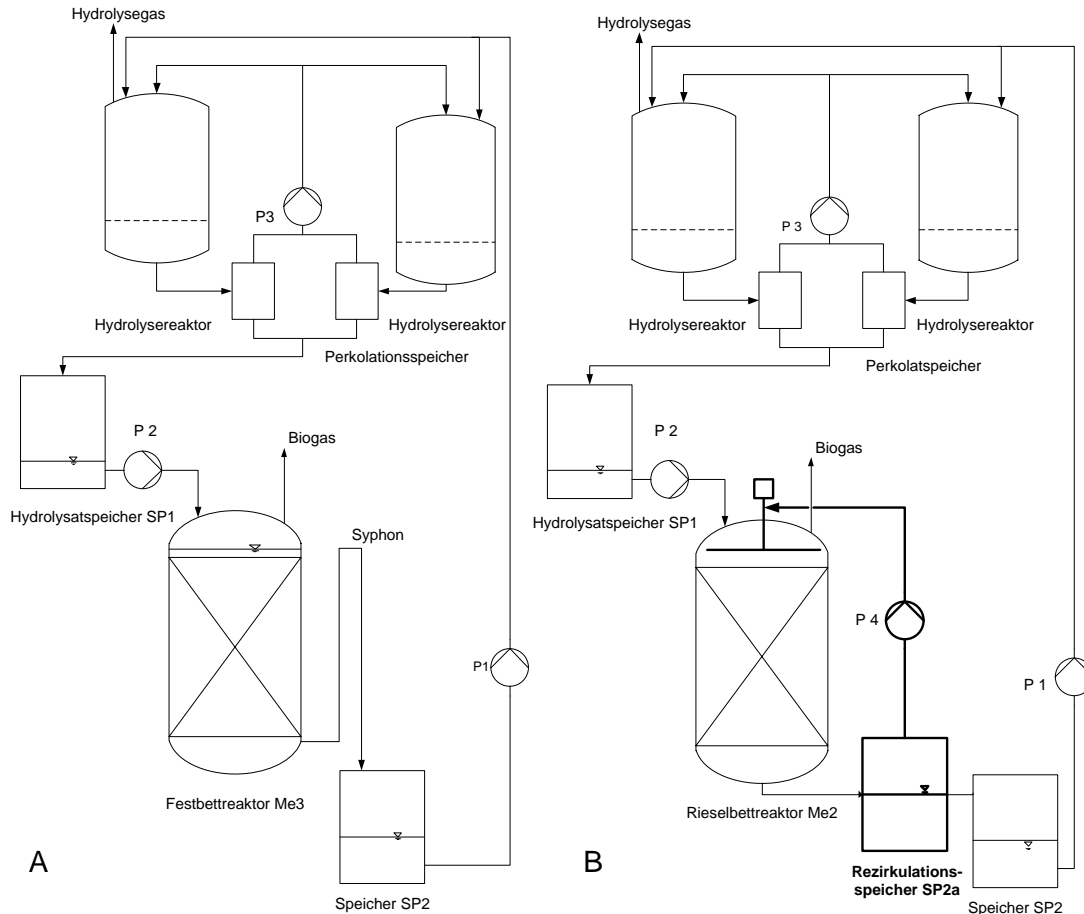
Dem Versuchsaufbau liegt das am LS Abfallwirtschaft der BTU Cottbus entwickelte zweistufige Biogasverfahren zugrunde. Es besteht aus der Hydrolysestufe, die mit Maissilage betrieben wird und der Methanisierungsstufe, die als überstauter Festbettreaktor Me3 ausgebildet ist (Abbildung 5-4, Teil A). Die optimale Prozessführung wurde bereits in einer Vielzahl von Arbeiten untersucht und beschrieben (Vgl. Kapitel 2.1.), sodass für die hier angestrebten Untersuchungen auf bekannte wesentliche Zusammenhänge zurückgegriffen werden konnte. Die CSB Auswaschung im Substrat erfolgt durch Perkolat der Prozessflüssigkeit mit einem optimalen Volumenstrom von 100 l/(kgoTR·d) [227]. Das aufkonzentrierte Hydrolysat wird der Methanisierungsstufe über einen Zwischenspeicher SP1 mit einem Volumenstrom von 5-7 l/(kgoTR·d) zugeführt. An die Methanisierung gliedert sich ein zweiter Speicher SP2 an. Die abgereicherte Prozessflüssigkeit wird der Hydrolysestufe erneut zugeführt. Die Temperierung erfolgt auf 30°C (Hydrolyse) bzw. 37°C (Methanisierung). Die Substratzufuhr erfolgt quasikontinuierlich im zehnminütigen Rhythmus. Es wird der Abstrom gewählt, da die Umsetzung am Biofilm und nicht in Suspension untersucht werden soll. Letztere ist im Aufstrom größer.

In dieser Arbeit wird, entgegen der sonst üblichen Bestrebung, kein gesteigerter Wert auf die Erhöhung der Substratverwertung (Mais) gelegt. Es wird der Methanisierungsprozess näher betrachtet. Die Hydrolysestufe dient vielmehr als Lieferant von Substrat (Hydrolysat). Die Verwendung der gleichen Substratart und möglichst gleicher Chargen führt zu einer annähernd gleichen Qualität des Hydrolysats. Das ist jedoch nicht über den gesamten Versuchsverlauf möglich, da auch Maissilage des gleichen Produzenten jährlichen Schwankungen unterliegt.

Als Variation und wesentlicher Untersuchungsgegenstand erfolgte in einer zweiten Versuchsanlage der Austausch des überstauten Festbettreaktors durch einen Rieselfestbettreaktor (Me2) und die Ergänzung um einen Zwischenspeicher SP2a zur Realisierung der Rezirkulation und Hydrolysatverdünnung. Da die Methanisierung in einem Rieselfestbettreaktor bislang unbekannt ist, musste der Aufbau an verwandte Technologien aus dem Bereich der aeroben Abwasserbehandlung bzw. Absorptionstechnik angelehnt werden. Die Zugabe des Substrates bzw. der Prozessflüssigkeit erfolgte über einen Drehsprenger mit geringer Drehzahl (1 U/min) über den gesamten Querschnitt (Abbildung 5-4, Teil B) mit einer Abstandshöhe zur Festbettoberfläche von ca. 10 cm. Es stellte eine besondere Herausforderung dar, diese Substratzufuhr über den drehbar gelagerten Sprenger gasdicht zu gestalten. Tabelle 5-4 zeigt wesentliche Kennwerte der Versuchsanlagen mit Praxissubstrat.

**Tabelle 5-4: Überblick und Kennwerte der Versuchsanlagen mit Praxissubstrat**

	Symbol	Einheit	Me1	Me2	Me3
Prinzip			Rieselfestbett	Rieselfestbett	ü. Festbett
Einsatzstoff			Mais (Hydrolysat)	Mais (Hydrolysat)	Mais (Hydrolysat)
Menge	$m_{\text{Mais}}$	kg	26,65	26,65	26,65
Hydrolysereaktorvolumen	$V_H$	l	2x120	2x120	2x120
Perkolationsspeicher	$V_P$	l	2x30	2x30	2x30
Hydrolysat Speicher SP1 (Füllstand von bis)	$V_{SP1}$	l	60 (20-30)	60 (20-30)	120 (20-30)
Methanreaktorvolumen	$V_M$	l	120	120	120
Festbettvolumen	$V_{FB}$	m <sup>3</sup>	0,073	0,073	0,073
mittlerer Innendurchmesser	$d_{RK}$	m	0,47	0,47	0,47
Querschnittsfläche	$A_{RK}$	m <sup>2</sup>	0,173	0,173	0,173
Füllhöhe	$h_{RK}$	m	0,42	0,42	0,42
Oberfläche der Wandung	$A_{Wand}$	m <sup>2</sup>	0,62	0,62	0,62
Füllkörper			Bioflow 40	Bioflow 40	Bioflow 40
Abmessung	$d_{FK}:h_{FK}$	mm	35-45:35	35-45:35	35-45:35
Anzahl pro Reaktor	$n^*$	Stück	1000	1000	1000
spez. Füllkörperoberfläche	$A_{FK}$	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	305	305	305
Oberfläche im Reaktor	$A_{FK}$	m <sup>2</sup>	22,9	22,9	22,9
Substratvolumenstrom	$Q_{zu}$	l/(kg <sub>oTR</sub> ·d)	4-7	0,5-7	0,5-7
Zwischenspeichervolumen (Füllstand)	$V_{SP2a}$	l	60 (0-60)	120 (60-94)	–
Ablaufspeichervolumen (Füllstand ca.)	$V_{SP2}$	l	200 (110)	200 (110)	200 (110)



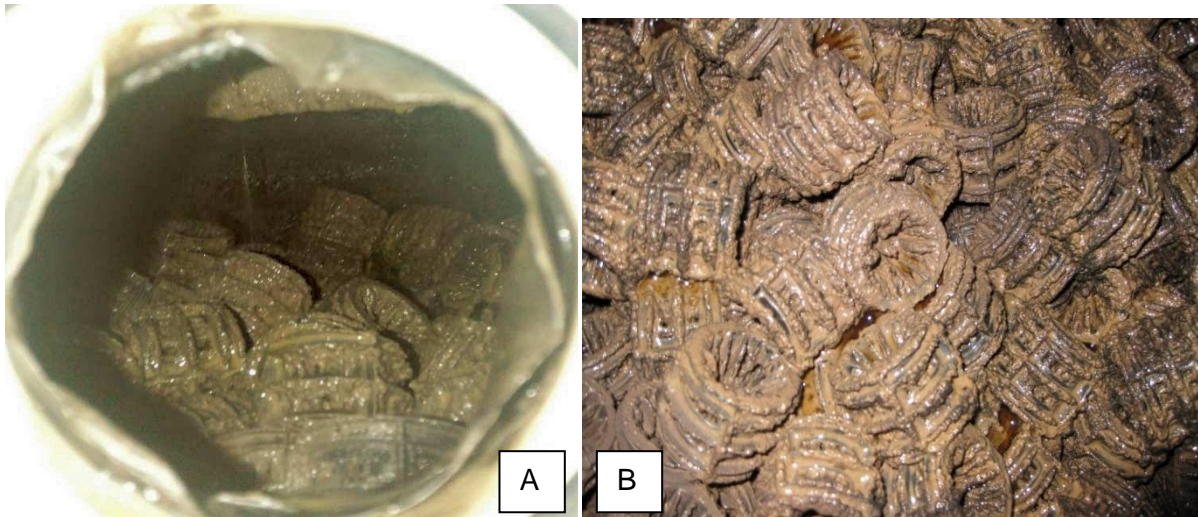
**Abbildung 5-4: Prinzipskizze des zweistufigen Verfahrens mit A: überstautem Festbettreaktor Me3 und B: Rieselfbettreaktor Me2**

Beide Versuchsanlagen sind in ihrem Aufbau identisch und wurden parallel mit dem gleichen Mais, den gleichen Flüssigkeitsvolumina und bei gleicher Raumbeladung betrieben. Lediglich das Arbeitsprinzip der Methanisierungsstufen ist unterschiedlich.

In Betrieb genommen wurden beide Reaktoren mit neuen Füllkörpern (Bioflow 40). Das Animpfen erfolgte jeweils mit 98 l Impfschlamm (Umwälzschlamm der Kläranlage Cottbus), der zur Vermeidung von Verblockungen gesiebt wurde (5 mm Sieb). Aufgrund des großen Substratspektrums in den Faultürmen wird von einer hohen Mikroorganismenvielfalt und -dichte ausgegangen, sodass ein sicheres Animpfen und ein stabiler Prozess zu erwarten ist. Das gleiche Vorgehen wurde bereits mehrfach erfolgreich durchgeführt [138]. Die Substratzufuhr wurde langsam von 0,5 auf 7 l/(kgoTR·d) erhöht, sodass die Raumbeladung anstieg. Dies entspricht einem Zufluss  $Q_{zu}$  von 0,05-0,77  $m^3/(m^3_{FB} \cdot d)$ . In den ersten 48 Tagen wurden beide Reaktoren im überstauten Betrieb bei einem geringen Rücklaufvolumenstrom von  $RV=1 m^3/(m^3_{FB} \cdot d)$  betrieben, da bei einer Fließgeschwindigkeit von  $v < 0,4 m/h$  eine bessere Biofilmbildung vermutet wird [46]. Im Anschluss erfolgte in Me2 die Umstellung auf den Rieselfbettbetrieb. Danach wurde die Substratzufuhr  $Q_{zu}$  in beiden Reaktoren schrittweise erhöht. Tabelle 5-5 gibt einen Gesamtüberblick hinsichtlich der durchgeführten Versuche im Rahmen der Inbetriebnahme und der Leistungsfahrten wieder.

Durch die Änderung der täglichen Substratzufuhr  $Q_{zu}$ , des Prozesswasservolumens  $V_{fl}$  und des Rieselvolumenstromes  $RV$  wurde sowohl eine Variation der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{fl}$  als auch der Kontaktzeit  $C_t$  im Rieselfbett erreicht.

In einem dritten System Me1 wurden parallel weitere Untersuchungen zur Leistungsfähigkeit im Rieselbettprinzip durchgeführt (Tabelle 5-6). Der Aufbau ist der Gleiche wie bei Me2, jedoch erfolgte keine Inbetriebnahme, sondern direkt der Einsatz bereits angeimpfter Füllkörper mit adaptierten Methanogenen im Biofilm. Dadurch konnte deutlich schneller eine hohe Leistungsfähigkeit erreicht werden. Abbildung 5-5 zeigt den Blick in den Reaktor mit Rieselarm (A) und die Festbettoberfläche des Rieselbettreaktors nach 268 Betriebstagen (B).



**Abbildung 5-5: A: Blick in den Rieselbettreaktor Me1 mit Rieselarm und angeimpften Füllkörpern im laufenden Betrieb, B: Festbettoberfläche des Rieselbettreaktors**

Mit dem Ziel der Ermittlung der Leistungsfähigkeit und der Vergleichbarkeit der beiden Systeme wurden neben der Erhöhung der Raumbeladung auch die Rezirkulation und die hydraulische Verweilzeit im Rieselbettreaktor variiert. Die Einstellung der Rezirkulationspumpe P4 bzw. die Änderung des Flüssigkeitsvolumens in Speicher SP2a ermöglichte dies. Die Rezirkulation wurde unter Berücksichtigung verschiedener Grenzen gewählt. Es dürfen keine zu hohen Geschwindigkeiten auftreten, die zu einem Ablösen des Biofilmes führen (Vgl. Kapitel 3.2.). In Anlehnung an [109] und [110] erfolgte die Festlegung der unteren Grenze. Hier liegen positive Ergebnisse bei der Rezirkulation in einem überstauten Festbettreaktor ab  $RV = 1 \text{ m}^3 / (\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  vor. Weiterhin erfolgt die Bestimmung der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{\text{fl}}$ , die bis auf nahezu einen Tag verringert wurde.



**Tabelle 5-5: Überblick der Versuche im überstauten Festbettreaktor Me3 und Rieselfestbettreaktor Me2**

Versuch	Reaktor	$m_{\text{Mais}}$ [kg <sub>FM</sub> ]	Maischarge Jahr 2011	$Q_{\text{zu}}$ [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	$\tau_{\text{fl}}$ [d]	RV [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	$V_{\text{fl}}$ [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	$C_t$ [min/(10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> <sub>zu</sub> ·m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> )]
V1 Animpfen	Me2 (RB)	26,65	Januar	0,05-0,22	94,9-5	-	0	-
	Me3 (FB)	26,65	Januar	0,05-0,22	94,9-5	-	0	-
V2	Me2 (RB)	26,65	April	0,22	5,88	13,0	1,29	23,4
	Me3 (FB)	26,65	April	0,22	5,93			
V3	Me2 (RB)	26,65	Mai	0,33	3,92	16,0	1,29	15,6
	Me3 (FB)	26,65	Mai	0,33	3,95			
V4	Me2 (RB)	26,65	Mai	0,55	1,52	13,0	1,29	10,0
	Me3 (FB)	26,65	Mai	0,55	2,37			
V5	Me2 (RB)	26,65	Mai	0,55	1,52	13,0	0,82	15,7
	Me3 (FB)	26,65	Mai	0,55	2,37			
V6	Me2 (RB)	26,65	Juli	0,55	1,52	3,9	0,82	6,7
	Me3 (FB)	26,65	Juli	0,55	2,37			
V7	Me2 (RB)	26,65	Juli	0,55	1,52	23,7	0,82	18,7
	Me3 (FB)	26,65	Juli	0,55	2,37			
V8	Me2 (RB)	26,65	Juli	0,77	1,07	13,0	0,82	10,5
	Me3 (FB)	26,65	Juli	0,77	1,69			
V9	Me2 (RB)	26,65	Juli	0,77	1,07	1,0	0,82	1,4
	Me3 (FB)	26,65	Juli	0,77	1,69			

**Tabelle 5-6: Überblick der Versuche im Rieselfestbettreaktor Me1**

Versuch	Reaktor	$m_{\text{Mais}}$ [kg <sub>FM</sub> ]	Maischarge 2010/2011	$Q_{\text{zu}}$ [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	$\tau_{\text{fl}}$ [d]	RV [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	$V_{\text{fl}}$ [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	$C_t$ [min/(10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> <sub>zu</sub> ·m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> )]
V7	Me1 (RB)	26,65	August	0,44	0,66	16,0	0,27	43,9
V8	Me1 (RB)	26,65	August	0,22	1,32	13,0	0,27	43,9
V9	Me1 (RB)	26,65	Oktober	0,44	0,69	13,0	0,27	43,9
V10	Me1 (RB)	26,65	Oktober	0,44	2,17	13,0	1,10	10,5
V11	Me1 (RB)	26,65	Oktober	0,44	1,47	13,0	1,10	10,5
V12	Me1 (RB)	26,65	Oktober	0,44	2,17	13,0	1,10	10,5
V13	Me1 (RB)	26,65	Jan	0,44	2,17	13,0	1,10	10,5
V14	Me1 (RB)	26,65	Jan	0,44	1,10	13,0	1,10	22,0
V15	Me1 (RB)	26,65	Mai	0,77	1,32	13,0	1,10	7,8
V16	Me1 (RB)	26,65	Mai	0,77	1,31	3,9	1,10	3,6
V17	Me1 (RB)	26,65	Mai	0,77	0,66	3,9	0,55	6,7
V18	Me1 (RB)	26,65	Mai	0,77	0,67	13,0	0,55	15,7
V19	Me1 (RB)	26,65	Juli	0,77	0,38	13,0	0,27	31,4
V20	Me1 (RB)	26,65	Juli	0,77	0,38	13,0	0,27	31,4
V21	Me1 (RB)	26,65	Juli	0,77	0,37	3,9	0,27	15,7
V22	Me1 (RB)	26,65	Juli	0,77	0,37	3,9	0,27	15,7

### 5.2.3. Aufbau und Betrieb der Versuche mit gasförmigem Substrat

Der Aufbau des Rieselfestbettreaktors RB3 ist vergleichbar zu den Reaktoren RB2/RB1 (Abbildung 5-6). Es erfolgte der Einsatz der gleichen angeimpften Füllkörper wie im Reaktor mit flüssigem Substrate Me1. Im batch-Betrieb erfolgte die Zugabe eines definierten Volumens des H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> Gasmischtes direkt in den Reaktor. Die Zusammensetzung in den Anteilen von 4:1 wurde unter Berücksichtigung des stöchiometrischen Verhältnisses nach Gl. 4-6 gewählt. Ein geringer Anteil des Kohlenstoffdioxids dient der Zelle gleichzeitig als C-Quelle für den

Biomasseaufbau. Im Verhältnis 4:1 liegt Wasserstoff also immer im geringen Überschuss vor. Eine Wasserstofflimitierung tritt demnach nie auf [194].

Es wurde ein gasdichter Beutel (20l, Fa. Tesseraux) angeschlossen, sodass das Gasgemisch zwischengespeichert werden konnte. Die Zuführung und ggf. Umwälzung des Gases im Festbett erfolgte mit einer gasdichten Pumpe  $P_{\text{Gas}}$  (Fa. Knf bzw. Fa. Ismatec VC 680) unter Variation der Pumpleistung. Das Gas im Gassack bzw. im Gasraum des Rieselbettreaktors wurde kontinuierlich und vollständig durchmischt. Die Verrieselung und die dadurch definierte Rezirkulation wurde auf  $10,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  eingestellt. Aus den Versuchen mit Maishydrolysat bzw. dem Modellsubstrat ist bekannt, dass keine Biofilmbilddung bzw. kein vollständiger Biomassenverlust stattfindet und eine ausreichende Benetzung der Füllkörper erfolgt. Sie wurde nicht variiert und dient ausschließlich der Befeuchtung des Biofilmes mit Prozesswasser aus dem Reaktorsumpf ( $V_{\text{fi}} = 5 \text{ l}$ ). Ein positiver Nebeneffekt ist die zusätzliche Durchmischung des Gases durch den Rieselstrom im Reaktor. Die Probenahme des Gases erfolgte durch eine im Gasstrom integrierte Gasmaus mit Spritzenseptum, sodass die Änderung der Gaszusammensetzung während des Versuches überwacht werden konnte. Da das Entnahmevolumen 10 - 50  $\mu\text{l}$  betrug, ist der Eingriff in die Massenbilanz vernachlässigbar. Nach Versuchsende erfolgte die Entnahme des Produktgases und Neubefüllung. Nach Gl. 4-6 erfolgt unter Volumenreduktion die Umsetzung des  $\text{CO}_2/\text{H}_2$ -Gemisches zu Methan, sodass der theoretische Methanertrag bestimmt werden konnte (Vgl. Anhang I-1). Der Methanertrag aus der bestimmten Methankonzentration und dem Entnahmevolumen kann bei Normbedingungen mit diesem theoretischen Wert verglichen werden.

Die Aufnahme des zeitlichen Verlaufes der Gaszusammensetzung und die Ermittlung des  $\text{H}_2/\text{CO}_2$ -Umsatzes nach Versuchsende ermöglicht unter Berücksichtigung des Zeitbedarfes die Bestimmung der spezifischen Methanproduktivität  $P$  in  $\text{NICH}_4/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ . Für die Berechnung von  $P$  unter Normbedingungen ist neben der Aufnahme der Methangastemperatur und des Umgebungsdruckes auch die Messung der Temperatur des  $\text{H}_2/\text{CO}_2$  Gemisches im Einlauf erforderlich, insbesondere da aufgrund der Entspannung aus der Gasflasche eine Abkühlung eintritt.

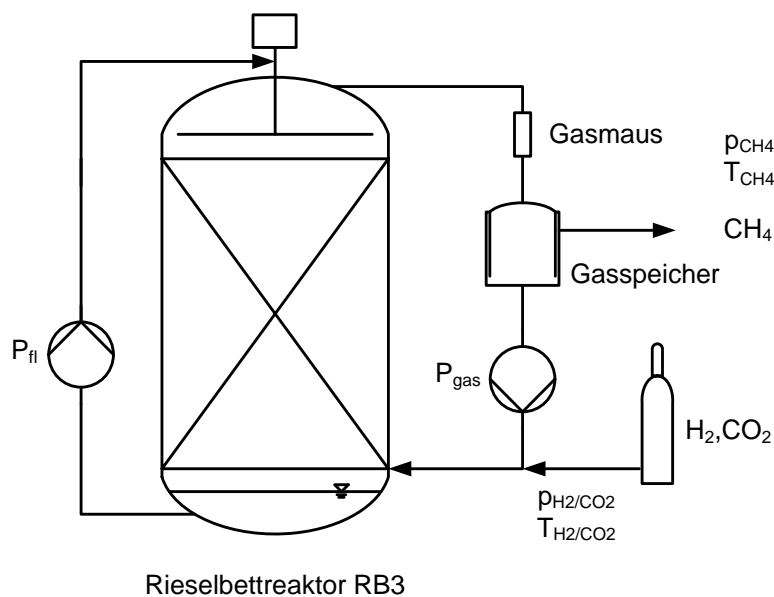


Abbildung 5-6: Prinzipskizze des Rieselbettreaktors RB3 zur Umsetzung gasförmiger Substrate

## 6. Auswertung

### 6.1. Das Verweilzeitverhalten im Rieselbett

Die Betriebsweise, die Form bzw. der Aufbau des Rieselbettes und die Wahl der Füllkörper beeinflussen das Verweilzeitverhalten des flüssigen Substrates im Rieselbettreaktor. Die resultierenden hydrodynamischen Verhältnisse haben daher einen starken Einfluss auf den Substratabbau. Neben der spezifischen Oberfläche, dem Lückengrad und der Füllkörpergröße sind die Ausprägung des Biofilmes und ebenfalls die zugeführte Substratmenge von Bedeutung. Anhand von Verweilzeitversuchen kann der Rückhalt im Rieselbettreaktor bestimmt werden. Damit kann der Einfluss des Füllkörpermateriale und des Durchflusses ( $Re$  Zahl) auf den Massentransfer in und am Biofilm und letztlich auch auf den Abbaugrad ermittelt werden. Es wurde bereits gezeigt, dass es durch die Erhöhung des Durchflusses insbesondere unter Einwirkung eines Biofilmes im Rieselbett- bzw. Festbettreaktor, zu einer Erhöhung der Verweilzeit, des Druckverlustes, des Benetzungsgrades und des Flüssigkeitsrückhaltes kommt [105][106][94][95]. In Tracerversuchen kann der Rückhalt durch die Peakverbreiterung des Abgangssignals bzw. durch die Verschiebung der Medianzeit beschrieben werden [192].

#### Ermittlung des Flüssigkeitsrückhaltes der untersuchten Reaktoren

Der Flüssigkeitsrückhalt im Rieselbett aufgrund des eingestellten Durchflusses wird durch das Abschalten des kontinuierlichen Zustromes (Rezirkulation) und Auffangen des Ablaufes ermittelt. Die Bestimmung wurde nach einer Dauer von 20 Minuten beendet, da zu diesem Zeitpunkt nur noch ein sehr geringer Abfluss vorlag ( $Q_{ab} \approx 0$  ml/min) (Anhang D-2). Das Ablaufvolumen stellt in Abhängigkeit von der Rezirkulation im Rieselbettreaktor den Flüssigkeitsrückhalt  $\varepsilon^*$  im stationären Zustand dar. Im Idealfall ermöglicht er die Bestimmung der mittleren Flüssigkeitsschicht am Biofilm unter Berücksichtigung des Flüssigkeitsanteils im Biofilm.

Neben der Bestimmung des Flüssigkeitsrückhaltes erfolgte die Ermittlung des Verweilzeitverhaltens in den Rieselbettreaktoren durch Verweilzeitversuche. Für Festbett- oder Rieselbettreaktoren mit immobilisierter Biomasse ist die Wahl eines geeigneten Tracers jedoch unmöglich. Standardtracer wie Salzlösungen, Farblösungen oder Pflanzensporen lassen sich nicht einsetzen, da sie zu einer starken Beeinträchtigung der Stoffwechselprozesse bzw. des Reaktorbetriebes führen. Daher wurde als gute Näherung direkt die Prozessflüssigkeit verwendet, die angelehnt an einen Dirac-Stoß in einer festgelegten Beschickungsdauer und -menge (Eingangssignal) dem Reaktor zugegeben wurde. Es wird daher kein wirklicher Tracer eingesetzt. Die Auswertung erfolgte über die zeitliche Verteilung des Ablaufes (Ausgangssignal) summiert über den gesamten Reaktorquerschnitt. Es liegen folgende Randbedingungen vor:

- Es erfolgt kein Aufsaugen der Rieselflüssigkeit durch den Biofilm, da der Biofilm zum Zeitpunkt der Untersuchung vollständig gesättigt ist.
- Es erfolgt die Berücksichtigung des konstanten minimalen Abtropfens aus dem Reaktor als Hintergrundabfluss. (falls erforderlich)

- Es erfolgt eine vollständige Verteilung über den Reaktorquerschnitt durch die Drehstrenger.

Die Durchführung erfolgte nach dem Prinzip in Abbildung 6-1 unter Wiederholung und Variation des jeweiligen Durchflussvolumenstromes  $Q$ , die auch im späteren Reaktorbetrieb auftreten. Es werden verschiedene Rieselzeiten  $R_t$  für verschiedene Durchflüsse erwartet, da die rückhaltende Wirkung im Rieselbett von der Zustrommenge und der Wechselwirkung mit der Oberfläche abhängt. Die Rieselzeit ergibt sich jeweils aus der Medianzeit im Ausgangssignal.

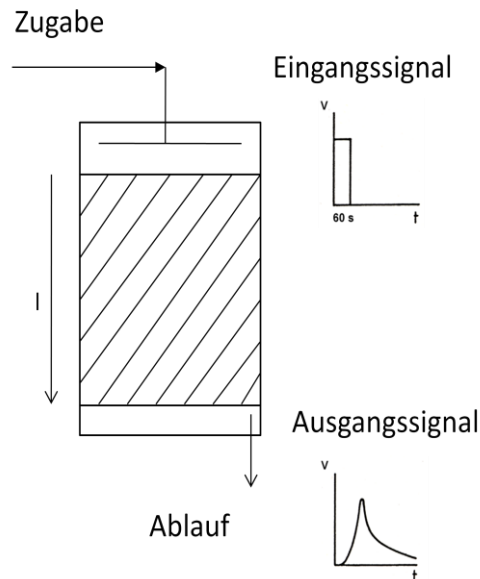


Abbildung 6-1: Verweilzeitbestimmung in einem Tropfkörper mit Signalverlauf; nach [71]

### 6.1.1. Flüssigkeitsrückhalt und Verweilzeitverhalten der Rieselbettreaktoren RB1 und RB2

Die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 haben ein Festbettvolumen von 26,8 l (Formverhältnis  $l:d=1:0,81$ ). Die Füllkörper besitzen einen Biofilm. Es erfolgte die Ermittlung des Flüssigkeitsrückhaltes und der Rieselzeit für verschiedene Durchflüsse.

Die bestimmte Abhängigkeit vom Durchfluss zeigt Abbildung 6-2. Es kann ein Anstieg des zurückgehaltenen Flüssigkeitsvolumens  $\varepsilon^*$  mit ansteigendem Durchfluss  $Q$  festgestellt werden. Dieses Ergebnis wurde bereits durch unabhängige Versuche bestätigt [95]. Der Zusammenhang kann zur Bestätigung der Gl. 3-42 in der gleichen Form nach Gl. 6-1 abgeleitet werden. Der ermittelte Exponent ist mit 0,491 zum Wert aus [95] mit 0,534 gut vergleichbar. Der Parameter  $\alpha$  wurde mit 0,000134 bestimmt. Die Grenze von  $\varepsilon^*$  stellt das gesamte Lückenvolumen des Rieselbettes, abzüglich des Biofilmvolumens dar. Es wird deutlich, dass kein linearer Zusammenhang des Rückhaltes vorliegt. Mit ansteigendem Durchfluss sinkt der spezifische Rückhalt. Vermutlich überwiegt hier zunehmend das freie Fließen gegenüber dem stärkeren Rückhalt direkt an der Biofilmoberfläche bei geringeren Durchflüssen.

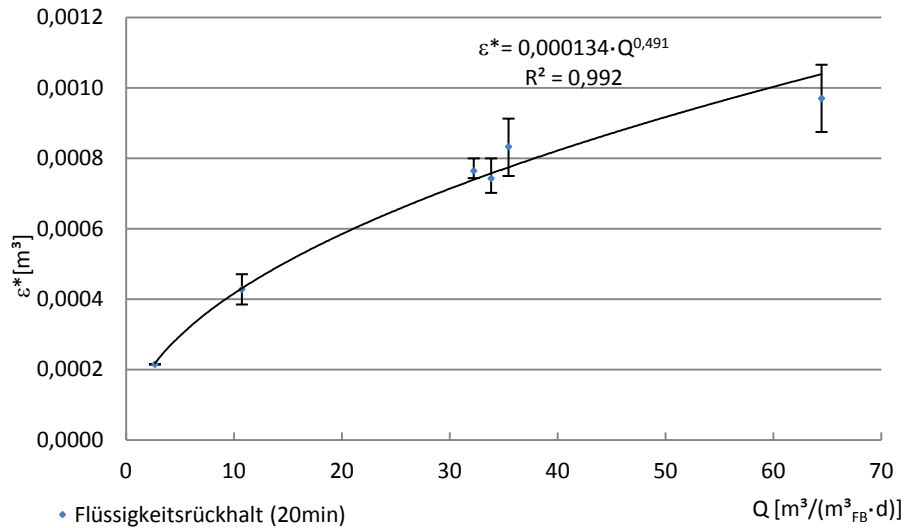


Abbildung 6-2: Flüssigkeitsrückhalt in den Rieselbettreaktoren RB1 und RB2

$$\varepsilon^* = 0,000134 \cdot Q^{0,491}$$

Gl. 6-1

Abbildung 6-3 zeigt die Auswertung des Ausgangssignals nach Zugabe des stoßförmigen Flüssigkeitsimpulses von 30 Sekunden. Die Zugabe erfolgte für drei verschiedene Durchflüsse, die auch in den folgenden Versuchen vorlagen. Die Rieselzeit  $R_t$  entspricht dem Medianwert (Anhang D-5).

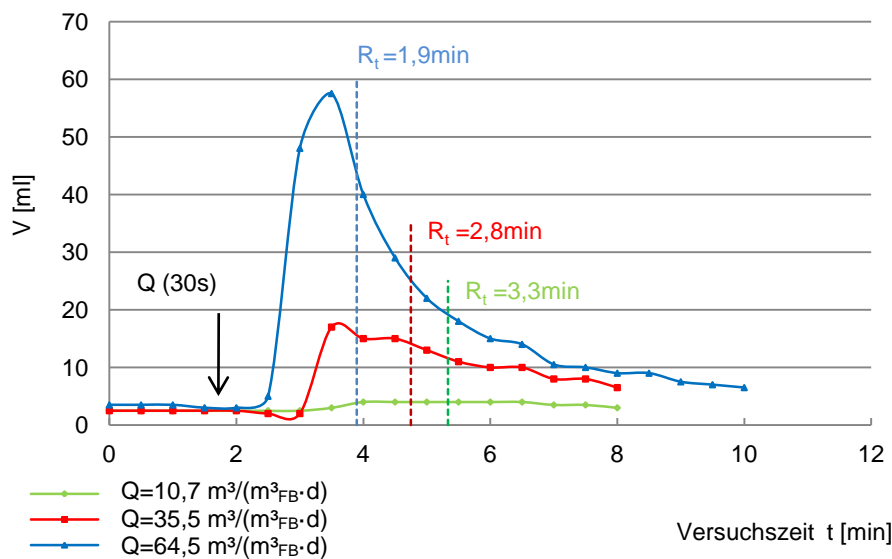


Abbildung 6-3: Ausgangssignal der Verweilzeitversuche und Rieselzeit  $R_t$  in RB2

Mit den ermittelten Werten lässt sich eine reaktorspezifische Rieselzeit  $R_t$  in Abhängigkeit vom Durchfluss  $Q$  darstellen (Abbildung 6-4). Die Ermittlung von  $R_t$  des Durchflusses bei  $10,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  ist trotz des sehr geringen Abgangssignals möglich. Die Rieselzeit bei einem Durchfluss von  $2,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  muss extrapoliert werden. Sie liegt bei 3,5 min.

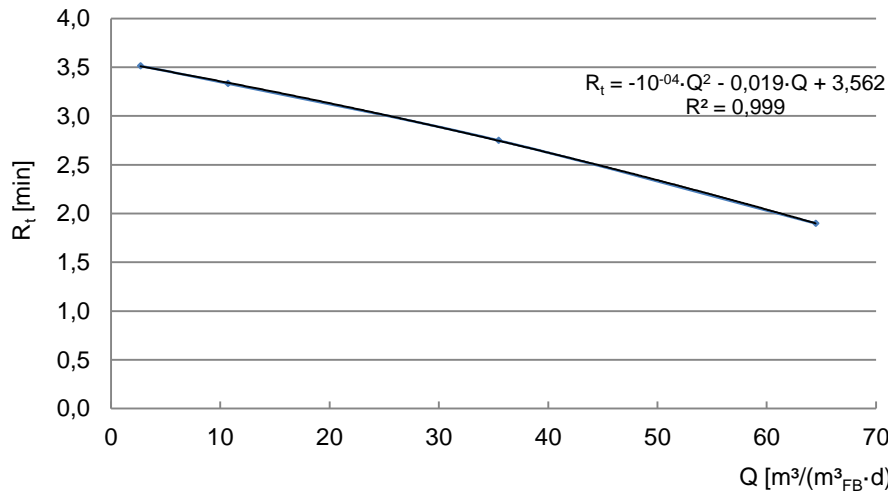


Abbildung 6-4:  $R_t$ - $Q$  Diagramm für den Rieselbettreaktor RB2

Die ermittelte Rieselzeit  $R_t$  stellt die Basis zur Bestimmung der Kontaktzeit  $C_t$  des Substrates mit dem Biofilm dar. In Abhängigkeit vom Durchfluss und des Substratspeichervolumens kann die Kontaktzeit  $C_t$  nach Gl. 3-35 berechnet werden (Anhang D-6). Da durch die Essigsäurezugabe ein vollständiger Umsatz vorliegt und keine Flüssigkeitsentnahme erfolgt, liegt theoretisch eine unendliche Verweilzeit, jedoch begrenzte Kontaktzeit vor. Es ergibt sich der Zusammenhang zwischen Durchfluss und Kontaktzeit für die untersuchten Prozesswasservolumina  $V_{\text{fl}}$  gemäß Abbildung 6-5.

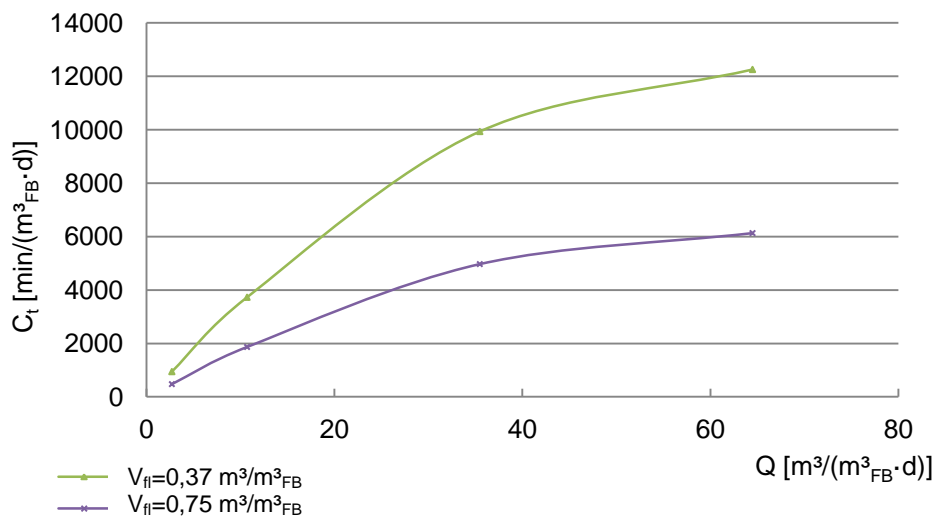


Abbildung 6-5:  $C_t$ - $Q$  Diagramm für den Rieselbettreaktor RB2 und verschiedene Prozesswasservolumina  $V_{\text{fl}}$

### 6.1.2. Flüssigkeitsrückhalt und Verweilzeitverhalten des Rieselbettreaktors Me2

Parallel zu RB1 und RB2 erfolgt die Bestimmung des Flüssigkeitsrückhaltes für den Rieselbettreaktor Me2. Auch hier liegt ein höherer Rückhalt bei größerem Durchfluss vor (Abbildung 6-6). Aufgrund der leicht abweichenden Reaktorgeometrie und des Reaktorvolumens ist er jedoch größer als in RB1 und RB2.

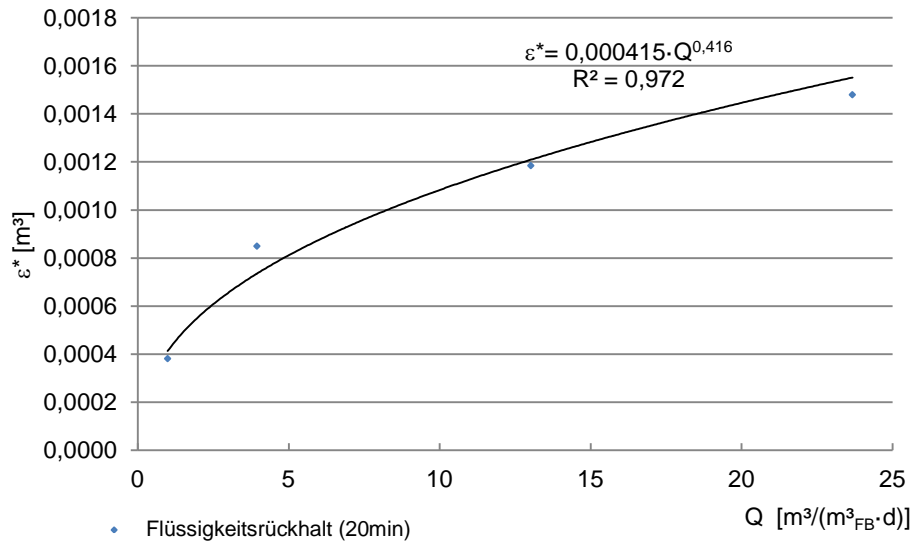


Abbildung 6-6: Flüssigkeitsrückhalt im Rieselbettreaktor Me2

Das Ausgangssignal für die jeweilig untersuchten Durchflüsse variiert in Abhängigkeit vom Durchfluss (Abbildung 6-7).

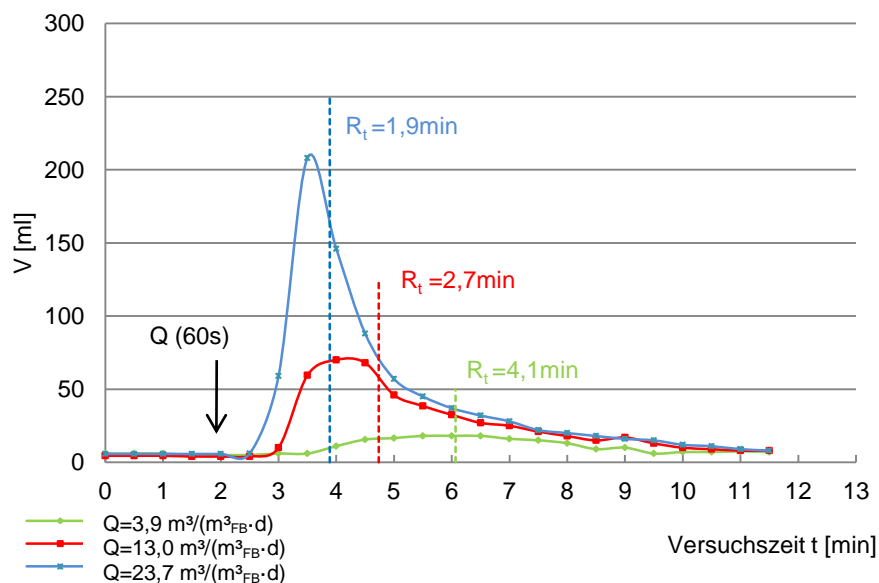


Abbildung 6-7: Ausgangssignal und Rieselzeit  $R_t$  in Me2

Abbildung 6-8 zeigt auch für den Rieselbettreaktor Me2 die Verringerung der Rieselzeit in Abhängigkeit vom Durchfluss.

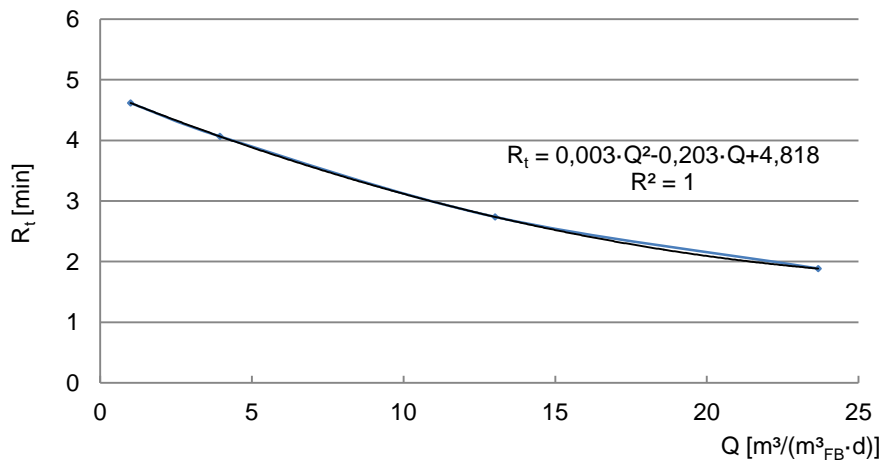


Abbildung 6-8:  $R_t$ - $Q$  Diagramm für den Rieselbettreaktor Me2

Für die Bewertung der Kontaktzeit  $C_t$  im Rieselbettreaktor Me2 erfolgt neben der Rieselzeit, dem Prozesswasservolumen und der Rezirkulation auch die Berücksichtigung der hydraulischen Verweilzeit, die durch die periodische Substratzu- und abfuhr bestimmt wird. Die Berechnung erfolgt nach Gl. 3-36 (Anhang D-12). Abbildung 6-9 zeigt das  $C_t$ - $Q$  Diagramm für verschiedene hydraulische Verweilzeiten  $\tau_{fl}$ , die in den Versuchen eingestellt wurden. Mit steigender Rezirkulation steigt auch die Kontaktzeit. Es liegt jedoch aufgrund des Einflusses der Rieselzeit  $R_t$  keine Linearität vor.

Ein proportionaler Zusammenhang zwischen der Kontaktzeit  $C_t$  und der hydraulischen Verweilzeit liegt nicht vor, da in den Versuchen neben dem Prozesswasservolumen auch die Rezirkulation variiert wurde. Die hydraulische Verweilzeit wird durch das Prozesswasservolumen und das zugeführte Substratvolumen definiert und spiegelt nicht die Verweilzeit im Rieselbett wieder. Das verdeutlicht, dass die Kontaktzeit eher als ein Maß für die Abbauleistung im Rieselbettreaktor geeignet ist. In den weiteren Betrachtungen wird daher untersucht, inwieweit die Kontaktzeit einen Einfluss auf die Substratabbaurrate hat.

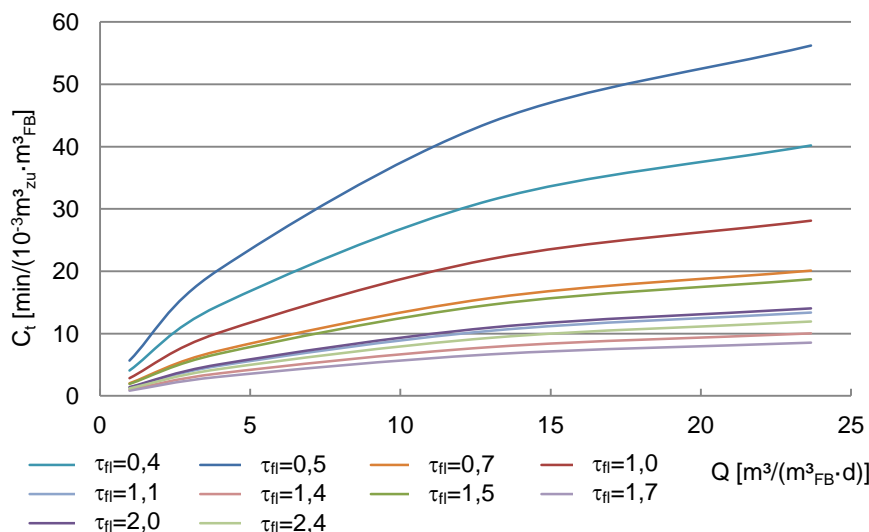
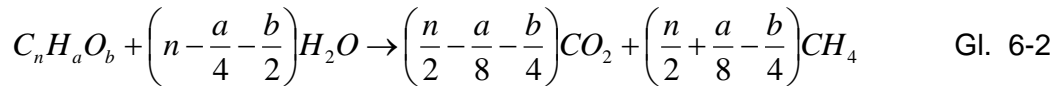


Abbildung 6-9:  $C_t$ - $Q$  Diagramm unter Variation der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{fl}$  für den Rieselbettreaktor Me2



## 6.2. Die Umsetzung des Modellsubstrates im Festbett- und Rieselbettreaktor

Der Methanertrag bei der anaeroben Vergärung von Essigsäure nach Gl. 4-7 ergibt sich unter der Voraussetzung einer ausreichenden Nährstoffversorgung, optimaler Milieubedingungen und einer Konzentration unterhalb der Hemmkonzentration unter Ansatz der Buswell-Müller-Gleichung mit



zu einem mol Methan je mol Essigsäure. Die Methankonzentration im entstehenden Gasgemisch liegt bei 50%. Tabelle 6-1 zeigt den Überblick der theoretischen Methanerträge bei vollständiger Substratumsetzung in Bezug auf das hier eingesetzte Fermentervolumen.

**Tabelle 6-1: Berechnung des theoretischen Methanertrages in Abhängigkeit von der Raumbeladung**

V <sub>AC</sub> [ml]	m <sub>CSB</sub> <sup>4</sup> [mg]	b <sub>R</sub> [kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	Y [NiCH <sub>4</sub> /kgCSB]	V <sub>AC</sub> [NiCH <sub>4</sub> ]	c <sub>CH4</sub> [%]	V <sub>Biogas</sub> [NiBiogas]	P <sub>CH4</sub> [Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /m <sub>R</sub> ·d]
20	21,8	0,81	350	7,6	50	15,3	0,3
40	43,6	1,63	350	15,3	50	30,5	0,6
60	65,4	2,44	350	22,9	50	45,8	0,9
80	87,2	3,25	350	30,5	50	61,0	1,1
100	109,0	4,07	350	38,2	50	76,3	1,4
120	130,8	4,88	350	45,8	50	91,6	1,7
140	152,6	5,69	350	53,4	50	106,8	2,0

Im Festbettreaktor FB1 und Rieselbettreaktor RB2 wurde schrittweise die Raumbeladung erhöht und die Reaktion des CSB-Abbaugrades und des pH-Wertes beobachtet (Abbildung 6-10 und 6-13). Der theoretische Methanertrag von 350 NiCH<sub>4</sub>/kgCSB wird in beiden Systemen erreicht (Abbildung 6-11), wobei der Methangehalt dem theoretischen Wert von 50 Vol% entspricht (Anhang B-1). Bis zu einer Raumbeladung von 3,7 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) laufen beide Reaktoren vergleichbar. Der pH-Wert befindet sich in einem günstigen Bereich von 6,8-7,5. Aus den Abbildungen 6-13 und 6-14 geht jedoch hervor, dass in RB1 ab einer Raumbeladung von über 3,7 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) eine Verringerung der Abbauleistung eintritt. Parallel tritt eine Versäuerung ein, sodass in der Folge eine Verringerung der Methanproduktivität zu verzeichnen war und die Substratzufuhr gestoppt werden musste. Offenbar liegt hier die Grenze der Leistungsfähigkeit des Reaktors hinsichtlich eines 100%igen Abbaus. Bis zu dieser Grenze erfolgt der vollständige Abbau, darüber hinaus wird nicht die gesamte Acetatfracht umgesetzt. Aufgrund des geschlossenen Systems erfolgt eine Aufkonzentrierung des Substrates, die letztlich einen Leistungseinbruch bewirkt. Ggf. kann die Rezirkulation bzw. Kontaktzeit im Rieselbett optimiert werden (Vgl. Kapitel 6.2.5.). Im FB1 konnte hingegen die Substratzufuhr weiter erhöht werden.

<sup>4</sup> 1l Essigsäure entspricht 1090 mg CSB

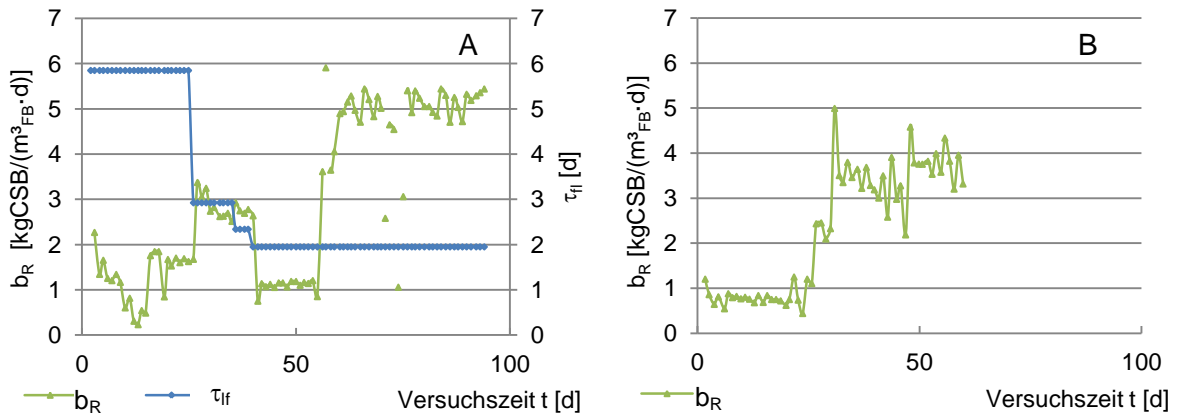


Abbildung 6-10: Entwicklung der Raumbeladung und hydraulischen Verweilzeit in A: Festbettreaktor FB1 und B: Rieselbettreaktor RB2

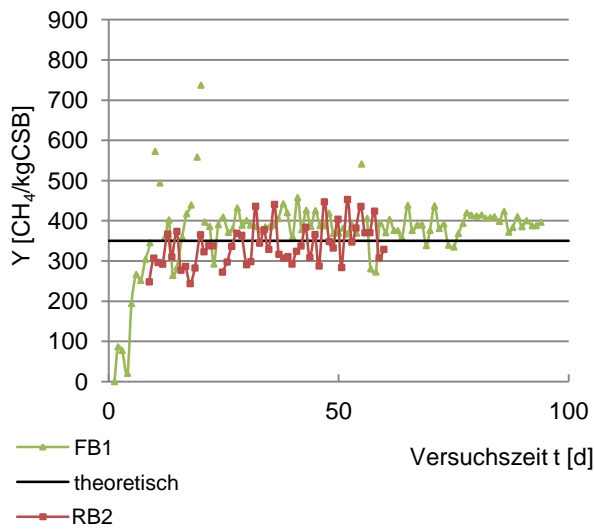


Abbildung 6-11: Y-t Diagramm für FB1 und RB2

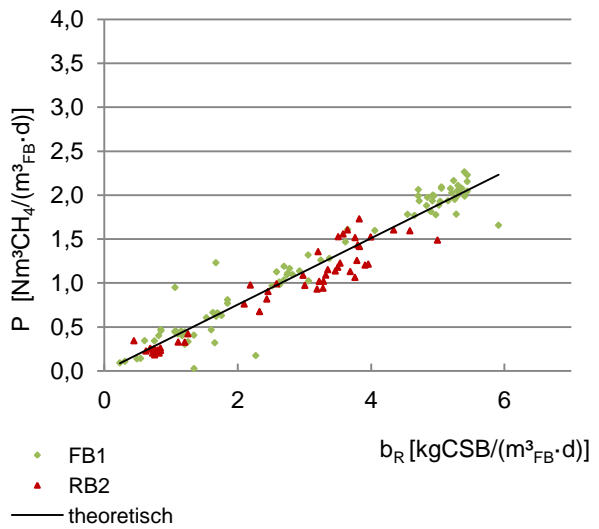


Abbildung 6-12: P- $b_R$  Diagramm für FB1 und RB2

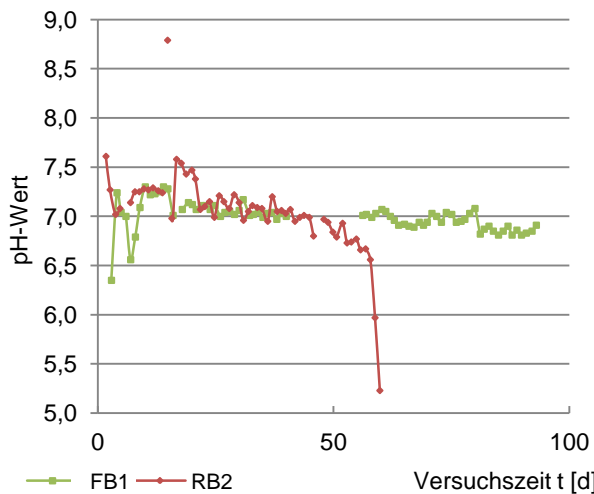


Abbildung 6-13: pH-Wert Entwicklung in FB1 und RB2

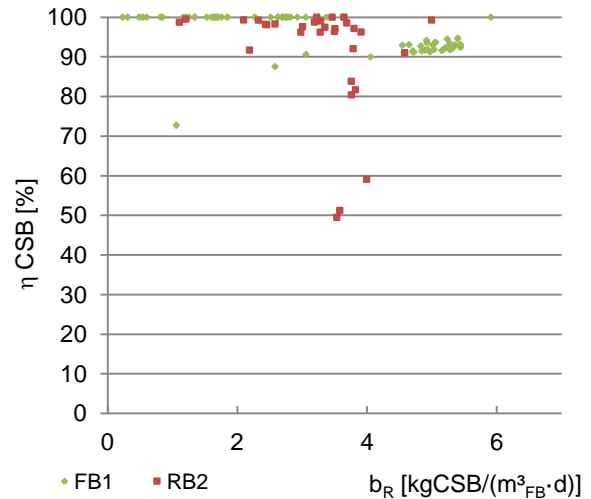


Abbildung 6-14:  $\eta$ - $b_R$  Diagramm für FB1 und RB2

### 6.2.1. Der Einfluss der Raumbeladung

Gemäß Tabelle 5-3 wurde die Raumbeladung variiert. Der Einfluss durch die zwei gewählten Raumbeladungen von  $b_R \approx 1,5$  und  $3,0$  kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) auf den CSB-Abbaugrad wird in Abbildung 6-15 dargestellt. Die Bestimmung erfolgte an mehreren Tagen, sodass eine Wiederholbarkeit und Sicherheit vorliegt. Die Mittelung der Werte führt zu den dargestellten Verläufen. Die untersuchten Prozesswasservolumina von  $V_{fi} = 0,37$  m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>FB</sub> bzw.  $0,75$  m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>FB</sub> wurde differenziert betrachtet, da in beiden eine unterschiedliche Substratkonzentration bzw. Verrieselungszahl vorliegt. Unter der Berücksichtigung dieser Prozesswasservolumen und der sehr geringen Substratzugabe  $Q_{AC,ZU}$  (einige Milliliter pro Tag) liegt jeweils eine große Verweilzeit von 125-500 d vor. Tabelle 6-2 zeigt den Überblick der ermittelten Verweilzeiten nach Gl. 5-2. Die Verweilzeit ist sehr groß gewählt, sodass ein ausreichender Abbau der sehr leicht abbaubaren Essigsäure durch diesen Parameter nicht begrenzt wird.

Tabelle 6-2: Ermittlung der hydraulischen Verweilzeit

$b_R$ [kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	$Q_{AC,ZU}$ [l/d]	$V_{fi}$ [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	$\tau_{fi}$ [d]
1,5	0,04	0,37	250
1,5	0,04	0,75	500
3,0	0,08	0,37	125
3,0	0,08	0,75	250

Im Idealfall erfolgt ein vollständiger Umsatz zu Methan und demzufolge keine Abfuhr einer Flüssigkeit. Bei einem Prozesswasservolumen von  $V_{fi} = 0,37$  m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>FB</sub> (Diagramm A) liegt der Abbaugrad  $\eta$  nahe 100 %. Der Hintergrund CSB der Prozessflüssigkeit wurde bestimmt und in Gl. 5-3 berücksichtigt. Die spezifische Methanproduktivität entspricht dem theoretischen Wert (Anhang B-4). Der nahezu vollständige Abbau ist offenbar unabhängig von der gewählten Rezirkulation. Eine Limitierung liegt erst bei einer höheren Raumbeladung vor. Lediglich bei einer sehr geringen Rezirkulation von  $RV = 2,7$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) wird kein vollständiger Abbau erreicht. Der Einfluss der Rezirkulation wird daher gesondert betrachtet. Der Abbaugrad liegt hier bei nur 89 %, sodass die Raumbeladung in diesem Fall nicht weiter erhöht werden konnte.

Bei einem höheren Prozesswasservolumen von  $V_{fi} = 0,75$  m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>FB</sub> wurde ein stärkeres Absinken des Abbaugrades bei einer höheren Raumbeladung beobachtet. Unabhängig von der Rezirkulation  $RV$  liegt bei diesem Prozesswasservolumen kein vollständiger Abbau vor. Beispielsweise konnte bei einer sehr geringen Rezirkulation von  $RV = 2,7$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) ein Abbaugrad von nur 60% erreicht werden. Der unvollständige Abbau, führt zur weiteren Aufkonzentrierung des Substrates und letztlich zum Erliegen des Prozesses im folgenden Zeitraum. Der Versuch musste abgebrochen werden. Damit wird deutlich, dass ein Zusammenhang zwischen Raumbeladung, Prozesswasservolumen und Rezirkulation besteht.

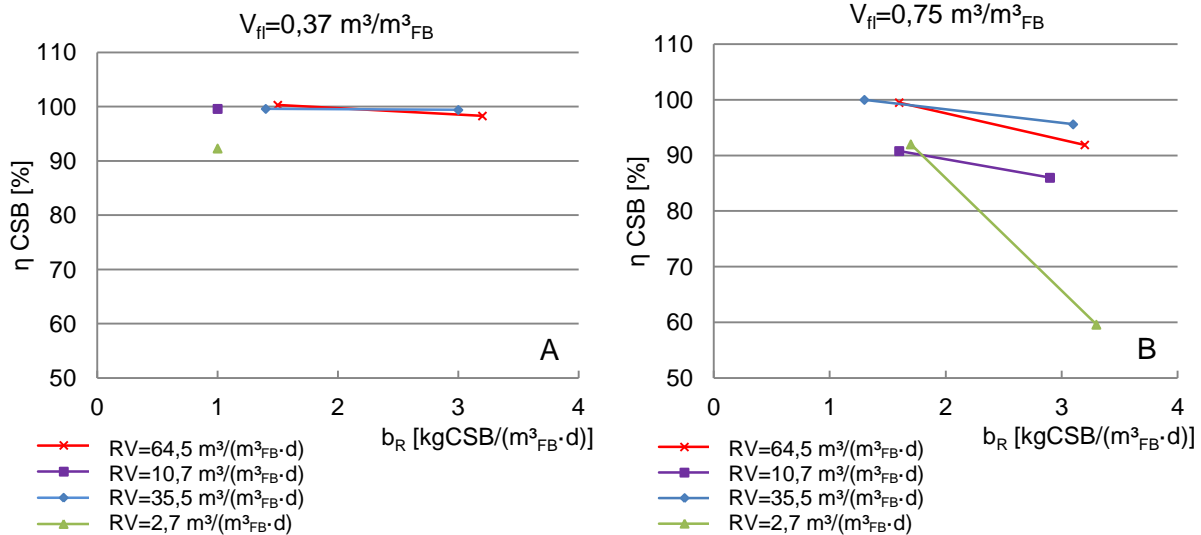


Abbildung 6-15:  $\eta_{CSB}$ - $b_{R,CSB}$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswassermengen von A:  $V_{fi}=0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  und B:  $V_{fi}=0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$

Den gleichen Sachverhalt für das Prozesswasservolumen von  $0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  spiegelt Abbildung 6-16 anhand des pH-Wertes wieder. Die pH-Werte bleiben unabhängig von den gewählten Raumbelastungen über dem für die Methanogenese kritischen pH-Wert von 6,8. Lediglich bei einer geringen Rezyklulation von  $2,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  kommt es bereits bei einer geringen Raumbelastung aufgrund des schlechten Abbaus zu einer pH-Wert Senkung. Bei einem höheren Prozesswasservolumen von  $0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  liegt eine solche Hemmung noch nicht vor. Jedoch wird deutlich, dass bei einer Steigerung der Raumbelastung auf über  $3 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  der pH-Wert auf 6,2 sinkt. Dieser Trend ist bereits bei einer höheren Rezyklulation von  $10,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  zu beobachten, da bereits ein Absinken auf einen kritischen pH-Wert von 6,68 festgestellt wurde.

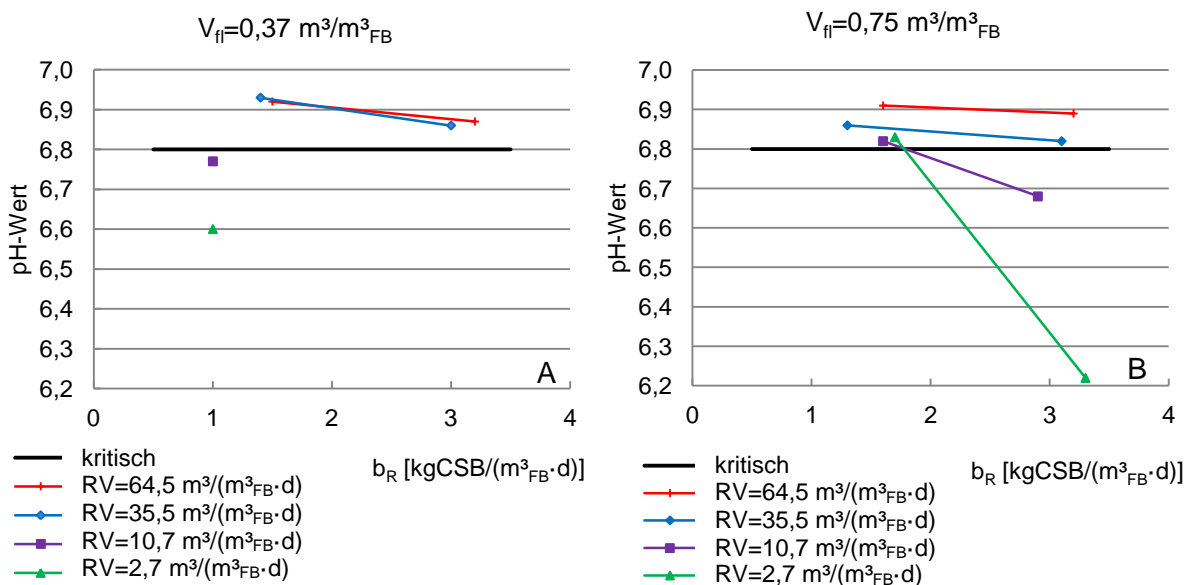


Abbildung 6-16: pH-Wert- $b_R$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswasservolumen von A:  $V_{fi}=0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  und B:  $V_{fi}=0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$

### 6.2.2. Der Einfluss der Rezirkulation

Die Abbildungen 6-17 und 6-18 zeigen den Einfluss der Rezirkulation auf den CSB Abbaugrad  $\eta$  und den pH-Wert jeweils für die zwei gewählten Prozesswasservolumina  $V_{fi}$  im System. Bei sehr kleinen Rücklaufströmen RV liegt ein geringer Abbaugrad vor. Der Prozess kommt bei  $RV=2,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  bereits nach einem Tag zum Erliegen, da es im Laufe der Versuchstage zur Aufkonzentrierung der Säure kommt. Der Versuch musste abgebrochen werden. Bei  $RV=10,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  liegt bereits ein verringerter Abbaugrad von  $\eta=85-96 \%$  ( $V_{fi}=0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$ ) vor.

Die pH-Werte liegen bei einer geringeren Rezirkulation sehr nahe bzw. unter der kritischen Grenze von  $\text{pH}=6,8$ . Daher ist eine Rezirkulation von  $RV>10,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  für einen ausreichenden Abbau erforderlich. Die weitere Erhöhung der Rezirkulation auf über  $20 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  ist nicht erforderlich, jedoch muss in diesem Zusammenhang das Prozesswasservolumen berücksichtigt werden.

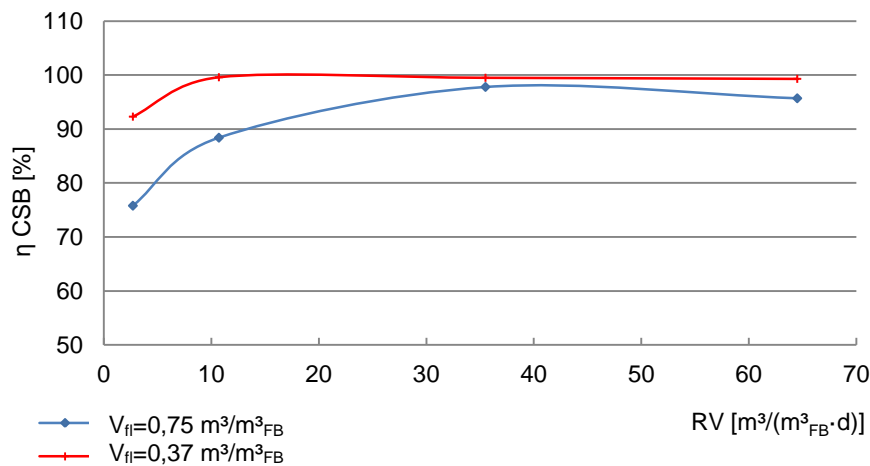


Abbildung 6-17:  $\eta_{\text{CSB}}$ -RV Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswassermengen ( $V_{fi}=0,37$  und  $0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$ )

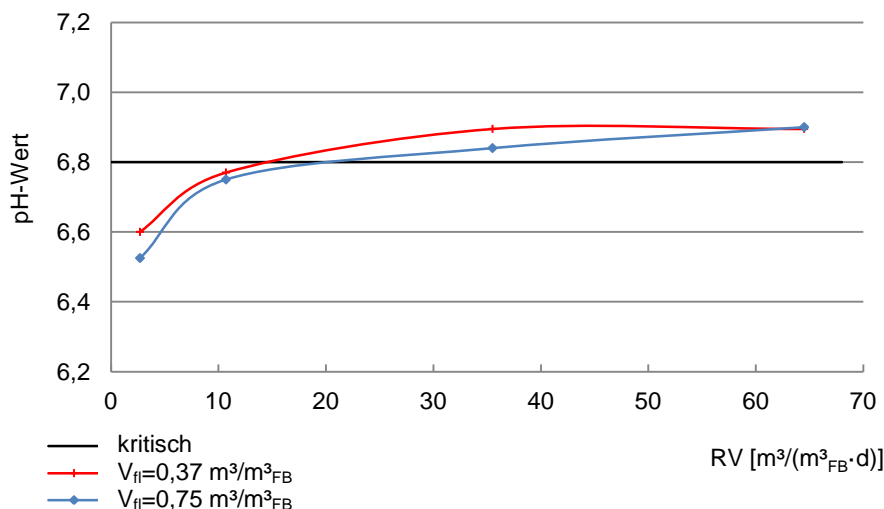


Abbildung 6-18: pH-Wert-RV Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswassermengen ( $V_{fi}=0,37$  und  $0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$ )

### 6.2.3. Der Einfluss des Prozesswasservolumens

Das Volumen der Prozessflüssigkeit  $V_{fl}$  ist insofern von Bedeutung, da bei einem zu geringen Volumen und gleicher Raumbeladung eine erhöhte Konzentration vorliegt. Bei einem zu hohen Volumen und damit einer sehr geringen Säurekonzentration, kommt es im Zusammenhang mit der Rezirkulation zu einem ungenügenden Substrat-Biofilm-Kontakt. In beiden Fällen liegt ein unzureichender Abbau vor.

Abbildung 6-19 zeigt die Abhängigkeit des Abbaugrades vom Prozesswasservolumen. Es wird zwischen den untersuchten Rezirkulationen ( $RV = 10,7$  bzw.  $35,5$  bzw.  $64,5 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ ) differenziert. In allen drei Betrachtungen erfolgte bei einem Prozesswasservolumen von  $V_{fl}=0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$  ein nahezu vollständiger Abbau. Bei  $V_{fl}=0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$  lag z. T. ein geringerer Abbaugrad von bis zu 88 % vor ( $RV=10,7 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ ). Es wird deutlich, dass eine geringe Prozesswassermenge in Hinblick auf einen hohen Abbaugrad vorteilhaft ist. Begrenzt wird dieser Sachverhalt durch eine zu hohe Substratkonzentration, die prozesshemmend wirken kann. Diese Grenze wurde offenbar noch nicht erreicht.

Parallel kann die Auswertung des pH-Wertes erfolgen. Unabhängig von der Rezirkulation lagen bei einem geringen Prozesswasservolumen von  $V_{fl}=0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$  ebenfalls deutlich niedrigere pH-Werte im kritischen Bereich von unter 6,8 vor (Anhang B-6).

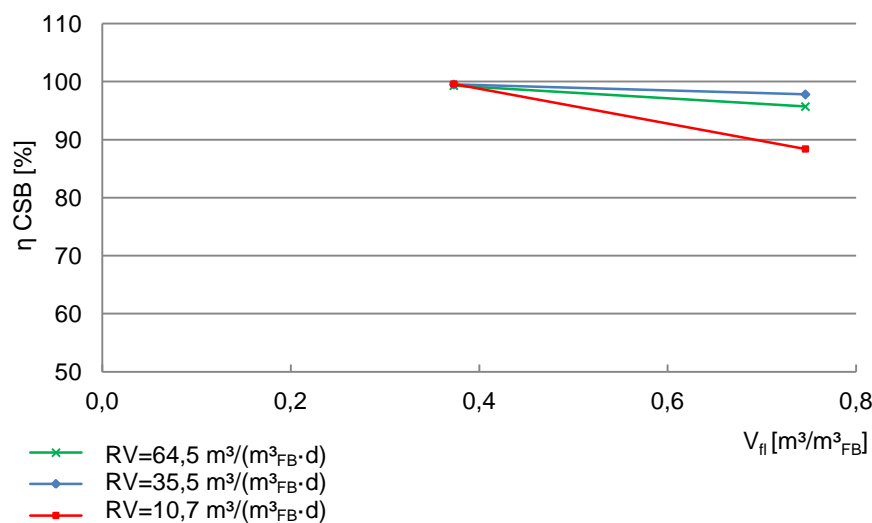


Abbildung 6-19:  $\eta_{\text{CSB}}-V_{fl}$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Rezirkulationen ( $RV=10,7$ ;  $35,5$  und  $64,5 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ )

### 6.2.4. Der Einfluss der Verrieselungszahl

Eine weitere Auswertung des Abbaus kann mit Hilfe der Verrieselungszahl  $R$  erfolgen. Sie hat ebenfalls einen Einfluss auf die Kontaktzeit  $C_t$ . In Abhängigkeit von der Rezirkulation und dem Prozesswasservolumen kann die Bewertung anhand der Anzahl der Verrieselungen erfolgen (Vgl. Gl. 3-37). Damit ist die Ermittlung des Abbaus  $\Delta\text{CSB}$  pro Verrieselung im Rieselbett möglich.

Abbildung 6-20 zeigt  $\Delta\text{CSB}$  für die Raumbeladung von  $b_R=1,5$  und  $3,0 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ . Bei einer höheren Verrieselungszahl ( $R>50 \text{ 1/d}$ ), die im Wesentlichen von der Rezirkulation und dem vorliegenden Prozesswasservolumen abhängt, liegt lediglich ein geringer CSB Abbau pro Verrieselung vor. Dieser steigt erst bei einer kleineren Verrieselungszahl von  $R<50 \text{ 1/d}$ . Ursache ist vermutlich der verbesserte Kontakt des Substrates pro Volumenelement mit dem Biofilm. Daher erfolgt neben dem stärkeren Rückhalt am Biofilm aufgrund der geringeren Rieselfilmdicke ein erhöhter Stoffaustausch. Dieser Zusammenhang trifft auf beide gewählten Raumbeladungen zu, wobei bei einer höheren Raumbeladung von  $3 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  ein höherer Substratabbau pro Verrieselung erfolgt.

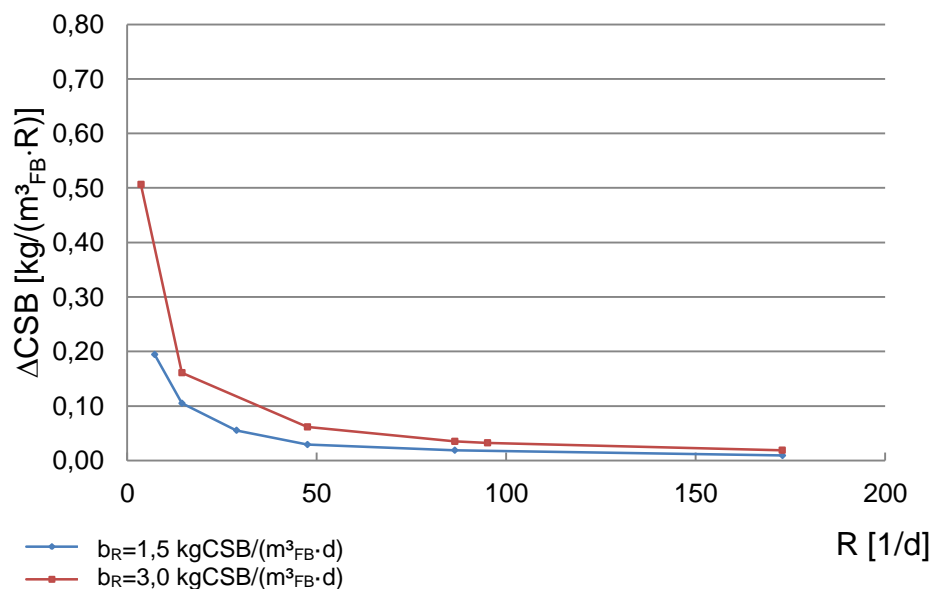


Abbildung 6-20: CSB-Abbau pro Verrieselung beim Einsatz von Essigsäure in den Rieselbettreaktoren RB1 und RB2

### 6.2.5. Der Einfluss der Kontaktzeit

Die zusammenfassende Betrachtung der Wirkung durch Rezirkulation, hydraulischer Verweilzeit und Verrieselungszahl  $R$  erfolgt durch die Kontaktzeit  $C_t$  für verschiedene Raumbeladungen  $b_R$ . Abbildung 6-21 zeigt den resultierenden Abbaugrad.  $C_t$  ist damit die wichtigste Größe, da die verschiedenen bisher betrachteten Einflussfaktoren zusammengefasst werden.

Bei einer geringen Raumbeladung von  $b_R=1,5 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  findet bei einer Kontaktzeit von über  $3.500 \text{ min}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  ein vollständiger Abbau statt. Bei einer geringeren Kontaktzeit sinkt der Abbaugrad. Hier liegt offenbar eine Grenze vor.

Bei der höheren Raumbeladung von  $b_R=3,0 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  ist für einen vollständigen Umsatz eine deutlich höhere Kontaktzeit mit dem Biofilm erforderlich. Die Grenze liegt bei  $C_t=8.000\text{-}10.000 \text{ min}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ . Trotz des bereits festgestellten höheren Abbaus pro Verrieselung bei höheren Raumbeladungen (Vgl. Kap. 6.2.4), muss mit dem Ziel des vollständigen Abbaus die Kontaktzeit, beispielsweise durch Erhöhung der Rezirkulation oder Verringerung des Prozesswasservolumens weiter vergrößert werden.

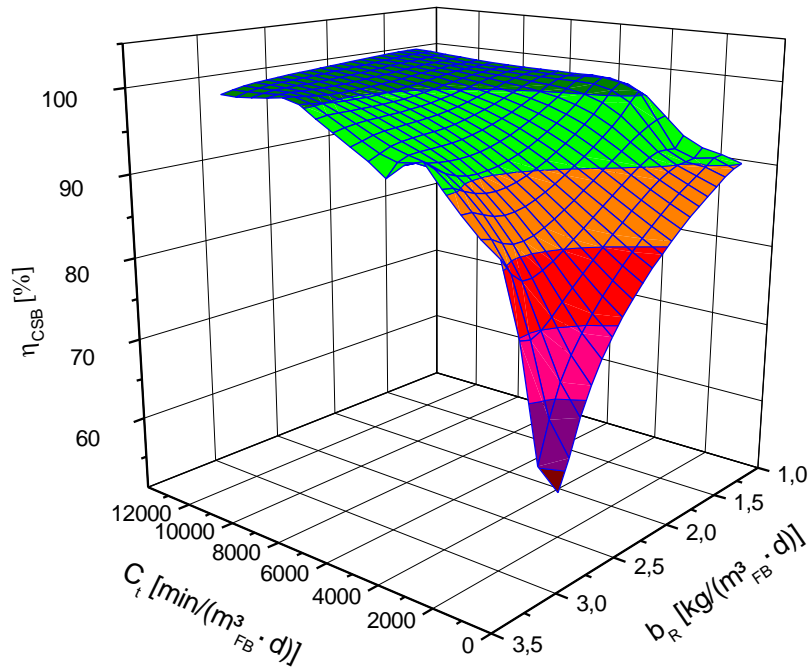


Abbildung 6-21:  $\eta_{CSB}$ - $C_t$ - $b_R$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2

Neben der Darstellung der Abhängigkeit des Abbaugrades  $\eta$  von der Kontaktzeit  $C_t$ , kann das Verhältnis der zugeführten zur abgeführten CSB-Fracht bzw. CSB-Konzentration  $c_{ab}/c_{zu}$  im Verhältnis zu  $C_t$  dargestellt werden. Abbildung 6-22 zeigt diesen Zusammenhang für die gewählten Raumbeladungen von  $b_R=1,5$  bzw.  $3,0 \text{ kg}/(\text{m}^3_{FB} \cdot \text{d})$ .

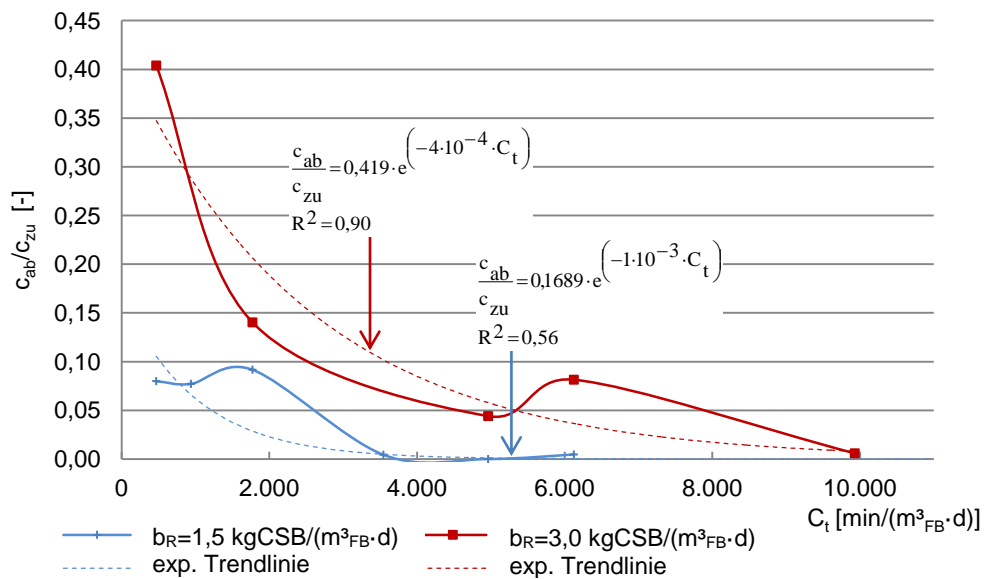


Abbildung 6-22:  $CSB_{ab}/CSB_{zu}$ - $C_t$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2



Die sich aus den Trendlinien ableitenden Funktionen entsprechen einer e-Funktion. Sie liegen in der Form nach Gleichung Gl. 3-38 vor. Auf dem Wege dieser Versuche konnte daher empirisch der Ansatz des Stoffabbaus in Abhängigkeit von der Kontaktzeit unter Erweiterung um des Korrekturfaktors  $k^*$  bestätigt werden (Gl. 6-3). Die Parameter  $k$  und  $k^*$  sind von der Raumbeladung abhängig und ergeben sich zu  $k^*=0,419$  und  $k=4 \cdot 10^{-4}$  (für  $b_R=3,0$  kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) bzw.  $k^*=0,169$  und  $k=10^{-3}$  (für  $b_R=1,5$  kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d)).

$$\frac{c_{ab}}{c_{zu}} = k^* \cdot e^{-k \cdot \frac{R \cdot R_t}{\dot{V}_{zu} \cdot V_{FB}}}$$

Gl. 6-3

Es muss jedoch berücksichtigt werden, dass aufgrund des geringen Bestimmtheitsmaßes von  $R^2=0,90$  bzw.  $R^2=0,56$  z.T. eine Unsicherheit vorliegt, die jedoch durch eine Ausweitung des Versuchsprogrammes verringert werden kann.

### 6.3. Die Umsetzung des Praxissubstrates im Festbett- und Rieselbettreaktor

Abbildung 6-23 zeigt die Entwicklung der CSB Raumbeladung  $b_R$  im Rahmen der neun parallel durchgeführten Versuche sowohl für den gespannten Festbettreaktor Me3 als auch für den Rieselbettreaktor Me2. Jedem Reaktor wurde nahezu die gleiche tägliche CSB Fracht zugeführt. Der Anstieg der Raumbeladung folgt aus der Erhöhung der täglichen Substratzufuhr in die Reaktoren, die mit einer Verringerung der hydraulischen Verweilzeit einherging. In den letzten Versuchen lag  $\tau_{fi}$  bei 1,1 d (Me3) bzw. 1,7 d (Me2) (Abbildung 6-24). Die hohe Raumbeladung konnte mit 13,8 kg CSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) zu Beginn des Versuches V9 eingestellt werden. Bis zum Ende der jeweiligen Versuche spiegelt sich der typische Verlauf eines batch-Betriebes wieder.

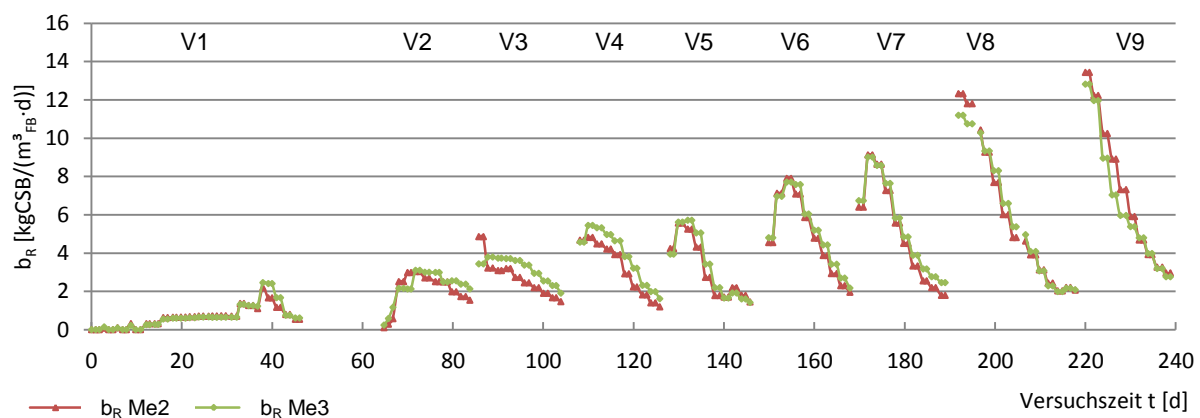
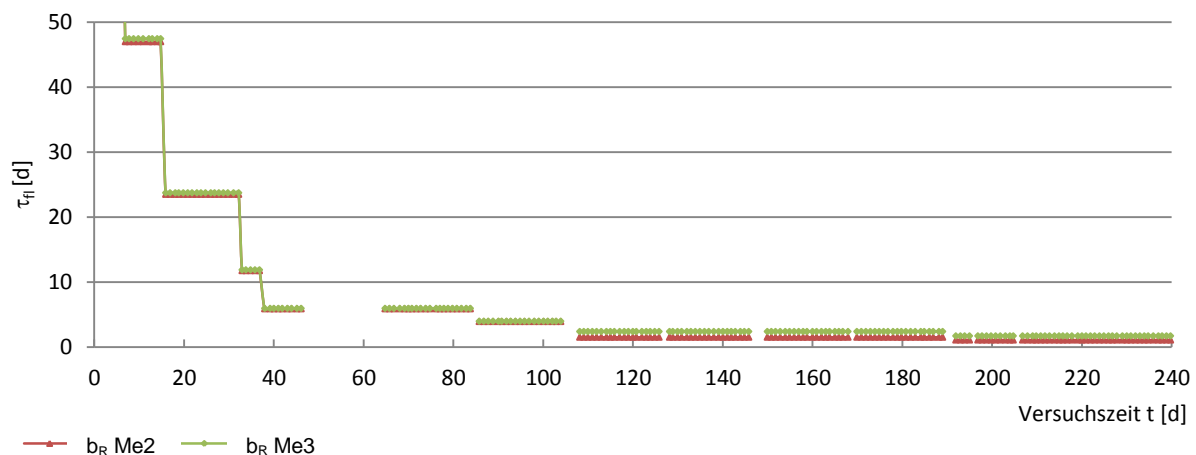


Abbildung 6-23:  $b_R$ - $t$  Diagramm für Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3 für die Versuche V1 bis V9

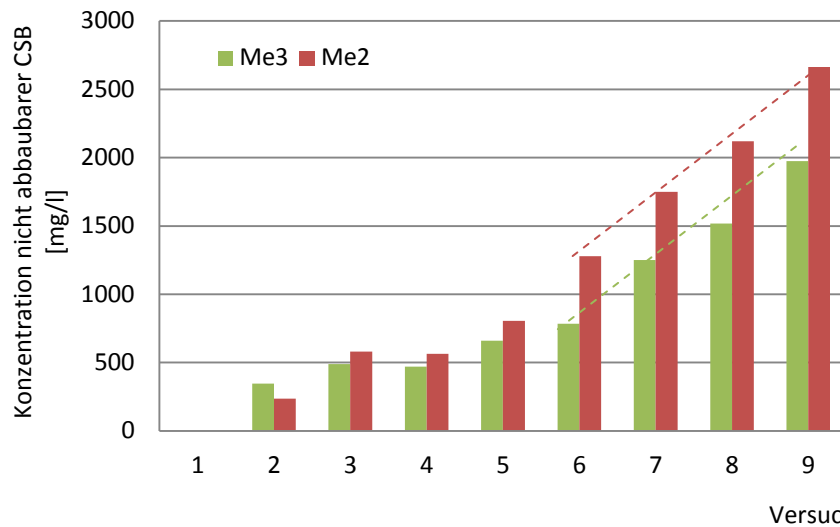


**Abbildung 6-24: Hydraulische Verweilzeit  $\tau_{Hi}$  im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3**

Die Versuche V2 bis V9 liefen ab dem jeweiligen Versuchsbeginn am Tag Null und der ersten Gasproduktion am Tag 1 bis zum 21. Versuchstag. Am 20. Versuchstag wurde die Substratzufuhr bereits abgeschaltet, unabhängig davon, ob auch noch weiterhin Biogas produziert worden wäre. Trotz eines gewissen Restpotenzials der Maissilage, wurde die Versuchsdauer auf 21 Tage begrenzt, da bereits in diesem Zeitraum ca. 96 % des Biogaspotenzials im Vergleich zum 28-tägigen Betrieb ausgeschöpft wird. Eine solche lange Versuchszeit führt zu keinem gesteigerten Erkenntnisgewinn. Am Beispiel des Versuches V8 wird dies für beide Reaktorprinzipien belegt (Anhang C-1). Die Raumbeladung sinkt bis zum Versuchsende auf einen geringen Wert von 2-2,5 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d), da das Potenzial des Substrates Mais nahezu ausgeschöpft ist.

Sowohl im Großtechnikum der GICON GmbH als auch die Erfahrungen aus weiteren Untersuchungen zeigten einen Zusammenhang zwischen Laufzeit des Fermenters und Raumbeladung. Im Laufe der Betriebszeit kommt es zu einer Akkumulation des sogenannten „Hintergrund CSB“, der organische Verbindungen charakterisiert und anaerob offenbar nicht abbaubar ist. Nach [205] kann sich dieser Rest CSB aus der suspendierten Bakterienmasse, schwer bis nicht abbaubaren Substanzen oder NH<sub>3</sub> zusammensetzen. In [76] wird der gleiche Effekt beschrieben und dessen Größenordnung abgeschätzt. Dieser Anteil ist substratspezifisch und muss in allen Betrachtungen mitberücksichtigt werden. In der CSB Raumbeladung ist er mit enthalten, daher geht die Raumbeladung nie auf den Nullwert zurück und steigt über den gesamten Untersuchungszeitraum (Abbildung 6-23).

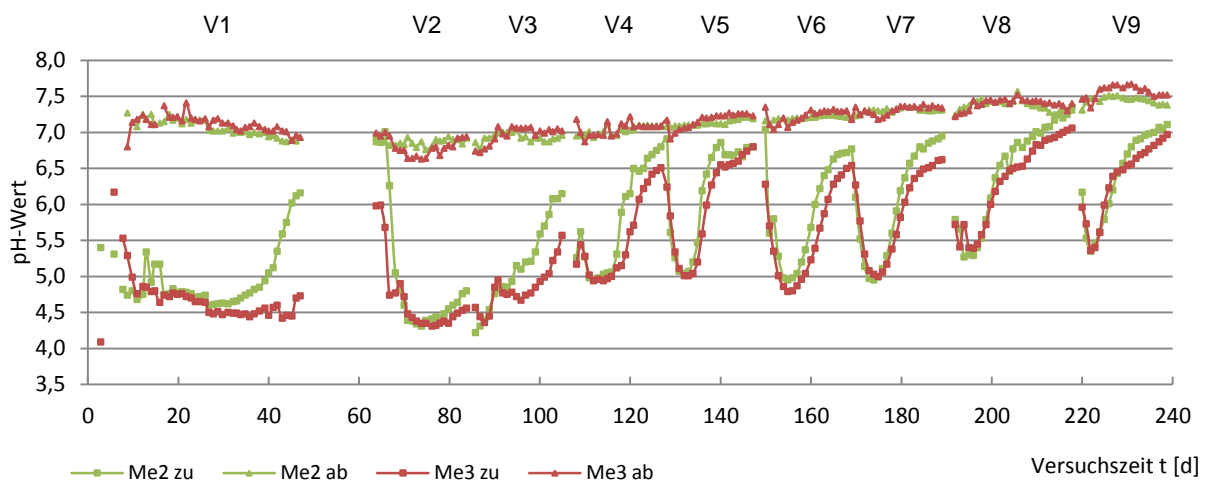
Abbildung 6-25 zeigt die Entwicklung des Hintergrund CSB in beiden Systemen. In beiden Reaktoren ist ein ähnlicher Trend zu beobachten. Die Ermittlung des Hintergrund CSB ist durch einen einfachen Test nicht möglich (Anhang A). Für jeden Versuch und Reaktor wird daher der Hintergrund CSB anhand des niedrigsten CSB Ablaufwertes festgelegt. Das ist möglich, da zu diesem Zeitpunkt eine sehr geringe Raumbeladung vorliegt und der abbaubare CSB Anteil bereits abgebaut wurde. Der Verlauf des Hintergrund CSB ist erst innerhalb der letzten Versuche linear ansteigend, da zu Beginn die Flüssigkeitsrückführung stufenweise gesteigert wurde und damit die ‚Auswaschung‘ des Maises erhöht wurde. Zum Ende liegt eine konstante Maisauswaschung und damit kontinuierliche Anreicherung an nicht abbaubaren CSB vor.



**Abbildung 6-25: Entwicklung des nicht abbaubaren Hintergrund CSB im Rieselfestbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3**

Vermutlich hat auch eine geringfügige Aufkonzentrierung von Salzen einen weiteren erhöhenden Effekt auf den CSB-Wert, da auch der Verlauf des pH-Wertes in Abbildung 6-26 im Vergleich der einzelnen Versuche zueinander ansteigt [228]. Dies ist jedoch eher vorteilhaft, da sich ein positiver Effekt auf die Pufferwirkung ergibt und eine starke Säurebildung abgepuffert werden kann.

Der Verlauf des pH-Wertes im Zu- und Ablauf des jeweiligen Reaktors zeigt für jeden einzelnen Versuch einen typischen Verlauf. Der niedrige pH-Wert im Zulauf mit ca. 4,5-6 zu Beginn des jeweiligen Versuches steigt auf einen nahezu neutralen Wert am Ende, da der Anteil an organischen Säuren reduziert wird. Die pH-Werte im Ablauf sind immer im neutralen bis leicht basischen Bereich. Offensichtlich ist bislang noch keine Überlastung eingetreten. Auch bei hohen Raumbeladungen von 10-13 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) fand kein Einfluss auf den Ablauf pH-Wert statt. Der Vergleich zwischen beiden Systemen zeigt nur einen marginalen Unterschied. Die Ursache liegt in der unterschiedlichen Prozessführung zwischen überstautem Festbettreaktor und der Variation der Rücklaufzeit und Prozesswasservolumen im Rieselfestbettreaktor.



**Abbildung 6-26: pH-Wert im Ab- und Zulauf im Rieselfestbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3**

Im Gegensatz zu den Reaktoren Me2 und Me3 musste in Me1 keine langsame Inbetriebnahme erfolgen. Es wurden daher Versuche bei einem Substratvolumenstrom von  $Q_{zu}=0,44$  und  $0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  durchgeführt, sodass sich der Verlauf der Raumbeladung gemäß Abbildung 6-27 ergibt. Die Raumbeladungen lagen zu Beginn in einem hohen Bereich bei maximal  $13 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ . Aufgrund der sinkenden Maisauswaschung verringerte sich die Raumbeladung in den Folgetagen. Im direkten Vergleich der jeweiligen Versuche zeigten sich für beide Substratvolumenströme z.T. unterschiedliche Raumbeladungen, die sich auf die unterschiedliche Maisqualität der verschiedenen Chargen zurückführen lassen. Dies wird durch den ermittelten oTR deutlich (Anhang C-10). Der Verlauf der Versuche V7-V14 im Vergleich zu V15-V18 und V19-V22 zeigen, dass er innerhalb jeder Maischarge jedoch vergleichbar ist.

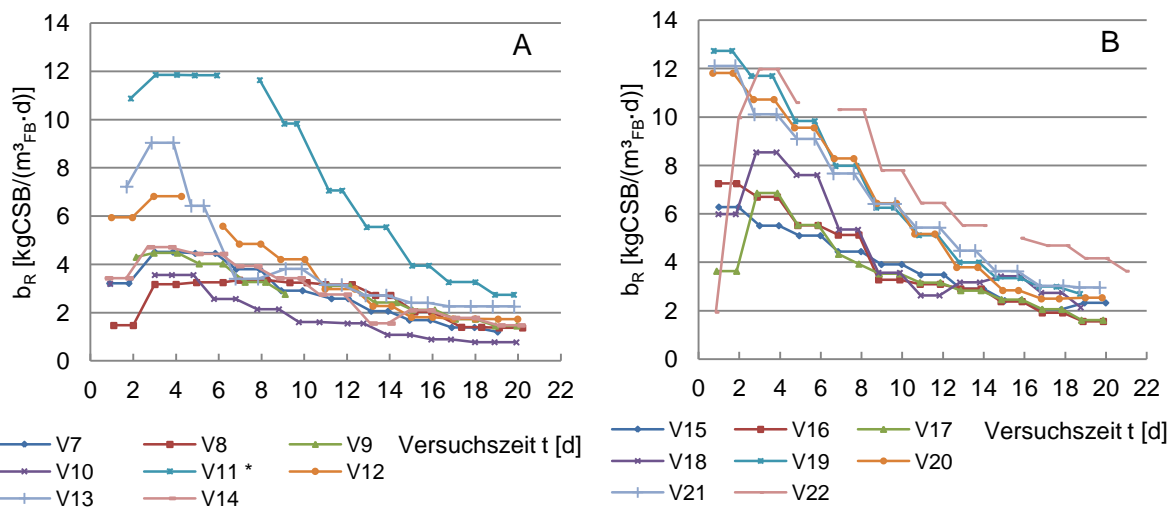


Abbildung 6-27: CSB Raumbeladung im Rieseltbettreaktor Me1 für einen Substratvolumenstrom von A:  $Q_{zu}=0,44$  und B:  $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ <sup>5</sup>

Der Vergleich der pH-Werte zeigt auch in diesen Versuchen einen typischen Verlauf. In jedem Versuch sinkt der pH-Wert im Zulauf in den ersten Tagen auf einen niedrigen Wert bis zu 4,5. In den Folgetagen liegt ein höherer pH-Wert vor. Die Ablaufwerte sind in jedem Versuch zwischen 7 und 7,4, sodass auf einen stabilen Prozess und einen guten Abbau im Rieseltbettreaktor geschlossen werden kann (Abbildung 6-28 und 6-29).

<sup>5</sup> In V22 erfolgten zwei integrierte Versuche zur Reaktorsteuerbarkeit an Tag 5 bzw. 14 (Vgl. Kapitel 6.5.), in V11\* erfolgte eine erhöhte Substratzufuhr

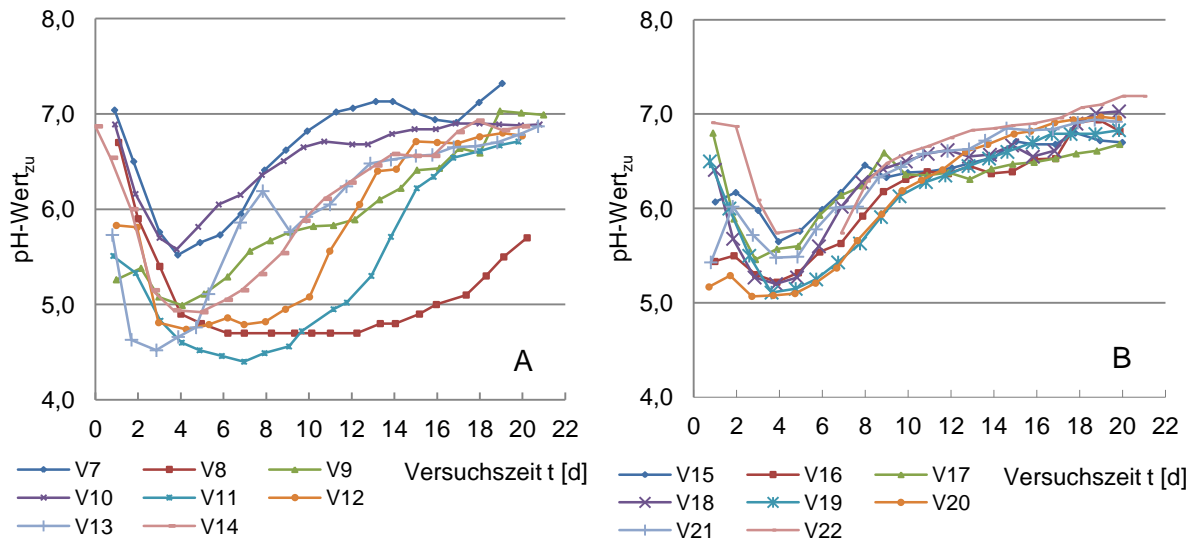


Abbildung 6-28: pH-Wert Entwicklung im Zulauf für Me1 für einen Substratvolumenstrom von A:  $Q_{zu}=0,44$  und B:  $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$

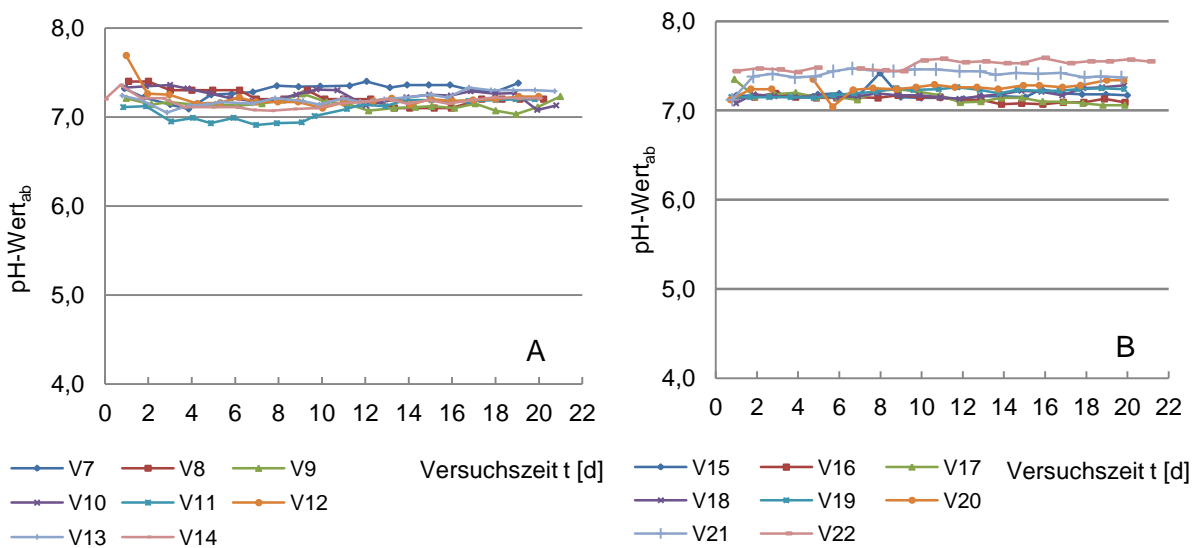


Abbildung 6-29: pH-Wert Entwicklung im Ablauf für Me1 für einen Substratvolumenstrom von A:  $Q_{zu}=0,44$  und B:  $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$

Die Auswertung der Versuche zur Darstellung der Leistungsfähigkeit erfolgt im Vergleich zwischen dem überstauten Festbettreaktor Me3 und den Rieselbettreaktoren Me1 und Me2. Abbildung 6-30 zeigt den CSB Abbaugrad des Festbettreaktors der jeweiligen Versuche. Es wird deutlich, dass über den gesamten Versuchsverlauf hohe Werte von ca. 95 % erreicht werden. Auch im Bereich einer hohen Raumbeladung liegt ein hoher Abbaugrad vor. Die geringeren Abbauraten bei niedrigeren Raumbeladungen wurden insbesondere zum Ende des jeweiligen Versuches festgestellt, da hier nur noch schwer abbaubare Verbindungen vorliegen.

Im Rieselbettreaktor ist der Abbaugrad zu Beginn der Versuche während der hohen Raumbeladung ( $10\text{-}14 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ ) nur im Bereich von  $80\text{-}90\%$  (Abbildung 6-31). Dies ist typisch für das Rieselbettprinzip, da hier, wie auch in einem vollständig durchmischten Rührkessel, im Gegensatz zum Festbettreaktor eine erhöhte Kurzschlussströmung vorliegen kann. In Hinblick auf die Reduzierung dieses Effektes und der Steigerung des Abbaus im Rieselbettreaktor wird die Prozessgestaltung in den nächsten Kapiteln näher betrachtet. Der Gesamtabbau im Rahmen des jeweiligen Versuches bleibt dennoch hoch, da ein batch- bzw. quasikontinuierlicher Betrieb und lediglich eine Zeitverzögerung des Abbaus erfolgt.

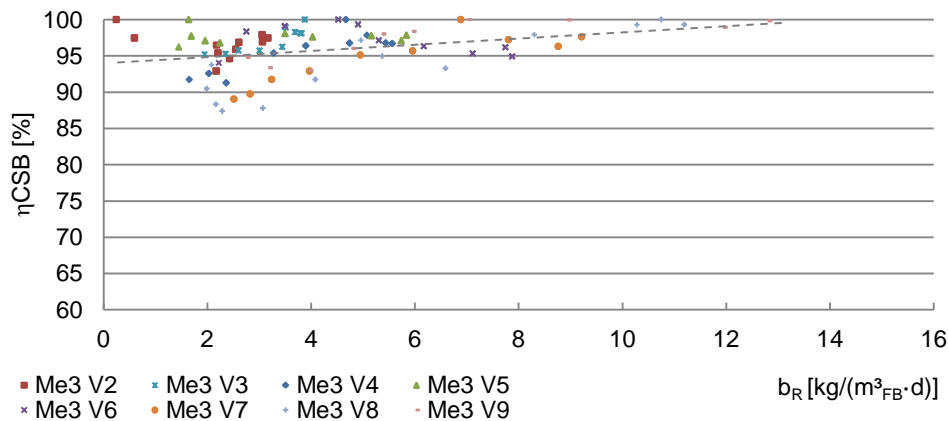


Abbildung 6-30: CSB Abbaugrad  $\eta$  im überstauten Festbettreaktor Me3

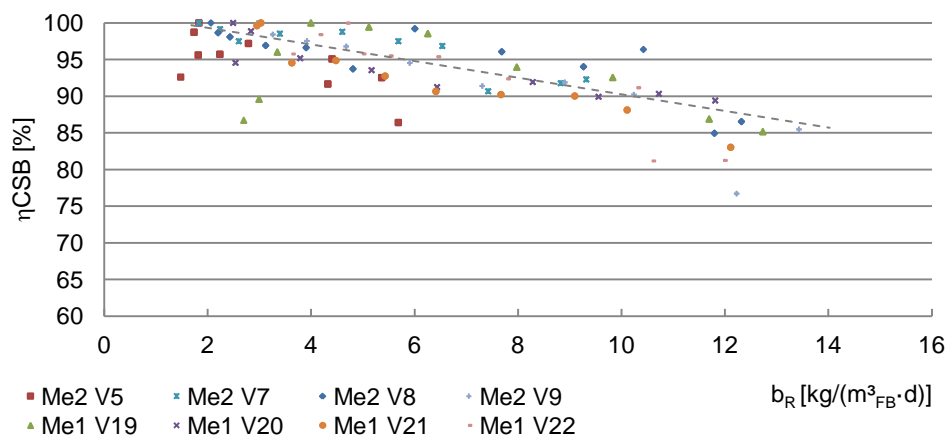


Abbildung 6-31: CSB Abbaugrad  $\eta$  in den Rieselbettreaktoren Me1 und Me2

Der CSB Umsatz erfolgt zu Methan und Kohlenstoffdioxid. Abbildung 6-32 und 6-33 zeigen die spezifische Methanproduktion für den überstauten Festbett- und Rieselbettreaktor. Aufgrund des batch-Betriebes und der sinkenden Raumbeladung innerhalb eines Versuches, sank die Produktivität naturgemäß.

Die Methanproduktion stieg bei Erhöhung der Raumbeladung in den Reaktoren im Laufe des gesamten Versuchsprogrammes an, sodass in den letzten Versuchen eine Methanproduktivität im überstauten Festbettreaktor von  $3\text{-}3,5 \text{ Nm}^3\text{CH}_4/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  vorlag. Die Darstellung der

erreichten Methanproduktivität  $P$  der Rieselbettreaktoren zeigt, dass eine Vergleichbarkeit zum überstauten Festbettreaktor besteht<sup>6</sup>.

Beim direkten Vergleich der beiden Reaktorprinzipien zeigt sich jedoch ein etwas abweichender Kurvenverlauf. Das Ansprechverhalten im Rieselbettreaktor ist höher, da bereits ab dem Beginn des Versuches aufgrund der Rezirkulation, das vollständige Reaktorvolumen genutzt wird. In Abbildung 6-34 wird am Beispiel von Me2 V7 deutlich, dass der momentane Anteil der Produktivität  $P_i$  an der Gesamtproduktivität  $P_{ges}$  größer ist. Die maximale Methanproduktion findet im Rieselbettreaktor nicht erst am 3. bis 6. Versuchstag nach dem Versuchsstart und langsamer Befüllung des überstauten Festbettreaktor mit CSB-reichem Substrat statt, sondern bereits ab dem 1. Versuchstag (Abbildung 6-32 und 6-33). Der Anteil der spezifischen Methanproduktion am Gesamtbetrag ist im Rieselbettreaktor nach einer kürzeren Zeit höher. Der positive Effekt der Ausnutzung des gesamten Reaktorvolumens direkt ab Betriebsbeginn wird in Kapitel 6.8. weitergehend betrachtet.

Die Methankonzentration ist in beiden Prinzipien vergleichbar (Anhang C-2). Sie liegt im Mittel bei ca. 70 Vol%. Diese Konzentration ist ein typischer Wert für ein zweistufiges Verfahren mit geschlossener Hydrolyse und Hydrolysegasseparierung.

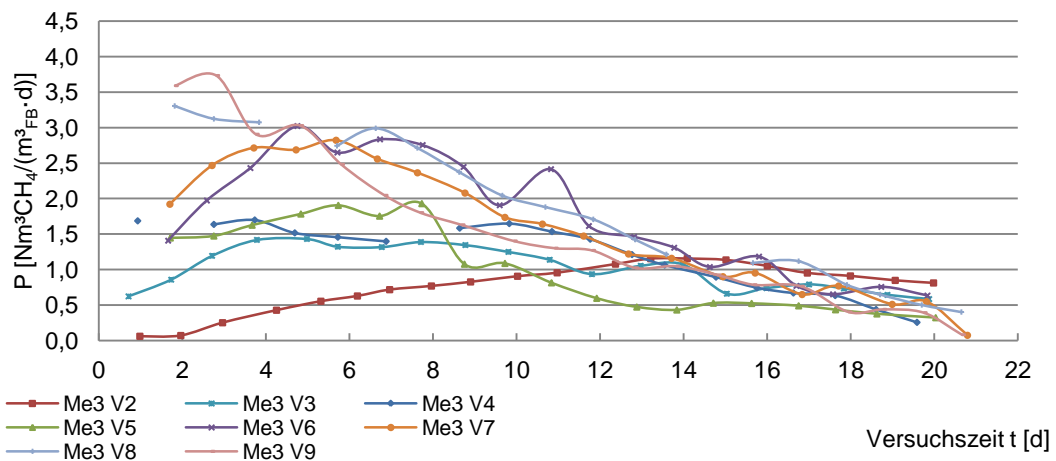


Abbildung 6-32: Spezifische Methanproduktion  $P$  für den Festbettmethanreaktor Me3

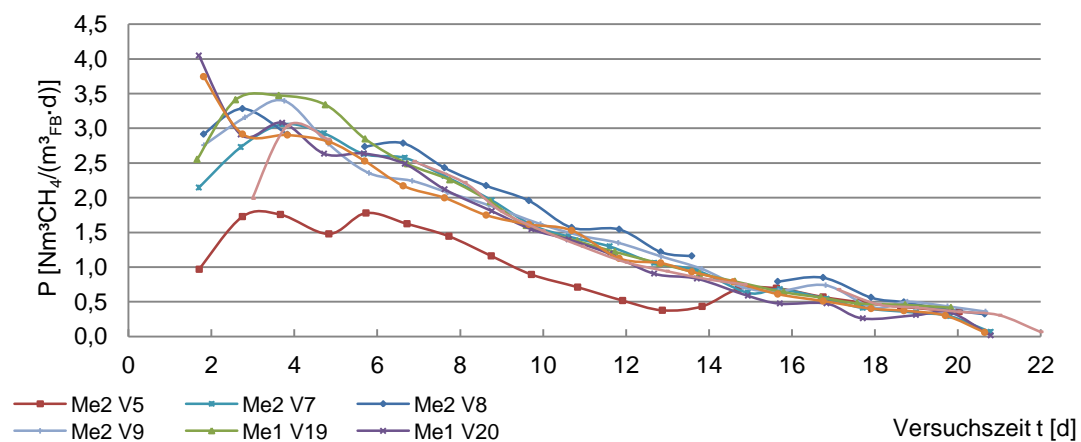
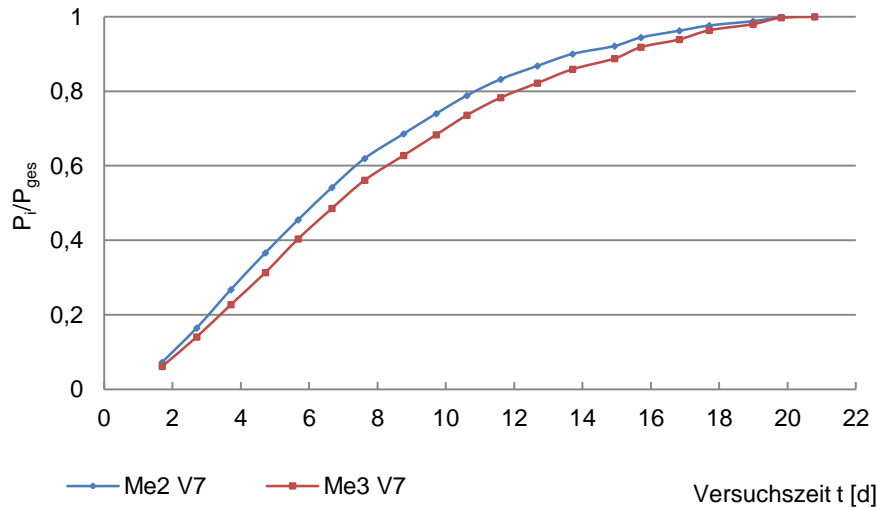


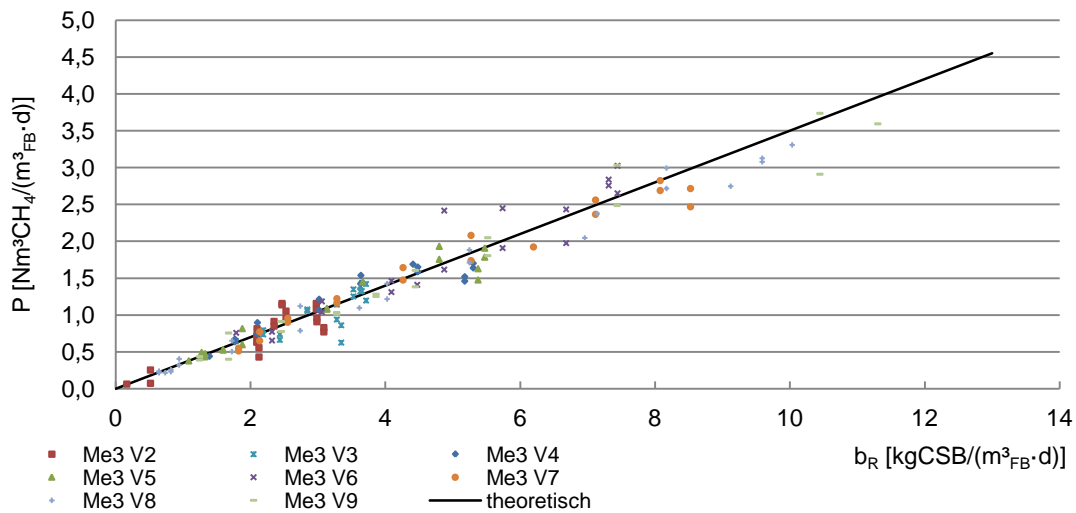
Abbildung 6-33: Spezifische Methanproduktion  $P$  für die Rieselbettreaktoren Me1 und Me2

<sup>6</sup> Versuche mit niedriger Raumbeladung nicht dargestellt



**Abbildung 6-34: Normierte Methanproduktivität P am Beispiel des Versuches V7 für Me2 und Me3**

Die Methanproduktivität P liegt in beiden Reaktoren im Bereich der theoretischen Werte (Abbildung 6-35 und 6-36). Es wird jedoch deutlich, dass bei hohen Raumbeladungen ab 10 kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) die spezifische Methanproduktion im Rieselbettreaktor geringfügig sank. Dies spiegelt den verringerten Abbaugrad aufgrund der Kurzschlussströmung wider.



**Abbildung 6-35: Spezifische Methanproduktion für den Festbettmethanreaktor Me3**



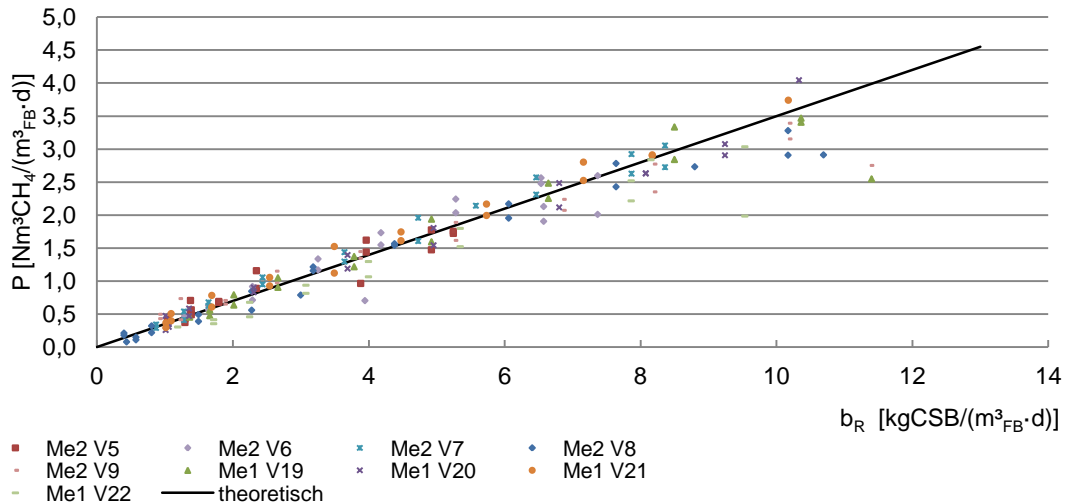


Abbildung 6-36: Spezifische Methanproduktion für die Rieselbettmethanreaktoren Me1 und Me2

Tabelle 6-3 zeigt die Zusammenfassung der eingestellten Parameter in den jeweiligen Versuchen. Dem zugeordnet sind die erreichten Ergebnisse. Im Laufe des Versuchsprogrammes stieg der Methanertrag  $Y_{\text{oTR}}$  pro kg eingesetztem oTR (Mais) in beiden Reaktoren an, da die Substratzufuhr  $Q_{\text{zu}}$  langsam erhöht wurde. Der Maisabbau erhöhte sich in gleichem Maße. Im eingefahrenen Betriebszustand lag der Methanertrag  $Y_{\text{oTR},\Sigma}$  im Bereich zwischen 231-275  $\text{NiCH}_4/\text{kgoTR}$  im Rieselbettreaktor bzw. zwischen 246-270  $\text{NiCH}_4/\text{kgoTR}$  im überstauten Festbettreaktor. Diese Werte ergeben sich durch Aufsummierung der Methanbildung in Reaktor und Speicher (beim Rieselbettreaktor), sowie der Hydrolysestufe.

Der Vergleich zu den maximalen Werten des Standardgärversuches nach DIN 38414 zeigt, dass den theoretischen Werten nahe gekommen wurde. Das vollständige Erreichen ist nicht möglich, da im Standardgärversuch ideale Bedingungen unter sehr geringen Raumbeladungen bei sehr langen Verweilzeiten vorliegen.

Die differenzierte Betrachtung und der direkte Vergleich der Methanproduktion ohne die Hydrolysestufe zeigt einen geringeren Wert für den Rieselbettreaktor. Dies entspricht wiederum dem CSB Verlust durch die Kurzschlussströmung. Ein Teil dieses zurückgeführten CSB geht als Hydrolysegas „verloren“.

Der spezifische Methanertrag  $Y_{\text{CSB,diff}}$  pro umgesetzten CSB liegt nahe am theoretischen Wert von 350  $\text{NiCH}_4/\text{kgCSB}$ . Die Abweichungen und die Differenzen der Bilanzierung (Anhang C-5) ergeben sich durch den Einbau in die Biomasse (Vgl. Kapitel 6.5.) und Sedimentation von Schlamm in den Reaktoren und Speichern. Dieser Anteil ist durch die Probenahme nicht erfassbar.

Zusammenfassend konnte gezeigt werden, dass beide Verfahrensprinzipien zur vollständigen Umsetzung des zugeführten Maishydrolysats anwendbar sind. Die Ergebnisse beweisen, dass das vorgeschlagene Prinzip der Rieselmethanisierung mit der entwickelten Reaktorbauweise funktioniert und eine vergleichbare Leistungsfähigkeit vorliegt. Die Möglichkeit einer Methanisierung flüssiger Substrate in einem anaeroben Rieselbettreaktor wurde daher nachgewiesen. Einschränkungen müssen jedoch bei höheren Raumbeladungen gemacht bzw. die Betriebsweise, wie Rezirkulation und Prozesswasservolumen, weiter angepasst werden.

**Tabelle 6-3: Ergebnisse der Versuche im überstauten Festbettreaktor Me3 und in den Rieselfbettreaktoren Me2 und Me1**

V	Reaktor	Q <sub>zu</sub>	τ <sub>fl</sub>	RV	V <sub>fl</sub>	Y <sub>CSBdiff</sub>	Y <sub>OTR(M)</sub>	Y <sub>OTR(H)</sub>	Y <sub>OTRΣ</sub>	η <sub>OTR</sub>	Mais	SGV(0,5%)
		m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	d	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub>	NICH <sub>4</sub> /kgCSB	NICH <sub>4</sub> /kgoTR			%	Monat	NICH <sub>4</sub> /kgoTR
V1	Me2		94,9-5	-	0	325	88	-		50,5	Jan	290
V1	Me3		94,9-5	-	0	352	99	-		55,3	Jan	290
V2	Me2	0,22	5,95	13,0	1,29	344	135	1	135	41,5	Apr	282
V2	Me3	0,22	5,93			359	154	-		37,5	Apr	282
V3	Me2	0,33	3,97	13,0	1,29	346	160	3	163	48,9	Mai	309
V3	Me3	0,33	3,95			359	199	-		46,3	Mai	309
V4	Me2	0,55	2,38	13,0	1,29	339	170	4	175	52,8	Mai	309
V4	Me3	0,55	2,37			346	214	-		46,0	Mai	309
V5	Me2	0,55	1,53	13,0	0,82	362	176	15	191	48,4	Mai	309
V5	Me3	0,55	2,37			338	188	-		50,9	Mai	309
V6	Me2	0,55	1,51	3,9	0,82	376	216	16	231	59,5	Jul	293
V6	Me3	0,55	2,37			370	256	5	261	58,9	Jul	293
V7	Me2	0,55	1,54	23,7	0,82	372	228	23	251	64,8	Jul	293
V7	Me3	0,55	2,37			336	240	11	251	64,3	Jul	293
V8	Me2	0,77	1,09	13,0	0,82	327	236	25	261	68,7	Jul	293
V8	Me3	0,77	1,69			317	258	12	270	70,5	Jul	293
V9	Me2	0,77	1,08	1,0	0,82	344	234	18	252	65,2	Jul	293
V9	Me3	0,77	1,69			315	235	11	246	63,7	Jul	293
V19	Me1	0,77	0,38	13	0,27	341	250	24	275	64,2	Jul	293
V20	Me1	0,77	0,38	13	0,27	344	232	21	254	64,0	Jul	293
V21	Me1	0,77	0,37	3,9	0,27	380	232	24	255	65,9	Jul	293
V22	Me1	0,77	0,37	3,9	0,27	353	199	19	217	62,2	Jul	293

### 6.3.1. Der Einfluss der Raumbeladung

Auch die Reaktoren, die mit Maissubstrat betrieben wurden, haben parallel zu den Versuchen mit dem Modellsubstrat eine Leistungsgrenze. Ab einer bestimmten Raumbeladung sinkt die Leistungsfähigkeit des Systems bzw. bei einer deutlichen Überschreitung kommt es zu einer starken Einschränkung des mikrobiologischen Abbaus, die bis zum Erliegen des Abbauprozesses führen kann. Da in diesem Versuchsaufbau im Gegensatz zu den Versuchen mit dem Modellsubstrat eine quasikontinuierliche Substratabfuhr vorliegt, ist ein unvollständiger Substratabbau weniger kritisch. Es kommt nicht zu einer Aufkonzentrierung des nicht abgebauten Substrates. Aus diesem Grund können die Versuche mit Praxissubstrat grundsätzlich bei höheren Raumbeladungen erfolgen.

In Abbildung 6-37 wird der Effekt des sinkenden Abbaus bei einer höheren Raumbeladung deutlich. Es werden die Versuche mit jeweils gleichem Prozesswasservolumen  $V_{fl}$  von 0,27; 0,55; 0,82; 1,10 und 1,29  $m^3/m^3_{FB}$  zusammengefasst und verglichen. Die hohen Raumbeladungen, insbesondere zu Beginn der Versuche zum Zeitpunkt der hohen Maisauswaschung, führten zu einer geringeren Abbauleistung im Rieselbettreaktor. Das Substrat wurde nicht vollständig umgesetzt. Der Abbaugrad liegt bei geringen Raumbeladungen bis ca. 4-5 kg CSB/( $m^3_{FB} \cdot d$ ) bei ca. 95%. Bei einer Raumbeladung von 12 kg/( $m^3_{FB} \cdot d$ ) sinkt der Abbau bis auf 80 % (Diagramm A und C). Dieses Ergebnis passt sehr gut zu den Ergebnissen der Untersuchung mit dem Modellsubstrat, da auch hier eine nahezu vollständige Abbauleistung im Bereich der Raumbeladung von 3-4 kg CSB/( $m^3_{FB} \cdot d$ ) zu beobachten war.

Der geringere Abbau bei höheren Raumbeladungen ist typisch für Tropfkörper bzw. vollständig durchmischte Rührkessel, da es bei den höheren CSB Frachten zu einer stärkeren Kurzschlussströmung kommt. Im Gegensatz dazu ist dieser Effekt in einem Festbettreaktor aufgrund des plug flow-Betriebes nicht zu beobachten (F). Im Rahmen der Versuche wurde die Grenze der Überlastung nicht erreicht.

Es wird ersichtlich, dass z.T. auch bei einer geringen Raumbeladung ein schlechter Abbaugrad erreicht wurde (A-F). Die geringen Raumbeladungen treten jeweils zum Ende der Versuche auf. Zu diesem Zeitpunkt liegen vorwiegend schwer abbaubare Verbindungen vor.

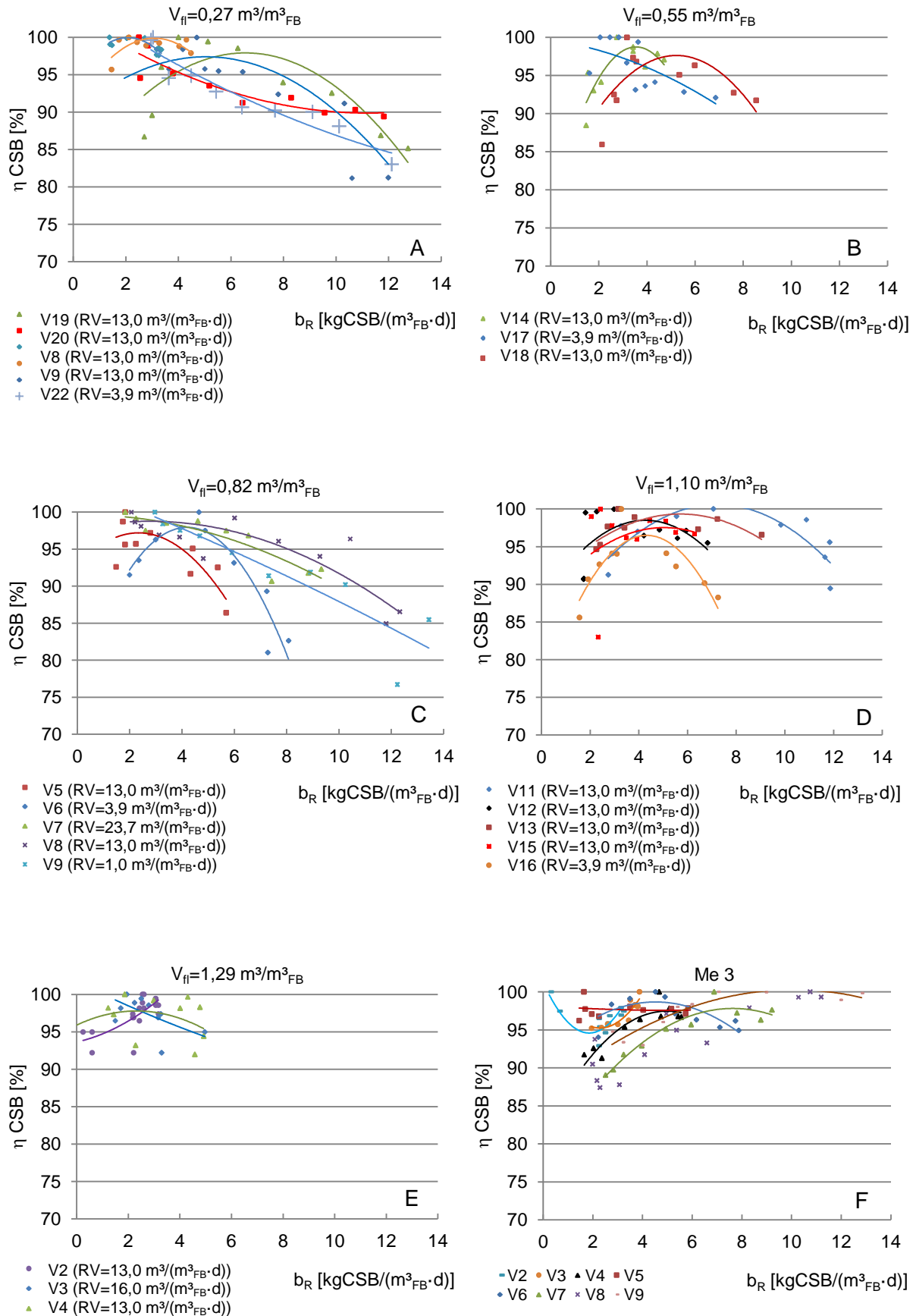


Abbildung 6-37:  $\eta_{CSB}$ - $b_{R,CSB}$  Diagramme A-F für verschiedene Flüssigkeitsvolumina im Rieselbettreaktor Me1:  $V_{fi}=0,27; 0,55; 1,1 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  und Me2:  $V_{fi}=0,82; 1,29 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  sowie im überstauten Festbettreaktor Me3

### 6.3.2. Der Einfluss der Rezirkulation

Die Abhängigkeit des Abbaugrades von der Rezirkulation wird in Abbildung 6-38 dargestellt. Es werden ebenfalls die fünf untersuchten Prozesswasservolumina unterschieden (Diagramm A-E). Da in jedem Versuch die Raumbeladung variiert, liegt pro festgesetzter Rezirkulation RV eine Bandbreite des Abbaugrades vor. Es wird ersichtlich, dass mit zunehmender Rezirkulation der erreichte CSB Abbaugrad ansteigt. Dieser Trend ist unabhängig vom Prozesswasservolumen  $V_{fi}$ . Das Ergebnis der Versuche mit dem Modellsubstrat wird somit bestätigt. Lediglich bei einem Prozesswasservolumen von  $V_{fi}=0,55 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  konnte der Effekt nicht beobachtet werden. Eine ergänzende Versuchsreihe soll jedoch auch hier diesen Trend belegen. Besonders deutlich wird der Effekt in Diagramm C. Bei einem Rücklaufvolumenstrom von  $RV=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  liegt der Abbau bei 91 %. Die Verringerung der Rezirkulation auf 1 bzw. 3,9  $\text{m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  führt zu einem geringeren Abbau von 77 bzw. 80 %. Das zugeführte Substrat wurde nicht ausreichend umgesetzt. Ein solcher unzureichender Abbau lag insbesondere bei hohen Raumbeladungen vor.

Die gleiche Abhängigkeit wurde bereits in [109] beobachtet. Die Erhöhung der Rezirkulation führt zu einem Anstieg der Abbauleistung. Begrenzt wird dieser Zusammenhang vermutlich durch zu hohe Geschwindigkeiten bzw. Re Zahlen, die zum Ablösen des Biofilmes führen. Diese Grenze wurde im Rahmen des hier erfolgten Versuchsprogrammes nicht erreicht bzw. nicht angestrebt, da dies eine Zerstörung des Reaktors bedeuten würde.

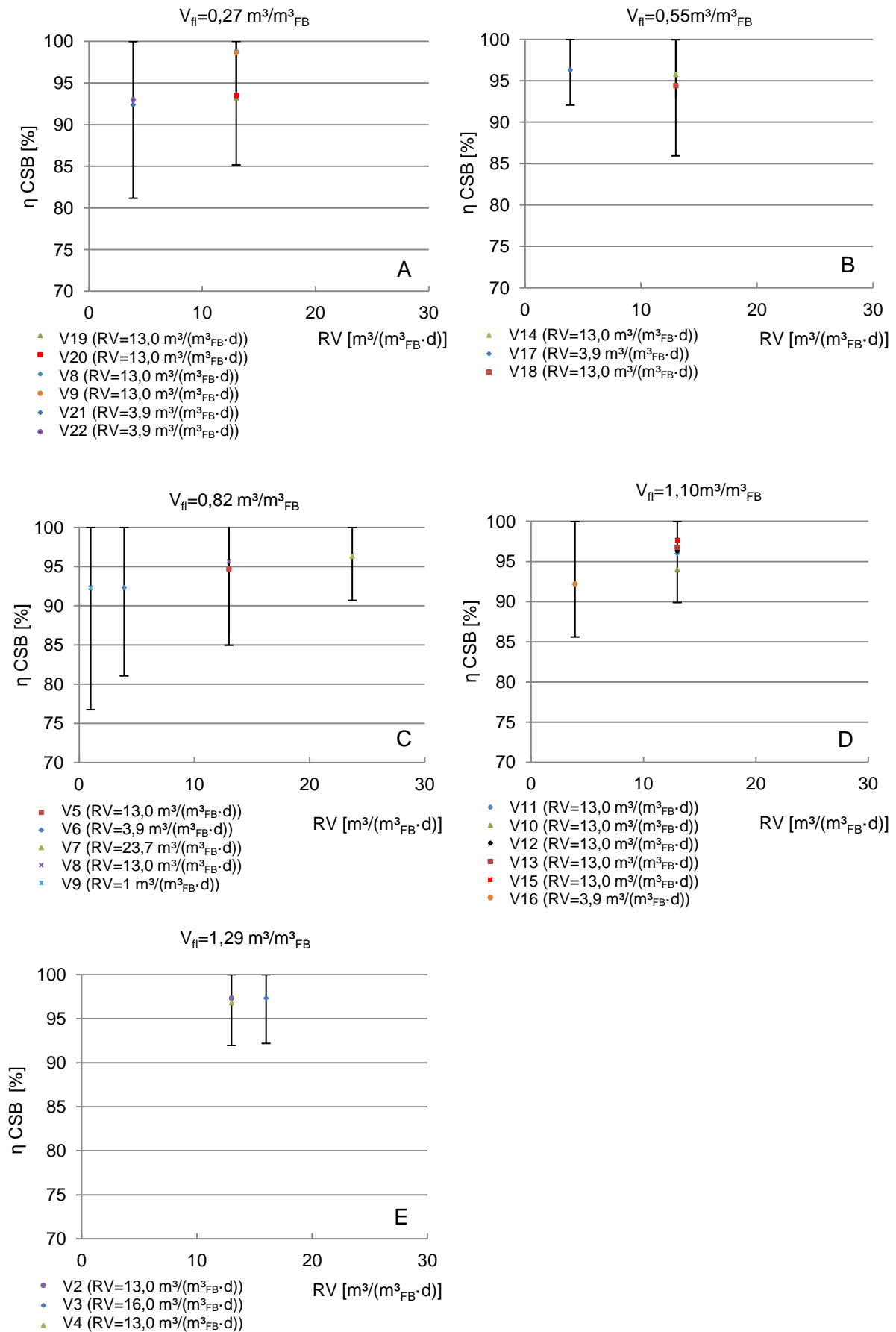


Abbildung 6-38:  $\eta_{CSB}$ -RV Diagramme A-E für verschiedene Prozesswasservolumina im Rieselbettreaktor Me1:  $V_{fi}=0,27; 0,55$  und  $1,1 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$  und Me2:  $V_{fi}=0,82$  und  $1,29 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$

### 6.3.3. Der Einfluss der hydraulischen Verweilzeit

In Hinblick auf einen hohen Abbaugrad und einer möglichst geringen Kurzschlussströmung muss eine optimale hydraulische Verweilzeit  $\tau_{fi}$  ermittelt werden. Sie wird nach Gl. 5-2 durch das täglich zugeführte Substratvolumen  $Q_{zu}$  und dem Flüssigkeitsvolumen  $V_{fi}$  definiert. Die Bestimmung erfolgt in Anhang C-6.

In den Abbildungen 6-39 und 6-40 erfolgen die Betrachtung des Abbaugrades  $\eta$  in Abhängigkeit von der CSB Raumbeladung  $b_R$  und der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{fi}$ . Es werden die Versuche für die Rezirkulation von  $RV=3,9$  bzw.  $13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  bei einer Substratzufuhr von  $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  (Diagramm A und B) und für die Rezirkulation von  $13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  bei einer Substratzufuhr von  $Q_{zu}=0,55 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  (Diagramm C) differenziert betrachtet.

Es wird deutlich, dass in allen Diagrammen im Rahmen der hier betrachteten Verweilzeiten nur ein geringer Einfluss auf den Abbaugrad beobachtet werden konnte. Bei einer höheren Rezirkulation von  $13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  besteht ein geringer Zusammenhang zwischen Abbaugrad und Verweilzeit. Der Abbaugrad liegt bei einer Verweilzeit von  $\tau_{fi}=1,47 \text{ d}$  mit einem Abbaugrad von bis zu 89 % höher, als bei einer geringeren Verweilzeit von 0,38 d (Abbildung 6-40, Diagramm B). Hier lag bei einer hohen Raumbeladung ein geringerer Abbaugrad von 85 % vor.

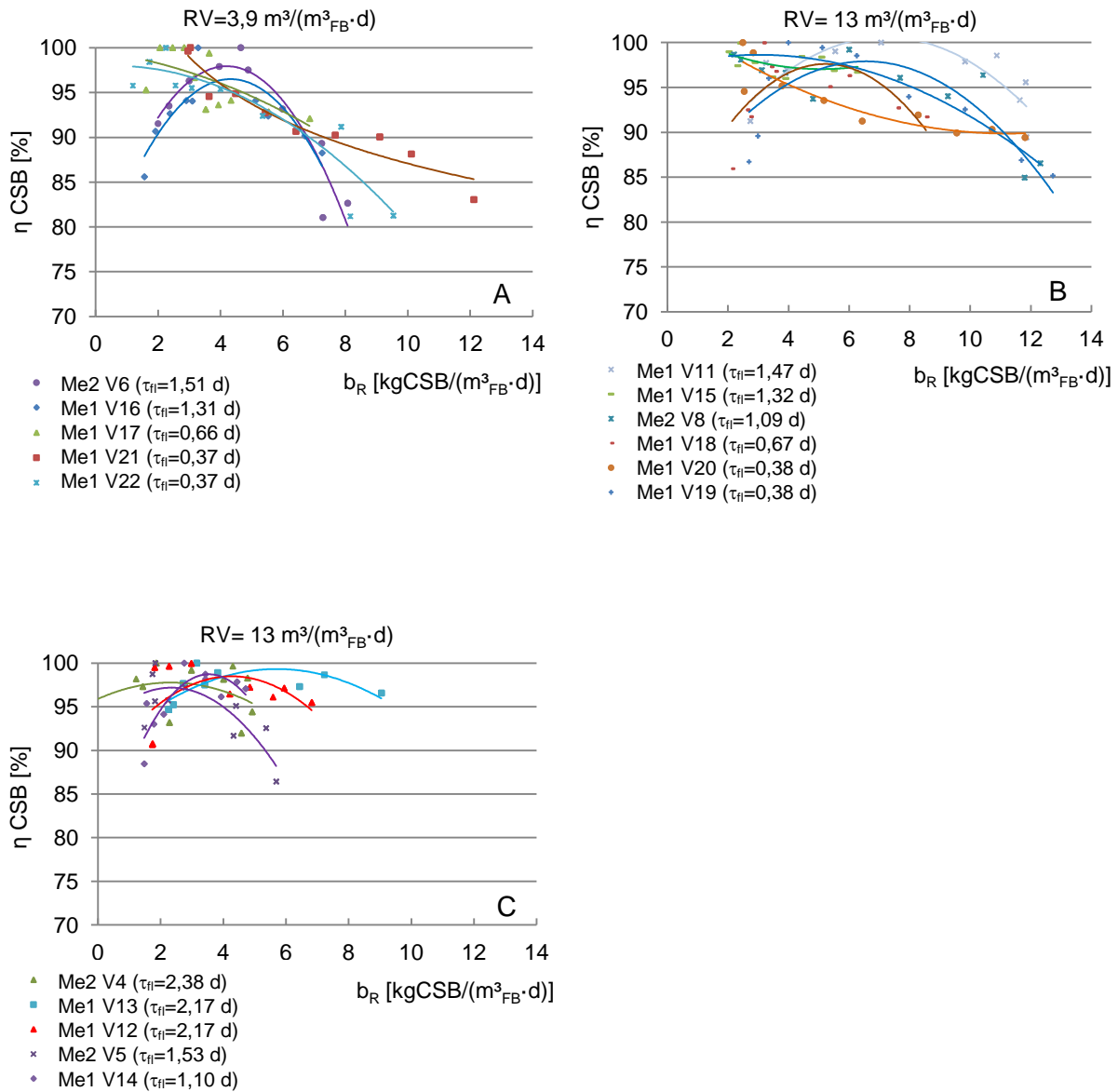
Dieser Zusammenhang ist ebenfalls in Diagramm C für die Substratzufuhr von  $0,55 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  festzustellen. Bei  $\tau_{fi}=2,38 \text{ d}$  lag ein deutlich höherer Abbaugrad von minimal 94 % vor. Bei  $\tau_{fi}=1,53 \text{ d}$  konnte nur ein niedrigerer Abbaugrad von minimal 87 % erreicht werden. Bei einer Substratzufuhr von  $0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  und einer Rezirkulation von  $RV=3,9 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  (Diagramm A) lag kein Zusammenhang zwischen der Verweilzeit  $\tau_{fi}$  und dem Substratabbau  $\eta$  vor. Sowohl bei einer hohen als auch einer geringen hydraulischen Verweilzeit konnte nur ein relativ geringer CSB Abbaugrad von bis zu 81 % ermittelt werden. Dieses Ergebnis belegt die Erkenntnis der Versuche mit dem Modells substrat. Der Einfluss der hydraulischen Verweilzeit bzw. des Prozesswasservolumens ist nur gering.

Der Einfluss der Verweilzeit auf die Abbauleistung im überstauten Festbettreaktor Me3 wurde bereits mehrfach anhand vergleichbarer Reaktoren beschrieben [134][129]. Die Ergebnisse konnten in Me3 bestätigt werden. Der Abbaugrad liegt auch bei Raumbeladungen von 10-12 kgCSB/ $(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  bei über 95 %. Die Abhängigkeit von der Verweilzeit wird durch Anhang C-9 deutlich.

Des Weiteren bietet der Rieselbettreaktor im Gegensatz zum Festbettreaktor die Möglichkeit, die Raumbeladung unabhängig von einer Verringerung der Verweilzeit zu erhöhen, da das Flüssigkeitsvolumen vom Festbettvolumen (bzw. dessen Porenvolumen) entkoppelt ist. Hierbei ist es möglich, durch Verringerung des Prozesswasservolumens  $V_{fi}$ , die hydraulische Verweilzeit im System zu verringern, ohne die Strömungsverhältnisse im Festbett zu beeinflussen. Sehr geringe Verweilzeiten von  $\tau_{fi}=0,37 \text{ d}$  führten jedoch zu einer Verringerung des Abbaus auf bis zu 82 %. Offenbar ist diese Verweilzeit im System zu kurz, um einen ausreichenden Abbau zu gewährleisten, sodass es zu einem Austrag im Sinne einer Kurzschlussströmung kommt. Demzufolge ist trotz hoher Rezirkulation eine ausreichende Verweilzeit erforderlich, um einen hohen Abbau zu gewährleisten.

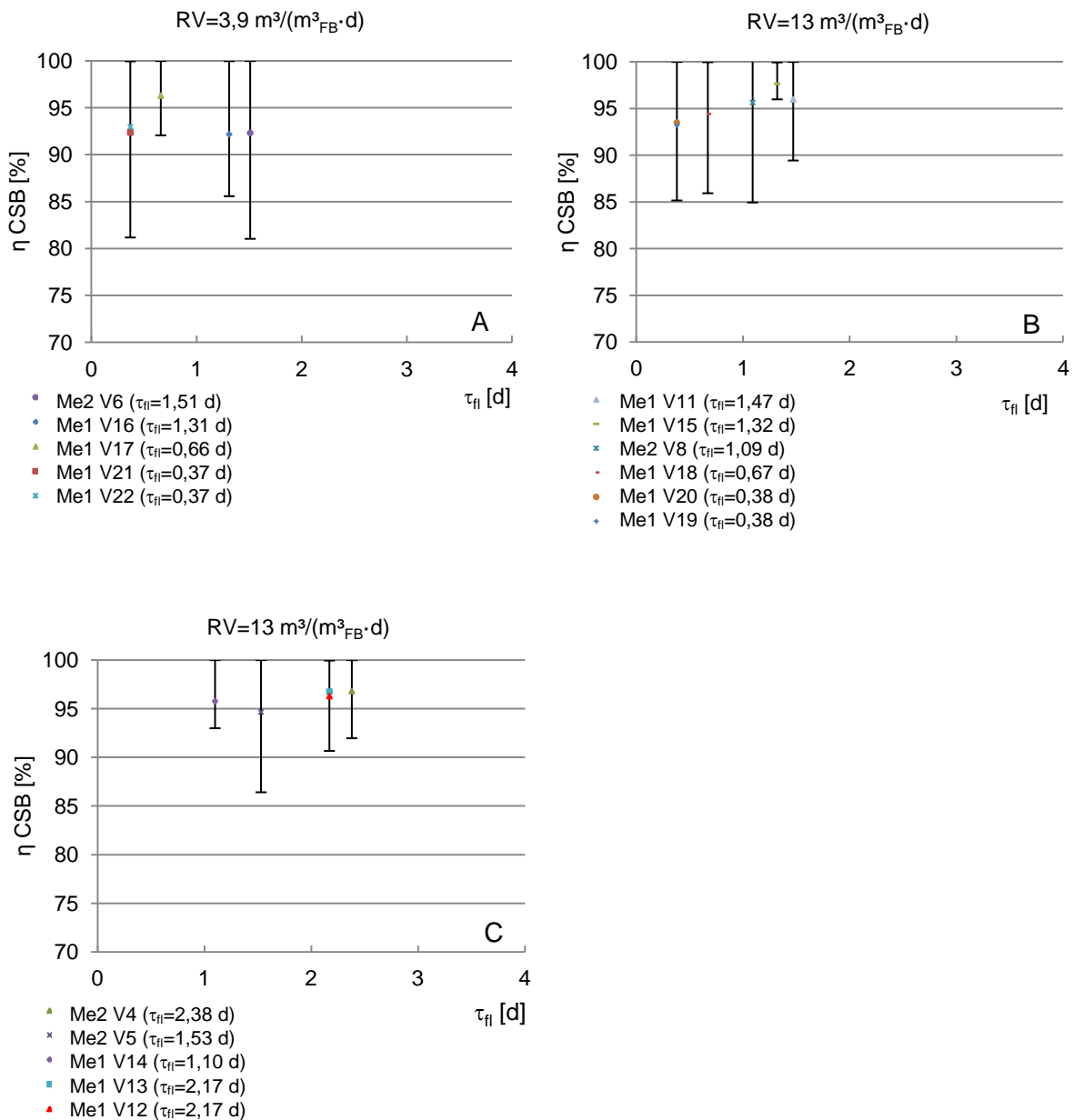
Ein Zusammenhang zur Hemmkonzentrationen durch zu hohe Substratkonzentrationen bzw. einer unzureichenden Verdünnung des Substrates bei geringen Prozesswasservolumen kann nicht als Ursache herangezogen werden. Die CSB Konzentration in hochbelasteten

Zeiten zu Versuchsbeginn mit  $b_R=10-11 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  lag zwischen  $2100 \text{ mg/l}$  abbaubarem CSB direkt nach Substratzugabe und  $345 \text{ mg/l}$  kurz vor erneuter Substratzugabe (Vgl. Kapitel 6.2.8.). In diesem Bereich liegt noch keine Hemmung beispielsweise durch organische Säuren vor (Vgl. Kapitel 4.2.2.). Der Wert von  $345 \text{ mg/l}$  stellt zu diesem Zeitpunkt die Konzentration des Verlustes aufgrund des Kurzschlussstromes in diesem Zyklus dar.



**Abbildung 6-39:**  $\eta \text{CSB}-b_R$  Diagramm für die Substratzufuhr von  $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  für eine Rezirkulation von  $RV=3,9$  und  $13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  (A und B) und für  $Q_{zu}=0,55 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  für eine Rezirkulation von  $RV=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  (C)





**Abbildung 6-40:**  $\eta$ CSB- $\tau_{fl}$  Diagramm für die Substratzufuhr von  $Q_{zu}=0,77$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) für eine Rezirkulation von  $RV=3,9$  und  $13$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) (A und B) und von  $Q_{zu}=0,55$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) für eine Rezirkulation von  $RV=13$  m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) (C)

### 6.3.4. Der Einfluss der Verrieselungszahl

Der Zusammenhang zwischen dem spezifischen CSB Abbau ( $\Delta$ CSB pro m<sup>3</sup><sub>FB</sub> und Verrieselungszahl R), der Raumbeladung  $b_R$  und der Verrieselungszahl R für die Rieselbettreaktoren Me1 und Me2 wird in Abbildung 6-41 gezeigt. Es konnte beobachtet werden, dass bei steigender Raumbeladung der spezifische Abbau  $\Delta$ CSB ebenfalls steigt. Diese Entwicklung ist umso größer, je kleiner die Verrieselungszahl ist.

In Abbildung 6-42 erfolgt die abgeleitete Darstellung für zwei beispielhafte Raumbeladungen von  $b_R=5$  und  $b_R=8$  kgCSB/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d). Der Zusammenhang zwischen dem Abbau  $\Delta$ CSB pro Verrieselung und der Verrieselungszahl R wird ebenfalls ersichtlich.

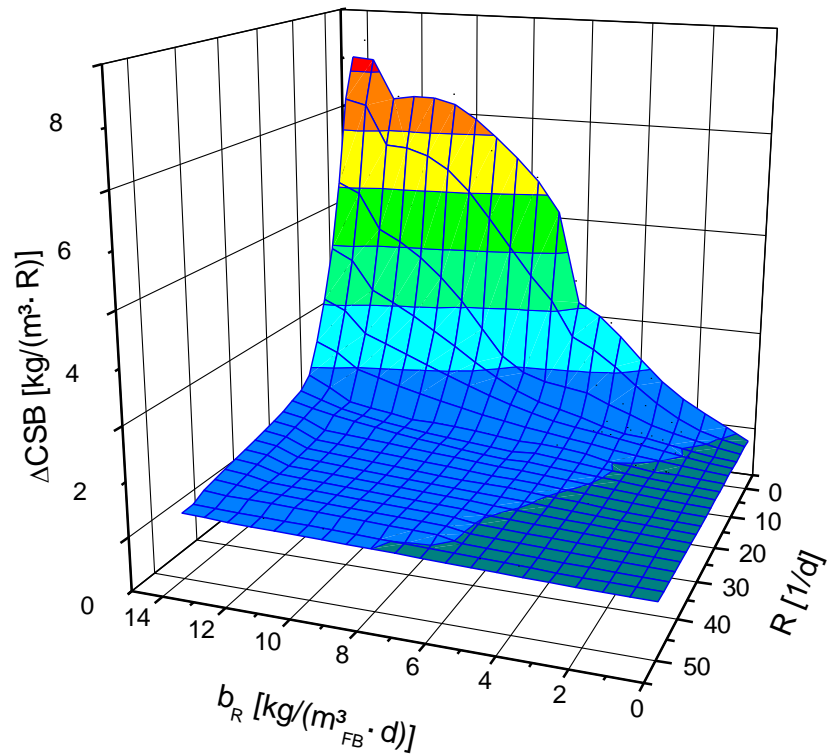


Abbildung 6-41: Spezifischer Abbau  $\Delta\text{CSB}$  in Abhängigkeit von der Raumbeladung  $b_R$  und Verrieselungszahl  $R$

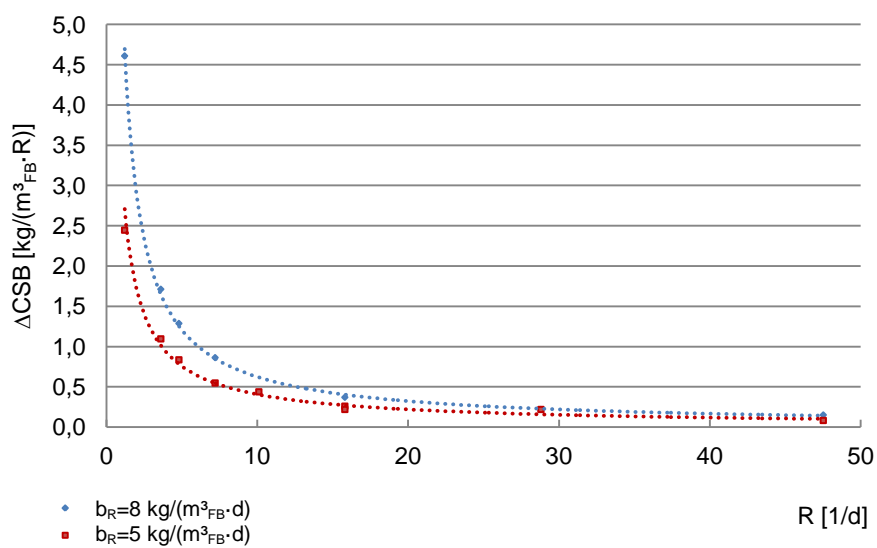


Abbildung 6-42: Spezifischer Abbau  $\Delta\text{CSB}$  für beispielhafte Raumbeladungen von  $b_R=5$  bzw.  $8 \text{ kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$

Ursächlich führt eine kleinere Verrieselungszahl  $R$  zu einem dünneren Rieselfilm auf dem Biofilm und damit zu einem kurzen Stofftransportweg. Damit liegt ein höherer Konzentrationsgradient vor, der zu einer höheren Diffusion führt. Die Umsatzgeschwindigkeit pro Biofilmoberflächenelement steigt. Im Ergebnis kann ein höherer CSB Abbau pro Verrieselung erreicht werden.

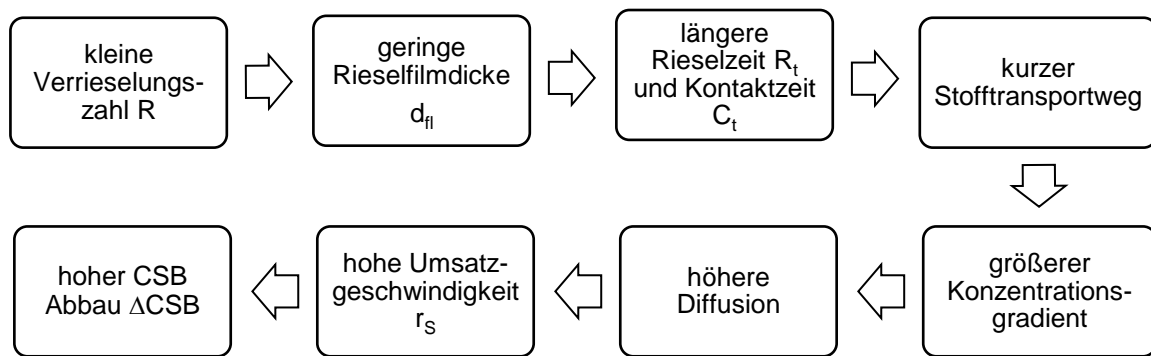


Abbildung 6-43: Einfluss der Verrieselungszahl auf den Abbau  $\Delta\text{CSB}$  [ $\text{kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{R})$ ]

Für jede Raumbeladung kann aus Abbildung 6-42 eine Gleichung der Form

$$\Delta\text{CSB} = \gamma \cdot R^{-\lambda}$$

Gl. 6-4

abgeleitet werden.  $\Delta\text{CSB}$  und  $R$  verhalten sich demnach umgekehrt proportional. Die Reduzierung der Verrieselungszahl  $R$  in Hinblick auf eine weitere Erhöhung des CSB Abbaus ist jedoch nach Gl. 3-37 begrenzt durch eine Mindestrezirkulation  $RV$  für eine ausreichende Benetzung des Biofilmes bei minimaler Rieselfilmdicke. Die Erhöhung des CSB Abbaus ist ebenfalls durch die Steigerung der Raumbeladung möglich. Eine Grenze besteht lediglich durch die Hemmung bzw. Inhibierung des biologischen Umsatzes bei zu hohen Substratkonzentrationen (Vgl. Kapitel 4.2.2.).

Für die Bestimmung einer weiteren Erhöhung des CSB Abbaus konnten die erforderlichen hohen Raumbeladungen technisch bedingt nicht erreicht werden. Daher muss dieser Fall extrapoliert werden. Abbildung 6-42 zeigt bereits, dass kein linearer sondern potenzieller Verlauf vorliegt. Für jede Verrieselungszahl kann für den Zusammenhang  $\Delta\text{CSB}$ - $b_R$  (Abbildung 6-41) eine Gleichung abgeleitet werden. Durch Extrapolation kann der maximale spezifische CSB Abbau  $\max\Delta\text{CSB}$  pro Verrieselung bestimmt werden (Anhang E-1 und E-2). Das Ergebnis zeigt, dass für jede Verrieselungszahl  $R_i$  der maximale spezifische CSB Abbau  $\max\Delta\text{CSB}$  bei einer Raumbeladung von  $19 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  vorliegt. In diesem Falle ergeben sich die Parameter  $\gamma$  und  $\lambda$  zu 9,323 und 0,94 (Gl. 6-5).

$$\max \Delta\text{CSB} = 9,323 \cdot R_i^{-0,94}$$

Gl. 6-5

Abbildung 6-44 zeigt den maximal möglichen CSB Abbau pro Reaktorvolumen und Verrieselung für die maximale Raumbeladung von  $19 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  im Rieselbettreaktor. Es ist jedoch zu berücksichtigen, dass zwischen dem Abbaugrad  $\eta$  und dem maximal abgebauten  $\Delta\text{CSB}$  unterschieden werden muss.

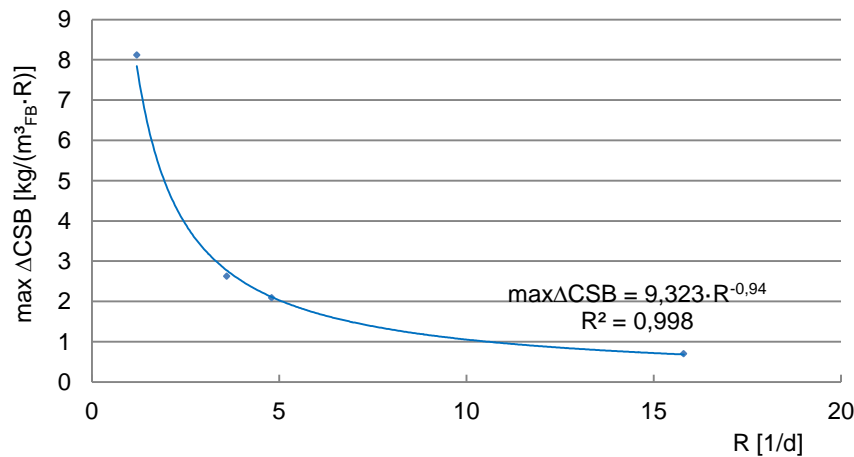
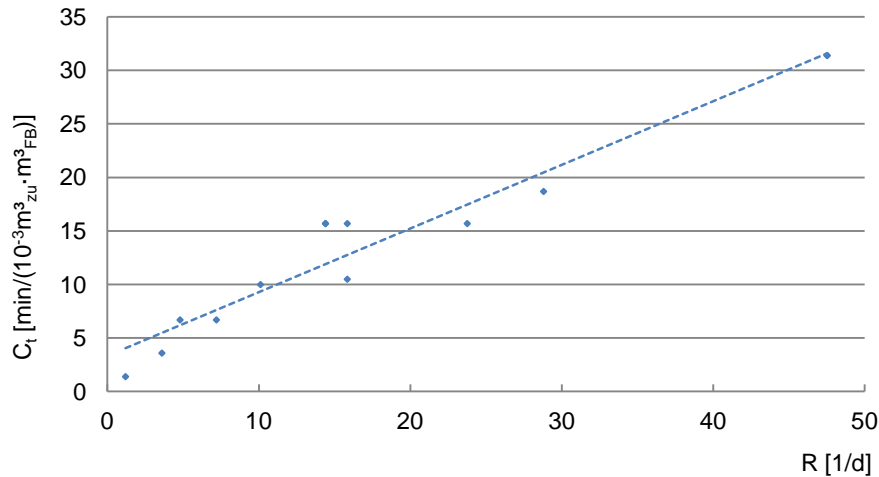


Abbildung 6-44: Einfluss der Verrieselungszahl auf den maximal abgebauten CSB bei maximaler Raumbeladung von  $19 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$

### 6.3.5. Der Einfluss der Kontaktzeit

Mit Hilfe der Kontaktzeit können die bisher betrachteten Effekte zusammengefasst werden, da  $C_t$  sowohl die Rezirkulation, die Verrieselungszahl, das Prozesswasservolumen und das Festbettvolumen mit einschließt. Abbildung 6-45 zeigt den Zusammenhang zwischen  $C_t$  und  $R$ . Es liegt jedoch ein geringer Schwankungsbereich vor, da ein zusätzlicher Einfluss durch den Rückhalt am Biofilm aufgrund unterschiedlicher Rezirkulationen besteht. Es bildet sich eine mehr oder weniger dicke Flüssigkeitsschicht über dem Biofilm. Bei der Berechnung der Verrieselungszahl wird lediglich ein Bezug zum Festbettvolumen hergestellt. Der Rückhalt durch die Füllkörperart und insbesondere durch den Biofilm wird nicht berücksichtigt. Daher ist die Kontaktzeit, eher als die Verrieselungszahl, geeignet, die tatsächliche Verweildauer im Festbett direkt im Kontakt zum Biofilm zu beschreiben.



**Abbildung 6-45: Zusammenhang zwischen Kontaktzeit  $C_t$  und Verrieselungszahl R für den Rieselbettreaktor Me2**

Die weiterführende Bewertung der Kontaktzeit erfolgt nicht wie bei der Verrieselungszahl in Abhängigkeit vom maximalen CSB Abbau. Es wird direkt der CSB Abbaugrad  $\eta$  des zugeführten Substrates herangezogen. Im Rieselbettreaktor Me2 muss bei der Berechnung der Kontaktzeit  $C_t$  zusätzlich das zugeführte Substratvolumen  $Q_{zu}$  berücksichtigt werden, da dadurch ein Substrataustausch im Reaktorsystem stattfindet.

Abbildung 6-46 zeigt die Abhängigkeit des Abbaugrades von der Kontaktzeit  $C_t$  (Diagramm B) in Ergänzung um das  $\eta$ - $b_R$  Diagramm (A). Es wird deutlich, dass ein Zusammenhang zwischen dem CSB Abbaugrad und der Kontaktzeit besteht. Bei einer sehr kurzen Kontaktzeit von  $1,4 \text{ min}/(10^{-3}m^3_{zu} \cdot m^3_{FB})$  ist der Abbaugrad mit bis zu 76,7 % deutlich geringer als bei einer hohen Kontaktzeit von  $18,7 \text{ min}/(10^{-3}m^3_{zu} \cdot m^3_{FB})$ .

Ergänzend erfolgt in Abbildung 6-47 die Darstellung für den Rieselbettreaktor Me1. Der Trend eines höheren Abbaugrades bei höherer Kontaktzeit ist hier jedoch nicht sehr stark ausgeprägt.

Es muss jedoch berücksichtigt werden, dass zum Teil keine gleichen Raumbeladungen vorlagen. Beispielsweise wird in Diagramm A ersichtlich, dass auch sehr geringe Kontaktzeiten von  $C_t=1,4 \text{ min}/(10^{-3}m^3_{zu} \cdot m^3_{FB})$  zu einem höheren Abbaugrad als bei längeren Kontaktzeiten von  $C_t=6,7 \text{ min}/(10^{-3}m^3_{zu} \cdot m^3_{FB})$  führten. Beispielsweise wird dies bei einer Raumbeladung von  $8 \text{ kg}/(m^3_{FB} \cdot d)$  ersichtlich. Die Bewertung der Kontaktzeit in diesen Versuchen mit dem Praxissubstrat muss demnach im Gegensatz zu den Versuchen mit dem Modellsubstrat kritisch und immer im Zusammenhang mit der Raumbeladung erfolgen.

In Hinblick auf die Steigerung des Abbaugrades kann die Erhöhung der Kontaktzeit am Biofilm nicht unbegrenzt erfolgen. Neben der räumlichen Begrenzung der Rieselfilmbildung im Reaktor durch den filterbedingten Lückengrad, stellt auch die Stoffübertragung aus dieser Bulkschicht in den Biofilm eine Grenze dar. Daher muss die Bewertung einer möglichen Diffusionslimitierung in Abhängigkeit von der Biofilmdicke und Rezirkulation erfolgen (Vgl. Kapitel 6.7.). Eine Erhöhung der Kontaktzeit muss daher nicht zwingend zu einem höheren Abbaugrad führen. Der Diffusionsweg muss ebenfalls berücksichtigt werden.

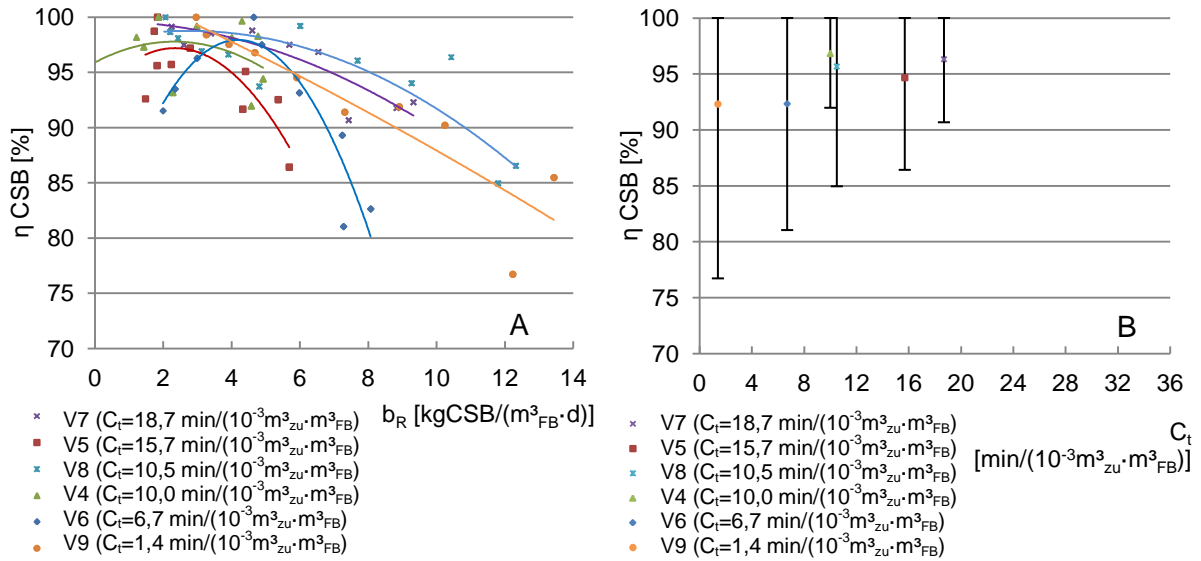


Abbildung 6-46: Abhängigkeit des CSB Abbaugrades  $\eta$  von der Kontaktzeit  $C_t$  im Rieselbettreaktor Me2

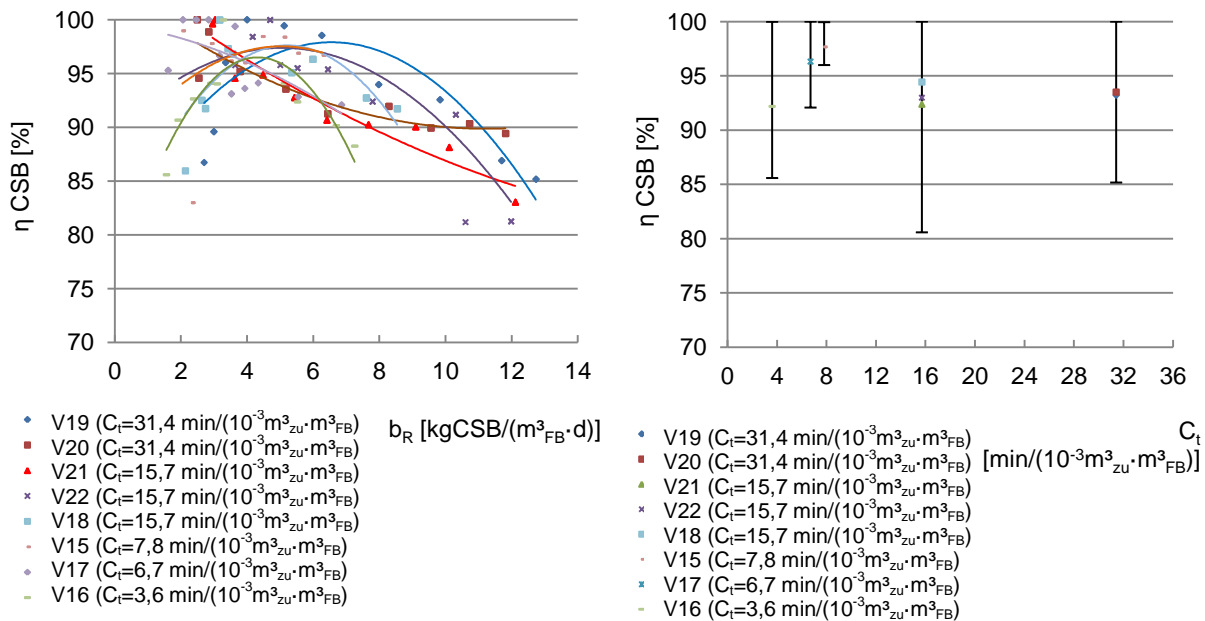


Abbildung 6-47: Abhängigkeit des CSB Abbaugrades  $\eta$  von der Kontaktzeit  $C_t$  im Rieselbettreaktor Me1<sup>7</sup>

<sup>7</sup> In den Versuchen V15-V17 lagen sehr geringe Raumbeladungen von  $b_R < 7 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  vor, sodass auch hier ein hoher Abbaugrad erreicht wurde.

### 6.3.6. Der Einfluss der kontinuierlichen Substratzuführung

Neben der häufig praktizierten Betriebsweise einer kontinuierlichen Substratzuführung, sollte in Hinblick auf die Vermeidung eines Kurzschlussstromes die diskontinuierliche Substratzuführung betrachtet werden. Damit liegt eine Abfolge von batch-Ansätzen im Methanreaktor vor. Die Zufuhr pro Batch wird durch das vorliegende Prozesswasservolumen im Reaktor  $Q_{zu} < V_{fl}$  begrenzt. Zudem muss berücksichtigt werden, dass ggf. zu hohe Konzentrationen und Konzentrationsschwankungen vorliegen. Voraussetzung ist, dass die maximale Raumbeladung und die CSB Grenzkonzentration in Hinblick auf die Hemmung der Mikrobiologie nicht überschritten werden. Im Versuchsaufbau erfolgte daher der Austausch der Prozessflüssigkeit nicht vollständig, um auch bei erneuter Substratzufuhr weiterhin eine Verdünnung zu erreichen.

Die Variation des Substratvolumens pro Beschickung wurde durch die tägliche Substratzugabe in V21 in einem 10-minütigen Rhythmus und in V22 in einem 60-minütigen Rhythmus realisiert. Die Raumbeladung, die Rezirkulation und die hydraulische Verweilzeit (und damit die Kontaktzeit) zwischen V21 und V22 war vergleichbar. Es wurde die Wirkung der höheren CSB-Konzentration im Zulauf auf die Ablaufkonzentration bzw. den Abbaugrad beobachtet. Die Betrachtung erfolgte für zwei Raumbeladungen am 4. und 14. Versuchstag.

Die Reaktion des Systems auf die Substratzugabe ist in den ersten Minuten verzögert, da zu Beginn eine Durchmischung in Abhängigkeit von der gewählten Rezirkulation erfolgt. Bei einer 10-minütigen Substratzufuhr (4. Tag,  $b_R=10,1-11,9 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ ,  $c_{\text{CSB},\text{zu}}=13.000-15.000 \text{ mg/l}$ ) konnten kaum Schwankungen der Konzentration in der Prozessflüssigkeit im Reaktor beobachtet werden (Abbildung 6-48, Diagramm B). Es liegt eher ein stationärer Zustand vor. Die Zugabe im 60-minütigen Rhythmus führte hingegen zu einer deutlichen Schwankung der Konzentration. Offenbar wurde noch keine Grenzkonzentration, die zur Einschränkung des mikrobiologischen Umsatzes führt, berührt, da kurz vor der nächsten Substratzufuhr erneut die Ausgangskonzentration von ca. 5500 mg/l erreicht wurde.

Ein vergleichbarer Effekt ist bei der Entwicklung des pH-Wertes zu beobachten (A). Aufgrund der Pufferwirkung ist hier jedoch ein deutlich geringerer Ausschlag zu erkennen.

Der Abbau pro Zyklus liegt für den 10-minütigen Rhythmus bei 4225 mg/10min (82 %  $Q_{zu}$ ) und für den 60-minütigen Rhythmus bei 4689 mg/10 min (77 %  $Q_{zu}$ ). Dieser geringe Unterschied kann auf das abweichende Raumbeladungsniveau von 10,1 kgCSB/( $\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d}$ ) in V22 bzw. 11,9 kgCSB/( $\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d}$ ) in V21 zurückzuführen sein und wird daher nicht als negativ bewertet.

Des Weiteren muss dieser Ansatz auf eine Abhängigkeit von der Rezirkulation, insbesondere auf die Auswirkung der Durchmischung des zugeführten Substrates mit der Prozessflüssigkeit, überprüft werden. Wie die Darstellung in Anhang F-3 zeigt, ist der Konzentrationsverlauf für die zwei untersuchten Rezirkulationen und der vorliegenden relativ geringen Verweilzeit von  $\tau_{fl}=0,37 \text{ d}$  gleich und anscheinend ausreichend hoch.

Bei geringen Raumbeladungen (14. Tag,  $b_R=4,5-5,5 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ ,  $c_{\text{CSB},\text{zu}} \approx 5000 \text{ mg/l}$ ) spielt der Zugaberhythmus keine Rolle (Diagramm C und D), da kaum Konzentrationschwankungen auftreten und die Konzentrationen sehr gering sind.

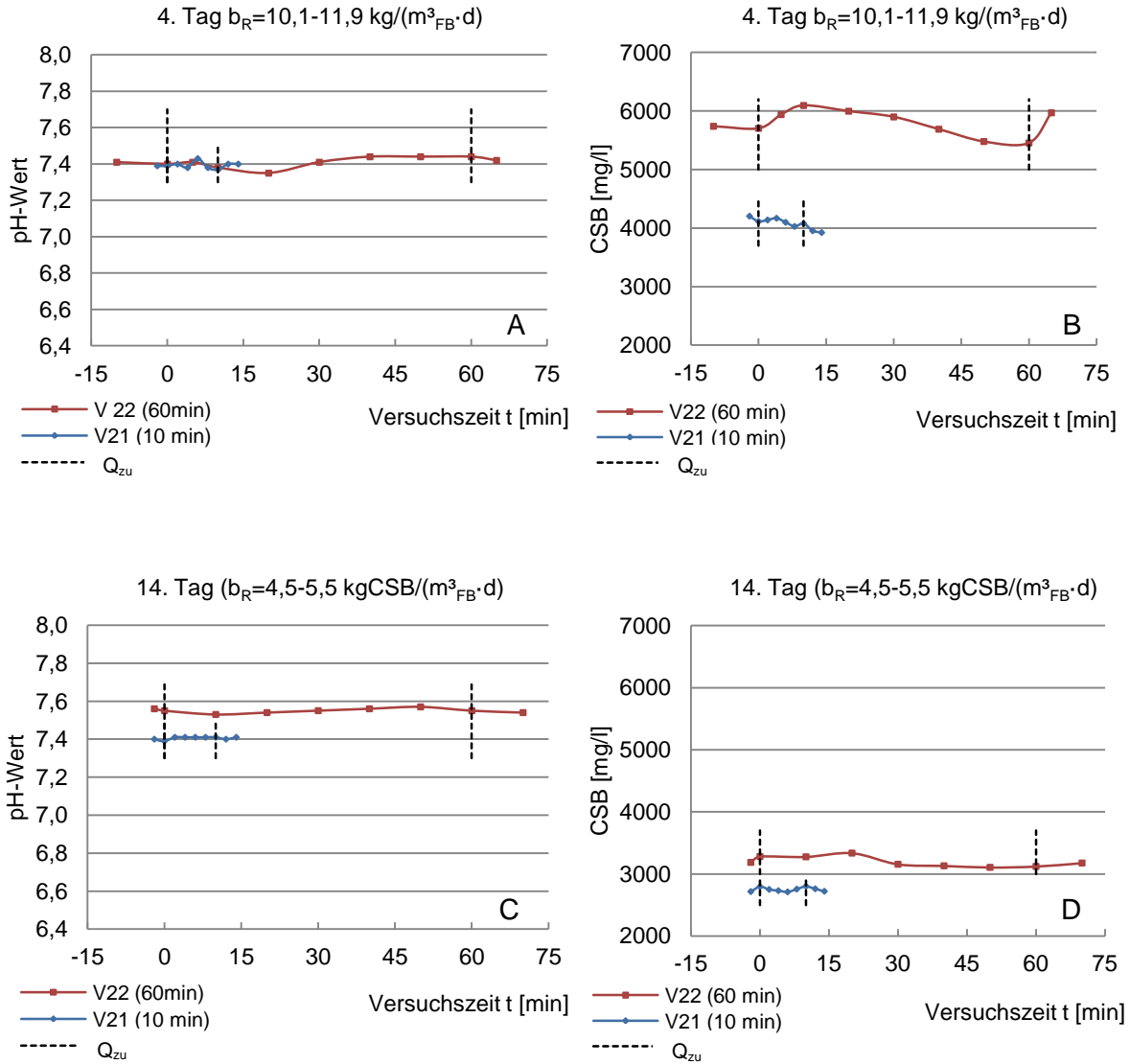


Abbildung 6-48: Vergleich der Substratzufuhr im 10 und 60 Minutenrhythmus für zwei verschiedene Raumbeladungen (10,1-11,9 und 4,5-5,5  $\text{kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ ;  $\text{RV}=3,9 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$ )

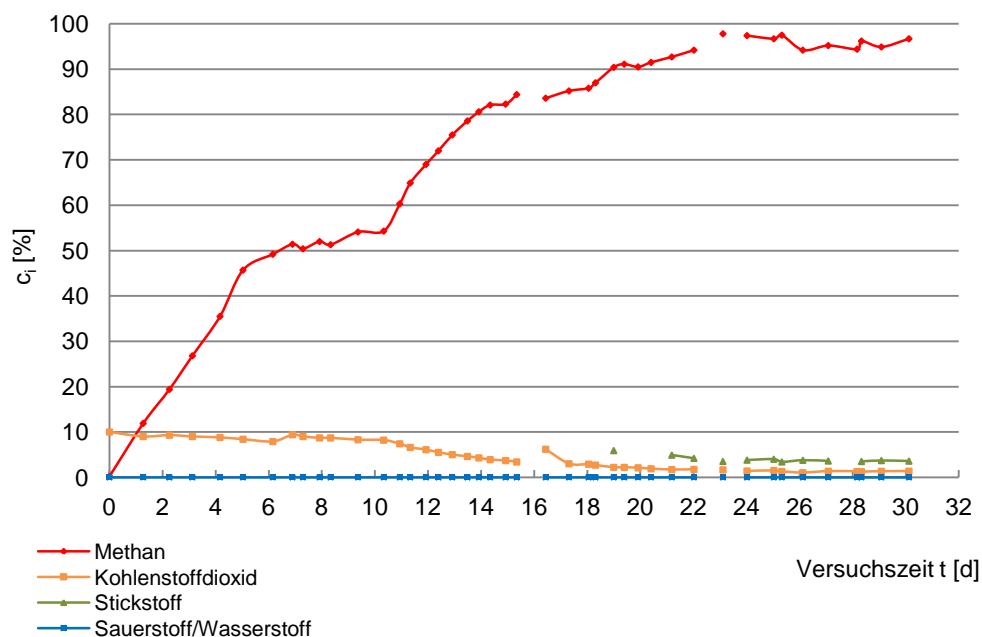


#### 6.4. Die Umsetzung des gasförmigen Substrates im Rieselbettreaktor

Die Untersuchung erfolgte im batch-Betrieb im Rieselbettreaktor RB3. Bei vollständiger Umsetzung des zugeführten Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid-Gemisches mit einem Volumen von 15 NI ergibt sich nach Gl. 4-5 eine Gasvolumenreduktion und theoretische Methanproduktion von 2,98 NI (Anhang I-1). Es erfolgte täglich ein-, maximal zweimal die Zugabe von 15l Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid-Gemisch (ca. 11 NI  $H_2$ ). Nach dem Umsatz wurde das produzierte Gasmisch entnommen.

Zu Beginn des Versuchsbetriebes lag jedoch im Reaktor ein Methan/Stickstoff/Sauerstoff-Gemisch vor, sodass erst nach ca. 24 Versuchstagen eine repräsentative Atmosphäre im Reaktor geschaffen wurde. Abbildung 6-49 zeigt die Gaszusammensetzung im Reaktor jeweils nach der Umsetzung des zugeführten gasförmigen Substrates. Es wird deutlich, dass durch die Gasentnahme der Stickstoff und der Sauerstoff kontinuierlich aus dem System ausgetrieben wurden, sodass lediglich ein Gasmisch mit dem Hauptbestandteil Methan vorlag. Zu Beginn erfolgte offensichtlich kein vollständiger Umsatz des Kohlenstoffdioxids, da bis zum 10. Versuchstag ein Restgehalt an Kohlenstoffdioxid vorlag, der nur durch das Substrat zugeführt werden konnte. Die Differenz an den letzten Versuchstagen zu 100 %-igem Methan ist Kohlenstoffdioxid, das vermutlich durch den Restabbau der Prozessflüssigkeit gebildet wird und dessen Konzentration im Laufe der Versuchszeit abnimmt. Es liegt ebenso Stickstoff vor, der noch ein Restbestandteil der Gaszusammensetzung des Beginns des Reaktorbetriebes darstellt bzw. in einem geringen Anteil durch mikrobiologische Abbauprozesse aus der Prozessflüssigkeit ausgasst. Während des Reaktorbetriebes liegt ein gasdichtes System vor, da die Gasqualität auch bis zum Folgetag ohne Gaszugabe und unter weiterer Rezirkulation konstant blieb.

Ab dem 24. Versuchstag lagen stabile Verhältnisse vor. Ab diesem Zeitpunkt, zu dem kein Sauerstoff bzw. sehr wenig Kohlenstoffdioxid und Stickstoff im Gasraum messbar war, konnten gezielt die Versuche zum Zeitverlauf des Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid Umsatzes durch batch-Versuche erfolgen.



**Abbildung 6-49: Zusammensetzung des Gasmisches im Rieselbettreaktor RB3 nach Umsatz des täglich zugeführten Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid-Gemisches während der Inbetriebnahme**

Während des batch-Betriebes wurde die Gaszusammensetzung im Reaktor für alle Versuche aufgezeichnet (Anhang J-2 und J-3), sodass die Umsatzrate bis zur vollständigen  $H_2/CO_2$  Umsetzung ermittelt werden konnte. Abbildung 6-50 zeigt den Verlauf der Methankonzentration des batch-Versuches. Zu Beginn stellt sich eine Mischkonzentration ein, da in diesen Versuchen eine hohe Durchmischung zwischen Gasvolumen im Reaktor und Gassack erfolgte.

Das Gasvolumen im Reaktor und im Gassack kann während des batch-Prozesses nicht ermittelt werden. Mit den Randbedingungen des Anfangsvolumens bei einer immer gleichen Wasserstoffkonzentration ( $c_{H_2,Anfang}=80\%$ ) und dem messbaren Endvolumen bei der dazugehörigen Wasserstoffkonzentration ( $c_{H_2,Ende}=0\%$ ) lässt sich durch eine lineare Beziehung anhand der momentanen Wasserstoffkonzentration das vorliegende Volumen berechnen (Anhang I-2). Die Betrachtung erfolgt bei Normbedingungen unter Annahme einer vollständigen Durchmischung. Es kann der Verlauf des Abbaugrades  $\eta_{H_2}$  zeitabhängig dargestellt werden (Abbildung 6-51).

Für die verschiedenen Versuche erfolgte eine Variation der eingestellten Volumenströme und damit der Gaszufuhr  $Q$  in den Reaktor. In allen Versuchen wurde eine Volumenreduktion nach der Zuführung des gasförmigen  $H_2/CO_2$  Gemisches im Reaktor infolge der Umsetzung zu Methan beobachtet. Daher liegt zu Beginn, trotz der Substratzufuhr in den Reaktor, nur ein sehr geringer Gasaustritt bzw. nur eine geringe bis keine Änderung der Gaszusammensetzung vor. Das dem Reaktor zugeführte Gas wird direkt umgesetzt. Dies wird insbesondere in den Versuchen V2 und V5 mit einem geringen Durchfluss  $Q$  von  $2,25\text{ m}^3_{H_2/CO_2}/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  deutlich. Bis zu einer Versuchszeit von ca. 1,8 Stunden liegt eine konstante Mischkonzentration am Reaktorausstritt vor. Nach dieser Zeit ist das Gasvolumen im Rahmen des batch-Ansatzes aufgebraucht, sodass aufgrund der Kreislaufführung Reaktorauslass-Gassack-Reaktoreinlass, ein Transport des Produktgases erfolgt. Dies ist schlagartig durch den Anstieg der Methankonzentration messbar. Nach 2,25 Stunden liegt bereits ein  $H_2$ -Abbaugrad von 94-98 % vor. Das Gasgemisch weist zu diesem Zeitpunkt eine Methankonzentration von 92,8 bzw. 97,2 % auf. Die Wasserstoffkonzentration sinkt weiter bis auf null.

Die Erhöhung der Gaszufuhr auf  $Q=5,94$  bzw.  $11,6\text{ m}^3_{H_2/CO_2}/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$  in den Versuchen V3, V4, V6 und V7 führte zu einem Durchbruch von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid in den Abgasstrom. Bei dieser Substratzufuhr erfolgte offensichtlich kein vollständiger Umsatz im Reaktor. Die Verweilzeit im Festbett war zu gering. Aufgrund der Kreislaufführung wurde es dem Reaktor erneut zugeführt, sodass ein vollständiger Abbau ermöglicht wurde. Der  $H_2$ -Umsatz lag für diese Versuche nach 2,25 Stunden lediglich bei 80-95 %. Die Methankonzentration lag bereits bei über 90 Vol%. Nach 4 Stunden war der Wasserstoff in allen Versuchen vollständig umgesetzt. Die Methankonzentration stieg weiter auf 94-97,7 Vol%.

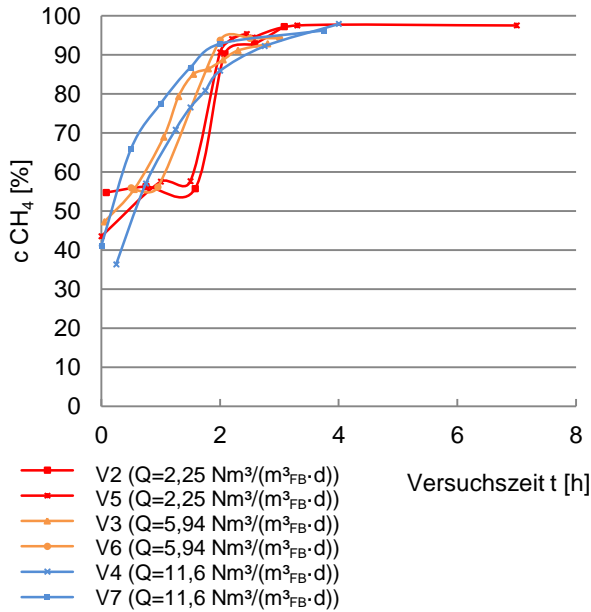


Abbildung 6-50: Methankonzentration im Versuchsverlauf im Rieselsbettreaktor RB3

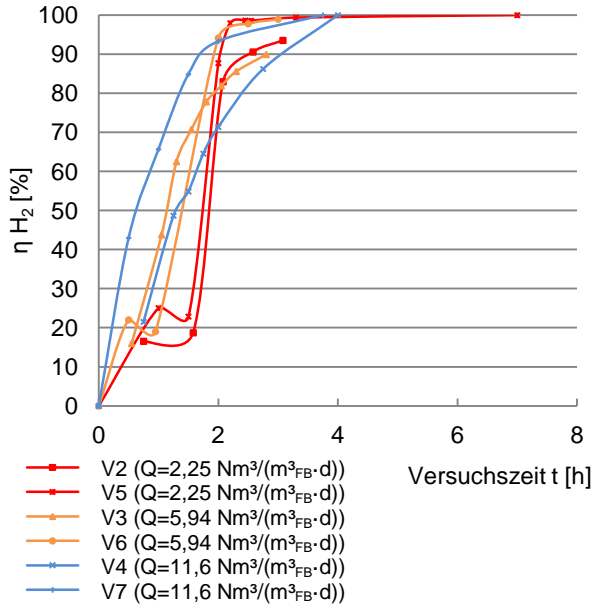


Abbildung 6-51: Wasserstoffumsatz im Versuchsverlauf im Rieselsbettreaktor RB3

Tabelle 6-4 gibt einen Überblick über die erreichte Raumbeladung, die Methanproduktion und den Abbaugrad der verschiedenen Versuche. In Versuch V5 konnte ein maximales Ergebnis erreicht werden. Es wurde eine spezifische Methanproduktion von  $P=1,17 \text{ Nm}^3\text{CH}_4/(\text{m}^3\text{FB}\cdot\text{d})$  bei einer Raumbeladung von  $b_{R,H_2}=4,52 \text{ Nm}^3\text{H}_2/(\text{m}^3\text{FB}\cdot\text{d})$  ermittelt. Der Methanertrag lag bei  $0,26 \text{ Nm}^3\text{CH}_4/\text{Nm}^3\text{H}_2$  und ist vergleichbar zum theoretischen Wert von  $0,25 \text{ Nm}^3\text{CH}_4/\text{m}^3\text{H}_2$ .

Mit diesen Versuchen wurde erstmals die Möglichkeit der biogenen Methanbildung aus einem Gas ohne weitere Substrate nachgewiesen.

**Tabelle 6-4: Leistungswerte der Wasserstoff-/Kohlenstoffdioxidumsetzung zu Methan im Rieselsbettreaktor zum Ende des jeweiligen Versuches**

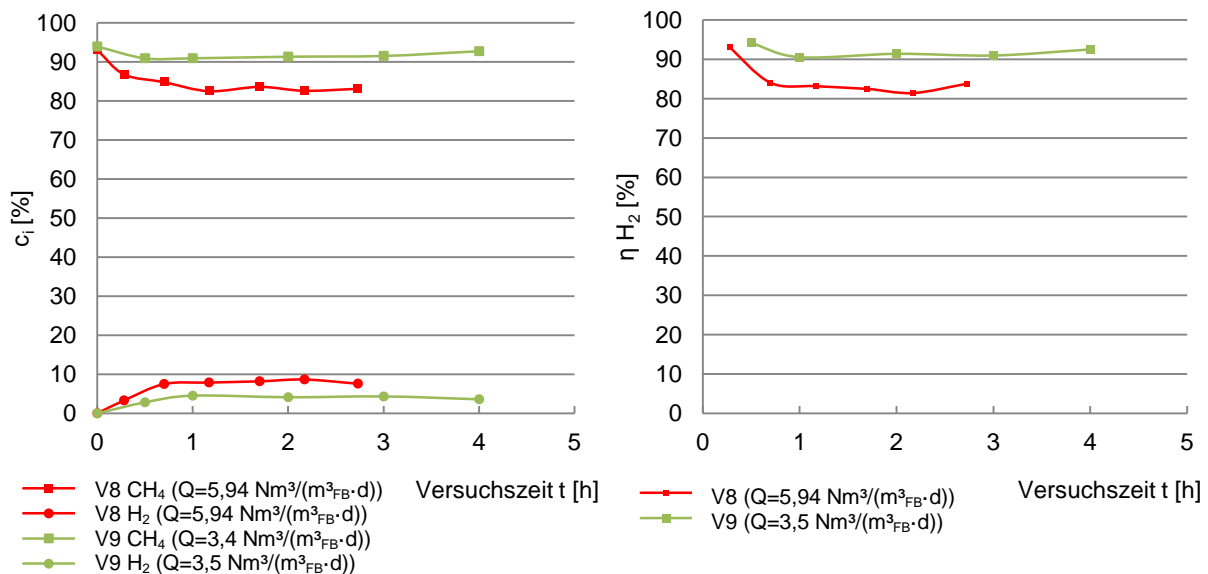
Versuch	$Q_{zu}$	$b_R$	$\eta_{H_2}$	$c_{CH_4, Ende}$	Y	P
	$\text{Nm}^3/(\text{m}^3\text{FB}\cdot\text{d})$	$\text{Nm}^3\text{H}_2/(\text{m}^3\text{FB}\cdot\text{d})$	%	Vol%		
V2	2,3	3,29	94	97,2	0,25	0,82
V3	5,9	3,29	90	92,8	0,23	0,86
V4	11,6	2,52	100	97,9	0,26	0,65
<b>V5</b>	<b>2,3</b>	<b>4,52</b>	<b>99</b>	<b>94,0</b>	<b>0,26</b>	<b>1,17</b>
V6	5,9	3,36	99	94,2	0,25	0,85
V7	11,6	2,66	100	96,2	0,25	0,65
V8 <sup>8</sup>	5,9	3,69	85	83,9	0,25	0,93
V9 <sup>9</sup>	3,5	2,46	92	91,9	0,24	0,56

<sup>8</sup> Durchschnittswerte, da kontinuierlicher plug flow-Betrieb

<sup>9</sup> Durchschnittswerte, da kontinuierlicher plug flow-Betrieb

Des Weiteren erfolgte in den Versuchen V8 und V9 statt der vollständigen Gasdurchmischung, die Gaszufuhr im Sinne des plug flow-Betriebes. Dies ist die typische Fahrweise von Biofiltern, um eine möglichst vollständige Umsetzung bis zum Reaktorauslass zu erreichen. Für diesen Betrieb wurde das Substrat aus dem  $H_2/CO_2$  Speicher nach dem Passieren des Rieselbettreaktors in einem zweiten Gasspeicher aufgefangen. Es erfolgte daher keine Kreislaufführung. Abbildung 6-52 zeigt die Gaszusammensetzung am Reaktorauslass während des Betriebes für die zwei gewählten Durchflüsse.

In beiden Versuchen wurde ein Umsatz des  $H_2/CO_2$  Gemisches zwischen 81 und 91 % beobachtet (Abbildung 6-53). Es lag jeweils ein geringer Wasserstoffgehalt von 4 bzw. 8 % im Abstrom vor, wobei bei einer geringeren Durchströmung ein höherer Umsatz erfolgte. Es bleibt offen, inwieweit eine Kurzschlussströmung, beispielsweise durch eine schlechte Gasverteilung aufgrund der geringen Reaktorhöhe oder eine nicht ausreichende Verweilzeit für einen vollständigen Abbau vorliegt. Ggf. muss im plug flow Betrieb ein Reaktor mit günstigerem Schlankheitsfaktor eingesetzt werden. An dieser Stelle erweist sich daher der Betrieb in vollständiger Durchmischung als vorteilhaft. Die weitergehende Betrachtung und Optimierung muss in einem Folgeprojekt erfolgen.



**Abbildung 6-52: Methankonzentration im Versuchsverlauf im Rieselbettreaktor RB3 (plug flow-Betrieb)**

**Abbildung 6-53: Wasserstoffumsatz im Versuchsverlauf im Rieselbettreaktor RB3 (plug flow-Betrieb)**

## 6.5. Die Biofilmentwicklung im Festbett- und Rieselbettreaktor

Da der überstaute Festbettreaktor Me3 und der Rieselbettreaktor Me2 neu eingefahren wurden, konnte das Biofilmwachstum beobachtet und zwischen den beiden Arbeitsprinzipien verglichen werden. Die Probenahme erfolgte stets 15-20 cm unterhalb der Festbettoberfläche, die Ergebnisse sind daher auch nur für diesen Bereich repräsentativ. Abbildung 6-54 zeigt den Biofilm für beide Reaktoren am 49. Versuchstag, dem Ende des Versuches V1 (Animpfphase). Sowohl die Darstellung auf den Fotos, als auch die ermittelten oTR Werte zeigen eine unterschiedliche Anlagerung. In Me3 ist eine nahezu gleichförmige Verteilung einer geringen Menge Biofilm an der inneren und äußeren Struktur des Körpers zu sehen (B). In Me2 ist ebenfalls die Entwicklung des Biofilms zu beobachten. Zusätzlich ist an der Füllkörperoberfläche ein größerer Anteil des Impfschlammes bzw. der Schlammflocken angelagert (A). Es gibt daher Bereiche die stärker mit Biomasse behaftet sind als andere. Es liegt ein stärkerer Rückhalt von Partikeln bzw. Schlammflocken vor, die nicht aus dem Reaktor ausgespült wurden. Diese bleiben im Zeitraum des ersten Versuches während des Einfahrens am Füllkörpermaterial hängen und werden im Vergleich zu Me3 im weiteren Verlauf weniger ausgespült. Diese unterschiedliche Entwicklung und Art des Biomasserückhaltes im Rieselbettreaktor ergibt sich aufgrund der ungleichen hydrodynamischen Verhältnisse. Die Fließgeschwindigkeit im Rieselbett ist offenbar insbesondere in der Animpfphase nicht gleichverteilt, sodass Bereiche mit einer niedrigeren Geschwindigkeit bzw. höheren Biomassekonzentration auftreten. In Me2 findet daher zu Beginn eine Überlagerung von Biofilmwachstum und ein verstärkter Rückhalt von Schlammflocken statt, die im weiteren Versuchsverlauf wiederum als Aufwuchsoberfläche dienen können.

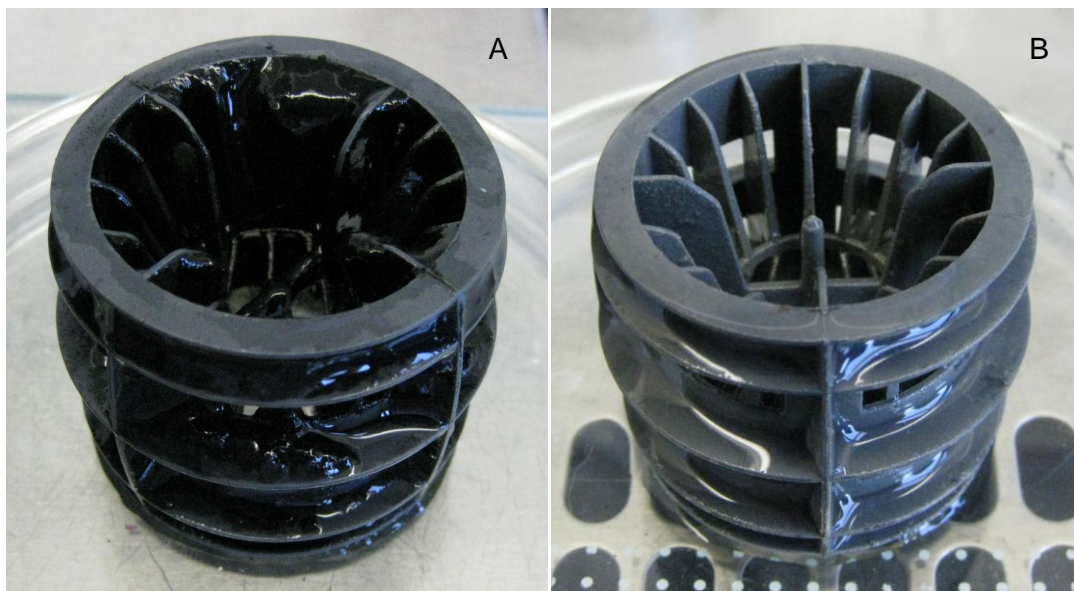


Abbildung 6-54: Biofilmbildung im (A) Rieselbettreaktor Me2 und (B) überstaute Festbettreaktor Me3, Probenahme am 49. Versuchstag

Abbildung 6-55 zeigt den feuchten Biofilm der Füllkörper in Me3 für den letzten Versuchstag. Es erfolgte offensichtlich eine starke Ausbildung eines klassischen Biofilmes. Diese Entwicklung wurde bereits in [129] beschrieben und ist vergleichbar.

In Abbildung 6-56 wird deutlich, dass sich im Rieselbettreaktor ebenfalls ein Biofilm ausgebildet hat, dieser ist jedoch auf dem Füllkörper nicht gleichverteilt (A1). Er ist trockener und weist z.T. eine geringere Besiedelung auf. Dies lässt die Vermutung zu, dass die Benetzung



mit Substrat nicht gleichverteilt erfolgte. An einigen Füllkörpern konnte z.T. bereits eine Verblockung beobachtet werden (A2). Dies kann auf den verstärkten Rückhalt von Schlammpartikeln ggf. auch von Substratpartikeln während der Inbetriebnahme und dem weiteren Biofilmwachstum zurückgeführt werden. Es bleibt offen, inwieweit dieser Effekt zu einem verstärkten Flüssigkeitsrückhalt im Reaktor führt und ob eine Penetration durch diesen Füllkörper erfolgt.

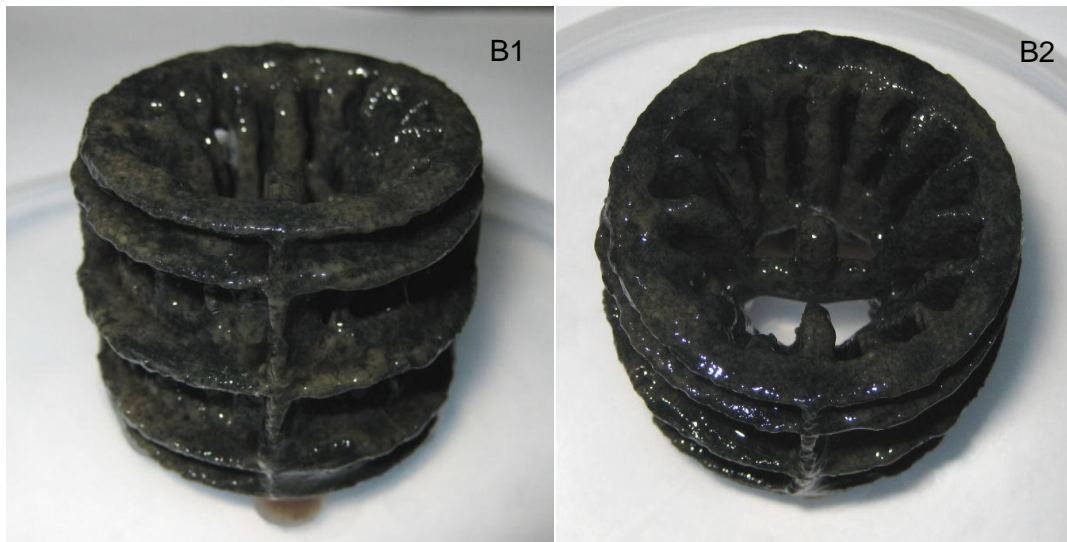


Abbildung 6-55: Biofilmausbildung im überstauten Festbettreaktor Me3, Probenahme am 239. Versuchstag

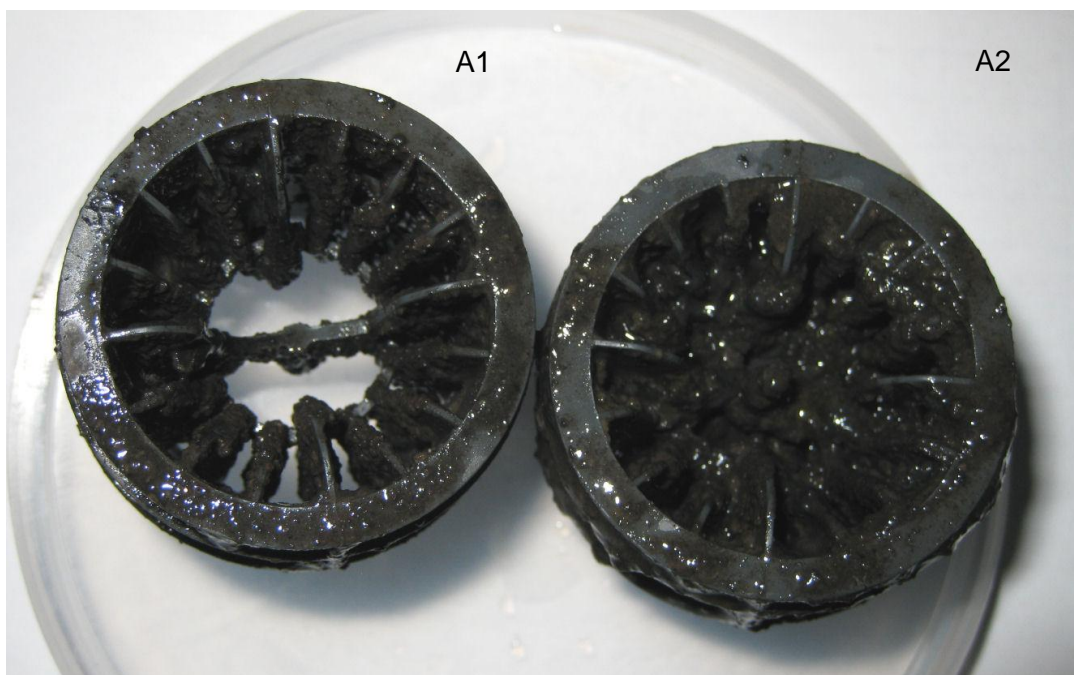
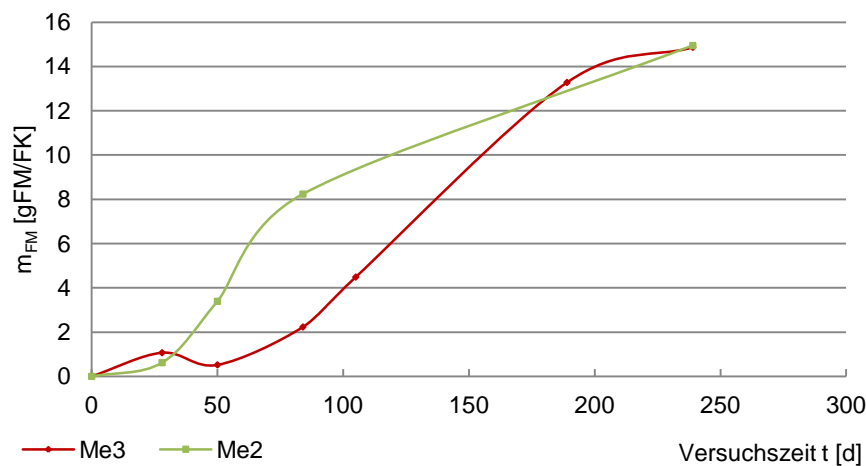


Abbildung 6-56: Biofilmausbildung im Rieselbettreaktor Me2, Probenahme am 239. Versuchstag

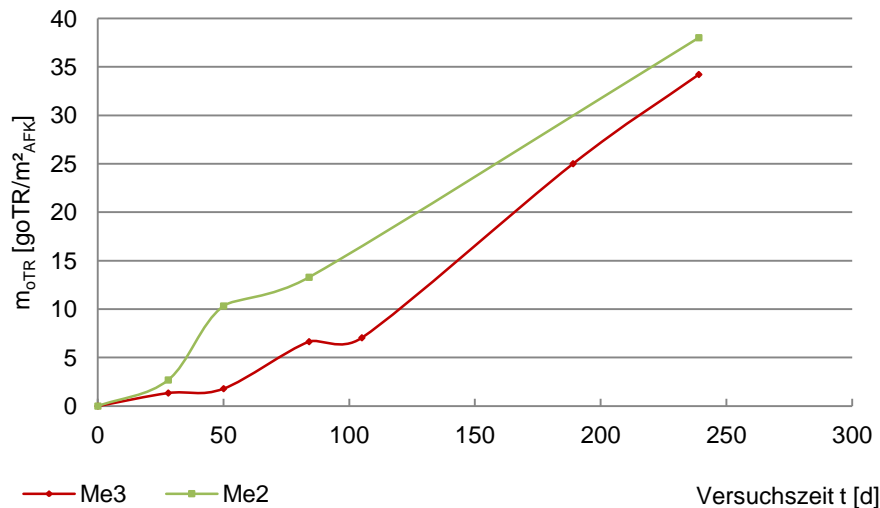
Unter Annahme einer Gleichverteilung der Biomasse im Reaktorvolumen kann zusätzlich die oberflächenspezifische Masse im Versuchsverlauf für den gesamten Reaktor ermittelt werden (Abbildung 6-57). Dies ist möglich, da nach [46] lediglich in den oberen 10 % der Reaktorhöhe ein erhöhter Biomassebewuchs festgestellt wurde. Z.T. ist die Biomasse über die Reaktorhöhe auch vollständig gleichverteilt [192]. Zudem liegt kein Reaktor im upflow Betrieb vor, in dem verstärkt am Boden eine höhere Biomasse festgestellt wurde [29]. Der sich ergebende Verlauf stellt die Entwicklung des Biofilmes als Reaktion auf die durchgeführten Versuche mit dem eingesetzten Praxissubstrat und dessen Konzentration dar. Der Frischmassegehalt je Füllkörper FK ist im Rieselbettreaktor höher. Ursache ist der höhere Rückhalt von Schlammflocken in Bereichen niedriger Fließgeschwindigkeiten. Offenbar tritt dieser Effekt im Laufe des Versuchszeitraumes in den Hintergrund, da zum Ende des Betrachtungszeitraumes am 239. Versuchstag ein vergleichbarer Wert mit ca.  $m_{FM}=13-15$  gFM/FK vorliegt. Die Entwicklung lässt vermuten, dass die Biofilmmasse weiter zunimmt. Die Erfahrungen aus vorangegangenen Langzeituntersuchungen belegen dies [139].



**Abbildung 6-57: Entwicklung der Biofilmfrischmasse  $m_{FM}$  pro Füllkörper FK für den Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3**

Der Vergleich des organischen Trockenrückstandes pro Füllkörperoberfläche zeigt für beide Reaktoren einen ähnlichen Trend (Abbildung 6-58). Der oTR in Me2 ist zum Ende des Versuchszeitraumes bei gleicher Frischmasse höher als in Me3. Das lässt darauf schließen, dass der Biofilm in Me3 einen geringeren Wassergehalt aufweist, die Biofilmdichte also höher ist.

In weiteren Untersuchungen muss ermittelt werden, inwieweit die höheren Fließgeschwindigkeiten im Rieselbettreaktor im Gegensatz zum überstauten Festbettreaktor das weitere Biofilmwachstum beeinflussen. Falls weitere Randbedingungen dies erlauben, kann im Gegensatz zum überstauten Festbettreaktor eine Fließgeschwindigkeit durch die Rezirkulation eingestellt werden, die exakt einem Ausgleich zwischen Biofilmwachstum und Ablöserate entspricht. Die Substratverweilzeit wird dadurch nicht beeinflusst. Vermutlich ist dies in einer Praxisanwendung jedoch eher problematisch.



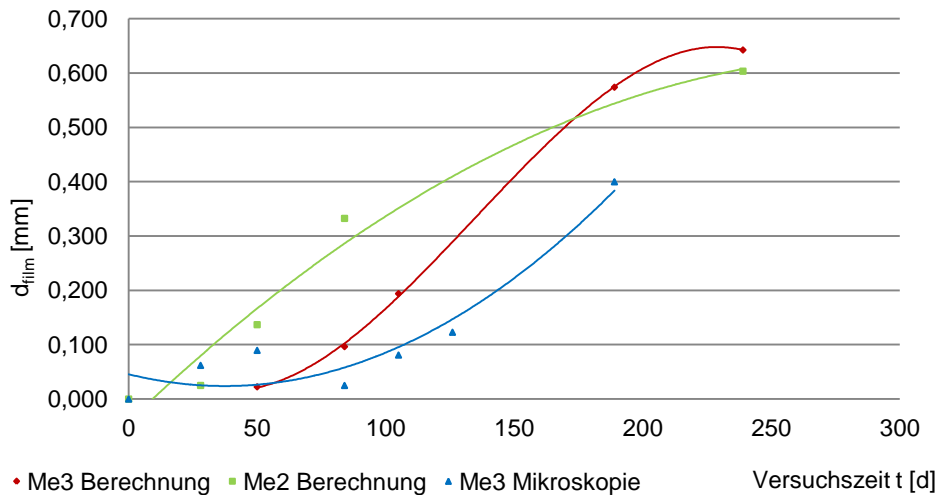
**Abbildung 6-58: Entwicklung des organischen Trockenrückstandes oTR pro spezifischer Füllkörperoberfläche für den Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3**

Die Bestimmung der Biofilmdicke erfolgte für jeden Reaktor auf zwei verschiedene Arten. In einer ersten Methode wurde sie rechnerisch unter Annahme der Gleichverteilung der ermittelten Biomasse  $m_{FM}$  auf der Füllkörperoberfläche ermittelt. Dadurch lässt sich die Biofilmdicke der Reaktoren vergleichen (Abbildung 6-59). Die mittlere Dicke im Rieselbettreaktor Me2 liegt zu Beginn über der des überstauten Festbettreaktors Me3, wobei hier der Effekt des Schlammrückhaltes erneut zu beobachten ist. Zum Ende der Versuchsreihe am 239. Versuchstag lag jedoch eine vergleichbare mittlere Biofilmdicke von  $d_{film}=600-650 \mu m$  vor.

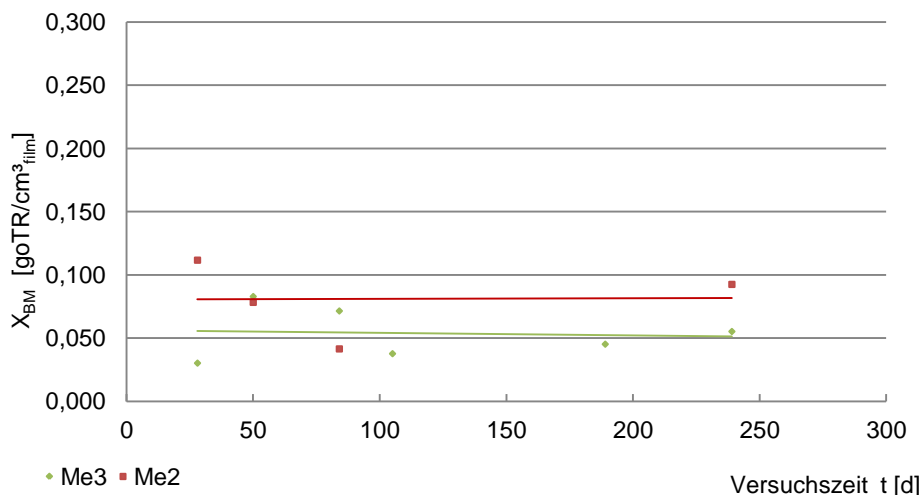
Die Biomassekonzentration  $X_{BM}$  kann mit Hilfe des oTR des Biofilmes und dem Biofilmvolumen ermittelt und für den Versuchsverlauf dargestellt werden (Abbildung 6-60). Im Rieselbettreaktor Me2 liegt sie im Mittel bei  $0,081 goTR/cm^3$ , im überstauten Festbettreaktor bei  $0,054 goTR/cm^3_{film}$ . Im Rieselbettreaktor ist sie also höher konzentriert. Dies kann nur durch die unterschiedliche Betriebsführung begründet werden. Sie führt letztlich zu einem geringeren Wassergehalt im Biofilm und daher zu einem höheren oTR Gehalt.

Die Biomassekonzentration  $X_{BM}$  bleibt über den Versuchsverlauf mit Ausnahme des erhöhten Rückhaltes zu Beginn des Betriebes im Rieselbettreaktor Me2 annähernd konstant. Dies bedeutet, dass über die gesamte Entwicklungszeit des Biofilmes eine gleiche Biomasse (oTR) pro Biofilmvolumen vorliegt. Es muss berücksichtigt werden, dass sich diese Biomasse aus der aktiven, also stoffwechselnden mikrobiologischen Biomasse, und aus Anlagerungen von weiterer organischer Biomasse zusammensetzt. Letztere stellt inaktive Biomasse dar bzw. wird durch das Substrat zugeführt, im Biofilm eingebaut und umgesetzt.





**Abbildung 6-59: Biofilmdicke im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3, Berechnung und mikroskopische Bestimmung**

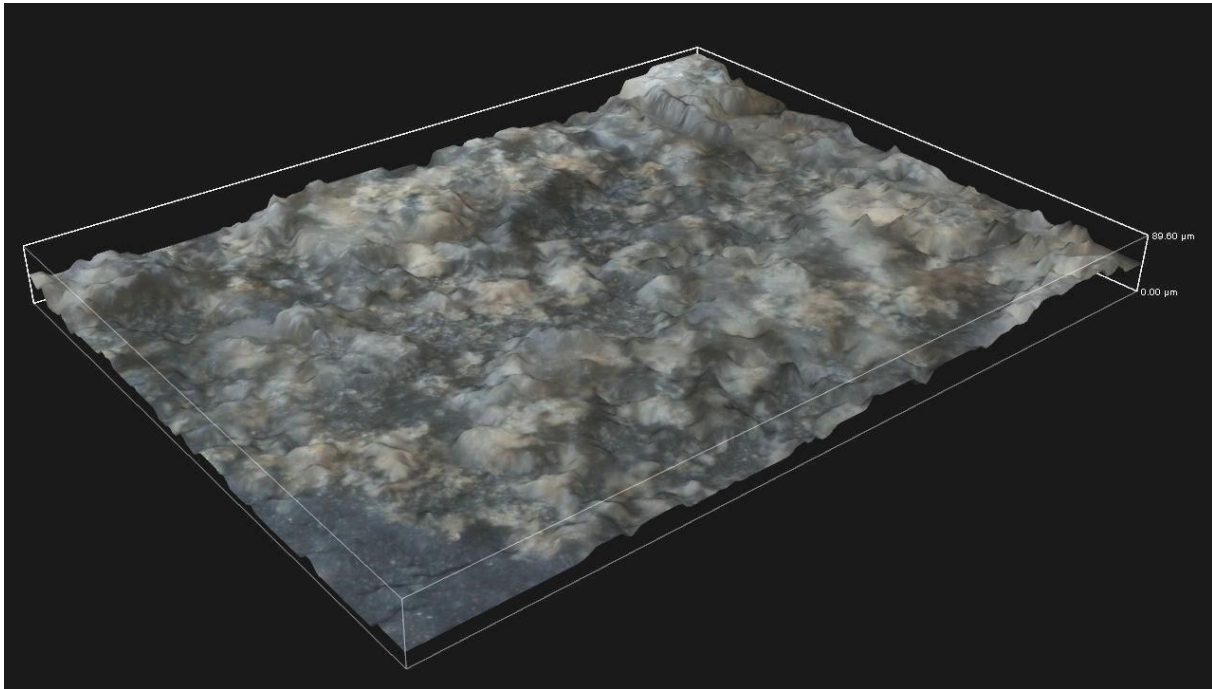


**Abbildung 6-60: Biofilmdichte im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3**

Als zweite Methode zur Bestimmung der Biofilmdicke erfolgte die Bestimmung der z-Achse der Biofilmmatrix per Mikroskop. Für jede Probe kann ein 3-dimensionales Bild erstellt und die Biofilmhöhe ermittelt werden. Abbildung 6-61 zeigt den Biofilm des Reaktors Me3 beispielhaft für den 49. Versuchstag. Die graue Trägeroberfläche ist im Vordergrund erkennbar. Auf ihr ist der zu diesem Zeitpunkt sehr dünne Biofilm inhomogen und nicht glatt angelagert.

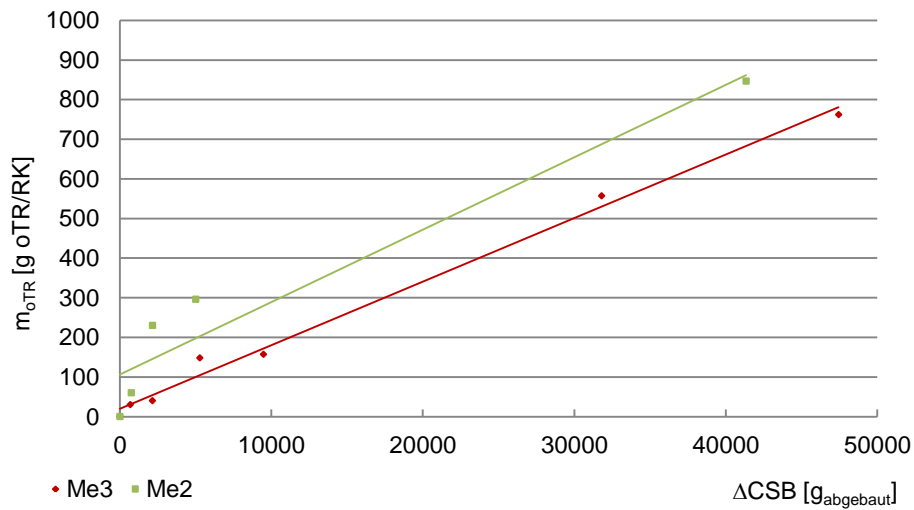
Die Ergebnisse beider Methoden werden in Abbildung 6-59 gegenübergestellt. Die Möglichkeit zur direkten Ermittlung der tatsächlichen Biofilmdicke auf einem Flächenabschnitt ist bei der mikroskopischen Methode vorteilhaft. Jedoch wird die größere Anlagerung von Biomasse in den Verwinklungen bzw. in den engeren Spalten im Inneren der Füllkörper nicht berücksichtigt. Diese Bereiche sind mit Hilfe der mikroskopischen Methode nicht erfassbar, sodass

im Vergleich zur berechneten Methode eine niedrigere Biofilmdicke ermittelt wird. Begrenzt wird die Methode zudem auf eine maximal beobachtbare Dicke von etwa 500  $\mu\text{m}$ , da nicht alle Schichten bei 20-facher Vergrößerung fokussiert werden können. Eine weitere Betrachtung über den 189. Versuchstag hinaus ist daher nicht möglich.

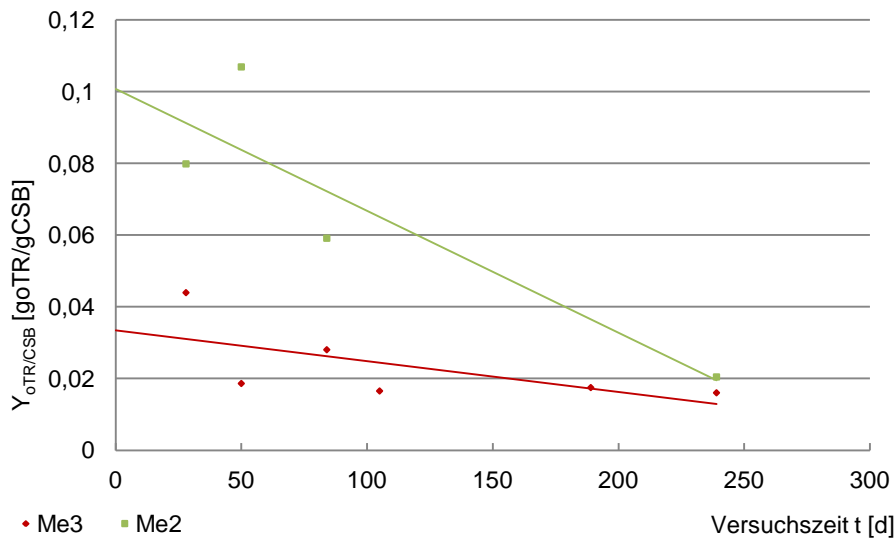


**Abbildung 6-61: Biofilm auf Bioflow 40 nach 49 Versuchstagen in Me3**

Unter Bezug des oTR im Biofilm auf den abgebauten CSB im Versuchszeitraum und unter Annahme, dass der CSB Umsatz nur im Biofilm stattfindet, kann der oTR Ertrag im Reaktor ermittelt und für den jeweiligen Versuchszeitraum dargestellt werden (Abbildung 6-62). Wird der gesamte Versuchszeitraum betrachtet, liegt die oTR-Ertragsrate im überstauten Festbettreaktor bei  $\varnothing 0,024$  goTR/gCSB und im Rieselbettreaktor bei  $\varnothing 0,066$  goTR/gCSB (Anhang G-5 und G-6). Es muss jedoch berücksichtigt werden, dass neben dem Biomasseaufwuchs ggf. auch eine Einlagerung von organischen Verbindungen durch die Substratzufuhr erfolgt. Daher beruht der deutliche Unterschied zwischen den beiden Reaktoren vermutlich nicht auf einer besseren Substratausbeute im Rieselbettreaktor, sondern eher auf der gesteigerten Einlagerung von Schlammteilchen. Es wird deutlich, dass insbesondere im Rieselbettreaktor zu Beginn ein hoher oTR Gehalt pro zu diesem Zeitpunkt umgesetzten CSB auf den Füllkörpern vorlag (Abbildung 6-63). Daher ist der Wert für den letzten Versuchsabschnitt eher repräsentativ. Im Rieselbettreaktor liegt die Ertragsrate bei  $Y_{\text{oTR/CSB}}=0,020$  goTR/gCSB, im überstauten Festbettreaktor bei  $Y_{\text{oTR/CSB}}=0,016$  goTR/gCSB. Beide Systeme sind daher sehr gut vergleichbar.  $Y_{\text{oTR/CSB}}$  für die Methanogenese wird in der Literatur häufig mit einer großen Bandbreite von 0,01-0,06 goTR/gCSB und mit einem Schwerpunkt bei 0,03 goTR/gCSB angegeben (Vgl. Tabelle 3-1). Der hier ermittelte Wert liegt sehr gut in diesem Bereich. Der Anteil substratbedingter Fremdeinlagerung (Substratpartikel) kann an dieser Stelle jedoch nicht abgegrenzt werden.



**Abbildung 6-62: Biomasseeinbau  $m_{oTR}$  im Reaktor im Laufe der Versuchszeit in Abhängigkeit von der abgebauten CSB Masse**



**Abbildung 6-63: Spezifischer Biomassertrag  $Y_{oTR/CSB}$  im Laufe der Versuchszeit**

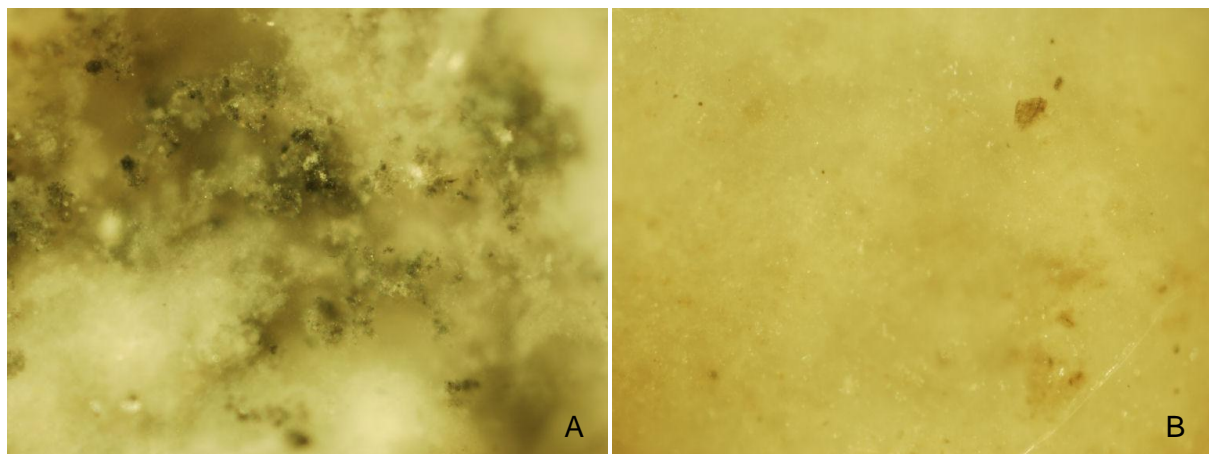
Tabelle 6-5 zeigt die Zusammenfassung der charakteristischen Angaben für den Biofilm in allen Reaktoren zum Versuchsende. Die Biofilmdichte liegt im Bereich von  $\rho_{\text{film}}=0,999-1,154$  gFM/m<sup>3</sup><sub>film</sub>. Dieser Bereich ist vergleichbar mit dem Wert von 1,050 gFM/m<sup>3</sup><sub>film</sub> für anaerobe Biofilme aus unabhängigen Untersuchungen [99]. Für den Rieselbettreaktor Me2 ist sie am größten.

**Tabelle 6-5: Biofilmkennwerte der untersuchten Reaktoren Me2 und Me3 für den 239. Versuchstag nach der Inbetriebnahme und während des Betriebes der bereits angeimpften Reaktoren FB1, RB1 und RB3**

Reaktor	Inbetriebnahme	mittlere Biofilmdicke $d_{\text{film}}$	Biofilmdichte $\rho_{\text{film}}$	Biomassekonzentration $X_{\text{BM}}$	Biomasseertrag <sup>10</sup> $Y_{\text{oTR,CSB}}$
		mm	gFM/m <sup>3</sup> <sub>film</sub>	goTR/cm <sup>3</sup> <sub>film</sub>	goTR/gCSB
Me2	neue Füllkörper	0,604	1,154	0,086	0,020
Me3	neue Füllkörper	0,643	1,078	0,055	0,016
FB1	angeimpfte Füllkörper	0,301	1,050	0,039	-
RB1	angeimpfte Füllkörper	0,191	0,999	0,066	-
RB3	angeimpfte Füllkörper	0,605	1,102	0,048	-

Es wird deutlich, dass auch in den Reaktoren, in denen die gleichen und bereits bewachsenen Füllkörper eingesetzt wurden (RB1, FB1, RB3) eine unterschiedliche Ausprägung und Struktur des Biofilms vorliegen. Als Ursache kann hier die unterschiedliche Substratzusammensetzung und ggf. auch die variierende Rezirkulation herangezogen werden, die zu unterschiedlichen Scherkräften und damit Wachstum und Ablösung des Biofilmes führt.

In Abbildung 6-64 wird dieser Zusammenhang deutlich. Im mit Praxissubstrat betriebenen Reaktor Me3, sind deutlich mehr Fremdpartikel eingelagert (A). Es liegt eine grobkörnige Struktur vor. Im Reaktor RB1 ist eine gleichförmige Verteilung von feineren Partikeln im Biofilm bei gleicher Vergrößerung zu beobachten, der kaum Einlagerungen aufweist.



**Abbildung 6-64: Anaerober Biofilm, A: Substrat Maishydrolysat in Me3 und B: Substrat Essigsäure in RB1, 10-fache Vergrößerung**

<sup>10</sup> letzter Versuchsabschnitt

### 6.6. Die Strömungsverhältnisse im Festbett- und Rieselbettreaktor

In beiden Reaktoren liegen unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeiten vor, die aus dem Reaktorprinzip resultieren. Im Rieselbettreaktor variiert die Fließgeschwindigkeit auch zwischen den verschiedenen Versuchen, da der Rücklaufvolumenstrom variiert wurde.

Das betrachtete Festbett wird durch ein äquivalentes hypothetisches System mit gleichem hydraulischen Durchmesser  $d_{\text{äqu}}$  und gleicher Reaktorhöhe ersetzt (Abbildung 6-65). Mit Hilfe des Lückengrades  $\varepsilon$  im Festbett, der Rezirkulation und unter Berücksichtigung des Biofilmes, sind für jeden Reaktor die äquivalenten Durchmesser berechenbar (Anhang H-1). Die Betrachtung erfolgt für das Ende des Versuchsprogrammes, für den 239. Versuchstag. Mit Gl. 3-22 ergeben sich die Reynold Zahlen nach Tabelle 6-6 und 6-7 sowohl für die überstauten Festbettreaktoren, als auch für die Rieselbettreaktoren. Bewegungen aufgrund von Temperaturgradienten und durch Ausgasen von Biogas werden vernachlässigt.

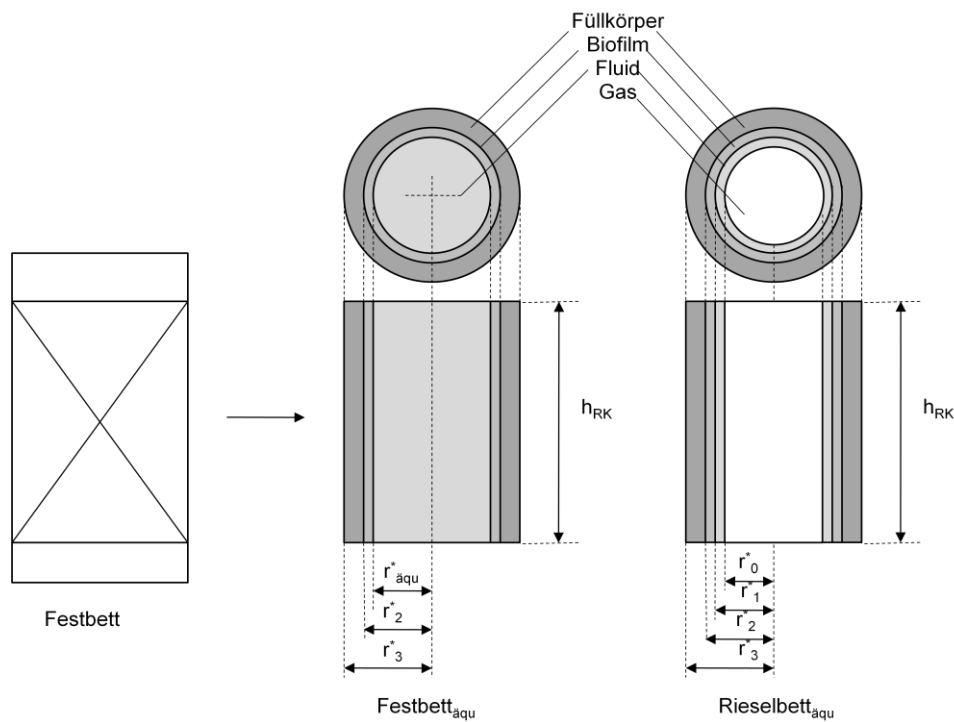


Abbildung 6-65: Geometrische Verhältnisse im hypothetischen System für den überstauten Festbettreaktor und den Rieselbettreaktor

Es gilt:

$$\text{Festbett}_{\text{äqu}}: \quad d_{\text{äqu}} = r_{\text{äqu}}^* \cdot 2 = \sqrt{\frac{A_{\text{RK},\text{äqu}} \cdot 4}{\Pi}} = \sqrt{\frac{(V_{\text{RK}} - V_{\text{FK}} - V_{\text{film}}) \cdot 4}{h_{\text{RK}} \cdot \Pi}} \quad \text{Gl. 6-6}$$

$$\text{Rieselbett}_{\text{äqu}}: \quad d_{\text{äqu}} = (r_2^* - r_1^*) \cdot 2 = \sqrt{\frac{A_{\text{RK},\text{äqu}} \cdot 4}{\Pi}} = \sqrt{\frac{\varepsilon \cdot 4}{h_{\text{RK}} \cdot \Pi}} \quad \text{Gl. 6-7}$$

**Tabelle 6-6: Re Zahl in Abhängigkeit vom Durchfluss im überstauten Festbettreaktor Me3 und FB1**

Reaktor	$h_{RK}$	$d_{äqu}$	$Q_{zu}$	$t=\tau_{fl}$	$v$	$\eta^*_{Wasser,37^\circ C}$	$\rho_{Wasser,37^\circ C}$	$Re_{FB}$
	[m]	[m]	$[m^3/(m^3_{FB}\cdot d)]$	[d]	[m/s]	$[kg/(m\cdot s)]$	$[kg/m^3]$	[-]
Me3 (FB)	0,42	0,39	0,77	78129	5,38 E-06	0,000695	993,32	<b>3,0</b>
FB1 (FB)	0,38	0,27	0,44	156569	2,43 E-06	0,000695	993,32	<b>0,9</b>

**Tabelle 6-7: Re Zahl in Abhängigkeit vom Durchfluss im Rieselbettreaktor Me2, RB1 und RB2**

Reaktor	$h_{RK}$	$d_{äqu}$	RV	$t = R_t$	$V$	$\eta^*_{Wasser,37^\circ C}$	$\rho_{Wasser,37^\circ C}$	$Re_{RB}$
	[m]	[m]	$[m^3/(m^3_{FB}\cdot d)]$	[d]	[m/s]	$[kg/(m\cdot s)]$	$[kg/m^3]$	[-]
Me2 (RB)	0,42	0,034	1,0	4,6	0,0015	0,000695	993,32	<b>74</b>
	0,42	0,051	3,9	4,1	0,0017	0,000695	993,32	<b>124</b>
	0,42	0,060	13,0	2,7	0,0026	0,000695	993,32	<b>222</b>
	0,42	0,067	23,7	1,9	0,0037	0,000695	993,32	<b>353</b>
RB2 (RB)	0,42	0,027	1,0	3,5	0,0019	0,000695	993,32	<b>77</b>
	0,42	0,038	3,9	3,3	0,0021	0,000695	993,32	<b>115</b>
	0,42	0,053	13,0	2,8	0,0025	0,000695	993,32	<b>189</b>
	0,42	0,057	23,7	1,9	0,0036	0,000695	993,32	<b>300</b>

Zwischen dem überstauten Festbettreaktor und dem Rieselbettreaktor liegen deutlich unterschiedliche Re Zahlen vor. Für den Festbettreaktor wurden sehr kleine Re Zahlen ermittelt, da die Fließgeschwindigkeit im überstauten Reaktor sehr gering ist. In den Rieselbettreaktoren liegen in Abhängigkeit von der Rezirkulation unterschiedliche Re Zahlen vor. Den Zusammenhang zeigt Abbildung 6-66. Es wird dennoch der Bereich des laminaren Fließens ( $Re < 2300$ ) nicht verlassen.

Der Einfluss der Strömung auf die Biofilmdicke bzw. Biofilmablösung kann nicht bestimmt werden, da die Durchflüsse in den Versuchen variierten. Der Vergleich zu Untersuchungen der Biofilmablöserate an einem vergleichbaren anaeroben Biofilm in überstauten Festbettreaktoren zeigt, dass mit den vorliegenden Durchflüssen die Ablöserate jedoch sehr niedrig ist [29]. Unter Berücksichtigung des höchsten Durchflusses von  $Q=0,77 m^3/(m^3_{FB}\cdot d)$  und der maximalen Flächenbelastung bei diskontinuierlichem Betrieb im 10-minütigen Zufuhrhythmus (1 Minute Substratzufuhr) von  $Q=0,0022 m^3/(m^3_{FB}\cdot min)$  liegt nach der empirischen Gl. 3-3 ein Biofilmverlust von  $0,00546 kg_{FM}/(m^3_{FB}\cdot d)$  vor. Zudem zeigt der Vergleich der ermittelten Re Zahlen zu den Ergebnissen in [209], dass die Strömung, die einen Biofilmaabriss bewirkt, nicht vorliegt. Der Abriss des Biofilmes mit einer Schichtdicke von 800-1000 $\mu m$  erfolgte erst bei Übergang von laminaren zu turbulenten Verhältnissen ab  $Re > 1800$ .

Bei der Betrachtung des Rieselbettreaktors zeigen sich höhere Scherspannungen, da der Durchfluss pro Flächeneinheit aufgrund der Rezirkulation größer ist. Für die Berechnung der Biofilmverlustrate im anaeroben Rieselbett liegen jedoch noch keine Erfahrungen vor. Da die Biofilmdicke weiter ansteigt (Vgl. Abbildung 6-59), liegt offensichtlich kein Gleichgewicht zwischen Biofilmaufwuchs und Biofilmverlust vor. Der Durchfluss kann weiter erhöht werden.

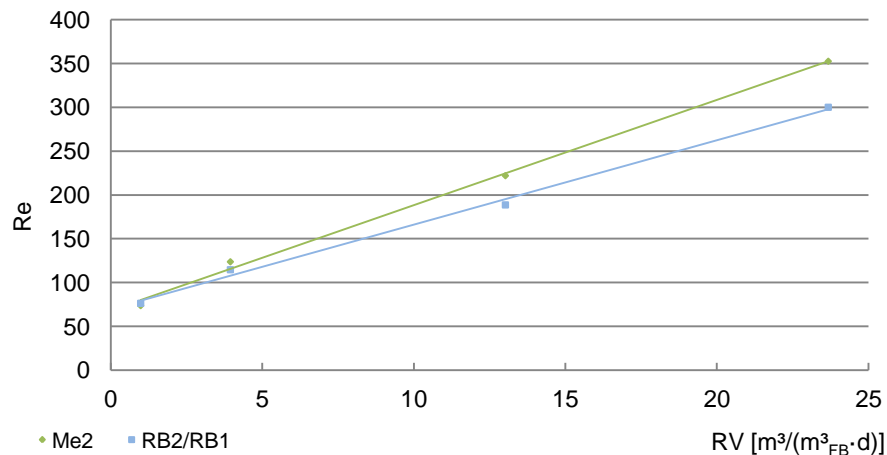


Abbildung 6-66: Re-RV Diagramm für die Rieselbettreaktoren

### 6.7. Der Stoffübergang und die Umsatzlimitierung

In Hinblick auf die Ermittlung des Stoffübergangskoeffizienten  $\beta$ , der den Stoffstrom durch die Transportbarriere der Konzentrationsgrenzschicht beschreibt, lässt sich die Sherwood Zahl als Kennzahl des Stoffüberganges ermitteln. Die Berechnung erfolgt unter Berücksichtigung von  $Sh=f(Re,SC)$  nach Tabelle 3-3 [100]. Es liegt ebenfalls ein Biofilmreaktor unter laminaren Bedingungen vor. Die Tabellen 6-8 und 6-9 zeigen die Ergebnisse für die überstauten Festbettreaktoren und die Rieselbettreaktoren. Als Diffusionskoeffizient wird  $D_{AC}$  für Acetat gewählt. Diese Vereinfachung wird getroffen, da Essigsäure der Hauptbestandteil der Substratlösung (sowohl Modell- als auch Praxissubstrat) ist. Die Ermittlung der Konzentrationsgrenzschicht  $L_{C,i}$  und des Stoffübergangskoeffizienten  $\beta$  erfolgen nach Gl. 3-20 bzw. Gl. 3-17. Es wird deutlich, dass die Rezirkulation in den Rieselbettreaktoren einen wesentlichen Einfluss auf die Rieselfilmdicke und letztlich auch auf die Konzentrationsgrenzschicht  $L_{C,RB}$  hat. Dieser Zusammenhang wurde ebenfalls in [209] und [100] beobachtet. Im Vergleich zum überstauten Festbettreaktor mit  $L_{C,FB}=2724 \mu\text{m}$  wird deutlich, dass die Grenzschicht im Rieselbettreaktor mit  $L_{C,RB}<150 \mu\text{m}$  deutlich dünner ist. Abbildung 6-69 zeigt die Abhängigkeit der Grenzschicht  $L_C$  von der Re Zahl für die Rieselbettreaktoren.

Der Stoffübergangskoeffizient  $\beta$  liegt in den Rieselbettreaktoren im Bereich von  $2 \cdot 10^{-6}$  und  $4 \cdot 10^{-6}$  m/s. Die Abhängigkeit von der Rezirkulation bzw. der damit verbundenen Re Zahl wird in Abbildung 6-68 deutlich. Wie auch in [100] steigt der Stoffübergangskoeffizient mit steigender Re Zahl. Dahingegen liegt im überstauten Festbettreaktor, in dem nur sehr geringe Re Zahlen vorliegen, mit  $6,6 \cdot 10^{-8}$  -  $9,4 \cdot 10^{-8}$  m/s ein nur sehr geringer Stoffübergangskoeffizient vor. Aufgrund der Proportionalität nach Gl. 3-16 ist auch der Stofftransfer  $j$  durch die Konzentrationsgrenzschicht in den Biofilm im Rieselbettreaktor größer als im überstauten Festbettreaktor. Es gilt:

$$L_{C,FB} > L_{C,RB}$$

$$\beta_{FB} < \beta_{RB}$$

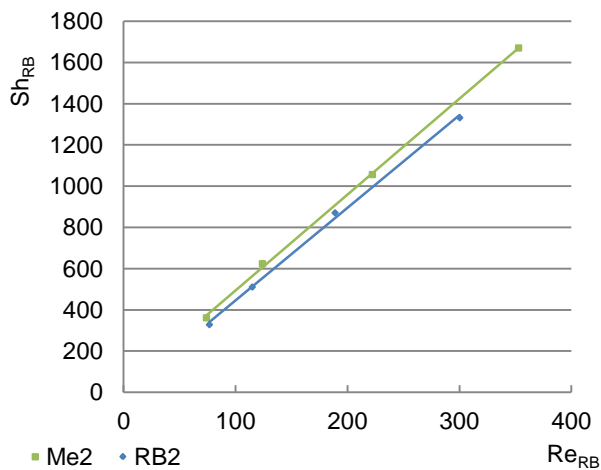
$$j_{FB} < j_{RB}$$

**Tabelle 6-8: Sc, Sh, Lc und β in Abhängigkeit vom Durchfluss in den überstauten Festbettreaktoren Me3 und FB1**

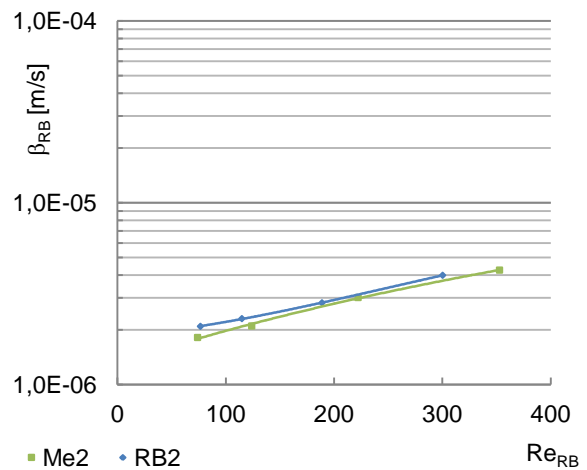
Reaktor	Q <sub>zu</sub> [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	η* <sub>Wasser,37°C</sub> [kg/(m·s)]	ρ <sub>Wasser,37°C</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	D <sub>AC</sub> [m <sup>2</sup> /s]	Sc <sub>FB</sub> [-]	Re <sub>FB</sub> [-]	Sh <sub>FB</sub> [-]	L <sub>C,th,FB</sub> [μm]	L <sub>C,FB</sub> [μm]	β <sub>FB</sub> [m/s]
Me3 (FB)	0,77	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	3,0	<b>216</b>	1816	<b>2724</b>	<b>9,4E-08</b>
FB1 (FB)	0,44	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	0,9	<b>105</b>	2582	<b>3873</b>	<b>6,6E-08</b>

**Tabelle 6-9: Sc, Sh, Lc und β in Abhängigkeit vom Durchfluss in den Rieselbettreaktoren Me2 und RB2**

Reaktor	RV	η* <sub>Wasser,37°C</sub> [kg/(m·s)]	ρ <sub>Wasser,37°C</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	D <sub>AC</sub> [m <sup>2</sup> /s]	Sc <sub>RB</sub> [-]	Re <sub>RB</sub> [-]	Sh <sub>RB</sub> [-]	L <sub>C,th,RB</sub> [μm]	L <sub>C,RB</sub> [μm]	β <sub>RB</sub> [m/s]
Me2 (RB)	1	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	74	<b>361</b>	94	<b>141</b>	<b>1,8E-06</b>
	3,9	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	124	<b>624</b>	81	<b>122</b>	<b>2,1E-06</b>
	13	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	222	<b>1056</b>	57	<b>85</b>	<b>3,0E-06</b>
	23,7	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	353	<b>1670</b>	40	<b>60</b>	<b>4,3E-06</b>
RB2 (RB)	2,7	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	77	<b>328</b>	82	<b>123</b>	<b>2,1E-06</b>
	10,7	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	115	<b>511</b>	74	<b>111</b>	<b>2,3E-06</b>
	32,2	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	189	<b>871</b>	61	<b>91</b>	<b>2,8E-06</b>
	64,5	0,000695	993,32	1,71E-10	<b>4092</b>	300	<b>1331</b>	43	<b>64</b>	<b>4,0E-06</b>

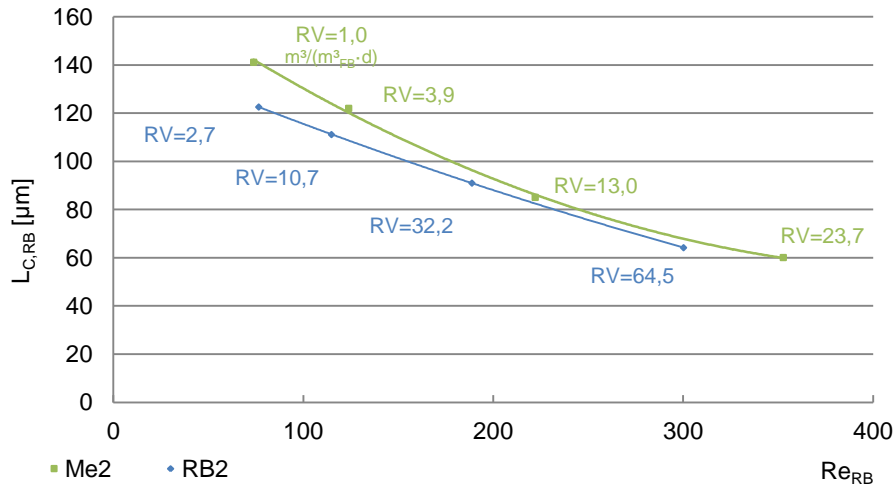


**Abbildung 6-67: Einfluss der Re Zahl auf die Sh Zahl für die Rieselbettreaktoren durch Variation der Rezirkulation**



**Abbildung 6-68: Einfluss der Re Zahl auf den Stoffübergangskoeffizienten in den Rieselbettreaktoren durch Variation der Rezirkulation**





**Abbildung 6-69: Einfluss der Re Zahl auf die Ausbildung der Konzentrationsgrenzschicht  $L_C$  der Rieselbettreaktoren durch Variation der Rezirkulation**

Bei der Umsetzung des gasförmigen Substrates im Rieselbettreaktor RB3 erfolgt die Substratzufuhr nicht direkt über die Flüssigkeit. Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid diffundieren bzw. lösen sich zunächst in der wässrigen Phase. Infolgedessen kommt es zur Ausbildung der Konzentrationsgrenzschicht und zur Umsetzung im Biofilm. Unter Annahme stationärer Verhältnisse kann das Henry Gesetz (Gl. 3-8) angewendet werden, sodass sich der Stoffübergang in die Flüssigphase ermitteln lässt (Anhang H-4). Da in diesem Fall der batch-Betrieb erfolgte, damit die Konzentration von Wasserstoff im Laufe der Versuchszeit sinkt, kann hier die Betrachtung von der maximalen Anfangskonzentration von 80%  $H_2$  bis zum vollständigen Umsatz erfolgen. Im kontinuierlichen Betrieb liegen stationäre Verhältnisse vor. Es ergibt sich jedoch auch hier ein Konzentrationsgefälle über der Reaktorhöhe.

Der Transfer in den Biofilm erfolgt analog zur Betrachtung der Rieselbettreaktoren mit flüssigem Substrat. Es liegt hier ebenso die Abhängigkeit von der Rezirkulation und der Re Zahl vor. Diese wurde jedoch nicht variiert, sodass nur der Diffusionskoeffizient für Wasserstoff in methanogenen Aggregaten berücksichtigt werden muss. Die in Tabelle 6-10 ermittelte Konzentrationsgrenzschicht ist mit 350  $\mu m$  etwas dicker als im Rieselbettreaktor mit flüssigem Substrat, sodass der Stoffübergangskoeffizient geringer ist.

**Tabelle 6-10:  $Sc$ ,  $Re$ ,  $Sh$ -Zahl, sowie die Berechnung der Konzentrationsgrenzschicht  $L_{C, RB}$  und des Stoffübergangskoeffizienten  $\beta$  für Wasserstoff im Rieselbettreaktor RB3**

	$h_{RK}$	$d_{aqu}$	RV	$R_t$	$v$	$\eta^*_{Wasser, 37^\circ C}$	$\rho_{Wasser, 37^\circ C}$	$D_{H_2}$	$Sc_{RB}$	$Re_{RB}$	$Sh_{RB}$	$L_{C, th, RB}$	$L_{C, RB}$	$\beta_{RB}$
	[m]	[m]	$[m^3/(m^3_{FB} \cdot d)]$	[d]	[m/s]	$[kg/(m \cdot s)]$	$[kg/m^3]$	$[m^2/s]$	[-]	[-]	[-]	$[\mu m]$	$[\mu m]$	$[m/s]$
RB3	0,42	0,027	2,7	3,5	0,0019	0,000695	993,32	1,39E-09	503	77	115	233	350	6,0E-06

Mit Hilfe des Thiele Moduls  $\Phi$  kann nach Gl. 3-23 ermittelt werden, ob eine Reaktions- oder Diffusionslimitierung im Biofilm vorliegt. In den Tabellen 6-9 bis 6-10 wird  $\Phi$  für die verwendeten Reaktoren dargestellt. Da die Biofilmdicke einen wesentlichen Einfluss auf den internen Stofftransfer hat, erfolgt für die neu in Betrieb genommenen Reaktoren Me2 und Me3 die Betrachtung zu verschiedenen Zeitpunkten des Versuchszeitraumes. Den erforderlichen

Kennwerten  $\mu_{\max}$ ,  $K_S$ ,  $Y$  zur Ermittlung der maximalen Umsatzrate  $r_{\max}$  bzw. der max. Diffusionsrate liegen die Tabellen 3-2 und 3-3 zugrunde. Die Biomassekonzentration kann für verschiedene Probenahmezeitpunkte ermittelt werden (Anhang G-2 bis G-4). Die Ermittlung der erforderlichen aktiven Biomassekonzentration  $X_a$  ist für die hier betriebenen Versuche nicht möglich. In Anlehnung an [233] kann jedoch mit Hilfe des Aktivitätsverhältnisses  $\xi$  und der Biomassekonzentration  $X$  eine Annäherung erfolgen (Gl. 5-10).

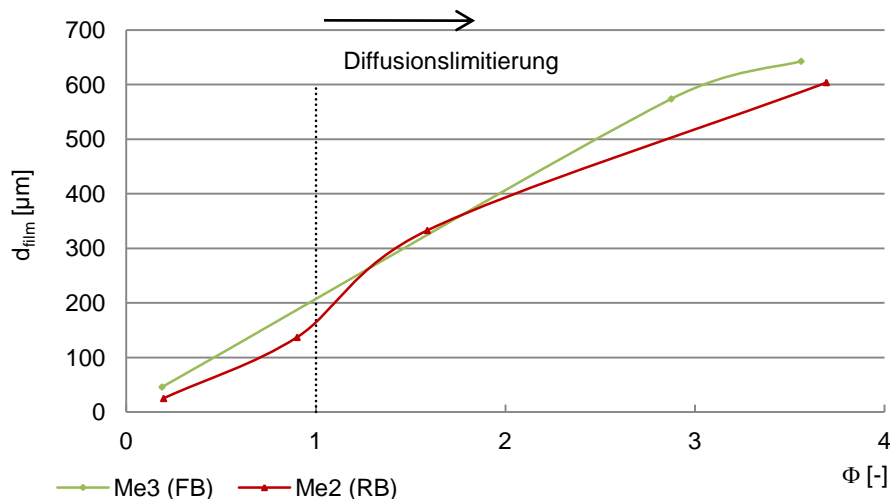
Es wird deutlich, dass mit steigender Biofilmdicke  $d_{\text{film}}$  der Thiele Modul  $\Phi$  in beiden Reaktoren ebenfalls ansteigt. Lediglich zu Beginn, bei einer sehr geringen Biofilmdicke, liegt eine Reaktionslimitierung vor ( $\Phi < 1$ ). An den weiteren Zeitpunkten liegt bei einer höheren Biofilmdicke eine Diffusionslimitierung vor ( $\Phi > 1$ ). Abbildung 6-70 zeigt, dass die Grenze bei  $d_{\text{film}} = 221 \mu\text{m}$  ( $\Phi = 1$ ) liegt. Im Rieselbettreaktor erfolgt die Diffusionslimitierung aufgrund der höheren Biomassedichte auf den Füllkörpern bereits ab einer geringeren Biofilmdicke von  $d_{\text{film}} = 174 \mu\text{m}$ . Dies verdeutlicht, dass die Biofilmdicke kein Maß für die Umsatzleistung eines Reaktors ist und bereits bei einem sehr geringen Biofilmbewuchs ein hoher Umsatz erfolgen kann. Ergebnisse anderer Untersuchungen, in denen bereits nach einer kurzen Einfahrzeit eine hohe Leistungsfähigkeit erreicht wurde, werden zugleich bestätigt.

**Tabelle 6-11: Abgrenzung der Limitierung zu verschiedenen Versuchszeitpunkten im überstauten Festbettreaktor Me3**

Probe	Tag	$\mu_{\max}$	$D_{AC}$	$d_{\text{film}}$	$X$	$\xi$	$X_a$	$Y$	$K_S$	$r_{\max}$	$\Phi$	Limitierung durch
Reaktor		[1/d]	[m <sup>2</sup> /d]	[ $\mu\text{m}$ ]	[goTR/m <sup>3</sup> <sub>film</sub> ]	[-]	[goTR/m <sup>3</sup> <sub>film</sub> ]	[goTR/gCSB]	[g/m <sup>3</sup> ]	[gCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[-]	
Me3 II	49	0,4	1,48E-05	<b>46</b>	30224	0,041	1239	0,04	50	12392	<b>0,2</b>	Reaktion
Me3 VI	189	0,4	1,48E-05	<b>574</b>	45218	0,041	1854	0,04	50	18539	<b>2,9</b>	Diffusion
Me3 VII	239	0,4	1,48E-05	<b>643</b>	55260	0,041	2266	0,04	50	22656	<b>3,6</b>	Diffusion
		0,4	1,48E-05	<b>221</b>	37002	0,041	1517	0,04	50	15171	<b>1,0</b>	Grenze (th.)

**Tabelle 6-12: Abgrenzung der Limitierung zu verschiedenen Versuchszeitpunkten im Rieselbettreaktor Me2**

Probe	Tag	$\mu_{\max}$	$D_{AC}, D_{H_2}$	$d_{\text{film}}$	$X$	$\xi$	$X_a$	$Y$	$K_S$	$r_{\max}$	$\Phi$	Limitierung durch
Reaktor		[1/d]	[m <sup>2</sup> /d]	[ $\mu\text{m}$ ]	[goTR/m <sup>3</sup> <sub>film</sub> ]	[-]	[goTR/m <sup>3</sup> <sub>film</sub> ]	[goTR/gCSB]	[g/m <sup>3</sup> ]	[gCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[-]	
Me2 I	28	0,4	1,48E-05	<b>25</b>	111677	0,041	4592	0,04	50	45920	<b>0,20</b>	Reaktion
Me2 II	49	0,4	1,48E-05	<b>137</b>	78295	0,041	3198	0,04	50	31980	<b>0,90</b>	Reaktion
Me2 III	84	0,4	1,48E-05	<b>333</b>	41479	0,041	1681	0,04	50	16810	<b>1,59</b>	Diffusion
Me2 VII	239	0,4	1,48E-05	<b>604</b>	67403	0,041	2764	0,04	50	27635	<b>3,69</b>	Diffusion
		0,4	1,48E-05	<b>174</b>	59500	0,041	2440	0,04	50	24395	<b>1,00</b>	Grenze (th.)

Abbildung 6-70:  $d_{\text{film}}-\Phi$  Diagramm und Umsatzlimitierung

Die Betrachtung kann ebenfalls für die Reaktoren mit dem Modellsubstrat FB1 und RB1 erfolgen. Tabelle 6-13 zeigt die Limitierung bei Einsatz der vollständig angeimpften Füllkörper jeweils zum Ende der Versuchszeit. Zu diesem Zeitpunkt liegt ebenfalls eine Diffusionslimitierung vor.

Beim Einsatz von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid in RB3 liegt trotz höherem Diffusionskoeffizienten eine Diffusionslimitierung vor. Die Ursache liegt in der höheren maximalen spezifischen Wachstumsrate  $\mu_{\text{max}}$  und im sehr kleinen Halbsättigungswert  $K_S$  der hydrogenotrophen Methanogenese.

Tabelle 6-13: Abgrenzung der Limitierung in den Reaktoren mit angeimpften Füllkörpern zum Ende des Versuchsbetriebes

Probe	$\mu_{\text{max}}$	$D_{\text{AC}}, D_{\text{H}_2}$	$d_{\text{film}}$	X	$\xi$	$X_a$	Y	$K_S$	$r_{\text{max}}$	$\Phi$	Limitierung durch
Reaktor	[1/d]	[m <sup>2</sup> /d]	[µm]	[goTR/m <sup>3</sup> film]	[-]	[goTR/m <sup>3</sup> film]	[goTR/gCSB]	[g/m <sup>3</sup> ]	[gCSB/(m <sup>3</sup> FB·d)]	[-]	
RB1 VII	0,4	1,48E-05	191	66275	0,041	2717	0,04	50	27173	1,2	Diffusion
FB1 VII	0,4	1,48E-05	301	38998	0,041	1599	0,04	50	15989	1,4	Diffusion
RB3 VII	0,5	1,20E-04	605	47675	0,041	1955	0,045	0,1	21719	25,7	Diffusion

Die Art der Limitierung in anaeroben Biofilmen in Abhängigkeit von der Biofilmdicke ist in der Literatur höchst unterschiedlich beschrieben. Es wird angenommen, dass immer eine Diffusionslimitierung vorliegt, da der Transport der gasförmigen Produkte stets zu einer Störung des ungehinderten Stofftransportes führt. HENZE und HARREMOES bestimmten eine Biofilmdicke von 1000 µm, ab der eine Diffusionslimitierung eintritt [173]. Nach WILLIAMSON und MCCARTY liegt in anaeroben Biofilmen überhaupt keine Diffusionslimitierung vor [96]. Die kinetischen Parameter wie  $\mu_{\text{max}}$ ,  $K_S$ , Y und die aktive Biomassekonzentration  $X_a$  unterliegen einem Schwankungsbereich, der je nach vorliegendem Substrat, Aufwuchsmedium, vor-

herrschenden Strömungsgeschwindigkeiten und sich daraus ableitenden mikrobiologischen Verhältnissen vorliegt. Zudem erfolgt eine Durchmischung auf Mikroebene durch die Bildung und Abfuhr von Methan und Kohlenstoffdioxid im Biofilm, die in der bisherigen Betrachtung nicht berücksichtigt wurde. Daher kann ein höherer Anteil der Diffusion bzw. Konvektion vorliegen.

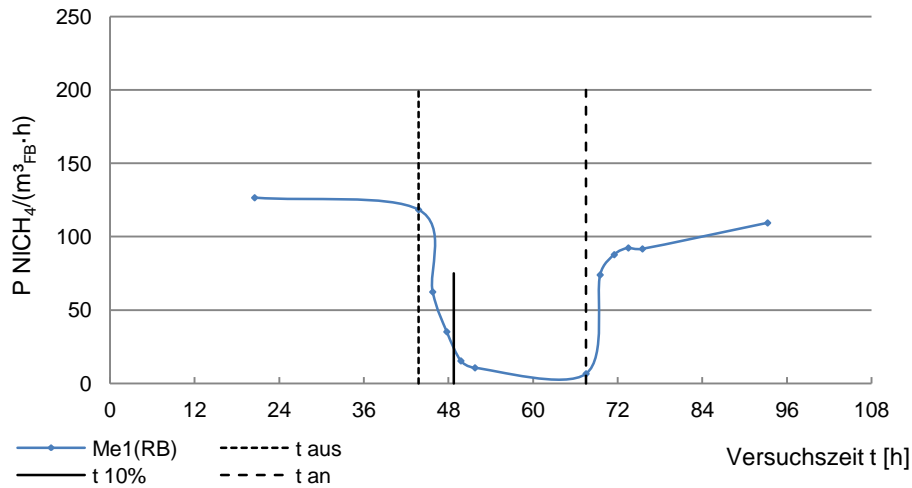
## 6.8. Dynamik der Gasproduktion

In Hinblick auf eine mögliche Steuerbarkeit der Methanproduktion im Fermenter, soll die Wirkung eines Abschaltens der Substratzufuhr beobachtet werden. Sowohl für den überstauten Festbettreaktor als auch für den Rieselbettreaktor wurde in Versuch V8 jeweils die Substratzufuhr am 4. Versuchstag zum Zeitpunkt einer hohen Raumbeladung von  $b_R=10,6-10,7 \text{ kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  unterbrochen und der zeitliche Verlauf der Gasproduktion aufgenommen. In beiden Reaktoren ist innerhalb weniger Stunden eine starke Abnahme der Gasproduktion zu beobachten (Abbildung 6-71 und 6-72). Der Zeitraum, indem die Methanproduktivität  $P$  10 % der ursprünglichen erreicht, liegt im überstauten Festbettreaktor bei 3,46 h und im Rieselbettreaktor bei 5,03 h. Die Werte für den Festbettreaktor korrelieren sehr gut mit den Ergebnissen vergleichbarer Untersuchungen [129][134].

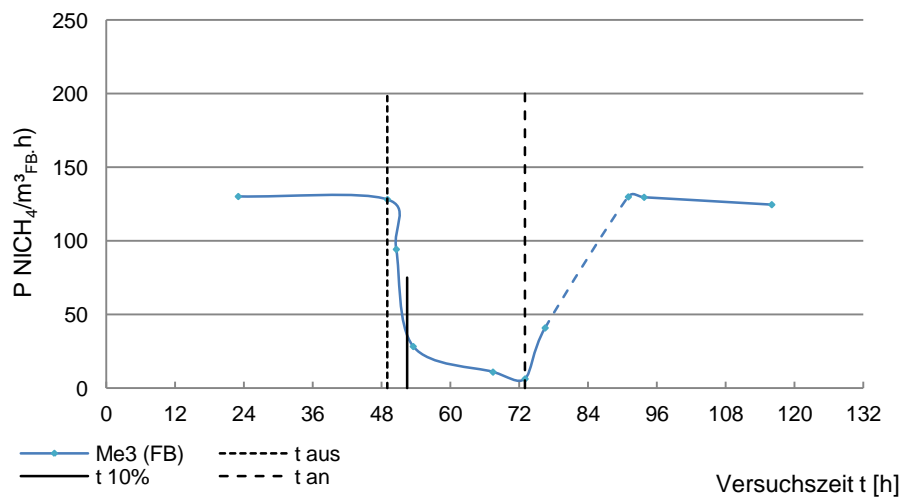
Die Vermutung einer schnelleren Reduzierung der Gasproduktion im Rieselbett aufgrund des geringeren Flüssigkeitsvolumens konnte nicht bestätigt werden. Die mögliche Ursache dieses etwas längeren Zeitraumes im Rieselbettreaktor könnte das höhere Konzentrationsniveau aufgrund des geringen Flüssigkeitsvolumens sein. Die CSB Konzentration im Rieselbettreaktor lag direkt nach der Unterbrechung der Substratzufuhr bei 4800 mgCSB/l und sank bis zum Wiedereinschalten auf 2800 mgCSB/l. Im überstauten Festbettreaktor lagen mit 1275-1310 mgCSB/l<sup>11</sup> deutlich geringere CSB Konzentrationen vor.

Im Rieselbettreaktor kann diese Möglichkeit der Steuerbarkeit jedoch dadurch erhöht werden, dass neben der Substratzugabe ebenfalls die Rezirkulation unterbrochen wird. Dadurch wird der Kontakt zwischen Substrat und Biofilm unterbrochen. Dies ist im überstauten Festbettreaktor nicht möglich. Im Rieselbettreaktor sollte daher deutlich schneller eine Reduzierung der Gasproduktion eintreten. Lediglich der Abbau durch die suspendierte Biomasse erfolgt weiterhin im Speicher. Dieser Anteil ist jedoch gering.

<sup>11</sup> lediglich Ablaufwerte aufgrund des Konzentrationsprofils



**Abbildung 6-71: Steuerbarkeit der Methanproduktion im Rieseltbettreaktor Me2, 4. Versuchstag,  $b_R=10,6 \text{ kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$**



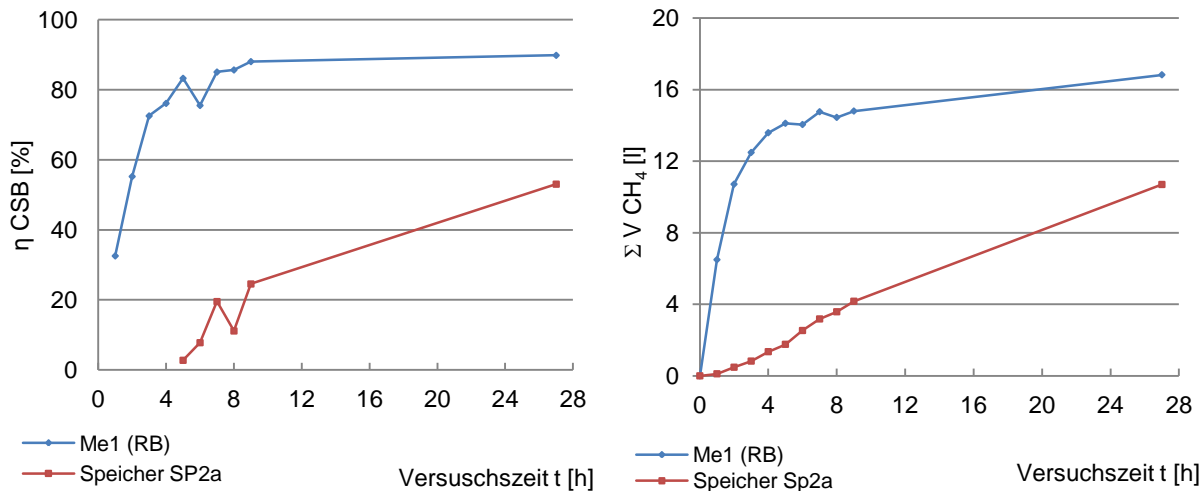
**Abbildung 6-72: Steuerbarkeit der Methanproduktion im überstauten Festbettreaktor Me3, 4. Versuchstag,  $b_R=10,7\text{kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$**

### 6.9. Umsatz durch fixierte und suspendierte Biomasse

Die Substratumsetzung erfolgt durch die Methanogenen, die vornehmlich im Biofilm immobilisiert sind ( $\sigma\text{TR}_{\text{film}} \approx 10 \text{ Ma}\%$ ). Es liegt jedoch auch suspendierte Biomasse in der Prozessflüssigkeit vor ( $\sigma\text{TR}_{\text{susp}} < 0,3 \text{ Ma}\%$ ). Der jeweilige Anteil der Methanproduktion und die Umsatzgeschwindigkeit kann im Rieseltbettreaktor ermittelt werden, da die differenzierte Betrachtung der Methanbildung im Biofilm und in der Suspension möglich ist. Mit diesem Ziel erfolgte ein gesonderter Versuch.

Dem Rieseltbettreaktor mit einem Festbettvolumen von  $V_{\text{FB}}=0,078\text{m}^3_{\text{FB}}$ , einer Rezirkulation von  $\text{RV}=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  und einem internen Prozesswasservolumen von  $V_{\text{fl}}=0,256 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$  wurden 39 gCSB (Maishydrolysat) zugeführt. Die gleiche Menge wurde dem Speicher SP2a

zugeführt, der ein Prozesswasservolumen von  $V_{fl}=0,83 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ , einschließlich der suspendierten Biomasse, vorhält. Es wurden die Gasbildung und der CSB-Abbau beobachtet (Abbildung 6-73). Innerhalb von 4 Stunden wurde im Rieselbett bereits ein Abbau von über 80 % erreicht. Zu diesem Zeitpunkt lag in der Suspension lediglich ein CSB-Abbau von 5 % vor. Ursache ist hier die deutlich geringere Mikroorganismendichte im Prozesswasser. Damit ist noch einmal der Nachweis erbracht, dass der Kontakt zum Biofilm entscheidend für die Abbauleistung im System ist. Die Methanproduktion bestätigt diesen Zusammenhang.



**Abbildung 6-73: A: CSB Abbaugrad und B: kumulative Methanproduktion im Rieselbettreaktor (Festbett) und in der suspendierten Prozessflüssigkeit im Speicher**

Zusätzlich kann eine Auswertung der Versuche V4-V9 mit Praxissubstrat in Me2 erfolgen. Abbildung 6-74 zeigt normiert den Anteil der Methanbildung im Speicher SP2a und im Rieselbettreaktor. In diesen Versuchen liegt eine höhere Raumbeladung vor. Es erfolgte eine Methanbildung von ca. 75-87 % im Rieselbett. Dieser Schwankungsbereich ergibt sich durch die unterschiedlichen Versuchseinstellungen, da z.T. eine Kurzschlussströmung im Rieselbettreaktor vorlag. Es besteht ein linearer Zusammenhang zwischen der Methanbildung im Rieselbett und der eingestellten Kontaktzeit  $C_t$  des Substrates mit dem Biofilm (Abbildung 6-75).

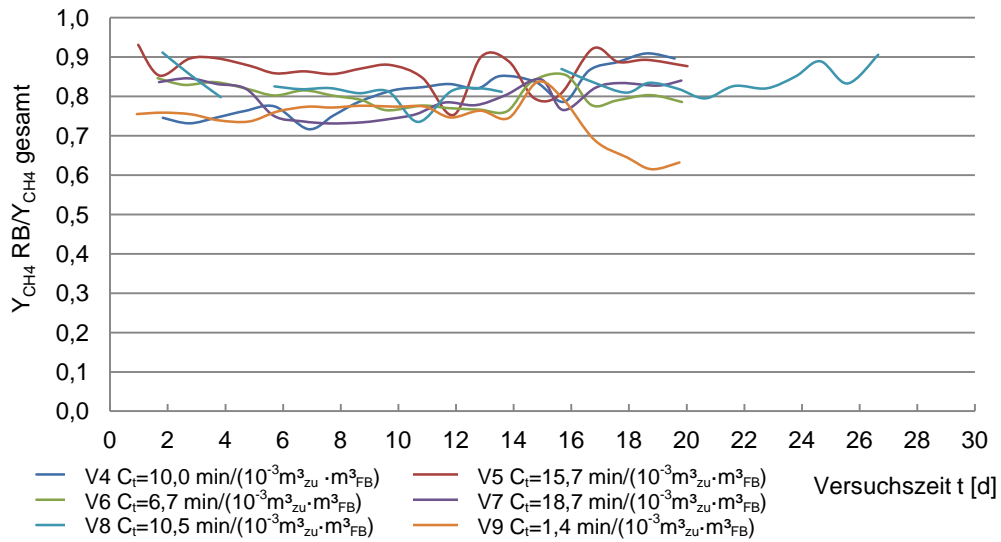


Abbildung 6-74: Normierter Methanertrag im Rieselbettreaktor Me2, anteilig an der Gesamtproduktion

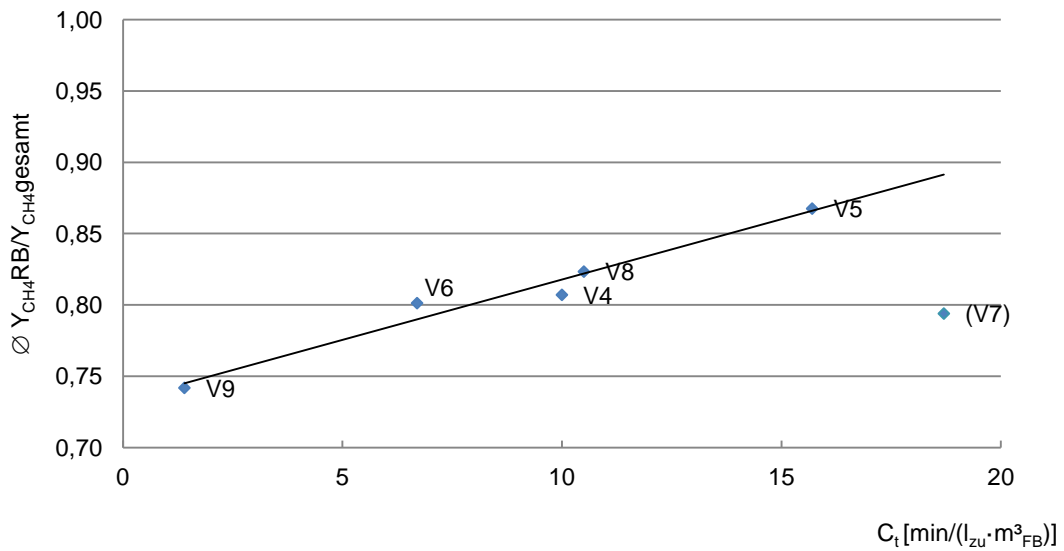


Abbildung 6-75: Linearer Zusammenhang zwischen Kontaktzeit C<sub>t</sub> und Methanbildungsanteil im Rieselbettreaktor

### 6.10. Entwicklung der fixierten hydrogenotrophen und acetoklastischen methanogenen Archaeen

Die Inbetriebnahme des überstauten Festbettreaktors Me3 und des Rieselbettreaktors Me2 erfolgte mit Umwälzschlamm der örtlichen Kläranlage. Die Bestimmung der methanogenen Population erfolgte durch Untersuchungen der Probe 1 am Versuchstag 0. Im Laufe der Versuchszeit erfolgte neben der Biofilmbestimmung ebenfalls eine mikrobiologische Auswertung.

Die Entwicklung der Gesamtarchaeenpopulation innerhalb des Versuchszeitraumes wurde durch die FISH-Sonde ARCH915 verfolgt [229]. Die Abbildungen 6-76 bis 6-80 zeigen die ausgewerteten Proben für den Impfschlamm, den Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3 für den 49. und 126. Versuchstag exemplarisch. Im Vergleich zu DAPI (B) wird der Anteil der Archaeen (A) deutlich.

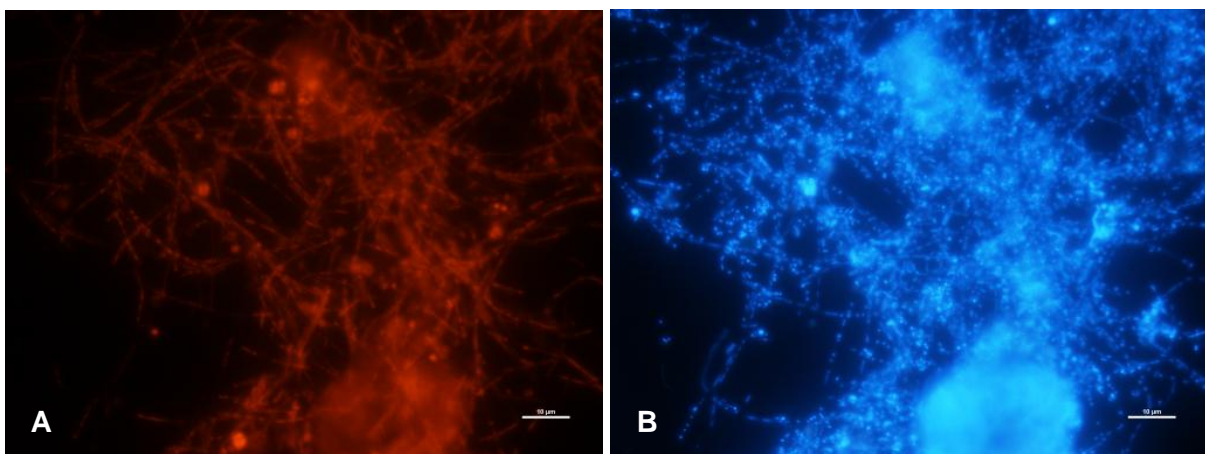


Abbildung 6-76: Gesamtarchaeenpopulation des Animpfslammes am Versuchstag 0, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)

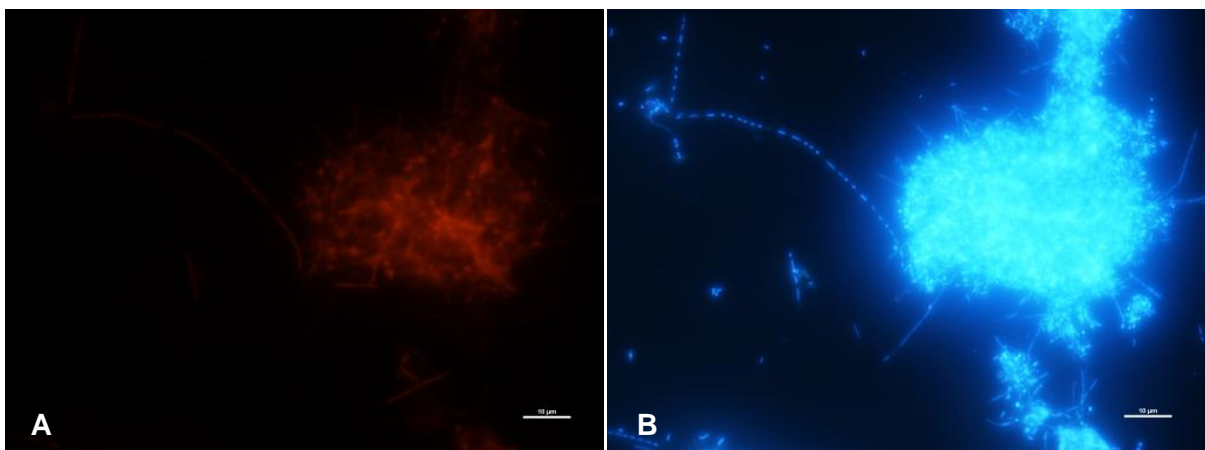


Abbildung 6-77: Gesamtarchaeenpopulation des Rieselbettreaktor Me2 am 49. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)



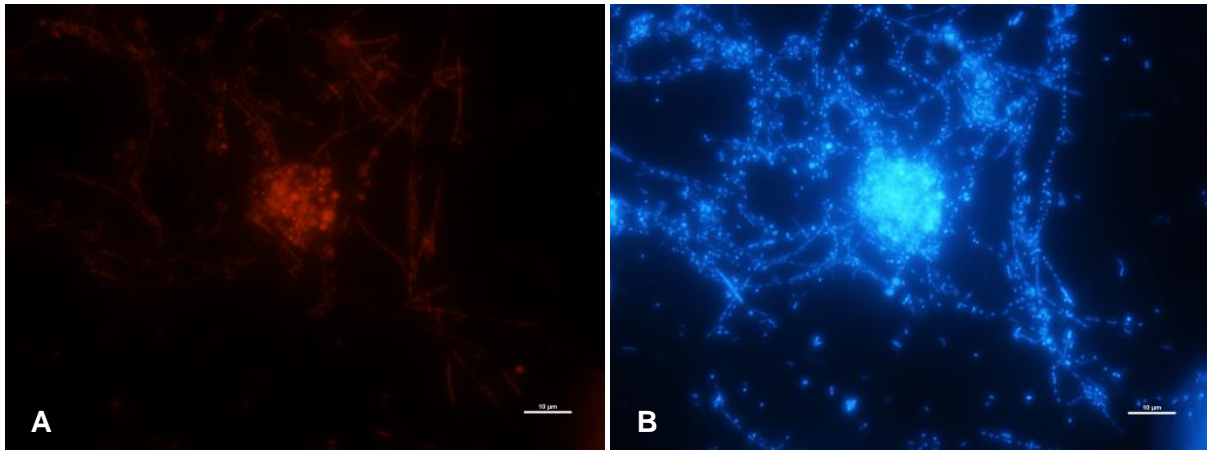


Abbildung 6-78: Gesamtarchaenpopulation des überstauten Festbettreaktors am 49. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)

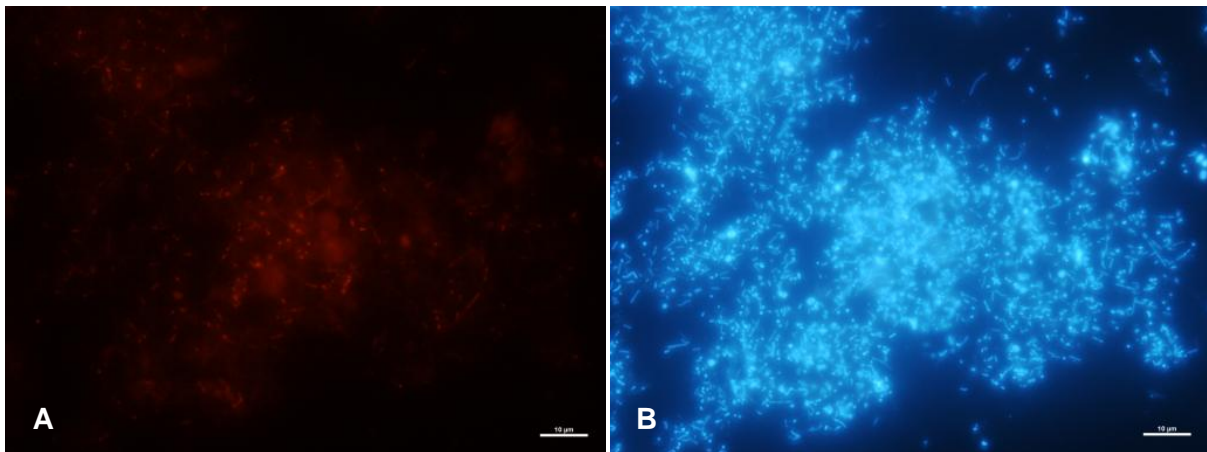


Abbildung 6-79: Gesamtarchaenpopulation des Rieselbettreaktor Me2 am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)

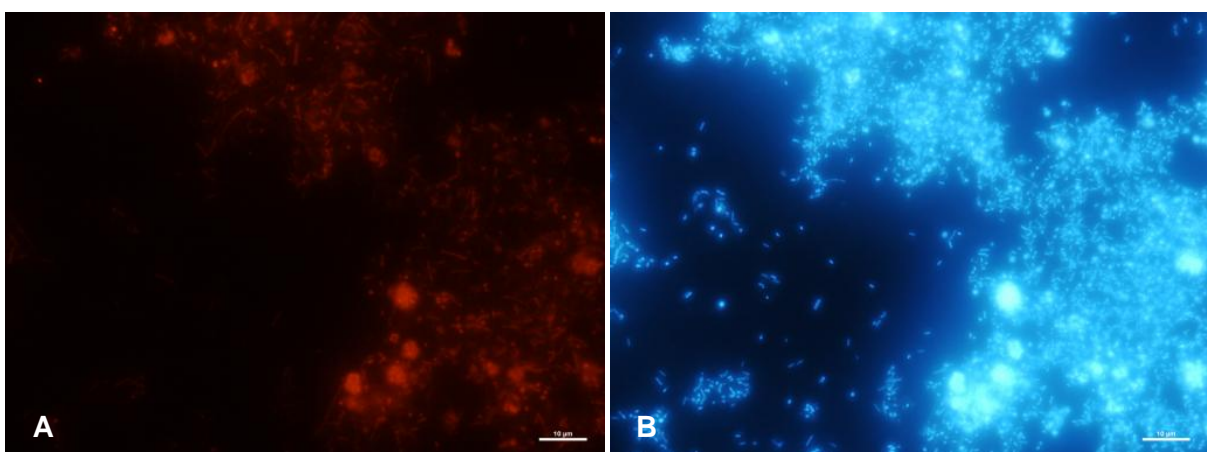
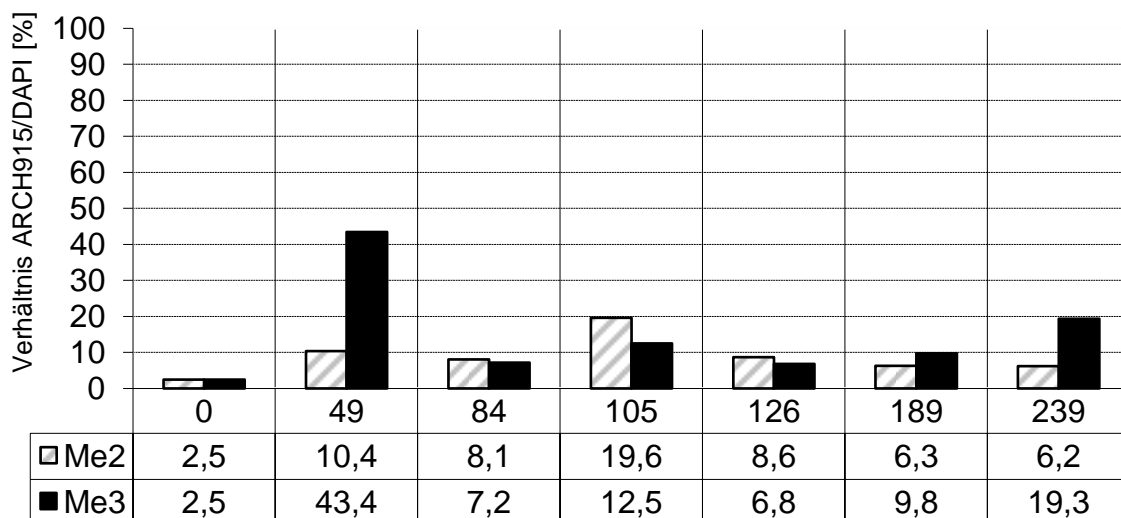


Abbildung 6-80: Gesamtarchaenpopulation des überstauten Festbettreaktors am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)

Das prozentuale Verhältnis der Intensitäten der FISH-Sonde zu DAPI zeigt deutliche Veränderungen im Zeitverlauf sowohl im Festbettreaktor Me3 als auch im Rieselbettreaktor Me2 (Abbildung 6-81). Im Laufe der Versuchszeit kam es sowohl in Me2 als auch in Me3 im Vergleich zum Animpfslamm zu einem Anstieg der Intensitäten des Sondersignals. Offenbar führte der Reaktorbetrieb zu einer anteiligen Zunahme der Archaeenpopulation im Biofilm. Der alternative Schluss, nämlich die Verringerung der anderen Mikroorganismen aufgrund der anaeroben Verhältnisse und der Verringerung der Zellzahl die durch DAPI erfasst wird, kann nur bedingt herangezogen werden, da der eingesetzte Animpfslamm bereits gut an die anaeroben Verhältnisse angepasst sein sollte. Ursächlich kann jedoch das veränderte Substratspektrum sein.

Im weiteren Versuchsverlauf wird deutlich, dass in Me2 und Me3 eine unterschiedliche Entwicklung sowohl des Anteils an DAPI als auch im direkten Vergleich der Reaktoren zueinander stattfand. Auf einem Anstieg des Archaeen/DAPI Anteils von 2,5 % auf 12,5 % bzw. 19,6% (Versuchstag 105) folgt kein weiterer Anstieg sondern eine geringfügige Verringerung des Archaeenanteils bis zum Versuchsende am 239. Versuchstag. Die Bestimmung von 43,4 % in Me3 am 49. Versuchstag lässt auf einen fehlerhaften Wert schließen, da solch eine hohe Konzentration in Umweltproben noch nicht beobachtet wurde.

KLOCKE et. al zeigten, dass im anaeroben Biofilm auf vergleichbaren Trägerkörpern ein Verhältnis von Bakterien zu Archaeen von 8:1 bis 3:1 vorliegt [111]. Somit besteht eine gute Übereinstimmung der in dieser Untersuchung ermittelten Werte. Auch aus den Untersuchungen von LEBUHN et al. ging hervor, dass das Vorhandensein und die Zusammensetzung von Methanogenen stark von der Betriebsweise der Reaktoren und der Raumbeladung abhängt [174]. Es wurde häufig ein Wechsel der Population im Laufe eines längeren Betriebes der Reaktoren beobachtet.



**Abbildung 6-81: Gesamtarchaeenpopulation im Rieselbettreaktor Me2 und im überstauten Festbettreaktor Me3**

Die Entwicklung der einzelnen methanogenen Spezies in Me2 und Me3 variiert im Lauf der Versuchszeit. Unabhängig von der Substratzugabe, dem Reaktortyp und dem Betriebszeitraum traten stets z.T. starke Schwankungen der Archaeenzusammensetzung, d.h. der ermittelten Spezies, auf (Anhang H-6 und H-7). Die Anteile der jeweiligen Spezies variieren zwi-

schen den einzelnen Versuchszeitpunkten z.T. sehr stark, sodass zu unterschiedlichen Zeitpunkten eine andere Spezies dominiert. Die Vermutung, dass sich eine Spezies als dominant herausstellen würde konnte nicht bestätigt werden.

Lediglich die hydrogenotrophen *Methanococcaceae* (hybridisiert mit MG1109) zeigen in Me2 eine konstante Zunahme bis zum 126. Versuchstag. Für diesen Trend kann als Ursache der energetische Vorteil des hydrogenotrophen Stoffwechsels gegenüber dem acetoklastischen herangezogen werden [199][195]. Es wurde auch in anderen Untersuchungen in Biogasanlagen beobachtet, dass die Hydrogenotrophen bei steigender Raumbeladung zunehmen [175][176]. Zum Ende des Versuchszeitraumes liegt jedoch wiederum ein geringerer Anteil vor. Bis auf diese Ausnahme konnte keine weitere Entwicklung innerhalb der Archaeenpopulation festgestellt werden.

Es wird daher deutlich, dass sowohl die acetoklastischen als auch hydrogenotrophen Methanogene vorliegen. Dies ist insofern nachvollziehbar, da sich die Substratzusammensetzung im Laufe der einzelnen Versuche durch die Abfolge des Abbaus der leicht bis schwer abbaubaren Verbindungen ändert. Neben der Zusammensetzung sinkt die Raumbeladung innerhalb eines Versuches, bzw. steigt im Laufe der Gesamtversuchszeit. Es liegen zu verschiedenen Zeitpunkten unterschiedliche Bedingungen vor, sodass für eine Vielzahl von Populationen ein günstiges Milieu vorliegt. Dies wird als mögliche Ursache in [177] bestätigt bzw. in [229] weitergehend diskutiert.

Entgegen der bisher vorherrschenden Lehrbuchmeinung wurde in den letzten Jahren die starke Dominanz der hydrogenotrophen Methanogene in Biogasanlagen festgestellt [166][195]. *Methanosaeta* als Vertreter der acetoklastischen Methanbildner wurde beispielsweise in nur 6 von 10 klassischen Biogasanlagen zu einem geringeren Anteil ermittelt [195]. Die in dieser Arbeit untersuchten Reaktoren wiesen im untersuchten Beobachtungszeitraum die *methanosaeta spp.* (mit FISH Sonde MX825 hybridisiert) im gleichem Maße wie die anderen Spezies auf (Abbildung 6-82 und 6-83) (Anhang H-6 und H-7). Den größeren Anteil nimmt dennoch die Summe der Spezies ein, die den hydrogenotrophen Pfad bevorzugen bzw. beide Stoffwechsel verfolgen können. Zudem müssen in diesem Zusammenhang die Raumbeladung, die Zusammensetzung der organischen Säuren und die Gesamt-Ammoniumkonzentration, als die auf die Diversität der Methanogenen Einfluss nehmenden Faktoren, berücksichtigt werden [195].

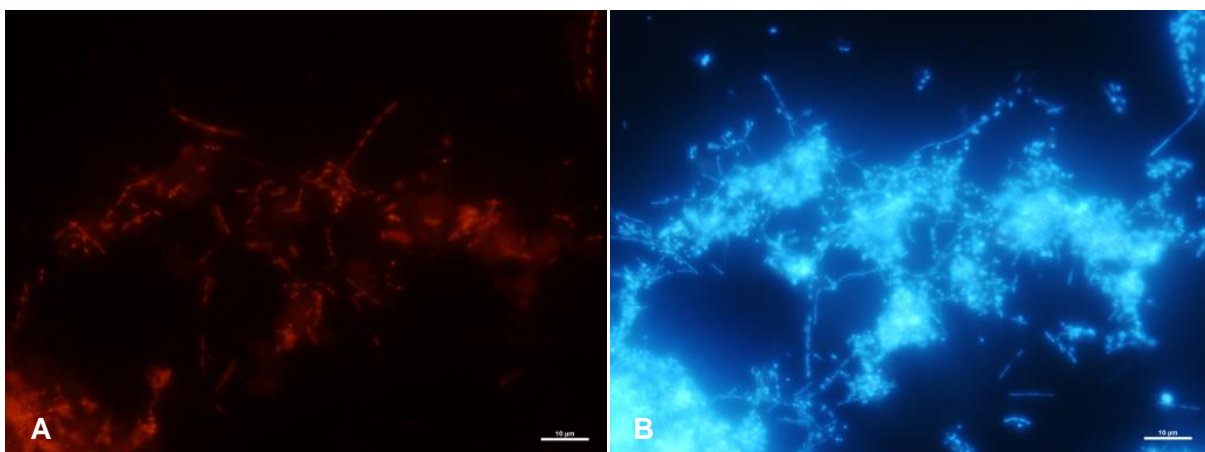
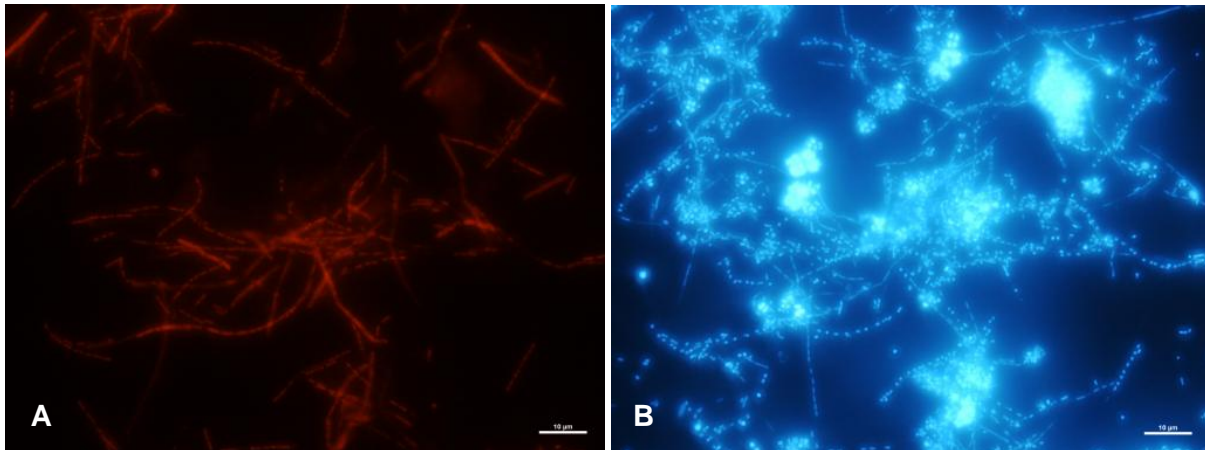


Abbildung 6-82: *methanosaeta spp.* in Rieselbettreaktor Me2 am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde MX825 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)



**Abbildung 6-83:** *methanosaeta* spp. im überstauten Festbettreaktor Me3 am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde MX825 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal)

Die Vermutung, dass sich bei Zugabe bei Acetat bzw. Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid eine dominante Population ausbildet, konnte nicht bestätigt werden. In den Versuchen im überstauten Festbettreaktor FB1 und im Rieselbettreaktor RB1, die lediglich mit Acetat betrieben wurden, konnte festgestellt werden, dass alle untersuchten Spezies, sowohl die hydrogenotrophen als auch die acetoklastischen Methanogene vorlagen (Anhang H-8). Die Annahme, dass neben der schlichten Präsenz auch eine Aktivität vorliegt, zeigt, dass die hydrogenotrophen Methanogenen ihren Stoffwechsel auf die Verwertung von Acetat „umgestellt“ haben müssen. Alternativ bietet sich die mögliche Erklärung durch die syntrophe Acetat-Oxidation (Vgl. Kapitel 4.1.). Über diese Umsatzreaktion kann der Pfad Acetat-Wasserstoff-Methan erfolgen, sodass auch bei Zugabe von Acetat, Wasserstoff zur Methanbildung zur Verfügung steht.

Die Zusammensetzung der Population im Rieselbettreaktor RB3, der lediglich mit Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid betrieben wurde, zeigt ebenso eine breite Vielfalt der Spezies (Anhang H-8). Neben den zu erwartenden hydrogenotrophen konnten ebenso die acetoklastischen Methanogene bestimmt werden. Es bleibt offen, inwieweit hier eine tatsächliche Aktivität vorliegt oder der homoacetogene Weg der Anaerobier erfolgt, wobei Kohlenstoffdioxid zu Acetat reduziert wird (Gl. 4-6).

In Hinblick auf die Ergebnisse muss die Wahl der Bestimmungsmethode berücksichtigt werden. Das FISH Signal lässt nicht auf die Aktivität der einzelnen Vertreter schließen. Es gibt nur einen Überblick über die Qualität und eingeschränkt über die Quantität der Population im Biogasreaktor wider. Insbesondere muss die Frage der tatsächlichen Aktivität eingehend betrachtet werden. Für zukünftige Untersuchungen werden daher neuartige Bestimmungstechniken wie beispielsweise die direkte Proteinbestimmung durch die Metaproteomik erforderlich [171].

## 7. Zusammenfassung

Die Anwendung anaerober Biofilme zur Umsetzung organischer Substrate zu Biogas bietet viele Vorteile. Durch die Immobilisierung der Methanogene im System können kurze Verweilzeiten unter hohen Raumbeladungen in diesen sogenannten Hochleistungsfestbettreaktoren ermöglicht werden. Mittlerweile finden sie recht erfolgreich in der Praxis im Rahmen verschiedener, meist zweistufiger Verfahren eine Anwendung. Das Prinzip eines Rieselbettreaktors in der Methanstufe ist bislang unbekannt. In dieser Arbeit konnte gezeigt werden, dass sich der vorgeschlagene Aufbau eines Rieselbettreaktors im Rahmen eines zweistufigen Verfahrens zur Methanisierung flüssiger und gasförmiger organischer Substrate eignet.

Der direkte Vergleich zwischen den batch-Versuchen mit dem Praxissubstrat im überstauten Festbettreaktor und im Rieselbettreaktor zeigt, dass beide Prinzipien für die Umsetzung des Maishydrolysates geeignet sind. Die pH-Werte im Ablauf liegen über 7,0, die Methankonzentration im Biogas ist jeweils über 70 Vol%. Bis zu den hohen Raumbeladungen von  $b_R=10-12 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  wird der theoretische Wert der spezifischen Methanproduktion von  $P=3,5-4 \text{ Nm}^3\text{CH}_4/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  erreicht. Im Rieselbettreaktor liegt jedoch eine geringere Methanproduktion von  $P=3,0 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  vor. Der Unterschied zwischen den beiden Reaktorprinzipien ist durch die teilweise auftretende Kurzschlussströmung bei hohen Raumbeladungen im Rieselbettreaktor zu begründen.

Im eingefahrenen Betriebszustandes lag der Methanertrag  $Y_{\text{OTR},\Sigma}$  im Rieselbettreaktor zwischen 231-275  $\text{NiCH}_4/\text{kgO}_2\text{TR}$  und im überstauten Festbettreaktor zwischen 246-270  $\text{NiCH}_4/\text{kgO}_2\text{TR}$ . Diese Werte ergeben sich durch Aufsummierung der Methanproduktion im Reaktor und Speicher sowie der Hydrolysestufe. Beide Systeme sind sehr gut vergleichbar. Dem theoretischen Wert von 293  $\text{NiCH}_4/\text{kgO}_2\text{TR}$  wird nahe gekommen. Die differenzierte Betrachtung und der direkte Vergleich der Methanproduktion ohne die Hydrolysestufe zeigt einen geringeren Wert für den Rieselbettreaktor als für den überstauten Festbettreaktor. Dies zeigt wiederum den CSB Verlust durch die Kurzschlussströmung aus der Methanisierungsstufe. Ein Teil dieses zurückgeführten CSB geht als Hydrolysegas „verloren“.

Es konnte die Abhängigkeit des Stoffumsatzes von der Raumbeladung  $b_R$ , der Rezirkulation  $RV$ , der Rieselzeit  $R_t$ , dem Prozesswasservolumen  $V_{\text{fl}}$  bzw. der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{\text{fl}}$  nachgewiesen werden. Die Abhängigkeiten können durch die Kontaktzeit  $C_t$  des Substrates mit dem Biofilm zusammengefasst werden, sodass die Funktion

$$1 - \eta = \frac{c_{ab}}{c_{zu}} = k^* \cdot e^{-k \cdot C_t} = k^* \cdot e^{-k \cdot \frac{R \cdot R_t}{V_{zu} \cdot V_{FB}}}$$

bestätigt werden konnte. Die Umsatzrate  $k$  und der Korrekturfaktor  $k^*$  ließen sich für verschiedene Raumbeladungen empirisch ermitteln.

Für den vollständigen Umsatz des Modellsubstrates Essigsäure konnte die maximale Raumbeladung mit  $b_R=3,7 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$  ermittelt werden. Die Methanbildung entspricht dem theoretischen Wert von 350  $\text{NiCH}_4/\text{kgCSB}$ . Bei einer höheren Raumbeladung erfolgte in beiden Systemen weiterhin ein Abbau  $\Delta\text{CSB}$ , jedoch ist dieser gehemmt und nicht vollständig. Hier liegt offenbar eine Grenze des Rieselbettreaktors vor. Es zeigte sich, dass die Abbauleistung im Wesentlichen von der Kontaktzeit  $C_t$  des Substrates im Biofilm abhängt. Bedingt



durch die Raumbeladung liegt eine Grenze des vollständigen Abbaus bei  $C_t=2500 \text{ min}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  für  $b_R=1,5 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  bzw. bei  $C_t=7000 \text{ min}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  für  $b_R=3,0 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  vor.

Die Anwendung des Rieselbettprinzips auf das praxisnahe Substrat Maishydrolysat bestätigte die Ergebnisse der Versuche mit dem Modellsubstrat. Unabhängig von der hydraulischen Verweilzeit, lag ein Einfluss der Rezirkulation des Substrates auf den CSB Abbaugrad vor. Bei einer Rezirkulation von  $RV=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  und einer Raumbeladung von  $b_R=12-13 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  liegt der Abbau bei 91%. Die Verringerung der Rezirkulation auf 1 bzw. 3,9  $\text{m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  führte zu einem geringeren Abbau von 77 bzw. 80%. Bei geringeren Raumbeladungen von unter  $4-5 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  konnte unabhängig von der Rezirkulation ein Abbau von über 95 % erreicht werden. Dieser hohe Abbau ist vergleichbar zum fast vollständigen Abbau des Modellsubstrates bei  $b_R=3,7 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ .

Der Zusammenhang zwischen Erhöhung des Substratabbaus und der hydraulischen Verweilzeit des Substrates im Rieselbettreaktor ist nur gering. Die hydraulische Verweilzeit ist entkoppelt von der Kontaktzeit am Biofilm, dem Ort des Stoffumsatzes, daher ist dies auch nachvollziehbar. Im Mittel erfolgen 75-87 % des Substratabbaus im Biofilm, lediglich 13-25 % in der Suspension. Beispielsweise lag bei einer Rezirkulation von  $RV=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  und einer Verweilzeit von  $\tau_{\text{fl}}=1,47 \text{ d}$  der Abbaugrad mit 89% höher, als bei einer geringeren Verweilzeit von  $\tau_{\text{fl}}=0,38 \text{ d}$ . Der Abbaugrad liegt hier bei 85%.

Die hydraulische Verweilzeit ist dennoch in Hinblick auf die vorliegende CSB Konzentration bedeutsam. Die Erhöhung der Verweilzeit bzw. des Prozesswasservolumens führt bei vollständiger Durchmischung zu einer Verdünnung des zugeführten Substrates und damit zur Vermeidung hemmender Konzentrationen. Direkt nach Substratzugabe und bei der sehr geringen Verweilzeit von 0,37 d lag eine Konzentration von  $c_{\text{CSB}}=2100 \text{ mg/l}$  vor. Es fand keine Hemmung statt. Es erfolgte dennoch kein vollständiger Abbau, da die Ablaufkonzentration bei 345 mg/l lag. Die geringe Verweilzeit bei vollständiger Durchmischung führte offensichtlich zu einer Kurzschlussströmung die letztlich einen geringeren Abbaugrad bewirkte. Hierin besteht der wesentliche Unterschied zum überstauten Festbettreaktor, in dem aufgrund des plug flow-Betriebes keine Kurzschlussströmung erfolgte. Auch bei hohen Raumbeladungen von  $12-13 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  konnte ein Abbau von über 94 % beobachtet werden.

Der Flüssigkeitsrückhalt und damit die Rieselzeit im Rieselbett bzw. am Biofilm hat einen Einfluss auf die Abbauleistung. Sie wird im Wesentlichen durch die Rezirkulation bestimmt. Bei einem höheren Reaktordurchfluss bildet sich eine stärkere Rieselfilmschicht über dem Biofilm aus, sodass der Rückhalt größer ist. Infolgedessen sinkt jedoch die Wirkung der Reibung durch die Trägerkörper bzw. den Biofilm. Die Durchflussversuche haben gezeigt, dass die Erhöhung des Durchflusses zu einer Verkürzung der Rieselzeit und damit auch der Kontaktzeit pro Verrieselung führt. Dieser Effekt ist jedoch zu vernachlässigen, da er nur gering im Vergleich zur hohen Kontaktzeit aufgrund der gesteigerten Rezirkulation im Rieselbett ist.

Für jede gewählte Rezirkulation bzw. tägliche Verrieselungszahl konnte ein maximaler absoluter Abbau  $\max\Delta\text{CSB}$  pro Verrieselung ermittelt werden. Dieser spezifische Abbau ist bei einer sehr geringen Verrieselung pro Tag ( $R=1,2 \text{ 1/d}$ ) mit  $\max\Delta\text{CSB}=7,85 \text{ kg}/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{R})$  am größten. Ggf. führt eine weitere Verringerung der Rieselzahl zu einer weiteren Erhöhung des CSB Abbaus. Ursächlich führt eine kleinere Verrieselungszahl zu einem dünneren Rieselfilm auf dem Biofilm und damit zu einem kurzen Stofftransportweg. Es liegt ein größerer Konzent-

rationsgradient vor, der als treibende Kraft einen höheren Stofftransport in den Biofilm und damit eine höhere Umsatzgeschwindigkeit bewirkt. Im Ergebnis erfolgt ein höherer CSB Abbau. Der maximale CSB Abbau liegt unabhängig von der täglichen Verrieselungszahl bei einer Raumbeladung von  $b_R=19 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ . Bei höheren oder geringeren Raumbeladungen erfolgt ein geringerer CSB Abbau. Der prozentuale Abbaugrad muss davon jedoch differenziert betrachtet werden.

Der Vorteil des Rieselbettreaktors zeigt sich durch die Möglichkeit der Entkopplung der hydraulischen Verweilzeit von der Raumbeladung. Dies führt zu einem schnelleren Ansprechverhalten nach Substratzugabe. Aufgrund der vollständigen Durchmischung kann bereits ab Beginn der Substratzufuhr das gesamte Reaktorvolumen genutzt werden, sodass das Methanpotenzial des zugeführten Substrates schneller ausgeschöpft werden kann. Nach der Unterbrechung der Substratzufuhr wird in beiden Systemen das gesamte Festbett genutzt. Dies führt im überstauten Festbett zu einer geringen Methanbildung von lediglich 10% der Ursprungsproduktivität innerhalb von 3,46 Stunden. Im Rieselbettreaktor ist aufgrund des höheren Konzentrationsniveaus für den gleichen Wert ein Zeitraum von 5,03 Stunden erforderlich. Durch die Unterbrechung der Rezirkulation kann die Gasproduktion im Rieselbettreaktor noch schneller unterbrochen werden.

Für beide Systeme liegt daher eine sehr gute Steuerbarkeit der Biogasproduktion in Hinblick auf eine praktische Anwendung vor. In Hinblick auf den Flexibilitätsbonus im Rahmen der aktuellen Novelle des EEG 2012 wird das Kriterium der Reaktion auf den stündlichen Energiebedarf erfüllt.

Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid wurden als Beispiele gasförmiger Substrate erfolgreich im Rieselbettreaktor mit Hilfe biofilmgebundener Methanogene zu Methan umgesetzt. Unter Kreislaufführung des Gasstromes im batch-Betrieb erfolgte ein bis zu 98 %-iger Wasserstoffumsatz innerhalb von 2,25 Stunden. Der Methangehalt betrug maximal 97,7 %. Die Raumbeladung lag maximal bei  $b_R=4,52 \text{ Nm}^3\text{H}_2/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$ , wobei eine spezifische Methanproduktivität von  $1,17 \text{ Nm}^3\text{CH}_4/(\text{m}^3_{\text{FB}}\cdot\text{d})$  erreicht wurde. Im Ausblick kann durch eine Reaktorform in schlanker Bauweise und im kontinuierlichen Betrieb ein vollständiger Umsatz zu einem fast 100%ig reinem Methan erreicht werden. Damit konnte erstmals Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid unter moderaten Temperatur- und Druckbedingungen in einen Energieträger überführt werden, der sehr gut in klassischen Speichern (Erdgasnetz) ohne aufwendige Aufreinigung eingespeist werden kann. Auch hier lässt sich die Methanbildung mithilfe der Substratzufuhr sehr gut steuern und an den Energiebedarf anpassen. Ein möglicher Einsatz des Rieselbettreaktors bietet sich daher bei der Nutzung des „Überschussstromes“ in Spitzenlastzeiten (Solar- und Windenergie) an. Elektrolytisch gewonnener Wasserstoff wird mit Kohlenstoffdioxid aus Verbrennungsprozessen methanisiert. Es resultiert eine deutlich bessere Speicherbarkeit und Nutzbarkeit aufgrund der bereits vorhandenen Infrastruktur (Erdgasnetz). Der Neuheitsgrad dieser Erfindung ermöglichte die Patentierung (Nr. DE 10 2011 051 836 A1) im Jahre 2012.

Die Inbetriebnahme und der Betrieb sowohl des überstauten Festbettreaktors als auch des Rieselbettreaktors ermöglichte die Beobachtung der Biofilmentwicklung innerhalb von 239 Versuchstagen. Dabei konnte nur eine geringfügig abweichende Biofilmbildung festgestellt werden. Im Rieselbettreaktor erfolgte ein erhöhter Biomasserückhalt im Trägerbett, vermutlich aufgrund einer ungleichen Strömungsverteilung. Zum Ende der Versuchszeit konnte jedoch ein vergleichbarer Biomasseanteil für beide Reaktorprinzipien von  $14 \text{ gFM/FK}$  ( $35 \text{ goTR/m}^2_{\text{FKAO}}$ ) bei einer mittleren Biofilmdicke von  $600 \text{ }\mu\text{m}$  bestimmt werden. Die Biofilm-

dichte ist im Rieselbettreaktor mit  $0,086 \text{ goTR/cm}^3_{\text{film}}$  höher. Der Biomasseertrag  $Y_{\text{oTR/CSB}}$  entspricht mit  $0,016\text{-}0,020 \text{ goTR/gCSB}$  in beiden Reaktoren den Literaturwerten von  $0,01\text{-}0,06 \text{ goTR/gCSB}$ . Es wird empfohlen, die Inbetriebnahme mittels bereits angeimpfter Füllkörper durchzuführen. Die Anfahrzeit kann dadurch deutlich reduziert werden.

Der Aufbau und die Betriebsweise der Reaktoren haben wesentlichen Einfluss auf die Strömungsverhältnisse und die Ausbildung der Flüssigphase. Im überstauten Festbettreaktor lag eine Re Zahl von 3 bzw. eine Geschwindigkeit von  $0,0005 \text{ cm/s}$  vor. Aufgrund der Rezirkulation war die Re Zahl im Rieselbettreaktor mit bis zu 353 bzw. einer Geschwindigkeiten von  $0,37 \text{ cm/s}$  deutlich höher. Es herrschten dennoch laminare Verhältnisse, sodass ein erhöhter Biofilmabtrag bzw. -abriss nicht auftrat.

Die unterschiedliche Ausbildung der Flüssigkeitsschicht infolge der Strömungsverhältnisse führt zudem zu einer deutlich unterschiedlichen Ausprägung der Konzentrationsgrenzschicht am Biofilm. Die hohe Konzentrationsgrenzschicht von  $L_{\text{C,FB}}=2724 \text{ }\mu\text{m}$  im überstauten Festbettreaktor bewirkt einen Stoffübergangskoeffizienten von  $\beta=9,4\cdot 10^{-8} \text{ m/s}$ , der deutlich geringer ist als im Rieselbettreaktor. Die Ausbildung der geringeren Konzentrationsgrenzschicht von  $L_{\text{C,FB}}=60 \text{ }\mu\text{m}$  bei der höchsten untersuchten Rezirkulation, führt zu einem höheren Konzentrationsgradienten und infolgedessen zu einem höheren Stoffübergangskoeffizienten von  $\beta=4,3\cdot 10^{-6} \text{ m/s}$ . Damit ist der Massenstrom in den Biofilm des Rieselbettes bei geringen Durchflüssen am größten.

Generell konnte für alle Reaktoren unter Berücksichtigung der Biofilmdicke und der vorliegenden Biomasse eine Limitierung des Umsatzes festgestellt werden. Im Rieselbettreaktor lag eine Reaktionslimitierung bis zu einer mittleren Biofilmdicke von  $174 \text{ }\mu\text{m}$  vor. Bei weiterem Reaktorbetrieb erfolgte aufgrund der höheren Biofilmdicke eine Diffusionslimitierung.

Die Beobachtung der Archaeenpopulation erfolgte für den Biofilm beider Reaktorprinzipien während der Inbetriebnahme und des Reaktorbetriebes. Hierfür wurde eigens die FISH-Technik für Biofilm- bzw. Umweltproben angepasst, wobei insbesondere die hohe Hintergrundfluoreszenz vermieden werden musste. Der Reaktorbetrieb führte zu einer Zunahme der Archaeenpopulation im Vergleich zum DAPI Signal im Biofilm beider Reaktoren. Im Versuchsverlauf wurde eine schwankende Entwicklung beobachtet. Der Anteil der Archaeen am DAPI Signal lag zwischen  $12,5\text{-}19,6 \text{ \%}$ . Damit werden auch hier die Ergebnisse anderer Untersuchungen an methanogenen Umweltproben bestätigt.

Die Bestimmung der Zusammensetzung zeigt, dass alle untersuchten Spezies einschließlich *methanosaeta spp.* in beiden Reaktorprinzipien vorlagen, d.h. sowohl der hydrogenotrophe als auch acetoklastische Stoffwechsel unabhängig vom Substrat erfolgte.



## 8. Literaturverzeichnis

- [1] Cigdem Yangin Gomec, C. Y., Eroglu, V., Wilderer, P.: Identifying acetoclastic and hydrogenotrophic methanogens in psychrophilic and mesophilic granular sludges treating synthetic sewage by means of FISH and CSLM, *Journal of Rapid Methods & Automation in Microbiology*, Volume 17, Issue 2, pages 135–153, June 2009
- [2] Saskia, K., Harutaa, S. Uenob, Y., Igarashia, M.: Archaeal population on supporting material in methanogenic packed-bed reactor, *Journal of Bioscience and Bioengineering*, Volume 102, Issue 3, September 2006, pp. 244-246
- [3] Raskin, L., Stromley, J. M., Rittmann, B. E., Stahl, D. A.: Group-specific 16S rRNA hybridization probes to describe natural communities of methanogens, *Appl. Environ. Microbiol.* April 1994 vol. 60 no. 4 1232-1240
- [4] Araki, N., Harada, H.: Population dynamics of methanogenic biofilm consortium during a start-up period of anaerobic fluidized bed reactor, *Water Science and Technology*, Vol. 29 No 10-11, 1994, pp. 361–368
- [5] Raskin, L., Poulsen, L. K., Noguera, D. R., Rittmann B. E., Stahl, D. A.: Quantification of methanogenic groups in anaerobic biological reactors by oligonucleotide probe hybridization, *Appl. Environ. Microbiol.* vol. 60 no. 4, April 1994, pp. 1241-1248
- [6] Sasaki, K., Haruta, S., Ueno, Y., Ishii, M., Igarashi, Y.: Microbial population in the biomass adhering to supporting material in a packed-bed reactor degrading organic solid waste, *Applied Microbiology And Biotechnology*, Volume 75, Number 4, 941-952
- [7] Bauer, C., Korthals, M., Gronauer, A., Lebuhn, M.: Methanogens in biogas production from renewable resources : a novel molecular population analysis approach, *Water science and technology*, 2008, vol. 58, no7, pp. 1433-1439
- [8] Araujo, J. C., Brucha, K, Campos, J.R., Vazoller, R. F.: Monitoring the development of anaerobic biofilms using fluorescent in situ hybridization and confocal laser scanning microscopy, *Water Science & Technology*, 2000, Vol 41 No 12 pp 69–77
- [9] Griffin, M. E., McMahon, K.D., Mackie, R.I., Raskin, L.: Methanogenic population dynamics during start-up of anaerobic digesters treating municipal solid waste and biosolids, *Biotechnol Bioeng*, 1998, Feb 5 57(3), pp. 342-55.
- [10] Chauhan, A., Reddy, K. R., Ogram, A. V.: Syntrophic–archaeal associations in a nutrient-impacted freshwater marsh, *Journal of Applied Microbiology*, January 2006, Volume 100, Issue 1, pages 73–84,
- [11] Mladenovska, Z., Dabrowski, S., Ahring, B.K.: Anaerobic digestion of manure and mixture of manure with lipids: biogas reactor performance and microbial community analysis, *Water Science & Technology*, 2003, Vol. 48 No 6 pp 271–278
- [12] Satoh, H., Miura, Y., Tsushima, I., Okabe, S.: Layered Structure of Bacterial and Archaeal Communities and Their In Situ Activities in Anaerobic Granules, *Appl. Environ. Microbiol*, November 2007, vol. 73 no. 227300-7307
- [13] Nettmann, E., Bergmann, I., Mundt, K., Linke, B., Klocke, M.: Archaea diversity within a commercial biogas plant utilizing herbal biomass determined by 16S rDNA and mcrA analysis, *Journal of Applied Microbiology* 105 (6), 2008, pp. 1835-1850.
- [14] de Poorter, L. M. I., Geerts, W. J., Keltjens, J.T.: Hydrogen concentrations in methane-forming cells probed by the ratios of reduced and oxidized coenzyme F420, *Microbiology*, May 2005, vol. 151 no. 5, pp. 1697-1705
- [15] Ince, O., Kolukirik, M., Cetecioglu, Z., Eyice, O., Tamerler, C., Ince, B., K.: Methanogenic and sulphate reducing bacterial population levels in a full-scale anaerobic reactor treating pulp and paper industry wastewater using fluorescence in situ hybridization, *Water Science & Technology*, 2007, Vol. 55 No 10 pp 183–191
- [16] Gorris, L. G., Kok, T. M., Kroon, B. M., Drift, C., Vogels, G., D.: Relationship between Methanogenic Cofactor Content and Maximum Specific Methanogenic Activity of Anaerobic Granular Sludges, *Appl. Environ. Microbiol*, May 1988, vol. 54 no. 5, pp. 1126-1130

- [17] Moter, A., Göbel, U., B.: Fluorescence in situ hybridization (FISH) for direct visualization of microorganisms, *Journal of Microbiological Methods*, Volume 41, Issue 2, July 2000, pp. 85-112
- [18] Ryan, P., Forbes, C., McHugh, S., O'Reilly, C., Fleming, G.T., Collieran, E.: Enrichment of acetogenic bacteria in high rate anaerobic reactors under mesophilic and thermophilic conditions, *Water Research*, 2010 Jul, 44(14), pp. 4261-4269
- [19] Klocke, M., Nettmann, E., Bergmann, I., Mundt, K., Souidia, K., Mumme, J., Linke, B.: Characterization of the methanogenic archaea within two-phase biogas reactor systems operated with plant biomass, *Systematic and Applied Microbiology*, Volume 31, Issue 3, 4 August 2008, pp. 190-205
- [20] Blume, F., Bergmann, I., Nettmann, I., Schelle, H., Rehde, G., Mundt, K., Klocke, M.: Methanogenic population dynamics during semi-continuous biogas fermentation and acidification by overloading, *Journal of Applied Microbiology*, Volume 109, Issue 2, August 2010, pp 441–450
- [21] Illmer, P.: Evaluierung von Steuerungsparametern bei der Vergärung von Abfällen, Projektnummer 1405, Endbericht, Innsbruck, 2008
- [22] Ince, O., Anderson, G. K., Kasapgil, B.: Composition of the microbial population in a membrane anaerobic reactor system during start-up, *Water Research*, Volume 31, Issue 1, January 1997, pp. 1-10
- [23] Mermillod-Blondin, F., Fauvet, G., Chalamet, A., des Châtelliers, M. C.: A Comparison of Two Ultrasonic Methods for Detaching Biofilms from Natural Substrat, *International Review of Hydrobiology*, Volume 86, Issue 3, June 2001, pp. 349–360
- [24] Wu, W., Jain, M. K., Zeikus, J., G.: Anaerobic Degradation of Normal- and Branched-Chain Fatty Acids with Four or More Carbons to Methane by a Syntrophic Methanogenic Triculture, *Appl Environ Microbiol.* 1994 July; 60(7), pp. 2220–2226
- [25] Cookson, J. T.: Isolation and identification of anaerobic and facultative bacteria present in the digestion process, *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 37, No. 6, June 1965
- [26] MacLeod, F. A., Guiot, S. R., Costerton, J. W.: Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor, *Appl. Environ. Microbiol.*, June 1990, vol. 56 no. 6, pp. 1598-1607
- [27] Dubourguier, H.C.: Interspecies hydrogen transfer in anaerobic biofilms: role of bacterial aggregation, *BioH2 workshop bioconversion*, Copenhagen, 2008
- [28] Lekhlif, B., Toye, D., Marchot, P., Crine, M.: Interactions between the biofilm growth and the hydrodynamics in an aerobic trickling filter, *Water Science and Technology*, Vol. 29, No. 10-11, 1994, pp. 423–430
- [29] Nandy, T., Kaul, S., N.: Biofilm Loss in Anaerobic Immobilized Fixed Bed Reactor System, *Environmental Technology*, Volume 23, Issue 4, 2002, pp. 413-419
- [30] Michaud, S., Bernet, N., Roustan, M., Delgenès, J. P.: Influence of Hydrodynamic Conditions on Biofilm Behavior in a Methanogenic Inverse Turbulent Bed Reactor, *Biotechnology Progress*, Volume 19, Issue 3, 2003, pp. 858–863
- [31] Märkl, H., Bronnenmeier, R., Wittek, B.: Hydrodynamische Belastbarkeit von Mikroorganismen, *Chemie Ingenieur Technik*, Volume 59, Issue 12, 1987, pp. 907–917
- [32] Liu, Y., Tay, J.-H.: The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge, *Water Research*, Volume 36, Issue 7, April 2002, pp. 1653-1665
- [33] Rittman, B.: The effect of shear stress on biofilm loss rate, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 24, Issue 2, 1982, pp. 501–506
- [34] Horn, H., Reiff, H., Morgenroth, E.: Simulation of growth and detachment in biofilm systems under defined hydrodynamic conditions, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 81, Issue 5, 2003, pp. 607–617
- [35] Patel, A., Nakhla, G., Zhu, J.: Detachment of multi species biofilm in circulating fluidized bed bioreactor, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 92, Issue 4, 2005, pp. 427–437
- [36] Zinatizadeh, A., A., Mohamed A., R., Mashitah M., D., Abdullah A., Z., Hasnain Isa, M.: Characteristics of granular sludge developed in an upflow anaerobic sludge fixed-film bioreactor treating palm oil mill effluent, *Water Environ Res.*, 2007 Aug, 79(8), pp. 833-44.

- [37] Kuroda, M., Yuzawa, M., Sakakibara, Y., Okamura, M.: Methanogenic bacteria adhered to solid supports, *Water Research*, Volume 22, Issue 5, 1988, pp. 653-656
- [38] Lazarova, V., Manem, J.: Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment, *Water Research*, Volume 29, Issue 10, 1995, pp. 2227-2245
- [39] Murga, R., Stewart, P., S., Daly, D.: Quantitative analysis of biofilm thickness variability, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 45, Issue 6, 1995, pp. 503-510
- [40] Bishop, P., L., Zhang, T., C., Fu, Y.-C.: Effects of biofilm structure, microbial distributions and mass transport on biodegradation processes, *Water Science and Technology*, Volume 31, Issue 1, 1995, pp. 143-152
- [41] Derlon, N., Massé, A., Escudié, R., Bernet, N., Paul, E.: Stratification in the cohesion of biofilms grown under various environmental conditions, *Water Research*, Volume 42, Issues 8-9, 2008, pp. 2102-2110
- [42] Chen, M., J., Zhang, Z., Bott, T. R.: Direct measurement of the adhesive strength of biofilms in pipes by micromanipulation, *Biotechnology Techniques*, Volume: 12, Issue: 12, 1998, pp. 875-880
- [43] Mack, W., N., Mack, J., P., Ackerson, A. O.: Microbial film development in a trickling filter, *Microbial Ecology*, Vol. 2, No. 3, 1975
- [44] Lewandowski, Z., Beyenal, H.: Biofilm monitoring: a perfect solution in search of a problem, *Water Science Technology*. 2003, 47(5), pp. 9-18
- [45] Capdeville, B., Nguyen, K., M.: Kinetics and Modelling of Aerobic and Anaerobic Film Growth, *Water Science & Technology*, Vol. 22, No 1-2, 1990, pp. 149-170
- [46] Austermann-Haun, U.: Inbetriebnahme anaerober Festbettreaktoren, Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Univ. Hannover, 1997
- [47] Bischofsberger, W.: *Anaerobtechnik*, Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, 2005, 718 S.
- [48] Horn, H., Hempel, D. C.: Modeling mass transfer and substrate utilization in the boundary layer of biofilm systems, *Water Science and Technology*, Volume 37, Issues 4-5, 1998, pp. 139-147
- [49] Weiland, R., Rozzi, A.: Start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems, *Discusser's report, water science Technology*, vol. 24, no 8, 1991, pp. 257-277
- [50] Dauber, S.: *Entwicklung und Betrieb eines Festbettreaktors zur anaeroben Behandlung kommunaler Klärschlämme*, 1992, Aachen.
- [51] Saroha, A., K.: Solid-liquid mass transfer studies in trickle bed reactors, *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 88, Issues 5-6, May-June 2010, pp. 744-747
- [52] Ahn, Y., Park, E.-J., Oh, Y.-K., Park, S., Webster, G., Weightman, A.: Biofilm microbial community of a thermophilic trickling biofilter used for continuous biohydrogen production, *FEMS Microbiology Letters*, Volume 249, Issue 1, 2005, pp. 31-38
- [53] Eckenfelder, W., W., Barnhart, E., L.: Performance of a high rate trickling filter using selected media, *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 35 No 12, 1963, pp. 1535-1551
- [54] Schwidder S., Schnitzlein K.: Predicting the static liquid holdup in trickle bed reactors in terms of the local structure of the packed bed, 2010, ISCRE 21, Philadelphia
- [55] Schwidder S., Schnitzlein K.: Predicting the static liquid holdup for cylindrical packings of spheres in terms of the local structure of the packed bed, *Chem.Eng.Sci.* 65, 2010, 6181-6189
- [56] Mao, Z. S., Xiong, T., Y., Chen, J.: Theoretical prediction of static liquid holdup in trickle bed reactors and comparison with experimental results, *Chemical Engineering Science*, Volume 48, Issue: 15, 1993, pp. 2697-2703
- [57] Bannks, C.J., Walker, I.: Sonication of Activated Sludge Flocs and the Recovery of their Bacteria on Solid Media, *Microbiology*, 1977, vol. 98 no. 2, pp. 363-368
- [58] Schill, N., van Gulik, W. M., Voisard, D., von Stockar, U.: Continuous cultures limited by a gaseous substrate: Development of a simple, unstructured mathematical model and experimental verification with *methanobacterium thermoautotrophicum*, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 51, Issue 6, 1996, pp. 645-658

- [59] Bergmann, I., Nettmann, E., Mundt, K., Klocke, M.: Determination of methanogenic Archaea abundance in a mesophilic biogas plant based on 16S rRNA gene sequence analysis, *Canadian Journal of Microbiology*, 2010, 56:(5), pp. 440-444
- [60] Wolff, F.: Biologische Abluftreinigung mit suspendierten und immobilisierten Mikroorganismen. VDI-Verl. Düsseldorf, 1992, Dissertation
- [61] Wilderer, P. A., Arnold, E., Gebert, W.: Tropfkörper-Tauchkörper-Biofilter. Stand der Technik und neue Entwicklungen, 29. Abwassertechnisches Seminar, Technische Universität München, München, 2000, 209 Seiten
- [62] Cohen, Y.: Biofiltration – the treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review, *Bioresource Technology*, Volume 77, Issue 3, 2001, pp. 257-274
- [63] León, Ohl, A., Horn, H., Hempel, D., C.: Behaviour of biofilm systems under varying hydrodynamic conditions, *Water Sci Technol*, 2004, 49(11-12), pp. 345-51
- [64] Bishop, P., L.: Biofilm structure and kinetics, *Water Science and Technology*, Volume 36, Issue 1, 1997, pp. 287-294
- [65] Hekmat, D., Amann, R., Linn, A., Stephan, M., Stoffels, M., Vortmeyer, D.: Biofilm population dynamics in a trickle-bed bioreactor, *Water Science and Technology*, Volume 37, Issues 4-5, 1998, pp. 167-170
- [66] Hekmat, D., Feuchtinger, A., Stephan, M., Vortmeyer, D.: Microbial composition and structure of a multi-species biofilm from a trickle-bed reactor used for the removal of volatile aromatic hydrocarbons from a waste gas, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, Volume 79, Issue 1, 2004, pp. 13–21
- [67] Lewandowski, Z., Stoodley, P., Altobelli, S., Fukushima, E.: Hydrodynamics and kinetics in biofilm systems - recent advances and new problems, *Water Science and Technology*, Vol 29, No 10-11, 1994, pp 223–229,
- [68] Kato, M., Field, J., Lettinga, G.: High tolerance of methanogens in granular sludge to oxygen, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 42, Issue 11, 1993, pp. 1360–1366
- [69] Boone, D., R., Castenholz, R., W., Garrity, G., M.: *Bergey's Manual of Systematic Bacteriology: Vol- 1. The Archaea & the Deeply Branching & Phototrophic Bacteria*. Springer -Verlag. New York, 2001, 721 Seiten
- [70] Witt, E. R., Biological Filter and Process, united states patent, app no. 118,935, 28. Sep. 1982
- [71] Müller, Norbert, Sekoulov, Ivan: Über Tracermessungen zur Bestimmung der Verweilzeit-Verteilungsfunktion am Tropfkörper und am Festbettreaktor, *Wasserwirtschaft*, Jg.: 75, Nr.11, 1985, Seite 489-492
- [72] Oleskiewicz, J. A.: biofiltration design based on volumetric loading, *Journal WPCF*, Vol. 52, No. 12, 1980
- [73] Tsang, Y., F., Chua, H., Sin, S.N., Chan, S. Y.: Treatment of odorous volatile fatty acids using a biotrickling filter, *Bioresource Technology*, Volume 99, Issue 3, 2008, pp. 589-595
- [74] Singh, S.P., Prerna, P.: Review of recent advances in anaerobic packed-bed biogas reactors, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volume 13, Issues 6-7, 2009, pp. 1569-1575
- [75] Lewandowski, Z., Stoodley, P., Altobelli, S.: Experimental and conceptual studies on mass transport in biofilms, *Water Science and Technology*, Volume 31, Issue 1, 1995, pp. 153-162
- [76] Borja, R., Martín, A., Luque, M., Alonso, V.: Kinetics of methane production from wine distillery wastewater in an immobilised cell bioreactor using sepiolite as support medium, *Resources, Conservation and Recycling*, Volume 10, Issue 4, 1994, pp. 17-327
- [77] Bollrich, G.; Martin, H. u. Preißler, G.: *Technische Hydromechanik*. Verlag für Bauwesen, Berlin, 2000, 151 Seiten
- [78] Mshandete, A., Murto, M., Kivaisi, A., K., Rubindamayugi, M., S., T, Mattiasson, B.: Influence of recirculation flow rate on the performance of anaerobic packed-bed bioreactors treating potato-waste, *Environ Technol* 25(8), 2004, pp. 929-36
- [79] Yu, H., Wilson, F., Tay, J.-H.: Prediction of the Effect of Recirculation on the Effluent Quality of Anaerobic Filters by Empirical Models, *Water Environment Research*, Volume 72, Number 2, 2000, pp. 217-224

- [80] Sam-Soon, P. Loewenthal, R.E: Effect of recycle in upflow anaerobic sludge bed (UASB) systems, *Water SA*, Vol. 17, No 1, 1991
- [81] Oh, Y., K., Kim, S., H., Kim, M.-S., Park, S.: Thermophilic biohydrogen production from glucose with trickling biofilter, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 88, Issue 6, 2004, pp. 690–698
- [82] Bischof, W.; Hosang, W. u. Hosang-Bischof (1989): *Abwassertechnik. Mit 133 Tafeln und zahlreichen Beispielen.* Teubner. Stuttgart. 530 S.
- [83] van Loosdrecht, M., C., Lyklema, J., Norde, W., Zehnder, A., J., Influence of interfaces on microbial activity, *Microbiol. Mol. Biol. Rev.*, 1990, vol. 54, no. 1, pp. 75-87
- [84] Salkinoja-Salonen, M., Nyns, E., J., Sutton, P., M., van den Berg, L., Wheatley A., D.: Starting-up of an anaerobic fixed film reactor, *Water Sci. Technol.*, 15 (8/9), 1983, pp. 305-308
- [85] Decressin, O. (1998): *Biofilter. Modellbildung, Verifikation und Simulation.* FIT-Verlag. Paderborn. 120 Seiten
- [86] Anderson, G., K., Kasapgil, B., Ince, O.: Microbiological study of two-stage anaerobic digestion during start-up, *Water Research*, Volume 28, Issue 11, 1994, pp. 2383-2392
- [87] van Loosdrecht, M., C., Lyklema, J., Norde, W., Schraa, G., Zehnder, A. J.: The role of bacterial cell wall hydrophobicity in adhesion, *Appl. Environ. Microbiol.*, 1987, vol. 53, no. 8, pp. 1893-1897
- [88] van Loosdrecht, M., Norde, W., Lyklema, J., Zehnder, A. J.: Hydrophobic and electrostatic parameters in bacterial adhesion, *Aquatic Sciences - Research Across Boundaries*, Volume 52, Number 1, pp. 103-114
- [89] Sahm, H.: *Biologie der Methan- Bildung*, *Chem.- Ing.- Tech.* 53, 1981, Nr. 11, S. 854-863
- [90] Balch, W., E., Fox, G., E., Magrum, L., J., Woese, C., R., Wolfe, R., S.: Methanogens: reevaluation of a unique biological group, *Microbiol Rev.*, 1979, 43(2), pp. 260–296
- [91] McInerney, M., Bryant, M., Pfennig, N.: Anaerobic bacterium that degrades fatty acids in syntrophic association with methanogens, *archives of microbiology*, Volume 122, Number 2, pp. 129-135
- [92] Brito, A. G., Melo L. F.: Mass transfer coefficients within anaerobic biofilms: effects of external liquid velocity, *Water research*, Vol. 33, No 17, 1999, pp. 3673-3678
- [93] Papat, S., C., Deshusses, M., A.: Analysis of the rate-limiting step of an anaerobic biotrickling filter removing TCE vapors, *Process Biochemistry*, Vol. 45 Issue 7, 2010, pp. 1201-1201
- [94] Cruz-Diaz, M., Revah, S., Lobo-Oehmichen, R.: effect of liquid flow rate and bed void fraction on the hydrodynamics and performance of a trickle bed bioreactor, *European Congress of Chemical Engineering – 6.* Copenhagen, 16-21. September 2007
- [95] Trejo-Aguilar, G., Revah, S., Lobo-Oehmichen, R.: Hydrodynamic characterization of a trickle bed air biofilter, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 113, Issues 2-3, 2005, pp. 145-152
- [96] Williamson, K., McCarty, P., L.: A model of substrate utilization by bacterial films, *Journal Water Pollution Control Federation*, Vol. 48, No. 1, 1976, pp. 9-24
- [97] Lewis, W., K., Whitman, W., G.: *Principles of Gas Absorption*, *Ind. Eng. Chem.*, 1924, 16 (12), pp 1215–1220
- [98] Wäsche, S., Horn, H., Hempel, D., C.: Influence of growth conditions on biofilm development and mass transfer at the bulk/biofilm interface, *Water Research*, Volume 36, Issue 19, 2002, pp. 4775-4784
- [99] Escudié, R., Cresson, R., Delgenès, J., P., Bernet, N.: Control of start-up and operation of anaerobic biofilm reactors: an overview of 15 years of research, *Water Res.*, 2011, 45(1), pp. 1-10
- [100] Horn, H., Hempel, D., C.: Mass transfer coefficients for an autotrophic and a heterotrophic biofilm system, *Water Science and Technology*, Volume 32, Issue 8, 1995, pp. 199-204
- [101] Pavlostathis, S., G., Giraldo-Gomez, E.: Kinetics of Anaerobic Treatment, *Water Science & Technology*, Vol. 24, No. 8, 1991, pp. 35–59
- [102] Ozturk, S., S., Palsson, B., O., Thiele, J.: Control of interspecies electron transfer flow during anaerobic digestion: Dynamic diffusion reaction models for hydrogen gas transfer in microbial flocs, *Biotechnology and Bioengineering* 33(6), 1989, pp.745-757

- [103] Bryers, J., D.: Biofilms II. Process analysis and applications. Wiley-Liss. New York NY u.a. XIV, 2000, 432 Seiten
- [104] Schwister, K.: Taschenbuch der Verfahrenstechnik. Mit 49 Tabellen. Fachbuchverl. Leipzig im Carl-Hanser Verl. München, 2007, 664 Seiten
- [105] Van Swaaij, W.,P.,M., Charpentier, J., C., Villermaux, J.: Residence time distribution in the liquid phase of trickle flow in packed columns, *Chemical Engineering Science*, Volume 24, Issue 7, 1969, pp. 1083-1095
- [106] Stevens, D., K., Berthouex, P., M., Chapman, T., W.: The effect of tracer diffusion in biofilm on residence time distributions, *Water Research*, Volume 20, Issue 3, 1986, pp. 369-375
- [107] Kennedy, K., J., Droste, R., L.: Diffusional limitations of anaerobic biofilms, *Canadian Journal of Civil Engineering*, 1987, 14:(5), pp. 631-637
- [108] Gianetto, A., Specchia, V.: Trickle-bed reactors: state of art and perspectives, *Chemical Engineering Science*, Volume 47, Issues 13-14, 1992, pp. 3197-3213
- [109] Venkata, M., Babu, V., L., Bhaskar, Y., V., Sarma, P.N.: Influence of recirculation on the performance of anaerobic sequencing batch biofilm reactor (AnSBBR) treating hypersaline composite chemical wastewater, *Bioresource Technology*, Volume 98, Issue 7, 2007, pp. 1373-1379
- [110] Yu, J., Pinder, K., L.: Utilization of volatile fatty acids in methanogenic biofilms, *Bioresource Technology*, Volume 46, Issue 3, 1993, pp. 241-250
- [111] Blume, F., Bergmann, I., Nettmann, E., Schelle, H., Rehde, G., Mundt, K., Klocke, M.: Methanogenic population dynamics during semi-continuous biogas fermentation and acidification by overloading, *Journal of Applied Microbiology*, Volume 109, Issue 2, 2010, pp. 441-450
- [112] Shuler, M., L., Kargi, F.: Basic concepts, *Bioprocess engineering*, Prentice Hall, Englewood Cliffs NJ. XVI, 1992, 479 Seiten
- [113] Wilson, F.: Prediction of Rotating Biological Contactor Efficiency Using TOC, *J. Environ. Eng.* 119:3, p. 478 (15 pages)
- [114] Characklis, W., G.: Biofilms. Wiley. New York, NY. XVII, 1990, 796 Seiten
- [115] Cox, H., Deshusses, M.,A.: biological waste air treatment in biotrickling filters, *Current Opinion in Biotechnology*, vol. 9, 1998, pp. 256-262
- [116] Sekiguchi, Y., Kamagata, Y., Nakamura, K., Ohashi, A., Harada, H.: fluorescence in situ hybridization using 16s rRNA-targeted oligonucleotides reveals localization of methanogens and selected uncultured bacteria in mesophilic and thermophilic sludge granules, *Appl. Environ. Microbiol.*, 1999, vol. 65, no. 3, pp. 1280-1288
- [117] Gesetz für den Vorrang erneuerbarer Energien (Erneuerbare Energien Gesetz EEG), Konsolidierte (unverbindliche) Fassung des Gesetzestextes in der ab 1. Januar 2012 geltenden Fassung, Bundesministeriums für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit (BMU)
- [118] Madigan, M., T., Martinko, J.,M., Parker, J.: Brock, *Biology of Microorganisms*, eighth ed. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ., 1997
- [119] Wanner, O., Gujer, W.: competition in biofilms, *Water Science and Technology*, vol. 17, no. (2-3), pp. 27-44, 1985
- [120] Young, J., C.: factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters, *Water Science & Technology*, Vol. 24, No. 8, 1991, pp 133-155
- [121] Chaisri, R., Boonsawang, B., Prasertsan, P.: Effect of organic loading rate on methane and volatile fatty acids productions from anaerobic treatment of palm oil mill effluent in UASB and UFAF reactors, *J. Sci. Technol.*, Vol. 29 (suppl. 2), 2007, pp. 311-323
- [122] Young, J., C., Dahab, M., F.: Effect of Media Design on the Performance of Fixed-Bed Anaerobic Reactors, *Water Science & Technology*, Vol. 15, No. 8-9, 1983, pp. 369-383
- [123] Deshusses, M., Cox, H.: Biological waste air treatment in biotrickling filters, *Curr. Opin. Biotechnol.*, No. 9, 1998), pp. 256-262.

- [124] Busch, G., Großmann, J., Sieber, M., Burkhardt, M.: A new and sound technology for biogas from solid waste and biomass, *Water Air Soil Pollut, Focus*, 2009, No. 9, 89–97
- [125] Sieber, M.: Grundlegende Untersuchungen zur Hydrolyse eines neuentwickelten zweistufigen Trocken-Nass-Vergärungsverfahrens, Cottbus, 2012, Dissertation
- [126] Busch, G., Sieber, M.: Kombination von Trocken- und Naßvergärung – ein gut steuerbarer Biogasreaktor; 4. Fortschrittsbericht Anaerobe biologische Abfallbehandlung, Dresden 2004
- [127] Busch, G., Sieber, M.: Systematische Vorteile des zweistufigen Fest-Flüssig-Biogasprozesses mit offener Hydrolyse – eine phänomenologische Betrachtung, *Anaerobe biologische Abfallbehandlung*, Dresden, 2006
- [128] Busch, G., Sieber, M.: Zweistufiges Fest-Flüssig-Biogasverfahren mit offener Hydrolyse – ein neues technologisches Konzept für die Biogasgewinnung aus nachwachsenden Rohstoffen und bioverfügbaren Abfällen, *Forum der Forschung*, 2006
- [129] Burkhardt, M.: Die Einfahrbedingungen und das Anfahrverhalten eines Hochleistungsfestbettmethanreaktors, Diplomarbeit, BTU Cottbus, 2005
- [130] Busch, G., Sieber, M., Buschmann, J., Großmann, J., Hilse, H.: Zweistufige Trocken-Nass-Vergärung – Überführung vom Labor in die Praxis als GICON-Verfahren, *Internationales Fachsymposium Trockenfermentation*, Berlin, 2008
- [131] Busch, G., Sieber, M., Buschmann: Zweistufige Trocken-Nass-Vergärung – Optimierung der Hydrolyse für kurze Raum-Zeit-Ausbeuten, *Fortschritt beim Biogas*, Stuttgart, 2007
- [132] Busch, G., Buschmann, J., Sieber, M.: Stabile Verhältnisse - Nass Trockenvergärung, in: *Joule 2/2008*, Seite 24-27, Deutscher Landwirtschaftsverlag München
- [133] Busch, G., Großmann, J., Burkhardt, M.: The 2-SLB Prozess – A universal technology for biogas from Solid waste and renewable resources, *Tagungsband zum Venice 2008 Symposium, IWWG (International Waste Working Group)*, 2008
- [134] Christen, T.: Untersuchung zur Leistungsfähigkeit von Festbettreaktoren mit mesophiler und thermophiler Fahrweise, Studienarbeit, 2005
- [135] Winkler, M.: Ermittlung von substratspezifischen Hydrolysekonstanten bei der zweistufigen Trocken-Nass-Vergärung, Diplomarbeit, 2005
- [136] Kloucek, P.: Research of co-fermentation with raw-glycerol from biodiesel industrie in a two stage dry/wet digestion system, Bachelor Thesis, 2007
- [137] Schönberg, V., Winkler, M.: Untersuchung zur Immobilisierung von Methanbakterien, Studienarbeit, 2004
- [138] Burkhardt, M.: Versuchsdurchführung zum Einfahren von Methanreaktoren. Studie unveröffentlicht, 2007
- [139] Sieber, M., Lattke, S., Ramig, T.: mündliche Mitteilungen
- [140] Buffière, P., Steyer, J.-P., Fonade, C., Moletta, R.: Comprehensive modeling of methanogenic biofilms in fluidized bed systems: Mass transfer limitations and multisubstrate aspects, *Biotechnology and Bioengineering*, Volume 48, Issue 6, 1995, pp. 725–736
- [141] Held, C., Wellacher, M., Robra, K.-H., Gübitz, G.-M.: Two-stage anaerobic fermentation of organic waste in CSTR and UFAF-reactors, *Bioresource Technology*, Vol. 81, Issue 1, 2002, pp. 19-24
- [142] Keevil, C., W., et.al.: Potable-Water Biofilms, *Microbiology Europe*, 3 (6), 1995, pp. 10-14
- [143] Busscher, H., J., Van der Mei H., C.: Physico-Chemical Interactions in Initial Microbial Adhesion and Relevance for Biofilm Formation, *advances in dental research*, 1997, vol. 11, no. 1, pp. 24-32
- [144] Flemming, H., C.: Biofilme und Wassertechnologie I, Entstehung, Aufbau, Zusammensetzung und Eigenschaften von Biofilmen, *Gas- und Wasserfach, Wasser Abwasser*, 1991
- [145] Miller, M. B., Bassler, B. L.: quorum sensing in bacteria, *annual review of microbiology*, Vol. 55, 2001, pp. 165-199
- [146] Weiland, P., Rozzi, A.: The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussor's report, *water science technology*, vol. 24, no. 8, 1991, pp. 257-277

- [147] Metzner, G., Temper, U.: Operation and Optimization of a full-scale fixed-bed reactor for anaerobic digestion of animal rendering waste water, *Water Science and Technology*, vol. 22, no. 1/2, 1990, pp. 373-384
- [148] Costerton, J. W., Lewandowski, DeBeer, D. Z.: Biofilms, the customized microniche, *Journal of Bacteriology*, 1994, 176(8), pp. 2137-2142
- [149] Robinson, J. A., Tiedje, J. M.: Competition between sulfate-reducing and methanogenic bacteria for under resting and growing conditions, *Arch. Microbiol.*, Vol. 137, 1984, pp. 26-32.
- [150] Cappenberg, T.E.: A study of mixed continuous cultures of sulfate-reducing and methane-producing bacteria, *Microb. Ecol.*, Vol. 1, 1975, pp. 61-67
- [151] El-Fadel, M., Findikakis, A. N., Leckie, J. O.: Numerical modelling of generation and transport of gas and heat in landfills, I. model formulation, *Waste Management and Research*, Vol. 14, 1996, pp. 483-504
- [152] Kayuzhnyi, S.: Mathematical modelling as a tool to study population dynamics between sulfate reducing and methanogenic bacteria, *Biodegradation*, Vol. 9, 1998, pp. 187-199
- [153] Naranjo, N.: Experimentelle Untersuchung und Modellierung der Kinetik anaerober Prozesse in Siedlungsabfällen, *Biotechnologie*, Vol. 143, 2002, Nr. 2, S. 130-137
- [154] Gujer, W., Henze, M.: Activated Sludge modelling and simulation, *Water Science and Technology*, Vol. 23, 1991, no. 4/6, pp. 1011-1023
- [155] Gosh, S., Pohland, F. G.: Kinetics of substrate assimilation and product formation in anaerobic digestion, *Journal of Water Pollution Control Federation*, Vol. 46, 1974, pp. 748-758
- [156] Andrews, J. F., Graef, S. P.: Dynamic modeling and simulation of the anaerobic digestion process, In: *Anaerobic biological treatment processes*, Advances in chemistry series, Vol. 105, 1971, Washington, D.C., pp. 126-162
- [157] Anderson, G. K., Duarte, A. C.: Research and application of anaerobic processes, *Environmental Technology Letters*, Vol. 1, 1980, pp. 484-493
- [158] Zinder, S. H., Mah, R. A.: Isolation and characterization of a thermophilic strain of methanosarcina unable to use H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> for methanogenesis, *Applied Environmental Microbiology*, Vol. 38, 1979, pp. 996-1008
- [159] Smith, M. R., Mah, R.A.: Growth and methanogenesis by Methanosarcina strain 227 on acetate and methanol, *Applied Environmental Microbiology*, Vol. 36, 1978, pp. 870-879
- [160] Henze, M., Harremoës, P.: Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - A literature review, *Water Science and Technology*, Vol. 15, Issue 184, 1983, pp. 1-101
- [161] Picioreanu, C., van Loosdrecht, M. C., Heijnen, J. J.: A theoretical study on the effect of surface roughness on mass transport and transformation in biofilms, *Biotechnol Bioeng*, Vol. 68(4), 2000, pp. 355-69
- [162] Gantzer, C. J., Kollig, H. K., Rittmann, B. E., Lewis, D. L.: Predicting the rate of trace-organic compound removal by natural biofilms, *Water Research*, Vol. 22, Issue 2, 1988, pp. 191-200
- [163] Lazarova, V., Manem, J.: Biofilm characterization and activity analysis, in: *Water and Wastewater Treatment*, Vol. 29, Issue 10, pp. 2227-2245
- [164] Yanjuan, L.: The influence of pH on hydrolyzed Extraction of Maize Silage in two-stage anaerobic digestion, study project, 2006
- [165] Hungate, R. E., Macy, J. The roll tube method for cultivation of strict anaerobes, *Bull. Ecol. Re. Comm. (Stockholm)* 17, 1973, pp. 123-125
- [166] Demirel, B., Scherer, P.: The roles of acetotrophic and hydrogenotrophic methanogens during anaerobic conversion of biomass to methane: a review, *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, Vol. 7, Number 2, pp. 173-190
- [167] Bryant, M. P., Wolin, E. A., Wolin, M. J., Wolfe, R. S.: Methanobacillus omelianskii, a symbiotic association of two species of bacteria, *Archives of Microbiology*, Vol. 59, Numbers 1-3, pp. 20-31
- [168] Amann, R.: current opinion in biotechnology, *Biotechnology*, Vol. 12, Issue 3, 2001, pp. 231-236



- [169] Pernthaler, A.: Comparison of fluorescently labeled oligonucleotide and polynucleotide probes for the detection of pelagic marine bacteria and archaea, *Appl Environ Microbiol.*, 2002, Vol. 68 (2), 2002, pp. 661–667.
- [170] Benndorf, D., Balcke, G. U., Harms, H., von Bergen, M.: functional metaproteome analysis of protein extracts from contaminated soil and groundwater, *The ISME Journal*, 2007, Vol. 1, pp. 224–234
- [171] Kuhn, R., Benndorf, D., Rapp, E., Reichl, U., Pollice, A., Palese, L.: metaproteome analysis of sewage sludge from membrane bioreactors, *Proteomics* 2011, Vol. 11, pp. 1–7
- [172] Benndorf, D., et al: Improving protein extraction and separation methods for investigating the metaproteome of anaerobic benzene communities within sediments, *biodegradation*, Volume 20, Number 6, 2009, pp. 737-750
- [173] Henze, M., Harremoës, P.: anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors: Proceedings of the IAWPRC Specialised Seminar on Anaerobic. Treatment of Wastewater, Copenhagen, Denmark, June 16-18, 1982
- [174] Lebuhn M., Liu H., Heuwinkel H., Gronauer A.: Biogas production from Monodigestion of maize silage–long-term process stability and requirements, *Water Science and Technology*, vol. 38 (8), 2008, pp. 1645-1651.
- [175] Lebuhn M., Bauer C., Munk B., Gronauer A.: Population dynamics of methanogens during acidification of biogas fermenters fed with maize silage – a causal analysis. Proceedings of the 1st International Congress Biogas Science 2009, 2.12. – 4.12.2009, Erding, LfL-Schriftenreihe 16(2)
- [176] Bauer C., Lebuhn M., Gronauer A. (2009): Mikrobiologische Prozesse in landwirtschaftlichen Biogasanlagen, LfL-Schriftenreihe 12/2009
- [177] Karakashev, D., Batstone, D., Angelidaki, I.: influence of environmental conditions on methanogenic compositions in anaerobic biogas reactors, *Appl Environ Microbiol.*, 2005, Vol. 71(1), pp. 331–338
- [178] WAGNER, D., et al.: Methanogenic activity and biomass in Holocene permafrost deposits of the Lena Delta, Siberian Arctic and its implication for the global methane budget, *Global Change Biology*, Vol. 13, Issue 5, 2007, pp. 1089–1099
- [179] Dietrich, W. (2008): Instationäre Betriebsführung von Trickle-bed-Reaktoren. Untersuchungen zur Hydrodynamik und dynamischen Modellierung. Shaker. Aachen. VI, 159 S.
- [180] Drews, G. (2010): Mikrobiologie. Die Entdeckung der unsichtbaren Welt. Springer. Heidelberg.
- [181] Evans, L. V. (2000): Biofilms. Recent advances in their study and control. Harwood Academic. Amsterdam. xii, 466 Seiten
- [182] Fei-Baffoe, B.: Double stage dry wet fermentation of unsorted municipal solid waste. XVI, 174 Seiten
- [183] FNR (2009): Handreichung Biogasgewinnung und -nutzung. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe. Gülzow. 232 Seiten
- [184] Fritsche, W. (2001): Mikrobiologie. Spektrum Akademischer Verl. Heidelberg, Berlin. 637 Seiten
- [185] Frühen-Hornig, M. (1997): Dynamische Simulation von Prozessen in Biofilmreaktoren zur Behandlung kommunaler Abwässer. Zugl.: Aachen, Techn. Hochsch., Diss., 1997. Ges. zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen. Aachen. VII, 166, IX Seiten
- [186] Fuchs, G.; Schlegel, H. G. u. Eitinger, T. (2007): Allgemeine Mikrobiologie. 53 Tabellen. Thieme. Stuttgart u.a. XX, 678 Seiten
- [187] Goßen, C. A. (1991): Abluftreinigung mit fixierten Bakterien im Rieselbettreaktor. München. 159 Seiten
- [188] Heits, H. (1998): Betrieb und Modellierung von Rieselbettreaktoren mit mechanischem Biomasseaustag zur biologischen Abgasreinigung. Shaker. Aachen. 139 Seiten
- [189] Henze, M. /Hrsg. (1983): Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors. Proceedings of a specialised seminar of the IAWPRC held in Copenhagen, Pergamon Pr. Oxford. 389 Seiten
- [190] Horn, H. (1995): Substratumsatz und Stofftransport in Biofilmsystemen. Quantitative Messungen und Modellierung. 137 Seiten

- [191] Horn, H. (2003): Modellierung von Stoffumsatz und Stofftransport in Biofilmsystemen. FIT-Verl. für Innovation und Technologietransfer. Paderborn. VIII, 116 S.
- [192] Imhoff, K. u. Imhoff, K. R. (1999): Taschenbuch der Stadtentwässerung. Oldenbourg. München ; Wien. 472 S.
- [193] Janke, H. D. (2008): Umweltbiotechnik. Grundlagen und Verfahren. UTB GmbH. Stuttgart. Online Resource.
- [194] Jud, G. (1992): Untersuchungen zur Wachstumskinetik von *Methanobacterium thermoautotrophicum* unter besonderer Berücksichtigung des Massentransfers von Wasserstoff. Zürich.
- [195] Klocke, M. (2009): Bornimer agrartechnische Berichte. Monitoring der methanbildenden Mikroflora in Praxis- Biogasanlagen im ländlichen Raum: Analyse des Ist-Zustandes und Entwicklung eines quantitativen Nachweissystems. Leibniz-Inst. für Agrartechnik; VDI-Ges. Agrartechnik; Wiss. Fachverl. Fleck; ATB. Potsdam-Bornim, Düsseldorf, Niederkleen, Potsdam-Bornim.
- [196] Kobelt, G. (1995): Biologische Abluftreinigung. Grundlagen, Planung, Betrieb. Düsseldorf. 114 S.
- [197] Linn, A. (1999): Populationsdynamik und Abbauverhalten einer immobilisierten mikrobiellen Mischkultur im Rieselbettreaktor zur biologischen Abluftreinigung. München, Techn. Univ., Diss., 1999. VI, 151 S.
- [198] Loll, U. (2002): Mechanische und biologische Verfahren der Abfallbehandlung. Ernst.Berlin.XXVIII,696 S.
- [199] Madigan, M. T., Brock, T. D., Lazar, T., Martinko, J. M., Thomm, M. (2008): Brock Mikrobiologie. Pearson Studium. München [u.a.]. XXXII, 1203 S.
- [200] Martienssen, M. (2001): Leistungen immobilisierter Mikroorganismen bei der Eliminierung von Umweltschadstoffen. V, 201, XXVII Bl.
- [201] Ranade, V. V.; Chaudhari, R. V. u. Gunjal, P. R. (2011): Trickle bed reactors. reactor engineering & applications. Elsevier. Amsterdam, Boston, online resource , 274 S.
- [202] Rittmann, B. E. u. McCarty, P. L. (2001): Environmental biotechnology. principles and applications. McGraw-Hill. New York, NY. 754 S.
- [203] Sinclair, C. G. u. Kristiansen, B. (1993): Fermentationsprozesse. Kinetik und Modelling. Springer. Berlin u.a. XII, 100 S.
- [204] Stephan, M. A. (2005): Abbauraten und Populationsdynamiken in einem Biofilm-Rieselbettreaktor zur Abluftreinigung. Universitätsbibliothek der TU München; Universitätsbibliothek der Technischen Universität München; University library of the Munich University of Technology.
- [205] Teichmann, H. (1997): Biologische und weitergehende Abwasserreinigung. Ernst. Berlin. 849 S.
- [206] Twachtmann, U. (2000): Autotrophe Stickstoffelimination in Tropfkörpern, Kommissionsverlag Oldenbourg Industrieverlag GMBH. München. 183 S.
- [207] Tyagi, R. D. /Hrsg. (1990): Wastewater treatment by immobilized cells. Boca Raton, Fla. 281 S.
- [208] Wagner, S. (1994): Abluftreinigung im Biorieselbettreaktor. München. 211 Seiten
- [209] Wäsche, S. (2002): Einfluss der Wachstumsbedingungen auf Stoffübergang und Struktur von Biofilmsystemen. FIT-Verl. für Innovation und Technologietransfer. Paderborn. V, 85 S.
- [210] Wu, Y. C. u. Smith, E. D. (1983): Fixed-film biological processes for wastewater treatment. Park Ridge, N.J.,. 493 S.
- [211] DE 10 2004 053 615 B3: Abbauprozesse von biogenem Material, Patent BTU Cottbus, Busch, G. Sieber, M.
- [212] DE 10 2011 051 836 A1: Verfahren und Vorrichtung zur Nutzung gasförmiger Substrate für die Gewinnung von Biogas, Patent BTU Cottbus, Busch, G. Burkhardt, M., Offenlegung 19.01.2012
- [213] Hegemann, Werner: Aerobe Verfahren zur biologischen Abwasserreinigung, in Brauer Heinz (Hrsg.): Handbuch des Umweltschutzes und der Umweltschutztechnik Band 4/ Additiver Umweltschutz: Behandlung von Abwässern, Springer, Berlin u.a., 1996, S.251- 253
- [214] Dorias, B. (1996): Stickstoffelimination mit Tropfkörpern. Oldenbourg, München. 199 S.

- [215] Bever, J. u. ATV-DVWK (2001): Bemessung von Tropfkörpern und Rotationstauchkörpern. GFA Ges. zur Förderung der Abwassertechn. e.V. Hennef, 23 S.
- [216] Cox, Huub H.J./ Deshusses, Marc A.: Biotrickling Filters, in Kennes C./ Veiga, M. C. (Hrsg.): Bioreactors for waste gas treatment, Kluwer Acad. Publ., Dordrecht u.a., 2001, S. 99-101, 106, 114, 119
- [217] Saake, M. (1986): Abscheidung und Rückhalt der Biomasse beim anaeroben Belebungsverfahren und in Festbett-Reaktoren. Hannover. XXII, 414 S.
- [218] Hartmeier, W. (1986): Immobilisierte Biokatalysatoren. Eine Einführung. Springer-Verlag. Berlin, New York. x, 206.
- [219] Thome-Kozmiensky, K. J.: Biogas- Anaerobtechnik in der Abfallwirtschaft, EF-Verlag, Berlin, 1998
- [220] Characklis, W. G. u. Wilderer, P. A. /Hrsg. (1989): Structure and function of biofilms. Report of the Dahlem Workshop. Wiley. Chicester, 387 S.
- [221] Denny, M. W. (1993): Air and water. The biology and physics of life's media, Princeton Univ. Press. Princeton NJ. XVIII, 341 S.
- [222] Henze, M.: Wastewater Treatment - Biological and Chemical Process, Springer Verlag, Berlin, 1995
- [223] Rammert, M. (1993): Zur Optimierung von Hochleistungsabfällanlagen für CO<sub>2</sub>-haltige Getränke. Dissertation, Paderborn
- [224] Loll, U.: Mechanische und biologische Verfahren der Abfallbehandlung, Berlin, Ernst, 2002, 696. Seiten
- [225] Kroiss, H. (1986): Anaerobe Abwasserreinigung. Wiener Mitteilungen, Wasser Abwasser Gewässer 73 (1988), Wien, Techn. Univ., Inst. Wassergüte u. Landschaftswasserbau, 131 Seiten
- [226] Kühne, S.: Anpassung und Optimierung der FISH-Technik zur qualitativen und semiquantitativen Charakterisierung immobilisierter methanogener Archaeen, Bachelor Arbeit, TU Cottbus, 2011
- [227] Buschmann, J.: mündliche Mitteilungen
- [228] Drühl, D.: Untersuchung des Einflusses der Salzkonzentration beim 2-SLB-Verfahren, Studienarbeit, 2008
- [229] Jäkel, J.: Die qualitative und semiquantitative Charakterisierung immobilisierter methanogener Archaeen bei verschiedenem Substratangebot, Bachelor Arbeit, TU Cottbus, 2011
- [230] Arbeitsgemeinschaft Landtechnik, Biogasforum Bayern, Prozessmodell Biogas [http://www.biogas-forum-bayern.de/publikationen/Prozessmodell\\_Biogas.pdf](http://www.biogas-forum-bayern.de/publikationen/Prozessmodell_Biogas.pdf), Stand Dez. 2011
- [231] Brauer, H. /Hrsg.: Handbuch des Umweltschutzes und der Umweltschutztechnik. Springer. Berlin.
- [232] Mnich, R.: Hocheffiziente Abscheidung von Stäuben und Geruchstoffen mittels eines neuen bioelektrischen Geruchs- Abscheiders (BEGA), Dissertation, Göttingen, 2009
- [233] Imai, T., Kusuda, T., Furumai, H.: Kinetic study an mathematical modeling of biofilm in an anaerobic fluidized bed, water science technology, vol. 29, no. 10-11, pp. 369-376, 1994
- [234] Fachverband Biogas e.V.: Biogasbranchenzahlen 2011, [www.biogas.org](http://www.biogas.org), Stand Dezember 2011

## 9. Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1:	Biomasseformen in Abwasserbehandlungssystemen; nach [207].....	6
Abbildung 2-2:	Schnittansicht eines klassischen aeroben Tropfkörpers der Abwassertechnik, gefüllt mit Lavabrocken ohne Substratrückführung; nach [193] .....	11
Abbildung 2-3:	24 h Mischprobe BSB <sub>5</sub> des sedimentierten Ablaufes in Abhängigkeit von der BSB <sub>5</sub> Raumbeladung aerober Tropfkörper; [192][202] .....	12
Abbildung 2-4:	Einfluss der Raumbeladung auf die CSB Eliminationsleistung in upflow (UAFB) und downflow (DAFB) – betriebenen anaeroben Festbettreaktoren; [50][46].....	12
Abbildung 2-5:	Verweilzeitverteilungsfunktion E(t) nach Tracerzugabe und Einfluss der unterschiedlichen Biofilmdicke durch Sommer und Winter in einer Tropfkörperanlage einer Abwasserreinigungsanlage auf die Verweilzeit $\tau$ ; nach [61] .....	18
Abbildung 2-6:	Strömungsregime in Festbett- und Rieselbettreaktoren; nach [179].....	18
Abbildung 2-7:	Grundlagen des Reaktormodells eines Tropfkörpers und eines überstauten Festbettreaktors; nach [185].....	19
Abbildung 2-8:	Konzentrationsverlauf im Strömungsrohr und Durchflussrührkessel mit Substratkonzentration c im Zu- und Ablauf; nach [206] .....	21
Abbildung 3-1:	Phasen der Biofilmbildung; nach [83] .....	24
Abbildung 3-2:	Entwicklung der Modellvorstellung von Biofilmsystemen; [209].....	27
Abbildung 3-3:	Abhängigkeit der verschiedenen Biofilmeigenschaften von Substratversorgung und Scherbeanspruchung, nach [48].....	28
Abbildung 3-4:	Einfluss der Scherkräfte auf Biofilmdicke $\sigma$ und Biofilmdichte $\bullet$ im Anaeroben; nach [32].....	28
Abbildung 3-5:	Abhängigkeit der spezifischen Wachstumsrate von Substratkonzentration und den spezifischen Parametern für die A: acetoklastische und B: hydrogenotrophe Methanogenese.....	32
Abbildung 3-6:	Spezifische Substratabbaugeschwindigkeit $r_s$ für die A: acetoklastische und B: hydrogenotrophe Methanogenese an ausgewählten Parametern .....	32
Abbildung 3-7:	Überblick über die Stoffwandlungsprozesse in Biofilmsystemen; nach [209][185] .....	33
Abbildung 3-8:	Stoffübergang in einem idealisierten Biofilm im Dreiphasenmodell; nach [85] .....	35
Abbildung 3-9:	Schematische Darstellung eines Rieselbettreaktors mit Substratrückführung.....	40
Abbildung 3-10:	Schematische Darstellung des Festbettreaktors im plug flow-Betrieb .....	43
Abbildung 4-1:	Der anaerobe Abbau organischer Biomasse zu Methan und Kohlenstoffdioxid; nach [89] .....	45
Abbildung 4-2:	Pylogenetischer Baum des Lebens; [199] .....	47
Abbildung 4-3:	Methanogenese durch Reduktion von CO <sub>2</sub> zu CH <sub>4</sub> durch Anlagerung der C1-Verbindung an das Coenzym Tetrahydromethanopterin; [184] .....	49
Abbildung 4-4:	Methanogenese durch Acetatabspaltung; [184] .....	50
Abbildung 4-5:	Einfluss des Wasserstoffpartialdrucks auf die Energetik der bakteriellen Umsetzung von Ethanol, Propionat, Acetat, Butyrat sowie der Methanbildung aus Acetat oder H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> (1 bar = 1 atm); [198] .....	52
Abbildung 4-6:	Das syntrophe Konsortium des <i>methanobacterium omelianskii</i> ; [89] .....	52
Abbildung 4-7:	A: Elektronenmikroskopische Aufnahme eines Schlamm-granules, B: Oberflächenaufnahme, C: Aufnahme eines mesophilen Schlamm-granules mittels In situ Hybridisierung (EUB338 (grün) und Arch915 (rot)) und CLSM; [116].....	54
Abbildung 4-8:	Schematische Darstellung der geschichteten Umsetzungsprozesse; nach [47][26].....	54
Abbildung 5-1:	CSB-Bilanz .....	58
Abbildung 5-2:	Prinzipskizze der Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 .....	64
Abbildung 5-3:	Prinzipskizze des überstauten Festbettreaktors FB1 .....	65
Abbildung 5-4:	Prinzipskizze des zweistufigen Verfahrens mit A: überstautem Festbettreaktor Me3 und B: Rieselbettreaktor Me2 .....	69
Abbildung 5-5:	A: Blick in den Rieselbettreaktor Me1 mit Rieselarm und angeimpften Füllkörpern im laufenden Betrieb, B: Festbettoberfläche des Rieselbettreaktors .....	70
Abbildung 5-6:	Prinzipskizze des Rieselbettreaktors RB3 zur Umsetzung gasförmiger Substrate .....	72
Abbildung 6-1:	Verweilzeitbestimmung in einem Tropfkörper mit Signalverlauf; nach [71].....	74
Abbildung 6-2:	Flüssigkeitsrückhalt in den Rieselbettreaktoren RB1 und RB2.....	75
Abbildung 6-3:	Ausgangssignal der Verweilzeitversuche und Rieselzeit $R_t$ in RB2.....	75
Abbildung 6-4:	$R_t$ -Q Diagramm für den Rieselbettreaktor RB2.....	76
Abbildung 6-5:	$C_t$ -Q Diagramm für den Rieselbettreaktor RB2 und verschiedene Prozesswasservolumina $V_{fl}$ .....	76
Abbildung 6-6:	Flüssigkeitsrückhalt im Rieselbettreaktor Me2 .....	77
Abbildung 6-7:	Ausgangssignal und Rieselzeit $R_t$ in Me2.....	77
Abbildung 6-8:	$R_t$ -Q Diagramm für den Rieselbettreaktor Me2.....	78
Abbildung 6-9:	$C_t$ -Q Diagramm unter Variation der hydraulischen Verweilzeit $\tau_{fl}$ für den Rieselbettreaktor Me2 .....	78
Abbildung 6-10:	Entwicklung der Raumbeladung und hydraulischen Verweilzeit in A: Festbettreaktor FB1 und B: Rieselbettreaktor RB2 .....	80

Abbildung 6-11:	Y-t Diagramm für FB1 und RB2.....	80
Abbildung 6-12:	P- $b_R$ Diagramm für FB1 und RB2.....	80
Abbildung 6-13:	pH-Wert Entwicklung in FB1 und RB2.....	80
Abbildung 6-14:	$\eta$ - $b_R$ Diagramm für FB1 und RB2.....	80
Abbildung 6-15:	$\eta_{CSB-b_R,CSB}$ Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswassermengen von A: $V_{fi}=0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ und B: $V_{fi}=0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ .....	82
Abbildung 6-16:	pH-Wert- $b_R$ Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswasservolumen von A: $V_{fi}=0,37 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ und B: $V_{fi}=0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ .....	82
Abbildung 6-17:	$\eta_{CSB-RV}$ Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswassermengen ( $V_{fi}=0,37$ und $0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ ).....	83
Abbildung 6-18:	pH-Wert-RV Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Prozesswassermengen ( $V_{fi}=0,37$ und $0,75 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ ).....	83
Abbildung 6-20:	CSB-Abbau pro Verrieselung beim Einsatz von Essigsäure in den Rieselbettreaktoren RB1 und RB2.....	85
Abbildung 6-21:	$\eta_{CSB-C_t-b_R}$ Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2.....	86
Abbildung 6-22:	$CSB_{ab}/CSB_{zu}-C_t$ Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2.....	86
Abbildung 6-23:	$b_R-t$ Diagramm für Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3 für die Versuche V1 bis V9.....	87
Abbildung 6-24:	Hydraulische Verweilzeit $\tau_{fi}$ im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3....	88
Abbildung 6-25:	Entwicklung des nicht abbaubaren Hintergrund CSB in Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3.....	89
Abbildung 6-26:	pH-Wert im Ab- und Zulauf im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3....	89
Abbildung 6-27:	CSB Raumbeladung im Rieselbettreaktor Me1 für einen Substratvolumenstrom von A: $Q_{zu}=0,44$ und B: $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ .....	90
Abbildung 6-28:	pH-Wert Entwicklung im Zulauf für Me1 für einen Substratvolumenstrom von A: $Q_{zu}=0,44$ und B: $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ .....	91
Abbildung 6-29:	pH-Wert Entwicklung im Ablauf für Me1 für einen Substratvolumenstrom von A: $Q_{zu}=0,44$ und B: $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ .....	91
Abbildung 6-30:	CSB Abbaugrad $\eta$ im überstauten Festbettreaktor Me3.....	92
Abbildung 6-31:	CSB Abbaugrad $\eta$ in den Rieselbettreaktoren Me1 und Me2.....	92
Abbildung 6-32:	Spezifische Methanproduktion P für den Festbettmethanreaktor Me3.....	93
Abbildung 6-33:	Spezifische Methanproduktion P für die Rieselbettreaktoren Me1 und Me2.....	93
Abbildung 6-34:	Normierte Methanproduktivität P am Beispiel des Versuches V7 für Me2 und Me3.....	94
Abbildung 6-35:	Spezifische Methanproduktion für den Festbettmethanreaktor Me3.....	94
Abbildung 6-36:	Spezifische Methanproduktion für die Rieselbettmethanreaktoren Me1 und Me2.....	95
Abbildung 6-37:	$\eta_{CSB-b_R,CSB}$ Diagramme A-F für verschiedene Flüssigkeitsvolumina im Rieselbettreaktor Me1: $V_{fi}=0,27; 0,55; 1,1 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ und Me2: $V_{fi}=0,82; 1,29 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ sowie im überstauten Festbettreaktor Me3.....	98
Abbildung 6-38:	$\eta_{CSB-RV}$ Diagramme A-E für verschiedene Prozesswasservolumina im Rieselbettreaktor Me1: $V_{fi}=0,27; 0,55$ und $1,1 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ und Me2: $V_{fi}=0,82$ und $1,29 \text{ m}^3/\text{m}^3_{FB}$ .....	100
Abbildung 6-39:	$\eta_{CSB-b_R}$ Diagramm für die Substratzufuhr von $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ für eine Rezirkulation von $RV=3,9$ und $13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ (A und B) und für $Q_{zu}=0,55 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ für eine Rezirkulation von $RV=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ (C).....	102
Abbildung 6-40:	$\eta_{CSB-\tau_{fi}}$ Diagramm für die Substratzufuhr von $Q_{zu}=0,77 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ für eine Rezirkulation von $RV=3,9$ und $13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ (A und B) und von $Q_{zu}=0,55 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ für eine Rezirkulation von $RV=13 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ (C).....	103
Abbildung 6-41:	Spezifischer Abbau $\Delta CSB$ in Abhängigkeit von der Raumbeladung $b_R$ und Verrieselungszahl R.....	104
Abbildung 6-42:	Spezifischer Abbau $\Delta CSB$ für beispielhafte Raumbeladungen von $b_R=5$ bzw. $8 \text{ kg}/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ ...104	104
Abbildung 6-43:	Einfluss der Verrieselungszahl auf den Abbau $\Delta CSB$ .....	105
Abbildung 6-44:	Einfluss der Verrieselungszahl auf den maximal abgebauten CSB bei maximaler Raumbeladung von $19 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ .....	106
Abbildung 6-45:	Zusammenhang zwischen Kontaktzeit $C_t$ und Verrieselungszahl R für den Rieselbettreaktor Me2.....	107
Abbildung 6-46:	Abhängigkeit des CSB Abbaugrades $\eta$ von der Kontaktzeit $C_t$ im Rieselbettreaktor Me2.....	108
Abbildung 6-47:	Abhängigkeit des CSB Abbaugrades $\eta$ von der Kontaktzeit $C_t$ im Rieselbettreaktor Me1.....	108
Abbildung 6-48:	Vergleich der Substratzufuhr im 10 und 60 Minutenrhythmus für zwei verschiedene Raumbeladungen ( $10,1-11,9$ und $4,5-5,5 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ ; $RV=3,9 \text{ m}^3/(\text{m}^3_{FB}\cdot\text{d})$ ).....	110
Abbildung 6-49:	Zusammensetzung des Gasmisches im Rieselbettreaktor RB3 nach Umsatz des täglich zugeführten Wasserstoff/Kohlenstoffdioxid-Gemisches während der Inbetriebnahme.....	111
Abbildung 6-50:	Methankonzentration im Versuchsverlauf im Rieselbettreaktor RB3.....	113
Abbildung 6-51:	Wasserstoffumsatz im Versuchsverlauf im Rieselbettreaktor RB3.....	113
Abbildung 6-52:	Methankonzentration im Versuchsverlauf im Rieselbettreaktor RB3 (plug flow-Betrieb).....	114
Abbildung 6-53:	Wasserstoffumsatz im Versuchsverlauf im Rieselbettreaktor RB3 (plug flow-Betrieb).....	114
Abbildung 6-54:	Biofilmbildung im (A) Rieselbettreaktor Me2 und (B) überstauten Festbettreaktor Me3, Probenahme am 49. Versuchstag.....	115
Abbildung 6-55:	Biofilmbildung im überstauten Festbettreaktor Me3, Probenahme am 239. Versuchstag...116	116
Abbildung 6-56:	Biofilmbildung im Rieselbettreaktor Me2, Probenahme am 239. Versuchstag.....	116

Abbildung 6-57:	Entwicklung der Biofilmmfrischmasse $m_{FM}$ pro Füllkörper FK für den Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3.....	117
Abbildung 6-58:	Entwicklung des organischen Trockenrückstandes $o_{TR}$ pro spezifischer Füllkörperoberfläche für den Rieselbettreaktor Me2 und den überstauten Festbettreaktor Me3 .....	118
Abbildung 6-59:	Biofilmdicke im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3, Berechnung und mikroskopische Bestimmung .....	119
Abbildung 6-60:	Biofilmdichte im Rieselbettreaktor Me2 und überstauten Festbettreaktor Me3.....	119
Abbildung 6-61:	Biofilm auf Bioflow 40 nach 49 Versuchstagen in Me3.....	120
Abbildung 6-62:	Biomasseeinbau $m_{oTR}$ im Reaktor im Laufe der Versuchszeit in Abhängigkeit von der abgebauten CSB Masse.....	121
Abbildung 6-63:	Spezifischer Biomasseertrag $Y_{oTR/CSB}$ im Laufe der Versuchszeit .....	121
Abbildung 6-64:	Anaerober Biofilm, A: Substrat Maishydrolysat in Me3 und B: Substrat Essigsäure in RB1, 10-fache Vergrößerung .....	122
Abbildung 6-65:	Geometrische Verhältnisse im hypothetischen System für den überstauten Festbettreaktor und den Rieselbettreaktor .....	123
Abbildung 6-66:	Re-RV Diagramm für die Rieselbettreaktoren .....	125
Abbildung 6-67:	Einfluss der Re Zahl auf die Sh Zahl für die Rieselbettreaktoren durch Variation der Rezirkulation.....	126
Abbildung 6-68:	Einfluss der Re Zahl auf den Stoffübergangskoeffizienten in den Rieselbettreaktoren durch Variation der Rezirkulation .....	126
Abbildung 6-69:	Einfluss der Re Zahl auf die Ausbildung der Konzentrationsgrenzschicht $L_C$ der Rieselbettreaktoren durch Variation der Rezirkulation.....	127
Abbildung 6-70:	$d_{filim}-\Phi$ Diagramm und Umsatzlimitierung .....	129
Abbildung 6-71:	Steuerbarkeit der Methanproduktion im Rieselbettreaktor Me2, 4. Versuchstag, $b_R=10,6$ $kg/(m^3_{FB}\cdot d)$ .....	131
Abbildung 6-72:	Steuerbarkeit der Methanproduktion im überstauten Festbettreaktor Me3, 4. Versuchstag, $b_R=10,7kg/(m^3_{FB}\cdot d)$ .....	131
Abbildung 6-73:	A: CSB Abbaugrad und B: kumulative Methanproduktion im Rieselbettreaktor (Festbett) und in der suspendierten Prozessflüssigkeit im Speicher.....	132
Abbildung 6-74:	Normierter Methanertrag im Rieselbettreaktor Me2, anteilig an der Gesamtproduktion .....	133
Abbildung 6-75:	Linearer Zusammenhang zwischen Kontaktzeit $C_i$ und Methanbildungsanteil im Rieselbettreaktor .....	133
Abbildung 6-76:	Gesamtarchaeeenpopulation des Animpfschlammes am Versuchstag 0, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	134
Abbildung 6-77:	Gesamtarchaeeenpopulation des Rieselbettreaktor Me2 am 49. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	134
Abbildung 6-78:	Gesamtarchaeeenpopulation des überstauten Festbettreaktors am 49. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	135
Abbildung 6-79:	Gesamtarchaeeenpopulation des Rieselbettreaktor Me2 am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	135
Abbildung 6-80:	Gesamtarchaeeenpopulation des überstauten Festbettreaktors am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde ARCH915 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	135
Abbildung 6-81:	Gesamtarchaeeenpopulation im Rieselbettreaktor Me2 und im überstauten Festbettreaktor Me3 .....	136
Abbildung 6-82:	<i>methanosaeta spp.</i> in Rieselbettreaktor Me2 am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde MX825 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	137
Abbildung 6-83:	<i>methanosaeta spp.</i> im überstauten Festbettreaktor Me3 am 126. Versuchstag, A: Hybridisierung mit der FISH-Sonde MX825 (rotes Signal) und B: Einfärbung mit DAPI (blaues Signal) .....	138

## 10. Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1:	Wachstumsspezifische Kennzahlen methanogener Spezies; nach [129] .....	31
Tabelle 3-2:	Diffusionskoeffizienten $D$ in methanogenen Aggregaten bei 35°C; nach [102] .....	36
Tabelle 3-3:	Auswahl verschiedener Formulierungen der $Sh$ Zahl in Biofilmreaktoren durch die $Re$ Zahl und $Sc$ Zahl zur Berechnung des Stofftransportes; nach [191] .....	38
Tabelle 4-1:	Charakteristika einiger methanogener Archaeen, die taxonomische Ordnung ist fettgedruckt; [199] .....	48
Tabelle 5-1:	Überblick der Versuchsstände und Rieseltbettreaktoren bzw. gespannten Festbettreaktoren .....	63
Tabelle 5-2:	Überblick und Kennwerte der Versuchsanlagen mit Modellsubstrat .....	65
Tabelle 5-3:	Versuchsüberblick unter Variation der Betriebsführung (Raumbeladung $b_R$ , Rezirkulation $RV$ und Prozesswasservolumen $V_R$ ).....	67
Tabelle 5-4:	Überblick und Kennwerte der Versuchsanlagen mit Praxissubstrat .....	68
Tabelle 5-5:	Überblick der Versuche im überstauten Festbettreaktor Me3 und Rieseltbettreaktor Me2 .....	71
Tabelle 5-6:	Überblick der Versuche im Rieseltbettreaktor Me1 .....	71
Tabelle 6-1:	Berechnung des theoretischen Methanertrages in Abhängigkeit von der Raumbeladung .....	79
Tabelle 6-2:	Ermittlung der hydraulischen Verweilzeit .....	81
Tabelle 6-3:	Ergebnisse der Versuche im überstauten Festbettreaktor Me3 und in den Rieseltbettreaktoren Me2 und Me1 .....	96
Tabelle 6-4:	Leistungswerte der Wasserstoff-/Kohlenstoffdioxidumsetzung zu Methan im Rieseltbettreaktor zum Ende des jeweiligen Versuches.....	113
Tabelle 6-5:	Biofilmkennwerte der untersuchten Reaktoren Me2 und Me3 für den 239. Versuchstag nach der Inbetriebnahme und während des Betriebes der bereits angeimpften Reaktoren FB1, RB1 und RB3 .....	122
Tabelle 6-6:	$Re$ Zahl in Abhängigkeit vom Durchfluss im überstauten Festbettreaktor Me3 und FB1 .....	124
Tabelle 6-7:	$Re$ Zahl in Abhängigkeit vom Durchfluss im Rieseltbettreaktor Me2, RB1 und RB2 .....	124
Tabelle 6-8:	$Sc$ , $Sh$ , $L_C$ und $\beta$ in Abhängigkeit vom Durchfluss in den überstauten Festbettreaktoren Me3 und FB1 .....	126
Tabelle 6-9:	$Sc$ , $Sh$ , $L_C$ und $\beta$ in Abhängigkeit vom Durchfluss in den Rieseltbettreaktoren Me2 und RB2 .....	126
Tabelle 6-10:	$Sc$ , $Re$ , $Sh$ -Zahl, sowie die Berechnung der Konzentrationsgrenzschicht $L_{C,RB}$ und des Stoffübergangskoeffizienten $\beta$ für Wasserstoff im Rieseltbettreaktor RB3 .....	127
Tabelle 6-11:	Abgrenzung der Limitierung zu verschiedenen Versuchszeitpunkten im überstauten Festbettreaktor Me3 .....	128
Tabelle 6-12:	Abgrenzung der Limitierung zu verschiedenen Versuchszeitpunkten im Rieseltbettreaktor Me2 ...	128
Tabelle 6-13:	Abgrenzung der Limitierung in den Reaktoren mit angeimpften Füllkörpern zum Ende des Versuchsbetriebes .....	129

## Anhang A - Grundlagen, verwendete Methoden und Messverfahren

Verbindung i	$KH_i^{\circ}$ [mol/(m <sup>3</sup> ·bar)]	$\left(\frac{-\Delta H_s}{R}\right)_i$ [K]
Kohlenstoffdioxid	$3,40 \cdot 10^{-2}$	2400
Methan	$1,40 \cdot 10^{-3}$	1700
Sauerstoff	$1,30 \cdot 10^{-3}$	1700
Schwefelwasserstoff	$1,01 \cdot 10^{-1}$	2100
Wasserstoff	$7,80 \cdot 10^{-4}$	500

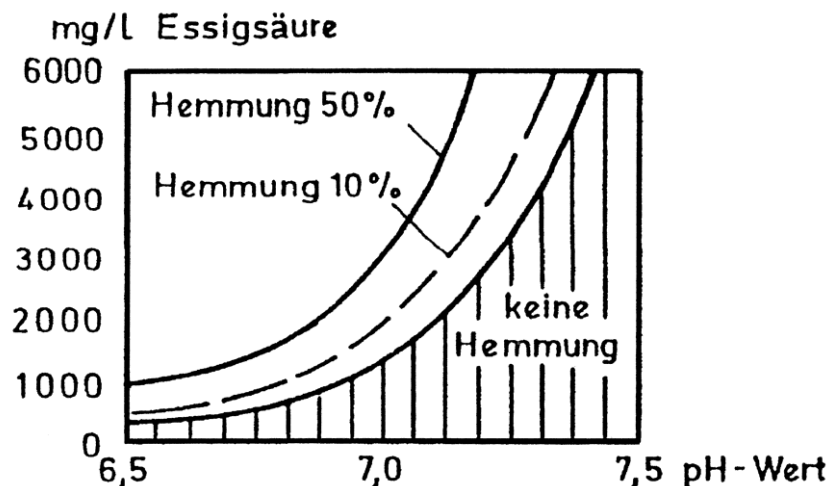
A-1: Henrykoeffizienten bei Normbedingungen (T=298,15K), nach [103]

	$\rho_{H_2O}$	g	h	$p_h$	$K_H$	$p_i$	L	$M_i$	$C_i$	$V_{G\ddot{a}rrest}$	Verlust i	$\rho_i$	Verlust i
i	kg/m <sup>3</sup>	m/s <sup>2</sup>	m	bar	mol/(m <sup>3</sup> ·bar)	bar	mol/m <sup>3</sup>	g/mol	g/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /d	g/d	g/l	l/d
CH <sub>4</sub> 55%	1000	9,81	7,0	6,9	0,0011	3,8	0,0042	16,04	0,1	70	4,8	0,72	6,6
CO <sub>2</sub> 45%	1000	9,81	7,0	6,9	0,0249	3,1	0,0769	44,01	3,4	70	237	1,98	119,7

A-2: Berechnung der Löslichkeit L bei der Reaktorhöhe h=7m

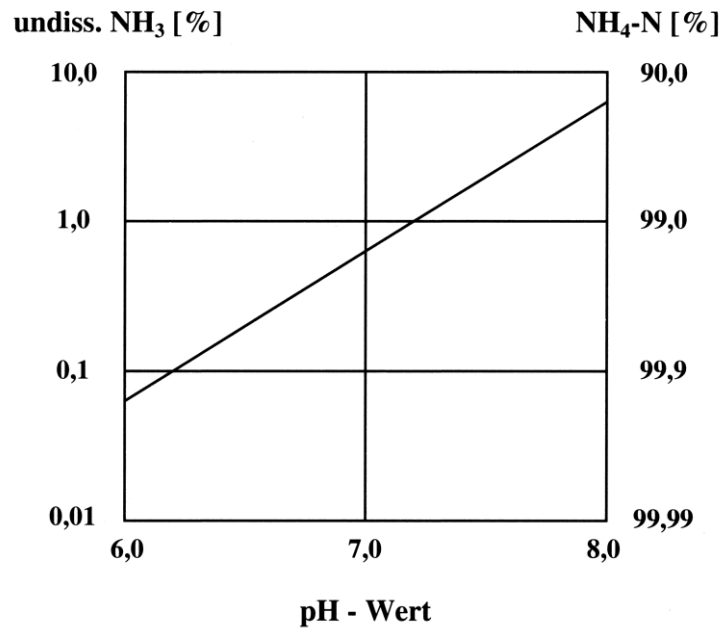
Element	Mindestkonzentration	Hemmkonzentration	Toxizität
	mg/l	mg/l	mg/l
Co	0,06		
Mo	0,05		
Ni	0,006	10-300	30-1000
Se	0,008		
Cr	0,005-50	100-300	200-500
Mn	0,005-50		
Pb	0,02-200	300-340	340
Cu		40-250	170-300
Cd		150-600	20-600
Zn		150-400	250-600
K		3000	
Ca		2800	
Mg		2400	

A-3: Mindestkonzentration der Spurenelemente, Hemmung und Toxizität, (Auszug), [47][183]

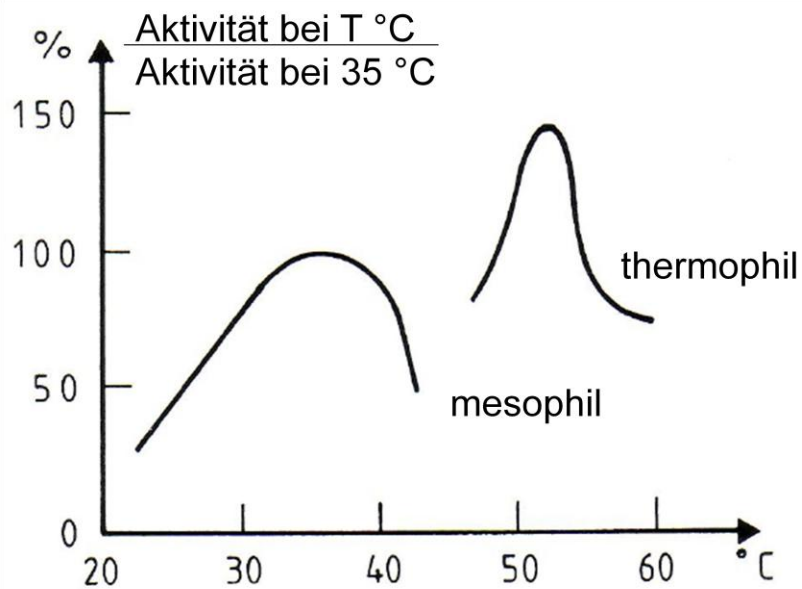


A-4: Hemmung der Methanbildung in Abhängigkeit von pH-Wert und Essigsäurekonzentration [225]





A-5: Abhängigkeit des NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-NH<sub>3</sub>-Gleichgewichtes vom pH-Wert [183]



A-6: Abhängigkeit der maximalen Umsatzraten von Methanbakterienstämmen von der Temperatur [47]

## Trockenrückstand, organischer Trockenrückstand, Glühverlust

Die Ermittlung von TR, oTR und GV erfolgt nach DIN 38414 T2 bzw. T2. Der oTR bezieht sich dabei immer auf die Frischmasse.

### oTR des Biofilmes auf den Füllkörpern

Die Probenahme der Füllkörper erfolgte in jedem Reaktor 10-15 cm unterhalb der Oberfläche. Es wurde für die FISH, die Biofilmdickenbestimmung und die oTR-Bestimmung jeweils ein Füllkörper entnommen und „verbraucht“. Aufgrund der Größe der eingesetzten Füllkörper und der begrenzten Anzahl im Reaktor, wurde die Auswertung auf nur drei Füllkörper pro Probenahmezeitpunkt beschränkt. Eine höhere Entnahmeanzahl würde zu einer statistischen Sicherheit führen, jedoch würde das wesentliche Ziel des Reaktors durch die Verringerung der Biogasproduktion stark beeinflusst werden. Die Bestimmung des oTR des Biofilmes erfolgte nach folgender Prozedur:

- Abkratzen des Biofilmes per Hand, möglichst vollständig
- Zusätzliches Waschen des Füllkörpers mit einer definierten Wassermenge
- Bestimmung des oTR nach DIN 38414 T2-3 von Biofilm und Wassermenge

### CSB

Der CSB ist die Masse an Sauerstoff, die der Masse an Kaliumdichromat äquivalent ist, die unter vorgegebenen Analysebedingungen mit dem in der Probe enthaltenen, reduzierten Verbindungen reagiert. Der CSB-Gehalt des Substrats wurde dementsprechend mit Hilfe des CSB-Küvettentests 1.14555.0001 der Firma Merck bestimmt. Dieser Test erfasst den CSB im Bereich von 500- 10000 mg/l. Zur Probenaufbereitung erfolgte die Filtration durch ein Filterpapier (VWR Cat.nr. 156-0304, Partikelrückhalt 10-20µm). Proben mit einer höheren Konzentration wurden 1:2 verdünnt. Zur Bestimmung wurde 1 ml der gut durchmischten Probe in die Küvette überführt und geschüttelt. Anschließend wurde diese für zwei Stunden im Thermoreaktor (WTW C3000) auf 148 °C erwärmt. Nach Abkühlung auf Raumtemperatur wurde der CSB- Gehalt im Photometer (WTW PhotoLab Spezial) gemessen.

### pH

Der pH-Wert der flüssigen Proben wurde mittels Glaselektrode und dem stationären Messgerät (pH526) bei monatlicher Kalibration aufgenommen.

### Biogaszusammensetzung

Es erfolgte die Bestimmung des CH<sub>4</sub>-, CO<sub>2</sub>- und O<sub>2</sub>- Gehaltes mittels eines EEX- Deponiegasmonitor Modell GA 94 - Standard der Firma ANSYCO. Die Kalibration erfolgte im zweimonatigen Rhythmus mit Prüfgas (CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub>=60 Vol%/40 Vol%) und Luft (exemplarisches Prüfprotokoll Anhang A-7).

## A-7: Prüfprotokoll Deponiegasmonitor Mod. GA 94, Auszug

Protokoll der Vergleichsmessung verschiedener Gasanalysatoren (tragbar und stationär)

Bestandsaufnahme mit Luft, Gasbeutel und Prüfgas (evtl. minimale Verunreinigungen im Beutel durch Altgas):

Tag	Datum	Gerät	Zeit	CH4 [%]	CO2 [%]	CO [%]	H2 [%]	Rest [%]	p [mbar]	Gas T [°C]	H2S [ppm] oder H2[ug]	Bemerkungen	Maßnahme
MI	15.06.2011	GA 94 (1)	11:07	0,00	0,00	±3vol.-%	±1vol.-%	75,60	1007	25,8	k.M.	Umgebungsluft, 60 sec. Messintervall	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	GA 94 (1)	11:04	58,50	39,90	±3vol.-%	±1vol.-%	0,60	1007	25,8	k.M.	20 Gasbeutel mit Prüfgas 1, Füllung	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	GA 94 (2)	11:13	0,00	0,00	±3vol.-%	±1vol.-%	79,70	1008	25,8	k.M.	Umgebungsluft, 60 sec. Messintervall	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	GA 94 (2)	11:16	58,60	40,80	±3vol.-%	±1vol.-%	0,30	1008	25,8	k.M.	20 Gasbeutel mit Prüfgas 1, Füllung	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	BM 2000	11:19	0,00	0,00	±3vol.-%	±1vol.-%	79,80	1007	26,0	0ppm	Umgebungsluft, 60 sec. Messintervall	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	BM 2000	11:24	57,40	38,50	±3vol.-%	±1vol.-%	4,00	1007	26,0	482ppm	20 Gasbeutel mit Prüfgas 1, Füllung	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	Pronova V	11:46	0,10	0,00	±2vol.-%	±1vol.-%	79,30	1008	26,2	144 dig	Umgebungsluft, 60 sec. Messintervall	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	Pronova V	12:05	58,20	39,20	±2vol.-%	±1vol.-%	2,50	1008	26,2	190dig	20 Gasbeutel mit Prüfgas 1, Füllung	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	Pronova V+	12:20	0,10	0,00	±2vol.-%	±1vol.-%	79,10	1008	26,2	0ppm	Umgebungsluft, 60 sec. Messintervall	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
MI	15.06.2011	Pronova V+	11:47	60,00	38,10	±2vol.-%	±1vol.-%	1,90	1008	26,2	470ppm	20 Gasbeutel mit Prüfgas 1, Füllung	Ausgangsmessung ohne Veränderungen
Nachmessung mit erneut gefüllten Prüfgasbeutel mit leichten Verbesserungen (Nullpunkteinstellung, Sauerstoffsensorkalibrierung):													
MI	15.06.2011	GA 94 (1)	15:22	60,00	40,00	±3vol.-%	±1vol.-%	0,00	1005	28,7	k.M.	20 Gasbeutel mit Prüfgas 2, Füllung, Prüfmessung unter 1111 gespeichert	neu kalibriert
MI	15.06.2011	GA 94 (2)	15:45	59,90	40,20	±3vol.-%	±1vol.-%	-0,10	1006	28,7	k.M.	20 Gasbeutel mit Prüfgas 2, Füllung, Prüfmessung unter 1111 gespeichert	neu kalibriert
MI	15.06.2011	BM 2000	15:23	59,80	39,90	±3vol.-%	±1vol.-%	0,30	1006	28,7	483ppm/ später 512ppm	20 Gasbeutel mit Prüfgas 2, Füllung, dann nullwertiger H2S-Sonde neu eingestakt, gespeichert unter Tag und Uhrzeit	neu kalibriert
MI	15.06.2011	Pronova V	15:12	58,50	39,40	±2vol.-%	±1vol.-%	2,10	1006	28,7	191 dig	20 Gasbeutel mit Prüfgas 2, Füllung	musst noch verbessert werden

Prüfbedingungen:

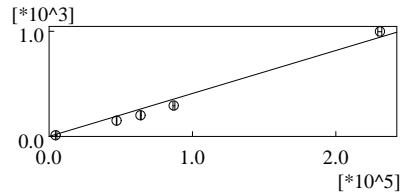
1. Messungen am Gasbeutel ohne Messgasveränderungen
2. mindestens 60 Sekunden lang Pumpenbetrieb zur Einstellung eines stabilen Messwertes
3. keinerlei Veränderungen der Prüfanordnung

Cottbus den 15.06.2011, Volker Schönberg

Datum, Unterschrift

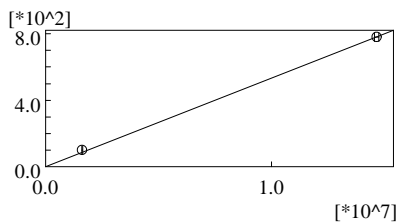
Die Bestimmung von H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> und CO<sub>2</sub> erfolgte zusätzlich mittels GC2010-TCD der Firma Shimadzu (Injektortemperatur: 78°C, Trägergasfluss: 28mlHe/min, Säule HayeSepQ (3,0 m x 2,0 mm ID x 1µm, Temperrampe 35°C-78°C, TCD-Temperatur 100°C).

ID#:1 Name:H2  
 $f(x)=4,09955199855e-003*x+0,0$   
 $R=0,995994381074$   $R^2=0,992004807131$   
 CurveType:Linear  
 ZeroThrough:Weight on Origin  
 External Standard



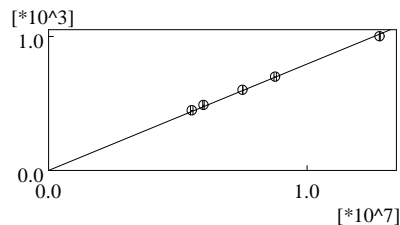
No.	Conc.	Area
1	10,000	4848
2	150,000	47340
3	295,000	87068
4	996,000	230767
5	200,000	64030

ID#:2 Name:N2  
 $f(x)=5,33429504785e-005*x+0,0$   
 $R=1,0$   $R^2=1,0$   
 CurveType:Linear  
 ZeroThrough:Weight on Origin  
 External Standard



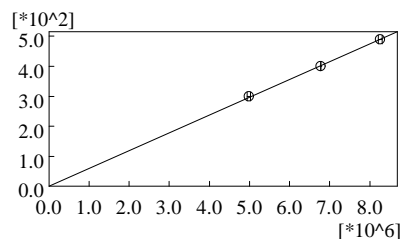
No.	Conc.	Area
2	100,000	1632168
6	780,000	14649381

ID#:3 Name:CH4  
 $f(x)=7,92714266025e-005*x+0,0$   
 $R=0,999913424117$   $R^2=0,99982685573$   
 CurveType:Linear  
 ZeroThrough:Weight on Origin  
 External Standard



No.	Conc.	Area
1	490,000	6009254
2	450,000	5557612
3	700,000	8777605
5	600,000	7516597
7	999,500	12807880

ID#:4 Name:CO2  
 $f(x)=5,93518943896e-005*x+0,0$   
 $R=0,999778919388$   $R^2=0,999557887652$   
 CurveType:Linear  
 ZeroThrough:Weight on Origin  
 External Standard



No.	Conc.	Area
1	490,000	8266567
2	300,000	4989733
5	400,000	6774158

## Anhang A-7: Kalibration GC2010-TCD

### Biogasvolumen

1. Zur quantitativen Bestimmung der Biogasproduktion wurden Trommelzählgeräte des Typs TG 05 und TG 01 (mit EDU32) der Firma Ritter eingesetzt. Die Volumenbestimmung erfolgte sowohl im kontinuierlichen als auch diskontinuierlichen Betrieb. Die Kalibration erfolgte bei 10 l/h:

TG	Messbereich	Kalibration bei	Messfehler	Prüfvolumen	minimaler Differenzdruck
05	1-60 l/h	10,5 l/h	+/-0,1%	2 l	0,4 mbar
01	0,5-30 l/h	10 l/h	+/-0,2%	2 l	0,3 mbar

2. Bei der diskontinuierlichen Methode wurde das Gas mittels gasdichten Säcken der Firma Tesseraux gesammelt und mittels gasdichter Pumpen NMP15 (1,3 l/min), NMP09 (0,75 l/m) und N86 (5,5 l/min) der Firma KNF über die Trommelgaszähler TG 05 gefördert. Dadurch bleibt man bei einer zu kleinen täglichen Gasproduktion im Messbereich der Gasuhr und unabhängig von Druckschwankungen. Insbesondere bei hohen Schwankungen der Methankonzentration ist diese Methode vorzuziehen, da die messbare Konzentration für den Gasbildungszeitraum repräsentativ ist.

Die Versuchsauswertung erfolgte unter Berücksichtigung von Druck und Temperatur während der Biogasvolumenbestimmung. Es erfolgte daher die Umrechnung auf Standardbedingungen nach DIN 38414 T8.

### Standardgärtetest

Die Bestimmung des maximalen Biogasertrages erfolgte durch die Durchführung Standardgärtetests unter Anlehnung an DIN 38414 T8. Es erfolgte die Doppelbestimmung und Mittelwertbildung. Der Animpfslamm ist Umwälzschlamm der örtlichen Abwasserreinigungsanlage. Entgegen dem Abbruchkriterium bei täglicher Biogasbildung von 1% der Gesamtproduktion, wird hier der Wert 0,5% festgelegt. Bei dieser Anwendung wird kein kommunaler Schlamm eingesetzt, sondern Maissilage. Die Gasproduktion geht erst langsam gegen Null, sodass auch am Ende des Ansatzzeitraumes eine gewisse hohe Gasproduktion vorliegt, die mit berücksichtigt werden sollte.

### ICP

Die Spurenelemente wurden mittels ICP iCAP6000 Series (Firma Thermo Fisher) nach EN ISO 11885 bestimmt. Es erfolgte kein vorgelagerter Aufschluss. Plasmaeinstellungen: Spülpumprate=50 U/min, Analysenpumprate=50 U/min, HF-Leistung=1150W, Hilfgas Argon=1l/min.

### Biofilmdicke

Neben der Biofilmdickenbestimmung durch Frischmassen- und Volumenbestimmung erfolgte die Dickenbestimmung direkt am Füllkörper. Es erfolgte die Abtrennung einer Wabe ohne Zerstörung der Biofilmschicht. Ein Teil der Wabe wurde freigekratzt, sodass wiederum ohne Beeinflussung des Biofilmes eine scharfe Schnittkante entsteht. Die Biofilmbewertung erfolgt am Mikroskop (Nikon Eclipse LV100 Epifluoreszenz Mikroskop mit Schrittmotor) in Anlehnung an die Methode in [188]. Die Biofilmdicke ergibt sich aus der Fixierung der Kunststoff- und Biofilmoberflächenebene. Die Auswertung kann mit Hilfe der NIS Element Software (Version BR 3.1) erfolgen, sodass ein 3-dimensionales Schichtmodell erstellt werden kann.

### FISH Protokoll

Die entnommenen Biofilmprouben wurden in Anlehnung an das in [195] empfohlene und durch [226] optimierte FISH-Protokoll behandelt. Es erfolgte im ersten Schritt eine Fixierung

in 4% Paraformaldehyd (PFA) bei 4°C. Anschließend folgten eine Enzym- und Ultraschallbehandlung (Bandelin electronic RK 106) als Vorbereitung für die Hybridisierung. Für die Enzymbehandlung wurde Lysozym (Muramidase, Fa. Serva, Deutschland) verwendet. Für die Hybridisierung wurden die Proben entsprechend dem Protokoll entwässert und mit der allgemeinen FISH-Sonde ARCH915 und den spezifischen FISH-Sonden MB310, MC1109, MG1200, MS821 sowie MX825 hybridisiert (Anhang A-9). Alle FISH-Sonden wurden mit dem Fluorophor CY3 gelabelt. Die Hybridisierung wurden mit unterschiedlichen Stringenzen durchgeführt, d.h. 35% für die FISH-Sonde ARCH915, 30% für die FISH-Sonde MB310, 45% für die FISH-Sonde MC1109, 20% für die FISH-Sonde MG1200, 40% für die FISH-Sonde MS821 und 50% für die FISH-Sonde MX825. Der Hybridisierungspuffer beinhaltete entweder 20%, 30%, 35%, 40%, 45% oder 50% Formamid, 0,9 mM NaCl, 20 mM Tris-HCl (pH7,2), 0,01% Natriumlaurylsulfat (SDS). Es wurden 50 ng der gelabelten FISH-Sonde pro 10 µL Hybridisierungspuffer gemischt und jeweils auf eine Probenkammer des Objektträgers gegeben. Der eigentliche Hybridisierungsschritt erfolgte bei 46°C für mindestens 2h in einem Thermoblock (Eppendorf, Germany). Anschließend wurde der Objektträger bei 48°C für 15 min in einem Waschpuffer gewaschen und danach im Dunkeln luftgetrocknet. Das Präparat wurde mit 4',6-diamidino-2-phenylindole (DAPI) angefärbt und schließlich mit einem Deckglas versehen. Die hybridisierten Objektträger wurden im folgenden Schritt sofort mikroskopiert oder, falls nicht anders möglich, bei -21°C eingefroren (maximal eine Woche). Die Präparate wurden mit einem Nikon Eclipse LV100 Epifluoreszenz Mikroskop untersucht. Die semiquantitative Analyse erfolgte mit der NIS Element Software (Version BR 3.1). Bei der Mikroskopie wurden zwei Filter verwendet. Filter 1 (Ex.: 330 bis 380 nm, DM: 400 nm, Su: 420 nm) diente hierbei der Fluoreszenz der mit DAPI angefärbten Biomasse. Die hybridisierten FISH-Proben wurden über Filter 2 mikroskopiert (Ex.: 510 bis 560 nm, DM: 575nm, Su: 590 nm). Die Bildanalyse wurde nach [226] mit der ROI-Funktion (region of interest) der NIS Element Software (Version BR 3.1) durchgeführt. Das spezifische Sonden-Bild wurde ins Verhältnis zum DAPI-Bild (Gesamtzellzahl) unter Berücksichtigung des Hintergrundsignals gesetzt [L]. Daraus ergab sich ein Wert für den prozentualen Anteil der spezifisch hybridisierten Mikroorganismen zur Gesamtbiomasse der jeweiligen Probe.

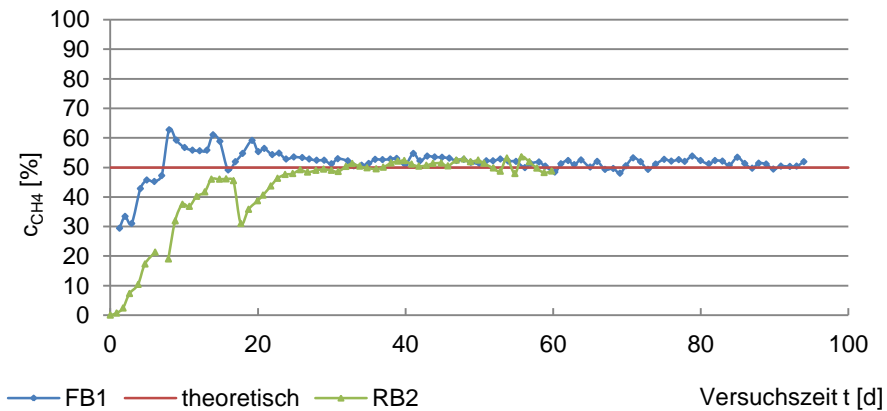
Spezifität	Abk.	Probennummer	Position auf 16S rRNA	Sequenz	Länge [Anzahl der Nukleotide]	Formamidkonz. [%]	Referenz
Archaea	ARCH915	pB-00027	915 – 934	5'- GTG CTC CCC CGC CAA TTC CT -3'	20	k. A.	Stahl, D. A. and R. Amann. (1991).
Bacteria	EUB338	pB-00159	338 – 355	5'- GCT GCC TCC CGT AGG AGT -3'	18	20	Amann R. I. et. al. (1990).
Methanosaeta spp.	MX825	pB-00232	825 - 847	5'- TCG CAC CGT GGC CGA CAC CTA GC -3'	23	50	Raskin L. et.al. (1994).
Methanosarcina	MS821	pB-01145	821 - 844	5'- CGC CAT GCC TGA CAC CTA GCG AGC -3'	24	40	Raskin L. et.al.(1994).
Methanomicrobium spp., Methanogenium spp., Methanoculleus spp., Methanospirillum spp., Methanocorpusculum spp., Methanoplanus spp.	MG1200	pB-00210	1200 - 1220	5'- CGG ATA ATT CGG GGC ATG CTG -3'	21	k. A.	Raskin L. et.al.(1994).
Methanobacterium spp., Methanobrevibacter spp., Methanosphaera spp.	MB310	pB-00203	310 - 331	5'- CTT GTC TCA GGT TCC ATC TCC G -3'	22	k. A.	Raskin L. et.al.(1994).
Methanococcus spp	MC1109	pB-00206	1109 - 1128	5'- GCAACA TAG GGC ACG GGT CT - 3'	20	45	Crocetti G. et. al. (2006).

A-9: Übersicht der verwendeten Sonden, [226]

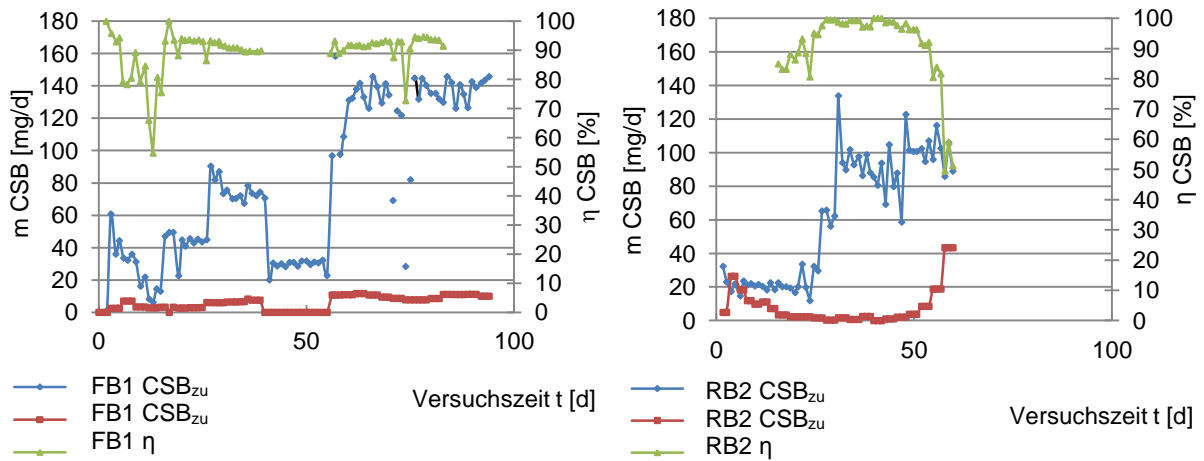
Element i	Methanomex (Spurenelementlösung)	Prozesswasser Versuchsbeginn	Probe FB1 Versuchsende	Probe RB1 Versuchsende	Probe RB2 Versuchsende
	c <sub>i</sub> [mg/l]	c <sub>i</sub> [mg/l]	c <sub>i</sub> [mg/l]	c <sub>i</sub> [mg/l]	c <sub>i</sub> [mg/l]
Al	231,3	0,6157	n.n.	24,420	17,34
As	n.n.	0,0083	0,013	0,002	0,011
B	2320	0,727	4,427	2,444	2,617
Ca	145	53,13	211,7	213,9	199
Cd	0,1029	0,0018	0,002	0,001	0
Cr	0,972	0,005	0,072	0,011	0,013
Cu	1139,5	0,1237	3,786	0,953	0,088
Fe	29210	3,339	176,2	40,10	51,02
Hg	n.n.	0,0008	n.n.	n.n.	n.n.
K	15830	2154	1296	1587	1804
Mg	47,35	59,69	71,55	92,74	108
Mn	9884	0,0795	4,472	1,408	1,999
Na	29060	115	233,8	149,5	144,5
P	10,42	41,69	79,30	5,199	7,261
Pb	n.n.	0,0132	0,2336	0,053	0,042
S	204,8	24,48	27,10	11,62	64,93
Sn	n.n.	n.n.	0,039	0,004	0,002
V	54,51	0,001	0,017	n.n.	n.n.
Zn	1414	0,914	22,39	6,412	10,42
Co	2916	0,0142	0,331	0,175	0,001
Mo	816,2	0,0038	0,069	0,111	0,133
Ni	13770	0,1043	0,828	1,028	0,921
Sb	n.n.	0,0008	0,004	0,0009	0,004
Se	1152	n.n.	n.n.	n.n.	n.n.
Ti	n.n.	n.n.	0,002	0,009	0,005

A-10: Spurenelementzusammensetzung

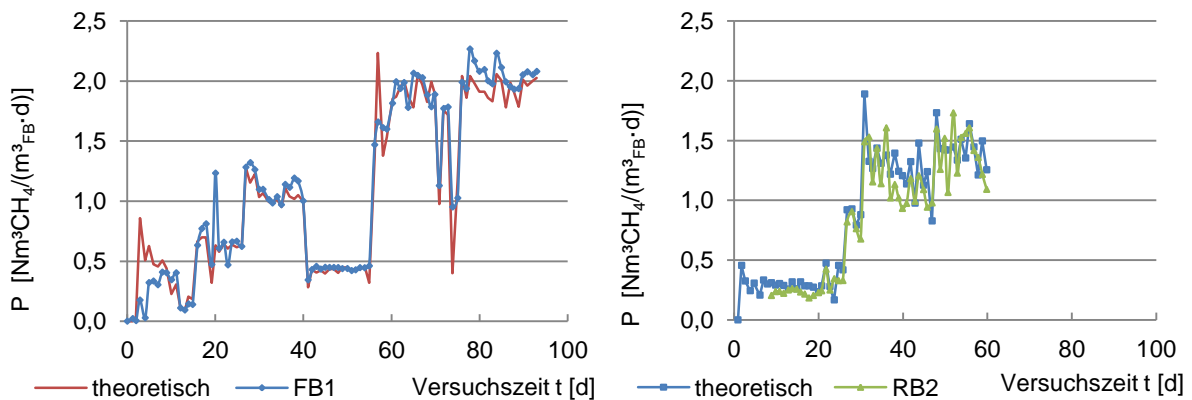
## Anhang B - Versuche zur Rieselmethanisierung mit Modellsubstrat



**B-1:  $c_{CH_4}$ -t Diagramm für den überstauten Festbettreaktor FB1 und den Rieselbettreaktor RB1**

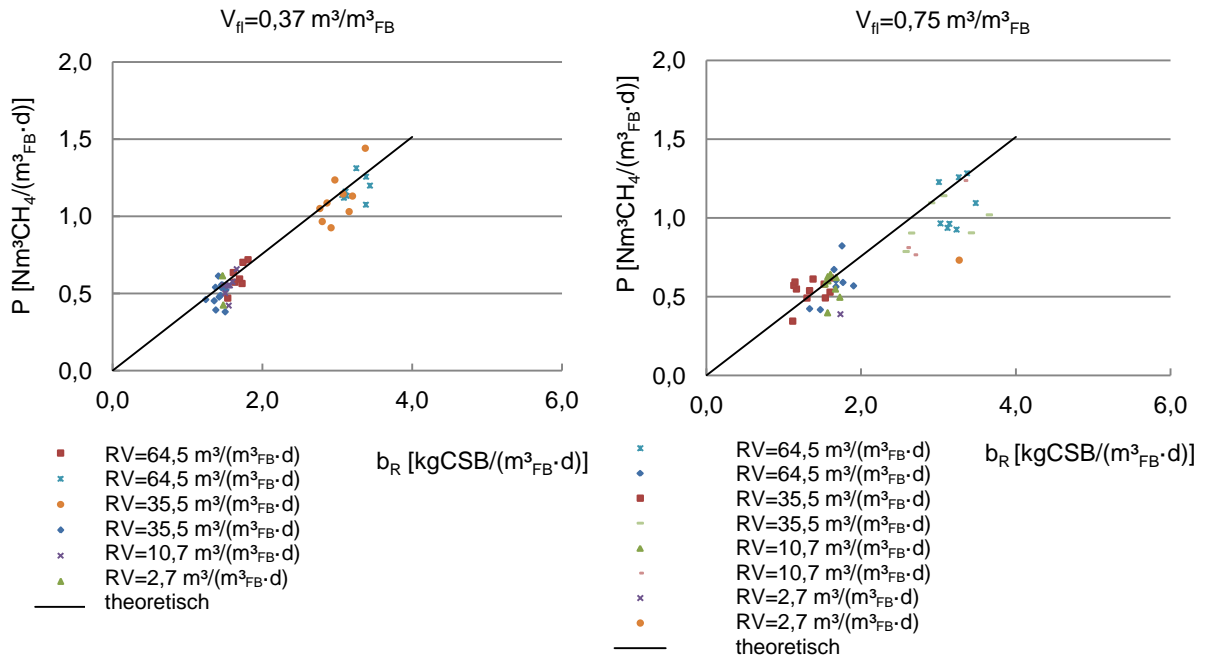


**B-2: CSB-t Diagramm für überstauten Festbettreaktor FB1 und Rieselbettreaktor RB2**

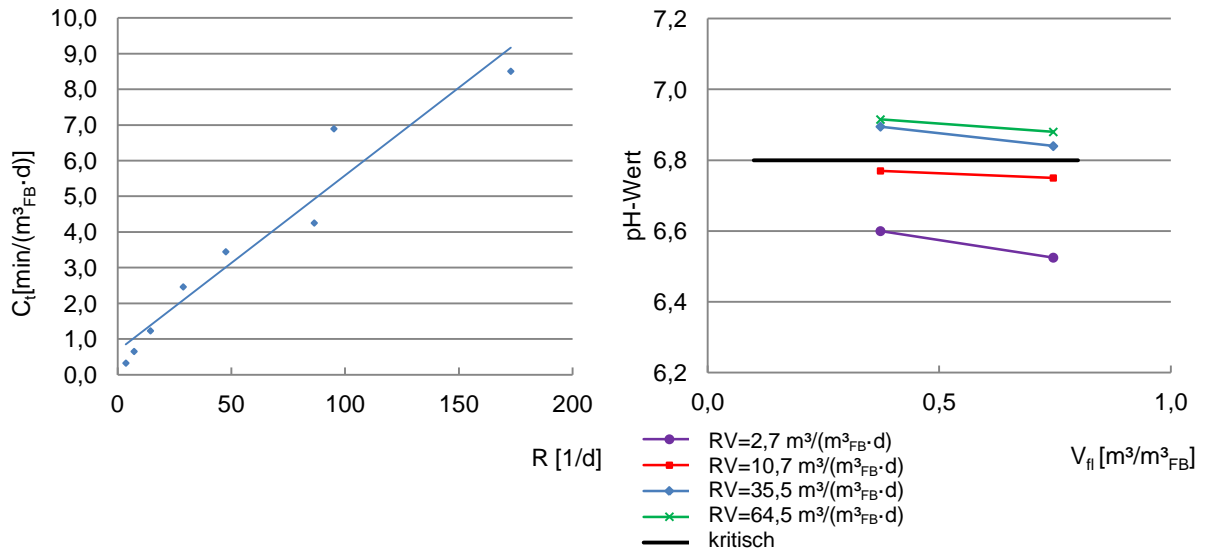


**B-3: P-t Diagramm für den überstauten Festbettreaktor FB1 und den Rieselbettreaktor RB2**





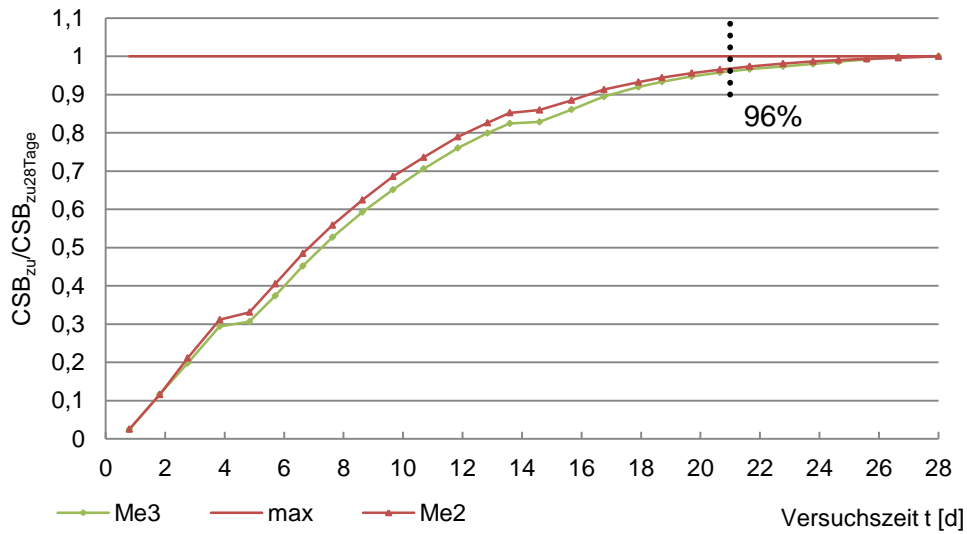
**B-4: P- $b_{RCSB}$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 unter Variation des Prozesswasservolumens**



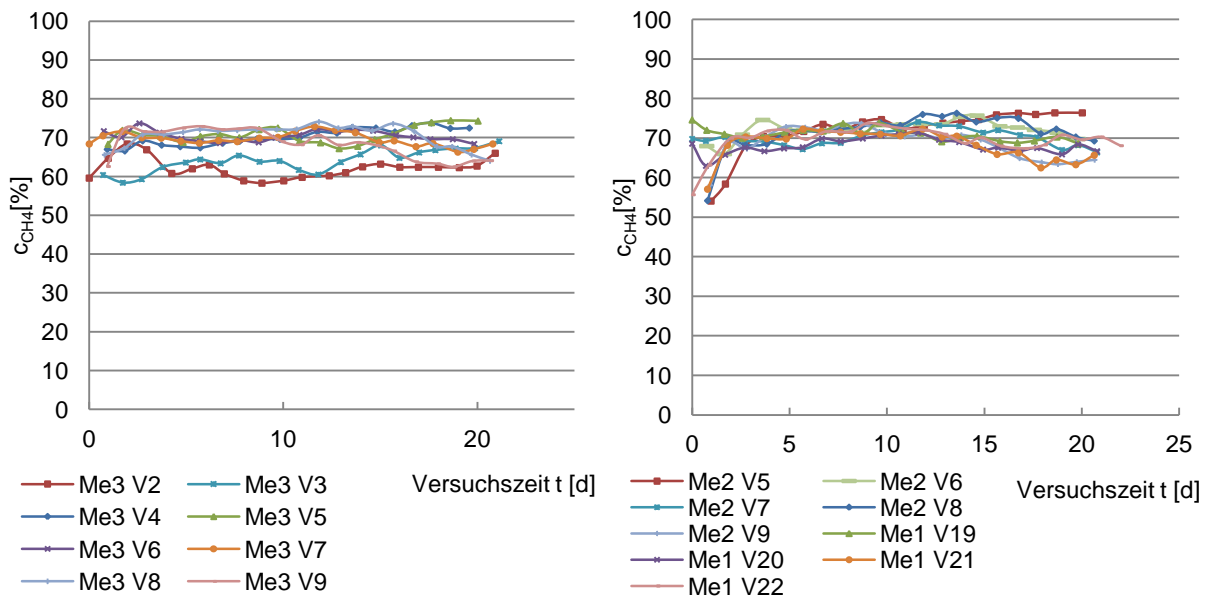
**B-5: Zusammenhang zwischen Kontaktzeit  $C_t$  und Verrieselungszahl  $R$  für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2**

**B-6: pH-Wert- $V_{fl}$  Diagramm für die Rieselbettreaktoren RB1 und RB2 für verschiedene Rezirkulationen unter Variation des Prozesswasservolumens**

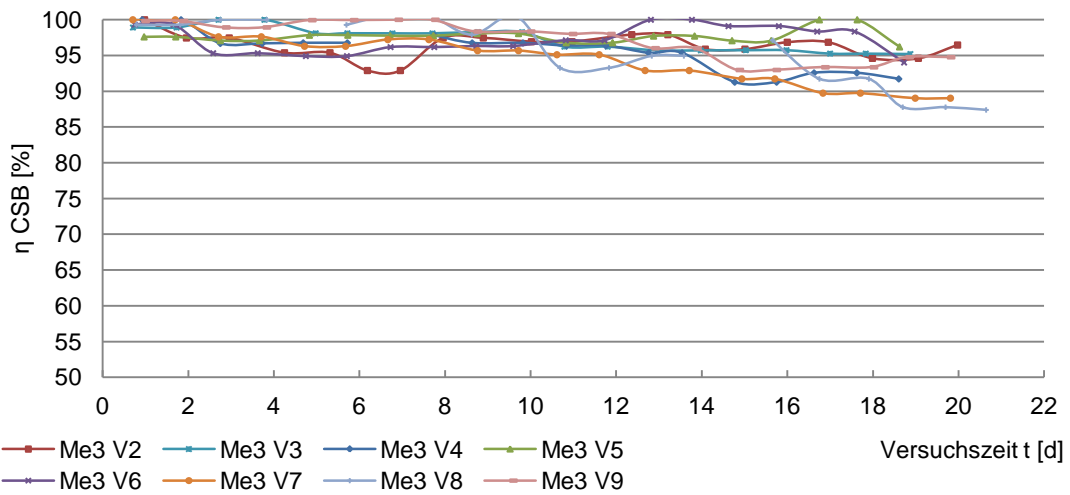
## Anhang C - Versuche zur Rieselmethanisierung mit Praxissubstrat



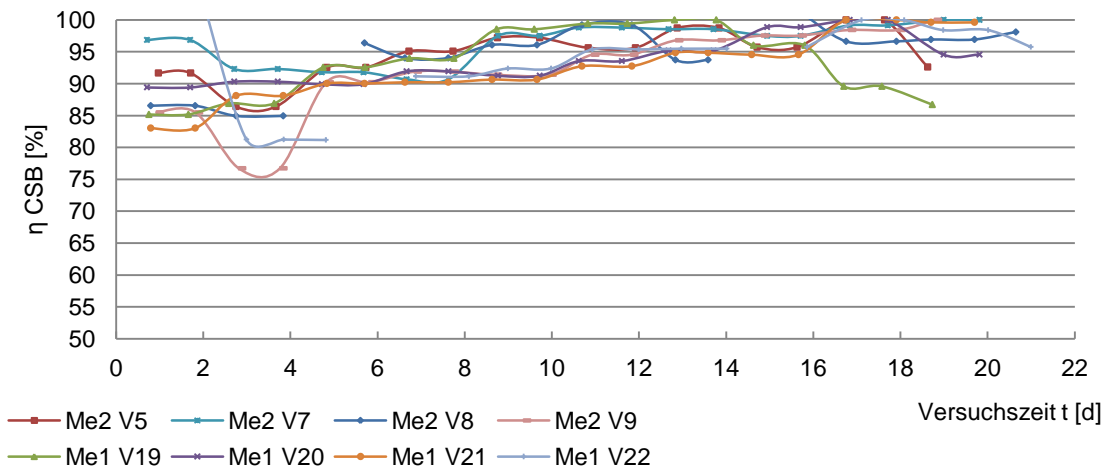
C-1: Vergleich der CSB Auswaschung zwischen dem 21. und 28. Versuchstag im Versuchsverlauf (mit gesonderten Versuchen am 4. und 14. Tag ohne Einfluss)



C-2: Methankonzentration im A: überstauten Festbettreaktor Me3 und B: Rieselbettreaktor Me2 bzw. Me1



**C-3: CSB Abbaugrad  $\eta$  im Festbettreaktor Me3**



**C-4: CSB Abbaugrad  $\eta$  im Rieselbettreaktor Me2 und Me1**

Versuch i	Reaktor	1. $\Sigma\text{CSB}_{\text{zu}_i} - \Sigma\text{CSB}_{\text{ab}_i}$	$\text{CH}_4$ i	2. $\text{CSB}_{\text{CH}_4}$	$\Delta$ 1.-2.
		<b>g</b>	<b>NI</b>	<b>g</b>	<b>g</b>
V1	Me2	2151	699	1997	154
V1	Me3	2213	780	2229	-16
V2	Me2	2852	980	2800	52
V2	Me3	3129	1122	3206	-77
V3	Me2	3501	1211	3460	41
V3	Me3	4202	1508	4309	-107
V4	Me2	3773	1280	3657	116
V4	Me3	4646	1608	4594	52
V5	Me2	3633	1316	3760	-127
V5	Me3	4143	1401	4003	140
V6	Me2	5507	2068	5909	-402
V6	Me3	6631	2450	7000	-369
V7	Me2	5922	2202	6291	-369
V7	Me3	6898	2316	6617	281
V8	Me2	7014	2296	6560	454
V8	Me3	7913	2510	7171	742
V9	Me2	6746	2321	6631	115
V9	Me3	7432	2338	6680	752
V19	Me1	7026	2394	6840	186
V20	Me1	6517	2243	6409	108
V21	Me1	5941	2257	6449	-508
V22	Me1	5756	1824	5211	545

**C-5: CSB Bilanz für den Bilanzraum Methanisierung**

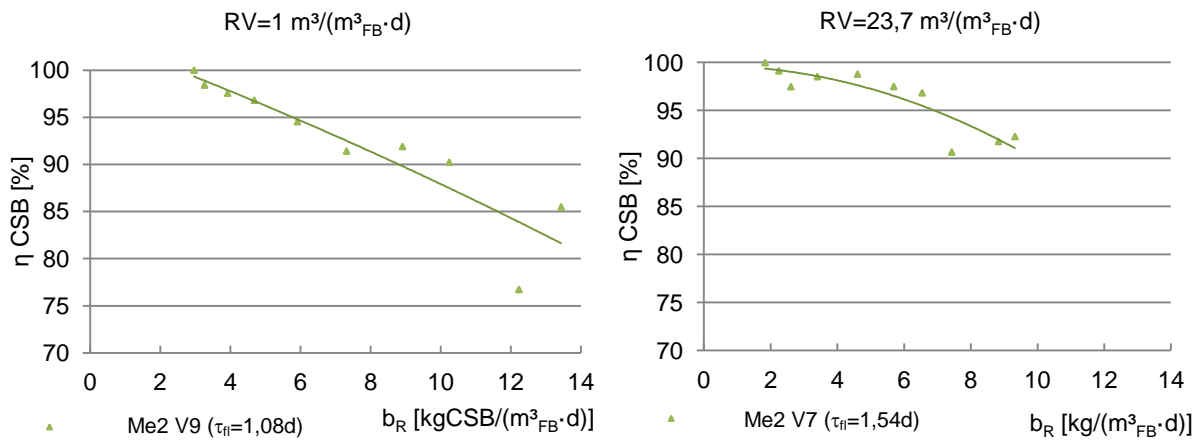
Reaktor	Versuch	$V_{fi}$	RV	$\varepsilon^*$	$Q_{zu}$	$\tau_{fi}$
		$\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$	$\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$	$\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{FB}}$	$\text{m}^3/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{d})$	[d]
Me3 (FB)	V2				0,22	<b>5,93</b>
	V3				0,33	<b>3,95</b>
	V4				0,55	<b>2,37</b>
	V5				0,55	<b>2,37</b>
	V6				0,55	<b>2,37</b>
	V7				0,55	<b>2,37</b>
	V8				0,77	<b>1,69</b>
	V9				0,77	<b>1,69</b>
	Me2 (RB)	V2	1,29	13,0	0,0162	0,22
V3		1,29	13,0	0,0162	0,33	<b>3,97</b>
V4		1,29	13,0	0,0162	0,55	<b>2,38</b>
V5		0,82	13,0	0,0162	0,55	<b>1,53</b>
V6		0,82	3,9	0,0052	0,55	<b>1,51</b>
V7		0,82	23,7	0,0203	0,55	<b>1,54</b>
V8		0,82	13,0	0,0162	0,77	<b>1,09</b>
V9		0,82	1,0	0,0052	0,77	<b>1,08</b>
Me1 (RB)		V7	0,27	13,0	0,0012	0,44
	V8	0,27	13,0	0,0149	0,22	<b>1,32</b>
	V9	0,27	13,0	0,0149	0,42	<b>0,69</b>
	V10	1,10	13,0	0,0149	0,51	<b>2,17</b>
	V11	1,10	13,0	0,0149	0,75	<b>1,47</b>
	V12	1,10	13,0	0,0149	0,51	<b>2,17</b>
	V13	1,10	13,0	0,0149	0,51	<b>2,17</b>
	V14	0,55	13,0	0,0149	0,51	<b>1,10</b>
	V15	1,10	13,0	0,0149	0,84	<b>1,32</b>
	V16	1,10	3,9	0,0103	0,84	<b>1,31</b>
	V17	0,55	3,9	0,0103	0,84	<b>0,66</b>
	V18	0,55	13,0	0,0149	0,84	<b>0,67</b>
	V19	0,27	13,0	0,0149	0,77	<b>0,38</b>
	V20	0,27	13,0	0,0149	0,77	<b>0,38</b>
V21	0,27	3,9	0,0103	0,77	<b>0,37</b>	
V22	0,27	3,9	0,0103	0,77	<b>0,37</b>	

**C-6: Ermittlung der hydraulischen Verweilzeit  $\tau_{fi}$**

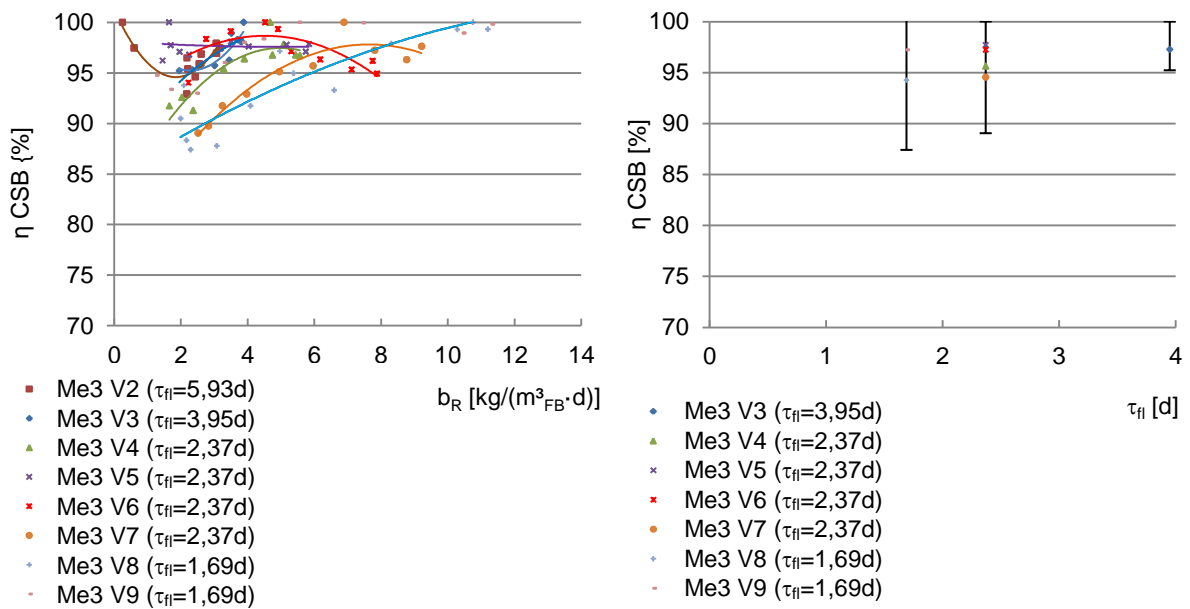
	Maissilage Charge 01/2011		Maissilage Charge 04/2011		Maissilage Charge 05/2011		Maissilage Charge 07/2011	
Tag	V CH <sub>4</sub> Mittel		V CH <sub>4</sub> Mittel		V CH <sub>4</sub> Mittel		V CH <sub>4</sub> Mittel	
[d]	[NI/kgOTR]	%	[NI/kgOTR]	%	[NI/kgOTR]	%	[NI/kgOTR]	%
0					0		0	
1	8,77	100,00	9,41	100,00	13,00	100,00	15,97	100,00
2	14,57	39,82	20,21	53,41	39,81	67,34	40,02	60,11
3	28,14	48,22	44,84	54,93	80,80	50,73	73,67	45,67
4	40,67	30,80	59,27	24,35	121,70	33,61	117,30	37,20
5	73,75	44,86	88,84	33,28	148,91	18,27	155,52	24,58
6	105,88	30,35	112,50	21,03	171,18	13,01	176,08	11,68
7	139,13	23,90	141,43	20,46	189,99	9,90	194,43	9,43
8	160,31	13,21	160,41	11,83	205,11	7,37	207,41	6,26
9	179,26	10,57	174,41	8,03	215,32	4,74	219,67	5,58
10	191,60	6,44	196,31	11,15	233,15	7,65	228,82	4,00
11	203,45	5,83	202,73	3,17	243,22	4,14	236,66	3,31
12	214,40	5,11	212,57	4,63	253,37	4,01	245,25	3,50
13	223,39	4,02	221,07	3,84	260,87	2,88	254,38	3,59
14	229,99	2,87	227,87	2,99	267,54	2,49	260,12	2,21
15	236,93	2,93	235,35	3,18	273,56	2,20	264,88	1,80
16	241,99	2,09	242,38	2,90	280,21	2,37	269,75	1,81
17	248,27	2,53	247,92	2,23	285,72	1,93	273,61	1,41
18	253,18	1,94	252,57	1,84	290,26	1,57	276,99	1,22
19	257,55	1,70	257,61	1,95	293,20	1,00	279,27	0,81
20	261,70	1,59	261,47	1,48	296,52	1,12	281,82	0,91
21	265,11	1,29	265,49	1,51	299,45	0,98	284,09	0,80
22	268,61	1,30	269,30	1,42	302,47	1,00	286,59	0,87
23	271,36	1,01	272,05	1,01	304,37	0,62	288,54	0,68
24	273,75	0,88	275,00	1,07	306,57	0,72	290,39	0,64
25	276,81	1,10	278,05	1,09	308,25	0,54	291,94	0,53
26	279,28	0,89	280,33	0,81	309,61	0,44	293,26	0,45
27	281,44	0,77	281,92	0,56	311,41	0,58	294,57	0,45
28	282,84	0,50	283,73	0,64	313,07	0,53	295,70	0,38
29	284,03	0,42	285,97	0,78	314,62	0,49	296,83	0,38
30	286,10	0,72	288,51	0,88	315,74	0,36	297,73	0,30
31	287,92	0,64	291,68	1,09	316,74	0,32	298,62	0,30
32	290,03	0,72	293,60	0,66	318,18	0,45	299,67	0,35
33	291,08	0,36			318,96	0,24	300,48	0,27
34	291,39	0,11			319,97	0,31	301,13	0,22
35	293,59	0,75			321,18	0,38	302,26	0,37
Grenzwert bei 1% der maximalen Methanproduktion (DIN 38414)								
Grenzwert bei 0,5% der maximalen Methanproduktion (Burkhardt) <sup>12</sup>								

**C-7: Auswertung der Standardgärversuche und Ermittlung der spezifischen Methanproduktivität nach DIN 38414**

<sup>12</sup> Festlegung erfolgt aufgrund des sich weiterhin hohen abzeichnenden Gaspotenzials über das 1% Abbruchkriterium nach DIN 38414 hinaus.



**C-8: η<sub>CSB</sub>-b<sub>R</sub> Diagramm für RV=1 und 23,7 m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d) im Rieselftreaktor Me2**



**C-9: η<sub>CSB</sub>-b<sub>R</sub> Diagramm und η<sub>CSB</sub>-τ<sub>fl</sub> Diagramm für den überstauten Festbettreaktor Me3**

Probe	Bezeichnung	TR [Ma%]	ØTR [Ma.%]	oTR [Ma%]	ØoTR [Ma%]	ØGV [Ma%]	m <sub>EW</sub> [kg]	m <sub>EW, oTR</sub> [kg]	η <sub>oTR</sub> [%]
M sys 2/3 V1	Mais Januar 11								
			30,91		29,71	96,1	26,65	7,9	
G Me 2 V1									
			15,95		15,25	95,2	25,70	3,9	50,5
G Me 3 V1									
			13,87		13,28	95,7	26,65	3,5	55,3
M Me 2/3 V2	Mais April 11								
			30,91		27,30	88,4	26,65	7,3	
G Me 2 V2		15,55		13,42					
		14,56	15,05	14,18	13,80	91,6	30,80	4,2	41,6
G Me 3 V2		16,55		16,15					
		14,65	15,60	14,23	15,19	97,4	29,95	4,5	37,5
M Me 2/3 V3	Mais Mai 11								
			29,25		28,65	96,8	26,65	7,6	
G Me 2 V3		13,94		13,38					
		13,87	13,91	13,38	13,38	96,2	29,15	3,9	48,9
G Me 3 V3		13,20		12,65					
		13,72	13,46	13,24	12,95	96,2	31,70	4,1	46,3
M Me 2/3-5	Mais Mai 11	29,37		28,22					
		29,02	29,19	27,82	28,02	96,0	26,65	7,5	
G Me 2 V4		12,51		11,95					
		13,60	13,05	13,01	12,48	95,6	28,25	3,5	52,8
G Me 3 V4		14,18		13,59					
		13,46	13,82	12,82	13,21	95,6	30,55	4,0	46,0
M Me 2/3-5	Mais Mai 11	29,37		28,22					
		29,02	29,19	27,82	28,02	96,0	26,65	7,5	
G Me 2 V5		15,01		14,39					
		13,47	14,24	12,88	13,63	95,7	28,25	3,9	48,4
G Me 3 V5		14,29		13,60					
		13,72	14,00	12,99	13,30	94,9	27,60	3,7	50,9
M Me 2/3-6	Mais Juli 11	38,45		36,99					
		36,33	37,39	34,86	35,92	96,1	26,65	9,6	
G Me 2 V6		13,01		12,09					
		13,76	13,38	12,88	12,48	93,3	31,10	3,9	59,5
G Me 3 V6		13,58		12,69					
		13,65	13,61	12,80	12,74	93,6	30,85	3,9	58,9
M Me 2/3-7	Mais Juli 11	37,54		36,06					
		37,93	37,74	36,40	36,23	96,0	26,65	9,7	
G Me 2 V7		12,75		11,88					
		12,41	12,58	11,56	11,72	93,2	29,00	3,4	64,8
G Me 3 V7		13,67		12,58					
		13,98	13,82	13,08	12,83	92,8	26,85	3,4	64,3
M Me 2/3-8	Mais Juli 11	38,31		36,75					
		37,91	38,11	36,32	36,53	95,9	26,65	9,7	
G Me 2 V8		14,77		13,80					
		14,95	14,86	13,95	13,88	93,4	21,95	3,0	68,7
G Me 3 V8		14,66		13,59					
		14,36	14,51	13,33	13,46	92,7	21,35	2,9	70,5
M Me 2/3-9	Mais Juli 11	38,74		37,27					
		38,75	38,75	37,22	37,24	96,1	26,65	9,9	
G Me 2 V9		14,53		13,43					
		15,13	14,83	14,13	13,78	92,9	25,05	3,5	65,2
G Me 3 V9		14,07		13,12					
		13,79	13,93	12,83	12,98	93,2	27,75	3,6	63,7

C-10: TR, oTR und η Bestimmung der Versuche V1-V9 der Reaktoren Me2 und Me3

Probe	Bezeichnung	TR [Ma%]	ØTR [Ma.%]	oTR [Ma%]	ØoTR [Ma%]	ØGV [Ma%]	m <sub>EW</sub> [kg]	m <sub>EW, oTR</sub> [kg]	η <sub>oTR</sub> [%]
M7	Aug	26,55		25,96					
		29,37	27,96	28,64	27,30	97,7	26,65	7,276	
G7		14,66		13,79					
		15,23	14,94	14,40	14,09	94,3	23,00	3,242	55,4
M8	Aug	35,61		34,34					
		33,20	34,41	31,94	33,14	96,3	26,65	8,832	
G8		18,00		17,10					
		18,32	18,16	13,30	15,20	83,7	31,3	4,758	46,13
M9	Okt								
			29,40		28,80	98,1	26,65	7,675	
G9									
			16,10		15,10	93,9	26,00	3,926	48,85
M10	Okt								
			34,56		33,50	97,0	26,65	8,928	
G10									
			17,91		17,30	96,6	32,00	5,536	37,99
M11	Okt								
			34,56		33,50	97,0	38,2	12,797	
G11									
			12,86		12,35	96,2	47,4	5,854	54,26
M12	Okt								
			29,32		28,30	96,4	26,65	7,542	
G12									
			13,48		12,80	94,7	27,00	3,456	54,18
M13	Jan 11	30,75		29,48					
		31,06	30,91	29,94	29,71	96,1	26,65	7,917	
G13		12,77		11,91					
		12,92	12,85	12,09	12,00	93,4	27,05	3,246	59,00
M14	Jan 11	28,14		26,81					
		26,61	27,37	25,47	26,14	95,5	26,65	6,966	
G14r		12,38		11,56					
		12,11	12,25	11,11	11,34	92,5	14,45	1,638	
G14l		12,31		10,93					
		12,26	12,29	10,69	10,81	88,0	15,65	1,692	52,20
M15	Mai 11								
			30,91		27,33	88,4	26,65	7,283	
G15									
			13,35		12,69	95,0	30,20	3,832	47,38
M16	Mai 11								
			29,25		28,30	96,8	26,65	7,542	
G16									
			13,12		12,50	95,5	28,7	3,588	52,43
M17	Mai 11								
			29,45		28,33	96,2	26,65	7,550	
G17									
			15,27		14,65	95,9	15,50	4,554	39,69
M18	Mai 11								
			29,76		28,62	96,2	26,65	7,627	
G18									
			14,33		13,68	13,7	31,10	4,254	44,22
M Me 2/3-6		38,45		36,99					
	Jul 11	36,33	37,39	34,86	35,92	96,1	26,65	9,573	
G Me 1-19		13,52		12,56					
		13,42	13,47	12,44	12,50	92,8	27,40	3,424	64,2

C-10: TR, oTR und η Bestimmung der Versuche V7-V19 des Reaktors Me1



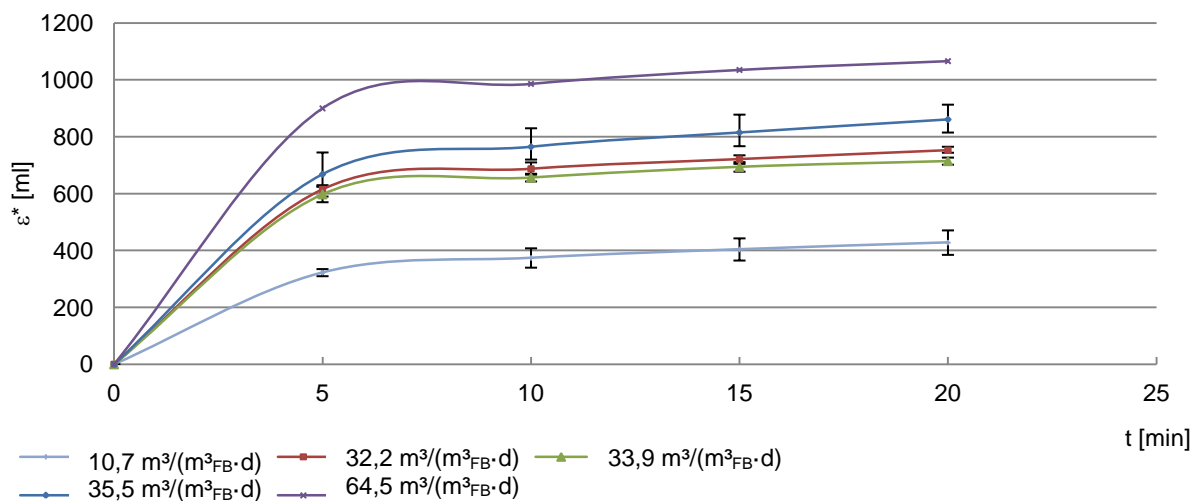
Probe	Bezeichnung	TR [Ma%]	ØTR [Ma.%]	oTR [Ma%]	ØoTR [Ma%]	ØGV [Ma%]	m <sub>EW</sub> [kg]	m <sub>EW, oTR</sub> [kg]	η <sub>oTR</sub> [%]
M Me 2/3-7	Jul 11	37,54	37,74	36,06	36,23	96,0	26,65	9,655	
		37,93		36,40					
G Me 1-20		15,18	14,28	14,28	13,41	93,9	25,95	3,479	64,0
		13,39		12,53					
M Me 2/3-8	Jul 11	38,31	38,11	36,75	36,53	95,9	26,65	9,736	
		37,91		36,32					
G Me 1-21		13,50	13,24	12,55	12,26	92,6	27,05	3,315	65,9
		12,97		11,97					
M22	Jul 11	36,71	36,48	34,13	34,46	94,5	26,65	9,183	
		36,25		34,79					
G22		13,96	14,54	13,01	13,58	93,4	25,55	3,470	62,2
		15,12		14,16					
M23	Jul 11	38,41	37,79	37,01	36,35	96,2	26,65	9,688	
		37,17		35,70					
G23		14,88	14,61	13,75	13,45	92,1	28,05	3,773	61,1
		14,34		13,15					

C-11: TR, oTR und η Bestimmung der Versuche V20-V23 des Reaktors Me1

## Anhang D - Flüssigkeitsrückhalt und Verweilzeitverhalten

t [min]	Q [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]										
	10,7	10,7	35,5	35,5	35,5	32,2	64,5	33,9	33,9	32,2	32,2
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	310	335	745	635	625	630	900	625	570	625	590
10	340	408	830	745	720	710	986	670	643	667	685
15	365	443	878	800	767,5	735	1035	711	677	705	724
20	385	471	913	855	815	765	1066	727	702	749	744

D-1: Datenaufnahme Flüssigkeitsrückhalt  $\epsilon^*$  in RB 1 und RB2 in ml



D-2: Flüssigkeitsrückhalt  $\epsilon^*$  im Rieselbettreaktor RB1 und RB2 unter Variation von Q

t [min]	Q [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]			
	1,0	3,9	13	23,7
0	0	0	0	0
1	170	550	340	800
2	215	725	450	1020
5	253	935	620	1160
10	304	1085	740	1290
15	343	1155	815	1405
20	382	1185	850	1480

D-3: Datenaufnahme Flüssigkeitsrückhalt in Me2 in ml



<b>Q m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d)</b>	<b>2,7</b>		<b>10,7</b>		<b>35,5</b>		<b>64,5</b>	
<b>V<sub>fi</sub> [l]</b>	<b>10</b>	<b>20</b>	<b>10</b>	<b>20</b>	<b>10</b>	<b>20</b>	<b>10</b>	<b>20</b>
<b>R [1/d]</b>	7,2	3,6	30,2	15,1	95,0	47,5	172,8	86,4
<b>R<sub>t</sub> [min]</b>	3,5	3,5	3,3	3,3	2,8	2,8	1,9	1,9
<b>C<sub>t</sub> [min/d]</b>	25,2	12,6	99,8	49,9	266,1	133,1	328,3	164,2
<b>C<sub>t</sub> [min/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d)]</b>	<b>940,3</b>	<b>470,5</b>	<b>3723,6</b>	<b>1861,8</b>	<b>9929,6</b>	<b>4964,8</b>	<b>12251,0</b>	<b>6125,4</b>

D-6: Ermittlung der Kontaktzeit C<sub>t</sub> in RB2

t min	Probe	10,7 m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)				35,5 m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)				64,5 m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)						
		HG	ΔV	Σ ΔV		HG	ΔV	Σ ΔV		HG	ΔV	Σ ΔV				
0		6	5	1		4,5	4	0,5		5,75	5,75	0				
0,5		6	5	1	1	4,5	4	0,5	0,5	5,75	5,75	0	0			
1	t1	6	5	1	2	4,5	4	0,5	1	5,75	5,75	0	0			
1,5		5	5	0	2	4	4	0	1	5,75	5,75	0	0			
2	t2	5	5	0	2	4	4	0	1	5,75	5,75	0	0			
2,5	t3	5	5	0	2	4	4	0	1	6	5,75	0,25	0,25			
3	t3/t4	6	5	1	3	10	4	6	7	59	5,75	53,25	53,5			
3,5	t4	6	5	1	4	59,5	4	55,5	62,5	<b>208</b>	<b>5,75</b>	<b>202,25</b>	<b>255,75</b>			
4	t5	11	5	6	10	70	4	66	128,5	<b>146</b>	<b>5,75</b>	<b>140,25</b>	<b>396</b>			
4,5	t6	15,5	5	10,5	20,5	<b>68</b>	<b>4</b>	<b>64</b>	<b>192,5</b>	88	5,75	82,25	478,25			
5	t7	16,5	5	11,5	32	<b>46</b>	<b>4</b>	<b>42</b>	<b>234,5</b>	57	5,75	51,25	529,5			
5,5	t8	18	5	13	45	38,5	4	34,5	269	45	5,75	39,25	568,75			
6	t9	<b>18</b>	<b>5</b>	<b>13</b>	<b>58</b>	32,5	4	28,5	297,5	37	5,75	31,25	600			
6,5	t10	18	5	13	71	27	4	23	320,5	32	5,75	26,25	626,25			
7	t11	16	5	11	82	25	4	21	341,5	28	5,75	22,25	648,5			
7,5	t12	15	5	10	92	21	4	17	358,5	22	5,75	16,25	664,75			
8	t13	13	5	8	100	18	4	14	372,5	20	5,75	14,25	679			
8,5	t14	9	5	4	104	15	4	11	383,5	18	5,75	12,25	691,25			
9	t15	10	5	5	109	17	4	13	396,5	16	5,75	10,25	701,5			
9,5	t16	6	5	1	110	13	4	9	405,5	15	5,75	9,25	710,75			
10	t17	7	5	2	112	10	4	6	411,5	12	5,75	6,25	717			
10,5	t18	7	5	2	114	9	4	5	416,5	11	5,75	5,25	722,25			
11	t19	7,5	5	2,5	116,5	8	4	4	420,5	9	5,75	3,25	725,5			
11,5	t20	7	5	2	118,5	8	4	4	424,5	8	5,75	2,25	727,75			
		R <sub>t</sub> (V/2)-2min=				4,1min	R <sub>t</sub> (V/2)-2min=				2,7min	R <sub>t</sub> (V/2)-2min=				1,9min

D-7: Ermittlung der Medianzeit in Me2 durch Verweilzeitversuche

Q [m³/(m³ <sub>FB</sub> ·d)]	3,9					13,0					23,7					1,0				
	20	40	60	80	94	20	40	60	80	94	20	40	60	80	94	20	40	60	80	94
V <sub>fi</sub> [l]																				
R[1/d]	14,4	7,2	4,8	3,6	3,1	47,5	23,8	15,8	11,9	10,1	86,4	43,2	28,8	21,6	18,4	3,6	1,8	1,2	0,9	0,8
R <sub>t</sub> [min]	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	4,6	4,6	4,6	4,6	4,6
Q <sub>zu</sub> [l/d]	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
τ <sub>fi</sub> [d]	0,5	1,0	1,5	2,0	2,4	0,5	1,0	1,5	2,0	2,4	0,5	1,0	1,5	2,0	2,4	0,5	1,0	1,5	2,0	2,4
C <sub>t</sub> [min/10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> <sub>zu</sub> ]	1,5	0,7	0,5	0,4	0,3	3,2	1,6	1,1	0,8	0,7	4,1	2,1	1,4	1,0	0,9	0,4	0,2	0,1	0,1	0,1
C <sub>t</sub> [min/(10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> <sub>zu</sub> · m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> )]	<b>20,2</b>	<b>10,1</b>	<b>6,7</b>	<b>5,1</b>	<b>4,3</b>	<b>43,9</b>	<b>22,0</b>	<b>14,6</b>	<b>11,0</b>	<b>9,3</b>	<b>56,2</b>	<b>28,1</b>	<b>18,7</b>	<b>14,1</b>	<b>12,0</b>	<b>5,7</b>	<b>2,8</b>	<b>1,9</b>	<b>1,4</b>	<b>1,2</b>
Q <sub>zu</sub> [l/d]	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56	56
τ <sub>fi</sub> [d]	0,4	0,7	1,1	1,4	1,7	0,4	0,7	1,1	1,4	1,7	0,4	0,7	1,1	1,4	1,7	0,4	0,7	1,1	1,4	1,7
C <sub>t</sub> [min/10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> <sub>zu</sub> ]	1,1	0,5	0,4	0,3	0,2	2,3	1,1	0,8	0,6	0,5	2,9	1,5	1,0	0,7	0,6	0,3	0,1	0,1	0,1	0,1
C <sub>t</sub> [min/(10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> <sub>zu</sub> · m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> )]	<b>14,4</b>	<b>7,2</b>	<b>4,8</b>	<b>3,6</b>	<b>3,1</b>	<b>31,4</b>	<b>15,7</b>	<b>10,5</b>	<b>7,8</b>	<b>6,7</b>	<b>40,2</b>	<b>20,1</b>	<b>13,4</b>	<b>10,0</b>	<b>8,5</b>	<b>4,1</b>	<b>2,0</b>	<b>1,4</b>	<b>1,0</b>	<b>0,9</b>

D-8: Ermittlung der Kontaktzeit C<sub>t</sub> in Me2

t	Me1						Speicher SP2a					
	V <sub>CH4</sub>	pH	C <sub>CSB</sub>	C <sub>CSB,o.HG</sub>	m <sub>CSB</sub>	η <sub>CSB</sub>	V <sub>CH4</sub>	pH	C <sub>CSB</sub>	C <sub>CSB,o.HG</sub>	m <sub>CSB</sub>	η <sub>CSB</sub>
	[l]		[mg/l]	[mg/l]	[g]	[%]	[l]		[mg/l]	[mg/l]	[g]	[%]
0	0,0	7,35	830	0			0	7,25	1440	610	36,0	
1	6,5	7,23	1960	1130	23,7	32,6	0,3	7,13	1480	650	38,4	
2	10,7	7,29	1580	750	15,8	55,3	1,0	7,12	1620	790	46,6	
3	12,5	7,29	1290	460	9,7	72,6	1,6	7,14	1480	650	38,4	
4	13,6	7,28	1230	400	8,4	76,1	2,5	7,16	1520	690	40,7	
5	14,1	7,27	1110	280	5,9	83,3	3,3	7,16	1410	580	34,2	2,8
6	14,0	7,34	1240	410	8,6	75,5	4,3	7,23	1380	550	32,5	7,8
7	14,8	7,36	1080	250	5,3	85,1	5,3	7,20	1310	480	28,3	19,5
8	14,4	7,36	1070	240	5,0	85,7	6,1	7,24	1360	530	31,3	11,2
9	14,8	7,35	1030	200	4,2	88,1	6,9	7,19	1280	450	26,6	24,6
27	16,8	7,30	1000	170	3,6	89,9	17,0	7,24	1110	280	16,5	53,1

D-9: Vergleich der Methanbildung suspensierter (Speicher) und fixierter (ME1) Biomasse

V4 $C_t=10,0 \text{ min}/(10^{-3} \text{ m}^3_{\text{zu}} \cdot \text{m}^3_{\text{FB}})$					V5 $C_t=15,7 \text{ min}/(10^{-3} \text{ m}^3_{\text{zu}} \cdot \text{m}^3_{\text{FB}})$					V6 $C_t=6,7 \text{ min}/(10^{-3} \text{ m}^3_{\text{zu}} \cdot \text{m}^3_{\text{FB}})$				
Zeit	$Y_{\text{Me2}}$	$Y_{\text{Sp2a}}$	$Y_{\text{gesamt}}$	$Y_{\text{Me2}}/Y_{\text{gesamt}}$	Zeit	$Y_{\text{Me2}}$	$Y_{\text{Sp2a}}$	$Y_{\text{gesamt}}$	$Y_{\text{Me2}}/Y_{\text{gesamt}}$	Zeit	$Y_{\text{Me2}}$	$Y_{\text{Sp2a}}$	$Y_{\text{gesamt}}$	$Y_{\text{Me2}}/Y_{\text{gesamt}}$
d	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$		d	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$			$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH}_4}/\text{d}$	
0,00					0,00					0,00				
0,93	5,4	14,3	19,6		0,97	9,4	0,7	10,1	0,93	0,75	0,6	3,7	4,3	
1,83	57,0	19,5	76,5	0,75	1,71	60,2	10,4	70,6	0,85	1,66	43,7	7,9	51,6	0,85
2,75	73,2	26,9	100,1	0,73	2,75	112,9	13,1	126,0	0,90	2,58	115,5	23,8	139,3	0,83
3,73	79,6	27,0	106,6	0,75	3,67	115,0	13,2	128,2	0,90	3,63	130,2	25,5	155,7	0,84
4,69	85,1	26,5	111,6	0,76	4,83	106,3	1,5	107,8	0,88	4,75	147,0	0,0	147,0	0,82
5,72	86,1	25,2	111,3	0,77	5,73	111,4	18,4	129,8	0,86	5,71	152,2	37,6	189,8	0,80
6,88	67,1	26,6	93,7	0,72	6,72	102,3	16,2	118,5	0,86	6,73	152,7	34,7	187,3	0,81
7,75	13,9	22,1	36,0	0,75	7,73	90,2	15,1	105,3	0,86	7,75	145,1	36,0	181,1	0,80
8,64	71,8	19,6	91,3	0,79	8,75	73,8	10,9	84,7	0,87	8,73	129,5	34,4	163,9	0,79
9,82	78,5	17,8	96,2	0,82	9,72	57,3	7,8	65,1	0,88	9,59	113,7	35,0	148,8	0,76
10,84	68,1	14,6	82,7	0,82	10,83	43,8	7,9	51,8	0,85	10,82	98,3	28,3	126,7	0,78
11,76	59,6	12,1	71,7	0,83	11,92	28,4	9,3	37,7	0,75	11,73	87,2	26,0	113,2	0,77
12,76	43,5	9,5	53,0	0,82	12,88	24,7	2,7	27,4	0,90	12,81	74,8	22,9	97,7	0,77
13,54	40,0	7,0	46,9	0,85	13,83	28,0	3,5	31,5	0,89	13,77	65,2	20,4	85,5	0,76
14,77	38,0	7,5	45,5	0,84	14,71	39,6	10,2	49,8	0,80	14,63	56,3	10,9	67,2	0,84
15,75	33,8	9,2	43,0	0,79	15,63	40,8	9,9	50,7	0,81	15,80	44,6	7,6	52,2	0,85
16,63	28,5	4,4	32,9	0,87	16,75	38,2	3,3	41,4	0,92	16,70	35,9	10,3	46,2	0,78
17,63	29,8	3,8	33,6	0,89	17,63	31,9	4,1	36,0	0,89	17,57	32,8	8,8	41,6	0,79
18,60	20,2	2,0	22,3	0,91	18,62	27,8	3,3	31,2	0,89	18,73	27,2	6,7	33,9	0,80
19,58	16,3	1,9	18,2	0,90	20,03	22,8	3,2	26,1	0,88	19,83	23,7	6,5	30,1	0,79
			∅	0,81				∅	0,87				∅	0,80

D-10: Ermittlung und Normierung des Methananteils im Rieselbettreaktor, Teil 1

V7 $C_i=18,7 \text{ min}/(10^{-3} \text{ m}^3_{\text{zu}} \cdot \text{m}^3_{\text{FB}})$					V8 $C_i=10,5 \text{ min}/(10^{-3} \text{ m}^3_{\text{zu}} \cdot \text{m}^3_{\text{FB}})$					V9 $C_i=1,4 \text{ min}/(10^{-3} \text{ m}^3_{\text{zu}} \cdot \text{m}^3_{\text{FB}})$				
Zeit	$Y_{\text{Me2}}$	$Y_{\text{Sp2a}}$	$Y_{\text{gesamt}}$	$Y_{\text{Me2}}/Y_{\text{gesamt}}$	Zeit	$Y_{\text{Me2}}$	$Y_{\text{Sp2a}}$	$Y_{\text{gesamt}}$	$Y_{\text{Me2}}/Y_{\text{gesamt}}$	Zeit	$Y_{\text{Me2}}$	$Y_{\text{Sp2a}}$	$Y_{\text{gesamt}}$	$Y_{\text{Me2}}/Y_{\text{gesamt}}$
d	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$		d	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$			$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	$\text{NI}_{\text{CH4}}/\text{d}$	
0,00					0,00					0,00				
0,71	43,7	8,6	52,3		0,79	62,3	13,0	75,3		0,93	72,8	23,6	96,4	0,75
1,70	131,0	25,6	156,6	0,84	1,81	191,6	18,6	210,2	0,91	1,82	151,4	48,2	199,7	0,76
2,71	168,5	30,7	199,1	0,85	2,75	207,6	34,9	242,5	0,86	2,81	171,4	55,9	227,2	0,75
3,71	185,6	37,6	223,2	0,83	3,83	174,9	44,3	219,2	0,80	3,76	177,4	62,6	240,0	0,74
4,72	175,0	38,6	213,6	0,82	4,83	29,7	17,0	46,7		4,82	148,0	53,1	201,1	0,74
5,68	144,2	47,8	192,0	0,75	5,70	167,7	35,5	203,3	0,83	5,80	130,7	41,0	171,6	0,76
6,66	138,5	49,4	187,9	0,74	6,63	166,6	37,1	203,7	0,82	6,84	125,6	36,8	162,3	0,77
7,63	123,5	45,3	168,9	0,73	7,62	144,3	31,5	175,8	0,82	7,70	114,3	33,9	148,1	0,77
8,76	105,2	38,0	143,2	0,73	8,63	125,9	29,9	155,9	0,81	8,69	107,1	30,9	138,1	0,78
9,72	87,3	30,2	117,4	0,74	9,66	115,0	26,6	141,6	0,81	9,94	91,4	26,8	118,2	0,77
10,62	79,4	25,7	105,2	0,76	10,69	92,5	22,7	125,9	0,73	10,92	81,9	23,9	105,8	0,77
11,60	74,3	20,4	94,8	0,78	11,83	90,4	20,8	111,2	0,81	11,81	73,5	25,0	98,5	0,75
12,68	60,2	17,2	77,3	0,78	12,83	71,1	15,6	86,7	0,82	12,84	64,3	19,9	84,2	0,76
13,71	55,9	13,7	69,6	0,80	13,58	67,3	15,7	83,0	0,81	13,82	53,0	18,2	71,1	0,74
14,94	38,8	7,2	46,0	0,84	14,58	7,4	9,5	16,9		14,81	43,3	8,5	51,8	0,84
15,71	38,1	11,6	49,7	0,77	15,66	49,3	7,4	56,7	0,87	15,68	38,1	9,7	47,8	0,80
16,83	32,5	7,0	39,6	0,82	16,75	50,7	10,0	60,7	0,84	16,81	37,1	16,8	53,8	0,69
17,71	25,1	5,0	30,1	0,83	17,91	32,7	7,7	40,3	0,81	17,95	19,6	10,8	30,5	0,64
18,99	20,8	4,3	25,2	0,83	18,70	29,4	5,8	35,2	0,83	18,78	22,5	14,1	36,5	0,61
19,81	18,0	3,4	21,4	0,84	19,70	22,9	5,1	27,9	0,82	19,75	20,0	11,7	31,7	0,63
					20,64	18,3	4,7	23,1	0,79					
					21,64	15,70	3,30	19,0	0,83					
					22,77	13,08	2,86	15,9	0,82					
					23,78	12,46	2,18	14,7	0,85					
					24,63	8,19	1,02	9,2	0,89					
					25,58	6,17	1,24	7,4	0,83					
					26,64	5,04	0,52	5,6	0,91					
					27,66	1,71	6,57	8,3						
			∅	0,79				∅	0,82				∅	0,74

D-11: Ermittlung und Normierung des Methananteils im Rieselbettreaktor, Teil 2

	Versuch	$Q_{zu}$	$V_{fl}$	RV	R	$C_t$
		$m^3/(m^3_{FB} \cdot d)$	$m^3/(m^3_{FB} \cdot d)$	$m^3/(m^3_{FB} \cdot d)$	1/d	$min/(10^{-3} m^3_{zu} \cdot m^3_{FB})$
<b>Me2</b>	4	0,55	1,29	13,02	<b>10,11</b>	<b>10,0</b>
	5	0,55	0,82	13,02	<b>15,84</b>	<b>15,7</b>
	6	0,55	0,82	3,95	<b>4,80</b>	<b>6,7</b>
	7	0,55	0,82	23,67	<b>28,80</b>	<b>18,7</b>
	8	0,77	0,82	13,02	<b>15,84</b>	<b>10,5</b>
	9	0,77	0,82	0,99	<b>1,20</b>	<b>1,4</b>
<b>Me1</b>	16	0,85	1,10	3,95	<b>3,60</b>	<b>3,6</b>
	17	0,85	0,55	3,95	<b>7,20</b>	<b>6,7</b>
	18	0,85	0,55	13,02	<b>23,76</b>	<b>15,7</b>
	19	0,85	0,27	13,02	<b>47,52</b>	<b>31,4</b>
	20	0,77	0,27	13,02	<b>47,52</b>	<b>31,4</b>
	21	0,77	0,27	3,95	<b>14,40</b>	<b>15,7</b>
	22	0,77	0,27	3,95	<b>14,40</b>	<b>15,7</b>

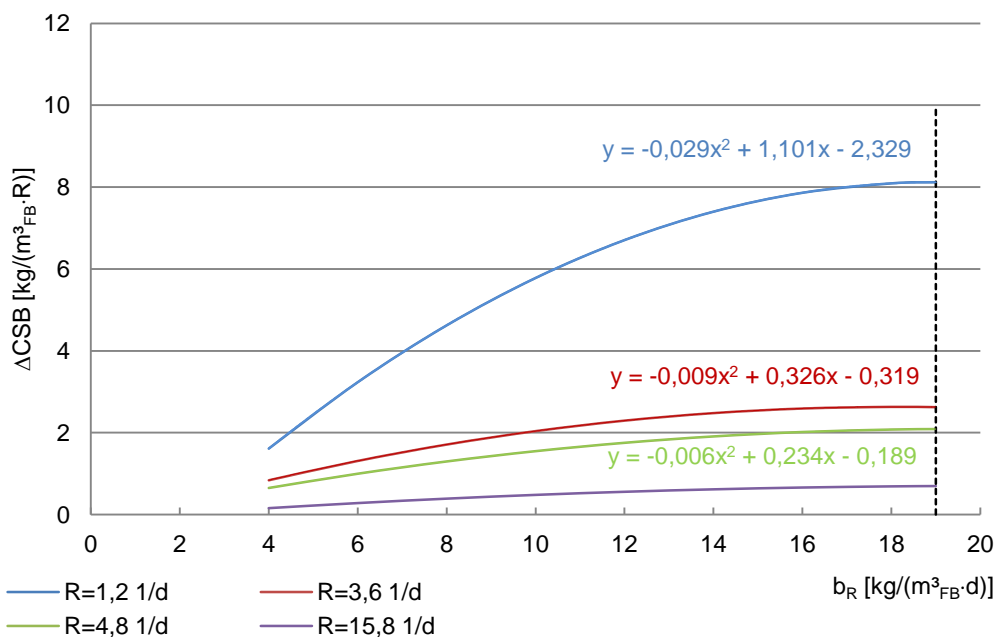
**D-12: Berechnung der Verrieselungszahl R und der Kontaktzeit  $C_t$  der Versuche in Me1 und Me2**



## Anhang E - Ermittlung des maximalen CSB Abbaus

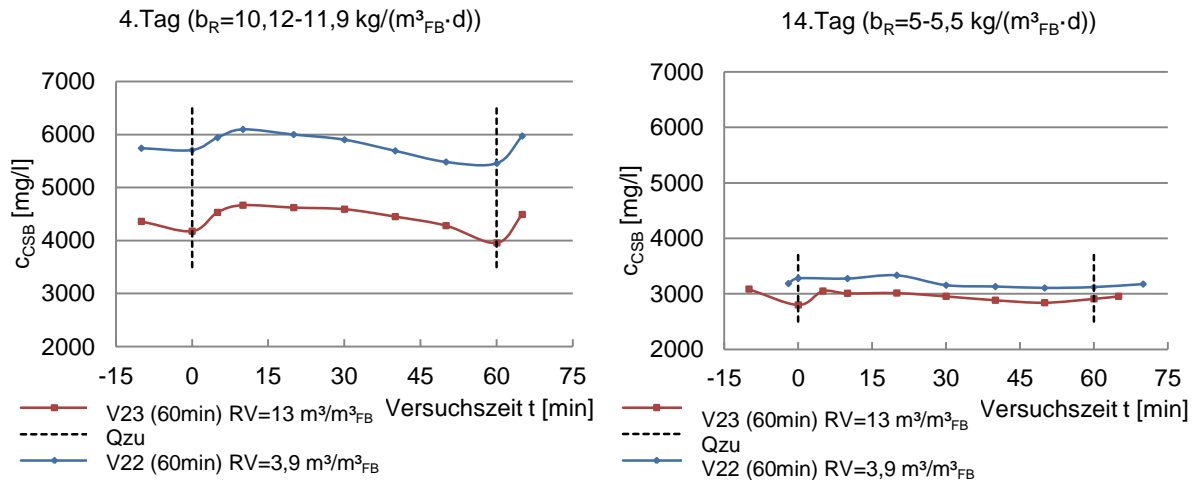
$b_R$	ME2 V9 (R=1,2)	Me1 V16 (R=3,6)	Me2 V6 (R=4,8)	Me2 V8 (R=15,8)
kg/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)				
0	-2,329	-0,319	-0,189	-0,139
2	-2,329	-0,319	-0,189	-0,139
4	1,611	0,841	0,651	0,157
6	3,233	1,313	0,999	0,281
8	4,623	1,713	1,299	0,389
10	5,781	2,041	1,551	0,481
12	6,707	2,297	1,755	0,557
14	7,401	2,481	1,911	0,617
16	7,863	2,593	2,019	0,661
18	8,093	2,633	2,079	0,689
<b>19</b>	<b>8,121</b>	<b>2,626</b>	<b>2,091</b>	<b>0,697</b>
20	8,091	2,601	2,091	0,701
22	7,857	2,497	2,055	0,697
24	7,391	2,321	1,971	0,677
26	6,693	2,073	1,839	0,641
28	5,763	1,753	1,659	0,589
30	4,601	1,361	1,431	0,521
32	3,207	0,897	1,155	0,437
34	1,581	0,361	0,831	0,337
36	-0,277	-0,247	0,459	0,221
38	-2,367	-0,927	0,039	0,089

E-1: Extrapolation der Abbaudifferenz in Abhängigkeit von der Raumbeladung für verschiedene Verrieselungszahlen R, (Auszug)



E-2: Extrapolation des Abbaus  $\Delta CSB$  in Abhängigkeit von der Raumbeladung  $b_R$  für verschiedene Verrieselungszahlen R, (Auszug)

## Anhang F - Einfluss der kontinuierlichen Substratzuführung



F-3: Verlauf des stündlichen Substratabbaus in Abhängigkeit von der Rezirkulation RV bei verschiedenen Raumbeladungen

Zeit [min]		Probe	pH	C <sub>CSB</sub> [mg/l]	C <sub>Qzu</sub> [mg/l]	b <sub>R</sub> [m³/(m³ <sub>FB</sub> ·d)]
-2		Ve500_1	7,39	4205		
0	Q <sub>zu</sub>	Ve500_2	7,39	4115	13180	10,11
2		Ve500_3	7,40	4140		
4		Ve500_4	7,38	4170		
6		Ve500_5	7,43	4100		
8		Ve500_6	7,38	4030		
10	Q <sub>zu</sub>	Ve500_7	7,37	4080		
12		Ve500_8	7,40	3955		
14		Ve500_9	7,40	3925		Q <sub>zu</sub> (10min)
			m <sub>CSBin</sub>	85825	mg	5126
			V <sub>fl</sub>	20	l	
			m <sub>CSBab</sub>	81600	mg	η
				<b>4225</b>	<b>mg/10 min</b>	0,82
				<b>25352</b>	<b>g/60 min</b>	

F-4: V21, 10 Minuten Abbau, RV= 3,9 m³/(m³<sub>FB</sub>·d), τ<sub>fl</sub>=0,37 d, 4. Tag

Zeit [min]		Probe	pH	C <sub>CSB</sub> [mg/l]	C <sub>Qzu</sub> [mg/l]	b <sub>R</sub> [m³/(m³ <sub>FB</sub> ·d)]
-2		Ve501_1	7,40	2715		
0	Q <sub>zu</sub>	Ve501_2	7,39	2795	5840	4,48
2		Ve501_3	7,41	2750		
4		Ve501_4	7,41	2730		
6		Ve501_5	7,41	2710		
8		Ve501_6	7,41	2755		
10	Q <sub>zu</sub>	Ve501_7	7,41	2800		
12		Ve501_8	7,40	2760		
14		Ve501_9	7,41	2720		Q <sub>zu</sub> (10min)
			m <sub>CSBin</sub>	57084	mg	2271
			V <sub>fl</sub>	20	l	
			m <sub>CSBab</sub>	56000	mg	η
				<b>1084</b>	<b>mg/10 min</b>	(0,48)
				<b>6505</b>	<b>g/60 min</b>	

F-5: V21, 10 Minuten Abbau, RV= 3,9 m³/(m³<sub>FB</sub>·d), τ<sub>fl</sub>=0,37 d, 14. Tag

Zeit [min]		Probe	pH	C <sub>CSB</sub> [mg/l]	C <sub>Qzu</sub> [mg/l]	b <sub>R</sub> [m³/(m³ <sub>FB</sub> ·d)]
-10		Ve502_I	7,41	5740		
0	Q <sub>zu</sub>	Ve502_II	7,4	5705	15620	11,98
5		Ve502_III	7,41	5940		
10		Ve502_IV	7,38	6095		
20		Ve502_V	7,35	5998		
30		Ve502_VI	7,41	5900		
40		Ve502_VII	7,44	5690		
50		Ve502_VIII	7,44	5480		
60	Q <sub>zu</sub>	Ve502_IX	7,44	5455		
65		Ve502_X	7,42	5970		Q <sub>zu</sub> (60min)
			m <sub>CSBin</sub>	137235	mg	36446
			V <sub>fl</sub>	20	l	
			m <sub>CSBab</sub>	109100	mg	η
				<b>28135</b>	<b>mg/60 min</b>	0,77
				<b>4689</b>	<b>mg/10 min</b>	

F-6: V22 60 Minuten Abbau, RV= 3,9 m³/(m³<sub>FB</sub>·d), τ<sub>fl</sub>=0,37d, 4. Tag

Zeit [min]		Probe	pH	C <sub>CSB</sub> [mg/l]	C <sub>Qzu</sub> [mg/l]	b <sub>R</sub> [m³/(m³ <sub>FB</sub> ·d)]
-2		Ve503_I	7,56	3185		
0	Q <sub>zu</sub>	Ve503_II	7,55	3280	7200	5,5
10		Ve503_III	7,53	3275		
20		Ve503_IV	7,54	3335		
30		Ve503_V	7,55	3155		
40			7,56	3130		
50		Ve503_VII	7,57	3105		
60	Q <sub>zu</sub>	Ve503_VIII	7,55	3120		
70		Ve503_IX	7,54	3175		Q <sub>zu</sub> (60 min)
			m <sub>CSBin</sub>	74747	mg	16800
			V <sub>fl</sub>	20	l	
			m <sub>CSBab</sub>	62400	mg	η
				<b>12347</b>	<b>mg/60 min</b>	0,73
				<b>1234</b>	<b>mg/10 min</b>	

F-7: V22 60 Minuten Abbau, RV= 3,9 m³/(m³<sub>FB</sub>·d), τ<sub>fl</sub>=0,37d, 14. Tag

Zeit [min]		Probe	pH	C <sub>CSB</sub> [mg/l]	C <sub>Qzu</sub> [mg/l]	b <sub>R</sub> [m³/(m³ <sub>FB</sub> ·d)]
-10		Ve504_I	7,37	4360		
0	Q <sub>zu</sub>	Ve504_II	7,39	4175	13200	10,12
5		Ve504_III	7,34	4530		
10		Ve504_IV	7,34	4665		
20		Ve504_V	7,34	4620		
30		Ve504_VI	7,35	4590		
40		Ve504_VII	7,37	4450		
50		Ve504_VIII	7,39	4280		
60	Q <sub>zu</sub>	Ve504_IX	7,42	3955		
65		Ve504_X	7,36	4490		Q <sub>zu</sub> (60 min)
			m <sub>CSBin</sub>	104558	mg	30800
			V <sub>fl</sub>	20	l	
			m <sub>CSBab</sub>	79100	mg	η
				<b>25458</b>	<b>mg/60 min</b>	0,83
				<b>4243</b>	<b>mg/10 min</b>	

F-8: V23 60 Minuten Abbau, RV= 13 m³/(m³<sub>FB</sub>·d), τ<sub>fl</sub>=0,38 d, 4. Tag

Zeit [min]		Probe	pH	C <sub>CSB</sub> [mg/l]	C <sub>Qzu</sub> [mg/l]	b <sub>R</sub> [m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
-10		Ve505_I	7,47	3085		
0	Q <sub>zu</sub>	Ve505_II	7,48	2800	6540	5,02
5		Ve505_III	7,45	3050		
10		Ve505_IV	7,46	3010		
20		Ve505_V	7,46	3015		
30		Ve505_VI	7,49	2955		
40		Ve505_VII	7,48	2885		
50		Ve505_VIII	7,48	2840		
60	Q <sub>zu</sub>	Ve505_IX	7,48	2910		
65		Ve505_X	7,50	2955		Q <sub>zu</sub> (60 min)
			m <sub>CSBin</sub>	64727	mg	15260
			V <sub>fl</sub>	20	l	
			m <sub>CSBab</sub>	58200	mg	η
				<b>6527</b>	<b>mg/60 min</b>	0,43
				<b>652,6</b>	<b>mg/10 min</b>	

F-9: V23 60 Minuten Abbau, RV= 13 m<sup>3</sup>/(m<sup>3</sup><sub>FB</sub>·d), τ<sub>fl</sub>=0,38 d, 14. Tag

## Anhang G - Biofilmbestimmung

Reaktor	$V_{\text{film}}$	$m_{\text{film}}$	$\rho_{\text{film}}$
	ml	g	g/cm <sup>3</sup>
Me3 (239. Tag)	10	10,78	<b>1,078</b>
FB1	10	10,50	<b>1,050</b>
RB3	10	11,02	<b>1,102</b>
RB1	10	9,99	<b>0,999</b>
Me2 (239.Tag)	10	11,54	<b>1,154</b>

G-1: Ermittlung der Biofilmdichte (FM)

Tag	Probe	FM	$\rho_{\text{FM}}$	$V_{\text{FM}}$	$a_{\text{FK}}$	$\rho_{\text{FK}}$	$m_{\text{FK}}$	$V_{\text{FK}}$	$A_{\text{FK}}$	$d_{\text{film}}$	$m_{\text{oTR,FK}}$	$X_{\text{BM}}$	Mikroskopie
		g/FK	g/cm <sup>3</sup>	cm <sup>3</sup> /FK	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	g/FK	m <sup>3</sup> /FK	m <sup>2</sup> /FK	mm	goTR/FK	goTR/cm <sup>3</sup>	mm
0	0	0	1,078	0,00	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,000</b>	0		<b>0,000</b>
28	I	1,07	1,078	0,99	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,046</b>	0,03	<b>0,030</b>	<b>0,062</b>
50	II	0,52	1,078	0,48	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,022</b>	0,04	<b>0,083</b>	<b>0,090</b>
84	III	2,23	1,078	2,07	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,096</b>	0,148	<b>0,071</b>	<b>0,025</b>
105	IV	4,49	1,078	4,16	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,194</b>	0,157	<b>0,038</b>	<b>0,081</b>
189	VI	13,28	1,078	12,32	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,574</b>	0,557	<b>0,045</b>	<b>0,400</b>
239	VII	14,87	1,078	13,79	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,643</b>	0,762	<b>0,055</b>	-
												$\emptyset 0,054$	

G-2: Bestimmung der Biofilmdicke  $d_{\text{film}}$  und Biomassekonzentration  $X_{\text{BM}}$  für Me3

Tag	Probe	FM	$\rho_{\text{FM}}$	$V_{\text{FM}}$	$a_{\text{FK}}$	$\rho_{\text{FK}}$	$m_{\text{FK}}$	$V_{\text{FK}}$	$A_{\text{FK}}$	$d_{\text{film}}$	$m_{\text{oTR,FK}}$	$X_{\text{BM}}$
		g/FK	g/cm <sup>3</sup>	cm <sup>3</sup> /FK	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	g/FK	m <sup>3</sup> /FK	m <sup>2</sup> /FK	mm	goTR/FK	goTR/cm <sup>3</sup>
0	0	0	1,154	0,00	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,000</b>	0,000	
28	I	0,62	1,154	0,54	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,025</b>	0,060	<b>0,112</b>
50	II	3,39	1,154	2,94	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,137</b>	0,230	<b>0,078</b>
84	III	8,24	1,154	7,14	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,333</b>	0,296	<b>0,041</b>
239	VII	14,95	1,154	12,95	305	91	6,402	0,0000704	0,021	<b>0,604</b>	1,198	<b>0,092</b>
												$\emptyset 0,081$

G-3: Bestimmung der Biofilmdicke  $d_{\text{film}}$  und Biomassekonzentration  $X_{\text{BM}}$  für Me2

Probe	FM	$\rho_{\text{FM}}$	$V_{\text{FM}}$	$a_{\text{FK}}$	$\rho_{\text{FK}}$	$m_{\text{FK}}$	$V_{\text{FK}}$	$A_{\text{FK}}$	$A_{\text{FK}}$	$d_{\text{film}}$	$m_{\text{oTR,FK}}$	$X_{\text{BM}}$
	g/FK	g/cm <sup>3</sup>	cm <sup>3</sup> /FK	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	g/FK	m <sup>3</sup> /FK	m <sup>2</sup> /FK	cm <sup>2</sup> /FK	mm	goTR/FK	goTR/cm <sup>3</sup>
FB1 VII	6,785	1,05	6,46	305	91	6,402	0,0000704	0,021	214,573	<b>0,301</b>	0,252	<b>0,039</b>
RB1 VII	4,100	0,999	4,10	305	91	6,402	0,0000704	0,021	214,573	<b>0,191</b>	0,272	<b>0,066</b>
RB3 VII	14,308	1,102	12,98	305	91	6,402	0,0000704	0,021	214,573	<b>0,605</b>	0,619	<b>0,048</b>

G-4: Bestimmung der Biofilmdicke  $d_{\text{film}}$  und Biomassekonzentration  $X_{\text{BM}}$  für die eingefahrenen Reaktoren FB1, RB1 und RB3

Tag	Pr.	gFM/FK	gTR/FK	goTR/FK	goTR/RK	goTR/m³FK	goTR/m²FK	gCSB/Versuch	ΣgCSB	Y <sub>oTR,CSB</sub> goTR/gCSB
0	0	0	0	0		0	0	0	0	
28	I	1,07	0,06	0,03	30	411,0	1,3	682	682	<b>0,044</b>
50	II	0,52	0,07	0,04	40	547,9	1,8	1462	2144	<b>0,019</b>
84	III	2,23	0,24	0,15	148	2027,4	6,6	3129	5273	<b>0,028</b>
105	IV	4,49	0,37	0,16	157	2150,7	7,1	4202	9475	<b>0,017</b>
189	VI	13,28	1,14	0,56	557	7630,1	25,0	17672	31793	<b>0,018</b>
239	VII	14,87	1,53	0,76	762	10438,4	34,2	15647	47440	<b>0,016</b>
										Ø=0,024

**G-5: Ermittlung des oTR des Biofilmes und des oTR Ertrages in Me3**

Tag	Pr.	gFM/FK	gTR/FK	goTR/FK	goTR/RK	goTR/m³Fk	goTR/m²Fk	gCSB/Versuch	ΣgCSB	Y <sub>oTR,CSB</sub> goTR/gCSB
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
28	I	0,62	0,12	0,06	60	821,9	2,7	751	751	<b>0,079</b>
50	II	3,39	0,39	0,23	230	3150,7	10,3	1400	2151	<b>0,106</b>
84	III	8,24	0,64	0,30	296	4054,8	13,3	2852	5003	<b>0,059</b>
239	VII	14,95	1,64	0,85	846	11595,9	38,0	13992	41331	<b>0,020</b>
										Ø=0,066

**G-6: Ermittlung des oTR des Biofilmes und des oTR Ertrages in Me2**

Reaktor Probe	Biomasse [gFM/FK]	TR [Ma%]	Masse TR [g]	TR <sub>film</sub> [g/FK]	TR <sub>film</sub> [%]	oTR [Ma%]	Masse oTR [g]	oTR <sub>film</sub> [g/FK]	oTR <sub>film</sub> [%]
<b>Me3</b>									
<b>Me3 o- I</b>	1,07	0,04	0,03	0,06	5,61	0,02	0,02	0,030	2,80
		0,04	0,03			0,01	0,01		
<b>Me3 o-II</b>	0,52	0,03	0,02	0,07	13,46	0,01	0,01	0,040	7,69
		0,07	0,05			0,04	0,03		
<b>Me3 o-III</b>	2,23	0,09	0,06	0,24	10,80	0,04	0,03	0,148	6,631
		0,08	0,10			0,05	0,06		
		0,08	0,08			0,06	0,06		
<b>Me3 o-IV</b>	4,49	0,64	0,11	0,37	8,27	0,25	0,04	0,157	3,498
		0,11	0,15			0,06	0,08		
		0,13	0,11			0,05	0,04		
<b>Me3 o-VI</b>	13,28	0,84	0,59	1,14	8,59	0,42	0,30	0,557	4,195
		0,16	0,19			0,10	0,12		
		0,45	0,36			0,17	0,14		
<b>Me3 u-VI</b>	14,46	0,84	0,82	1,44	9,92	0,38	0,37	0,664	4,591
		0,26	0,32			0,14	0,18		
		0,32	0,30			0,12	0,11		
<b>Me3o-VII</b>	14,87	0,89	0,99	1,53	10,30	0,45	0,50	0,762	5,126
		0,15	0,21			0,09	0,12		
		0,29	0,33			0,12	0,13		
<b>Me2</b>									
<b>Me2 o- I</b>	0,62	0,05	0,05	0,12		0,03	0,03	0,060	9,68
		0,12	0,07			0,05	0,03		
<b>Me2 o- II</b>	3,39	0,20	0,16	0,39		0,11	0,09	0,230	6,78
		0,30	0,23			0,18	0,14		
<b>Me2 o-III</b>	8,24	0,51	0,46	0,64	7,72	0,28	0,25	0,296	3,594
		0,07	0,08			0,04	0,05		
		0,08	0,10			0,05	0,06		
<b>Me2 o-VII</b>	14,95	1,42	1,34	1,64	10,54	0,77	0,73	0,847	5,433
		0,13	0,19			0,08	0,12		
		0,18	0,12			0,09	0,06		
<b>Me1</b>									
<b>Me1o-IIa</b>	30,53	2,82	2,95	3,63	11,90	1,71	1,79	2,163	7,084
		0,27	0,30			0,18	0,20		
		0,30	0,38			0,14	0,18		
<b>Me1o-IIb</b>	34,93	2,75	3,77	4,22	12,09	1,71	2,35	2,597	7,435
		0,18	0,22			0,11	0,13		
		0,23	0,23			0,11	0,12		
<b>FB1</b>									
<b>FB1_VII</b>	6,79	0,14	0,11	0,26	3,80	0,15	0,11	0,252	3,714
		0,07	0,11			0,06	0,09		
		0,07	0,05			0,07	0,05		
<b>RB1</b>									
<b>RB1_VII</b>	4,10	0,20	0,18	0,44	10,76	0,12	0,10	0,272	6,634
		0,11	0,12			0,07	0,08		
		0,13	0,15			0,08	0,09		
<b>RB3</b>									
<b>RB3o_IIa</b>	15,22	0,79	0,77	1,18	7,73	0,47	0,46	0,698	4,586
		0,20	0,25			0,12	0,15		
		0,16	0,15			0,10	0,09		
<b>RB3o_IIb</b>	13,40	1,05	0,75	0,97	7,27	0,56	0,41	0,541	4,039
		0,09	0,13			0,06	0,08		
		0,09	0,09			0,06	0,06		

G-7: TR und oTR Bestimmung der Biofilme der Reaktoren RB1, FB1, RB3, Me1, Me2 und Me3

## Anhang H - Stoffübergang, Umsatzlimitierung und Populationsdynamik

Reaktor	1		2				3		2-1-3		Lückengrad $\epsilon_{FK, film}$	
	V	V <sub>FK</sub>	V <sub>RK</sub>	h <sub>RK</sub>	A <sub>RK</sub>	Ød <sub>RK</sub>	V <sub>film</sub>	V <sub>äqu</sub>	h <sub>RK</sub>	A <sub>RK, äqu</sub>		d <sub>äqu</sub>
	[l/FK]	[l/1000FK]	[l]	[m]	[m <sup>2</sup> ]	[m]	[l]	[l]	[m]	[m]	[m]	[m <sup>2</sup> /m <sup>2</sup> ]
Me3	0,0086	8,5714	73,00	0,42	0,17	0,47	13,79	50,64	0,42	0,12	<b>0,39</b>	0,69
FB1	0,0086	2,9143	26,80	0,38	0,07	0,30	2,14	21,75	0,38	0,06	<b>0,27</b>	0,81

H-1: Berechnung des äquivalenten Durchmessers des überstauten Festbettreaktors Me3 und FB1, 239. Versuchstag

Reaktor	RV	$\epsilon^*$	V <sub>RK</sub>	h <sub>RK</sub>	A <sub>äqu</sub>	d <sub>äqu</sub>
	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	[m <sup>3</sup> ]	[m]	[m]	[m <sup>2</sup> ]	[m]
Me2	1,0	0,000382	0,073	0,42	0,0009	<b>0,034</b>
	3,9	0,000850	0,073	0,42	0,0020	<b>0,051</b>
	13,0	0,001185	0,073	0,42	0,0028	<b>0,060</b>
	23,7	0,001480	0,073	0,42	0,0035	<b>0,067</b>
RB1 RB2	1,0	0,000215	0,0268	0,38	0,0006	<b>0,027</b>
	3,9	0,000428	0,0268	0,38	0,0011	<b>0,038</b>
	13,0	0,000833	0,0268	0,38	0,0022	<b>0,053</b>
	23,7	0,000970	0,0268	0,38	0,0026	<b>0,057</b>

H-2: Berechnung des äquivalenten Durchmessers der Rieselbettreaktoren in Abhängigkeit von der Rezirkulation, 239. Versuchstag

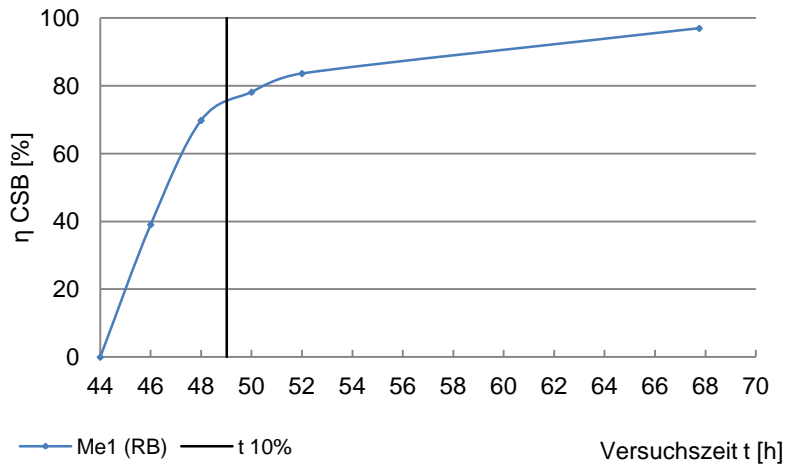
T [°C]	$\eta^*$ [kg/m·s]	$\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]
0,0	0,001788	999,84
10	0,001305	999,70
20	0,001004	998,20
30	0,000801	995,64
<b>37</b>	<b>0,000695</b>	<b>993,32</b>
40	0,000653	992,21
50	0,000550	988,03

H-3: kinematische Viskosität und Dichte von Wasser

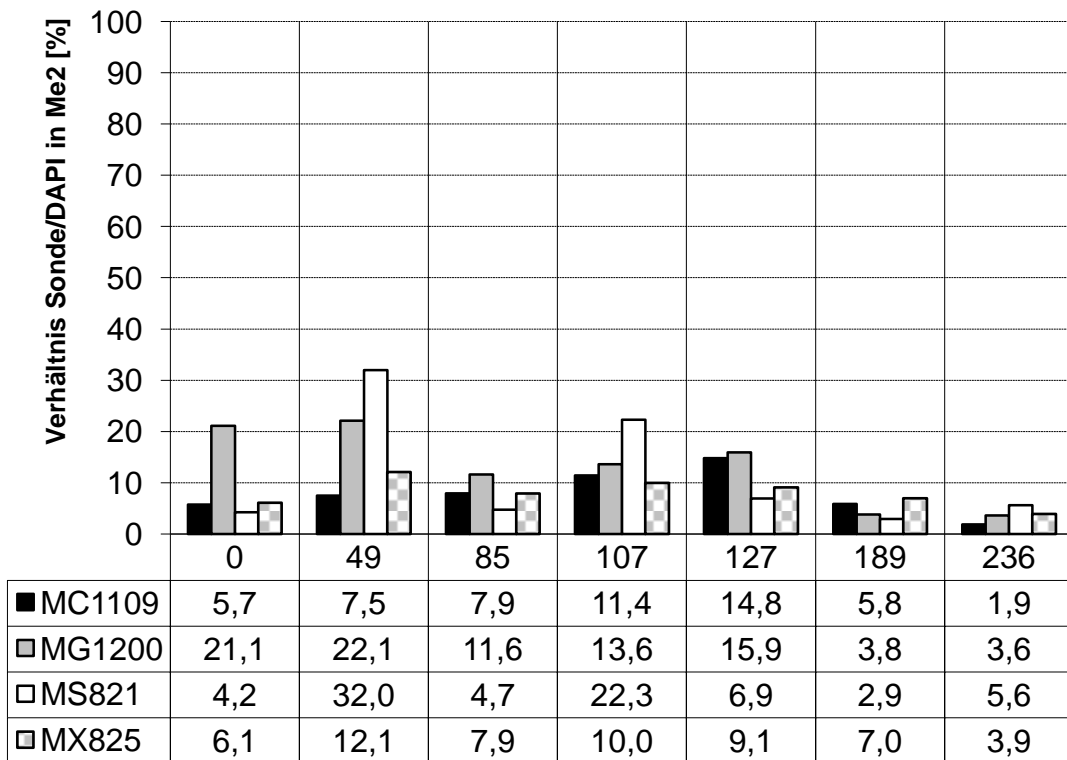
i	K <sub>H,i</sub>	p <sub>Umgebung</sub>	c <sub>i,gas</sub>	p <sub>i</sub>	c <sub>i,fl</sub>
	[mol/(l·bar)]	[mbar]	[%]	[mbar]	[mol/l]
Wasserstoff	7,8E-04	1013	80	810,4	6,3E-04
	7,8E-04	1013	40	405,2	3,2E-04
	7,8E-04	1013	20	202,6	1,6E-04
	7,8E-04	1013	1	10,13	7,9E-06

H-4: Ermittlung des Stoffüberganges in Abhängigkeit von der Wasserstoffkonzentration c<sub>i,gas</sub> im Gasgemisch

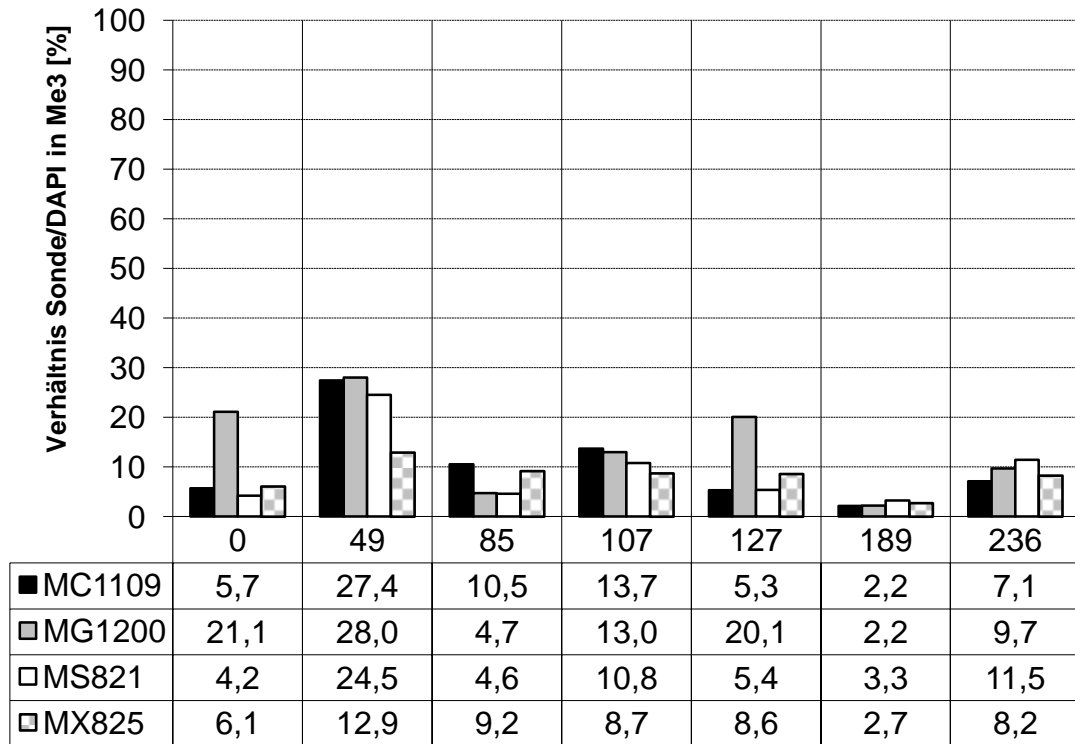




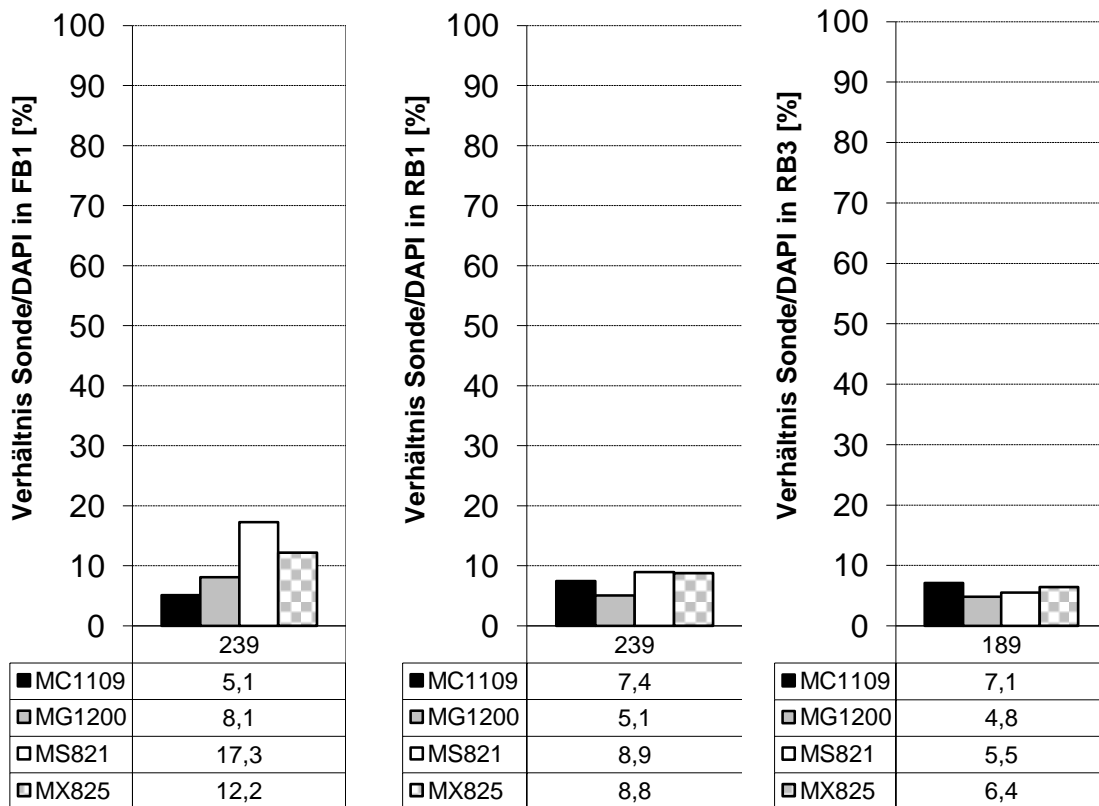
**H-5: Entwicklung des Substratabbaus ab dem Ende der Substratzufuhr im Rieseltbettreaktor Me1**



**H-6: Populationsdynamik im Rieseltbettreaktor Me2 für 236 Versuchstage. Die FISH-Sonden MC1109 und MG1200 hybridisieren hydrogenotrophe Methanogene. Die FISH-Sonde MS821 hybridisiert eine acetoklastische/hydrogenotrophe Familie der Methanogenen. Die FISH-Sonde MX825 hybridisiert eine acetoklastische Spezies der Methanogenen**



H-7: Populationsdynamik im überstauten Festbettreaktor Me3 für 236 Versuchstage. Die FISH-Sonden MC1109 und MG1200 hybridisieren hydrogenotrophe Methanogene. Die FISH-Sonde MS821 hybridisiert eine acetoklastische/hydrogenotrophe Familie der Methanogenen. Die FISH-Sonde MX825 hybridisiert eine acetoklastische Spezies der Methanogenen

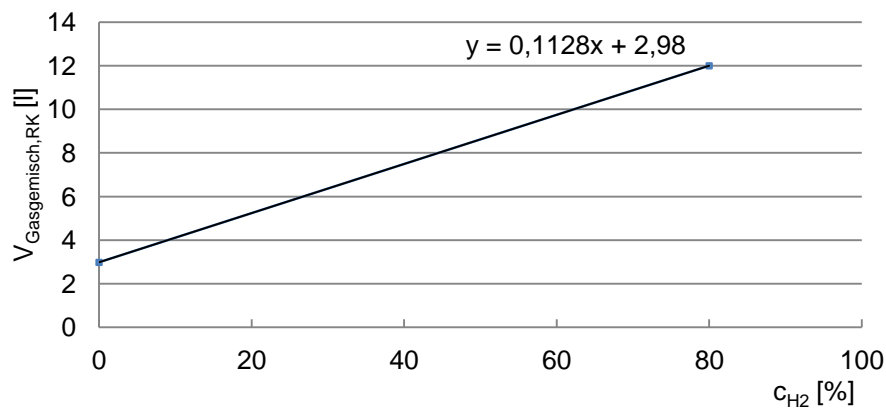


H-8: Populationszusammensetzung im überstauten Festbettreaktor FB1 (Ac), Rieselfestbettreaktor RB1 (Ac) und Rieselfestbettreaktor RB3 (H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>)

## Anhang I - Versuche zur Rieselmethanisierung mit gasförmigem Substrat

$V_{H_2/CO_2}$	$c_{H_2}$	$\rho_{H_2}(0^\circ C)$	$M_{H_2}$	$n_{H_2}$	$n_{CO_2}$	$n_{CH_4}$	$n_{H_2O}$	$\rho_{CH_4}(0^\circ C)$	$M_{CH_4}$	$V_{CH_4}$	$\rho_{H_2O}(0^\circ C)$	$M_{H_2O}$	$V_{H_2O}$
Nm <sup>3</sup>	%	kg/Nm <sup>3</sup>	kg/mol	mol	mol	mol	mol	kg/Nm <sup>3</sup>	kg/mol	Nm <sup>3</sup>	kg/Nm <sup>3</sup>	kg/mol	Nm <sup>3</sup>
				4	1	1	2						
0,004	80	0,0899	0,002	0,14	0,04	0,04	0,07	0,72	0,016	<b>0,0008</b>	999,84	0,018	<b>1,3E-06</b>
0,006	80	0,0899	0,002	0,21	0,05	0,05	0,11	0,72	0,016	<b>0,0012</b>	999,84	0,018	<b>1,9E-06</b>
0,010	80	0,0899	0,002	0,36	0,09	0,09	0,18	0,72	0,016	<b>0,0020</b>	999,84	0,018	<b>3,2E-06</b>
0,015	80	0,0899	0,002	0,54	0,13	0,13	0,27	0,72	0,016	<b>0,0030</b>	999,84	0,018	<b>4,8E-06</b>

I-1: Theoretische Methanproduktion unter Standardbedingungen durch hydrogenotrophe Methanogenese



I-2: Gasvolumen- $H_2$  Konzentration-Beziehung

## Anhang J - Datenaufnahme

### Datenaufnahme RB3, RB2, RB1, FB1

Zeit [d]	V <sub>H2/CO2,zu</sub> [l]	ΔV <sub>Biogas,ab</sub> [l]	CH <sub>4</sub> [%]	CO <sub>2</sub> [%]	O <sub>2</sub> [%]	H <sub>2</sub> [%]	N <sub>2</sub> [%]	T <sub>RK</sub> °C
0,00	12,5	0,0	0,2	10,0	0,0	0,0		
1,27	10,0	3,1	11,9	9,0	0,0	0,0		
2,26	10,0	3,3	19,4	9,3	0,0	0,0		37,0
3,13	13,5	2,7	26,8	9,0	0,0	0,0		37,7
4,17	16,5	4,0	35,5	8,8	0,0	0,0		37,0
5,03	10,0	4,5	45,7	8,4	0,0	0,0		37,3
6,16	10,0	2,5	49,2	7,9	0,0	0,0		37,0
6,90	15,0	0,0	51,4	9,4	0,0	0,0		37,3
7,29	15,0	0,0	50,4	9,0	0,0	0,0		37,3
7,92	15,0	6,7	52,0	8,7	0,0	0,0		37,1
8,33	15,0	0,0	51,3	8,7	0,0	0,0		37,0
9,36	15,0	4,7	54,1	8,3	0,0	0,0		37,1
10,33	15,0	0,0	54,3	8,2	0,0	0,0		37,4
10,94	15,0	6,0	60,3	7,4	0,0	0,0		37,0
11,33	15,0	4,2	64,9	6,6	0,0	0,0		36,9
11,93	16,2	3,5	69,0	6,1	0,0	0,0		36,9
12,40	15,2	4,4	72,0	5,5	0,0	0,0		37,3
12,92	15,2	3,9	75,5	5,0	0,0	0,0		36,9
13,49	15,4	3,6	78,6	4,6	0,0	0,0		37,0
13,92	15,4	3,8	80,6	4,3	0,0	0,0		36,7
14,34	16,9	3,2	82,1	3,9	0,0	0,0		36,8
14,93	15,2	4,3	82,3	3,7	0,0	0,0		36,8
15,34	15,8	3,7	84,4	3,4	0,0	0,0		36,6
16,06	12,8	3,9						37,4
16,44	16,1	3,9	83,6	6,2	0,0	0,0		37,0
17,31	15,0	4,1	85,2	3,0	0,0	0,0		36,9
18,05	15,0	3,8	85,8	2,9	0,0	0,0		37,0
18,31	15,0	3,8	87,0	2,7	0,0	0,0		37,2
19,00	16,6	3,9	90,4	2,2	0,0	0,0	5,9	37,3
19,40	15,9	4,0	91,1	2,2	0,0	0,0		36,7
19,92	16,0	4,0	90,5	2,1	0,0	0,0		37,1
20,41	16,0	4,3	91,5	1,9	0,0	0,0		36,9
21,19	16,0	3,4	92,7	1,7	0,0	0,0	4,9	37,0
22,02	16,0	4,0	94,2	1,8	0,0	0,0	4,2	36,7
22,23	16,0	3,7						36,9
23,11	16,0	3,4	97,8	1,7	0,0	0,0	3,5	37,4
23,39	16,0	3,5						36,7
24,02	16,0	3,4	97,4	1,4	0,0	0,0	3,8	37,0
25,03	15,0	3,8	96,7	1,5	0,0	0,0	4,0	36,9
25,33	16,0	3,3	97,5	1,3	0,0	0,0	3,4	36,8
26,13	15,0	3,8	94,2	1,0	0,0	0,0	3,8	37,1
27,08	16,0	3,4	95,2	1,4	0,0	0,0	3,6	37,3
28,17	15,0	3,4	94,4	1,3	0,0	0,0		37,1
28,33	16,0	3,3	96,2	1,3	0,0	0,0	3,5	37,0
29,08	15,0	4,3	94,9	1,3	0,0	0,0	3,7	37,3
30,12	15,0	2,8	96,7	1,4	0,0	0,0	3,6	37,3

J-1: Datenaufnahme der Inbetriebnahme des Rieselbettreaktors RB3 unter Zugabe des gasförmigen Substrates

	Q <sub>zu</sub> [Nm <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	Zeit [h]	Q <sub>zu</sub> H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>										η			Q <sub>ab</sub> CH <sub>4</sub>				
			C <sub>H2</sub> [%]	C <sub>N2</sub> [%]	C <sub>CH4</sub> [%]	C <sub>CO2</sub> [%]	V <sub>zu,H2,CO2</sub> [l]	T <sub>H2</sub> [°C]	p <sub>Luft</sub> [mbar]	V <sub>zu,H2,CO2</sub> [NI]	V <sub>zu,H2</sub> [NI]	V <sub>Sp</sub> [NI]	V <sub>Rk</sub> [NI]	V <sub>Rk,H2</sub> [NI]	η [%]	ΔV <sub>Messwert</sub> [l]	T <sub>CH4</sub> [°C]	p <sub>CH4</sub> [mbar]	ΔV [NI]	ΔV <sub>CH4</sub> [NI]
V2	2,3	0,00					15	17,4	1013	14,13	11,30	14,13	19,71	11,30	0					
		0,08	34,7	4,1	54,7	8,6						6,87	19,71	9,223						
		0,75	34,8	3,9	56,2	8,8						6,88	19,71	9,253	17					
		1,58	34,0	4,0	55,7	8,8						6,79	19,71	9,01	19					
		2,08	8,0	4,1	90,2	2,2						3,88	19,71	1,887	83					
		2,58	4,5	3,9	92,8	1,7						3,48	19,71	1,044	91					
		3,08	3,1	4,1	97,2	1,8						3,33	19,71	0,714	94	3,2	22	1013	2,89	2,80
V3	5,9	0					15	17,4	1013	14,13	11,30	14,13	19,71	11,30	0					
		0,05	39,0	6,3	47,2	9,7						7,35	19,71	10,55						
		0,55	35,0	3,9	55,5	8,7						6,9	19,71	9,314	16					
		1,05	24,5	4,5	68,9	5,4						5,72	19,71	6,232	44					
		1,30	16,9	4,0	79,3	3,2						4,87	19,71	4,155	63					
		1,55	13,4	3,8	85,0	2,5						4,48	19,71	3,242	71					
		1,80	10,3	4,3	86,4	2,2						4,13	19,71	2,456	78					
		2,05	8,5	3,9	88,7	2,0						3,93	19,71	2,005	82					
		2,30	6,8	3,7	91,1	1,9						3,74	19,71	1,595	86					
2,80	4,8	4,0	92,8	1,7						3,52	19,71	1,115	90	3,2	22	1013	2,89	2,70		
V4	11,6	0					15	17,6	1013	14,09	11,27	14,09	19,71	11,27	0					
		0,25	49,0	3,7	36,3	11,5						8,47	19,71	13,81						
		0,75	32,9	4,7	57,0	7,3						6,66	19,71	8,678	22					
		1,25	22,5	6,9	70,8	4,5						5,5	19,71	5,673	49					
		1,50	20,0	3,7	76,5	3,7						5,22	19,71	4,986	55					
		1,75	16,0	3,7	80,8	3,0						4,77	19,71	3,917	65					
		2,00	13,1	3,8	85,9	2,4						4,45	19,71	3,165	71					
		2,75	6,5	4,0	92,2	1,6						3,71	19,71	1,522	86					
4,00	0,0	4,6	97,9	1,5						2,98	19,71	0	100	3,3	21,2	1013	2,99	2,93		
V5	2,3	0	42,7	3,1	43,5	10,1	15	17,6	997,7	13,88	11,10	13,88	19,39	11,10	0					
		1,00	31,5	3,4	57,5	7,7						6,51	19,39	8,159	25					
		1,50	32,3	3,1	57,6	3,1						6,6	19,39	8,395	23					
		2,00	5,8	3,0	90,6	2,1						3,63	19,39	1,335	88					
		2,20	0,7	3,6	94,0	1,2						3,05	19,39	0,148	99					
		2,45	0,7	3,4	95,3	1,2						3,05	19,39	0,148	99					
		2,55	0,7	3,5	94,4	1,2						3,06	19,39	0,155	99					
		3,30	0,3	3,7	97,5	1,3						3,01	19,39	0,067	99					
		7,00	0,0	3,4	97,5	1,3						2,98	19,39	0	100	3,3	20,8	997,7	2,95	2,87

J-2: Datenaufnahme der Versuche zur Ermittlung der Leistungswerte der Wasserstoff-/Kohlenstoffdioxidumsetzung zu Methan im Rieselbettreaktor RB3 in Abhängigkeit unter Variation von Q<sub>zu</sub>, Teil 1

	Q <sub>zu</sub> [Nm <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	Zeit [h]	Q <sub>zu</sub> H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>								η				Q <sub>ab</sub> CH <sub>4</sub>					
			C <sub>H2</sub> [%]	C <sub>N2</sub> [%]	C <sub>CH4</sub> [%]	C <sub>CO2</sub> [%]	V <sub>zu,H2,CO2</sub> [l]	T <sub>H2</sub> [°C]	p <sub>Luft</sub> [mbar]	V <sub>zu,H2,CO2</sub> [NI]	V <sub>zu,H2</sub> [NI]	V <sub>Sp</sub> [NI]	V <sub>Rk</sub> [NI]	V <sub>Rk,H2</sub> [NI]	η [%]	ΔV <sub>Messwert</sub> [l]	T <sub>CH4</sub> [°C]	p <sub>CH4</sub> [mbar]	ΔV [NI]	ΔV <sub>CH4</sub> [NI]
V6	5,9	0					15	17,6	1012	14,08	11,26	14,08	19,69	11,26	0					
		0,50	32,7	3,3	55,9	7,7						6,64	19,69	8,612	22					
		0,95	33,8	3,3	56,1	7,6						6,77	19,69	8,944	19					
		2,00	2,8	3,6	93,7	1,2						3,29	19,69	0,644	94					
		2,50	1,1	3,3	94,2	1,1						3,1	19,69	0,242	98					
		3,00	0,5	3,8	94,2	1,0						3,04	19,69	0,114	99	3,4	20,8	1012	3,08	2,86
V7	11,6	0	35,8	8,8	41,1	9,3	15	17,6	1002	13,94	11,16	13,94	19,49	11,16	0					
		0,50	24,7	3,2	65,9	5,5						5,75	19,49	6,234	43					
		1,00	15,5	3,2	77,5	3,1						4,72	19,49	3,752	66					
		1,50	7,1	3,5	86,7	1,9						3,78	19,49	1,652	85					
		2,00	3,2	3,2	92,8	1,2						3,34	19,49	0,731	93					
		3,75	0,0	3,6	96,2	1,1						2,98	19,49	0	100	3,2	22,8	1002	2,84	2,74
V8	5,9 (plug flow)	0,00	0,0	3,3	93,0	1,2	15	17,6	1010	14,05	11,24	14,05	19,65	11,24						
		0,28	3,3	3,4	86,8	2,1						3,35	19,65	0,759	93					
		0,70	7,5	3,2	84,8	2,6						3,82	19,65	1,76	84					
		1,17	7,9	3,5	82,5	2,4						3,86	19,65	1,855	83					
		1,70	8,2	3,2	83,6	2,3						3,9	19,65	1,931	82					
		2,17	8,7	3,6	82,6	2,3						3,95	19,65	2,046	81					
		2,73	7,6	3,5	83,1	2,3						3,83	19,65	1,785	84	3,8	22,8	1010	3,43	2,85
V9	3,5 (plug flow)	0,00	0,0	3,7	94,9	1,3	15	17,6	989,3	13,76	11,01	13,76	19,22	11,01						
		0,00	0,0	3,8	93,9	1,4						2,98	19,22	10,79						
		0,50	2,8	3,7	90,9	1,9						3,29	19,22	0,63	94,2					
		1,00	4,5	3,6	90,9	2,0						3,48	19,22	1,02	90,5					
		2,00	4,1	3,4	91,3	1,8						3,44	19,22	0,93	91,4					
		3,00	4,3	3,6	91,5	1,8						3,46	19,22	0,98	91,0					
		4,00	3,6	3,6	92,7	1,4						3,38	19,22	0,81	92,5	3,40	22,30	989,30	2,97	2,76

J-3: Datenaufnahme der Versuche zur Ermittlung der Leistungswerte der Wasserstoff-/Kohlenstoffdioxidumsetzung zu Methan im Rieselbettreaktor RB3 in Abhängigkeit unter Variation von Q<sub>zu</sub>, Teil 2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	V <sub>g,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	$\tau_{R1}$	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>	
[d]	[NI]	[%]	[NI/d]	[%]	[%]	ab	ab	[ml/d]	[NI]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[ICH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[d]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00																						
1,25	2,4	29,4	0,7	14,1	9,4																	
2,00	0,3	33,4	0,1	17,6	0,7			1	0,5	23,4	1009		750	1,3	0,0	100,0	86	0,00	5,8	0,00	0,02	
2,90	13,6	31,0	4,2	67,5	0,4	K	32	6,35	54	23,0	23,4	1009	635	750	60,8	2,5	95,8	77	2,27	5,8	0,18	0,86
4,07	2,0	42,8	0,9	59,5	0,5	K	32	7,24	42	13,6	23,4	1009	635	750	36,0	2,5	92,9	21	1,34	5,8	0,03	0,51
4,94	16,3	45,7	7,4	58,0	0,0	K	32	7,04	38	16,8	23,4	1009	635	750	44,3	2,5	94,3	194	1,65	5,8	0,32	0,63
5,96	20,2	45,2	9,1	57,2	0,3	K	33	7	34	12,7	23,4	1009	1755	750	33,6	7,0	79,1	266	1,25	5,8	0,33	0,47
6,96	17,2	47,2	8,1	54,1	0,2	K	33	6,56	32	12,2	23,4	1009	1755	750	32,3	7,0	78,3	251	1,20	5,8	0,30	0,46
7,97	17,6	62,7	11,1	37,9	0,0	K	33	6,79	36	13,6	23,4	1009	1755	750	35,9	7,0	80,5	304	1,34	5,8	0,41	0,51
8,94	17,7	59,2	10,5	40,7	0,3	K	34	7,09	30	11,8	23,4	1009	840	750	31,2	3,4	89,2	345	1,17	5,8	0,40	0,44
10,06	18,3	56,7	10,4	40,9	0,6	K	34	7,3	18	6,1	23,4	1009	840	750	16,1	3,4	79,2	573	0,60	5,8	0,34	0,23
11,13	20,6	55,8	11,5	45,8	0,1	K	34	7,22	23	8,3	23,4	1009	840	750	21,8	3,4	84,6	494	0,81	5,8	0,40	0,31
12,10	5,2	55,6	2,9	40,3	0,8	K	35	7,23	8	3,1	23,4	1009	700	750	8,2	2,8	66,0	357	0,31	5,8	0,11	0,12
13,08	4,4	55,8	2,4	45,3	0,0	K	35	7,25	6	2,3	23,4	1009	700	750	6,2	2,8	54,7	402	0,23	5,8	0,09	0,09
13,92	5,2	61,0	3,2	34,5	0,0	K	35	7,3	12	5,5	23,4	1009	700	750	14,5	2,8	80,7	264	0,54	5,8	0,14	0,20
14,84	5,9	58,8	3,4	37,5	0,4	K	36	7,28	12	4,9	23,4	1009	800	750	13,1	3,2	75,5	285	0,49	5,8	0,14	0,18
15,96	38,4	49,1	18,9	54,9	0,0	K	36	7,01	52	17,8	23,4	1009	800	750	47,1	3,2	93,2	360	1,76	5,8	0,63	0,66
16,94	39,0	51,9	20,2	53,0	0,0	K			48	18,7	23,4	1009		750	49,5			417	1,85	5,8	0,77	0,70
17,92	38,9	54,7	21,3	51,2	0,0	K	36	7,07	48	18,7	23,4	1009	800	750	49,5	3,2	93,5	439	1,85	5,8	0,81	0,70
19,21	27,6	59,1	16,3	47,6	0,0	K	37	7,14	29	8,6	23,4	1009	670	750	22,7	2,7	88,2	558	0,85	5,8	0,47	0,32
20,04	49,8	55,3	27,5	49,5	0,2	K	37	7,12	37	16,9	23,4	1009	670	750	44,8	2,7	94,0	737	1,67	5,8	1,23	0,63
20,85	23,4	56,4	13,2	50,3	0,3	K	37	7,07	33	15,5	23,4	1009	670	750	41,0	2,7	93,5	397	1,53	5,8	0,61	0,58
21,94	35,1	54,3	19,1	50,1	0,0	K	38	7,11	49	17,3	23,4	1009	725	750	45,6	2,9	93,6	386	1,70	5,8	0,66	0,64
22,85	21,0	54,8	11,5	49,4	0,1	K	38	7,11	39	16,2	23,4	1009	725	750	42,9	2,9	93,2	292	1,60	5,8	0,47	0,61
23,81	32,1	52,8	16,9	50,4	0,5	K	38	7,07	43	17,1	23,4	1009	725	750	45,3	2,9	93,6	390	1,69	5,8	0,66	0,64
24,85	34,7	53,5	18,6	48,9	0,0	K	39	7,11	45	16,5	23,4	1009	760	750	43,6	3,0	93,0	409	1,63	5,8	0,67	0,61
26,00	35,8	53,3	19,1	50,2	0,0	K	39	7	51	17,0	23,4	1009	760	750	44,9	6,1	86,5	371	1,68	2,9	0,62	0,63
26,94	61,0	52,8	32,2	50,8	0,1	K	39	7,04	84	34,2	23,4	1009	760	750	90,4	6,1	93,3	380	3,37	2,9	1,28	1,28
27,95	68,2	52,4	35,7	49,5	0,2	K	40	7,05	82	31,0	23,4	1009	750	750	81,9	6,0	92,7	432	3,06	2,9	1,32	1,16
28,97	65,9	52,4	34,5	49,7	0,5	K	40	7,02	88	32,9	23,4	1009	750	750	87,0	6,0	93,1	389	3,25	2,9	1,26	1,23
29,96	56,8	51,2	29,1	49,6	0,2	K	40	7,06	72	27,8	23,4	1009	750	750	73,4	6,0	91,8	401	2,74	2,9	1,10	1,04
30,81	47,5	52,9	25,1	50,1	0,0	K	41	7,17	64	28,6	23,4	1009	805	750	75,6	6,4	91,5	389	2,82	2,9	1,10	1,07
32,18	70,9	52,2	37,0	51,0	0,0	K	41	7,01	95	26,6	23,4	1009	805	750	70,2	6,4	90,8	386	2,62	2,9	1,01	0,99
32,98	41,9	50,5	21,1	50,4	0,0	K	41	7,02	56	26,6	23,4	1009	805	750	70,4	6,4	90,9	374	2,63	2,9	0,98	0,99
34,04	58,2	50,7	29,5	50,3	0,3	K	42	7,04	76	27,3	23,4	1009	825	750	72,2	6,6	90,9	385	2,69	2,9	1,04	1,02
35,00	48,5	51,3	24,9	50,3	0,4	K	42	6,99	64	25,5	23,4	1009	825	750	67,4	6,6	90,2	385	2,51	2,9	0,97	0,95
35,88	50,7	52,7	26,7	50,2	0,0	K	42	7,03	68	29,6	23,4	1009	825	750	78,4	8,3	89,5	389	2,93	2,3	1,14	1,11
36,88	56,7	52,6	29,8	50,6	0,4	K	43	7,04	73	27,8	23,4	1009	755	750	73,7	7,6	89,7	405	2,75	2,3	1,11	1,04
37,94	64,2	52,8	33,9	49,3	0,0	K	43	6,97	76	27,3	23,4	1009	755	750	72,2	7,6	89,5	442	2,69	2,3	1,19	1,02
38,79	50,4	53,0	26,7	49,5	0,3	K	43	7,03	63	28,1	23,4	1009	755	750	74,4	7,6	89,9	420	2,78	2,3	1,17	1,05
39,95	61,0	50,9	31,0	50,7	0,1			7,00	81	26,7	23,4	1009		750	70,7	0,0		361	2,64	1,9	1,00	1,00
41,05	18,6	54,7	10,2	46,7	0,2				22	7,6	23,4	1009		750	20,1	0,0		458	0,75	1,9	0,34	0,28
41,95	19,7	52,2	10,3	49,5	0,1				27	11,5	23,4	1009		750	30,5	0,0		378	1,14	1,9	0,43	0,43

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	V <sub>6,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	$\tau_{fl}$	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>	
[d]	[NI]	[%]	[NI/d]	[%]	[%]	ab	ab	[ml/d]	[NI]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[ICH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[d]	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	
42,93	22,4	53,8	12,0	50,0	0,2			28	10,8	23,4	1009		750	28,7	0,0		426	1,07	1,9	0,46	0,40	
43,94	21,9	53,5	11,7	49,2	0,2			30	11,4	23,4	1009		750	30,1	0,0		386	1,12	1,9	0,43	0,42	
44,94	22,5	53,4	12,0	49,3	0,1			28	10,7	23,4	1009		750	28,3	0,0		425	1,05	1,9	0,45	0,40	
45,92	22,1	53,1	11,7	49,4	0,1			30	11,7	23,4	1009		750	30,9	0,0		388	1,15	1,9	0,45	0,44	
46,90	22,4	52,3	11,7	49,5	0,2			30	11,7	23,4	1009		750	30,9	0,0		388	1,15	1,9	0,45	0,44	
47,89	22,5	52,7	11,8	50,3	0,2			28	10,8	23,4	1009		750	28,5	0,0		419	1,07	1,9	0,45	0,40	
48,84	21,6	51,7	11,2	48,9	0,1			30	12,0	23,4	1009		750	31,8	0,0		369	1,19	1,9	0,44	0,45	
49,98	26,2	51,3	13,4	48,7	0,2			36	12,0	23,4	1009		750	31,8	0,0		370	1,19	1,9	0,44	0,45	
50,94	20,7	52,2	10,8	49,1	0,1			28	11,2	23,4	1009		750	29,5	0,0		382	1,10	1,9	0,42	0,42	
51,84	19,9	52,2	10,4	48,7	0,2			28	11,8	23,4	1009		750	31,2	0,0		367	1,16	1,9	0,43	0,44	
52,83	22,4	52,8	11,8	49,1	0,1			30	11,6	23,4	1009		750	30,6	0,0		390	1,14	1,9	0,45	0,43	
53,90	24,3	52,1	12,7	48,4	0,1			34	12,2	23,4	1009		750	32,3	0,0		369	1,20	1,9	0,44	0,46	
54,96	25,2	52,0	13,1	47,9	0,5			24	8,6	23,4	1009		750	22,8	0,0		541	0,85	1,9	0,46	0,32	
56,17	95,3	49,9	47,6	49,9	0,5	K	44	7,01	116	36,6	23,4	1009	895	750	96,9	10,7	88,9	406	3,61	1,9	1,47	1,37
56,94	66,8	51,3	34,3	49,6	0,1	K	44	7,02	121	59,9	23,4	1009	895	750	158,4	10,7	93,2	281	5,91	1,9	1,66	2,23
58,07	94,6	51,8	49,0	49,3	0,1	K	44	6,99	110	37,0	23,4	1009	895	750	97,8	10,7	89,0	273	3,65	1,9	1,61	1,38
58,93	72,6	50,4	36,6	50,4	0,1	K	45	7,03	92	41,1	23,4	1009	910	750	108,7	10,9	90,0	394	4,06	1,9	1,60	1,53
60,22	129,7	48,4	62,8	50,8	0,2	K	45	7,07	168	49,6	23,4	1009	910	750	131,2	10,9	91,7	370	4,90	1,9	1,81	1,85
61,04	85,9	51,2	44,0	49,7	0,2	K	45	7,05	108	50,1	23,4	1009	910	750	132,4	10,9	91,8	403	4,94	1,9	1,99	1,87
62,02	97,2	52,3	50,8	48,8	0,1	K	46	7	134	52,2	23,4	1009	970	750	138,1	11,6	91,6	376	5,15	1,9	1,94	1,95
62,85	87,2	50,9	44,4	50,7	0,0	K	46	6,96	117	53,6	23,4	1009	970	750	141,7	11,6	91,8	376	5,29	1,9	1,99	2,00
63,77	83,2	52,5	43,7	50,1	0,0	K	46	6,91	121	50,4	23,4	1009	970	750	133,2	11,6	91,3	358	4,97	1,9	1,78	1,88
65,01	136,9	50,1	68,6	50,9	0,0	K	47	6,92	155	47,7	23,4	1009	895	750	126,2	10,7	91,5	438	4,71	1,9	2,06	1,78
65,96	99,9	52,0	52,0	48,3	0,1	K	47	6,9	137	55,1	23,4	1009	895	750	145,8	10,7	92,6	376	5,44	1,9	2,05	2,06
67,02	117,1	49,3	57,7	51,6	0,1	K	47	6,89	147	52,8	23,4	1009	895	750	139,6	10,7	92,3	389	5,21	1,9	2,03	1,97
68,14	113,4	49,6	56,2	52,1	0,0	K	48	6,94	143	48,9	23,4	1009	785	750	129,5	9,4	92,7	390	4,83	1,9	1,88	1,83
69,04	90,3	48,0	43,3	51,7	0,2	K	48	6,91	127	53,5	23,4	1009	785	750	141,4	9,4	93,3	338	5,28	1,9	1,78	1,99
69,84	79,7	50,5	40,2	51,3	0,1	K	48	6,94	106	50,8	23,4	1009	785	750	134,4	9,4	93,0	376	5,01	1,9	1,89	1,90
70,83	56,4	53,2	30,0	47,4	0,0	K	49	7,03	68	26,2	23,4	1009	720	750	69,2	8,6	87,5	437	2,58	1,9	1,13	0,98
71,83	91,8	51,9	47,6	48,6	0,1	K	49	7	124	47,1	23,4	1009	720	750	124,6	8,6	93,1	381	4,65	1,9	1,77	1,76
72,84	97,9	49,3	48,3	50,2	0,1	K	49	6,94	122	46,1	23,4	1009	720	750	121,8	8,6	92,9	392	4,55	1,9	1,78	1,72
73,88	51,4	51,1	26,3	48,1	0,0	K	50	7,04	29	10,7	23,4	1009	645	750	28,4	7,7	72,7	339	1,06	1,9	0,95	0,40
75,03	60,3	52,7	31,8	49,6	0,0	K	50	7,02	94	31,0	23,4	1009	645	750	82,0	7,7	90,6	335	3,06	1,9	1,02	1,16
76,00	99,1	52,1	51,7	52,7	0,0	K	50	6,94	139	54,7	23,4	1009	645	750	144,8	7,7	94,7	368	5,40	1,9	1,99	2,04
77,01	99,7	52,6	52,4	52,7	0,0	K	51	6,95	132	49,8	23,4	1009	645	750	131,8	7,7	94,1	394	4,92	1,9	1,94	1,86
77,81	93,7	52,0	48,7	52,3	0,0	K	51	6,97	115	54,7	23,4	1009	645	750	144,7	7,7	94,6	420	5,40	1,9	2,27	2,04
78,83	110,2	53,8	59,3	50,5	0,0	K	51	7,03	142	53,1	23,4	1009	645	750	140,4	7,7	94,5	414	5,24	1,9	2,17	1,98
79,96	119,9	52,3	62,7	51,2	0,0	K	52	7,08	151	51,2	23,4	1009	715	750	135,4	8,6	93,7	412	5,05	1,9	2,08	1,91
81,08	123,3	51,2	63,2	50,7	0,0	K	52	6,82	151	51,2	23,4	1009	715	750	135,4	8,6	93,7	415	5,05	1,9	2,09	1,91
81,92	85,4	52,3	44,7	51,5	0,0	K	52	6,87	109	49,9	23,4	1009	715	750	132,0	8,6	93,5	406	4,92	1,9	2,00	1,86
82,93	102,7	52,1	53,5	50,6	0,0	K	53	6,9	130	49,1	23,4	1009	925	750	129,8	11,1	91,4	408	4,84	1,9	1,98	1,83
83,85	109,3	50,7	55,4	50,8	0,0	K	53	6,85	134	55,1	23,4	1009	925	750	145,8	11,1	92,4	410	5,44	1,9	2,23	2,06
84,95	115,9	53,4	61,9	49,5	0,6	K	53	6,81	154	53,7	23,4	1009	925	750	142,1	11,1	92,2	398	5,30	1,9	2,11	2,00



Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	V <sub>e,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	$\tau_{fi}$	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>	
[d]	[NI]	[%]	[NI/d]	[%]	[%]	ab		[ml/d]	[NI]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[ICH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[d]	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)	
85,95	104,1	51,3	53,4	50,7	0,1	K	54	6,85	125	47,7	23,4	1009	920	750	126,1	11,0	91,2	423	4,71	1,9	1,99	1,78
86,96	106,4	49,7	52,9	50,0	0,6	K	54	6,9	141	53,2	23,4	1009	920	750	140,8	11,0	92,2	372	5,25	1,9	1,95	1,99
87,83	88,1	51,4	45,3	49,2	0,6	K	54	6,81	117	51,0	23,4	1009	920	750	134,9	11,0	91,8	384	5,03	1,9	1,93	1,90
88,85	103,6	51,1	53,0	49,8	0,3	K	55	6,86	128	47,8	23,4	1009	930	750	126,5	11,2	91,2	410	4,72	1,9	1,94	1,78
89,82	107,8	49,4	53,3	48,0	0,3	K	55	6,81	137	54,0	23,4	1009	930	750	142,7	11,2	92,2	385	5,32	1,9	2,05	2,01
90,85	112,9	50,4	56,9	48,7	0,2	K	55	6,83	141	52,6	23,4	1009	930	750	139,1	11,2	92,0	400	5,19	1,9	2,08	1,96
92,06	133,0	50,3	66,9	48,8	0,2	K	56	6,85	171	53,6	23,4	1009	835	750	141,8	10,0	92,9	388	5,29	1,9	2,05	2,00
92,97	100,2	50,4	50,5	50,2	0,0	K	56	6,91	129	54,3	23,4	1009	835	750	143,6	10,0	93,0	388	5,36	1,9	2,08	2,03

J-4: Datenaufnahme der Versuche im überstauten Festbettreaktor FB1 zur Leistungsbestimmung

Zeit	$\Delta V_{RK}$	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{Sp}$	CH <sub>4,SP</sub>	CH <sub>4,SP</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	V <sub>e,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>	
[d]	[NI]	[%]	[NI/d]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[NI/d]	ab	ab	[ml/d]	[NI]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[ICH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	21,0																			
0,85	7,6	0,7	0,1	7,8	6,8				L	1		0,0	20											0,00
1,73	17,3	2,4	0,4	14,7	0,1				L	2	7,61	28,0	12,2	20	1009	995	750	32,3	4,9	84,8	1,2		0,46	
2,60		7,3		24,7	0,3				L	2	7,27	20,0	8,7	20	1009	995	750	23,1	4,9	78,8	0,9		0,33	
3,77		10,4		29,5	0,1				L	3	7,02	20,0	6,5	20	1009	2070	750	17,3	26,4		0,6		0,24	
4,70		17,3		31,4	0,2				L	3	7,08	20,0	8,2	20	1009	2070	750	21,8	26,4		0,8		0,31	
6,07		21,3		29,0	0,2				L	4		20,0	5,5	20	1009	1665	750	14,7	18,3		0,5		0,21	
6,93									L	4	7,14	20,0	8,9	20	1009	1665	750	23,6	18,3	22,5	0,9		0,33	
7,88		19,0		30,5	2,0				L	5	7,25	20,0	8,0	20	1009	1345	750	21,3	11,9	44,1	0,8		0,30	
8,79	17,1	31,9	5,5	33,0	0,0				L	5	7,25	20,0	8,3	20	1009	1345	750	22,0	11,9	45,9	248,1	0,8	0,20	0,31
9,77	16,9	37,5	6,3	35,7	0,0				L	6	7,28	20,0	7,8	20	1009	1240	750	20,6	9,8	52,4	307,0	0,8	0,24	0,29
10,71	17,3	36,8	6,4	38,3	0,0				L	6	7,27	20,0	8,1	20	1009	1240	750	21,5	9,8	54,5	296,2	0,8	0,24	0,30
11,70	14,8	40,2	6,0	39,2	0,0				L	7	7,29	20,0	7,7	20	1009	1305	750	20,4	11,1	45,6	292,0	0,8	0,22	0,29
12,80	16,1	41,7	6,7	41,5	0,0				L	7	7,26	20,0	6,9	20	1009	1305	750	18,3	11,1	39,3	366,7	0,7	0,25	0,26
13,70	15,2	46,0	7,0	40,2	0,0				L	8	7,24	20,0	8,5	20	1009	1110	750	22,5	7,2	68,0	310,1	0,8	0,26	0,32
14,79	15,0	46,0	6,9	40,5	0,0				L	8	8,79	20,0	7,0	20	1009	1110	750	18,5	7,2	61,0	373,5	0,7	0,26	0,26
15,69	13,5	46,1	6,2	40,3	0,0				L	9	6,98	20,0	8,5	20	1009	920	750	22,5	3,4	84,9	277,0	0,8	0,23	0,32
16,69	12,7	45,5	5,8	41,0	0,2				L	9	7,58	20,0	7,6	20	1009	920	750	20,2	3,4	83,2	286,4	0,8	0,22	0,28
17,69	15,9	31,0	4,9	25,3	0,2				L	9	7,54	20,0	7,6	20	1009	920	750	20,2	3,4	83,2	243,5	0,8	0,18	0,28
18,73	15,3	35,8	5,5	29,3	0,0				L	10	7,43	20,0	7,3	20	1009	865	750	19,4	2,3	88,1	282,5	0,7	0,20	0,27
19,94	15,8	38,7	6,1	33,5	0,0				L	10	7,47	20,0	6,3	20	1009	865	750	16,7	2,3	86,2	365,2	0,6	0,23	0,24
20,69	16,0	40,6	6,5	37,1	0,0				L	10	7,38	15,0	7,6	20	1009	865	750	20,2	2,3	88,6	322,8	0,8	0,24	0,28
21,74	26,0	43,7	11,3	39,8	0,1				L	11	7,07	35,0	12,7	20	1009	865	750	33,6	2,3	93,1	337,9	1,3	0,42	0,47
22,66	14,4	46,3	6,7	41,1	0,0				L	11	7,1	18,0	7,5	20	1009	865	750	19,8	2,3	88,4	337,6	0,7	0,25	0,28
23,68	19,4	47,6	9,2	42,8	0,0				L	11	7,15	12,0	4,5	20	1009	865	750	11,9	2,3	80,6		0,4	0,34	0,17
24,71	18,4	47,9	8,8	44,8	0,0				L	12	6,99	33,0	12,2	20	1009	830	750	32,3	1,6	95,0	272,3	1,2	0,33	0,46
25,73	17,9	49,2	8,8	44,3	0,0				L	12	7,21	30,0	11,2	20	1009	830	750	29,7	1,6	94,6	297,4	1,1	0,33	0,42

Zeit	$\Delta V_{RK}$	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{Sp}$	CH <sub>4,SP</sub>	CH <sub>4,SP</sub>	Probe		pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	V <sub>e,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>
[d]	[NI]	[%]	[NI/d]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[NI/d]	ab	ab		[ml/d]	[NI]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[ICH/ kgCSB]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[m <sup>3</sup> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[m <sup>3</sup> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
26,72	45,3	48,4	21,9	47,8	0,0				L	12	7,15	64,0	24,7	20	1009	830	750	65,3	1,6	97,5	336,3	2,4	0,82	0,92
27,85	49,5	49,0	24,3	49,6	0,3				L	13	7,08	74,0	24,9	20	1009	765	750	65,8	0,3	99,5	368,8	2,5	0,91	0,93
28,90	41,4	49,4	20,4	49,5	0,3				L	13	7,22	58,0	21,2	20	1009	765	750	56,2	0,3	99,5	363,7	2,1	0,76	0,79
29,95	37,0	49,0	18,1	50,1	0,1				L	13	7,14	65,0	23,6	20	1009	765	750	62,3	0,3	99,5	290,7	2,3	0,68	0,88
30,88	82,1	48,6	39,9	52,0	0,0				L	14	6,96	123,0	50,6	20	1009	835	750	133,9	1,7	98,7	298,2	5,0	1,49	1,89
31,92	81,4	50,3	41,0	50,2	0,0				L	14	7,05	97,0	35,5	20	1009	835	750	94,0	1,7	98,2	435,9	3,5	1,53	1,33
32,77	60,3	51,3	30,9	50,0	0,0				L	14	7,11	76,0	33,9	20	1009	835	750	89,8	1,7	98,1	344,4	3,3	1,15	1,27
33,79	76,3	50,4	38,4	50,1	0,0				L	15	7,09	103,0	38,5	20	1009	785	750	101,8	0,7	99,3	377,6	3,8	1,43	1,44
34,78	61,4	49,7	30,5	50,9	0,2	7,1	50,0	3,6	L	15	7,08	91,0	35,1	20	1009	785	750	92,8	0,7	99,2	328,9	3,5	1,14	1,31
36,02	84,2	51,1	43,0	51,3	0,0	7,0	47,9	3,4	L	15	6,95	120,0	36,9	20	1009	785	750	97,7	0,7	99,3	440,5	3,6	1,61	1,38
36,98	54,5	50,1	27,3	48,7	0,3	6,3	50,0	3,2	L	16	7,2	82,0	32,6	20	1009	875	750	86,3	2,5	97,1	316,5	3,2	1,02	1,22
38,02	58,7	51,7	30,3	50,1	0,0	13,6	51,3	7,0	L	16	7,05	102,0	37,4	20	1009	875	750	98,8	2,5	97,5	307,0	3,7	1,13	1,39
38,94	52,3	52,3	27,4	49,2	0,0	11,0	51,9	5,7	L	16	7,06	80,0	33,3	20	1009	875	750	88,1	2,5	97,2	310,8	3,3	1,02	1,24
39,82	47,2	52,9	25,0	49,9	0,0	8,7	51,7	4,5	L	17	7,03	75,0	32,3	20	1009	750	750	85,5	0	100,0	292,2	3,2	0,93	1,21
40,81	49,3	53,0	26,1	49,4	0,0	6,6	49,2	3,3	L	17	7,07	79,0	30,5	20	1009	750	750	80,6	0	100,0	324,1	3,0	0,97	1,14
41,79	60,6	52,2	31,6	49,6	0,1	8,4	48,6	4,1	L	17	6,95	91,0	35,5	20	1009	750	750	93,8	0	100,0	337,4	3,5	1,18	1,32
42,81	51,0	52,1	26,6	48,9	0,1	6,8	49,3	3,4	L	18	6,99	70,0	26,2	20	1009	800	750	69,2	1	98,6	384,0	2,6	0,99	0,98
43,71	62,0	52,1	32,3	49,4	0,3	8,3	50,6	4,2	L	18	7,01	93,0	39,6	20	1009	800	750	104,7	1	99,0	308,4	3,9	1,21	1,48
44,83	54,6	53,5	29,2	49,2	0,0	6,1	49,5	3,0	L	18	6,99	89,0	30,2	20	1009	800	750	79,8	1	98,7	365,7	3,0	1,09	1,13
45,73	47,9	52,7	25,3	50,3	0,2	2,9	48,3	1,4	L	19	6,8	78,0	33,2	20	1009	855	750	87,9	2,1	97,6	287,5	3,3	0,94	1,24
46,86	48,3	54,3	26,2	48,8	0,0	6,2	50,6	3,2	L	19		66,0	22,2	20	1009	855	750	58,7	2,1	96,4	447,0	2,2	0,98	0,83
47,92	78,3	54,6	42,8	51,0	0,1	6,7	51,1	3,4	L	19	6,97	128,0	46,4	20	1009	855	750	122,8	2,1	98,3	348,4	4,6	1,60	1,73
48,79	63,1	53,4	33,7	49,5	0,2	6,7	50,4	3,4	L	20	6,94	88,0	38,4	20	1009	940	750	101,5	3,8	96,3	332,3	3,8	1,26	1,43
49,83	75,5	53,9	40,7	49,7	0,3	8,1	51,0	4,1	L	20	6,84	104,0	38,1	20	1009	940	750	100,7	3,8	96,2	403,8	3,8	1,52	1,42
50,63	53,7	53,2	28,6	49,8	0,1	6,1	49,6	3,0	L	20	6,79	79,0	38,1	20	1009	940	750	100,7	3,8	96,2	283,6	3,8	1,07	1,42
51,90	87,5	53,0	46,4	48,7	0,1	11,5	46,6	5,4	L	21	6,93	129,0	38,7	20	1009	1175	750	102,4	8,5	91,7	452,9	3,8	1,73	1,44
52,83	63,0	52,2	32,9	48,9	0,4	10,2	45,2	4,6	L	21	6,73	88,0	35,8	20	1009	1175	750	94,7	8,5	91,0	347,3	3,5	1,23	1,34
53,73	70,8	57,7	40,9	49,8	0,1	9,7	48,6	4,7	L	21	6,74	95,0	40,5	20	1009	1175	750	107,0	8,5	92,1	381,9	4,0	1,52	1,51
54,81	78,3	53,4	41,8	49,0	0,1	9,7	42,4	4,1	L	22	6,77	103,0	36,3	20	1009	1690	750	95,9	18,8	80,4	435,6	3,6	1,56	1,35
55,70	74,3	57,9	43,0	49,3	0,3	9,7	49,2	4,8	L	22	6,66	102,0	43,9	20	1009	1690	750	116,2	18,8	83,8	370,2	4,3	1,61	1,64
56,77	69,9	54,3	38,0	49,5	0,2	9,9	49,5	4,9	L	22	6,67	109,0	38,8	20	1009	1690	750	102,5	18,8	81,7	370,3	3,8	1,42	1,45
57,78	67,0	54,3	36,4	49,1	0,2	16,3	45,2	7,3	L	23	6,56	86,0	32,5	20	1009	2920	750	85,9	43,4	49,5	423,8	3,2	1,36	1,21
58,77	66,0	49,4	32,6	51,1	0,3	7,9	47,1	3,7	L	23	5,97	104,0	40,1	20	1009	2920	750	106,0	43,4	59,1	307,4	4,0	1,22	1,50
59,79	58,1	50,3	29,2	31,0	0,3	6,1	47,2	2,9	L	23	5,23	90,0	33,6	20	1009	2920	750	89,0	43,4	51,2	328,8	3,3	1,09	1,26

J-5: Datenaufnahme der Versuche im Rieselsbettreaktor RB2 zur Leistungsbestimmung

	RV	b <sub>R</sub>	V <sub>fl</sub>	Zeit	ΔV	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	T	V <sub>g,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	η <sub>CSB</sub>	ΔCSB	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>	
Vorgaben	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB-d</sub> )]	[kg <sub>CSB</sub> /(m <sup>3</sup> <sub>FB-d</sub> )]	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	[d]	[l]	[%]	[l/d]	[%]	[%]	ab	ab	[ml/d]	[l]	[°C]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[CH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kg <sub>CSB</sub> /(m <sup>3</sup> <sub>FB-d</sub> )]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB-d</sub> )]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB-d</sub> )]	
A	35,5	1,5	0,37	1,00	23,71	52,2	12,4	49,8	0,0	J 51	6,95	33	15,3	38	23,4	1009	715	750	33,3	-0,01	100,0	33,3	372	1,2	0,46	0,57	
	35,5	1,5	0,37	1,80	18,94	54,1	10,2	49,7	0,0	J 51	6,82	32	15,3	35,4	23,4	1009	715	750	40,3	-0,01	100,0	40,3	255	1,5	0,38	0,57	
	35,5	1,5	0,37	2,82	4,23	48,1	2,0	48,7	0,0	J 51	7,03	0	0,0	37,7	23,4	1009	715	750	0,0	-0,01		0,0					
	35,5	1,5	0,37	3,95	26,16	50,0	13,1	49,3	0,0	J 52	6,9	43	15,3	39,0	23,4	1009	790	750	38,6	0,01	100,0	38,6	339	1,4	0,49	0,57	
	35,5	1,5	0,37	5,07	28,22	51,4	14,5	49,3	0,0	J 52	6,92	41	15,3	38,0	23,4	1009	790	750	36,8	0,01	100,0	36,8	394	1,4	0,54	0,57	
	35,5	1,5	0,37	5,91	22,60	53,8	12,2	49,7	0,0	J 52	6,94	30	15,3	39,0	23,4	1009	790	750	36,3	0,01	100,0	36,3	335	1,4	0,45	0,57	
	35,5	1,5	0,37	6,92	28,21	52,9	14,9	48,9	0,0	J 53	6,95	39	15,3	37,0	23,4	1009	745	750	38,9	0,00	100,0	38,9	383	1,5	0,56	0,57	
	35,5	1,5	0,37	7,84	24,32	52,7	12,8	49,3	0,0	J 53	6,91	35	15,3	37,1	23,4	1009	745	750	38,1	0,00	100,0	38,1	336	1,4	0,48	0,57	
	35,5	1,5	0,37	8,94	30,71	53,6	16,5	50,2	0,0	J 53	6,89	41	15,3	37,3	23,4	1009	745	750	37,8	0,00	100,0	37,8	435	1,4	0,61	0,57	
	35,5	1,5	0,37	9,94	28,53	52,2	14,9	50,5	0,0	J 53	6,94	39	15,3	37,7	23,4	1009	745	750	39,4	0,00	100,0	39,4	378	1,5	0,56	0,57	
	35,5	1,5	0,37	10,95	28,53	50,6	14,4	49,9	0,0	J 54	6,94	39	15,3	39	23,4	1009	800	750	38,9	0,02	100,0	38,9	371	1,5	0,54	0,57	
	35,5	1,5	0,37	11,82	20,55	51,4	10,6	47,9	0,0	J 54	6,92	32	15,3	39,2	23,4	1009	800	750	36,9	0,02	100,0	36,9	286	1,4	0,39	0,57	
	35,5	1,5	0,37	12,84	26,75	52,6	14,1	46,6	0,0	J 54	6,92	41	15,3	37,4	23,4	1009	800	750	40,5	0,02	100,0	40,5	347	1,5	0,53	0,57	
B	35,5	1,5	0,75	1,01	32,46	51,2	16,6	48,4	0,0	J 55	6,83	43	15,3	37,2	23,4	1009	785	750	42,9	0,03	99,9	42,9	387	1,6	0,62	0,57	
	35,5	1,5	0,75	2,24	32,09	51,2	16,4	48,6	0,0	J 55	6,87	45	15,3	38,9	23,4	1009	785	750	36,9	0,03	99,9	36,9	445	1,4	0,61	0,57	
	35,5	1,5	0,75	3,15	25,72	51,4	13,2	48,3	0,0	J 56	6,88	37	15,3	37,4	23,4	1009	710	750	41,2	-0,03	100,1	41,2	321	1,5	0,49	0,57	
	35,5	1,5	0,75	4,14	29,65	52,5	15,6	48,6	0,0	J 56	6,89	40	15,3	36,7	23,4	1009	710	750	40,8	-0,03	100,1	40,8	382	1,5	0,58	0,57	
	35,5	1,5	0,75	5,06	24,81	53,2	13,2	49,2	0,0	J 56	6,87	32	15,3	36,9	23,4	1009	710	750	34,8	-0,03	100,1	34,9	379	1,3	0,49	0,57	
	35,5	1,5	0,75	6,14	27,69	52,2	14,5	49,5	0,0	J 57	6,88	38	15,3	37	23,4	1009	755	750	35,7	0,00	100,0	35,7	404	1,3	0,54	0,57	
	35,5	1,5	0,75	7,11	17,43	53,2	9,3	47,4	0,0	J 57	6,75	29	15,3	24,7	23,4	1009	755	750	29,9	0,00	100,0	29,9	310	1,1	0,35	0,57	
	35,5	1,5	0,75	8,02	28,67	51,4	14,7	48,0	0,0	J 57	6,93	28	15,3	36,8	23,4	1009	755	750	31,2	0,00	100,0	31,2	473	1,2	0,55	0,57	
	35,5	1,5	0,75	9,02	28,95	53,0	15,3	45,5	0,0	J 58	6,84	30	15,3	27,3	23,4	1009	760	750	30,3	0,01	100,0	30,3	507	1,1	0,57	0,57	
	35,5	1,5	0,75	10,01	27,84	51,0	14,2	48,8	0,2	J 58	6,86	42	15,3	36,9	23,4	1009	760	750	42,8	0,01	100,0	42,8	332	1,6	0,53	0,57	
	35,5	1,5	0,75	11,26	31,84	50,0	15,9	49,3	0,0	J 58	6,85	38	15,3	36,8	23,4	1009	760	750	30,7	0,01	100,0	30,7	519	1,1	0,59	0,57	
C	35,5	3,0	0,37	1,00	8,53	52,7	4,5	47,7	0,3	L 41	6,94	1	0,0	37,1	23,4	1009	790	925	1,0	-0,05		1,1			0,17	0,00	
	35,5	3,0	0,37	1,92	46,00	54,0	24,8	49,0	0,3	L 41	6,89	71	30,5	36,9	23,4	1009	790	925	78,2	-0,05	100,1	78,2	318	2,9	0,93	1,14	
	35,5	3,0	0,37	3,02	60,25	55,0	33,1	49,3	0,3	L 41	6,86	87	30,5	37,6	23,4	1009	790	925	79,5	-0,05	100,1	79,5	417	3,0	1,24	1,14	
	35,5	3,0	0,37	4,02	54,88	53,1	29,1	50,0	0,1	L 41	6,87	76	30,5	37,7	23,4	1009	790	925	76,7	-0,05	100,1	76,7	380	2,9	1,09	1,14	
	35,5	3,0	0,37	5,03	55,13	52,0	28,7	48,0	0,0	L		71	30,5	39	23,4	1009		925	70,9	-0,32							
	35,5	3,0	0,37	5,91	0,00	51,0	0,0		0,2	L 42	7,14	0	0,0	37	23,4	1009	1020	925	0,0	0,03							
	35,5	3,0	0,37	6,93	55,91	50,4	28,2	47,0	0,0	L 42	6,72	75	30,5	37,2	23,4	1009	1020	925	74,1	0,03	100,0	74,1	380	2,8	1,05	1,14	
	35,5	3,0	0,37	7,90	47,74	54,3	25,9	48,0	0,0	L 42	6,85	72	30,5	37,4	23,4	1009	1020	925	75,0	0,03	100,0	75,0	346	2,8	0,97	1,14	
	35,5	3,0	0,37	8,92	58,01	52,3	30,3	49,0	0,3	L 43	6,79	87	30,5	37,4	23,4	1009	1085	925	85,8	0,06	99,9	85,8	354	3,2	1,13	1,14	
	35,5	3,0	0,37	10,14	75,77	51,0	38,6	49,0	0,3	L 43	6,8	109	30,5	37,6	23,4	1009	1085	925	90,4	0,06	99,9	90,3	427	3,4	1,44	1,14	
	35,5	3,0	0,37	11,04	54,20	51,0	27,6	49,6	0,0	L 43	6,84	76	30,5	37,2	23,4	1009	1085	925	84,6	0,06	99,9	84,6	327	3,2	1,03	1,14	
35,5	3,0	0,37	12,02	59,39	51,7	30,7	50,6	0,3	L 44	6,81	80	30,5	37	23,4	1009	1125	925	82,4	0,07	99,9	82,4	372	3,1	1,15	1,14		

	RV	b <sub>R</sub>	V <sub>fl</sub>	Zeit	ΔV	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	T	V <sub>g,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	η <sub>CSB</sub>	ΔCSB	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>		
Vorgaben	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]	[kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	[d]	[N]	[%]	[N/d]	[%]	[%]	ab	ab	[m/d]	[N]	[°C]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[CH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kgCSB/(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]	[m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]		
D	35,5	3,0	0,75	1,10	59,66	51,3	30,6	47,1	0,1	L	53	6,83	90	30,52	36,7	23,4	1009	1230	750	82,2	0,36	99,6	81,9	372	3,1	1,14	1,14	
	35,5	3,0	0,75	1,96	53,95	50,7	27,4	50,1	0,1	L	53	6,77	83	30,52	37,1	23,4	1009	1230	750	98,0	0,36	99,6	97,7	279	3,7	1,02	1,14	
	35,5	3,0	0,75	3,03	56,43	52,1	29,4	48,2	0,0	L	54	6,85	83	30,52	37	23,4	1009	850	750	78,1	0,08	99,9	78,0	377	2,9	1,10	1,14	
	35,5	3,0	0,75	4,13	41,89	50,4	21,1	48,7	0,0	L	55	6,79	75	30,52	36,6	23,4	1009	840	750	69,2	0,07	99,9	69,1	305	2,6	0,79	1,14	
	35,5	3,0	0,75	5,10	47,75	50,8	24,3	49,2	0,0	L	56	6,84	69	30,52	37	23,4	1009	740	750	71,1	-0,01	100,0	71,1	341	2,7	0,91	1,14	
	35,5	3,0	0,75	6,10	47,91	50,7	24,3	48,4	0,0	L	57	6,86	91	30,52	37,3	23,4	1009	755	750	91,8	0,00	100,0	91,8	265	3,4	0,91	1,14	
E	64,5	1,5	0,37	0,98	26,33	48,6	12,8	46,9	0,0	J	69	6,89	31	15,3	37,1	23,4	1009	765	750	31,9	0,01	100,0	31,9	401	1,2	0,48	0,57	
	64,5	1,5	0,37	2,00	30,37	51,8	15,7	46,3	0,0	J	69	6,95	31	15,3	37,9	23,4	1009	765	750	30,6	0,01	100,0	30,6	513	1,1	0,59	0,57	
	64,5	1,5	0,37	2,86	14,16	51,7	7,3	46,8	0,1	J	70	6,95	18	15,3	37,6	23,4	1009	815	750	21,0	0,02	99,9	21,0	348	0,8	0,27	0,57	
	64,5	1,5	0,37	3,86	31,13	51,2	15,9	48,0	0,3	J	70	6,90	45	15,3	36,8	23,4	1009	815	750	45,4	0,02	99,9	45,4	351	1,7	0,59	0,57	
	64,5	1,5	0,37	4,93	38,04	50,7	19,3	49,1	0,0	J	71	6,90	51	15,3	37,9	23,4	1009	725	750	48,4	-0,01	100,0	48,4	398	1,8	0,72	0,57	
	64,5	1,5	0,37	6,03	37,30	50,5	18,8	47,7	0,3	J	71	6,96	51	15,3	37,6	23,4	1009	725	750	46,6	-0,01	100,0	46,6	404	1,7	0,70	0,57	
	64,5	1,5	0,37	6,97	29,91	50,7	15,2	48,0	0,0	J	72	7,00	43	15,3	37,6	23,4	1009	690	750	46,3	-0,02	100,0	46,3	328	1,7	0,57	0,57	
	64,5	1,5	0,37	8,02	33,93	50,3	17,1	48,5	0,0	J	72	6,90	45	15,3	36,8	23,4	1009	690	750	43,2	-0,02	100,0	43,2	395	1,6	0,64	0,57	
	64,5	1,5	0,37	8,99	30,40	50,2	15,3	49,2	0,3	J	73	6,86	42	15,3	38,1	23,4	1009	650	750	43,7	-0,04	100,1	43,8	349	1,6	0,57	0,57	
	64,5	1,5	0,37	9,82	25,02	50,4	12,6	48,9	0,3	J	73	6,90	34	15,3	37,3	23,4	1009	650	750	41,2	-0,04	100,1	41,2	306	1,5	0,47	0,57	
F	64,5	1,5	0,75	0,91	29,50	49,2	14,5	49,4	0,0	J	59	6,87	48	15,3	38,9	23,4	1009	705	750	53,4	-0,03	100,1	53,5	272	2,0	0,54	0,57	
	64,5	1,5	0,75	1,94	26,37	50,9	13,4	48,0	0,0	J	59	6,92	30	15,3	38	23,4	1009	705	750	29,4	-0,03	100,1	29,4	457	1,1	0,50	0,57	
	64,5	1,5	0,75	2,81	21,67	52,5	11,4	48,5	0,0	J	60	6,93	31	15,3	37,6	23,4	1009	750	750	35,7	0,00	100,0	35,7	318	1,3	0,42	0,57	
	64,5	1,5	0,75	3,93	3,86	49,9	1,9	46,4	0,0	J	60	7,01	0	15,3	37,7	23,4	1009		750									
	64,5	1,5	0,75	4,77	21,69	51,7	11,2	46,7	0,0	J	60	6,93	33	15,3	36,9	23,4	1009	750	750	39,5	0,00	100,0	39,5	284	1,5	0,42	0,57	
	64,5	1,5	0,75	6,15	43,54	50,7	22,1	48,7	0,0	J	61	6,86	64	15,3	36,8	23,4	1009	750	750	47,0	0,00	100,0	47,0	470	1,8	0,82	0,57	
	64,5	1,5	0,75	7,04	31,64	50,1	15,8	49,0	0,0	J	61	6,90	42	15,3	38	23,4	1009	750	750	47,3	0,00	100,0	47,3	335	1,8	0,59	0,57	
	64,5	1,5	0,75	7,83	29,71	51,4	15,3	49,2	0,0	J	61	6,89	40	15,3	38	23,4	1009	750	750	51,0	0,00	100,0	51,0	300	1,9	0,57	0,57	
	64,5	1,5	0,75	8,91	34,64	52,1	18,0	49,5	0,0	J	62	6,93	47	15,3	37,7	23,4	1009	830	750	44,2	0,06	99,9	44,1	408	1,6	0,67	0,57	
	64,5	1,5	0,75	9,76	28,93	52,3	15,1	48,0	0,0	J	62	6,86	38	15,3	36,7	23,4	1009	830	750	44,9	0,06	99,9	44,8	337	1,7	0,56	0,57	
	64,5	1,5	0,75	10,75	32,61	49,7	16,2	48,3	0,0	J	63	6,89	44	15,3	37,8	23,4	1009	780	750	44,9	0,02	99,9	44,8	361	1,7	0,60	0,57	
	64,5	1,5	0,75	11,76	32,61	51,6	16,8	48,8	0,0	J	63	6,9	43	15,3	36,7	23,4	1009	780	750	42,9	0,02	99,9	42,9	392	1,6	0,63	0,57	
	64,5	3,0	0,37	0,96	58,37	52,3	30,5	49,4	0,0	L	44	6,88	78	30,52	37	23,4	1009	1125	925	82,1	0,07	99,9	82,1	372	3,1	1,14	1,14	
	64,5	3,0	0,37	2,01	64,19	50,1	32,2	53,3	0,0	L	44	6,78	96	30,52	37,5	23,4	1009	1125	925	92,1	0,07	99,9	92,0	349	3,4	1,20	1,14	
64,5	3,0	0,37	2,99	64,31	52,4	33,7	49,4	0,2	L	45	6,86	88	30,52	36,9	23,4	1009	955	925	90,7	0,01	100,0	90,7	372	3,4	1,26	1,14		
64,5	3,0	0,37	3,89	61,97	50,2	31,1	48,4	0,0	L	45	6,92	74	30,52	37,4	23,4	1009	955	925	83,3	0,01	100,0	83,3	373	3,1	1,16	1,14		
64,5	3,0	0,37	4,89	59,34	51,2	30,4	48,8	0,0	L	45	6,94	83	30,52	36,7	23,4	1009	955	925	83,7	0,01	100,0	83,7	363	3,1	1,13	1,14		
64,5	3,0	0,37	5,89	58,23	51,6	30,0	49,2	0,0	L	46	6,9	82	30,52	37,2	23,4	1009	1165	925	82,7	0,08	99,9	82,7	363	3,1	1,12	1,14		
64,5	3,0	0,37	7,14	70,78	49,7	35,2	49,8	0,0	L	46	6,93	10	30,52	37,2	23,4	1009	1165	925	87,2	0,08	99,9	87,1	403	3,3	1,31	1,14		
64,5	3,0	0,37	8,10	61,24	47,1	28,8	52,3	0,0	L	46	6,77	87	30,52	37,7	23,4	1009	1165	925	90,6	0,08	99,9	90,5	318	3,4	1,08	1,14		

	RV	b <sub>R</sub>	V <sub>fl</sub>	Zeit	ΔV	CH <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Q <sub>zu,Ac</sub>	Y <sub>th,CH4</sub>	T	V <sub>g,FK</sub>	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	HG <sub>CSB</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	η <sub>CSB</sub>	ΔCSB	Y <sub>CH4/CSB</sub>	b <sub>R</sub>	P <sub>CH4</sub>	P <sub>th,CH4</sub>	
Vorgaben	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	[kg <sub>CSB</sub> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ]	[d]	[NI]	[%]	[NI/d]	[%]	[%]	ab	ab	[ml/d]	[NI]	[°C]	[l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[CH <sub>4</sub> /kgCSB]	[kg <sub>CSB</sub> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	
H	64,5	3,0	0,75	2,92	49,67	52,0	25,8	47,2	0,0	L 47	6,89	73	30,52	37,1	23,4	1009	1200	925	84,2	0,21	99,8	84,0	307	3,1	0,96	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	4,03	65,07	50,6	32,9	483,9	0,0	L 47	6,92	89	30,52	37,2	23,4	1009	1200	925	80,6	0,21	99,7	80,4	409	3,0	1,23	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	4,86	47,86	52,5	25,1	48,0	0,1	L 48	6,93	69	30,52	37,2	23,4	1009	1200	925	83,5	0,21	99,8	83,3	301	3,1	0,94	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	6,25	67,88	50,7	34,4	49,6	0,2	L 48	6,89	124	30,52	37,3	23,4	1009	1200	925	90,3	0,21	99,8	90,1	381	3,4	1,28	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	7,15	51,46	50,3	25,9	49,9	0,0	L 48	6,91	72	30,52	37,3	23,4	1009	1200	925	81,1	0,21	99,7	80,9	319	3,0	0,97	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	7,94	48,62	51,1	24,8	49,2	0,3	L 49	6,9	68	30,52	37,2	23,4	1009	1405	925	86,7	0,36	99,6	86,3	287	3,2	0,93	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	9,01	66,17	51,0	33,7	49,6	0,3	L 49	6,86	93	30,52	37	23,4	1009	1405	925	87,5	0,36	99,6	87,1	386	3,3	1,26	1,14	
H	64,5	3,0	0,75	9,86	56,79	51,7	29,4	49,5	0,3	L 49	6,82	79	30,52	37,3	23,4	1009	1405	925	93,3	0,36	99,6	93,0	315	3,5	1,10	1,14	
I	10,7	1,5	0,37	1,05	29,03	51,6	15,0	47,9	0,3	J 74	6,80	43	15,3	37,3	23,4	1009	725	750	41,2	-0,01	100,0	41,2	363	1,5	0,56	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	2,06	29,05	51,6	15,0	48,2	0,0	J 74	6,80	42	15,3	37,2	23,4	1009	725	750	41,9	-0,01	100,0	41,9	357	1,6	0,56	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	3,18	34,42	51,8	17,8	47,8	0,1	J 75	6,77	49	15,3	37,5	23,4	1009	815	750	44,4	0,02	99,9	44,3	402	1,7	0,67	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	4,15	29,63	50,7	15,0	48,1	0,0	J 75	6,76	40	15,3	36,9	23,4	1009	815	750	41,7	0,02	99,9	41,6	361	1,6	0,56	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	5,23	30,85	50,2	15,5	49,1	0,0	J 76	6,74	46	15,3	37,8	23,4	1009	785	750	42,8	0,01	100,0	42,8	362	1,6	0,58	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	6,16	27,01	50,5	13,6	47,8	0,2	J 76	6,73	37	15,3	37,7	23,4	1009	785	750	40,3	0,01	100,0	40,3	339	1,5	0,51	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	6,96	22,68	50,9	11,5	48,6	0,0	J 77	6,76	33	15,3	37,7	23,4	1009	750	750	41,5	0,00	100,0	41,5	278	1,5	0,43	0,57	
I	10,7	1,5	0,37	8,00	29,34	51,2	15,0	48,5	0,0	J 77	6,77	41	15,3	36,9	23,4	1009	750	750	39,7	0,00	100,0	39,7	378	1,5	0,56	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	1,13	15,28	52,6	8,0	47,7	0,0	J 64	6,95	0	0,0	36,7	23,4	1009	935	750	0,0	0,14							
J	10,7	1,5	0,75	2,06	20,29	52,7	10,7	48,1	0,0	J 65	6,81	39	15,3	37,4	23,4	1009	925	750	42,0	0,13	99,7	41,8	255	1,6	0,40	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	3,17	32,49	53,0	17,2	48,4	0,0	J 65	6,82	47	15,3	37,3	23,4	1009	925	750	42,9	0,13	99,7	42,8	401	1,6	0,64	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	4,13	30,26	53,3	16,1	49,1	0,0	J 66	6,81	40	15,3	37,1	23,4	1009	985	750	42,1	0,18	99,6	41,9	383	1,6	0,60	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	5,14	31,39	53,2	16,7	49,7	0,0	J 66	6,82	45	15,3	37,5	23,4	1009	985	750	44,9	0,18	99,6	44,8	372	1,7	0,62	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	6,08	28,77	51,2	14,7	47,8	0,0	J 67	6,8	42	15,3	37,8	23,4	1009	1045	750	44,7	0,22	99,5	44,5	330	1,7	0,55	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	7,11	30,52	51,1	15,6	49,0	0,0	J 67	6,8	42	15,3	37	23,4	1009	1045	750	41,1	0,22	99,5	40,9	379	1,5	0,58	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	8,22	32,68	51,5	16,8	49,6	0,0	J 68	6,84	46	15,3	37,7	23,4	1009	835	750	42,0	0,06	99,8	42,0	400	1,6	0,63	0,57	
J	10,7	1,5	0,75	9,14	25,51	52,3	13,3	47,9	0,0	J 68	6,89	42	15,3	37,4	23,4	1009	835	750	46,2	0,06	99,9	46,2	289	1,7	0,50	0,57	
K	10,7	3,0	0,75	1,00	37,94	51,8	19,7	47,2	0,0	L 58	6,77	50	0,0		23,4	1009	1070	750	50,5	0,24	99,5	50,2					
K	10,7	3,0	0,75	2,00	41,80	52,1	21,8	46,3	0,1	L 59	6,73	69	30,5		23,4	1009	1115	750	69,6	0,27	99,6	69,3	313	2,6	0,81	1,14	
K	10,7	3,0	0,75	2,94	39,38	52,2	20,6	46,8	0,0		6,64	67	30,5		23,4	1009	1318	750	72,1	0,43	99,4	71,7	285	2,7	0,77	1,14	
K	10,7	3,0	0,75	4,17	63,34	52,4	33,2	46,3	0,0	L 60	6,56	109	30,5		23,4	1009	1520	750	89,5	0,58	99,4	88,9	371	3,3	1,24	1,14	
L	2,7	1,5	0,37	1,44	31,72	52,7	16,7	46,7	0,0	J 78	6,62	56	15,3	39	23,4	1009	915	750	39,3	0,06	99,9	39,2	425	1,5	0,62	0,57	
L	2,7	1,5	0,37	2,41	21,03	54,4	11,4	44,9	0,0	J 79	6,57	38	15,3	36,8	23,4	1009	1195	750	39,6	0,16	99,6	39,4	289	1,5	0,43	0,57	
M	2,7	1,5	0,75	1,00	18,80	55,6	10,5	45,2	0,0	J 64	6,71	46,0	15,3	38	23,4	1009	935	750	46,4	0,14	99,7	46,3	225	1,7	0,39	0,57	
M	2,7	1,5	0,75							J 64	6,95				23,4	1009	925	750									
N	2,7	3,0	0,75	0,98	34,22	57,4	19,6	43,3	0,0	L 50	6,22	85	30,5	37,4	23,4	1009	2695	925	87,6	1,33	98,5	86,3	224	3,3	0,73	1,14	

J-6: Datenaufnahme der Versuche A-N in den Rieseltretreaktoren RB1 und RB2 unter Variation von b<sub>R</sub>, RV und V<sub>fl</sub>

**Datenaufnahme ME2**

Zeit	ΔV	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe		pH	Probe		pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	η <sub>CSB</sub>	ΔCSB	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		zu	ab		ab	[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00																							
0,92	2,99																						
1,71	3,00	3,3	11,3	12,5																			
2,79	2,27	7,5	13,3	7,9	E	1	5,40				1		5720	2000	5,7	2,0	65,0	3,7	0,08	0	0	0,00	
3,79	1,82																					0	0,00
4,73	1,83	18,3	17,3	0							1											0	0,01
5,75	47,65	30,6	19	0	E	2	5,31				1		7340	2000	7,3	2,0	72,8	5,3	0,10				
6,88	69,21	40,0	20,5	0							2											2	0,43
7,71	16,01	61,5	24,1	0			4,82				2											3	0,15
8,71	17,65	68,6	25,7	0	E	3	4,74	F	3	6,8	2		11720	2205	23,4	4,4	81,2	19,0	0,32	17	5	0,19	
9,77	17,72	69,9	27,2	0			4,80	F		7,14	2											6	0,19
10,83	16,72	67,8	28,6	0			4,68	F		7,18	2											8	0,18
12,13	34,04	9,6	18,8	4,7	E	4	4,75	F	4	7,24	2		11570	710	23,1	1,4	93,9	21,7	0,32	29	8	0,05	
12,88	13,76	51,0	27,3	0	E	4	5,34	F	4	7,18	2		11570	710	23,1	1,4	93,9	21,7	0,32	32	9	0,11	
13,98	19,05	65,8	28,4	0	E	5	4,92	F	5	7,11	2		11560	665	23,1	1,3	94,2	21,8	0,32	38	10	0,19	
14,75	21,93	65,3	29,7	0	E	5	5,17	F	5	7,11	2		11560	665	23,1	1,3	94,2	21,8	0,32	45	12	0,22	
15,86	10,14				E	6	5,17	F	6		4		11730	670	46,9	2,7	94,3	44,2	0,64	45	12	0,00	
16,83	17,26	56,9	15,3	0	E	6	4,75	F	6	7,37	4		11730	670	46,9	2,7	94,3	44,2	0,64	49	13	0,15	
18,00	30,09	70,6	23,8	0	E	7	4,76	F	7	7,21	4		12050	790	48,2	3,2	93,4	45,0	0,66	59	16	0,32	
18,78	22,88	62,0	26,1	0	E	7	4,83	F	7	7,21	4		12050	790	48,2	3,2	93,4	45,0	0,66	66	18	0,21	
19,78	31,07	64,9	26,9	0,2	E	8	4,78	F	8	7,22	4		12190	760	48,8	3,0	93,8	45,7	0,67	75	20	0,30	
20,78	23,82	65,5	29,6	0	E	8	4,79	F	8	7,16	4		12190	760	48,8	3,0	93,8	45,7	0,67	83	22	0,23	
21,73	30,70	65,5	29,2	0	E	9	4,78	F	9	7,41	4		12600	860	50,4	3,4	93,2	47,0	0,69	92	25	0,31	
22,82	28,59	61,5	28,8	0	E	9	4,76	F	9	7,2	4		12600	860	50,4	3,4	93,2	47,0	0,69	100	27	0,27	
23,72	30,52	64,8	30,4	0	E	10	4,71	F	10	7,18	4		13170	640	52,7	2,6	95,1	50,1	0,72	109	30	0,30	
24,72	26,69	61,1	31	0	E	10	4,72	F	10	7,16	4		13170	640	52,7	2,6	95,1	50,1	0,72	117	32	0,25	
25,91	37,33	63,5	31,1	0	E	11	4,74	F	11	7,19	4		13090	740	52,4	3,0	94,3	49,4	0,72	128	35	0,36	
26,75	22,54	63,8	33,2	0	E	12	4,59	F	12	7,08	4		13310	645	53,2	2,6	95,2	50,7	0,73	134	37	0,22	
27,71	31,51	8,8	22,5	0	E	12	4,61	F	12	7,17	4		13310	645	53,2	2,6	95,2	50,7	0,73	136	37	0,04	
28,71	18,59	23,2	24,3	0	E	13	4,62	F	13	7,19	4		13490	765	54,0	3,1	94,3	50,9	0,74	140	38	0,07	
29,71	36,92	32,8	26,6	0	E	13	4,63	F	13	7,13	4		13490	765	54,0	3,1	94,3	50,9	0,74	149	40	0,18	
30,98	20,29	42,2	28,4	0	E	14	4,62	F	14	7,13	4	37,5	13080	635	52,3	2,5	95,1	49,8	0,72	155	42	0,13	
32,13	18,23	42,5	28,2	0	E	14	4,65	F	14	7,09	4	36,9	13080	635	52,3	2,5	95,1	49,8	0,72	160	44	0,12	
32,89	28,10	48,1	29	0	E	15	4,66	F	15	7,04	8	37,2	12740	830	101,9	6,6	93,5	95,3	1,40	168	46	0,20	
33,73	0,00	52,9	30,7	0	E	15	4,70	F	15	7,02	8	37,0	12740	830	101,9	6,6	93,5	95,3	1,40	170	46	0,00	
34,76	29,23	58,4	29,7	0	E	16	4,74	F	16	7,07	8	36,8	11770	700	94,2	5,6	94,1	88,6	1,29	192	52	0,25	
35,75	22,56	60,4	30,4	0	E	16	4,77	F	16	7,08	8	36,9	11770	700	94,2	5,6	94,1	88,6	1,29	207	56	0,21	
36,76	19,90	62,5	30,5	0	E	17	4,82	F	17	7,13	8	37,2	10250	710	82,0	5,7	93,1	76,3	1,12	221	60	0,19	
37,92	19,83	63,7	29,8	0	E	17	4,85	F	17	7,08	16	37,1	10250	710	164,0	11,4	93,1	152,6	2,25	230	63	0,19	
39,13	34,45	64,1	29,9	0	E	18	4,94	F	18	7,04	16	37,3	7740	585	123,8	9,4	92,4	114,5	1,70	254	69	0,33	
39,96	21,60	65,4	29,8	0	E	18	5,05	F	18	7,02	16	37,5	7740	585	123,8	9,4	92,4	114,5	1,70	268	73	0,22	

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu	zu	ab	ab	[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgO <sub>2</sub> TR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
40,96	24,28	67,1	29,5	0	E 19	5,12	F 19	7,02	16	37,7	5430	605	86,9	9,7	88,9	77,2	1,19	283	77	0,25	
41,83	17,62	68,4	29,5	0	E 19	5,35	F 19	7,08	16	37,1	5430	605	86,9	9,7	88,9	77,2	1,19	291	79	0,18	
42,98	17,05	68,3	28,3	0	E 20	5,59	F 20	7,02	16	37,1	3690	505	59,0	8,1	86,3	51,0	0,81	301	82	0,17	
43,90	12,09	67,4	27,8	0	E 20	5,75	F 20	7,01	16	37,4	3690	505	59,0	8,1	86,3	51,0	0,81	307	83	0,12	
45,10	15,10	66,9	27,2	0	E 21	6,02	F 21	6,89	16	36,8	2520	445	40,3	7,1	82,3	33,2	0,55	314	85	0,15	
46,04	10,71	66,8	27,4	0	E 21	6,12	F 21	6,96	16	37,6	2520	445	40,3	7,1	82,3	33,2	0,55	321	87	0,11	
46,94	9,58	67,2	26,2	0	E 22	6,16	F 22	6,93	16	37,3											

J-7: Datenaufnahme Versuch V1, Rieselbettreaktor Me2

- XIV -

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu	zu	ab	[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgO <sub>2</sub> TR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00		58,8	22,2						E 28	6,9	F 28	6,99	0		960	475									
0,98	2,50	57,4	21,9	0	0,98	52,3	22,1	0,2	E 28	6,89	F 28	6,95	8	37,9	960	475	3,88	0	100,0	4	0,11	1	0	0,03	
1,96	1,95	57,3	21,9	0	1,33	50,1	22	0,4	E 29	7,01	F 29	7	8	37,2	2670	480	17,56	0,04	99,8	18	0,29	1	0	0,02	
2,96	4,31	57,3	21,9	0	0,45	48,7	22,1	0,3	E 29	6,26	F 29	6,95	16	37,0	2670	480	38,92	3,88	90,0	35	0,59	2	1	0,03	
4,25	45,13	59,2	27,1	0	8,38	51,5	26,6	0	E 30	5,05	F 30	6,78	16	37,0	11690	1170	183,24	14,92	91,9	168	2,56	13	4	0,33	
5,31	58,38	61,5	29,4	0,2	11,91	54,9	29,3	0,4	E 30	4,81	F 30	6,75	16	37,5	11690	1170	183,24	14,92	91,9	168	2,56	28	9	0,55	
6,19	60,13	62,1	33,1	0,1	11,97	58,2	33	0,3	E 31	4,6	F 31	6,75	16	37,0	13900	1690	218,6	23,24	89,4	195	3,05	43	14	0,69	
6,96	59,46	62,8	35,4	0	12,74	59,3	34,5	0	E 31	4,39	F 31	6,64	16	36,8	13900	1690	218,6	23,24	89,4	195	3,05	59	20	0,80	
7,96	90,09	61,3	37,6	0	18,79	59,3	37	0	E 32	4,38	F 32	6,64	16	37,7	14140	1670	222,44	22,92	89,7	200	3,10	82	27	0,91	
8,90	92,52	60,9	37,6	0	18,22	59,6	37,5	0	E 32	4,34	F 32	6,67	16	36,9	14140	1670	222,44	22,92	89,7	200	3,10	106	35	0,98	
10,02	115,64	61,6	37,7	0	23,95	60,7	37,2	0	E 33	4,31	F 33	6,63	16	37,3	12600	1520	197,8	20,52	89,6	177	2,76	136	45	1,04	
10,97	96,20	62,0	36,6	0	21,97	61,6	37	0	E 33	4,39	F 33	6,64	16	37,5	12600	1520	197,8	20,52	89,6	177	2,76	162	53	1,06	
12,36	135,48	61,5	37	0	31,11	69,1	36,8	0	E 34	4,41	F 34	6,78	16	37,4	11680	1095	183,08	13,72	92,5	169	2,56	198	64	1,03	
13,21	74,47	62,7	36	0	17,23	62,1	36,6	0	E 34	4,44	F 34	6,8	16	37,5	11680	1095	183,08	13,72	92,5	169	2,56	219	71	0,93	
14,08	74,71	62,9	37	0	16,20	62,2	36,2	0	E 35	4,42	F 35	6,68	16	37,4	11620	575	182,12	5,4	97,0	177	2,55	239	77	0,89	
15,01	75,70	63,5	36	0	15,86	63,6	35,7	0	E 35	4,48	F 35	6,78	16	37,2	11620	575	182,12	5,4	97,0	177	2,55	259	84	0,86	
16,00	73,72	63,0	35,6	0	15,28	62,4	35,8	0,1	E 36	4,55	F 36	6,82	16	37,5	9220	625	143,72	6,2	95,7	138	2,02	279	90	0,77	
16,96	63,01	63,9	35,4	0	11,46	62,9	35,2	0	E 36	4,6	F 36	6,8	16	36,9	9220	625	143,72	6,2	95,7	138	2,02	295	96	0,68	
17,99	63,48	63,6	35	0	13,22	63,4	35,1	0	E 37	4,64	F 37	6,92	16	37,1	8050	500	125	4,2	96,6	121	1,76	312	101	0,65	
19,06	60,60	63,8	35,3	0	13,88	63,5	37,7	0	E 37	4,76	F 37	6,93	16	37,7	8050	500	125	4,2	96,6	121	1,76	329	107	0,61	
19,98	45,29	64,4	34,3	0	8,26	64,2	34,2	0	E 38	4,8	F 38	6,94	16	37,5	7170	515	110,92	4,44	96,0	107	1,57	341	111	0,52	
20,92	10,40	64,6	33,6	0,1	0,71	63,7	33,6	0														344	112	0,10	

J-8: Datenaufnahme Versuch V2, Rieselbettreaktor Me2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		zu	ab	[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgO <sub>2</sub> TR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00			29,6	1,9		59,7	29,5	1,0					24	36,9										0
0,71	46,1	57,4	35,0	0,1	8,8	58,0	33,3	0,1	E 39	4,22	F 39	6,74	24	37,4	15090	1310	348,2	17,5	95,0	331	5,0	9	3	0,61
1,73	147,7	57,3	40,8	0,0	30,3	55,7	41,0	0,0	E 39	4,31	F 39	6,72	24	37,4	15090	1310	348,2	17,5	95,0	331	5,0	38	15	1,36
2,71	132,4	57,3	39,6	0,0	26,2	58,0	39,9	0,0	E 40	4,39	F 40	6,77	24	36,9	10000	1315	226,1	17,6	92,2	208	3,3	64	25	1,27
3,78	123,4	59,2	37,9	0,1	23,6	61,0	37,7	0,0	E 40	4,54	F 40	6,81	24	37,3	10000	1315	226,1	17,6	92,2	208	3,3	89	34	1,12
4,98	128,6	61,5	36,0	0,0	23,4	62,1	36,8	0,0	E 41	4,76	F 41	6,91	24	37,0	9590	860	216,2	6,7	96,9	210	3,2	116	45	1,07
5,72	74,8	62,1	34,4	0,0	12,9	64,1	35,1	0,0	E 41	4,82	F 41	7,08	24	36,9	9590	860	216,2	6,7	96,9	210	3,2	131	51	1,01
6,77	111,0	62,8	33,7	0,0	21,3	64,5	34,0	0,0	E 42	4,86	F 42	6,98	24	37,0	9910	825	223,9	5,9	97,4	218	3,3	155	60	1,09
7,71	94,5	61,3	33,4	0,0	18,5	65,8	33,3	0,0	E 42	4,85	F 42	6,95	24	37,6	9910	825	223,9	5,9	97,4	218	3,3	175	68	1,02
8,77	99,9	60,9	32,7	0,0	20,1	65,3	33,0	0,0	E 43	4,93	F 43	7,08	24	36,9	8480	695	189,6	2,8	98,5	187	2,8	196	76	0,95
9,80	86,1	61,6	32,4	0,0	16,2	65,8	32,4	0,0	E 43	5,15	F 43	7,06	24	37,5	8480	695	189,6	2,8	98,5	187	2,8	215	83	0,85
10,79	78,7	62,0	31,8	0,0	15,9	65,3	32,0	0,0	E 44	5,1	F 44	7,06	24	37,7	7600	620	168,5	1,0	99,4	168	2,5	231	89	0,82
11,80	79,3	61,5	31,1	0,1	14,0	65,7	31,3	0,0	E 44	5,2	F 44	7,06	24	37,2	7600	620	168,5	1,0	99,4	168	2,5	248	95	0,79
12,97	85,7	62,7	31,1	0,0	10,2	65,9	31,0	0,0	E 45	5,21	F 45	7,07	24	37,9	6810	650	149,5	1,7	98,9	148	2,2	265	102	0,71
13,98	68,3	62,9	30,0	0,0	15,4	67,3	30,0	0,0	E 45	5,34	F 45	6,96	24	37,9	6810	650	149,5	1,7	98,9	148	2,2	280	108	0,72
15,03	48,4	63,5	29,5	0,0	12,1	67,3	30,0	0,0	E 46	5,59	F 46	7,02	24	38,3	5900	580	127,7	0,0	100,0	128	1,9	292	112	0,51
15,98	69,6	63,0	28,4	0,0	12,3	67,3	30,0	0,0	E 46	5,7	F 46	6,99	24	37,6	5900	580	127,7	0,0	100,0	128	1,9	306	118	0,75
17,00	54,2	63,9	27,4	0,0	8,6	69,3	27,0	0,0	E 47	5,86	F 47	7,04	24	37,7	5180	665	110,4	2,0	98,2	108	1,7	318	123	0,54
17,83	40,6	63,6	27,0	0,0	5,7	70,2	27,4	0,0	E 47	6,08	F 47	7,01	24	37,0	5180	665	110,4	2,0	98,2	108	1,7	327	126	0,49
18,88	38,3	63,8	26,8	0,0	10,5	69,8	27,5	0,0	E 48	6,08	F 48	7,05	24	37,7	4540	720	95,0	3,4	96,5	92	1,5	336	129	0,42
19,88	35,9	64,4	26,7	0,0	9,8	70,2	27,1	0,0	E 48	6,15	F 48	7,02	0	37,8	4540	720						344	132	0,41
21,13	9,7	64,6	26,4	0,0	0,3	67,4	26,6	0,3						36,9								346	133	0,07

J-9: Datenaufnahme Versuch V3, Rieselbettreaktor Me2



Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OT<math>\Sigma</math>,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		zu	ab	[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH/ kgCSB]	[NICH/ kgOTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00	0,0				0,0								40										0	
0,93	19,1	26,0	30,1	0,0	29,4	45,0	20,0	4,4	E 49	5,26	F 49	7,18	40	8710	705	325,8	5,6	98,3	320	4,8	4,5	5	1	0,27
1,83	90,2	57,3	29,9	0,1	30,0	58,9	29,3	0,4	E 49	5,62	F 49	7,00	40	8710	705	325,8	5,6	98,3	320	4,8	4,5	23	8	1,05
2,75	101,9	65,9	31,4	0,0	37,2	66,3	30,7	0,0	E 50	5,27	F 50	6,87	40	8980	1035	336,6	18,8	94,4	318	4,9	4,6	48	16	1,37
3,73	115,5	67,5	31,7	0,0	38,8	68,2	31,7	0,0	E 50	4,98	F 50	6,96	40	8980	1035	336,6	18,8	94,4	318	4,9	4,6	75	27	1,46
4,69	119,6	68,2	32,7	0,0	36,9	68,7	32,7	0,0	E 51	4,96	F 51	6,96	40	8350	1190	311,4	25	92,0	286	4,6	4,3	104	38	1,53
5,72	130,6	68,0	33,7	0,0	37,9	68,4	33,0	0,0	E 51	4,98	F 51	6,97	40	8350	1190	311,4	25	92,0	286	4,6	4,3	134	50	1,52
6,88	115,5	67,2	35,5	0,1	43,9	70,0	32,7	0,0	E 52	5,03	F 52	6,96	0	7850	590							163	60	1,28
7,75	18,1	67,0	30,3	0,0	28,0	69,1	29,6	0,1	E 52	5,05	F 52	7,15	40	7850	590	291,4	1	99,7	290	4,3	4,0	171	61	
8,64	91,3	69,6	31,3	0,0	24,5	70,6	30,8	0,0	E 53	5,06	F 53	6,95	40	7310	690	269,8	5	98,1	265	4,0	3,7	192	70	1,25
9,82	129,9	71,7	31,2	0,0	29,5	71,5	31,4	0,0	E 53	5,31	F 53	6,98	40	7310	690	269,8	5	98,1	265	4,0	3,7	223	82	1,32
10,84	95,9	72,5	28,9	0,0	20,7	72,1	28,8	0,0	E 54	5,89	F 54	7,12	40	5440	605	195,0	1,6	99,2	193	3,0	2,7	245	92	1,13
11,76	74,0	73,9	27,6	0,0	15,0	74,1	27,6	0,0	E 54	6,11	F 54	7,09	40	5440	605	195,0	1,6	99,2	193	3,0	2,7	263	99	0,98
12,76	59,2	73,4	26,7	0,1	13,0	73,3	26,9	0,1	E 55	6,15	F 55	7,22	40	4160	810	143,8	9,8	93,2	134	2,3	2,0	277	105	0,73
13,54	41,9	74,5	25,8	0,0	7,3	74,6	25,9	0,0	E 55	6,5,0	F 55	7,08	40	4160	810	143,8	9,8	93,2	134	2,3	2,0	286	109	0,64
14,77	62,5	74,7	25,8	0,0	12,2	74,9	25,8	0,0	E 56	6,46	F 56	7,09	40	3390	565	113,0	0	100,0	113	1,9	1,5	301	115	0,62
15,75	45,2	73,1	26,6	0,0	12,3	73,5	26,5	0,0	E 56	6,5	F 56	7,08	40	3390	565	113,0	0	100,0	113	1,9	1,5	312	119	0,59
16,63	33,6	74,2	26,7	0,0	5,2	74,1	26,5	0,0	E 57	6,64	F 57	7,08	40	2610	620	81,8	2,2	97,3	80	1,4	1,1	320	123	0,45
17,63	39,5	75,4	26,7	0,0	5,0	75,1	26,9	0,0	E 57	6,69	F 57	7,08	40	2610	620	81,8	2,2	97,3	80	1,4	1,1	329	127	0,46
18,60	26,5	74,8	27,0	0,0	2,7	74,5	27,2	0,0	E 58	6,75	F 58	7,08	40	2220	595	66,2	1,2	98,2	65	1,2	0,9	335	129	0,30
19,58	21,4	74,6	26,5	0,0	2,5	74,5	26,9	0,0	E 58	6,8,0	F 58	7,09	0	2220	595							339	131	0,25

J-10: Datenaufnahme Versuch V4, Rieselbettreaktor Me2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00	0,0				0,0								40										0	
0,97	16,9	54,1	24,7	0,1	1,1	64,2	24,7	1,4	E 59	6,91	F 59	7,17	40	36,9	7890	1395	283,4	23,6	91,7	260	4,3	3	1	
1,71	76,2	58,4	35,4	0,1	12,9	59,5	32,0	0,4	E 59	4,61	F 59	6,91	40	37,1	7890	1395	283,4	23,6	91,7	260	4,3	17	7	0,97
2,75	172,6	68,1	32,6	0,2	22,5	60,9	33,9	0,0	E 60	5,26	F 60	6,99	40	36,9	10380	2105	383,0	52,0	86,4	331	5,7	53	23	1,73
3,67	149,7	70,4	31,2	0,1	18,6	65,1	32,3	0,0	E 60	5,07	F 60	7,04	40	37,0	10380	2105	383,0	52,0	86,4	331	5,7	86	37	1,76
4,83	175,7	70,6	31,6	0,2	27,5	6,4	31,2	0,1	E 61	5,04	F 61	7,06	40	37,0	9790	1475	359,4	26,8	92,5	333	5,4	120	54	1,48
5,73	139,2	71,7	31,4	0,1	23,9	69,0	31,1	0,0	E 61	5,07	F 61	7,07	40	37,3	9790	1475	359,4	26,8	92,5	333	5,4	152	67	1,78
6,72	137,7	73,5	30,7	0,0	22,3	71,7	30,8	0,0	E 62	5,2	F 62	7,11	40	37,0	8040	1160	289,4	14,2	95,1	275	4,4	184	81	1,62
7,73	126,4	72,1	29,6	0,0	21,6	70,7	29,8	0,0	E 62	5,47	F 62	7,14	40	37,6	8040	1160	289,4	14,2	95,1	275	4,4	214	93	1,44
8,75	101,6	74,1	27,4	0,1	15,5	71,8	28,1	0,0	E 63	6,19	F 63	7,21	40	36,8	5090	925	171,4	4,8	97,2	167	2,8	237	103	1,16
9,72	74,3	74,7	27,0	0,0	10,5	72,3	27,8	0,0	E 63	6,42	F 63	7,2	40	36,8	5090	925	171,4	4,8	97,2	167	2,8	255	110	0,89
10,83	67,5	72,4	27,0	0,1	12,5	70,6	27,3	0,0	E 64	6,65	F 64	7,21	40	37,1	3320	915	100,6	4,4	95,6	96	1,8	271	117	0,71
11,92	42,0	73,2	26,6	0,2	14,2	71,1	26,6	0,2	E 64	6,79	F 64	7,23	40	37,0	3320	915	100,6	4,4	95,6	96	1,8	282	121	0,52
12,88	32,1	73,8	26,6	0,2	3,6	71,9	26,7	0,1	E 65	6,86	F 65	7,23	40	37,6	3170	835	94,6	1,2	98,7	93	1,7	289	124	0,38
13,83	36,1	74,3	26,5	0,1	4,6	72,8	26,5	0,0	E 65	6,69	F 65	7,23	40	37,7	3170	835	94,6	1,2	98,7	93	1,7	298	128	0,43
14,71	46,3	74,7	25,4	0,0	12,2	72,8	25,5	0,0	E 66	6,69	F 66	7,27	40	36,8	4080	945	131,0	5,6	95,7	125	2,2	309	132	0,68
15,63	49,3	75,9	25,5	0,0	12,3	73,7	25,5	0,5	E 66	6,68	F 66	7,24	40	37,4	4080	945	131,0	5,6	95,7	125	2,2	322	137	0,69
16,75	56,3	76,3	25,6	0,0	4,9	75,1	25,8	0,0	E 67	6,73	F 67	7,26	40	37,1	3340	805	101,4	0,0	100,0	101	1,8	335	143	0,57
17,63	37,1	76,0	26,4	0,0	4,8	75,0	26,9	0,0	E 67	6,66	F 67	7,26	40	37,1	3340	805	101,4	0,0	100,0	101	1,8	344	147	0,49
18,62	36,1	76,4	26,7	0,0	4,4	75,0	26,6	0,0	E 68	6,79	F 68	7,26	40	37,3	2700	945	75,8	5,6	92,6	70	1,5	352	151	0,43
20,03	42,1	76,4	27,7	0,0	6,0	75,0	27,6	0,0	E 68	6,8	F 68	7,23	0	37,5	2700	945						362	155	0,36

J-11: Datenaufnahme Versuch V5, Rieselbettreaktor Me2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>OTS,Σ</sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00													40	36,8										0
0,75	0,6	68,0	25,1	0,2	4,8	58,4	25,5	2,3	E 69	7,04	F 69	7,35	40	36,8	8480	1280	288,0	0,0	100,0	288	4,6	1	0	
1,66	60,0	66,0	30,9	0,0	12,3	58,4	30,1	0,7	E 69	5,60	F 69	7,11	40	36,0	8480	1280	288,0	0,0	100,0	288	4,6	9	4	0,71
2,58	151,0	70,9	34,5	0,0	35,8	61,7	36,4	0,0	E 70	5,80	F 70	7,04	40	37,3	13280	3555	480,0	91,0	81,0	389	7,3	33	15	1,91
3,63	181,7	74,6	31,4	0,0	39,7	66,9	34,4	0,0	E 70	5,28	F 70	7,11	40	36,8	13280	3555	480,0	91,0	81,0	389	7,3	62	29	2,13
4,75	228,3	72,4	35,1	0,0	0,0	70,0	33,1	0,0	E 71	4,98	F 71	7,20	40	37,0	14730	3615	538,0	93,4	82,6	445	8,1	92	47	2,01
5,71	202,6	72,0	34,2	0,3	50,5	71,3	34,1	0,0	E 71	4,95	F 71	7,07	40	37,5	14730	3615	538,0	93,4	82,6	445	8,1	125	62	2,60
6,73	217,4	71,7	33,7	0,1	49,6	71,4	32,9	0,0	E 72	4,98	F 72	7,14	40	36,9	13210	2555	477,2	51,0	89,3	426	7,2	160	78	2,57
7,75	204,6	72,4	32,9	0,1	50,6	72,6	32,1	0,0	E 72	5,04	F 72	7,17	40	37,5	13210	2555	477,2	51,0	89,3	426	7,2	193	94	2,48
8,73	177,9	71,3	32,0	0,3	46,6	72,2	31,1	0,0	E 73	5,20	F 73	7,20	40	37,6	10920	1940	385,6	26,4	93,2	359	6,0	222	107	2,25
9,59	134,2	73,3	30,7	0,1	41,1	73,7	30,2	0,1	E 73	5,37	F 73	7,24	40	37,5	10920	1940	385,6	26,4	93,2	359	6,0	246	117	2,04
10,82	164,5	73,5	29,4	0,2	47,3	73,6	29,2	0,2	E 74	5,68	F 74	7,31	40	37,7	8910	1470	305,2	7,6	97,5	298	4,9	274	130	1,74
11,73	107,3	73,6	29,2	0,0	32,2	73,4	30,1	0,1	E 74	6,00	F 74	7,26	40	36,9	8910	1470	305,2	7,6	97,5	298	4,9	293	138	1,55
12,81	110,3	73,5	28,6	0,2	33,8	73,3	28,2	0,0	E 75	6,22	F 75	7,28	40	36,9	7220	1405	237,6	5,0	97,9	233	4,0	312	146	1,34
13,77	82,8	75,4	28,6	0,2	26,1	74,8	28,4	0,0	E 75	6,40	F 75	7,30	40	37,5	7220	1405	237,6	5,0	97,9	233	4,0	327	153	1,17
14,63	63,5	75,7	29,3	0,0	12,4	75,5	29,0	0,0	E 76	6,48	F 76	7,29	40	37,3	5460	1435	167,2	6,2	96,3	161	3,0	337	158	0,92
15,80	71,9	73,0	29,7	0,1	12,2	73,4	29,6	0,0	E 76	6,63	F 76	7,32	40	37,5	5460	1435	167,2	6,2	96,3	161	3,0	348	163	0,72
16,70	44,3	72,7	30,4	0,2	12,7	72,2	30,0	0,1	E 77	6,69	F 77	7,29	40	37,5	4280	1475	120,0	7,8	93,5	112	2,3	356	167	0,63
17,57	39,9	72,1	30,7	0,2	10,6	72,3	30,6	0,1	E 77	6,71	F 77	7,29	40	37,5	4280	1475	120,0	7,8	93,5	112	2,3	363	170	0,57
18,73	44,1	71,4	30,9	0,1	10,8	71,2	30,4	0,1	E 78	6,72	F 78	7,30	40	36,9	3640	1480	94,4	8,0	91,5	86	2,0	370	173	0,46
19,83	37,4	69,8	31,2	0,2	10,1	70,8	31,0	0,1	E 78	6,77	F 78	7,18	0	37,5	3640	1480						376	176	0,41

J-12: Datenaufnahme Versuch V6, Rieselbettreaktor Me2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00		69,8	31,2	0,2		70,8	31,0	0,1					40	37,5										
0,71	44,5	69,3	31,9	0,1	9,0	67,8	31,7	0,2	E 79	6,10	F 79	7,35	40	36,9	11930	2070	407,2	12,8	96,9	394	6,5	6	3	
1,70	184,8	70,3	33,7	0,1	37,7	67,4	33,6	0,1	E 79	5,52	F 79	7,25	40	37,0	11930	2070	407,2	12,8	96,9	394	6,5	33	17	2,14
2,71	245,7	69,3	33,3	0,2	45,4	68,3	32,7	0,2	E 80	5,14	F 80	7,30	40	37,5	17010	2925	610,4	47,0	92,3	563	9,3	67	34	2,73
3,71	268,6	69,1	34,4	0,1	54,2	69,3	33,6	0,0	E 80	4,97	F 80	7,28	40	37,6	17010	2925	610,4	47,0	92,3	563	9,3	105	54	3,06
4,72	259,3	68,2	34,5	0,1	56,8	68,7	34,1	0,0	E 81	4,95	F 81	7,25	40	37,7	16110	2930	574,4	47,2	91,8	527	8,8	142	72	2,93
5,68	205,6	67,2	35,5	0,1	67,6	67,8	34,3	0,0	E 81	4,99	F 81	7,18	40	37,6	16110	2930	574,4	47,2	91,8	527	8,8	173	86	2,63
6,66	199,0	68,7	33,4	0,1	70,4	69,3	33,2	0,0	E 82	5,11	F 82	7,20	40	36,9	13550	2850	472,0	44,0	90,7	428	7,4	205	100	2,57
7,63	172,4	68,8	32,0	0,1	63,0	69,1	31,5	0,0	E 82	5,29	F 82	7,24	40	37,5	13550	2850	472,0	44,0	90,7	428	7,4	233	113	2,31
8,76	169,2	70,7	30,2	0,2	60,9	71,0	29,9	0,1	E 83	5,60	F 83	7,30	40	37,7	10380	1965	345,2	8,6	97,5	337	5,7	261	125	1,96
9,72	116,7	71,5	29,3	0,3	40,7	70,8	29,2	0,1	E 83	5,91	F 83	7,32	40	37,0	10380	1965	345,2	8,6	97,5	337	5,7	280	134	1,61
10,62	98,9	72,1	28,4	0,3	32,1	72,0	28,1	0,1	E 84	6,19	F 84	7,36	40	37,8	8400	1830	266,0	3,2	98,8	263	4,6	296	141	1,44
11,60	99,1	74,1	27,8	0,0	27,2	74,2	28,0	0,0	E 84	6,37	F 84	7,36	40	36,9	8400	1830	266,0	3,2	98,8	263	4,6	312	149	1,30
12,68	88,2	73,2	28,0	0,1	24,9	73,9	28,0	0,0	E 85	6,57	F 85	7,35	40	37,4	6200	1815	178,0	2,6	98,5	175	3,4	326	155	1,06
13,71	79,0	73,0	28,8	0,0	19,3	73,3	28,7	0,0	E 85	6,67	F 85	7,36	40	37,3	6200	1815	178,0	2,6	98,5	175	3,4	338	161	0,95
14,94	66,8	71,4	29,6	0,1	12,4	71,5	29,5	0,1	E 86	6,80	F 86	7,34	40	37,5	4750	1825	120,0	3,0	97,5	117	2,6	348	166	0,63
15,71	40,7	72,0	29,5	0,1	12,4	72,4	29,7	0,0	E 86	6,77	F 86	7,39	40	37,3	4750	1825	120,0	3,0	97,5	117	2,6	354	169	0,68
16,83	51,7	70,8	30,8	0,0	11,2	70,6	30,9	0,0	E 87	6,85	F 87	7,34	40	37,6	4090	1770	93,6	0,8	99,1	93	2,2	362	173	0,54
17,71	31,3	70,2	30,4	0,2	6,2	70,8	30,5	0,1	E 87	6,88	F 87	7,37	40	37,5	4090	1770	93,6	0,8	99,1	93	2,2	367	175	0,41
18,99	39,9	67,0	31,0	0,4	8,3	67,3	30,7	0,3	E 88	6,91	F 88	7,35	40	37,8	3340	1750	63,6	0,0	100,0	64	1,8	372	178	0,34
19,81	21,7	68,2	31,7	0,1	4,1	68,9	31,4	0,0	E 88	6,95	F 88	7,34	40	37,6	3340	1750	63,6	0,0	100,0	64	1,8	375	180	0,29
20,79	1,5	66,4	31,2	0,3	5,6	62,9	30,5	0,3						37,4									180	0,06

J-13: Datenaufnahme Versuch V7, Rieselbettreaktor Me2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>OTS,Σ</sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00													56	37,4										0
0,79	91,1	54,2	33,5	0,1	34,0	30,2	30,2	3,8	E 89	5,79	F 89	7,22	56	36,7	16060	3995	780,6	105,0	86,5	676	12,3	8	5	
1,81	287,8	68,8	33,2	0,0	63,7	54,2	35,7	0,0	E 89	5,66	F 89	7,26	56	36,6	16060	3995	780,6	105,0	86,5	676	12,3	38	25	2,91
2,75	282,0	68,2	32,9	0,0	59,6	63,5	33,4	0,0	E 90	5,27	F 90	7,27	56	37,4	15380	4115	742,6	111,7	85,0	631	11,8	69	45	3,28
3,83	268,0	68,5	33,7	0,2	73,3	67,9	32,4	0,1	E 90	5,30	F 90	7,30	56	37,7	15380	4115	742,6	111,7	85,0	631	11,8	101	64	2,91
4,83	41,3	71,6	29,8	0,1	24,9	63,2	29,3	0,2	E 91	5,29	F 91	7,44	0	36,9	13590	2535						107	67	
5,70	198,4	71,8	31,4	0,0	47,7	67,5	31,2	0,0	E 91	5,4	F 91	7,37	56	36,8	13590	2535	642,3	23,2	96,4	619	10,4	131	82	2,73
6,63	215,3	71,6	29,9	0,0	50,8	69,2	30,0	0,0	E 92	5,53	F 92	7,39	56	37,4	12080	2715	557,8	33,3	94,0	524	9,3	157	98	2,78
7,62	200,7	72,3	28,7	0,0	45,8	70,9	28,4	0,0	E 92	5,79	F 92	7,44	56	37,3	12080	2715	557,8	33,3	94,0	524	9,3	182	112	2,43
8,63	176,8	72,8	27,8	0,0	43,2	72,5	28,2	0,0	E 93	6,09	F 93	7,45	56	36,8	10020	2430	442,4	17,4	96,1	425	7,7	204	126	2,17
9,66	161,8	73,9	27,2	0,0	38,2	73,6	27,6	0,0	E 93	6,37	F 93	7,42	56	36,8	10020	2430	442,4	17,4	96,1	425	7,7	224	138	1,96
10,69	129,6	73,2	28,0	0,1	31,6	73,0	27,9	0,0	E 94	6,54	F 94	7,45	56	36,8	7830	2165	319,8	2,5	99,2	317	6,0	240	148	1,57
11,83	138,2	76,0	29,1	0,0	33,0	76,1	29,2	0,0	E 94	6,67	F 94	7,46	56	37,8	7830	2165	319,8	2,5	99,2	317	6,0	258	158	1,54
12,83	96,6	75,5	29,1	0,1	21,0	75,5	29,3	0,0	E 95	6,46	F 95	7,40	56	37,5	6270	2380	232,4	14,6	93,7	218	4,8	270	166	1,22
13,58	67,5	76,3	29,1	0,1	15,9	76,5	29,3	0,0	E 95	6,77	F 95	7,44	56	36,7	6270	2380	232,4	14,6	93,7	218	4,8	279	171	1,16
14,58	10,1	74,1	28,7	0,0	12,6	64,1	28,7	0,3	E 96	6,86	F 96	7,52	0	36,4	6030	2060						281	172	
15,66	71,8	75,1	29,7	0,0	12,6	67,7	29,6	0,0	E 96	6,79	F 96	7,45	56	37,2	6030	2060	219,0	-3,4	101,5	222	4,6	290	178	0,79
16,75	75,5	75,0	30,1	0,0	16,4	69,9	30,2	0,0	E 97	6,88	F 97	7,44	56	36,8	5090	2220	166,3	5,6	96,6	161	3,9	299	183	0,85
17,91	54,0	71,1	30,0	0,0	12,9	67,0	29,6	0,0	E 97	6,94	F 97	7,43	56	37,0	5090	2220	166,3	5,6	96,6	161	3,9	306	187	0,56
18,70	33,0	72,3	30,6	0,0	7,1	69,7	30,3	0,0	E 98	7,01	F 98	7,44	56	36,8	4070	2180	109,2	3,4	96,9	106	3,1	310	190	0,50
19,70	33,4	70,3	30,8	0,1	7,4	69,1	30,7	0,0	E 98	6,99	F 98	7,43	56	37,3	4070	2180	109,2	3,4	96,9	106	3,1	314	192	0,39
20,65	25,9	69,3	32,0	0,1	5,9	69,4	31,5	0,0	E 99	7,07	F 99	7,40	56	36,9	3170	2140	58,8	1,1	98,1	58	2,4	317	194	0,32
21,65	23,8	68,0	33,3	0,0	5,6	68,0	32,7	0,0	E 99	7,08	F 99	7,41	56	36,7	3170	2140	58,8	1,1	98,1	58	2,4	320	196	0,22
22,77	25,3	59,7	35,8	0,0	4,4	64,9	35,8	0,0	E 100	7,17	F 100	7,38	56	336,8	2640	2110	29,1	-0,6	101,9	30	2,0	322	197	0,18
23,78	24,4	51,1	35,8	0,0	2,7	61,9	35,9	0,0	E 100	7,24	F 100	7,40	56	37,6	2640	2110	29,1	-0,6	101,9	30	2,0	324	199	0,21
24,64	14,3	49,5	35,7	0,0	1,7	60,8	35,8	0,0	E 101	7,20	F 101	7,37	56	36,8	2870	2130	42,0	0,6	98,7	41	2,2	325	199	0,15
25,58	11,6	49,1	35,4	0,0	2,3	60,3	35,8	0,0	E 101	7,25	F 101	7,30	56	37,5	2870	2130	42,0	0,6	98,7	41	2,2	326	200	0,11
26,65	10,8	48,5	34,4	0,2	1,0	59,0	35,1	0,1	E 102	7,35	F 102	7,40	56	36,9	2690	2120	31,9	0,0	100,0	32	2,1	327	200	0,08
27,67	4,0	44,0	33,1	0,2	17,0	45,5	32,7	0,1														328	201	0,04

J-14: Datenaufnahme Versuch V8, Rieselbettreaktor Me2

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> -d)]
0,00													56										0	
0,93	116,2	58,1	37,3	0,2	44,2	49,6	39,5	0,1	E 103	6,17	F 103	7,46	56	36,6	17510	4820	831,3	120,7	85,5	711	13,4	13	7	
1,82	199,2	68,6	33,7	0,0	70,3	61,9	36,3	0,0	E 103	5,53	F 103	7,48	56	36,2	17510	4820	831,3	120,7	85,5	711	13,4	40	21	2,75
2,81	255,5	67,3	36,1	0,0	84,0	66,7	35,4	0,0	E 104	5,35	F 104	7,34	56	35,3	15940	5755	743,4	173,0	76,7	570	12,2	74	38	3,16
3,76	246,9	70,3	32,6	0,0	87,2	70,3	32,5	0,0	E 104	5,45	F 104	7,47	56	36,5	15940	5755	743,4	173,0	76,7	570	12,2	110	55	3,39
4,82	217,3	72,9	30,9	0,0	78,2	72,7	30,7	0,0	E 105	5,62	F 105	7,60	56	37,3	13350	3710	598,4	58,5	90,2	540	10,2	142	71	2,78
5,80	176,2	72,7	28,8	0,0	55,5	72,4	29,6	0,0	E 105	5,79	F 105	7,62	56	36,4	13350	3710	598,4	58,5	90,2	540	10,2	167	84	2,35
6,84	183,3	71,9	28,9	0,0	54,6	70,7	29,5	0,0	E 106	6,01	F 106	7,62	56	37,2	11610	3390	500,9	40,6	91,9	460	8,9	193	97	2,24
7,70	136,1	73,3	27,8	0,0	40,7	72,6	28,4	0,0	E 106	6,20	F 106	7,66	56	36,9	11610	3390	500,9	40,6	91,9	460	8,9	212	108	2,07
8,69	148,1	73,7	28,0	0,0	43,3	72,8	28,5	0,0	E 107	6,43	F 107	7,66	56	37,1	9530	3255	384,4	33,0	91,4	351	7,3	233	118	1,95
9,94	165,7	71,0	28,3	0,0	48,5	71,0	28,0	0,0	E 107	6,57	F 107	7,62	56	36,2	9530	3255	384,4	33,0	91,4	351	7,3	256	130	1,67
10,92	116,6	70,4	28,4	0,2	34,2	70,2	28,3	0,1	E 108	6,70	F 108	7,66	56	37,9	7700	2940	282,0	15,4	94,5	267	5,9	272	139	1,48
11,81	93,5	70,8	30,0	0,1	30,9	72,8	29,1	0,0	E 108	6,80	F 108	7,67	56	36,7	7700	2940	282,0	15,4	94,5	267	5,9	285	145	1,36
12,84	93,7	69,9	30,6	0,0	29,0	70,0	29,3	0,0	E 109	6,89	F 109	7,63	56	37,4	6100	2775	192,4	6,2	96,8	186	4,7	298	152	1,14
13,82	73,9	70,8	30,8	0,0	26,3	68,2	30,2	0,0	E 109	6,91	F 109	7,58	56	36,8	6100	2775	192,4	6,2	96,8	186	4,7	308	157	0,98
14,81	62,5	69,6	32,0	0,0	12,6	68,0	31,4	0,0	E 110	6,96	F 110	7,61	56	36,4	5110	2725	136,9	3,4	97,5	134	3,9	316	162	0,72
15,68	49,3	67,7	33,4	0,1	12,5	69,2	32,7	0,0	E 110	6,98	F 110	7,56	56	37,0	5110	2725	136,9	3,4	97,5	134	3,9	322	165	0,67
16,81	66,4	64,9	35,1	0,0	28,7	69,0	34,2	0,0	E 111	7,00	F 111	7,50	56	36,5	4250	2690	88,8	1,4	98,4	87	3,3	332	169	0,76
17,95	35,6	63,9	35,8	0,2	18,5	68,5	34,7	0,2	E 111	7,07	F 111	7,52	56	37,7	4250	2690	88,8	1,4	98,4	87	3,3	337	171	0,43
18,78	30,1	63,4	35,9	0,1	17,6	68,0	35,5	0,2	E 112	7,05	F 112	7,52	56	36,8	3860	2665	66,9	0,0	100,0	67	3,0	342	173	0,51
19,75	30,5	64,0	36,2	0,0	16,7	67,5	37,1	0,1	E 112	7,11	F 112	7,52	56	36,5	3860	2665	66,9	0,0	100,0	67	3,0	346	175	0,44
20,67	4,2	64,5	36,0	0,0	31,0	67,2	37,0	0,1														176	0,36	

J-15: Datenaufnahme Versuch V9, Rieselbettreaktor Me2

### Datenaufnahme Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	mCSB <sub>zu</sub>	mCSB <sub>ab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>OTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		zu	ab	[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d]	
0,00																					
0,92																					
1,71																					
2,79	2,3	3,3	11,5	11,0	G 1	4,09			1		10690	600	10,7	0,6	94,4	10	0,15	0	0	0,00	
3,79	2,1				G				0		8000	600	0,0	0,0	#DIV/0!	0	0,00	0	0	0,00	
4,73	2,1	20,4	17,3	0,1	G				1		7000	600	7,0	0,6	91,4	6	0,10	0	0	0,01	
5,75	7,7	33,7	19,7	0,1	G 2	6,17			1		6830	600	6,8	0,6	91,2	6	0,09	1	0	0,04	
6,88	11,4	44,0	21,0	0,2	G				2		7000	600	14,0	1,2	91,4	13	0,19	4	1	0,08	
7,71	7,9				G	5,53			2		7000	600	14,0	1,2	91,4	13	0,19	4	1	0,00	
8,71	0,3	21,1	17,4	4,4	G 3	5,29	H 3	7,27	2		8390	640	16,8	1,3	92,4	16	0,23	4	1	0,00	
9,77	10,7	42,6	21,2	0,0	G	4,99			2										2	0,07	
10,83	13,5	56,3	23,5	0,0	G	4,76		7,08	2										3	0,12	
12,13	14,0	63,4	24,0	0,4	G 4	4,86	H 4	7,25	2		9610	560	19,2	1,1	94,2	18	0,26	13	4	0,14	
12,88	12,0	66,3	26,0	0,1	G 4	4,85	H 4	7,19	2		9610	560	19,2	1,1	94,2	18	0,26	17	5	0,12	
13,98	13,5	66,3	27,1	0,1	G 5	4,79	H 5	7,25	2		10220	585	20,4	1,2	94,3	19	0,28	21	6	0,14	
14,75	18,5	64,7	28,9	0,0	G 5	4,80	H 5	7,11	2		10220	585	20,4	1,2	94,3	19	0,28	26	7	0,18	
15,86	28,9	68,5	27,5	0,1	G 6	4,64	H 6	7,13	4		10330	590	41,3	2,4	94,3	39	0,57	35	10	0,30	
16,83	21,6	67,8	28,1	0,1	G 6	4,74	H 6	7,15	4		10330	590	41,3	2,4	94,3	39	0,57	42	12	0,22	
18,00	18,2	65,6	30,8	0,0	G 7	4,72	H 7	7,25	4		11190	860	44,8	3,4	92,3	41	0,61	47	13	0,18	
18,78	8,8	64,5	30,6	0,0	G 7	4,77	H 7	7,17	4		11190	860	44,8	3,4	92,3	41	0,61	50	14	0,08	
19,78	28,7	63,0	29,8	0,0	G 8	4,75	H 8	7,20	4		11170	820	44,7	3,3	92,7	41	0,61	58	16	0,27	
20,78	23,5	65,2	32,5	0,1	G 8	4,76	H 8	7,12	4		11170	820	44,7	3,3	92,7	41	0,61	65	18	0,23	
21,73	24,4	63,0	31,4	0,0	G 9	4,72	H 9	7,18	4		11590	920	46,4	3,7	92,1	43	0,64	72	20	0,23	
22,82	30,4	58,2	30,3	1,8	G 9	4,70	H 9	7,13	4		11590	920	46,4	3,7	92,1	43	0,64	80	22	0,27	
23,72	25,2	62,9	31,6	0,2	G 10	4,65	H 10	7,17	4		12240	875	49,0	3,5	92,9	45	0,67	87	24	0,24	
24,72	29,3	63,6	31,8	0,2	G 10	4,65	H 10	7,17	4		12240	875	49,0	3,5	92,9	45	0,67	95	27	0,28	
25,91	34,1	62,4	32,0	0,1	G 11	4,64	H 11	7,17	4		12460	890	49,8	3,6	92,9	46	0,68	105	29	0,33	
26,75	22,5	63,6	33,6	0,0	G 12	4,50	H 12	7,03	4		11980	900	47,9	3,6	92,5	44	0,66	111	31	0,22	
27,71	16,5	47,2	29,4	2,6	G 12	4,48	H 12	7,02	4		11980	900	47,9	3,6	92,5	44	0,66	115	32	0,12	
28,71	14,1	63,7	32,6	0,0	G 13	4,51	H 13	7,02	4		12130	975	48,5	3,9	92,0	45	0,66	119	33	0,14	
29,71	16,4	63,4	33,6	0,0	G 13	4,47	H 13	7,02	4		12130	975	48,5	3,9	92,0	45	0,66	124	35	0,16	
30,98	27,9	63,4	34,3	0,3	G 14	4,50	H 14	7,05	4	37,0	12140	940	48,6	3,8	92,3	45	0,67	132	37	0,27	
32,13	23,5	62,3	34,0	0,4	G 14	4,49	H 14	6,99	4	37,1	12140	940	48,6	3,8	92,3	45	0,67	138	39	0,23	
32,89	16,4	64,5	33,8	0,0	G 15	4,49	H 15	7,02	8	37,5	12300	1060	98,4	8,5	91,4	90	1,35	143	40	0,16	
33,73	35,0	63,9	36,1	0,1	G 15	4,47	H 15	7,00	8	37,5	12300	1060	98,4	8,5	91,4	90	1,35	153	43	0,33	
34,76	48,3	63,8	34,4	0,0	G 16	4,48	H 16	7,01	8	37,4	11690	1010	93,5	8,1	91,4	85	1,28	167	47	0,46	
35,75	47,7	63,3	34,4	0,0	G 16	4,44	H 16	6,97	8	37,0	11690	1010	93,5	8,1	91,4	85	1,28	181	50	0,46	
36,76	44,9	63,9	34,1	0,1	G 17	4,48	H 17	7,00	8	37,6	11440	940	91,5	7,5	91,8	84	1,25	194	54	0,43	
37,92	52,6	64,2	34,8	0,1	G 17	4,52	H 17	6,98	16	37,1	11440	940	183,0	15,0	91,8	168	2,51	209	58	0,51	
39,13	78,0	60,8	36,6	0,2	G 18	4,56	H 18	7,00	16	37,2	11210	770	179,4	12,3	93,1	167	2,46	230	64	0,72	

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		zu		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
39,96	54,9	62,3	36,3	0,2	G 18	4,46	H 18	6,94	16	37,0	11210	770	179,4	12,3	93,1	167	2,46	246	69	0,52
40,96	65,7	64,0	34,1	0,1	G 19	4,57	H 19	6,96	16	37,0	7780	725	124,5	11,6	90,7	113	1,71	265	74	0,64
41,83	53,6	65,9	33,8	0,0	G 19	4,60	H 19	6,92	16	37,5	7780	725	124,5	11,6	90,7	113	1,71	281	78	0,53
42,77	64,2	65,4	33,2	0,0	G 20	4,42	H 20	6,88	16	37,5	3495	1015	55,9	16,2	71,0	40	0,77	300	84	0,63
43,90	48,8	64,6	32,9	0,1	G 20	4,46	H 20	6,87	16	37,7	3495	1015	55,9	16,2	71,0	40	0,77	314	88	0,48
45,10	57,8	64,5	32,5	0,1	G 21	4,45	H 21	6,89	16	37,7	2840	790	45,4	12,6	72,2	33	0,62	331	92	0,56
46,04	38,5	64,7	32,3	0,1	G 21	4,70	H 21	6,88	16	37,3	2840	790	45,4	12,6	72,2	33	0,62	342	96	0,38
46,94	35,2	65,8	31,2	0,2		4,73		6,93	16	37,3							0,00	352	99	0,35

J-16: Datenaufnahme Versuch V1, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		59,6	23,5	1,5	G 28	5,98	H 28	6,87	0	37,0	2210	695							0		
0,98	6,7	64,7	24,0	0,2	G 28	5,99	H 28	6,86	8	37,4	2210	695	12,1	0,0	100,0	12	0,2	1	1	0,06	
1,96	7,5	68,4	24,0	0,1	G 29	5,68	H 29	6,87	8	37,0	5420	815	37,8	1,0	97,5	37	0,6	3	1	0,07	
2,96	27,5	66,9	31,3	0,2	G 29	4,74	H 29	6,82	8	37,6	5420	815	37,8	1,0	97,5	37	0,6	9	4	0,25	
4,25	66,4	60,8	38,2	0,3	G 30	4,77	H 30	6,82	16	37,1	10050	795	155,2	7,2	95,4	148	2,2	22	9	0,43	
5,31	69,3	62,0	35,8	0,3	G 30	4,90	H 30	6,85	16	37,0	10050	795	155,2	7,2	95,4	148	2,2	36	15	0,55	
6,19	63,7	63,0	35,4	0,3	G 31	4,72	H 31	6,83	16	37,7	9900	1025	152,8	10,8	92,9	142	2,2	48	21	0,63	
6,96	66,5	60,7	39,2	0,0	G 31	4,48	H 31	6,93	16	37,7	9900	1025	152,8	10,8	92,9	142	2,2	61	26	0,72	
7,96	95,3	58,9	40,8	0,2	G 32	4,43	H 32	6,85	16	37,0	14440	705	225,5	5,7	97,5	220	3,2	79	34	0,77	
8,90	97,1	58,3	40,4	0,1	G 32	4,38	H 32	6,79	16	37,0	14440	705	225,5	5,7	97,5	220	3,2	97	42	0,83	
10,02	126,4	58,9	39,8	0,2	G 33	4,35	H 33	6,87	16	37,8	13970	765	218,0	6,7	96,9	211	3,1	121	52	0,91	
10,97	110,6	59,8	39,7	0,2	G 33	4,35	H 33	6,76	16	37,0	13970	765	218,0	6,7	96,9	211	3,1	142	61	0,96	
12,36	182,4	60,2	37,7	0,2	G 34	4,31	H 34	6,81	16	37,0	13930	630	217,3	4,5	97,9	213	3,1	177	76	1,08	
13,21	116,6	61,0	37,0	0,2	G 34	4,32	H 34	6,90	16	37,1	13930	630	217,3	4,5	97,9	213	3,1	200	86	1,15	
14,08	118,0	62,5	36,8	0,0	G 35	4,35	H 35	6,88	16	37,1	11610	810	180,2	7,4	95,9	173	2,5	224	96	1,15	
15,01	121,7	63,2	36,4	0,0	G 35	4,38	H 35	6,89	16	37,0	11610	810	180,2	7,4	95,9	173	2,5	248	107	1,14	
16,00	121,7	62,4	36,1	0,1	G 36	4,35	H 36	6,94	16	37,8	11880	710	184,5	5,8	96,9	179	2,6	272	117	1,05	
16,96	106,8	62,4	35,9	0,1	G 36	4,44	H 36	6,90	16	36,9	11880	710	184,5	5,8	96,9	179	2,6	294	126	0,95	
17,99	109,9	62,4	35,9	0,1	G 37	4,49	H 37	6,90	16	37,3	11070	925	171,6	9,2	94,6	162	2,4	316	136	0,91	
19,06	106,6	62,3	36,6	0,2	G 37	4,53	H 37	6,84	16	37,2	11070	925	171,6	9,2	94,6	162	2,4	337	145	0,85	
19,98	86,7	62,7	35,8	0,2	G 38	4,56	H 38	6,92	16	37,0	9920	685	153,2	5,4	96,5	148	2,2	354	152	0,81	
20,92	21,2	66,0	30,8	0,3						37,0								359	154	0,20	

J-17: Datenaufnahme Versuch V2, Rieselbettreaktor Me3



Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00									24												
0,71	53,3	60,4	38,7	0,1	G 39	4,57	H 39	6,86	24	37,1	10670	600	244,3	2,6	98,9	241,7	3,5	8	4	0,62	
1,73	109,5	58,4	41,2	0,1	G 39	4,44	H 39	6,77	24	37,0	10670	600	244,3	2,6	98,9	241,7	3,5	23	13	0,86	
2,71	143,9	59,3	40,3	0,2	G 40	4,36	H 40	6,92	24	37,0	11790	490	271,2	0,0	100,0	271,2	3,9	43	24	1,19	
3,78	178,1	62,4	37,1	0,1	G 40	4,45	H 40	6,92	24	37,1	11790	490	271,2	0,0	100,0	271,2	3,9	70	39	1,42	
4,98	196,9	63,6	35,1	0,3	G 41	4,85	H 41	6,97	24	37,1	11600	700	266,6	5,0	98,1	261,6	3,8	99	55	1,43	
5,72	110,9	64,4	33,9	0,2	G 41	4,95	H 41	7,0	24	37,3	11600	700	266,6	5,0	98,1	261,6	3,8	116	64	1,32	
6,77	159,6	63,4	34,2	0,4	G 42	4,77	H 42	7,0	24	37,1	11530	700	264,9	5,0	98,1	259,9	3,8	141	78	1,32	
7,71	145,3	65,4	33,8	0,1	G 42	4,75	H 42	7,0	24	37,0	11530	700	264,9	5,0	98,1	259,9	3,8	163	90	1,39	
8,77	163,6	63,8	34,7	0,3	G 43	4,78	H 43	7,0	24	36,9	11220	675	257,5	4,4	98,3	253,1	3,7	188	104	1,35	
9,80	147,0	64,0	34,9	0,3	G 43	4,72	H 43	7,04	24	37,3	11220	675	257,5	4,4	98,3	253,1	3,7	210	116	1,25	
10,79	133,3	61,7	36,8	0,3	G 44	4,67	H 44	6,92	24	37,2	10470	865	239,5	9,0	96,2	230,5	3,4	230	127	1,14	
11,80	114,1	60,5	38,5	0,3	G 44	4,74	H 44	6,94	24	37,2	10470	865	239,5	9,0	96,2	230,5	3,4	246	136	0,94	
12,97	140,8	63,7	34,5	0,0	G 45	4,77	H 45	6,87	24	38,1	9140	860	207,6	8,8	95,7	198,7	3,0	268	148	1,05	
13,98	120,5	65,7	32,8	0,3	G 45	4,85	H 45	6,92	24	37,1	9140	860	207,6	8,8	95,7	198,7	3,0	287	159	1,07	
15,03	74,5	68,0	29,8	0,3	G 46	4,93	H 46	6,92	24	37,3	7900	805	177,8	7,5	95,7	170,3	2,6	299	165	0,66	
15,98	78,9	64,8	32,7	0,3	G 46	4,99	H 46	6,87	24	37,2	7900	805	177,8	7,5	95,7	170,3	2,6	311	172	0,74	
17,00	89,1	66,2	31,9	0,0	G 47	5,04	H 47	6,87	24	37,0	7150	805	159,8	7,5	95,3	152,3	2,4	325	180	0,79	
17,83	66,8	66,8	31,0	0,2	G 47	5,22	H 47	6,91	24	37,0	7150	805	159,8	7,5	95,3	152,3	2,4	335	186	0,73	
18,88	72,8	67,2	30,4	0,0	G 48	5,34	H 48	6,92	24	37,0	5920	750	130,3	6,2	95,2	124,1	1,9	347	192	0,64	
19,88	63,4	67,3	29,6	0,3	G 48	5,57	H 48	6,96	0	37,2	5920	750						357	198	0,58	
21,13	10,8	69,1	29,4	0,4														359	199		

J-18: Datenaufnahme Versuch V3, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00									40												
0,93	170,4	67,0	32,3	0,3	G 49	5,17	H 49	6,95	40	37,3	8520	470	322,0	0,0	100,0	322	4,7	25	15	1,69	
1,83	51,2	66,6	32,4	0,3	G 49	5,44	H 49	6,96	40	37,1	8520	470	322,0	0,0	100,0	322	4,7	32	20		
2,75	158,3	69,2	32,6	0,4	G 50	5,28	H 50	6,97	40	37,0	10150	790	387,2	12,8	96,7	374	5,6	55	34	1,64	
3,73	178,4	68,1	32,5	0,3	G 50	5,02	H 50	7,01	40	37,4	10150	790	387,2	12,8	96,7	374	5,6	82	50	1,70	
4,69	156,8	67,7	32,7	0,2	G 51	4,94	H 51	6,93	40	37,2	9920	775	378,0	12,2	96,8	366	5,4	104	65	1,52	
5,72	162,8	67,4	33,2	0,1	G 51	4,96	H 51	6,98	40	37,0	9920	775	378,0	12,2	96,8	366	5,4	128	79	1,46	
6,88	172,1	68,6	34,0	0,3	G 52	4,94	H 52	7,01	0	37,0	9260	660						153	95		
7,75	25,8	69,1	30,9	0,1	G 52	4,97	H 52	7,12	40	37,3	9260	660	351,6	7,6	97,8	344	5,1	157	97	1,40	
8,64	147,0	69,7	32,0	0,1	G 53	5,00	H 53	6,97	40	36,9	8650	735	327,2	10,6	96,8	317	4,7	179	111	1,58	
9,82	205,4	69,6	33,4	0,0	G 53	5,12	H 53	6,96	40	37,3	8650	735	327,2	10,6	96,8	317	4,7	210	130	1,65	
10,84	163,5	70,0	31,6	0,0	G 54	5,15	H 54	7,05	40	37,2	7110	710	265,6	9,6	96,4	256	3,9	235	145	1,54	
11,76	133,7	71,5	32,9	0,4	G 54	5,30	H 54	7,01	40	37,1	7110	710	265,6	9,6	96,4	256	3,9	255	158	1,43	
12,76	124,3	71,2	29,0	0,4	G 55	5,62	H 55	7,03	40	37,0	5980	725	220,4	10,2	95,4	210	3,3	274	170	1,21	
13,54	83,6	72,6	27,9	0,0	G 55	5,71	H 55	7,04	40	37,3	5980	725	220,4	10,2	95,4	210	3,3	287	178	1,06	
14,77	110,7	72,5	27,7	0,2	G 56	6,07	H 56	7,10	40	37,2	4310	805	153,6	13,4	91,3	140	2,4	305	188	0,89	
15,75	74,5	71,5	28,3	0,3	G 56	6,22	H 56	7,09	40	37,3	4310	805	153,6	13,4	91,3	140	2,4	316	195	0,74	
16,63	58,6	73,1	28,6	0,0	G 57	6,31	H 57	7,10	40	37,3	3700	710	129,2	9,6	92,6	120	2,0	325	201	0,67	
17,63	62,8	73,8	28,9	0,0	G 57	6,42	H 57	7,09	40	37,2	3700	710	129,2	9,6	92,6	120	2,0	335	207	0,63	
18,60	43,3	72,4	29,3	0,1	G 58	6,47	H 58	7,09	40	37,3	3010	680	101,6	8,4	91,7	93	1,6	342	212	0,44	
19,58	25,3	72,5	29,4	0,1	G 58	6,51	H 58	7,08	0	37,0	3010	680						346	214	0,26	

J-19: Datenaufnahme Versuch V4, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00	0,0								40												
0,97	37,6	68,3	27,3	0,3	G 59	6,24	H 59	7,08	40	37,3	7350	820	267,6	6,4	97,6	261	4,0	6	3		
1,71	108,6	71,9	30,2	0,3	G 59	5,84	H 59	7,07	40	37,1	7350	820	267,6	6,4	97,6	261	4,0	25	14	1,45	
2,75	158,5	70,7	30,0	0,3	G 60	5,34	H 60	7,09	40	37,0	10470	945	392,4	11,4	97,1	381	5,7	52	29	1,47	
3,67	154,6	70,4	31,0	0,3	G 60	5,11	H 60	7,09	40	37,0	10470	945	392,4	11,4	97,1	381	5,7	78	43	1,63	
4,83	220,7	68,8	32,3	0,3	G 61	5,01	H 61	7,10	40	37,8	10650	875	399,6	8,6	97,8	391	5,8	115	64	1,78	
5,73	177,2	70,3	32,2	0,3	G 61	5,01	H 61	7,10	40	37,2	10650	875	399,6	8,6	97,8	391	5,8	145	80	1,90	
6,72	178,7	70,9	32,5	0,2	G 62	5,04	H 62	7,10	40	37,2	9420	855	350,4	7,8	97,8	343	5,2	176	97	1,75	
7,73	203,3	70,0	31,7	0,0	G 62	5,20	H 62	7,10	40	37,1	9420	855	350,4	7,8	97,8	343	5,2	210	117	1,93	
8,75	111,3	72,1	30,0	0,0	G 63	5,59	H 63	7,12	40	37,0	6380	770	228,8	4,4	98,1	224	3,5	229	127	1,08	
9,72	106,1	72,5	29,9	0,0	G 63	5,99	H 63	7,12	40	37,0	6380	770	228,8	4,4	98,1	224	3,5	248	138	1,09	
10,83	95,8	69,1	31,6	0,0	G 64	6,27	H 64	7,13	40	37,3	4090	770	137,2	4,4	96,8	133	2,2	264	146	0,81	
11,92	68,6	68,7	32,1	0,3	G 64	6,44	H 64	7,12	40	37,4	4090	770	137,2	4,4	96,8	133	2,2	275	153	0,60	
12,88	49,2	67,2	33,2	0,3	G 65	6,55	H 65	7,12	40	37,2	3080	715	96,8	2,2	97,7	95	1,7	283	157	0,47	
13,83	44,5	67,8	32,6	0,4	G 65	6,52	H 65	7,11	40	37,1	3080	715	96,8	2,2	97,7	95	1,7	291	161	0,43	
14,71	48,4	69,5	30,4	0,3	G 66	6,55	H 66	7,16	40	37,3	3570	745	116,4	3,4	97,1	113	2,0	299	166	0,53	
15,63	49,4	70,9	30,0	0,2	G 66	6,57	H 66	7,17	40	37,1	3570	745	116,4	3,4	97,1	113	2,0	307	170	0,52	
16,75	54,9	73,2	29,2	0,2	G 67	6,60	H 67	7,18	40	37,0	2990	660	93,2	0,0	100,0	93	1,6	317	176	0,49	
17,63	37,9	73,9	29,5	0,3	G 67	6,69	H 67	7,21	40	37,0	2990	660	93,2	0,0	100,0	93	1,6	324	180	0,43	
18,62	36,5	74,4	28,7	0,3	G 68	6,74	H 68	7,21	40	37,0	2640	735	79,2	3,0	96,2	76	1,4	330	183	0,38	
20,03	44,6	74,3	28,9	0,0	G 68	6,80	H 68	7,19	0	37,3	2640	735						338	188	0,32	

J-20: Datenaufnahme Versuch V5, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00									40											
0,75	31,4	71,7	31,8	0,3	G 69	6,28	H 69	7,16	40	37,2	8950	840	326,6	2,2	99,3	324	4,9	3	2	
1,66	146,6	70,1	33,9	0,3	G 69	5,70	H 69	7,12	40	37,0	8950	840	326,6	2,2	99,3	324	4,9	19	13	1,41
2,58	195,5	73,7	33,0	0,0	G 70	5,35	H 70	7,17	40	37,1	12980	1355	487,8	22,8	95,3	465	7,1	41	28	1,97
3,63	248,9	71,3	34,9	0,0	G 70	5,01	H 70	7,19	40	37,2	12980	1355	487,8	22,8	95,3	465	7,1	67	47	2,43
4,75	316,6	69,7	35,4	0,2	G 71	4,86	H 71	7,19	40	37,0	14370	1475	543,4	27,6	94,9	516	7,9	101	70	3,02
5,71	279,9	69,1	36,6	0,2	G 71	4,79	H 71	7,17	40	37,2	14370	1475	543,4	27,6	94,9	516	7,9	130	90	2,65
6,73	301,7	68,6	36,0	0,3	G 72	4,80	H 72	7,19	40	37,0	14130	1295	533,8	20,4	96,2	513	7,7	161	112	2,84
7,75	289,8	69,4	34,7	0,3	G 72	4,87	H 72	7,20	40	37,2	14130	1295	533,8	20,4	96,2	513	7,7	191	133	2,76
8,73	259,6	68,8	34,5	0,3	G 73	4,96	H 73	7,19	40	37,1	11260	1170	419,0	15,4	96,3	404	6,2	218	151	2,45
9,59	198,8	70,0	33,7	0,0	G 73	5,04	H 73	7,20	40	37,1	11260	1170	419,0	15,4	96,3	404	6,2	239	166	1,91
10,82	249,3	70,7	32,1	0,4	G 74	5,23	H 74	7,21	40	37,2	9680	1040	355,8	10,2	97,1	346	5,3	266	184	2,41
11,73	163,2	72,2	32,3	0,2	G 74	5,39	H 74	7,21	40	37,0	9680	1040	355,8	10,2	97,1	346	5,3	284	196	1,61
12,81	149,0	71,6	31,1	0,4	G 75	5,67	H 75	7,23	40	37,1	8250	785	298,6	0,0	100,0	299	4,5	300	208	1,46
13,77	132,7	72,0	30,8	0,3	G 75	5,87	H 75	7,24	40	37,2	8250	785	298,6	0,0	100,0	299	4,5	314	218	1,31
14,63	105,4	71,8	31,2	0,2	G 76	6,07	H 76	7,24	40	37,3	6370	835	223,4	2,0	99,1	221	3,5	326	226	1,04
15,80	122,3	70,6	32,1	0,5	G 76	6,28	H 76	7,24	40	37,3	6370	835	223,4	2,0	99,1	221	3,5	339	235	1,18
16,70	80,2	70,1	32,7	0,4	G 77	6,36	H 77	7,23	40	37,3	5020	855	169,4	2,8	98,3	167	2,8	347	240	0,77
17,57	68,3	69,6	33,1	0,5	G 77	6,41	H 77	7,22	40	37,1	5020	855	169,4	2,8	98,3	167	2,8	354	245	0,65
18,73	79,3	69,6	33,2	0,5	G 78	6,50	H 78	7,21	40	37,0	4050	980	130,6	7,8	94,0	123	2,2	363	251	0,76
19,83	67,7	68,4	33,9	0,4	G 78	6,54	H 78	7,21	0	37,1	4050	980						370	256	0,63

J-21: Datenaufnahme Versuch V6, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		68,4	33,9	0,4					40	37,3											
0,71	55,3	70,5	32,2	0,0	G 79	6,27	H 79	7,23	40	37,1	12560	1250	452,4	0,0	100,0	452	6,9	6	4		
1,70	194,3	71,6	31,5	0,1	G 79	5,77	H 79	7,24	40	37,1	12560	1250	452,4	0,0	100,0	452	6,9	26	18	1,92	
2,71	259,9	70,0	31,8	0,1	G 80	5,31	H 80	7,29	40	36,9	16810	1620	622,4	14,8	97,6	608	9,2	52	37	2,47	
3,71	283,4	69,9	33,9	0,0	G 80	5,08	H 80	7,31	40	37,1	16810	1620	622,4	14,8	97,6	608	9,2	81	58	2,71	
4,72	286,8	69,1	34,4	0,0	G 81	5,03	H 81	7,31	40	37,1	15990	1795	589,6	21,8	96,3	568	8,8	110	78	2,69	
5,68	287,8	68,6	33,4	0,0	G 81	5,00	H 81	7,30	40	37,5	15990	1795	589,6	21,8	96,3	568	8,8	138	99	2,82	
6,66	266,1	69,3	33,6	0,0	G 82	5,06	H 82	7,29	40	37,0	14240	1610	519,6	14,4	97,2	505	7,8	165	118	2,56	
7,63	240,2	69,0	32,3	0,0	G 82	5,17	H 82	7,33	40	37,2	14240	1610	519,6	14,4	97,2	505	7,8	189	135	2,36	
8,76	246,9	69,9	31,2	0,1	G 83	5,38	H 83	7,28	40	37,7	10870	1665	384,8	16,6	95,7	368	6,0	214	153	2,08	
9,72	172,8	70,1	30,6	0,1	G 83	5,58	H 83	7,33	40	37,5	10870	1665	384,8	16,6	95,7	368	6,0	232	165	1,74	
10,62	150,0	71,7	29,4	0,1	G 84	5,82	H 84	7,34	40	37,4	9030	1630	311,2	15,2	95,1	296	4,9	247	177	1,64	
11,60	145,6	72,9	30,1	0,0	G 84	6,03	H 84	7,36	40	37,2	9030	1630	311,2	15,2	95,1	296	4,9	263	188	1,47	
12,68	132,9	71,9	30,0	0,3	G 85	6,23	H 85	7,35	40	37,1	7240	1675	239,6	17,0	92,9	223	4,0	276	198	1,22	
13,71	122,4	71,3	30,3	0,3	G 85	6,36	H 85	7,35	40	37,2	7240	1675	239,6	17,0	92,9	223	4,0	289	207	1,16	
14,94	117,4	68,8	32,0	0,4	G 86	6,43	H 86	7,31	40	37,0	5910	1635	186,4	15,4	91,7	171	3,2	301	215	0,90	
15,71	77,4	69,2	31,9	0,4	G 86	6,49	H 86	7,31	40	37,3	5910	1635	186,4	15,4	91,7	171	3,2	309	220	0,95	
16,83	78,7	67,7	32,5	0,0	G 87	6,51	H 87	7,30	40	37,0	5150	1650	156,0	16,0	89,7	140	2,8	316	226	0,65	
17,71	71,7	68,5	33,2	0,4	G 87	6,54	H 87	7,30	40	37,2	5150	1650	156,0	16,0	89,7	140	2,8	323	231	0,77	
18,99	72,0	66,3	33,8	0,6	G 88	6,61	H 88	7,31	40	37,7	4580	1615	133,2	14,6	89,0	119	2,5	330	236	0,51	
19,81	49,1	67,0	33,0	0,4	G 88	6,62	H 88	7,31	40	37,3	4580	1615	133,2	14,6	89,0	119	2,5	335	239	0,55	
20,79	7,8	68,4	31,8	0,4					0	37,2								336	240	0,07	

J-22: Datenaufnahme Versuch V7, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>OTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH/ kgCSB]	[NICH/ kgOTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00							H		56											0	
0,79	99,6	65,6	36,8	0,2	G 89	5,72	H 89	7,24	56	37,1	14590	1600	732,5	5,0	99,3	727	11,2	8	7		
1,81	366,1	67,3	35,4	0,0	G 89	5,41	H 89	7,32	56	37,2	14590	1600	732,5	5,0	99,3	727	11,2	38	32	3,31	
2,75	302,0	70,8	30,2	0,3	G 90	5,72	H 90	7,35	56	37,0	14010	1510	700,0	0,0	100,0	700	10,7	64	54	3,12	
3,83	343,6	70,8	31,1	0,1	G 90	5,40	H 90	7,37	56	37,4	14010	1510	700,0	0,0	100,0	700	10,7	94	79	3,08	
4,83	43,0	71,4	30,1	0,2	G 91	5,39	H 91	7,44	0	37,3	13400	1595						97	82		
5,70	240,3	72,1	30,4	0,3	G 91	5,45	H 91	7,43	56	37,2	13400	1595	665,8	4,8	99,3	661	10,3	118	100	2,75	
6,63	282,3	71,7	30,1	0,0	G 92	5,58	H 92	7,46	56	37,1	12160	1450	596,4	-3,4	100,6	600	9,3	143	121	2,99	
7,62	274,5	71,9	29,1	0,0	G 92	5,72	H 92	7,40	56	37,1	12160	1450	596,4	-3,4	100,6	600	9,3	167	141	2,72	
8,63	241,4	72,1	29,5	0,0	G 93	6,00	H 93	7,43	56	37,3	10820	1705	521,4	10,9	97,9	510	8,3	188	159	2,37	
9,66	213,4	72,1	29,2	0,2	G 93	6,18	H 93	7,42	56	37,2	10820	1705	507,9	-2,5	100,5	510	8,3	207	175	2,04	
10,69	196,2	72,2	29,3	0,4	G 94	6,32	H 94	7,43	56	37,1	8590	2210	383,0	25,8	93,3	357	6,6	224	189	1,88	
11,83	192,9	74,1	30,9	0,0	G 94	6,39	H 94	7,40	56	37,1	8590	2210	383,0	25,8	93,3	357	6,6	242	204	1,71	
12,83	143,4	72,5	31,9	0,3	G 95	6,47	H 95	7,40	56	37,1	7000	2015	294,0	14,8	95,0	279	5,4	254	215	1,42	
13,58	91,2	72,9	32,3	0,2	G 95	6,50	H 95	7,43	56	37,0	7000	2015	294,0	14,8	95,0	279	5,4	262	221	1,21	
14,58	15,6	71,8	30,6	0,2	G 96	6,52	H 96	7,57	0	37,4	6464	1885						264	223		
15,66	116,5	73,6	32,4	0,3	G 96	6,53	H 96	7,44	56	36,9	6464	1885	264,0	7,6	97,1	256	5,0	274	231	1,09	
16,75	124,8	71,6	33,7	0,0	G 97	6,63	H 97	7,40	56	37,0	5320	2045	199,9	16,5	91,7	183	4,1	285	241	1,12	
17,91	98,0	67,7	35,3	0,0	G 97	6,74	H 97	7,37	56	37,5	5320	2045	199,9	16,5	91,7	183	4,1	293	247	0,79	
18,70	55,4	67,7	36,3	0,2	G 98	6,83	H 98	7,37	56	37,2	4000	2025	126,0	15,4	87,8	111	3,1	298	251	0,65	
19,70	55,9	65,6	37,5	0,0	G 98	6,82	H 98	7,34	56	37,0	4000	2025	126,0	15,4	87,8	111	3,1	302	255	0,50	
20,65	43,5	64,0	39,5	0,2	G 99	6,89	H 99	7,34	56	37,2	2980	1905	68,9	8,7	87,4	60	2,3	306	258	0,40	
21,65	37,6	61,9	41,8	0,3	G 99	6,91	H 99	7,28	56	37,2	2980	1905	68,9	8,7	87,4	60	2,3	308	260	0,32	
22,76	32,8	58,7	45,1	0,1	G 100	6,93	H 100	7,25	56	37,2	2590	1830	47,0	4,5	90,5	43	2,0	311	262	0,24	
23,78	27,0	59,2	44,6	0,0	G 100	6,97	H 100	7,28	56	37,7	2590	1830	47,0	4,5	90,5	43	2,0	313	264	0,21	
24,65	26,4	60,9	42,0	0,4	G 101	7,00	H 101	7,31	56	37,2	2820	1875	59,9	7,0	88,3	53	2,2	315	265	0,25	
25,58	25,5	61,6	40,0	0,0	G 101	7,03	H 101	7,31	56	36,9	2820	1875	59,9	7,0	88,3	53	2,2	317	267	0,23	
26,65	26,8	62,2	39,7	0,3	G 102	7,06	H 102	7,31	56	37,1	2710	1810	53,8	3,4	93,8	50	2,1	319	269	0,22	
27,67	5,1	62,6	38,3	0,2			H		0	37,3								319	269	0,04	

J-23: Datenaufnahme Versuch V8, Rieselbettreaktor Me3

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00									56												
0,93	188,6	62,6	38,4	0,3	G 103	5,96	H 103	7,31	56	37,1	16710	2000	825,2	1,4	99,8	824	12,8	16	12		
1,82	324,9	72,3	30,3	0,3	G 103	5,73	H 103	7,42	56	37,2	16710	2000	825,2	1,4	99,8	824	12,8	47	36	3,59	
2,81	376,8	71,6	31,4	0,3	G 104	5,36	H 104	7,47	56	37,1	15590	2120	762,4	8,1	98,9	754	12,0	84	63	3,73	
3,76	281,5	71,5	33,5	0,3	G 104	5,40	H 104	7,47	56	37,0	15590	2120	762,4	8,1	98,9	754	12,0	111	83	2,91	
4,82	324,2	72,5	30,4	0,0	G 105	5,61	H 105	7,43	56	37,2	11670	1980	542,9	0,3	99,9	543	9,0	142	107	3,03	
5,80	243,5	72,9	28,8	0,1	G 105	5,99	H 105	7,49	56	37,0	11670	1980	542,9	0,3	99,9	543	9,0	166	125	2,48	
6,84	215,9	72,1	28,6	0,0	G 106	6,23	H 106	7,51	56	37,1	9170	1975	402,9	0,0	100,0	403	7,0	187	140	2,05	
7,70	155,5	72,3	28,9	0,3	G 106	6,39	H 106	7,50	56	37,0	9170	1975	402,9	0,0	100,0	403	7,0	202	152	1,80	
8,69	164,3	72,4	29,9	0,2	G 107	6,45	H 107	7,51	56	37,1	7770	2070	324,5	5,3	98,4	319	6,0	218	163	1,65	
9,94	187,4	69,0	30,3	0,2	G 107	6,48	H 107	7,48	56	37,1	7770	2070	324,5	5,3	98,4	319	6,0	236	176	1,42	
10,92	137,0	68,2	30,3	0,1	G 108	6,54	H 108	7,46	56	37,4	7010	2075	282,0	5,6	98,0	276	5,4	248	186	1,31	
11,81	116,1	70,6	30,9	0,4	G 108	6,56	H 108	7,46	56	37,0	7010	2075	282,0	5,6	98,0	276	5,4	259	194	1,25	
12,84	109,8	68,1	31,9	0,2	G 109	6,64	H 109	7,48	56	37,2	6250	2145	239,4	9,5	96,0	230	4,8	270	202	0,99	
13,82	107,9	68,8	31,5	0,3	G 109	6,69	H 109	7,47	56	37,2	6250	2145	239,4	9,5	96,0	230	4,8	279	209	1,04	
14,81	97,9	68,0	33,0	0,3	G 110	6,72	H 110	7,46	56	37,2	5180	2200	179,5	12,6	93,0	167	4,0	288	216	0,92	
15,68	74,2	66,6	34,1	0,0	G 110	6,77	H 110	7,44	56	37,0	5180	2200	179,5	12,6	93,0	167	4,0	295	221	0,78	
16,81	100,0	63,8	35,7	0,3	G 111	6,82	H 111	7,41	56	37,1	4160	2120	122,4	8,1	93,4	114	3,2	304	227	0,77	
17,95	53,0	63,3	37,3	0,3	G 111	6,87	H 111	7,38	56	37,5	4160	2120	122,4	8,1	93,4	114	3,2	308	231	0,40	
18,78	42,9	62,5	36,6	0,3	G 112	6,92	H 112	7,39	56	37,1	3600	2060	91,0	4,8	94,8	86	2,8	312	233	0,44	
19,75	43,0	64,0	38,5	0,3	G 112	6,97	H 112	7,38	56	37,0	3600	2060	91,0	4,8	94,8	86	2,8	316	236	0,39	
20,67	8,5	64,1	38,4	0,3					0									316	237	0,08	

J-24: Datenaufnahme Versuch V9, Rieselbettreaktor Me3

**Datenaufnahme Me1**

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	mCSB <sub>zu</sub>	mCSB <sub>ab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		74,3	18,3	0,2						37,5											
0,90	-1,6	68,6	17,7	0,3	C 129	7,04	D 129	7,32	37,9	37,2	6190	1680	183,1	12,1	93,4	171	3,22	0	0	-0,02	
1,79	63,6	71,0	19,2	0,4	C 129	6,50	D 129	7,22	37,9	36,6	6190	1680	183,1	12,1	93,4	171	3,22	16	6	0,62	
3,00	151,6	75,0	21,0	0,2	C 130	5,76	D 130	7,14	37,9	36,8	8690	2340	278,0	37,2	86,6	241	4,51	56	22	1,56	
3,85	124,9	75,3	22,3	0,2	C 130	5,52	D 130	7,09	37,9	37,2	8690	2340	278,0	37,2	86,6	241	4,51	90	35	1,29	
4,90	145,4	75,5	22,3	0,3	C 131	5,65	D 131	7,25	37,9	37,5	8585	1860	274,0	19,0	93,1	255	4,46	129	50	1,50	
5,83	122,5	76,8	21,8	0,3	C 131	5,73	D 131	7,26	37,9		8585	1860	274,0	19,0	93,1	255	4,46	162	63	1,29	
6,81	126,2	77,5	20,4	0,3	C 132	5,95	D 132	7,28	37,9	37,8	7320	1610	226,0	9,5	95,8	217	3,80	197	76	1,34	
7,92	129,8	79,3	193,0	0,2	C 132	6,41	D 132	7,35	37,9		7320	1610	226,0	9,5	95,8	217	3,80	233	90	1,41	
8,92	104,4	79,8	17,9	0,1	C 133	6,62	D 133	7,34	37,9	36,3	5605	1400	161,0	1,5	99,1	159	2,91	263	102	1,14	
9,92	99,6	79,9	17,6	0,1		6,82		7,34	37,9		5605	1400	161,0	1,5	99,1	159	2,91	291	113	1,09	
11,27	96,1	79,9	17,5	0,2	C 134	7,02	D 134	7,35	37,9		4970	1360	136,9	0,0	100,0	137	2,58	319	123	1,05	
12,05	48,2	80,3	17,2	0,2	C 134	7,06	D 134	7,40	37,9	34,6	4970	1360	136,9	0,0	100,0	137	2,58	332	128	0,53	
13,13	61,4	80,4	17,2	0,2	C 135	7,13	D 135	7,33	37,9		3970	1500	99,0	5,3	94,6	94	2,06	350	135	0,68	
13,92	38,1	82,3	17,6	0,0	C 135	7,13	D 135	7,36	37,9	35,0	3970	1500	99,0	5,3	94,6	94	2,06	361	140	0,43	
14,92	44,1	79,2	18,7	0,2	C 136	7,02	D 136	7,36	37,9	37,1	3255	1420	71,9	2,3	96,8	70	1,69	373	144	0,48	
15,90	37,5	76,5	20,1	0,2	C 136	6,94	D 136	7,36	37,9		3255	1420	71,9	2,3	96,8	70	1,69	384	148	0,39	
16,90	29,3	74,6	22,3	0,2	C 137	6,91	D 137	7,30	37,9		2670	1440	49,7	3,0	93,9	47	1,39	391	151	0,30	
17,96	17,8	74,5	22,2	0,1	C 137	7,12	D 137	7,28	37,9	37,2	2670	1440	49,7	3,0	93,9	47	1,39	396	153	0,18	
19,04	13,8	74,0	22,0	0,3	C 138	7,32	D 138	7,38	37,9		2315	1430	36,2	2,7	92,7	34	1,20	400	155	0,14	

**J-25: Datenaufnahme Versuch V7, Rieselbettreaktor Me1**



Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>OTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		56,8	10,0	2,0																	
1,08	5,3	57,1	21,7	0,0	C 139	6,7	D 139	7,4	15,4		6970	1320	87,9	0,9	98,9	87	1,47	1	0	0,04	
2,00	53,3	63,3	27,0	0,0	C 139	5,9	D 139	7,4	15,4		6970	1320	87,9	0,9	98,9	87	1,47	11	4	0,46	
3,01	86,9	66,8	29,8	0,0	C 140	5,4	D 140	7,3	15,4		15030	1480	212,1	3,4	98,4	209	3,17	29	11	0,80	
4,00	104,1	68,7	29,9	0,0	C 140	4,9	D 140	7,3	15,4		15030	1480	212,1	3,4	98,4	209	3,17	51	19	0,98	
4,96	116,5	68,8	31,7	0,0	C 141	4,8	D 141	7,3	15,4		15400	1600	217,8	5,2	97,6	213	3,25	76	28	1,10	
6,20	138,3	66,3	33,5	0,0	C 141	4,7	D 141	7,3	15,4		15400	1600	217,8	5,2	97,6	213	3,25	104	38	1,26	
6,97	130,9	66,4	33,5	0,0	C 142	4,7	D 142	7,2	15,4	37,2	15870	1500	225,0	3,7	98,4	221	3,35	131	48	1,19	
8,24	164,6	66,6	34,3	0,0	C 142	4,7	D 142	7,2	15,4	36,9	15870	1500	225,0	3,7	98,4	221	3,35	165	61	1,50	
9,32	82,4	66,6	32,4	0,0	C 143	4,7	D 143	7,3	15,4	30,2	15390	1460	217,6	3,1	98,6	215	3,25	182	67	0,75	
10,13	99,5	66,6	34,0	0,0	C 143	4,7	D 143	7,2	15,4	37,0	15390	1460	217,6	3,1	98,6	215	3,25	202	74	0,91	
11,00	107,1	66,9	33,6	0,0	C 144	4,7	D 144	7,2	15,4	37,1	15000	1580	211,6	4,9	97,7	207	3,16	224	82	0,98	
12,24	144,4	63,1	32,2	0,0	C 144	4,7	D 144	7,2	15,4	37,1	15000	1580	211,6	4,9	97,7	207	3,16	253	93	1,25	
13,33	117,3	67,4	32,5	0,0	C 145	4,8	D 145	7,1	15,4	37,1	12880	1270	179,0	0,2	99,9	179	2,72	277	102	1,08	
14,04	71,1	68,0	32,8	0,0	C 145	4,8	D 145	7,1	15,4	37,1	12880	1270	179,0	0,2	99,9	179	2,72	292	107	0,66	
15,17	102,9	66,8	31,9	0,0	C 146	4,9	D 146	7,1	15,4	37,0	9640	1270	129,1	0,2	99,9	129	2,03	313	115	0,94	
15,96	66,8	67,5	31,1	0,0	C 146	5,0	D 146	7,1	15,4	36,8	9640	1270	129,1	0,2	99,9	129	2,03	327	120	0,62	
17,35	105,8	69,1	30,7	0,0	C 147	5,1	D 147	7,2	15,4	37,2	6610	1310	82,4	0,8	99,1	82	1,39	350	128	1,00	
18,29	60,3	70,1	30,1	0,0	C 147	5,3	D 147	7,2	15,4	37,0	6610	1310	82,4	0,8	99,1	82	1,39	363	133	0,58	
19,11	46,8	70,5	29,3	0,0	C 148	5,5	D 148	7,2	15,4	37,2	6500	1260	80,7	0,0	100,0	81	1,37	373	137	0,45	
20,21	54,8	70,9	28,4	0,0	C 148	5,7	D 148	7,2	15,4	37,0	6500	1260	80,7	0,0	100,0	81	1,37	385	141	0,53	

J-26: Datenaufnahme Versuch V8, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		56,9	25,2	0,1																	
0,98	0,0	49,0	24,3	0,0	C 149	5,26	D 149	7,21		37,1	10190	1140				0		0	0	0,00	
2,14	129,6	65,6	24,9	0,0	C 149	5,38	D 149	7,14	30,8	37,2	10190	1140	279,7	0,9	99,7	279	4,30	27	11	1,16	
2,97	104,7	69,9	27,7	0,0	C 150	5,08	D 150	7,17	30,8	37,0	10600	1310	292,3	6,2	97,9	286	4,47	50	21	1,00	
4,06	151,5	69,7	29,4	0,2	C 150	4,99	D 150	7,14	30,8	37,3	10600	1310	292,3	6,2	97,9	286	4,47	83	34	1,45	
5,08	130,8	70,9	29,7	0,2	C 151	5,11	D 151	7,14	30,8	37,2	9540	1210	259,7	3,1	98,8	257	4,03	112	46	1,27	
6,19	129,7	71,2	28,6	0,0	C 151	5,29	D 151	7,13	30,8	37,0	9540	1210	259,7	3,1	98,8	257	4,03	141	58	1,26	
7,23	98,2	71,3	28,1	0,2	C 152	5,56	D 152	7,15	30,8	36,8	7740	1160	204,2	1,5	99,2	203	3,27	163	68	0,96	
8,19	33,6	71,9	27,2	0,0	C 152	5,67	D 152	7,19	30,8	36,8	7740	1160	204,2	1,5	99,2	203	3,27	170	71	0,33	
9,10	6,7	72,1	27,0	0,0	C 153	5,76	D 153	7,26	30,8	37,1	6550	1170	167,6	1,9	98,9	166	2,76	172	71	0,07	
10,21	13,2	70,9	26,3	0,0	C 153	5,82	D 153	7,17	5,0	36,7	6550	1170	26,9	0,0	100,0	27		175	73	0,13	
11,15	68,3	73,7	25,2	0,0	C 154	5,83	D 154	7,15	30,8	35,6	7370	1130	192,8	0,6	99,7	192	3,11	190	79	0,69	
12,15	76,9	73,8	24,8	0,0	C 154	5,89	D 154	7,07	30,8	35,6	7370	1130	192,8	0,6	99,7	192	3,11	208	87	0,78	
13,30	76,6	74,7	24,6	0,0	C 155	6,10	D 155	7,10	30,8	35,2	5740	1140	142,6	0,9	99,3	142	2,42	226	94	0,78	
14,30	37,7	74,4	24,6	0,0	C 155	6,22	D 155	7,11	30,8	35,2	5740	1140	142,6	0,9	99,3	142	2,42	235	98	0,38	
15,05	42,0	71,6	24,3	0,0	C 156	6,41	D 156	7,12	30,8	34,7	5000	1110	119,8	0,0	100,0	120	2,11	244	102	0,41	
16,10	27,5	74,7	25,5	0,0	C 156	6,43	D 156	7,10	30,8	34,9	5000	1110	119,8	0,0	100,0	120	2,11	251	104	0,28	
17,06	2,3	73,4	25,6	0,0	C 157	6,64	D 157	7,15	30,8	35,1	4110	1120	92,4	0,3	99,7	92	1,73	251	104	0,02	
18,00	19,1	73,4	25,3	0,0	C 157	6,59	D 157	7,07	30,8	34,6	4110	1120	92,4	0,3	99,7	92	1,73	256	106	0,19	
18,94	11,8	74,9	24,1	0,0	C 158	7,03	D 158	7,03	30,8	34,6	3440	1210	71,8	3,1	95,7	69	1,45	258	107	0,12	
19,94	5,1	73,5	24,3	0,0	C 158	7,01	D 158	7,11	30,8	36,5	3440	1210	71,8	3,1	95,7	69	1,45	260	108	0,05	
20,98	3,3	73,4	24,6	0,0	C 159	6,99	D 159	7,23	30,8	36,5	3100	1230	61,3	3,7	94,0	58		260	108	0,03	

J-27: Datenaufnahme Versuch V9, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>d</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>d</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		43,9	16,0	0,0																	
0,92	0,7	50,4	18,5	0,0	C 160	6,89	D 160	7,33	37,3	36,8	6250	1180	201,43	12,31	93,89	189	3,19	0	0	0,01	
1,88	20,5	66,6	17,1	0,0	C 160	6,16	D 160	7,35	5,0	37,0	6250	1180				25		7	2	0,18	
3,00	104,6	72,9	20,6	0,0	C 161	5,70	D 161	7,36	37,3	37,7	6970	1470	228,28	23,13	89,87	205	3,56	49	10	1,08	
3,80		64,5	23,3	0,0	C 161	5,58	D 161	7,32	37,3	37,1	6970	1470	228,28	23,13	89,87	205	3,56		9		
4,81	9,0				C 161	5,82	D 161	7,27	37,3	37,0	6970	1470	228,28	23,13	89,87	205	3,56	55	9	0,18	
5,77	9,0	70,4	24,9	0,0	C 162	6,05	D 162	7,21	37,3	37,0	5030	1190	155,92	12,69	91,86	143	2,57	58	10	0,09	
6,79	77,2	71,9	25,6	0,0	C 162	6,15	D 162	7,18	37,3	36,8	5030	1190	155,92	12,69	91,86	143	2,57	88	16	0,76	
7,79	66,7	72,4	26,5	0,0	C 163	6,36	D 163	7,19	37,3	36,7	4190	1120	124,59	10,08	91,91	115	2,14	113	22	0,66	
8,81	53,0				C 163	6,51	D 163	7,25	37,3		4190	1120	124,59	10,08	91,91	115	2,14	134	26	0,52	
9,74	53,1	71,3	27,0	0,0	C 164	6,65	D 164	7,31	37,3		3140	1010	85,42	5,97	93,01	79	1,60	154	30	0,52	
10,71	39,7	71,2	26,6	0,0	C 164	6,71	D 164	7,30	37,3	37,0	3140	1010	85,42	5,97	93,01	79	1,60	169	33	0,39	
12,02	42,0	70,8	28,9	0,0	C 165	6,68	D 165	7,13	37,3		3040	1010	81,69	5,97	92,69	76	1,55	185	37	0,41	
12,76	20,2	70,1	27,5	0,0	C 165	6,68	D 165	7,17	37,3	37,3	3040	1010	81,69	5,97	92,69	76	1,55	192	38	0,19	
13,89	27,2	70,2	27,7	0,0	C 166	6,79	D 166	7,22	37,3		2110	930	47,00	2,99	93,64	44	1,08	202	40	0,26	
14,94	18,4	69,2	28,1	0,0	C 166	6,84	D 166	7,25	37,3		2110	930	47,00	2,99	93,64	44	1,08	209	42	0,17	
15,94	12,6	68,3	28,9	0,0	C 167	6,84	D 167	7,24	37,3		1740	850	33,20	0,00	99,98	33	0,89	214	43	0,12	
16,85	8,9	66,8	29,0	0,0	C 167	6,90	D 167	7,29	37,3	37,0	1740	850	33,20	0,00	99,98	33	0,89	217	43	0,08	
17,98	8,5	65,3	29,2	0,0	C 168	6,90	D 168	7,26	37,3		1520	850	25,00	0,00	99,98	25	0,78	220	44	0,08	
18,90	5,5	64,2	29,6	0,0	C 168	6,89	D 168	7,27	37,3	36,8	1520	850	25,00	0,00	99,98	25	0,78	222	44	0,05	
19,92	4,7	63,5	29,3	0,0	C 169	6,88	D 169	7,08	37,3		1510	880	24,62	1,12	95,44	23	0,77	223	45	0,04	
20,79	3,5	62,9	29,5	0,0	C 169	6,89	D 169	7,13	37,3	37,2	1510	880	24,62	1,12				224	45	0,03	

J-28: Datenaufnahme Versuch V10, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgO <sub>TR</sub> ]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00																					
0,83	0,1	44,5	28,7	0,0	C 170	5,51	D 170	7,11	0	37,1	14440	1430									
1,89	0,0	58,5	29,3	0,0	C 170	5,33	D 170	7,12	55	36,9	14440	1430	726,0	10,5	98,6	716	10,88	0	0	0,00	
3,04	4,1	66,6	33,8	0,0	C 171	4,83	D 171	6,95	55	37,3	15740	2770	797,5	84,2	89,4	713	11,86	0	0	0,04	
4,04	171,2	65,8	33,7	0,0	C 171	4,60	D 171	6,99	55	37,3	15740	2770	797,5	84,2	89,4	713	11,86	14	9	1,54	
4,88	324,7	64,3	35,5	0,0	C 172	4,52	D 172	6,93	55	36,8	15710	1880	795,9	35,2	95,6	761	11,84	39	25	2,86	
5,92	240,2	62,8	32,1	0,0	C 172	4,46	D 172	6,99	55	37,0	15710	1880	795,9	35,2	95,6	761	11,84	58	37	2,07	
6,96	16,3	63,4	36,3	0,0	C 173	4,40	D 173	6,91	0	36,8	15450	2150				0		59	38	0,14	
7,92	327,1	64,4	35,5	0,0	C 173	4,49	D 173	6,93	55	37,1	15450	2150	781,6	50,1	93,6	732	11,64	85	54	2,89	
9,06	352,4	65,1	35,5	0,0	C 174	4,56	D 174	6,94	55	37,3	13050	1490	649,6	13,8	97,9	636	9,83	112	72	3,14	
9,66	162,5	65,3	35,1	0,0	C 174	4,72	D 174	7,01	55	38,2	13050	1490	649,6	13,8	97,9	636	9,83	125	81	1,45	
11,15	368,6	67,6	32,3	0,0	C 175	4,95	D 175	7,09	55	37,1	9370	1240	447,2	0,0	100,0	447	7,06	156	100	3,41	
11,77	97,4	62,0	29,8	0,0	C 175	5,02	D 175	7,14	55	37,3	9370	1240	447,2	0,0	100,0	447	7,06	163	105	0,83	
12,92	175,5	71,7	29,8	0,0	C 176	5,30	D 176	7,12	55	36,4	7360	1300	336,6	3,3	99,0	333	5,55	178	115	1,72	
13,83	116,7	72,3	27,9	0,0	C 176	5,71	D 176	7,19	55	37,1	7360	1300	336,6	3,3	99,0	333	5,55	189	121	1,16	
15,04	123,7	72,4	26,7	0,0	C 177	6,22	D 177	7,19	55	37,1	5240	1360	220,0	6,6	97,0	213	3,95	199	128	1,23	
15,83	59,2	71,9	26,8	0,0	C 177	6,34	D 177	7,18	55	36,8	5240	1360	220,0	6,6	97,0	213	3,95	205	132	0,58	
16,75	60,8	71,2	27,1	0,0	C 178	6,54	D 178	7,18	55	37,0	4330	1310	170,0	3,8	97,7	166	3,26	210	135	0,59	
18,00	59,2	70,9	27,6	0,0	C 178	6,61	D 178	7,19	55	37,0	4330	1310	170,0	3,8	97,7	166	3,26	215	138	0,58	
18,92	41,3	70,3	28,0	0,0	C 179	6,67	D 179	7,20	55	37,0	3640	1450	132,0	11,6	91,3	120	2,74	219	140	0,40	
19,80	36,4	70,8	27,5	0,0	C 179	6,71	D 179	7,20	55	37,1	3640	1450	132,0	11,6	91,3	120	2,74	222	142	0,35	

J-29: Datenaufnahme Versuch V11, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00					C		D		37,3												
0,98	0,0	3,3	14,6	2,5	C 180	5,83	D 180	7,69	37,3		11630	1420	392,1	11,3	97,1	381	5,94	0	0	0,00	
1,96	0,0	62,4	24,4	0,0	C 180	5,81	D 180	7,26	37,3		11630	1420	392,1	11,3	97,1	381	5,94	0	0	0,00	
2,96	0,0	67,4	30,0	0,0	C 181	4,81	D 181	7,25	37,3		13350	1670	456,3	20,6	95,5	436	6,82	0	0	0,00	
4,25	0,0	65,6	32,7	0,0	C 181	4,74	D 181	7,15	37,3		13350	1670	456,3	20,6	95,5	436	6,82	0	0	0,00	
5,31	22,0	65,2	32,8	0,0	C 182	4,79	D 182	7,16	0,0		10930	1500				0		3	2	0,20	
6,19	164,5	66,0	32,8	0,0	C 182	4,86	D 182	7,22	37,3		10930	1500	366,0	14,3	96,1	352	5,58	29	16	1,49	
6,96	192,3	66,3	32,5	0,0	C 183	4,79	D 183	7,17	37,3		9480	1350	311,9	8,7	97,2	303	4,84	60	33	1,75	
7,96	156,3	66,0	32,4	0,0	C 183	4,82	D 183	7,17	37,3		9480	1350	311,9	8,7	97,2	303	4,84	84	47	1,41	
8,90	74,3	66,2	32,5	0,0	C 184	4,95	D 184	7,17	37,3		8230	1370	265,3	9,4	96,5	256	4,21	96	53	0,67	
10,02	180,5	68,8	30,2	0,0	C 184	5,08	D 184	7,10	37,3		8230	1370	265,3	9,4	96,5	256	4,21	126	70	1,70	
10,97	14,6	69,0	28,6	0,0	C 185	5,56	D 185	7,16	37,3		5830	1120	175,8	0,1	100,0	176	2,98	128	71	0,14	
12,36	66,4	60,6	25,2	0,0	C 185	6,05	D 185	7,18	37,3		5830	1120	175,8	0,1	100,0	176	2,98	138	77	0,55	
13,21	74,3	68,5	23,9	0,0	C 186	6,40	D 186	7,21	37,3		4440	1130	123,9	0,4	99,6	123	2,27	150	83	0,70	
14,08	52,9	70,1	24,0	0,3	C 186	6,42	D 186	7,14	37,3		4440	1130	123,9	0,4	99,6	123	2,27	159	88	0,51	
15,01	45,9	71,3	24,7	0,1	C 187	6,71	D 187	7,20	37,3		3540	1130	90,3	0,4	99,5	90	1,81	167	93	0,45	
16,00	36,5	71,1	24,5	0,0	C 187	6,70	D 187	7,18	37,3		3540	1130	90,3	0,4	99,5	90	1,81	173	96	0,36	
16,96	43,7	71,2	23,9	0,0	C 188	6,69	D 188	7,19	37,3		3410	1330	85,5	7,9	90,7	78	1,74	180	100	0,43	
17,99	40,8	72,3	23,1	0,0	C 188	6,76	D 188	7,20	37,3		3410	1330	85,5	7,9	90,7	78	1,74	187	104	0,40	
19,06	26,2	73,3	22,9	0,0	C 189	6,80	D 189	7,23	37,3		3390	1330	84,7	7,9	90,7	77	1,73	192	107	0,26	
19,98	33,6	73,5	22,8	0,0	C 189	6,77	D 189	7,23	37,3		3390	1330	84,7	7,9	90,7	77	1,73	198	110	0,34	

J-30: Datenaufnahme Versuch V12, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		69,1	26,3	0,1		65,3	30,7	0,6																	
0,79	2,6	68,4	25,8	0,0	0,9	60,6	35,4	1,2																	
1,69	3,2	64,2	25,5	0,0	0,5	58,0	38,0	1,2																	
2,85	0,0	64,2	26,8	0,2	0,0	60,0	36,0	1,9																	
3,88	20,5	60,3	31,8	0,0	15,4	65,3	30,7	0,8	C 190	5,73	D 190	7,24	5,0		14100	1200	70,5	6,0	91,5	65		6	2	0,31	
4,71	122,1	65,6	37,6	0,0	0,0	67,5	42,5	0,0	C 190	4,63	D 190	7,19	37,4		14100	1200	489,0	6,6	98,7	482	7,22	22	12	1,10	
5,29	255,6	64,1	35,4	0,1	48,5	64,3	31,7	0,3	C 191	4,52	D 191	7,05	37,4		17650	1595	621,8	21,3	96,6	600	9,04	62	33	2,67	
6,78	305,5	54,3	37,0	0,0	26,8	61,5	34,5	0,6	C 191	4,66	D 191	7,13	37,4		17650	1595	621,8	21,3	96,6	600	9,04	99	54	2,50	
7,83	269,8	59,9	35,4	0,0	22,6	62,4	33,6	0,6	C 192	4,76	D 192	7,14	37,4		12550	1335	431,0	11,6	97,3	419	6,43	135	74	2,41	
9,13	205,2	63,6	30,7	0,3	18,2	62,5	33,5	1,5	C 192	5,11	D 192	7,17	37,4		12550	1335	431,0	11,6	97,3	419	6,43	163	91	1,94	
9,88	166,6	66,9	30,4	0,0	16,5	67,1	28,9	0,3	C 193	5,86	D 193	7,15	37,4		6650	1165	210,4	5,2	97,5	205	3,41	188	105	1,68	
10,98	65,3	68,5	30,3	0,0	13,5	66,0	30,0	0,8	C 193	6,19	D 193	7,21	37,4		6650	1165	210,4	5,2	97,5	205	3,41	199	110	0,73	
11,75	98,0	69,1	29,8	0,0	9,0	66,0	30,0	0,9	C 194	5,76	D 194	7,18	37,4		7450	1095	240,3	2,6	98,9	238	3,82	214	119	1,01	
12,86	71,9	69,3	29,6	0,0	7,8	65,0	31,0	0,4	C 194	5,92	D 194	7,14	37,4		7450	1095	240,3	2,6	98,9	238	3,82	226	125	0,75	
13,83	97,3	70,9	29,6	0,0	11,1	65,4	30,6	0,9	C 195	6,05	D 195	7,21	37,4		6150	1025	191,7	0,0	100,0	192	3,15	241	134	1,04	
15,00	72,9	70,7	29,0	0,0	7,8	69,6	26,4	0,2	C 195	6,24	D 195	7,17	37,4		6150	1025	191,7	0,0	100,0	192	3,15	253	141	0,78	
15,77	80,2	70,5	27,9	0,0	8,5	65,8	30,2	0,1	C 196	6,48	D 196	7,20	37,4		5300	1125	159,9	3,7	97,7	156	2,72	265	148	0,85	
16,77	49,2	70,1	27,8	0,1	0,0	68,8	27,2	0,0	C 196	6,52	D 196	7,22	37,4		5300	1125	159,9	3,7	97,7	156	2,72	272	152	0,47	
17,78	67,9	68,9	28,3	0,1	-0,1	68,7	27,3	0,0	C 197	6,56	D 197	7,25	37,4		4700	1200	137,5	6,6	95,2	131	2,41	282	158	0,64	
18,81	61,1	70,6	27,8	0,0	-0,1	73,1	28,4	0,0	C 197	6,57	D 197	7,22	37,4		4700	1200	137,5	6,6	95,2	131	2,41	291	163	0,59	
19,81	33,4	68,6	27,2	0,0	6,2	70,0	26,0	0,0	C 198	6,65	D 198	7,33	37,4		4400	1205	126,2	6,7	94,7	119	2,25	296	166	0,37	
20,72	46,3	60,1	26,2	0,0	6,4	67,8	28,2	0,0	C 198	6,66	D 198	7,30	37,4		4400	1205	126,2	6,7	94,7	119	2,25	303	170	0,44	
21,73	39,7	63,5	26,6	0,0	3,4	61,1	34,9	0,6	C 199	6,70	D 199	7,30	37,4		4400	1205	126,2	6,7	94,7	119	2,25	308	173	0,37	
22,92	39,5	66,8	26,4	0,0	3,3	63,0	33,0	0,8	C 199	6,78	D 199	7,30	37,4		4400	1205	126,2	6,7	94,7	119	2,25	314	176	0,39	
23,92	40,5	68,3	26,4	0,0	3,2	63,2	32,8	1,1	C 200	6,87	D 200	7,29	37,4										320	180	0,41

J-31: Datenaufnahme Versuch V13, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00		68,3	23,4	0,0					C 200	6,87	D 200	7,20	0,0											
0,71	-1,8	53,9	19,5	0,0	0,0	11,6	19,6	11,8	C 201	6,54	D 201	7,36	37,4											
1,67	82,6	63,7	23,5	0,0	8,9	28,3	24,2	3,1	C 201	6,00	D 201	7,21	37,4		6690	1290	205,7	3,7	98,2	202	3,43	16	7	0,79
2,67	122,4	66,0	26,8	0,0	10,7	43,7	26,5	0,0	C 202	5,15	D 202	7,21	37,4		9200	1425	299,6	8,8	97,1	291	4,71	42	19	1,17
3,67	149,5	65,7	31,0	0,0	14,6	53,9	30,4	0,0	C 202	4,94	D 202	7,11	37,4		9200	1425	299,6	8,8	97,1	291	4,71	74	33	1,45
4,94	197,5	65,0	32,6	0,0	18,3	58,7	31,5	0,0	C 203	4,92	D 203	7,11	37,4	37,3	8660	1350	279,4	6,0	97,9	273	4,44	116	52	1,50
6,08	159,0	64,4	31,8	0,0	16,0	61,9	31,4	0,0	C 203	5,05	D 203	7,11	37,4	37,5	8660	1350	279,4	6,0	97,9	273	4,44	150	66	1,34
6,84	100,2	66,8	30,3	0,0	9,1	65,3	30,7	0,0	C 204	5,15	D 204	7,08	37,4	37,5	7670	1440	242,4	9,4	96,1	233	3,93	171	76	1,31
7,69	102,7	69,0	29,6	0,0	10,7	67,8	29,7	0,0	C 204	5,32	D 204	7,07	37,4	37,5	7670	1440	242,4	9,4	96,1	233	3,93	195	86	1,27
8,72	108,4	69,8	28,8	0,0	11,8	68,9	28,9	0,0	C 205	5,54	D 205	7,09	37,4	36,6	6690	1260	205,7	2,6	98,7	203	3,43	220	97	1,11
9,72	92,4	69,9	27,3	0,0	10,1	70,4	28,0	0,0	C 205	5,88	D 205	7,10	37,4	37,4	6690	1260	205,7	2,6	98,7	203	3,43	242	106	0,98
10,72	78,5	70,9	26,7	0,0	13,6	70,1	26,7	0,0	C 206	6,11	D 206	7,15	37,4	37,0	5370	1190	156,3	0,0	100,0	156	2,75	261	114	0,89
11,88	77,6	66,4	26,2	0,0	9,0	70,0	26,0	0,0	C 206	6,28	D 206	7,17	37,4	36,7	5370	1190	156,3	0,0	100,0	156	2,75	279	122	0,69
13,08	73,5	64,1	25,7	0,0	5,4	65,0	25,9	0,0	C 207	6,46	D 207	7,20	37,4	37,1	3030	1275	68,8	3,2	95,4	66	1,55	294	128	0,57
13,92	41,0	66,9	25,8	0,0	4,4	63,2	26,0	0,0	C 207	6,58	D 207	7,15	37,4	35,6	3030	1275	68,8	3,2	95,4	66	1,55	303	132	0,50
14,93	51,3	69,6	25,7	0,0	4,0	65,0	26,6	0,0	C 208	6,56	D 208	7,19	37,4	37,1	4090	1360	108,5	6,4	94,1	102	2,10	315	137	0,52
15,79	41,1	71,1	26,0	0,0	7,2	55,9	25,7	0,4	C 208	6,56	D 208	7,15	37,4	36,2	4090	1360	108,5	6,4	94,1	102	2,10	325	142	0,53
16,94	40,1	69,1	25,6	0,0	3,6	50,5	25,5	0,5	C 209	6,81	D 209	7,19	37,4	36,7	3480	1350	85,7	6,0	93,0	80	1,78	334	146	0,35
17,86	29,8	68,7	25,7	0,0	1,0	45,6	24,3	0,8	C 209	6,93	D 209	7,22	37,4	37,0	3480	1350	85,7	6,0	93,0	80	1,78	340	148	0,31
19,06	33,7	68,3	25,5	0,0	1,8	43,6	24,1	0,4	C 210	6,83	D 210	7,21	37,4	37,2	2880	1385	63,2	7,3	88,5	56	1,48	347	152	0,27
20,00	26,8	54,1	23,9	0,0					C 210	6,87	D 210	7,21	37,4	36,9	2880	1385	63,2	7,3	88,5	56	1,48	351	154	0,21
20,67	15,4	57,6	23,8	0,0																		354	155	0,18

J-32: Datenaufnahme Versuch V14, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>O<sub>2</sub>,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		15,3	18,0	0,0		6,0	18,0	2,8					61,6	36,9										0	
1,00	65,8	48,1	25,0	0,0	29,2	31,2	24,8	0,0	C 211	6,07	D 211	7,17	61,6	37,1	7450	1575	374,0	12,4	96,7	362	6,28	11	4	0,56	
1,96	161,9	67,5	28,4	0,4	13,9	62,2	29,0	0,7	C 211	6,17	D 211	7,16	61,6	35,2	7450	1575	374,0	12,4	96,7	362	6,28	42	19	1,69	
3,00	136,5	70,5	28,9	0,0	11,8	68,1	28,7	0,0	C 212	5,98	D 212	7,19	61,6	38,6	6540	1535	318,0	9,9	96,9	308	5,52	69	33	1,37	
3,95	122,1	70,8	28,6	0,0	10,4	70,2	28,2	0,0	C 212	5,65	D 212	7,15	61,6	38,4	6540	1535	318,0	9,9	96,9	308	5,52	93	44	1,36	
4,95	131,8	69,9	27,7	0,6	11,8	69,0	27,2	0,7	C 213	5,76	D 213	7,18	61,6	37,1	6050	1450	287,8	4,7	98,4	283	5,10	120	57	1,37	
5,99	127,9	69,3	27,7	0,6	11,8	68,1	27,6	0,8	C 213	5,99	D 213	7,19	61,6	36,9	6050	1450	287,8	4,7	98,4	283	5,10	145	69	1,27	
6,85	98,4	69,9	27,6	0,6	8,7	68,5	27,7	0,8	C 214	6,17	D 214	7,15	61,6	37,2	5270	1435	239,8	3,7	98,4	236	4,44	165	79	1,18	
7,98	127,0	67,9	28,2	0,7	11,8	67,0	27,8	0,9	C 214	6,46	D 214	7,42	61,6	37,1	5270	1435	239,8	3,7	98,4	236	4,44	189	91	1,15	
8,98	107,6	67,1	28,8	0,7	9,7	66,4	28,4	0,8	C 215	6,33	D 215	7,15	61,6	37,0	4640	1505	201,0	8,0	96,0	193	3,91	210	101	1,08	
9,98	103,5	67,9	28,8	0,7	9,7	67,2	28,6	0,8	C 215	6,38	D 215	7,14	61,6	37,2	4640	1505	201,0	8,0	96,0	193	3,91	230	110	1,05	
10,92	88,4	67,6	29,8	0,6	8,5	66,6	29,3	0,8	C 216	6,39	D 216	7,14	61,6	36,7	4130	1480	169,6	6,5	96,2	163	3,48	247	118	0,96	
12,04	96,2	66,7	30,2	0,7	9,1	65,9	30,1	0,8	C 216	6,43	D 216	7,13	61,6	36,9	4130	1480	169,6	6,5	96,2	163	3,48	266	127	0,85	
12,88	61,1	66,9	32,1	0,0	5,7	65,4	32,2	0,0	C 217	6,48	D 217	7,16	61,6	36,9	3440	1420	127,2	2,8	97,8	124	2,90	277	133	0,73	
13,99	74,3	66,1	32,5	0,0	6,2	65,0	32,4	0,0	C 217	6,54	D 217	7,16	61,6	37,1	3440	1420	127,2	2,8	97,8	124	2,90	291	140	0,65	
15,03	59,4	64,9	33,0	0,0	4,9	63,9	32,4	0,1	C 218	6,71	D 218	7,15	61,6	37,2	2870	1375	92,1	0,0	100,0	92	2,42	302	145	0,55	
15,81	37,8	65,4	32,6	0,0	2,7	64,2	32,5	0,0	C 218	6,68	D 218	7,24	61,6	37,0	2870	1375	92,1	0,0	100,0	92	2,42	309	148	0,46	
16,86	42,3	64,8	32,4	0,0	2,6	63,2	32,5	0,1	C 219	6,68	D 219	7,19	61,6	36,7	2420	1385	64,4	0,7	99,0	64	2,04	317	152	0,38	
17,79	34,7	64,4	33,2	0,0	1,9	62,9	32,5	0,0	C 219	6,80	D 219	7,18	61,6	37,3	2420	1385	64,4	0,7	99,0	64	2,04	323	155	0,35	
18,95	48,7	65,1	33,2	0,0	3,2	63,5	32,9	0,0	C 220	6,72	D 220	7,18	61,6	37,6	2760	1410	85,3	2,2	97,4	83	2,33	332	160	0,40	
19,99	44,8	65,0	32,8	0,1	2,7	63,6	32,2	0,1	C 220	6,70	D 220	7,17	61,6	37,9	2760	1410	85,3	2,2	97,4	83	2,33	340	164	0,41	
20,99	4,8	64,8	31,6	0,1	0,1	58,8	31,0	0,4					0	37,2						0		341	164	0,04	

J-33: Datenaufnahme Versuch V15, Rieselbettreaktor Me1



Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgO <sub>2</sub> TR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00													61,6										0	
0,98	105,2	64,1	35,4	0,0	13,9	60,7	34,7	0,2	C 221	5,44	D 221	7,14	61,6	36,6	8600	1875	469,1	55,1	88,2	414	7,25	18	9	1,06
1,88	196,5	64,3	34,4	0,0	26,4	62,7	33,2	0,2	C 221	5,50	D 221	7,15	61,6	37,7	8600	1875	469,1	55,1	88,2	414	7,25	52	26	2,19
2,89	194,6	64,0	34,6	0,0	28,3	63,5	33,3	0,0	C 222	5,30	D 222	7,19	61,6	37,4	7940	1665	428,5	42,2	90,2	386	6,70	86	42	1,93
3,88	191,3	65,1	35,0	0,0	30,4	65,2	33,3	0,0	C 222	5,22	D 222	7,15	61,6	36,6	7940	1665	428,5	42,2	90,2	386	6,70	120	59	2,00
4,88	170,2	65,2	34,6	0,0	28,7	65,0	32,6	0,1	C 223	5,32	D 223	7,14	61,6	37,7	6550	1405	342,9	26,2	92,4	317	5,52	150	73	1,78
5,88	93,9	65,3	33,3	0,0	17,2	64,0	32,0	0,1	C 223	5,54	D 223	7,14	61,6	37,1	6550	1405	342,9	26,2	92,4	317	5,52	167	82	0,99
6,86	126,8	65,3	33,7	0,0	22,6	65,1	31,1	0,0	C 224	5,63	D 224	7,15	61,6	37,3	6080	1280	314,0	18,5	94,1	295	5,13	191	93	1,35
7,88	127,0	65,8	32,4	0,0	24,1	65,6	32,9	0,0	C 224	5,92	D 224	7,14	61,6	36,4	6080	1280	314,0	18,5	94,1	295	5,13	214	104	1,35
8,84	98,7	65,1	33,8	0,0	20,5	65,1	34,7	0,0	C 225	6,18	D 225	7,17	61,6	37,1	3890	980	179,2	0,0	100,0	179	3,28	232	112	1,10
9,89	81,3	64,4	35,5	0,0	15,2	63,9	35,5	0,1	C 225	6,31	D 225	7,15	61,6	37,9	3890	980	179,2	0,0	100,0	179	3,28	247	119	0,82
10,89	66,0	62,3	36,4	0,0	11,3	62,1	35,4	0,2	C 226	6,39	D 226	7,15	61,6	37,1	3670	1140	165,6	9,9	94,0	156	3,09	258	125	0,66
11,88	61,1	62,7	36,2	0,0	10,0	62,2	35,4	0,2	C 226	6,37	D 226	7,11	61,6	37,5	3670	1140	165,6	9,9	94,0	156	3,09	269	130	0,62
12,88	61,1	63,2	36,3	0,1	9,4	62,1	35,6	0,2	C 227	6,45	D 227	7,12	61,6	36,9	3440	1125	151,5	9,0	94,1	143	2,90	280	135	0,61
13,88	54,7	63,2	36,2	0,0	8,6	63,0	36,6	0,1	C 227	6,37	D 227	7,07	61,6	37,7	3440	1125	151,5	9,0	94,1	143	2,90	289	139	0,55
14,85	48,8	62,7	37,4	0,0	7,7	61,7	37,0	0,0	C 228	6,39	D 228	7,08	61,6	37,5	2820	1115	113,3	8,3	92,6	105	2,38	297	143	0,49
15,89	42,7	62,2	38,1	0,0	15,4	61,2	36,5	0,8	C 228	6,52	D 228	7,07	61,6	36,8	2820	1115	113,3	8,3	92,6	105	2,38	306	147	0,48
16,88	36,2	61,1	36,3	0,6	-3,8	59,7	36,6	0,1	C 229	6,53	D 229	7,09	61,6	37,5	2270	1100	79,4	7,4	90,7	72	1,91	311	150	0,28
17,88	27,0	64,6	35,3	0,1	4,1	62,9	33,0	0,1	C 229	6,91	D 229	7,09	61,6	37,9	2270	1100	79,4	7,4	90,7	72	1,91	315	152	0,27
18,88	18,6	66,1	31,2	0,1	2,5	64,7	31,5	0,2	C 230	6,94	D 230	7,13	61,6	38,3	1850	1105	53,6	7,7	85,6	46	1,56	319	154	0,19
19,88	16,9	66,2	31,1	0,1	1,9	65,5	29,2	2,1	C 230	6,82	D 230	7,09	61,6	37,4	1850	1105	53,6	7,7	85,6	46	1,56	322	155	0,17
20,80	3,9	67,1	30,2	0,0	-0,7	48,9	29,5	0,2					0	37,2								322	156	0,03

J-34: Datenaufnahme Versuch V16, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00													61,6										0	
0,90	0,8	50,2	20,7	0,0	0,1	5,0	15,5	14,5	C 231	6,80	D 231	7,35	61,6	36,8	4310	1080	200,1	1,2	99,4	199	3,63	0	0	0,01
1,88	71,5	61,9	28,2	0,0	9,2	19,4	27,2	2,7	C 231	5,89	D 231	7,16	61,6	35,8	4310	1080	200,1	1,2	99,4	199	3,63	13	6	0,64
2,88	155,0	68,7	30,7	0,1	18,4	43,2	29,7	0,0	C 232	5,46	D 232	7,18	61,6	36,6	8130	1620	435,2	34,5	92,1	401	6,86	46	20	1,57
3,88	161,6	69,7	31,2	0,0	21,1	57,7	30,3	0,0	C 232	5,57	D 232	7,20	61,6	37,4	8130	1620	435,2	34,5	92,1	401	6,86	81	35	1,71
4,88	154,5	70,2	31,5	0,0	21,9	65,0	30,0	0,0	C 233	5,60	D 233	7,15	61,6	35,5	6570	1455	339,2	24,3	92,8	315	5,54	116	49	1,68
5,88	125,5	69,8	31,2	0,1	18,7	67,2	30,2	0,0	C 233	5,93	D 233	7,15	61,6	36,8	6570	1455	339,2	24,3	92,8	315	5,54	144	61	1,37
6,88	106,7	68,9	31,7	0,1	15,8	68,1	30,5	0,0	C 234	6,14	D 234	7,12	61,6	37,2	5140	1300	251,2	14,8	94,1	236	4,33	168	71	1,15
7,88	35,4	68,2	30,9	0,0	3,9	61,8	28,5	0,9	C 234	6,24	D 234	7,22	0,0	37,7	5140	1300	-65,3	-65,3	93,6	0	3,9	176	74	0,36
8,88	74,2	72,9	28,7	0,0	12,6	65,3	29,2	0,0	C 235	6,59	D 235	7,24	61,6	37,0	4180	1275	192,1	13,2	93,1	179	3,52	193	81	0,85
9,88	63,1	72,1	29,8	0,0	10,7	67,7	29,7	0,0	C 235	6,36	D 235	7,21	61,6	37,4	4180	1275	192,1	13,2	93,1	179	3,52	208	87	0,72
10,88	70,7	71,1	31,9	0,0	9,9	67,4	31,4	0,0	C 236	6,35	D 236	7,17	61,6	37,1	3750	1150	165,6	5,5	96,7	160	3,16	225	94	0,78
11,88	59,4	69,7	33,1	0,1	9,0	65,2	32,3	0,1	C 236	6,38	D 236	7,09	61,6	36,7	3750	1150	165,6	5,5	96,7	160	3,16	238	99	0,65
12,88	52,9	68,7	33,1	0,0	7,7	61,0	32,4	0,2	C 237	6,31	D 237	7,10	61,6	37,0	3360	1060	141,6	0,0	100,0	142	2,83	250	104	0,56
13,88	46,3	66,5	33,6	0,2	6,8	55,5	32,6	0,2	C 237	6,42	D 237	7,14	61,6	36,0	3360	1060	141,6	0,0	100,0	142	2,83	259	108	0,47
14,88	42,8	65,1	33,6	0,2	6,2	51,6	32,6	0,3	C 238	6,47	D 238	7,14	61,6	37,3	2920	1060	114,5	0,0	100,0	115	2,46	268	112	0,43
15,88	38,9	66,6	34,1	0,1	6,7	51,6	33,5	0,0	C 238	6,49	D 238	7,10	61,6	37,1	2920	1060	114,5	0,0	100,0	115	2,46	277	115	0,40
16,88	34,0	64,9	35,3	0,1	6,1	49,1	33,9	0,1	C 239	6,53	D 239	7,10	61,6	35,8	2440	1060	85,0	0,0	100,0	85	2,06	284	118	0,34
17,83	28,1	66,2	35,6	0,2	5,7	47,7	35,5	0,0	C 239	6,58	D 239	7,08	61,6	36,7	2440	1060	85,0	0,0	100,0	85	2,06	290	121	0,31
18,80	22,8	65,4	36,2	0,2	4,2	47,7	36,3	0,0	C 240	6,61	D 240	7,06	61,6	36,8	1910	1100	52,3	2,5	95,3	50	1,61	294	123	0,24
19,86	20,3	64,4	36,5	0,1	4,2	45,1	36,3	0,3	C 240	6,68	D 240	7,06	61,6	36,7	1910	1100	52,3	2,5	95,3	50	1,61	299	124	0,19
20,98	0,3	57,7	32,7	0,4	0,6	26,2	30,7	4,9						37,3								299	124	

J-35: Datenaufnahme Versuch V17, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	$\Delta V_{SP}$	CH <sub>4,SP</sub>	CO <sub>2,SP</sub>	O <sub>2,SP</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>OT5,Σ</sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00													61,6											
0,98	34,8	62,9	33,6	0,0	5,5	34,0	33,7	0,6	C 241	6,41	D 241	7,08	61,6	26,7	7100	1460	360,5	13,3	96,3	347	5,99	5	3	
1,83	148,7	63,9	33,6	0,0	8,3	41,2	26,5	0,3	C 241	5,68	D 241	7,18	61,6	37,2	7100	1460	360,5	13,3	96,3	347	5,99	26	15	1,58
2,83	163,2	64,9	27,4	0,3	18,8	55,3	29,2	0,0	C 242	5,27	D 242	7,16	61,6	36,9	10130	1980	547,0	45,3	91,7	502	8,54	51	29	1,59
3,83	182,5	65,9	29,9	0,0	21,5	62,5	29,9	0,1	C 242	5,20	D 242	7,15	61,6	37,4	10130	1980	547,0	45,3	91,7	502	8,54	79	45	1,83
4,81	177,8	66,9	31,0	0,2	23,3	65,5	30,2	0,0	C 243	5,27	D 243	7,16	61,6	35,9	9020	1810	478,7	34,8	92,7	444	7,61	108	61	1,88
5,83	163,7	67,9	31,7	0,0	22,8	66,9	30,1	0,0	C 243	5,60	D 243	7,15	61,6	35,7	9020	1810	478,7	34,8	92,7	444	7,61	135	75	1,70
6,90	132,8	68,9	30,5	0,0	18,0	66,6	29,6	0,1	C 244	6,02	D 244	7,16	61,6	37,5	6340	1495	313,7	15,4	95,1	298	5,35	157	87	1,33
7,83	86,6	69,9	30,2	0,3	11,8	60,1	29,3	0,5	C 244	6,28	D 244	7,19	61,6	37,3	6340	1495	313,7	15,4	95,1	298	5,35	171	95	0,99
8,83	73,7	70,9	30,0	0,0	12,3	54,8	29,3	0,4	C 245	6,42	D 245	7,17	61,6	35,5	4230	1340	183,8	5,9	96,8	178	3,57	184	102	0,81
9,89	57,0	71,9	30,4	0,0	10,5	50,2	32,1	0,5	C 245	6,50	D 245	7,17	61,6	37,1	4230	1340	183,8	5,9	96,8	178	3,57	194	107	0,60
10,91	45,6	72,9	33,4	0,0	7,6	48,2	34,0	0,3	C 246	6,58	D 246	7,15	61,6	37,8	3120	1385	115,5	8,7	92,5	107	2,63	202	112	0,49
11,83	32,4	73,9	34,4	0,1	6,6	42,3	33,7	0,6	C 246	6,62	D 246	7,13	61,6	37,2	3120	1385	115,5	8,7	92,5	107	2,63	207	115	0,40
12,83	22,6	74,9	35,1	0,0	5,1	31,9	32,4	2,3	C 247	6,55	D 247	7,16	61,6	36,5	3760	1245	154,9	0,0	100,0	155	3,17	211	117	0,25
13,81	30,2	75,9	34,4	0,0	5,7	31,1	32,4	0,9	C 247	6,57	D 247	7,18	61,6	37,0	3760	1245	154,9	0,0	100,0	155	3,17	216	120	0,35
14,84	22,3	76,9	33,1	0,1	7,4	27,2	30,1	1,9	C 248	6,67	D 248	7,22	61,6	35,8	4060	1320	173,3	4,7	97,3	169	3,42	221	122	0,25
15,81	61,9	77,9	30,6	0,0	9,1	41,7	30,5	0,0	C 248	6,55	D 248	7,21	61,6	37,1	4060	1320	173,3	4,7	97,3	169	3,42	232	129	0,74
16,82	67,6	78,9	30,5	0,0	9,6	45,8	30,7	0,3	C 249	6,61	D 249	7,17	61,6	37,1	3250	1410	123,5	10,2	91,7	113	2,74	244	136	0,78
17,84	45,8	79,9	31,3	0,0	6,5	50,6	29,8	0,3	C 249	6,90	D 249	7,25	61,6	37,0	3250	1410	123,5	10,2	91,7	113	2,74	252	140	0,54
18,76	28,3	80,9	29,4	0,0	4,8	46,7	27,7	0,8	C 250	7,01	D 250	7,26	61,6	36,7	2530	1425	79,1	11,1	85,9	68	2,13	258	143	0,38
19,83	23,9	81,9	26,8	0,0	3,7	44,6	27,0	0,8	C 250	7,03	D 250	7,28		37,3	2530	1425						262	146	0,27

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Σ</sub>	Y <sub>oTS,Σ</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		74,6	27,3	0,0					61,6												
0,75	97,3	72,0	30,0	0,0	C 151	6,50	D 151	7,15	61,6		15100	3585	832,3	123,4	85,2	709	12,73	10	7		
1,66	237,7	71,0	33,0	0,0	C 151	6,00	D 151	7,15	61,6		15100	3585	832,3	123,4	85,2	709	12,73	34	25	2,55	
2,58	329,6	70,0	35,0	0,0	C 152	5,50	D 152	7,15	61,6		13870	3190	756,6	99,1	86,9	657	11,70	67	49	3,41	
3,63	374,9	70,4	35,3	0,0	C 152	5,11	D 152	7,15	61,6		13870	3190	756,6	99,1	86,9	657	11,70	104	77	3,47	
4,75	383,8	71,4	34,5	0,0	C 153	5,15	D 153	7,14	61,6		11660	2330	620,5	46,2	92,6	574	9,83	143	105	3,34	
5,71	276,4	72,0	33,6	0,1	C 153	5,25	D 153	7,17	61,6	37,0	11660	2330	620,5	46,2	92,6	574	9,83	172	126	2,84	
6,73	258,1	71,8	32,6	0,1	C 154	5,43	D 154	7,19	61,6	37,0	9460	2055	485,1	29,2	94,0	456	7,98	198	145	2,49	
7,75	228,1	73,7	31,0	0,0	C 154	5,63	D 154	7,21	61,6	36,8	9460	2055	485,1	29,2	94,0	456	7,98	222	163	2,26	
8,73	195,2	71,1	31,7	0,0	C 155	5,91	D 155	7,25	61,6	36,6	7420	1665	359,5	5,2	98,5	354	6,26	242	178	1,94	
9,59	136,6	73,8	30,8	0,0	C 155	6,13	D 155	7,23	61,6	37,0	7420	1665	359,5	5,2	98,5	354	6,26	256	188	1,60	
10,82	172,8	71,4	30,9	0,1	C 156	6,28	D 156	7,24	61,6	37,1	6070	1605	276,4	1,5	99,4	275	5,12	274	201	1,38	
11,73	113,2	71,3	33,3	0,0	C 156	6,35	D 156	7,26	61,6	37,0	6070	1605	276,4	1,5	99,4	275	5,12	285	209	1,22	
12,81	120,5	69,1	33,8	0,1	C 157	6,45	D 157	7,23	61,6	37,0	4740	1580	194,5	0,0	100,0	195	4,00	297	218	1,05	
13,77	90,6	70,1	34,3	0,0	C 157	6,53	D 157	7,19	61,6	36,8	4740	1580	194,5	0,0	100,0	195	4,00	306	225	0,91	
14,63	70,3	70,5	35,0	0,0	C 158	6,60	D 158	7,23	61,6	36,9	3970	1675	147,1	5,9	96,0	141	3,35	313	230	0,79	
15,80	79,4	69,2	34,8	0,0	C 158	6,70	D 158	7,22	61,6	36,6	3970	1675	147,1	5,9	96,0	141	3,35	321	236	0,64	
16,70	53,5	68,8	34,2	0,1	C 159	6,79	D 159	7,22	61,6	37,0	3550	1785	121,3	12,6	89,6	109	2,99	326	240	0,56	
17,57	44,2	69,3	33,7	0,1	C 159	6,79	D 159	7,24	61,6	36,7	3550	1785	121,3	12,6	89,6	109	2,99	331	243	0,48	
18,73	54,8	70,3	33,4	0,1	C 160	6,79	D 160	7,25	61,6	36,7	3200	1795	99,7	13,2	86,7	86	2,70	336	247	0,46	
19,83	48,8	68,6	33,7	0,2	C 160	6,83	D 160	7,24		37,1	3200	1795				0		341	250	0,42	

J-37: Datenaufnahme Versuch V19, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>oTS,<math>\Sigma</math></sub>	P
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]
0,00		68,6	33,7	0,2					56	37,1									0	
0,71	79,4	63,0	40,3	0,5	C 161	5,17	D 161	7,12	56	37,5	15400	3355	754,3	79,8	89,4	675	11,81	8	5	
1,70	445,2	65,8	37,3	0,4	C 161	5,29	D 161	7,24	56	37,0	15400	3355	754,3	79,8	89,4	675	11,81	53	36	4,05
2,71	317,4	67,6	34,7	0,5	C 162	5,07	D 162	7,24	56	37,2	13980	3095	674,8	65,2	90,3	610	10,72	86	58	2,91
3,71	336,9	66,7	36,3	0,0	C 162	5,08	D 162	7,30	56	36,9	13980	3095	674,8	65,2	90,3	610	10,72	120	81	3,08
4,72	288,1	67,4	35,6	0,0	C 163	5,10	D 163	7,35	56	37,2	12460	2990	589,7	59,4	89,9	530	9,56	150	101	2,63
5,68	272,4	67,7	34,3	0,2	C 163	5,21	D 163	7,04	56	37,1	12460	2990	589,7	59,4	89,9	530	9,56	178	120	2,64
6,66	256,5	69,9	32,6	0,0	C 164	5,37	D 164	7,23	56	37,1	10800	2645	496,7	40,0	91,9	457	8,28	206	139	2,49
7,63	214,7	69,2	30,7	0,1	C 164	5,66	D 164	7,25	56	37,0	10800	2645	496,7	40,0	91,9	457	8,28	228	154	2,12
8,76	214,6	69,9	31,3	0,2	C 165	5,94	D 165	7,24	56	36,8	8390	2495	361,8	31,6	91,3	330	6,44	251	170	1,81
9,72	152,5	70,7	30,2	0,3	C 165	6,19	D 165	7,26	56	37,5	8390	2495	361,8	31,6	91,3	330	6,44	268	181	1,54
10,62	129,0	71,0	29,3	0,2	C 166	6,30	D 166	7,29	56	37,0	6740	2240	269,4	17,4	93,6	252	5,17	282	190	1,40
11,60	120,3	71,4	31,8	0,0	C 166	6,41	D 166	7,26	56	36,9	6740	2240	269,4	17,4	93,6	252	5,17	295	199	1,19
12,68	101,9	69,6	32,7	0,1	C 167	6,60	D 167	7,26	56	36,6	4940	2075	168,6	8,1	95,2	160	3,79	306	207	0,91
13,71	90,9	69,0	33,4	0,0	C 167	6,68	D 167	7,24	56	35,8	4940	2075	168,6	8,1	95,2	160	3,79	316	213	0,83
14,94	78,4	67,1	34,0	0,0	C 168	6,79	D 168	7,28	56	36,9	3700	1950	99,1	1,1	98,9	98	2,84	324	219	0,59
15,71	39,5	67,6	34,4	0,0	C 168	6,82	D 168	7,28	56	36,5	3700	1950	99,1	1,1	98,9	98	2,84	328	221	0,47
16,83	58,5	66,8	34,2	0,0	C 169	6,91	D 169	7,26	56	37,3	3250	1930	73,9	0,0	100,0	74	2,49	334	225	0,48
17,71	24,7	67,5	33,5	0,1	C 169	6,94	D 169	7,28	56	36,9	3250	1930	73,9	0,0	100,0	74	2,49	336	227	0,26
18,99	43,9	65,9	32,4	0,3	C 170	6,97	D 170	7,34	56	37,0	3310	2005	77,3	4,2	94,6	73	2,54	341	230	0,31
19,81	30,6	68,4	32,1	0,0	C 170	6,95	D 170	7,34	56	37,3	3310	2005	77,3	4,2	94,6	73	2,54	344	232	0,35
20,79	1,6	66,7	31,0	0,1					0	36,9								344	232	0,01

J-38: Datenaufnahme Versuch V20, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,Z</sub>	Y <sub>oTS,Z</sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00									56	36,9											
0,79	139,7	57,1	40,3	0,0	C 171	5,43	D 171	7,12	56	32,0	15790	4775	742,8	126,0	83,0	617	10,2	13	8		
1,81	409,0	68,2	34,0	0,0	C 171	6,02	D 171	7,38	56	35,1	15790	4775	742,8	126,0	83,0	617	10,2	60	37	3,74	
2,75	283,8	70,3	31,4	0,0	C 172	5,72	D 172	7,41	56	37,0	13180	3790	596,7	70,8	88,1	526	8,2	94	57	2,92	
3,83	328,3	69,9	32,9	0,0	C 172	5,48	D 172	7,37	56	37,4	13180	3790	596,7	70,8	88,1	526	8,2	133	81	2,90	
4,83	293,3	69,8	32,3	0,0	C 173	5,49	D 173	7,38	56	37,1	11860	3455	522,8	52,1	90,0	471	7,2	167	102	2,80	
5,70	220,6	72,3	31,0	0,0	C 173	5,78	D 173	7,44	56	36,8	11860	3455	522,8	52,1	90,0	471	7,2	194	118	2,53	
6,63	204,7	71,7	30,0	0,0	C 174	6,01	D 174	7,47	56	35,6	10000	3255	418,6	40,9	90,2	378	5,7	219	133	2,17	
7,62	203,0	71,5	30,1	0,0	C 174	6,02	D 174	7,45	56	36,7	10000	3255	418,6	40,9	90,2	378	5,7	243	148	2,00	
8,63	180,2	71,1	30,7	0,0	C 175	6,33	D 175	7,44	56	36,8	8360	3070	326,8	30,5	90,7	296	4,5	265	161	1,75	
9,66	171,2	71,0	31,0	0,0	C 175	6,44	D 175	7,46	56	35,6	8360	3070	326,8	30,5	90,7	296	4,5	285	174	1,61	
10,69	162,8	70,6	32,7	0,0	C 176	6,58	D 176	7,46	56	37,5	7080	2855	255,1	18,5	92,8	237	3,5	304	186	1,53	
11,83	130,0	72,3	34,6	0,0	C 176	6,61	D 176	7,44	56	35,5	7080	2855	255,1	18,5	92,8	237	3,5	320	195	1,12	
12,83	109,9	70,3	35,8	0,0	C 177	6,63	D 177	7,44	56	37,4	5840	2695	185,6	9,5	94,9	176	2,5	333	203	1,06	
13,58	72,2	70,5	35,6	0,0	C 177	6,72	D 177	7,40	56	36,9	5840	2695	185,6	9,5	94,9	176	2,5	342	209	0,93	
14,58	84,1	68,2	36,9	0,2	C 178	6,85	D 178	7,42	56	36,5	4730	2645	123,5	6,7	94,6	117	1,7	351	214	0,79	
15,66	72,5	65,9	38,3	0,0	C 178	6,83	D 178	7,41	56	337,0	4730	2645	123,5	6,7	94,6	117	1,7	359	219	0,61	
16,75	61,4	66,3	41,4	0,0	C 179	6,84	D 179	7,42	56	37,5	3950	2525	79,8	0,0	100,0	80	1,1	366	224	0,51	
17,91	54,2	62,5	41,4	0,0	C 179	6,91	D 179	7,37	56	37,4	3950	2525	79,8	0,0	100,0	80	1,1	372	227	0,40	
18,70	33,2	64,5	42,2	0,0	C 180	6,94	D 180	7,38	56	37,7	3850	2530	74,2	0,3	99,6	74	1,0	376	229	0,37	
19,70	34,6	63,3	41,4	0,0	C 180	6,92	D 180	7,37	56	37,7	3850	2530	74,2	0,3	99,6	74	1,0	379	231	0,30	
20,65	6,1	65,7	36,9	0,0					0	37,3								380	232	0,06	

J-39: Datenaufnahme Versuch V21, Rieselbettreaktor Me1

Zeit	$\Delta V$	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Probe	pH	Probe	pH	Q <sub>zu</sub>	T	CSB <sub>zu</sub>	CSB <sub>ab</sub>	m <sub>CSBzu</sub>	m <sub>CSBab</sub>	$\eta_{CSB}$	$\Delta CSB$	b <sub>R</sub>	Y <sub>CSB,<math>\Sigma</math></sub>	Y <sub>O<sub>2</sub><math>\Sigma</math></sub>	P	
[d]	[NI]	[%]	[%]	[%]	zu		ab		[l/d]	°C	[mg/l]	[mg/l]	[g/d]	[g/d]	[%]	[g/d]	[kgCSB/ (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	[NICH <sub>4</sub> / kgCSB]	[NICH <sub>4</sub> / kgoTR]	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / (m <sup>3</sup> <sub>FB</sub> ·d)]	
0,00		55,7	36,9	0,0					56	37,3											
0,85	57,0	63,2	36,1	0,0	C 181	6,91	D 181	7,44	56	37,4	2530	2840	-36,9	-19,6		-17	1,9	7	4		
1,97	103,3	70,0	33,3	0,0	C 181	6,87	D 181	7,47	56	37,3	2530	2840	-36,9	-19,6	47,0	-17	1,9	21	12		
2,99	211,2	70,1	31,1	0,0	C 182	6,09	D 182	7,46	56	37,0	15620	5520	696,1	130,5	81,3	566	12,0	50	28	1,99	
3,84	263,8	71,8	30,9	0,3	C 182	5,74	D 182	7,43	56	37,0	15620	5520	696,1	130,5	81,3	566	12,0	86	49	3,04	
4,81	279,0	72,0	30,2	0,0	C 183	5,77	D 183	7,48	56	37,2	13820	5190	595,3	112,0	81,2	483	10,6	125	70	2,84	
5,80	35,6	69,7	28,1	0,3	C		D		0	37,4	13820	5190				0		130	73		
6,88	275,4	71,7	29,8	0,0	C 184	5,74	D 184	7,47	56	37,4	13440	4095	574,0	50,7	91,2	523	10,3	168	95	2,52	
8,09	275,6	71,6	29,1	0,0	C 185	6,29	D 185	7,45	56	37,1	13440	4095	574,0	50,7	91,2	523	10,3	206	116	2,22	
8,99	159,6	73,8	29,2	0,0	C 185	6,48	D 185	7,44	56	37,4	10160	3720	390,4	29,7	92,4	361	7,8	229	129	1,80	
9,98	150,7	73,1	30,1	0,0	C 186	6,59	D 186	7,56	56	37,2	10160	3720	390,4	29,7	92,4	361	7,8	250	141	1,52	
10,93	124,1	72,4	30,7	0,0	C 186	6,66	D 186	7,58	56	36,6	8400	3430	291,8	13,5	95,4	278	6,4	268	151	1,30	
11,99	115,0	72,0	31,1	0,0	C 187	6,75	D 187	7,54	56	37,0	8400	3430	291,8	13,5	95,4	278	6,4	284	160	1,07	
12,97	94,7	71,0	30,9	0,0	C 187	6,83	D 187	7,55	56	36,4	7200	3370	224,6	10,1	95,5	214	5,5	297	167	0,94	
14,01	90,5	68,7	31,2	0,0	C 188	6,85	D 188	7,53	56	36,9	7200	3370	224,6	10,1	95,5	214	5,5	309	174	0,82	
14,84	65,0	70,1	31,1	0,0	C 188	6,88	D 188	7,53	0	37,2	6520	3330				0		318	179	0,75	
15,85	9,5	68,0	28,2	0,4	C 189	6,9	D 189	7,59	56	37,1	6520	3330	186,5	7,9	95,8	179	5,0	319	179		
17,10	94,2	67,4	30,0	0,0	C 189	6,96	D 189	7,53	56	37,0	6120	3190	164,1	0,0	100,0	164	4,7	331	186	0,70	
18,08	49,1	68,3	29,8	0,0	C 190	7,07	D 190	7,55	56	37,5	6120	3190	164,1	0,0	100,0	164	4,7	338	190	0,47	
18,98	38,6	70,8	30,0	0,0	C 190	7,10	D 190	7,55	56	36,9	5430	3225	125,5	2,0	98,4	123	4,2	343	193	0,42	
20,01	37,9	69,6	30,5	0,0	C 191	7,19	D 191	7,57	56	37,5	5430	3225	125,5	2,0	98,4	123	4,2	348	196	0,35	
20,99	31,3	70,3	30,5	0,0	C 191	7,19	D 191	7,55	56	37,2	4740	3255	86,8	3,7	95,8	83	3,6	352	198	0,31	
21,98	7,1	68,1	28,3	0,0					0		4740	3255						353	199	0,07	

J-40: Datenaufnahme Versuch V22, Rieseltbettreaktor Me1