

## Abschlussbericht

„**S**teigerung der **E**nergieausbeute kommunaler **K**läranlagen durch intensivierete mehrstufige **S**chlammfäulung - Untersuchung am GWK Köln-Stammheim - SEKIS“

Förderung:

Ministerium für Umwelt, Landwirtschaft,  
Natur- und Verbraucherschutz  
des Landes Nordrhein-Westfalen



Fachliche Begleitung:

Landesamt für Natur,  
Umwelt und Verbraucherschutz  
Nordrhein-Westfalen



Kooperationspartner:

Stadtentwässerungsbetriebe Köln AöR;  
Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft und  
Umwelttechnik, Ruhr-Universität Bochum  
Wupperverbandsgesellschaft für integrale  
Wasserwirtschaft mbH



WiW  
Wupperverbandsgesellschaft für  
integrale Wasserwirtschaft mbH



## Kooperationspartner

Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft und  
Umwelttechnik  
der Ruhr-Universität Bochum  
Universitätsstraße 150  
44801 Bochum



Prof.-Dr.-Ing. Marc Wichern (Projektleitung)  
Lothar Klauke, M. Sc.  
Dr.-Ing. Manfred Lübken  
Dr. rer. nat. Edith Nettmann

Stadtentwässerungsbetriebe Köln, AöR  
Ostmerheimer Straße 555  
51109 Köln



Thomas Klein, Dipl.-Ing.

Wupperverbandsgesellschaft für  
integrale Wasserwirtschaft mbH  
Untere Lichtenplatzer Straße 100  
42289 Wuppertal



Dr.-Ing. Inka Hobus  
Dr.-Ing. Gerd Kolisch

**Zitiervorschlag:** Hobus, I.; Klauke, L.; Klein, T.; Kolisch, G.; Nettmann, E.; Lübken, M.; Wichern, M. (2020): Steigerung der Energieausbeute kommunaler Kläranlagen durch intensivierte mehrstufige Schlammfaulung – Untersuchung am GWK Köln-Stammheim SEKIS. Abschlussbericht zum gleichnamigen Forschungsvorhaben, gefördert vom Ministerium für Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen.

## Inhaltsverzeichnis

Abkürzungen .....	III
Abbildungsverzeichnis .....	VI
Tabellenverzeichnis .....	IX
1 Zielsetzung.....	1
2 Stand der Technik .....	2
3 Untersuchung des technischen Verfahrensansatzes .....	6
3.1 Methodische Vorgehensweise.....	6
3.2 Technische Erprobung auf dem GWK Köln-Stammheim .....	10
3.2.1 Aufbau der großtechnischen Anlage .....	10
3.2.2 Untersuchungsparameter für die großtechnischen Untersuchungen .....	14
3.2.3 Versuchsphase 1: Parallelbetrieb .....	16
3.2.4 Versuchsphase 2a: kombinierter Reihenbetrieb mit Desintegration.....	21
3.2.5 Versuchsphase 2b: kombinierter Reihenbetrieb ohne Desintegration.....	25
3.2.6 Versuchsphase 3a: 3-stufiger Reihenbetrieb mit teilweiser Desintegration .....	30
3.2.7 Versuchsphase 3b: 3-stufiger Reihenbetrieb ohne Desintegration .....	34
3.2.8 Versuchsphase 4a: 2-stufiger / 4-stufiger Reihenbetrieb .....	39
3.2.9 Versuchsphase 4b: 2-stufiger / 4-stufiger Reihenbetrieb .....	44
3.2.10 Abbauleistung der Schlammfäulung in Abhängigkeit von der gewählten Verschaltung .....	48
3.3 Mikrobiologische Untersuchungen.....	57
3.3.1 Probenahme und Analysemethoden .....	57
3.3.2 Ergebnisse der mikrobiologischen Analysen .....	58
3.3.2.1 Diversitätsanalyse mittels 16S rDNA Amplikonanalyse .....	58
3.3.2.2 Quantitative realtime PCR (qPCR) .....	64
3.3.2.3 Fluoreszenz in Situ Hybridisierung (FISH).....	70
3.3.3 Fazit zu den mikrobiologischen Analysen.....	72
3.4 Strömungstechnische Simulation .....	74
3.4.1 Zielsetzung und Vorgehensweise.....	74
3.4.2 Ergebnisse der Viskositätsmessungen .....	77
3.4.3 Erkenntnisse aus den Viskositätsmessungen.....	85
3.4.4 Ergebnisse der Dichtemessungen.....	92
3.4.5 Erkenntnisse aus den Dichtemessungen.....	98
3.4.6 Ergebnisse der Strömungsberechnungen .....	99

3.4.6.1	Modellaufbau und Randbedingungen.....	99
3.4.6.2	Einphasige Berechnungen (stationär) .....	101
3.4.6.3	Mehrphasige Berechnungen (instationär).....	110
3.4.7	Erkenntnisse aus den Strömungsberechnungen .....	113
3.5	Reaktionskinetische Simulation des Faulprozesses .....	115
3.5.1	Aufbau des Simulationsmodells .....	115
3.5.2	Modellabgleich .....	118
3.5.3	Variantenuntersuchung .....	127
3.6	Übergreifende Beurteilung der großtechnischen Versuche.....	131
4	Leitfaden zur Übertragbarkeit auf die Abwasserreinigung in NRW .....	136
4.1	Potenzialanalyse Nordrhein-Westfalen.....	136
4.2	Technische Umstellung des einstufigen Parallelbetriebes auf einen mehrstufigen Reihenbetrieb der Faulbehälter.....	143
4.3	Auswirkungen auf die biologische Abwasserreinigung .....	148
4.4	Wirtschaftlichkeit des Verfahrensansatzes .....	152
4.4.1	Kostenansätze .....	152
4.4.2	Wirtschaftlichkeitsuntersuchung am Beispiel des GWK Köln-Stammheim.....	153
5	Zusammenfassung und Ausblick.....	155
6	Literatur.....	161
7	Anhang.....	166
7.1	Großtechnische Umsetzung .....	166
7.2	Mikrobiologische Methoden.....	175
7.2.1	Probennahme.....	175
7.2.2	Fluoreszenz <i>in situ</i> Hybridisierung (FISH) .....	176
7.2.3	DNA-Isolierung für qPCR und 16S rDNA Amplikonanalyse .....	177
7.2.4	Quantitative Realtime PCR (qPCR).....	178
7.2.5	16S rDNA Amplikonanalyse (Diversitätsanalyse) .....	184
7.3	Ergänzungen zu den Viskositätsmessungen .....	186
7.3.1	Korrelationen zwischen Trockenrückstand und Viskosität .....	186
7.3.2	Korrelationen zwischen Raumbelastung und Viskosität.....	188
7.3.3	Korrelationen zwischen Glühverlust und Viskosität.....	190
7.4	Ergänzungen zu den Strömungsberechnungen.....	192
7.4.1	Berechnete Pfadlinien der einphasigen stationären Berechnungen.....	192
7.5	Ergänzungen zur technischen Erprobung auf dem GWK Köln-Stammheim .....	199
7.6	Ergänzungen zur reaktionskinetischen Simulation .....	200

# I Abkürzungen

AB-Verfahren	Adsorptions-Belebungsverfahren	
AFS	Abfiltrierbare Stoffe	[mg/L]
BHKW	Blockheizkraftwerk	
$B_R$	Raumbelastung	$[\text{kg}_{\text{O}_2\text{Rzu}}/(\text{m}^3\cdot\text{d})]$
$C_{\text{eff}}$	Ablaufkonzentration	[mg/L]
CFD	Computational Fluid Dynamics	
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf	[mg O <sub>2</sub> /L]
$\text{CSB}_{\text{eli}}$	CSB-Elimination	[%]
$\text{CSB}_{\text{fil}}$	Filtrierter CSB	[mg O <sub>2</sub> /L]
$\text{CSB}_{\text{hom}}$	Homogenisierter CSB	[mg O <sub>2</sub> /L]
$\text{CSB}_{\text{zu}}$	Zulaufkonzentration CSB	[mg O <sub>2</sub> /L]
$C_{\text{zu}}$	Zulaufkonzentration	[mg/L]
$\Delta \text{CSB}$	Abgebaute CSB-Konzentration	[g/L]
DGGE	Denaturierende Gradienten-Gelelektrophorese	
EW	Einwohner	
Des	Desintegration	
FB	Faulbehälter	
FISH	Fluoreszenz in Situ Hybridisierung	
GKW	Großklärwerk	
GR	Glührückstand	[%]
GV	Glühverlust	[%]
HRT	Hydraulische Aufenthaltszeit (hydraulic retention time)	[h]
HLB	Hochlastbelebung	
KA	Kläranlage	
LF	Leitfähigkeit	[mS/cm]
$L_N$	Normliter	
M	Molare Masse	[g/mol]
$N_{\text{ges}}$	Gesamt-Stickstoff	[mg N/L]
$\text{NH}_3\text{-N}$	Ammoniakstickstoff	[mg N/L]
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	Ammoniumstickstoff	[mg N/L]
$\text{NO}_2^-\text{N}$	Nitritstickstoff	[mg N/L]
$\text{NO}_3^-\text{N}$	Nitratstickstoff	[mg N/L]

NRW	Nordrhein-Westfalen	
OS	Originalsubstanz	
oTS	Organische Trockensubstanz	[mg/L]
oTR	Organischer Trockenrückstand	[%]
oTR <sub>ab</sub>	Organischer Trockenrückstand abgebaut	[%]
oTR <sub>zu</sub>	Organischer Trockenrückstand zugeführt	[%]
OTU	Operational taxonomic unit (Operationale taxonomische Einheit)	
P	Leistung	[W]
PCR	polymerase chain reaction (Polymerase Kettenreaktion)	
P <sub>ges</sub>	Gesamt-Phosphor	[mg P/L]
pH	pH-Wert	
PS	Primärschlamm	
Q	Volumenstrom	[m <sup>3</sup> /d]
qPCR	Quantitative realtime PCR	
SLB	Schwachlastbelebung	
T	Temperatur	[°C]
TR	Trockenrückstand	[%]
TS	Trockensubstanz	[%]
ÜS	Überschussschlamm	
ÜS <sub>HLB</sub>	Überschussschlamm Hochlastbelebung (A-Stufe)	
ÜS <sub>SLB</sub>	Überschussschlamm Schwachlastbelebung (B-Stufe)	
V	Volumen	[L]
WS	Wirkstoff Polymerdosierung	
16S rDNA	Ribosomale DNA in der kleinen Untereinheit prokaryotischer Ribosomen	

## II Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Prozessmodell Biogasproduktion (Quelle: Quiñones et al. 2012).....	2
Abbildung 2: TR-Zulauffracht zum Faulbehälter und Darstellung der Versuchszeiträume.....	6
Abbildung 3: V1 - Parallele Beschickung der 5 Faulbehälter mit Zugabe der Co-Substrate in den Faulbehälter S1.3 .....	8
Abbildung 4: V2 - Kombiniertes Reihensystem (2 x 1. Stufe parallel, 2. und 3. Stufe in Reihe) mit dem Ziel die spezifische Raumbelastung in der ersten Stufe durch den parallel Betrieb zu reduzieren. Die Zugabe der Co-Substrate erfolgt in den Faulbehälter S3 .....	9
Abbildung 5: V3a - dreistufiger Reihensystem. Die Zugabe der Co-Substrate erfolgt in den Faulbehälter R1, damit die Co-Substrate keinen Einfluss auf die Versuchseinstellungen haben .....	9
Abbildung 6: V4a - zweistufiger Reihensystem mit 20 Tagen Aufenthaltszeit bzw. vierstufiger Reihensystem mit 40 Tagen Aufenthaltszeit Die Hydraulische Aufenthaltszeit wurde zur Ermittlung der Belastungsgrenze auf 8 d je Reaktor reduziert. ....	9
Abbildung 7: Aufbau der Schlammbehandlung auf dem GWK Köln-Stammheim.....	10
Abbildung 8: Einbindung der Desintegration.....	11
Abbildung 9: Technische Umsetzung des Reihensystemes .....	12
Abbildung 10: Mazerator mit Transfer- und Umwälzpumpe .....	13
Abbildung 11: Co-Substratannahme mit Steinfang, Mazeratoren und Pumpe .....	13
Abbildung 12: Faulgasschiene und Verwertung.....	14
Abbildung 13: V1 - Beschickung der Reaktoren bei Parallelbetrieb .....	16
Abbildung 14: V1 – Anteile am TR-Abbau .....	16
Abbildung 15: V1 - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	17
Abbildung 16: V1 - TR im Ablauf Faulbehälter .....	18
Abbildung 17: V1 - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt.....	18
Abbildung 18: V1 - Organische Säuren im Faulbehälter .....	18
Abbildung 19: V1 - CSB-Bilanz.....	19
Abbildung 20: V1 - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter .....	19
Abbildung 21: V1 - Entwässerungsversuch am 01.06.2017: Vergleich Mischschlamm aus S1.1, S1.2, S1.4, S1.5 ohne Co-Substrate und S1.3 mit Co-Substraten.....	20
Abbildung 22: V1 - Entwässerungsversuch 14.06.2017.....	20
Abbildung 23: V2a - Kombiniertes Reihensystem (2 x 1. Stufe parallel, 2. und 3. Stufe in Reihe) .....	21
Abbildung 24: V2a – Anteile am TR-Abbau .....	22
Abbildung 25: V2a - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	23
Abbildung 26: V2a - TR im Ablauf Faulbehälter .....	23
Abbildung 27: V2a - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe über die gesamte Reihe.....	23
Abbildung 28: V2a - Organische Säuren im Faulbehälter .....	24
Abbildung 29: V2a - CSB-Bilanz.....	24
Abbildung 30: V2a - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter .....	24
Abbildung 31: V2b - Kombiniertes Reihensystem (2x 1. Stufe parallel, 2. und 3. Stufe in Reihe ohne Desintegration) .....	25
Abbildung 32: V2b - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	26
Abbildung 33: V2b - TR im Ablauf Faulbehälter .....	26
Abbildung 34: V2b - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe.....	26
Abbildung 35: V2b - Organische Säuren im Faulbehälter .....	27

Abbildung 36: V2b - CSB-Bilanz.....	27
Abbildung 37: V2b - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter für Reihen und Parallelbetrieb .....	27
Abbildung 38: V2b - Entwässerungsversuch 19.04.2018.....	28
Abbildung 39: V2b - Zentratqualität des Entwässerungsversuches am 19.04.2018 .....	28
Abbildung 40: V2b - Entwässerungsversuche am 25.04.2018 .....	29
Abbildung 41: V3a - dreistufiger Reihenbetrieb mit Desintegration .....	30
Abbildung 42: V3a - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	31
Abbildung 43: V3a - TR im Ablauf Faulbehälter .....	31
Abbildung 44: V3a - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe.....	32
Abbildung 45: V3a - Organische Säuren im Faulbehälter .....	32
Abbildung 46: V3a - CSB-Bilanz .....	32
Abbildung 47: V3a - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter .....	33
Abbildung 48: V3a - Entwässerungsversuch 28.08.2018.....	33
Abbildung 49: V3b - dreistufiger Reihenbetrieb ohne Desintegration .....	34
Abbildung 50: V3b - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	35
Abbildung 51: V3b - TR im Ablauf Faulbehälter .....	35
Abbildung 52: V3b - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe.....	35
Abbildung 53: V3b - Organische Säuren im Faulbehälter .....	36
Abbildung 54: V3b - CSB-Bilanz.....	36
Abbildung 55: V3b - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter .....	36
Abbildung 56: V3b - Entwässerungsversuch am 10.10.2018 und 11.10.2018 .....	37
Abbildung 57: V3b - Entwässerungsversuch am 14.11.2018 und 15.11.2018 .....	37
Abbildung 58: V3b - Entwässerungsversuch am 05.12.2018 und 06.12.2018 .....	38
Abbildung 59: V4a - zweistufiger Reihenbetrieb mit 20 Tagen Aufenthaltszeit bzw. vierstufiger Reihenbetrieb mit 40 Tagen Aufenthaltszeit.....	39
Abbildung 60: V4a - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	41
Abbildung 61: V4a - TR im Ablauf Faulbehälter .....	41
Abbildung 62: V4a - spezifischer Gasertrag je TR zugeführt .....	41
Abbildung 63: V4a - Organische Säuren im Faulbehälter .....	42
Abbildung 64: V4a - CSB-Bilanz.....	42
Abbildung 65: V4a - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter .....	42
Abbildung 66: V4a - Entwässerungsversuch 12.09./18.09./19.09.2019 .....	43
Abbildung 67: V4b - zweistufiger Reihenbetrieb mit 16 Tagen Aufenthaltszeit bzw. vierstufiger Reihenbetrieb mit 32 Tagen .....	44
Abbildung 68: V4b - Aufenthaltszeit im Faulbehälter .....	45
Abbildung 69: V4b - TR im Ablauf Faulbehälter .....	45
Abbildung 70: V4b - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe.....	46
Abbildung 71: V4b - Organische Säuren im Faulbehälter .....	46
Abbildung 72: V4b - CSB-Bilanz.....	46
Abbildung 73: V4b - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter .....	46
Abbildung 74: V4b - Entwässerungsversuch 01./02.10.2019 .....	47
Abbildung 75: V4b - Entwässerungsversuch 23./24.10.2019 .....	47
Abbildung 76: Gegenüberstellung des mittleren CSB und oTR-Abbaugrads .....	49
Abbildung 77: Gegenüberstellung des mittleren spezifischen Gasertrags für den Parallel- und Reihenbetrieb für die Versuchsphasen (2a, 2b, 4b inklusive Co-Substrate beim Reihenbetrieb).....	50

Abbildung 78: TR, oTR und CSB-Abbaugrad für den Parallel- und 3-stufigen Reihenbetrieb als Mittelwert für die gesamten Versuchsphasen (ohne Versuchsphase 4a mit höherer hydraulischer Aufenthaltszeit im Vergleich zum Referenzreaktor) .....	50
Abbildung 79: Raumbelastung, Abbaugrad und spezifischer Gasertrag in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe, Nr = Anzahl Reaktoren in Reihe beurteilt) im Vergleich zur Berechnung des Abbaugrades nach (Pfeiffer, 1989) mit $\eta_{oTR} = 65 \% (0,25 \cdot t_R) / (1 - 0,25 \cdot t_R)$ . O mit Zugabe von Co-Substraten .	52
Abbildung 80: Spezifische Biogasproduktion und Gasertrag in Abhängigkeit von der Raumbelastung und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe, Nr = Anzahl Reaktoren in Reihe beurteilt) Hinweis: O mit Zugabe von Co-Substraten .....	53
Abbildung 81: Gegenüberstellung der mittleren NH <sub>4</sub> -N-Konzentration im Ablauf der Faulung für den Parallel- und Reihenbetrieb für die Versuchsphasen .....	54
Abbildung 82: NH <sub>4</sub> -N-Konzentration im Ablauf der Faulung in Abhängigkeit vom oTR-Abbaugrad und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe). S4 inklusive Co-Substrate .....	55
Abbildung 83: P <sub>ges</sub> -Konzentration in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe, Nr = Anzahl Reaktoren in Reihe beurteilt). O mit Zugabe von Co-Substraten .....	55
Abbildung 84: Gegenüberstellung der mittleren Faulbehältertemperatur .....	56
Abbildung 85: Gesamtauswertung der 16S rDNA Amplikonanalysen zur Ermittlung der mikrobiellen Diversität - Bacteria .....	62
Abbildung 86: Gesamtauswertung der 16S rDNA Amplikonanalysen zur Ermittlung der mikrobiellen Diversität - Archaea .....	63
Abbildung 87: Quantifizierung der 16S rRNA Genkopien für die Gruppe Bacteria .....	66
Abbildung 88: Quantifizierung der 16S rRNA Genkopien für die Gruppe Bacteria inklusive der Übergangsphasen .....	67
Abbildung 89: Quantifizierung der 16S rRNA Genkopien für die Gruppe Archaea .....	68
Abbildung 90: Prozentuale Zusammensetzung der methanogenen Archaea-Gruppen basierend auf deren 16S rRNA Genkopien.....	69
Abbildung 91: FISH: Prozentualer Anteil der hoch stoffwechselaktiven Bacteria und Archaea an der Gesamtzellzahl.....	71
Abbildung 92: Rheometer (links) mit Messbecher und unterschiedlichen Messzylindern (rechts) .....	75
Abbildung 93: Pyknometer nach GAY LUSSAC (links) und nach HUBBARD (rechts) .....	76
Abbildung 94: Entnahmestellen zur Viskositäts- und Dichtebestimmung .....	76
Abbildung 95: Viskositätskurven zu Beginn von Versuchsphase V2a .....	77
Abbildung 96: Vertikale Variation der Viskosität im R1 zu Beginn der Phase V2a .....	78
Abbildung 97: Abnahme der Viskosität im Verlauf der Reihenschaltung in V2a .....	79
Abbildung 98: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V2a.....	79
Abbildung 99: Vertikale Variation der Viskosität im R1 in V2a .....	80
Abbildung 100: Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung in Versuchsphase V2b .....	80
Abbildung 101: Vertikale Variation der Viskosität im S1.2 in V2b.....	81
Abbildung 102: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V2b.....	81
Abbildung 103: Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung in Phase V3b.....	82
Abbildung 104: Vertikale Variation der Viskosität im S1 in V3b.....	83
Abbildung 105: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V3b.....	83
Abbildung 106: Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung in Phase V4a.....	84
Abbildung 107: Vertikale Variation der Viskosität im S1 in V4a.....	84

Abbildung 108: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V4a.....	85
Abbildung 109: Vertikale Variation der Viskosität im S4 in V 4a.....	85
Abbildung 110: Anpassungsfunktionen nach HERSCHEL-BULKLEY.....	87
Abbildung 111: Vergleich der Anpassungsfunktionen für die höchste und niedrigste Viskositätskurve mit den Messwerten.....	88
Abbildung 112: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a.....	89
Abbildung 113: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a.....	89
Abbildung 114: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b.....	90
Abbildung 115: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b.....	90
Abbildung 116: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a.....	90
Abbildung 117: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen.....	91
Abbildung 118: Gemessene Dichte zu Beginn von Versuchsphase V 2a.....	93
Abbildung 119: Vertikale Variation der Dichte im R1 zu Beginn von Phase V 2a.....	93
Abbildung 120: Gemessene Dichte in Versuchsphase V2a.....	94
Abbildung 121: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S3 und R1 in Phase V2a.....	94
Abbildung 122: Gemessene Dichte in Versuchsphase V2b.....	95
Abbildung 123: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S1.2 und S3 in Phase V2b....	95
Abbildung 124: Gemessene Dichte in Versuchsphase V3b.....	96
Abbildung 125: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S1 und S3 in Phase V3b.....	96
Abbildung 126: Gemessene Dichte in Versuchsphase V4a.....	97
Abbildung 127: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S1, S3 und S4 in Phase V4a.....	97
Abbildung 128: Volumenmodell des Faulbehälters (links) und Details der Vernetzung (rechts) .....	99
Abbildung 129: Details der Zu- und Abläufe der internen Zirkulation.....	100
Abbildung 130: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 und Mischer, Mischerrichtung abwärts.....	102
Abbildung 131: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 und Mischer, Mischerrichtung aufwärts.....	102
Abbildung 132: Berechnete Pfadlinien im oberen Bereich bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung aufwärts.....	103
Abbildung 133: Berechnete Pfadlinien im unteren Bereich bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung abwärts.....	103
Abbildung 134: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 5 (links) und Zulaufdüse 6 (rechts), .....	104
Abbildung 135: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 - 6 und Mischer, Mischerrichtung abwärts.....	105
Abbildung 136: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 - 6 und Mischer, Mischerrichtung aufwärts.....	105
Abbildung 137: Vergleich der berechneten Tracerverläufe mit einem idealen Rührkessel (rot) .....	106
Abbildung 138: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 1.....	107
Abbildung 139: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 2.....	107
Abbildung 140: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 3.....	108

Abbildung 141: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 4 .....	108
Abbildung 142: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 5 .....	109
Abbildung 143: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 6 .....	109
Abbildung 144: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüsen 1 bis 6 .....	110
Abbildung 145: Berechnete Schlammvolumenanteile im Teilmodell mit 1 mm Gasblasen, .	111
Abbildung 146: Berechnete Schlammvolumenanteile im Teilmodell mit 3 mm Gasblasen, .	112
Abbildung 147: Berechnete Schlammvolumenanteile im Teilmodell, Mischerrichtung aufwärts .....	112
Abbildung 148: Berechnete Schlammvolumenanteile im Gesamtmodell zu verschiedenen Zeitpunkten .....	113
Abbildung 149: Aufbau des Simulationsmodells in Simba# für die 4 Versuchsphasen .....	115
Abbildung 150: Aufbau des Simulationsblocks für die Eingangsdaten .....	116
Abbildung 151: Verhältniswerte für oTR, CSB, N und P zu TR über den Versuchszeitraum .....	117
Abbildung 152: V1 - Gemessene und simulierte Gasmenge und CH <sub>4</sub> -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d] .....	120
Abbildung 153: V1 - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt in Tagen aufgetragen über die Versuchszeit [d] .....	121
Abbildung 154: V2 - Gemessene und simulierte Gasmenge und CH <sub>4</sub> -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d] .....	122
Abbildung 155: V2 - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d] .....	123
Abbildung 156: V3a - Gemessene und simulierte Gasmenge und CH <sub>4</sub> -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d] .....	124
Abbildung 157: V3a - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d] .....	125
Abbildung 158: Spezifischer Gasertrag, oTR-Abbaugrad und Ammonium- Ablaufkonzentration in Abhängigkeit der hydraulischen Aufenthaltszeit und Anzahl Faulbehälter in Reihe .....	130
Abbildung 159: Kläranlagen mit anaerober Stabilisierung in NRW (MKULNV, 2014) .....	137
Abbildung 160: Datenauswertung von 175 Faulungsanlagen in NRW: Faulbehälteranzahl, Betriebsweise Faulbehälter, Gasanfall, angeschlossenen Einwohnerwerte (MKULNV, 2014) .....	137
Abbildung 161: Datenauswertung von 160 Faulungsanlagen in NRW: mittlere Faulzeit (MKULNV, 2014) .....	138
Abbildung 162: Datenauswertung von 160 Faulungsanlagen in NRW: mittlerer Abbaugrad (MKULNV, 2014) .....	138
Abbildung 163: Hydraulische Aufenthaltszeiten von 62 Faulungsanlagen in NRW (MKULNV, 2014) .....	139
Abbildung 164: Vorgehensweise zur Ermittlung des Optimierungspotentials .....	139
Abbildung 165: Faulbehälterkopf mit Teleskoprohr .....	143
Abbildung 166: Einbindung der Transferpumpen mit direktem Abzug aus dem Faulbehälter .....	145
Abbildung 167: Erforderliches Beckenvolumen in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit bei Parallel- oder Reihenbetrieb .....	150
Abbildung 168: Erhöhung der CSB <sub>inert</sub> -Konzentration im Ablauf der Nachklärung in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit bei Parallel- oder Reihenbetrieb durch die Rückbelastung aus dem Prozesswasser .....	151
Abbildung 169: Dreistufige Reihenverschaltung mit zwei parallelen Stufen .....	153

Abbildung 170: V4b - CH <sub>4</sub> -Gehalte in den einzelnen Faulbehältern am 19.11.2019 .....	166
Abbildung 171: V1 - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	166
Abbildung 172: V1 - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	167
Abbildung 173 V1 - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	167
Abbildung 174: V2a - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	167
Abbildung 175: V2a - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	168
Abbildung 176: V2a - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	168
Abbildung 177: V2b - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	168
Abbildung 178: V2b - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	169
Abbildung 179:V2b - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	169
Abbildung 180: V3a - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	169
Abbildung 181:V3a - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	170
Abbildung 182:V3a - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	170
Abbildung 183: V3b - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	170
Abbildung 184: V3b - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	171
Abbildung 185: V3b - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	171
Abbildung 186: V4a - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	171
Abbildung 187: V4a - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	172
Abbildung 188:V4a - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	172
Abbildung 189: V4b - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe.....	172
Abbildung 190: V4b - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad .....	173
Abbildung 191: V4b - Verhältniswerte für NH <sub>4</sub> -N zu oTR-Abbaugrad.....	173
Abbildung 192: Funktionsprinzip der quantitativen realtime PCR (qPCR) .....	178
Abbildung 193: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a.....	186
Abbildung 194: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a.....	186
Abbildung 195: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b.....	186
Abbildung 196: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b.....	187
Abbildung 197: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a.....	187
Abbildung 198: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen.....	187
Abbildung 199: Korrelation zwischen B <sub>R</sub> und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a (ohne Referenz) .....	188
Abbildung 200: Korrelation zwischen B <sub>R</sub> und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a (ohne Referenz) .....	188
Abbildung 201: Korrelation zwischen B <sub>R</sub> und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b (ohne Referenz) .....	188

Abbildung 202: Korrelation zwischen $B_R$ und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b (ohne Referenz) .....	189
Abbildung 203: Korrelation zwischen $B_R$ und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a (ohne Referenz) .....	189
Abbildung 204: Korrelation zwischen $B_R$ und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen (ohne Referenz) .....	189
Abbildung 205: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a.....	190
Abbildung 206: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a.....	190
Abbildung 207: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b.....	190
Abbildung 208: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b.....	191
Abbildung 209: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a.....	191
Abbildung 210: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen.....	191
Abbildung 211: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung abwärts .....	192
Abbildung 212: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung aufwärts.....	192
Abbildung 213: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 2, Mischerrichtung abwärts .....	193
Abbildung 214: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 2, Mischerrichtung aufwärts.....	193
Abbildung 215: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 3, Mischerrichtung abwärts .....	194
Abbildung 216: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 3, Mischerrichtung aufwärts.....	194
Abbildung 217: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 4, Mischerrichtung abwärts .....	195
Abbildung 218: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 4, Mischerrichtung aufwärts.....	195
Abbildung 219: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 5, Mischerrichtung abwärts .....	196
Abbildung 220: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 5, Mischerrichtung aufwärts.....	196
Abbildung 221: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 6, Mischerrichtung abwärts .....	197
Abbildung 222: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 6, Mischerrichtung aufwärts.....	197
Abbildung 223: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüsen 1 - 6, Mischerrichtung abwärts .....	198
Abbildung 224: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüsen 1 - 6, Mischerrichtung aufwärts.....	198
Abbildung 225: Aufsummierung des $\sigma_{TR}$ -Abbaugrads im Ablauf der einzelnen Reaktoren der dreistufigen Reihe für die untersuchten Versuchsphasen .....	199
Abbildung 226: V3b - Gemessene und simulierte Gasmenge und $CH_4$ -Gehalt .....	200

Abbildung 227: V3b - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt .....	201
Abbildung 228: V4 - Gemessene und simulierte Gasmenge und CH <sub>4</sub> -Gehalt .....	202
Abbildung 229: V4 - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt .....	203

### III Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Versuchsphasen .....	8
Tabelle 2: Nachgewiesene Bacteria - Merkmale und Stoffwechsel .....	59
Tabelle 3: Technische Daten des RheolabQC .....	75
Tabelle 4: Parameter der Anpassungsfunktionen nach HERSCHEL-BULKLEY .....	87
Tabelle 5: Umrechnungsfaktoren für die Schlammströme .....	116
Tabelle 6: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock der Zulaufschlammströme .....	118
Tabelle 7: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock ASM 1 zu Siegrist .....	118
Tabelle 8: Gegenüberstellung der simulierten und gemessenen Werte der Versuchsphase 1 .....	126
Tabelle 9: Gegenüberstellung der simulierten und gemessenen Werte der Versuchsphasen 2 - 4 .....	126
Tabelle 10: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock der Zulaufschlammströme zu ASM 1 .....	127
Tabelle 11: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock ASM 1 zu Siegrist .....	127
Tabelle 12: Umrechnungsfaktoren für die Schlammströme nach (ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK - 1.3 2000) .....	128
Tabelle 13: Ermittlung des Klärgasanfalls, Stromproduktion und veränderten Kosten für die Schlammmentwässerung und -entsorgung bei einer Umstellung von Parallel- und Reihenbetrieb .....	140
Tabelle 14: Ermittlung des theoretischen Gasertrags für Faulungsanlagen in NRW bei einer Umstellung von Parallel- und Reihenbetrieb .....	141
Tabelle 15: Literaturdaten zur Stickstoff- und Phosphorinkorporation in PS und ÜS (ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK - 1.3, 2000) .....	148
Tabelle 16: Spezifische Stickstoff, Phosphor- und CSB-Anteile in PS, ÜS und Rohschlamm .....	149
Tabelle 17: Stickstoff, Phosphor- und CSB-Anteile in PS, ÜS und Rohschlamm für eine 500.000 Einwohner Kläranlage .....	149
Tabelle 18: Berechnung der Rückbelastung im Prozesswasser für die Parameter Stickstoff in Abhängigkeit von den Lastfällen .....	150
Tabelle 19: Ermittlung der CSB-Rückbelastung im Ablauf der Schlammfäulung und im Ablauf der Kläranlage in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und Verschaltung .....	151
Tabelle 20: Übersicht der durchgeführten mikrobiologischen Analysen und Gesamtkosten. ....	175
Tabelle 21: Verwendete FISH-Sonden und ihre Fluoreszenzmarkierungen .....	177
Tabelle 22: Ausgewählte Primer für die Erstellung der qPCR-Standards .....	179
Tabelle 23: Ausgewählte Primer für die qPCR und die jeweiligen spezifischen TaqMan-Sonden .....	180

# 1 Zielsetzung

Kläranlagen haben aus energetischer Sicht innerhalb einer Kommune einen besonderen Stellenwert. Einerseits sind sie vielfach der größte Einzelverbraucher an Energie, andererseits aber auch ein Energieerzeuger, da bei Anlagen mit separater anaerober Schlammstabilisierung Klär- bzw. Faulgas als Nebenprodukt anfällt. Dieses kann für die Eigenproduktion von Strom und Wärme in Anlagen der Kraft-Wärme-Kopplung eingesetzt werden. Die weitestgehende Deckung des Energiebedarfs der Abwasserreinigung und Schlammbehandlung durch die Eigenproduktion ist ein maßgeblicher Ansatzpunkt zur Steigerung der Energieeffizienz kommunaler Kläranlagen. Sie ist aus Gründen der Nachhaltigkeit mit einer Reduktion des standortbezogenen CO<sub>2</sub>-Ausstoßes wie auch aus wirtschaftlichen Gesichtspunkten aufgrund der weiter steigenden Kosten für fremdbezogene Energie von großer Bedeutung.

Hinsichtlich der verfahrenstechnischen Möglichkeiten der Energiebereitstellung für Kläranlagen mit zwei oder mehreren Faulbehälter liegen bisher nur unzureichende Erfahrungswerte vor. Die Mehrheit der Großklärwerke in Deutschland betreibt einstufige Faulungsanlagen. Dabei bietet die mehrstufige Faulung reaktionskinetische Vorteile in einer Kaskadenverschaltung mit einer erhöhten Substratkonzentration in der vorderen Stufe (Bischofsberger et al., 2005). Zudem ergeben sich keine oder geringere Kurzschlussströmungen, der gesteigerte Abbau der organischen Substanz verbessert die Entwässerungseigenschaften des Faulschlammes und kann den Polymerverbrauch der Schlammentwässerung reduzieren. Weiterhin reduzieren sich die zu entsorgenden Schlammengen. Die reaktionskinetischen Zusammenhänge werden auch von dem DWA-Merkblatt M 368 *Biologische Stabilisierung von Klärschlamm* (DWA, 2014) aufgegriffen und sind in Loll et al. (2013) weitergehend beschrieben.

Unter Berücksichtigung des großen Anlagenpotenzials soll die mehrstufige Faulung daher in einem kombinierten Ansatz aus reaktionskinetischer und strömungstechnischer Simulation (ADM bzw. CFD), mikrobiologischen und umsatzspezifischen labortechnischen Untersuchungen und einer großtechnischen Erprobung der erzielten Ergebnisse auf dem Großklärwerk (GKW) Köln-Stammheim untersucht und verifiziert werden.

Es werden daher verschiedene Varianten des Betriebes einer mehrstufigen Faulung analysiert und energetisch wie auch wirtschaftlich betrachtet. Neben den Verschaltungsexperimenten sollen zusätzlich die Einflüsse der Desintegration mittels Pondus-Verfahren und die Zugabe von zerkleinertem Rechengut ermittelt und bewertet werden.

Die Ergebnisse des Anlagenbetriebes des GKW Köln-Stammheim werden auf andere Abwasserreinigungsanlagen in Nordrhein-Westfalen übertragen. Hierzu wird eine Potentialanalyse zur Optimierung vorhandener kommunaler Kläranlagen in NRW durchgeführt. Die Voraussetzungen für eine technische Umsetzbarkeit werden beschrieben und kostenmäßig bewertet.

## 2 Stand der Technik

Der anaerobe Abbau von organischem Material zu energetisch wertvollem Methan erfolgt durch die Stoffwechsellistung einer sehr heterogenen mikrobiellen Biozönose. Prinzipiell sind die Abbauewege der Biomethanisierung und ein Teil der involvierten Mikroorganismen bekannt (Abbildung 1).

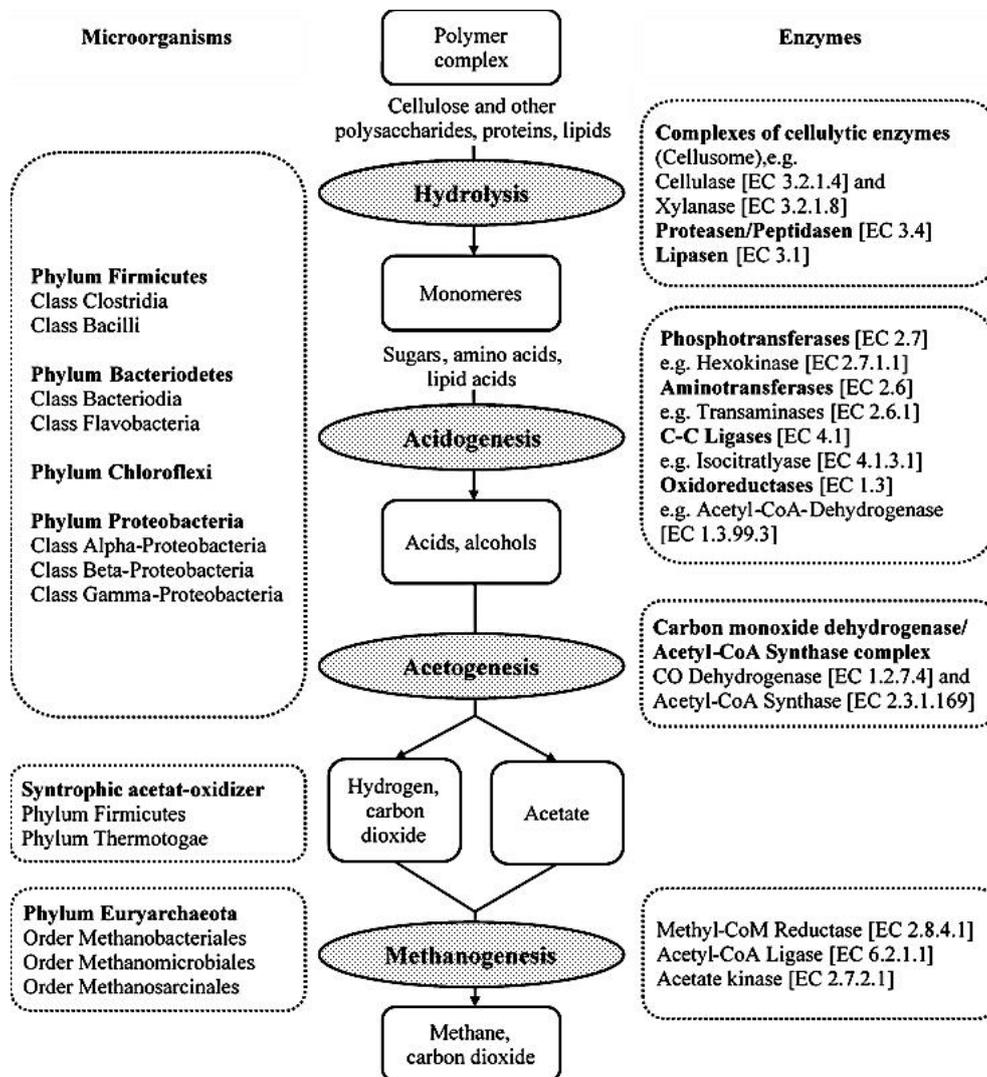


Abbildung 1: Prozessmodell Biogasproduktion (Quelle: Quiñones et al. 2012)

Der erste und geschwindigkeitsbestimmende Schritt im anaeroben Abbau ist die Hydrolyse, die von verschiedenen Bakteriengruppen durchgeführt wird, u.a. Vertreter des Phylums Firmicutes, insbesondere Vertreter der Gattungen *Clostridium* und *Ruminococcaceae*, und des Phylums Bacteroidetes (u.a. Heeg et al. 2014; Hanreich et al. 2013; Rademacher et al. 2012). Diese hydrolytisch-aktiven Bakterien führen zudem häufig auch den zweiten Abbauschritt, die Acidogenese, durch. Zu ihnen gesellen sich Organismen aus anderen Phyla, wie z.B. Spirochaetae (u.a. Narihiro und Sekiguchi 2007; Heeg et al. 2014). Die Acetogenese stellt den drit-

ten Abbauschritt in der Biomethanisierung dar. Zu den Säureverwertern (homoacetogene Bakterien) zählen Vertreter aus dem Phylum Proteobacteria, insbesondere die Gattungen *Smitthella* und *Syntrophobacter*, die zu den syntrophen Propionat-Verwertern zählen (u.a. Nelson et al. 2011). Einige Vertreter der Proteobacteria verwerten Nitrat für ihren Stoffwechsel und zählen zu den Denitrifikanten, die auch in Proben aus Faulbehältern nachgewiesen wurden. Hierzu zählen Organismen der Gattung *Rhodobacter* und *Thauera* (u.a. Nelson et al. 2011). Die Gruppe der Methan-bildenden Bakterien, die nur in dem Phylum Euryarchaeota (Archaea) angesiedelt sind, ist weniger divers als die Gruppe der hydrolytisch- und fermentativ-aktiven Bacteria. Diese Organismen können die Abfallprodukte der vorangehenden Abbauphasen als Nährstoffe nutzen, wobei als Produkt ihrer Stoffwechselleistung u.a. auch Methan entsteht. Wichtige Vertreter dieser funktionellen Gruppe finden sich in der acetoklastischen Gattung *Methanosaeta*, der mixotrophen Gattung *Methanosarcina* und in verschiedenen Gattungen der hydrogenotrophen Ordnungen Methanomicrobiales und Methanobacteriales (u.a. Heeg et al. 2014; Hanreich et al. 2013; Rademacher et al. 2012).

Mikroorganismen benötigen arttypische Umweltbedingungen für ein optimales Wachstum. Veränderungen in der Prozessführung und Substratzusammensetzung von Faulbehältern können sich demnach auf die Stoffwechselleistung der an der Biomethanisierung beteiligten Organismen bzw. auf die Diversität der gesamten Biozönose auswirken.

Bezüglich der Verfahrenstechnik wird auf Kläranlagen meist ein einstufiger Faulbehälter mit interner oder externer Umwälzung eingesetzt. In der Literatur werden für die als Auswaschreaktor (Chemostat) betriebenen Faultürme (mesophil) Verweilzeiten von 10-20 Tagen und Raumbelastungen in Abhängigkeit der Anlagengröße von 2 bis maximal 5 kg oTS/(m<sup>3</sup> \* d) als unabdingbare Voraussetzung für einen ausreichenden Stabilisierungsgrad angegeben (Görner und Hübner 2011). Der Betrieb der Faulung als Auswaschreaktor führt zu geringen Abbaugeschwindigkeiten, der organische Anteil wird nur unvollständig abgebaut und die theoretisch möglichen Gasausbeuten werden nicht erreicht bzw. ausgeschöpft. Der Vorteil der Faulung, nämlich eine energieautarke und ökonomische Verfahrensweise der Gesamtanlage durch Verwendung von Klärschlamm als Energieträger, kann nach aktuellem Kenntnisstand mit den konventionell betriebenen Faultürmen nicht vollständig erreicht werden.

Da Faulreaktoren in der Regel ohne Abtrennung und Rückführung von Feststoffen als Chemostat bzw. Auswaschreaktor betrieben werden, entspricht das Schlammalter der hydraulischen Verweilzeit. Dies ist bei einer Kaskadenverschaltung mehrerer Reaktoren zu beachten, um einen Zusammenbruch des Prozesses sicher zu vermeiden. Eine der Leistungsfähigkeit der mikrobiellen Biozönose angepasste Verweilzeit ließe sich durch eine Optimierung der Strömungsverhältnisse infolge einer Reihen- oder Parallelschaltung einzelner Faulungsreaktoren erzielen. In der Vergangenheit waren primär die verfahrenstechnischen Parameter das Ziel der Untersuchungen für zweistufige Vergärungssysteme (Trennung in

Hochlast- / Versäuerungsstufe und Methanogenese / Nachgärung), so dass hier ein breites Grundlagenwissen vorhanden ist. Überschlägig kann angenommen werden, dass die zweistufige Betriebsweise im Vergleich zur einstufigen bei demselben Gesamtschlammalter zu einem etwa 10 % besseren oTR-Abbau führt, oder derselbe Abbaugrad in einem um ca. 40 % kleineren Gesamtvolumen erreicht wird (MWKEL 2014). Zu diesen praktischen Erfahrungen existieren auch bereits kinetische mathematische Modelle (Lübken et al. 2015). Werden mehr als zwei Faulungsstufen ausgeführt, kann das Verweilzeitverhalten weiter optimiert werden (Kim et al. 2008).

Die Strömung in den Reaktoren wird oft nur sehr grob abgeschätzt, und Kenntnisse über die rheologischen Eigenschaften der Faulschlämme im Prozess sind kaum vorhanden. Dabei hat sich die numerische Strömungsmechanik (Computational Fluid Dynamics, CFD) in vielen Bereichen der Verfahrenstechnik als geeignetes Werkzeug zum Entwurf und der Optimierung von Anlagen etabliert. Durch die enormen Leistungssteigerungen der Rechnerstechnik, bei gleichzeitig sinkenden Hardware-Preisen, können heute viele Fragestellungen der Strömungsmechanik mit numerischen Modellen untersucht werden. Die verfügbaren Softwarelösungen werden erfolgreich in den verschiedensten Bereichen eingesetzt und gelten als ausgereift und zuverlässig. Im Gegensatz zu früheren numerischen Modellen können inzwischen auch komplexere Strömungsvorgänge (z.B. mit Mehrphasenmodellen) untersucht werden.

Karim et al. (2007) führten beispielsweise numerische Strömungssimulationen in Bezug auf eine möglichst gute Ausnutzung des Reaktorvolumens durch. Es wurde mit nicht-Newtonischem Fließverhalten gerechnet, jedoch mit sehr geringen Viskositäten. Wu und Chen (2008) rechneten mit einem dreidimensionalen Strömungsmodell stationär die Strömung von Flüssigmist nach und verglichen die Ergebnisse mit Werten aus der Literatur. Sie berücksichtigten ebenfalls nicht-Newtonisches Fließverhalten. Die Literaturwerte zeigten mit steigendem Feststoffgehalt auch eine höhere Viskosität. Es wurden jedoch keine Literaturstudien gefunden, die sich mit der Strömungsführung in mehrstufigen, parallel und seriell verschalteten Faulungsreaktoren befassen.

Bei der mechanisch-biologischen Abwasserreinigung werden die im Abwasser enthaltenen gelösten organischen Verbindungen zu einem Großteil in partikuläre Biomasse überführt und gemeinsam mit den im Rohabwasser enthaltenen partikulären Stoffen als Klärschlamm aus dem System entnommen. In den organischen Bestandteilen dieser Schlämme findet sich ein großer Teil der Energie des Abwassers in aufkonzentrierter Form wieder. Die im Schlamm enthaltene chemische Energie kann über den Parameter des CSB bilanziert und beschrieben werden. Übliche Werte für Primärschlamm liegen bei 1,6 g CSB/g oTR und für Überschussschlamm zwischen 1,4 bis 1,6 g CSB/g oTR. Das CSB/oTR-Verhältnis des Rohschlammes beträgt zwischen 1,6 und 1,8 g CSB/g oTR. Unter Ansatz des Verhältniswertes

von 350 L CH<sub>4</sub>/kg CSB<sub>ab</sub> können durch einen anaeroben Prozess zwischen 560 und 630 L CH<sub>4</sub>/kg oTR<sub>ab</sub> erzeugt werden. Bei einem üblichen Methananteil im Faulgas von ca. 65 % entspricht dies einem Gasertrag von rund 900 L<sub>N</sub> Faulgas/kg oTR<sub>ab</sub>. Unter Ansatz von mittleren Abbaugraden von 50 %, ergibt sich folglich eine Gasausbeute bezogen auf die zugeführte Organik in Höhe von etwa 450 L<sub>N</sub> Faulgas/kg oTR<sub>zu</sub>. Den Stand der Technik zur Ausfäulung der bei der Abwasserreinigung anfallenden Schlämme spiegelt das DWA-Merkblatt M 368 Biologische Stabilisierung von Klärschlamm (DWA, 2014) wieder. Hiernach erfolgt eine Bemessung in Abhängigkeit von der Ausbaugröße der Kläranlage über ein Gesamtschlammalter ergänzt durch die Kennzahl der organischen Raumbelastung des Faulbehälters. Wie bei der Bemessung biologischer Klärstufen zur Abwasserreinigung liegt dieser Bemessung ein minimales hier anaerobes Schlammalter zugrunde, dass mit einem Sicherheitsfaktor zur Berücksichtigung von Schwankungen der zugeführten Schlammmasse zu einem Gesamtschlammalter erhöht wird. Ziel ist es, wie bei der Nitrifikation, hier das Auswaschen der langsamer wachsenden methanogene Bakterien und die Übersäuerung der Faulstufe zu verhindern. Da Faulreaktoren in der Regel ohne Abtrennung und Rückführung von Feststoffen als Chemostat bzw. Auswaschreaktor betrieben werden, entspricht das Schlammalter der hydraulischen Verweilzeit. Dies ist bei einer Kaskadenverschaltung mehrerer Reaktoren zu beachten, um einen Zusammenbruch des Prozesses sicher zu vermeiden. Angaben zu einer zwei- oder auch mehrstufigen Verschaltung von Faulreaktoren finden sich u.a. bei Gosh et al. (1995) und US EPA (2006). Neuere Untersuchungen zur dynamischen Modellierung der anaeroben Abbauprozesse beschreiben Huber (2012) und Lübken et al. (2015).

Die Umstellung vorhandener Faulungsanlagen in NRW mit mehreren Faulreaktoren, die aktuell einstufig parallel betrieben werden, auf einen mehrstufigen Kaskadenbetrieb bietet unter energetischen Aspekten erhebliche Vorteile. Durch einen verbesserten Abbau der organischen Substanz könnten sich zudem die Entwässerungseigenschaften des Faulschlammes verbessern und der Bedarf der Schlammmentwässerung an polymeren Hilfsstoffen könnte sich verringern. Weiterhin reduzieren sich aufgrund des verbesserten oTR-Abbaus die Entsorgungskosten. Daneben wird es jedoch auch zu einer erhöhten Rücklösung an Stickstoff und Phosphor mit einer veränderten Rückbelastung der biologischen Abwasserreinigungsstufe kommen.

### 3 Untersuchung des technischen Verfahrensansatzes

#### 3.1 Methodische Vorgehensweise

Im Rahmen des Vorhabens sollten unterschiedliche, mehrstufige Betriebsweisen der Schlammfäulung gegenüber dem Parallelbetrieb verglichen werden. Die Untersuchungen wurden in 4 Arbeitspakete gegliedert:

- Strömungstechnische Simulation (AP1)
- Reaktionskinetische Simulation des Faulprozesses (AP2)
- Mikrobiologische Untersuchungen (AP3)
- Technische Erprobung auf dem GWK Köln-Stammheim (AP4)

Für die technische Erprobung wurde die Schlammfäulung des Großklärwerkes Köln-Stammheim von 2014 bis 2017 verfahrenstechnisch und rohrlaufstechnisch umgebaut. Dabei wurde die Schlammfäulung so konzipiert, dass sowohl ein Parallelbetrieb als auch ein mehrstufiger Betrieb der fünf Faulbehälter möglich ist. Basierend auf Variantenuntersuchungen zur reaktionskinetischen Simulation wurden drei favorisierte Verschaltungszustände der Faulbehälter festgelegt (Alex und Ogurek, 2010; Klein et al., 2019). In Tabelle 1 sind die untersuchten Versuchseinstellungen zusammengestellt. Abbildung 2 gibt einen Überblick über die Variabilität der TR-Zulaufmengen des Rohschlammes (RS) inklusive der Co-Substrate über den gesamten Versuchszeitraum von ca. 28 Monaten. Der Rohschlamm setzt sich auf dem Großklärwerk Köln Stammheim aus Schlamm aus der Hochlastbelebungs (HLB) und Schwachlastbelebungs (SLB) zusammen.

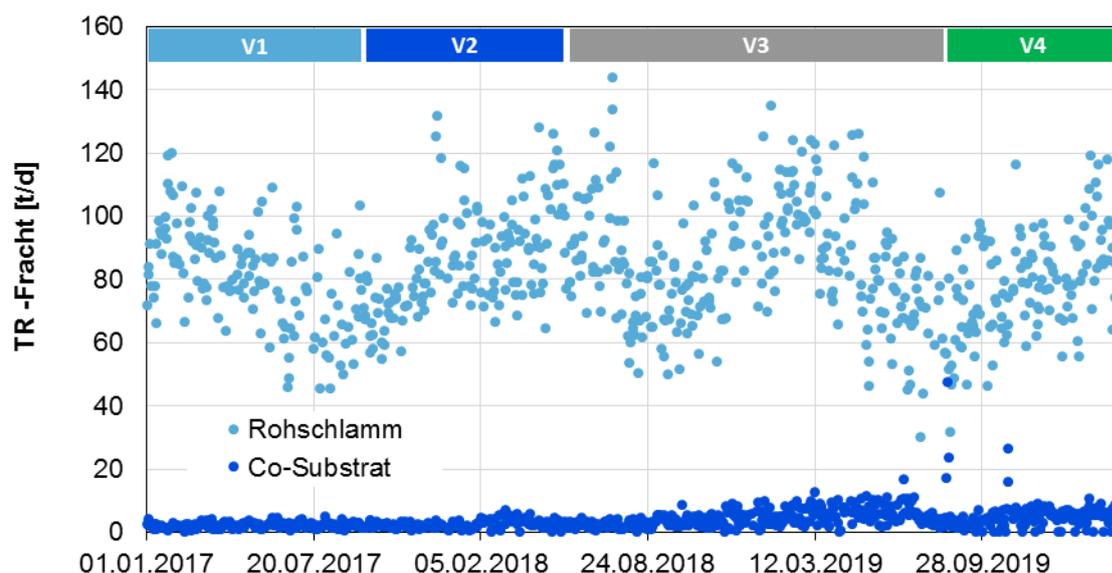


Abbildung 2: TR-Zulaufmengen zum Faulbehälter und Darstellung der Versuchszeiträume

Der Versuchsaufbau wurde so umgesetzt, dass der Parallelbetrieb der Faulbehälter mit dem mehrstufigen Betrieb verglichen werden kann. Die jeweils gewählten Einstellungen wurden mindestens ca. 6 Monate betrieben, um so aussagekräftige Ergebnisse zu erzielen.

Der Einfluss der Desintegration des SLB-Schlammes mittels Pondus-Verfahren wurde in der Versuchsphase 2 und 3 untersucht. Aufgrund von Problemen mit der Schlammaufheizung für die Desintegration konnten über den gesamten Versuchszeitraum keine einheitlichen Versuchsbedingungen hergestellt werden. In allen Versuchszeiträumen wurden Co-Substrate zugegeben, in den Phasen 2 und 4 erfolgte die Zugabe der Co-Substrate in den letzten Reaktor der mehrstufigen Reihe. Dies erhöhte die Gasproduktion im Vergleich zum Parallelbetrieb.

In diesem Forschungsprojekt sollte auch eine Zugabe von zerkleinertem Rechengut in den Faulkreislauf untersucht werden. Dies konnte aufgrund erheblicher technischer Schwierigkeiten mit der neu installierten Rechengutzerkleinerungsanlage nicht durchgeführt werden. Bei der Anlage handelt es sich um einen Prototyp, für den es bisher keine Betriebserfahrung gibt. Seit der Inbetriebnahme kam es zu verschiedenen Problemen, insbesondere zu Verstopfungen an den Zerkleinerungsaggregaten mit einem Abschalten der gesamten Anlage. Auch konnte nicht die erforderliche Rechengutmenge behandelt werden. Die Anlage musste modifiziert und einige Optimierungsmaßnahmen umgesetzt werden. Erst Anfang 2020 gelang es, einige Probleme zu lösen und die Anlage teilweise tagsüber mehrere Tage in Folge zu betreiben. Leider konnte das zerkleinerte Rechengut vorerst nur in die Nacheindicker gegeben werden. Aufgrund dessen können in diesem Bericht keine Aussagen zur Faulfähigkeit oder zu Einflüssen von zerkleinertem Rechengut auf das Entwässerungsverhalten gemacht werden. Daher können in diesem Bericht keine Aussagen zur Faulfähigkeit und zu Einflüssen auf das Entwässerungsverhalten gemacht werden.

Die Einstellungen der Faulbehälter (FB) während der verschiedenen Versuchsphasen sind in der Tabelle 1 und Abbildung 3 bis Abbildung 6 dargestellt. Für eine übersichtliche Darstellung der Ergebnisse wurde für den parallel betriebenen Referenzreaktor die Abkürzung R und für den Reihenbetrieb die Abkürzung S für Stufe gewählt. Weiterhin gibt die zugehörige Nummer die Anordnung des Reaktors in einer mehrstufigen Reihe an. Für die Versuchsphase V3b ist die Bezeichnung beispielhaft erläutert: R1 ist der Referenzreaktor mit einer Stufe, S1 ist die erste Stufe im Reihenbetrieb, S2 ist die zweite Stufe im Reihenbetrieb und S3 ist die dritte Stufe im Reihenbetrieb. Wenn in einer Stufe mehrere Reaktoren angeordnet sind, werden sie mit einer weiteren Nummer bezeichnet, z.B. S1.1 und S1.2 sind zwei parallel betriebenen Reaktoren in der ersten Stufe. Bei der Ergebnisdarstellung mehrerer Stufen in einem Diagramm wurden folgende einheitliche Farben verwendet:

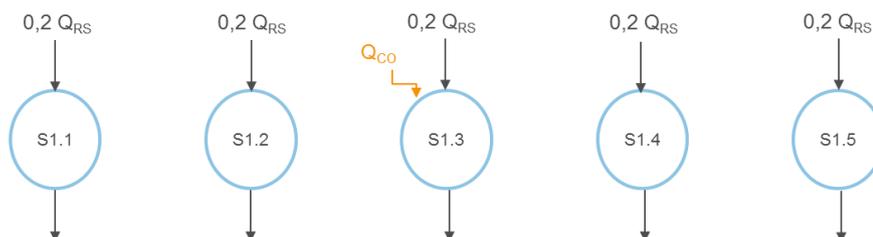
- Referenz: rot
- Stufe 1: hellblau
- Stufe 2: dunkelblau
- Stufe 3: grau
- Stufe 4: grün

**Tabelle 1: Versuchsphasen**

		Verschaltung der Faulbehälter						
		FB1	FB2	FB3	FB4	FB5	Start	Ende
V 1	Parallel	S1.1	S1.2	S1.3+Co	S1.4	S1.5	0	198
V 2a	komb. Reihe	S1.1+Des	S1.2+Des	S2+Des	S3+Co	R1	0	111
V 2b	komb. Reihe	S1.1	S1.2	S2	S3+Co	R1	142	208
V 3a	3er-Reihe	R1+Des	S1+Des	S2+Des	S3+Des	R1+Co	0	97
V 3b	komb. Reihe*	R1	S1	S2	S3	R1+Co	0	280
V 4a	2er / 4er-Reihe ( $t_R = 12$ d)	R1	S1	S2	S3	S4+Co	0	89
V 4b	2er / 4er-Reihe ( $t_R = 8$ d)	R1	S1	S2	S3	S4+Co	100	169

\*ohne April 2019 (Co-Substrate in FB3)

**PHASE 1: Parallelbetrieb (01.01.2017 bis 18.07.2017)**



**Abbildung 3: V1 - Parallele Beschickung der 5 Faulbehälter mit Zugabe der Co-Substrate in den Faulbehälter S1.3**

PHASE 2: kombinierter Reihenbetrieb (05.10.2017 bis 01.05.2018)

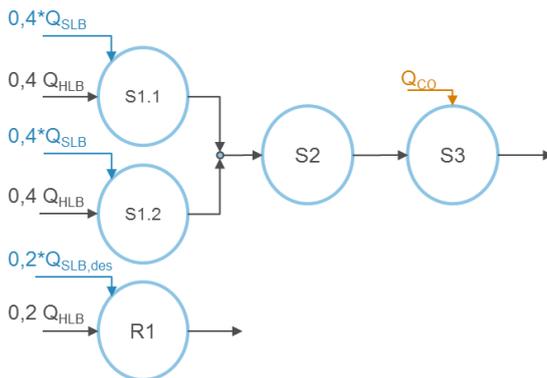


Abbildung 4: V2 - Kombiniertes Reihenbetrieb (2 x 1. Stufe parallel, 2. und 3. Stufe in Reihe) mit dem Ziel die spezifische Raumbelastung in der ersten Stufe durch den parallel Betrieb zu reduzieren. Die Zugabe der Co-Substrate erfolgt in den Faulbehälter S3

PHASE 3: 3-stufiger Reihenbetrieb (24.02.2018 bis 14.07.2019)

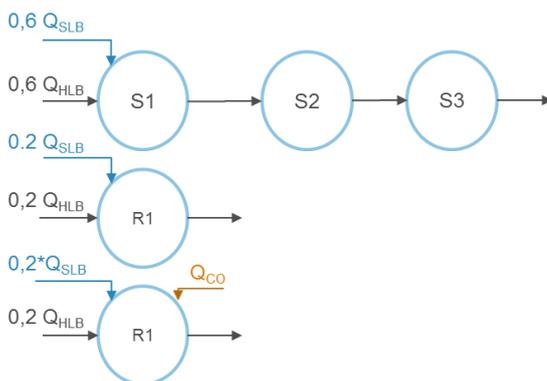
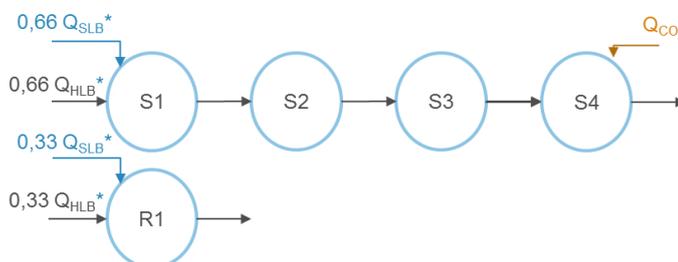


Abbildung 5: V3a - dreistufiger Reihenbetrieb. Die Zugabe der Co-Substrate erfolgt in den Faulbehälter R1, damit die Co-Substrate keinen Einfluß auf die Versuchseinstellungen haben

PHASE 4: 2/4-stufiger Reihenbetrieb (14.08.2019 bis 30.01.2019)



\*Aufteilung beispielhaft für Phase 4a

Abbildung 6: V4a - zweistufiger Reihenbetrieb mit 20 Tagen Aufenthaltszeit bzw. vierstufiger Reihenbetrieb mit 40 Tagen Aufenthaltszeit Die Hydraulische Aufenthaltszeit wurde zur Ermittlung der Belastungsgrenze auf 8 d je Reaktor reduziert.

## 3.2 Technische Erprobung auf dem GWK Köln-Stammheim

### 3.2.1 Aufbau der großtechnischen Anlage

Das Großklärwerk Köln-Stammheim wurde Anfang der 90er Jahre für eine Anschlusskapazität von 1,57 Mio. EW ausgebaut. Es wurde eine zweistufige Biologie nach dem AB-Verfahren realisiert. Der Schlamm der A-Stufe ist nicht mit dem Primärschlamm aus der Vorklärung einer konventionellen Kläranlage vergleichbar, da nach dem Sandfang direkt die erste biologische Stufe (A-Stufe, Hochlastbelebung bzw. HLB) folgt. Anschließend gelangt das Abwasser-Schlammgemisch in die Zwischenklärung. Der A-Stufen-Schlamm setzt sich am Boden ab, wird mittels Bandräumer in die Trichter geschoben und wird über die Rücklaufschlammleitung zur A-Stufe gefördert. Der Schlammabzug erfolgt aus der Rücklaufschlammleitung. Dieser Schlamm ist sowohl der Primärschlamm als auch der Überschussschlamm der ersten biologischen Stufe. Er wird im Weiteren als A-Stufen-Schlamm bezeichnet. Der abgezogene Schlamm wird zur statischen Eindickung auf die 6 Voreindicker gegeben. Der Überschussschlamm der zweiten biologischen Stufe (B-Stufe, Schwachlastbelebung bzw. SLB) lässt sich schlecht statisch eindicken und wird daher maschinell mittels vier Bandeindickern eingedickt. Die Abbildung 7 zeigt den verfahrenstechnischen Aufbau der Schlammbehandlung.

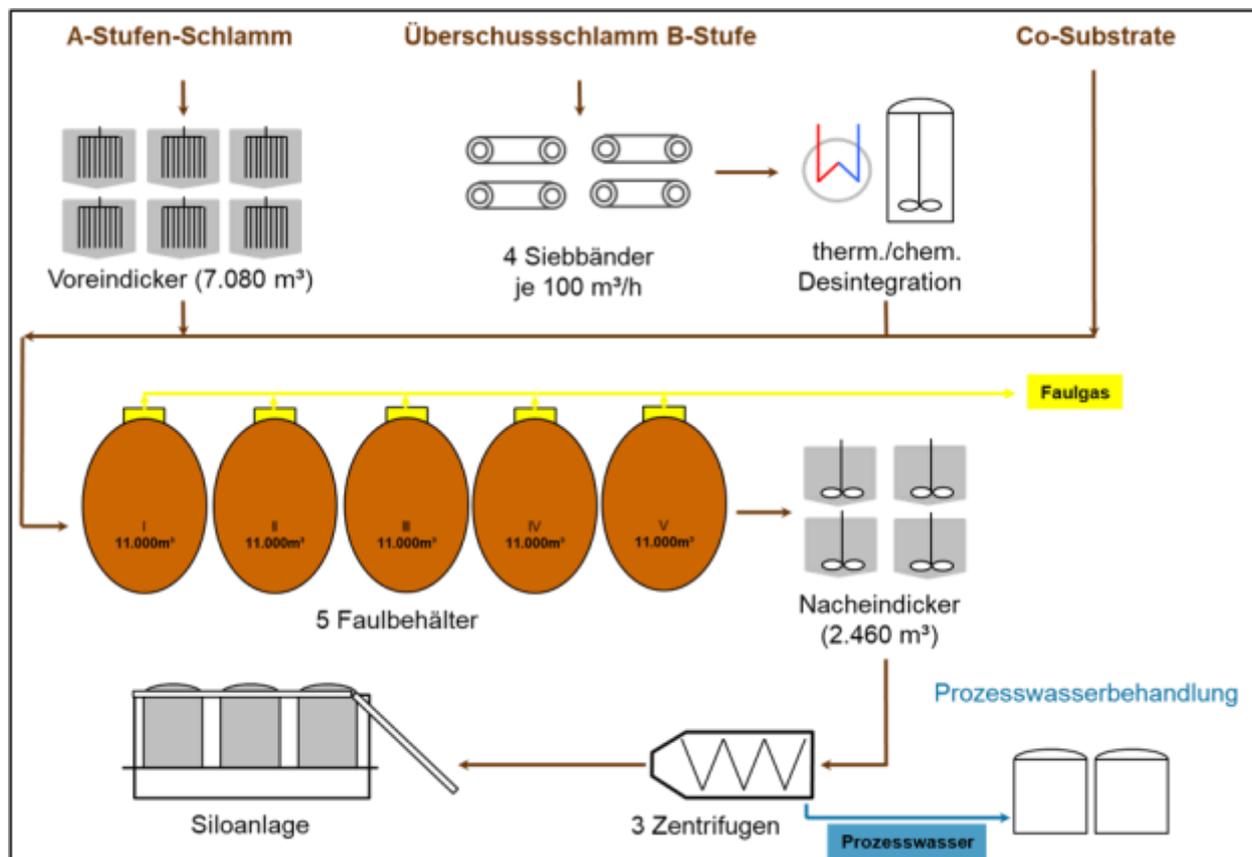
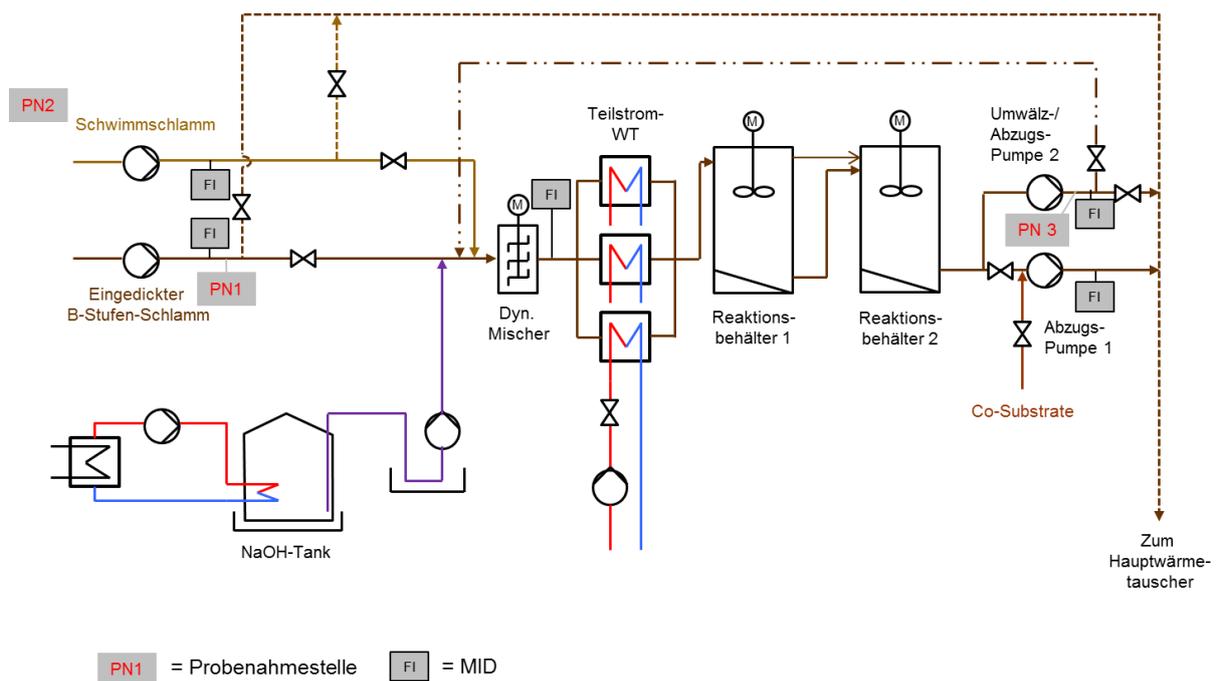


Abbildung 7: Aufbau der Schlammbehandlung auf dem GWK Köln-Stammheim

Der eingedickte Überschussschlamm der B-Stufe kann vor der Zugabe in die Faulbehälter über die neue Desintegrationsanlage gefahren werden. In der Abbildung 8 wird das angewendete Pondus-Verfahren (PONDUS Verfahrenstechnik GmbH, Teltow) dargestellt. Dabei wird der B-Stufen-Schlamm im Batch-Betrieb auf ca. 60°C aufgewärmt und anschließend mit Natronlauge versetzt. Nach einer Aufenthaltszeit von ca. 2 Stunden in den Reaktionsbehältern erfolgt die Zugabe zusammen mit dem A-Stufen-Schlamm über die Faulbehälterumwälzung in die Faulbehälter.



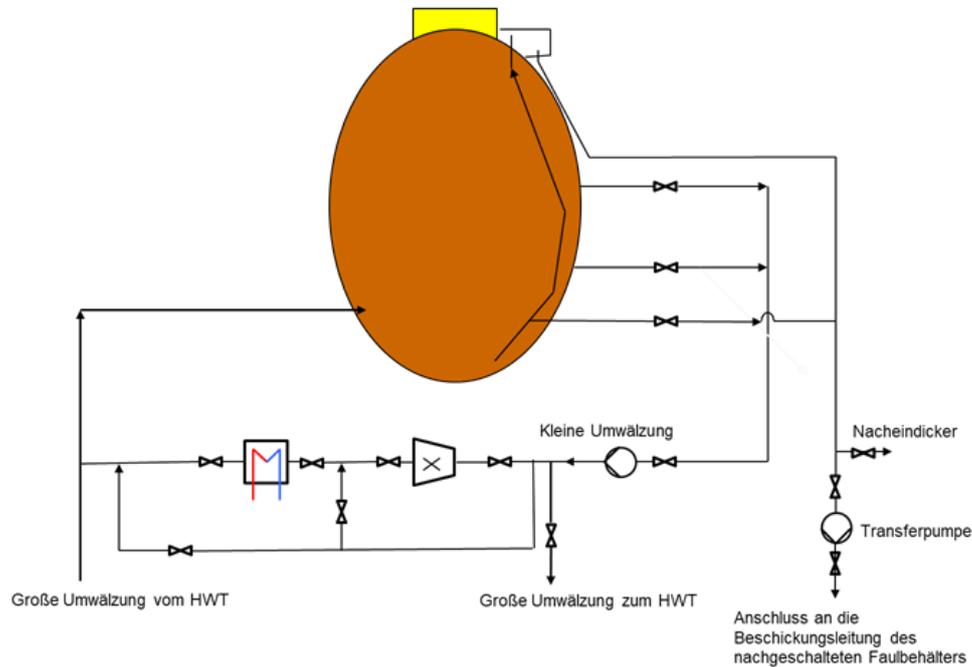
**Abbildung 8: Einbindung der Desintegration**

Die Schlammstabilisierung auf dem Großklärwerk Köln-Stammheim besteht aus 5 Faulbehältern mit einem Volumen von jeweils 11.000 m<sup>3</sup>. Die Faulbehälter sind aus Spannbeton mit einer abgewandelten Ei-Form.

Die Durchmischung der Faulbehälter erfolgt mit einem Schraubenschaufler (Faulschlammmischer). Der Schlammabzug erfolgt aus der Trichterspitze über eine Steigleitung mit Teleskoprohr in die Faulschlammtasche am Faulbehälterkopf.

Zur Schlammaufheizung dient ein Hauptwärmetauscher für alle 5 Faulbehälter. Jeder Faulbehälter ist mit einer internen Umwälzung ausgestattet, die an den Hauptwärmetauscher angebunden ist. Dem Umwälzschlamm wird vor dem Hauptwärmetauscher der Primär-/Sekundärschlamm zugegeben. Die Aufheizung des Primär-/Sekundärschlammes und des Umwälzschlammes des jeweiligen Faulbehälters erfolgt somit nur während der Beschickung. Im Quasi-Parallelbetrieb werden die Faulbehälter nacheinander mit Primär-/Sekundärschlamm

beschickt. So wechselt die Beschickung jede Stunde bzw. kann in der Dauer einzeln eingestellt werden.



**Abbildung 9: Technische Umsetzung des Reihenbetriebes**

Jeder Faulbehälter wurde zusätzlich mit einem eigenen Wärmetauscher ausgerüstet. Dieser dient bei Bedarf zur Aufheizung des Schlammes im Reihenbetrieb, da in der Reihenverschaltung nur beim ersten Faulbehälter die große Umwälzung mit der Rohschlammzugabe und Schlammaufheizung aktiv ist. Der Schlamm der ersten Stufe wird ohne weitere Aufheizung mittels Transferpumpen in die zweite und weiter in die dritte Stufe usw. gegeben. Da die Faulbehälter alle auf gleicher Höhe gebaut wurden, besitzen die Faulbehälter 1 bis 4 jeweils eine Transferpumpe, die den Faulschlamm im Reihenbetrieb von jeder Stufe in die nächste pumpt. Durch den Transmissionswärmeverlust der Faulbehälter kann sich der Schlamm in der zweiten und dritten Stufe abkühlen. Der zusätzliche kleine Wärmetauscher kann dann bei der kleinen Umwälzung zugeschaltet werden. Für die kleine Umwälzung wird auch die Pumpe der großen Umwälzung verwendet (Abbildung 9).

Weiterhin wurde ein Mazerator in die kleine Umwälzung eingebaut (Abbildung 9). So können über den Mazerator noch Verzopfungen zerstört werden. Dies dient nur der Betriebssicherheit der Faulbehälter und ist abhängig von der Beschaffenheit des Rohschlammes. Bei einem sehr guten Rechengutrückhalt ist der Mazerator nicht erforderlich.



**Abbildung 10: Mazerator mit Transfer- und Umwälzpumpe**

Die Co-Substrate werden im Tankzug angeliefert und dann über die Annahmestation mit Steinfang, Mazerator und Pumpe mittels Wärmetauscher auf ca. 40-45°C aufgewärmt und zwischengespeichert. Danach erfolgt die Beschickung eines ausgewählten Faulbehälters.

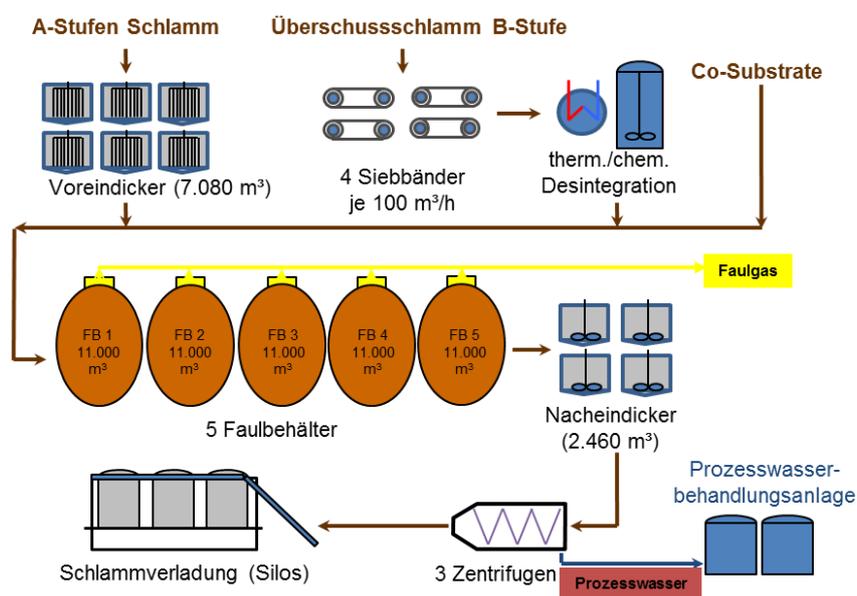


**Abbildung 11: Co-Substratannahme mit Steinfang, Mazeratoren und Pumpe**

Der ausgefaulte Schlamm gelangt von den Faulbehältern in die Nacheindicker. Die Nacheindicker werden nicht als klassische statische Eindicker mit Trübwasserabzug genutzt, da der Faulschlamm eine Phasentrennung kaum zulässt. Die Eindicker dienen eher als Vorlagebehälter für die Schlammentwässerung. Daher sind die vier Nacheindicker jeweils mit einem Rührwerk ausgestattet, wodurch eine gute Durchmischung des Faulschlammes erreicht wird. So kann ein Absetzen des Faulschlammes verhindert werden und die Entwässerungsmaschinen (drei Zentrifugen) werden mit möglichst konstanten TR-Gehalten im Zulauf beschickt. Dies ermöglicht einen optimalen Betrieb der Zentrifugen mit geringerem Polymerverbrauch und höheren Entwässerungsgraden.

Der entwässerte Schlamm wird in Silos gefördert und von dort auf die Sattelzüge verladen. Die Entsorgung erfolgt über die Mitverbrennung in Braunkohlekraftwerken. Die Zentrante der Schlammmentwässerung werden in einer separaten Prozesswasserbehandlungsanlage mittels Deammonifikation behandelt und anschließend dem Hauptstrom der Kläranlage zugeführt.

In Abbildung 12 ist der Gasweg des Großklärwerkes dargestellt. Das im Faulbehälter anfallende Klärgas wird in den Gasspeichern zwischengespeichert und dann dem Blockheizkraftwerk zugeführt. Das BHKW versorgt die Kläranlage mit bis zu 100% mit elektrischem Strom, und bei der Wärmeversorgung wird der Kläranlagenbedarf deutlich überschritten. Daher wird ein großer Anteil der Wärme mittels einer Wärmetauscherstation über eine Fernwärmeleitung an bis zu 1.700 Wohnungen und 100 Einfamilienhäuser abgegeben.



**Abbildung 12: Faulgasschiene und Verwertung**

### 3.2.2 Untersuchungsparameter für die großtechnischen Untersuchungen

Zur Bilanzierung der Umsatz- und Abbauraten der anaeroben Schlammbehandlung wurden nachfolgende Parameter für die Dauer des Betrachtungszeitraumes erhoben:

- Parameter zur Erfassung der Betriebszustände der Faulbehälter: Temperatur, pH-Wert,  $\text{oTR}$ , TR, GV, hydraulische Verweilzeit, Schlammvolumenströme, Gasvolumenströme,  $\text{CH}_4$ -Gehalt im Klärgas
- Parameter zur Erfassung der Betriebszustände der Schlammmentwässerungsanlage:  $\text{oTR}$ , TR, GV, Schlammvolumenströme, Polymerverbrauch
- Zu analysierende chemische Parameter: CSB,  $\text{NH}_4\text{-N}$  und  $\text{P}_{\text{ges}}$  im Zulauf der Faulbehälter und Ablauf der Faulbehälter

Die Bilanzierung der Stoffströme erfolgte frachtbezogen und anhand spezifischer Kenngrößen.

Die Entwässerungsversuche wurden mittels der vorhandenen Zentrifugenanlage durchgeführt. Dabei wurde der zu entwässernde Faulschlamm des untersuchten Faulbehälters gezielt in einen freien Nacheindicker gegeben. In der Regel wird der Betrieb von zwei der vier Nacheindicker angestrebt. Während ein Nacheindicker gefüllt wird, kann aus dem anderen der Faulschlamm abgezogen und zu den Zentrifugen geleitet werden.

Die zwei freien und leeren Nacheindicker wurden für die Entwässerungsversuche genutzt. Der zu untersuchende Faulbehälter gab zunächst noch den Faulschlamm zu den aktiven Eindickern für das Befüllen ab, bis der Faulschlamm das gesamte Rohrleitungsnetz gefüllt hatte und kein Schlamm aus den vorher abgezogenen Faulbehältern mehr enthalten war. Dann erfolgte der Abzug des Faulbehälters mit Füllung eines der leeren Nacheindicker. Nachfolgend wurde der Entwässerungsversuch gestartet und der Nacheindicker entleert. Erst wenn die Rohrleitung zur Zentrifuge mit dem zu untersuchenden Schlamm gefüllt war und die Zentrifuge schon ca. 1 Stunde mit dem Faulschlamm beschickt wurde, begann der eigentliche Entwässerungsversuch.

Für die Parameter Polymehrverbrauch und Drehmomenteinstellung der Zentrifuge wurden die optimalen Einstellungen gefunden und möglichst konstant gehalten. Wurde die richtige Einstellung gefunden, so können frühestens nach einer halben Stunde die Proben für den Entwässerungsversuch genommen werden. Dabei werden der TS-Gehalt im Zulauf zur Zentrifuge und im Zentratwasser sowie der TR-Gehalt des entwässerten Faulschlammes analysiert. Damit sichergestellt werden kann, dass keine Vermischung der Schlämme erfolgt, ist diese zuvor beschriebene zeitintensive Vorbereitung erforderlich. So können für einen Faulbehälter in der Regel maximal 3-4 Versuche am Tag gefahren werden, wenn noch danach ein zweiter Faulbehälter untersucht werden soll.

Damit die Entwässerungsversuche vergleichbar sind, wurde in der Regel an einem Tag der Referenzfaulbehälter und der Vergleichsfaulbehälter aus der Reihenverschaltung untersucht. Ansonsten erfolgte der Entwässerungsversuch der beiden Faulbehälter an zwei aufeinanderfolgenden Tagen.

### 3.2.3 Versuchsphase 1: Parallelbetrieb

Wie in der Abbildung 13 dargestellt, wurden in der Versuchsphase 1 vom 01.01.2017 bis zum 18.07.2017 die 5 Faulbehälter parallel betrieben. Dabei wurden die Co-Substrate nur dem Faulbehälter 3 zugeführt.

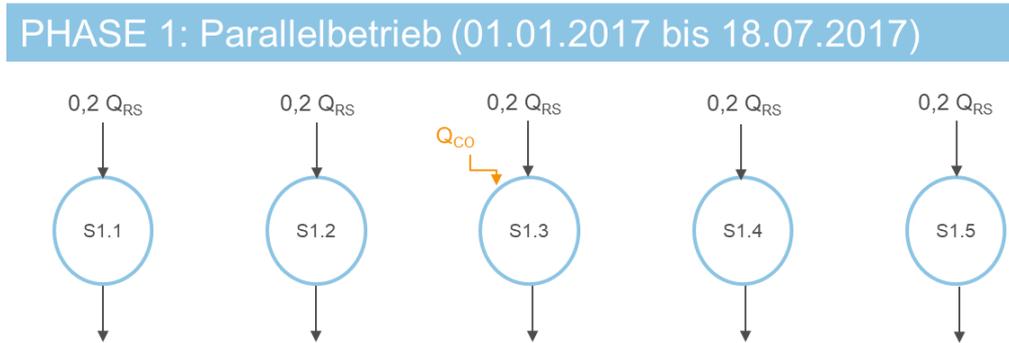


Abbildung 13: V1 - Beschickung der Reaktoren bei Parallelbetrieb

Die Beschickung der Faulbehälter erfolgte mit einem mittleren TR-Gehalt von 4,76 %. Nach einer Aufenthaltszeit von 30 bis 33 Tagen wurden im Ablauf der Faulbehälter ein mittlerer TR-Gehalt von 2,48 bis 2,79 % und ein mittlerer oTR-Gehalt von 1,53 bis 1,69 % erzielt. In der Abbildung 20 ist der zeitliche Verlauf des TR-Gehaltes dargestellt. Der TR-Frachtabbau lag in dieser Phase zwischen 45,1 und 48,9 % und der oTR-Frachtabbau zwischen 52,6 und 58,8 %. Auffällig ist dabei, dass in den Faulbehältern S1.4 und S1.5 auch eine Reduzierung des anorganischen TR (Glührückstand, GR) zu verzeichnen ist (Abbildung 14). Eine mögliche Erklärung hierfür könnte in einer Verschiebung des Kalk-Kohlensäure-Gleichgewichtes mit einem Rücklösen anorganischer Schlammbestandteile bestehen.

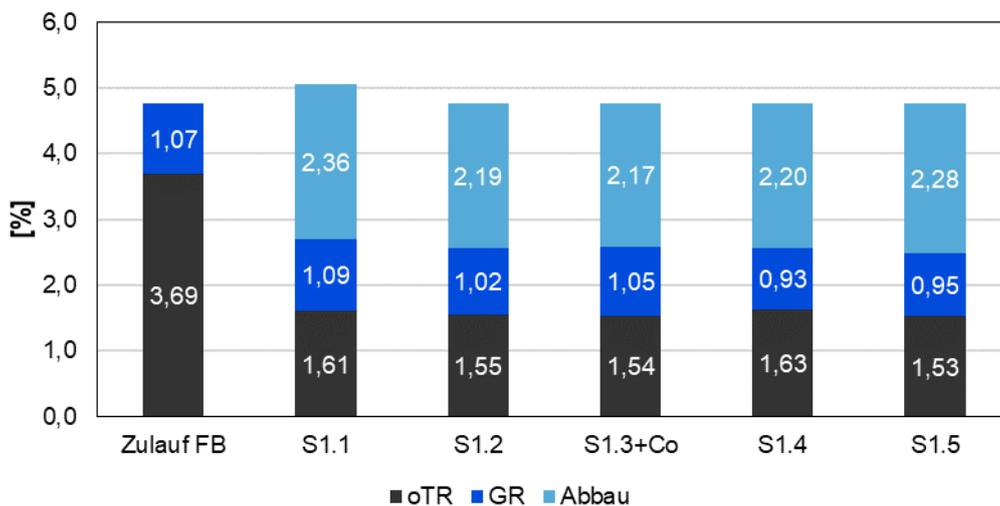


Abbildung 14: V1 – Anteile am TR-Abbau

Der mittlere oTR-Frachtabbaugrad von 56,6 % liegt über dem Vergleichswert von 48 % aus Tabelle 10 des DWA-M 368 (DWA 2014). Auch der mittlere Gasertrag von 545 L<sub>N</sub>/kg oTR<sub>zu</sub> übertrifft den Vergleichswert von 440 L<sub>N</sub>/kg oTR<sub>zu</sub>. Dies ist damit begründet, dass die Aufenthaltszeit in der Faulung mit 30 Tagen deutlich höher ist und die biologische Abwasserreinigung mittels A-B-Verfahren einen weiteren Einfluss hat. Der Anteil der oTR-Fracht zur Faulung betrug für den Primär-/Überschussschlamm aus der A-Stufe in dieser Versuchsphase 60%. Außerdem wirkte sich in der B-Stufe das geringe Schlammalter aus. Der spezifische Gasertrag erhöht sich durch die Zugabe der Co-Substrate um 20 %.

Die organischen Säuren lagen bei allen Faulbehälter in einem unauffälligen Bereich und erreichten im Faulbehälter 3 mit der Zugabe der Co-Substrate den höchsten Mittelwert von 302 mg/L. Zur Bestimmung der Abbaugrade wurden die Konzentrationen und die Frachten des Rohschlammes und des ausgefaulten Schlammes der Faulbehälter herangezogen.

Abbildung 19 zeigt die CSB-Bilanz für jeden Faulbehälter. Die CSB-Zulauffracht ist der CSB-Ablauftracht und dem CSB äquivalent der Gasproduktion gegenübergestellt. Für die Berechnung wurde ein mittlerer CH<sub>4</sub>-Gehalt von 59 % über dem gesamten Versuchszeitraum angesetzt. Die Umrechnung von CH<sub>4</sub> zu CSB erfolgte über die Molgewichte. Hiermit ergibt sich 1 g CSB aus 0,35 Nm<sup>3</sup> Gas mit 100 % CH<sub>4</sub>-Anteil. Für die zugeführten Co-Substrate wurden die Co-Substratmengen und eine mittlere CSB-Konzentration von 70 kg/m<sup>3</sup> berücksichtigt. Die Abweichung in der CSB-Bilanz liegt über alle Faulbehälter bei 9 %. Unter Berücksichtigung der relativ geringen Anzahl von 29 CSB-Messungen kann von einer guten Qualität der Gasmessungen ausgegangen werden.

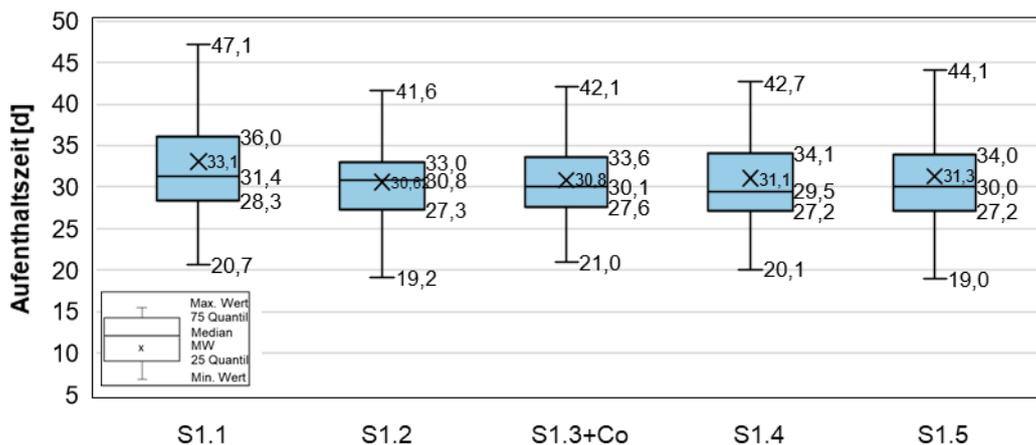


Abbildung 15: V1 - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

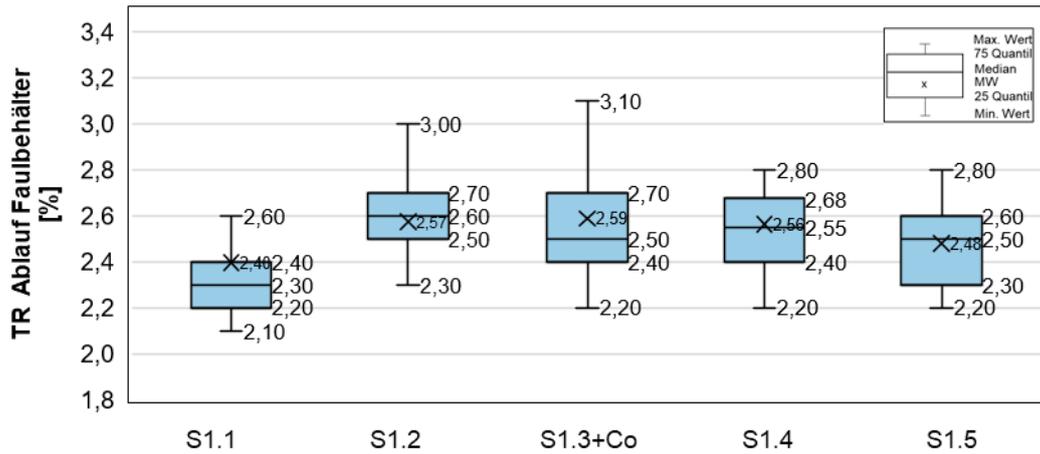


Abbildung 16: V1 - TR im Ablauf Faulbehälter

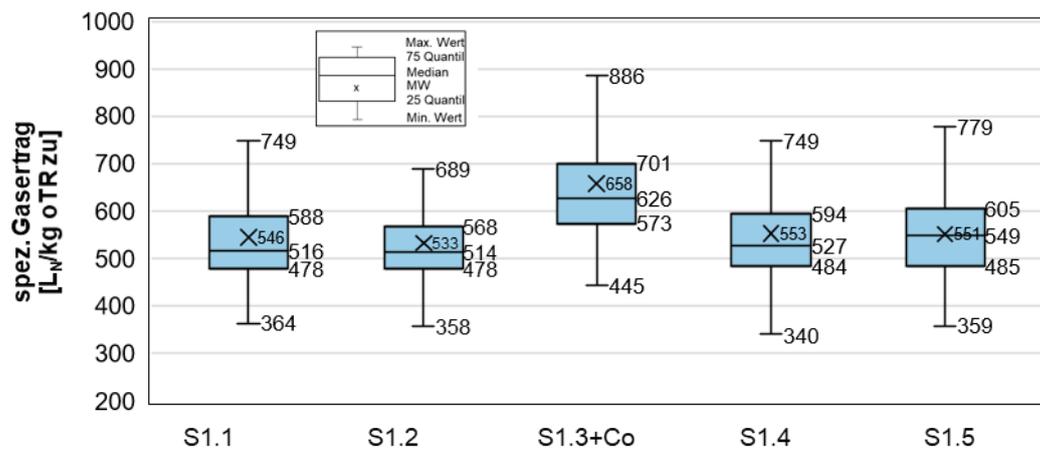


Abbildung 17: V1 - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt

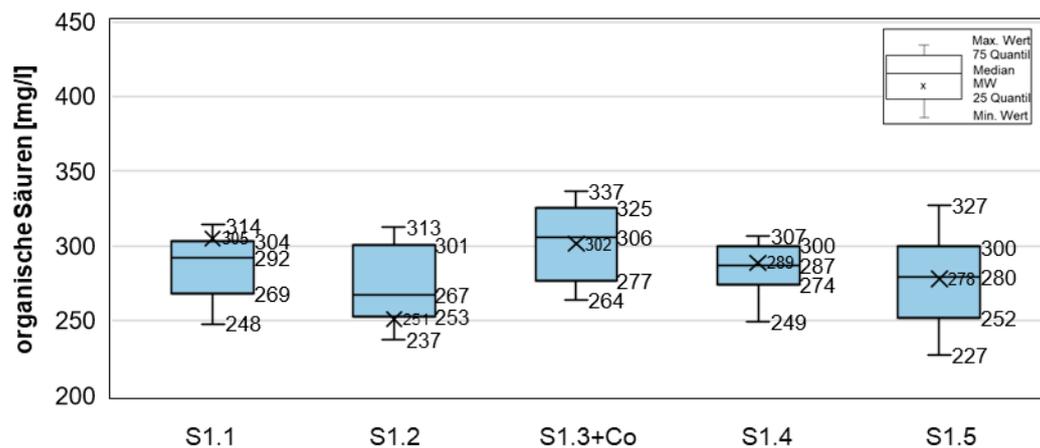


Abbildung 18: V1 - Organische Säuren im Faulbehälter

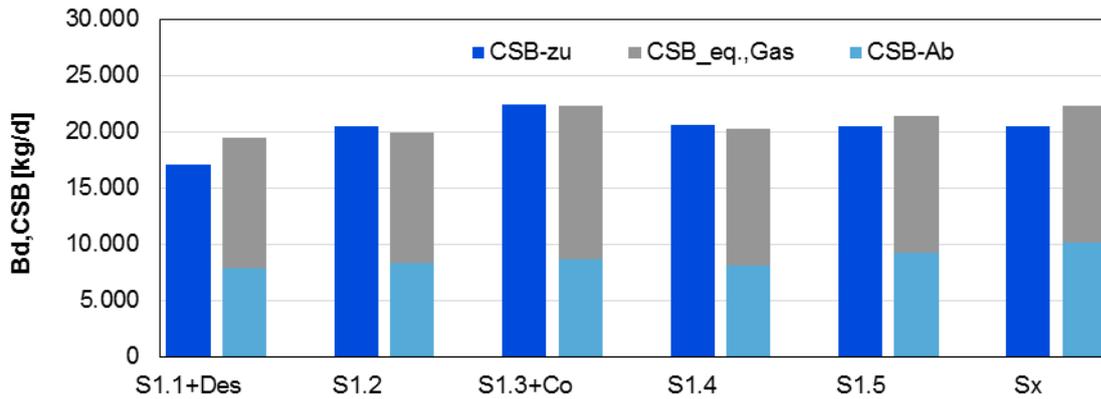


Abbildung 19: V1 - CSB-Bilanz

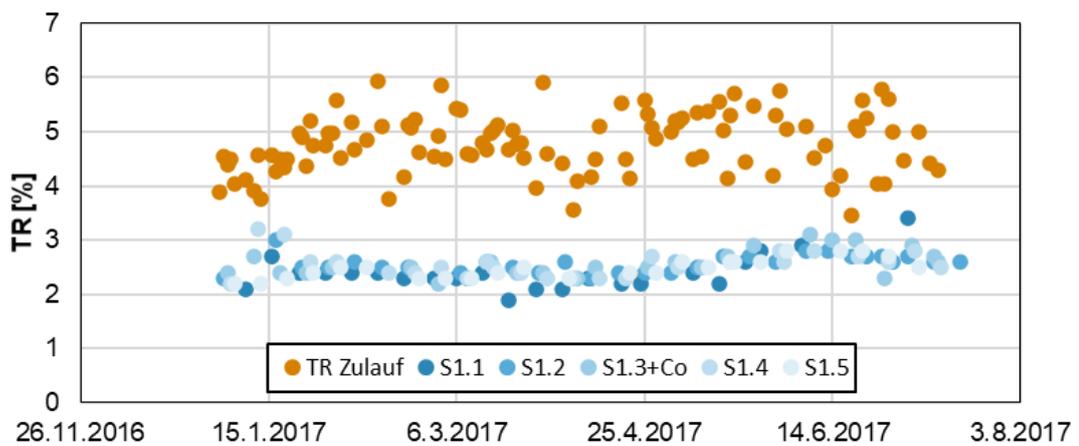
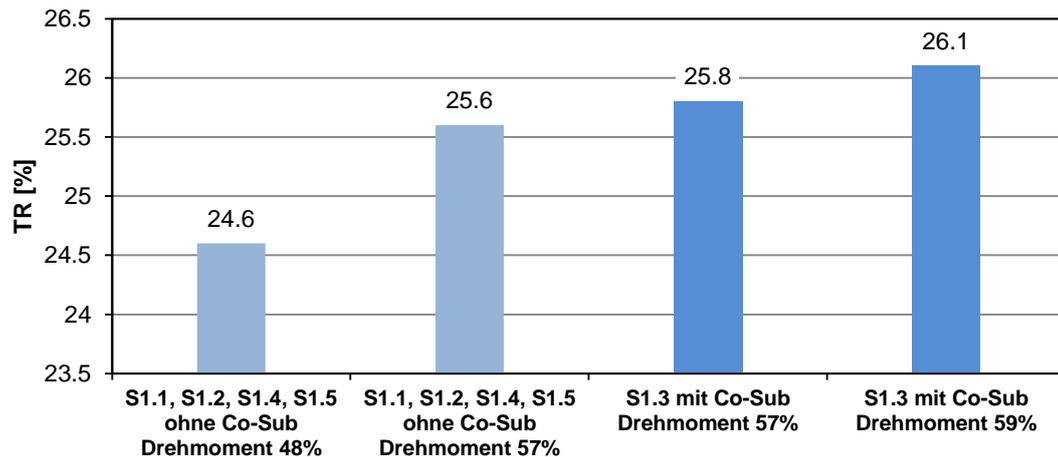


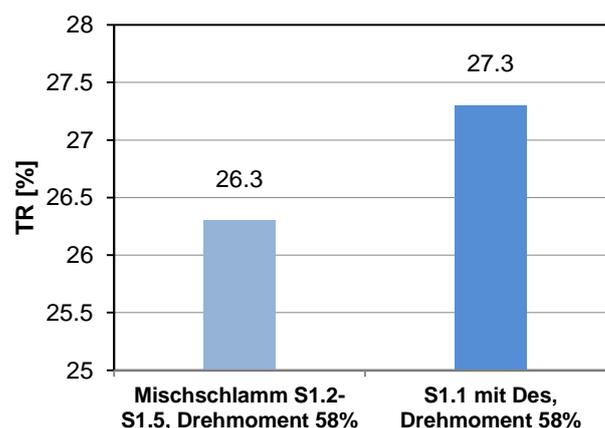
Abbildung 20: V1 - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter

In der Literatur wird oft darauf hingewiesen, dass eine verstärkte Co-Substratzugabe sich negativ auf die Entwässerungsleistung auswirkt. Die Co-Substratzugabe betrug in 2017 ca. 9.568 t und entsprach einem Anteil von ca. 1,5 Massenprozent der gesamten zugeführten Rohschlammmenge. Da die Co-Substrate nur in einen Faulbehälter zugeführt wurden, entsprach der Anteil für diesen Behälter 7,5 %. In einem Entwässerungsversuch am 01.06.2017 wurde der Einfluss der Co-Substrate überprüft. Die Ergebnisse aus Abbildung 21 zeigen, dass bei der zugeführten Menge an Co-Substraten von 7,5 % noch keine Verschlechterung der Entwässerungsleistung festgestellt werden konnte. Bei gleichen Einstellungen der Zentrifuge (Drehmoment 57 %, gleiche Polymermenge) war der Entwässerungsgrad nahezu gleich. Die Ergebnisse konnten bei weiteren Entwässerungsversuchen bestätigt werden.



**Abbildung 21: V1 - Entwässerungsversuch am 01.06.2017: Vergleich Mischschlamm aus S1.1, S1.2, S1.4, S1.5 ohne Co-Substrate und S1.3 mit Co-Substraten**

Eine ausführliche Auswertung der Desintegration mittels Pondus-Verfahren war aufgrund betrieblicher Probleme mit den Wärmetauschern und der Natronlaugedosierpumpe nicht möglich. Der Betrieb der Desintegrationsanlage musste immer wieder eingestellt werden. Bei einem Entwässerungsversuch am 14.06.2017 konnte eine Verbesserung des Entwässerungsgrades um maximal 1-Prozentpunkt TR erzielt werden (Abbildung 22). Da hier nur eine Messung vorliegt, kann eine gesicherte Aussage nicht vorgenommen werden. In Laboruntersuchungen konnte eine deutliche Verbesserung der Entwässerungsleistung durch das Pondus-Verfahren nachgewiesen werden.



**Abbildung 22: V1 - Entwässerungsversuch 14.06.2017**

### 3.2.4 Versuchsphase 2a: kombinierter Reihenbetrieb mit Desintegration

In der Versuchsphase 2a wurde ein dreistufiger Reihenbetrieb untersucht. Dabei wurde die erste Stufe mit den Faulbehälter S1.1 und S1.2 parallel betrieben und danach folgten die 2. und 3. Stufe (Abbildung 23). Durch die parallele erste Stufe sollte verhindert werden, dass die erste Stufe überlastet wird und es zum Schäumen des Faulbehälters kommt bzw. die organischen Säuren ansteigen. Während der Versuchsphase wurde zusätzlich der Überschusschlamm der zweiten biologischen Stufe mittels Desintegration behandelt und danach der Faulung zugeführt.

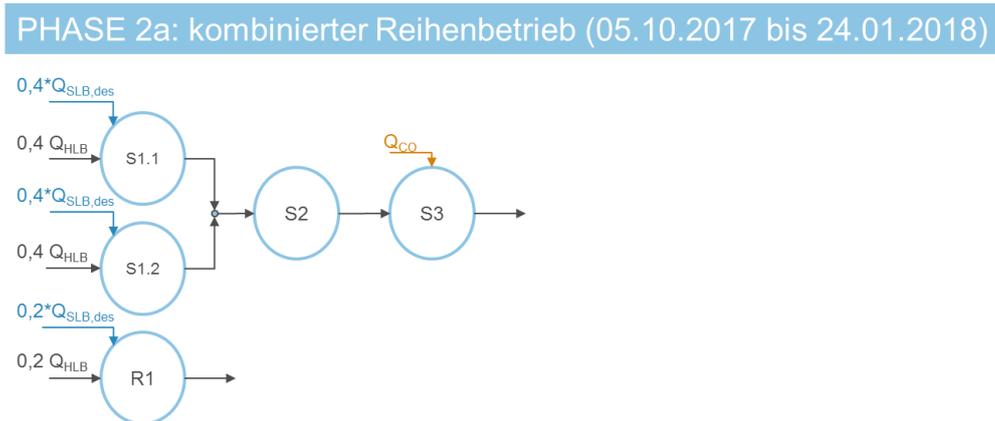
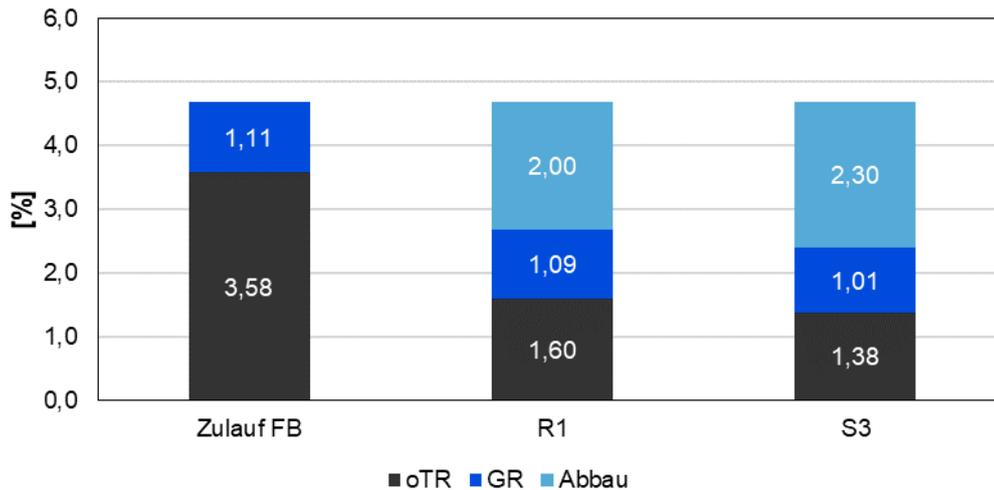


Abbildung 23: V2a - Kombiniertes Reihenbetrieb (2 x 1. Stufe parallel, 2. und 3. Stufe in Reihe)

Die erste parallele Stufe wurde mit einer Aufenthaltszeit von 17 bzw. 18 Tagen betrieben. In der 2. und 3. Stufe betrug die Aufenthaltszeit jeweils 8,5 Tage. Daraus resultierte eine gesamte Aufenthaltszeit von 35 Tagen für die dreistufige Reihe. Für den einstufigen Referenzfaulbehälter ergab sich eine Aufenthaltszeit von 30 Tagen (Abbildung 25).

Aus Abbildung 26 und Abbildung 30 ist ersichtlich, dass sich im Ablauf der letzten Stufe S3 der Reihenverschaltung sich gegenüber des Referenzfaulbehälters ein deutlich geringerer TR-Gehalt eingestellt hat. Die Faulbehälter wurden mit einem mittleren TR von 4,69 % und einem oTR von 3,58 % im Rohschlamm beschickt. Im Mittel betrug der TR-Gehalt in der dritten Stufe nur 2,39 % und im Referenzbehälter 2,69 %. Der oTR-Gehalt betrug im Reihenbetrieb nur noch 1,38 % statt 1,60 % in der Referenz. In der frachtbezogenen Auswertung ergab sich eine Steigerung von 14,4 % für den TR-Frachtabbau und von 10,2 % für den oTR-Frachtabbau.

Wie auch bereits im Parallelbetrieb der Phase V1 festgestellt, ist ein Abbau des anorganischen TR, insbesondere in der dritten Stufe, zu verzeichnen (siehe Abbildung 24).



**Abbildung 24: V2a – Anteile am TR-Abbau**

Der bessere Abbau zeigte sich auch in den CSB-Konzentrationen. Während die Reihenverschaltung eine Konzentration im Mittel von 20.815 mg/L CSB aufwies, konnte im einstufigen Betrieb nur eine Konzentration von 23.500 mg/L CSB erreicht werden. Die Reihenverschaltung erzielte einen verbesserten CSB-Frachtabbau von 13,4 %. Dies entspricht einer Reduzierung der CSB-Fracht von 6.853 kg CSB/d

In Abbildung 27 ist der spezifische Gasertrag der Reihenverschaltung dem Referenzreaktor gegenübergestellt. Hierbei wurden für die Berechnung des spezifischen Gasertrags die oTR-Zulaufmengen zur ersten Stufe und die gesamte Gasproduktion der Reihe berücksichtigt. In der ersten Stufe wird mit 520 L<sub>N</sub>/kg oTR<sub>zu</sub> 84 % der gesamten Gasproduktion erzeugt. Der mittlere spezifische Gasertrag für die dreistufige Reihe (S 3) lag mit 617 L<sub>N</sub>/kg oTR<sub>zu</sub> um 6 % über dem Referenzwert von 582 L<sub>N</sub>/kg oTR<sub>zu</sub>. Dabei ist zu berücksichtigen, dass in der dritten Stufe auch die Co-Substrate zugeführt wurden und die gesamte Gasmenge der Reihenverschaltung einschließlich dem Anteil aus den Co-Substraten nur auf die zugeführte oTR-Fracht aus dem Rohschlamm bezogen wurde. Unter Berücksichtigung der Ergebnisse aus der Phase 1 liegt die Verbesserung des Gasertrags nur in einer Höhe von 1-3 %.

Wie in Abbildung 28 ersichtlich, liegen die organischen Säuren in einem üblichen Bereich zwischen 200 und 400 mg/L. Aufgrund der weiterhin sehr hohen Aufenthaltszeit in der ersten Stufe von 17 d kommt es nur zu einem leichten Anstieg der organischen Säuren im Vergleich zum Referenzreaktor.

Die CSB-Bilanz in Abbildung 36 zeigt den hohen CSB-Abbau in den beiden parallel betriebenen Stufen S 1.1 und S 1.2 und nur einen geringen Abbau in den Stufen S 2 und S 3. Die CSB-Bilanz weist insbesondere in der 1. Stufe eine starke Abweichung auf. Dies kann zum einen auf die höhere Gasmenge und hiermit verbundenen Problemen bei der Gasmengenmessung

oder auf einen geringeren CH<sub>4</sub>-Gehalt bei den höher belasteten Stufen zurückgeführt werden. Aber auch der Referenzreaktor weist für diesen Zeitraum eine höhere Abweichung auf.

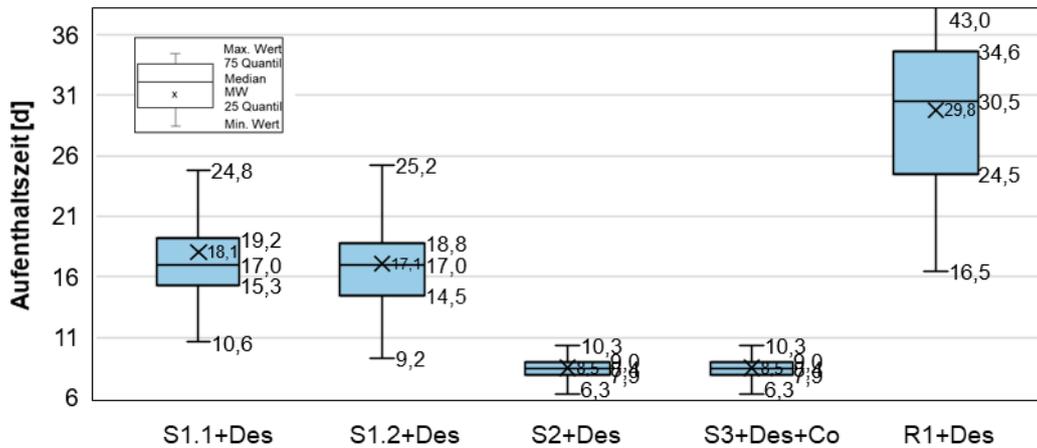


Abbildung 25: V2a - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

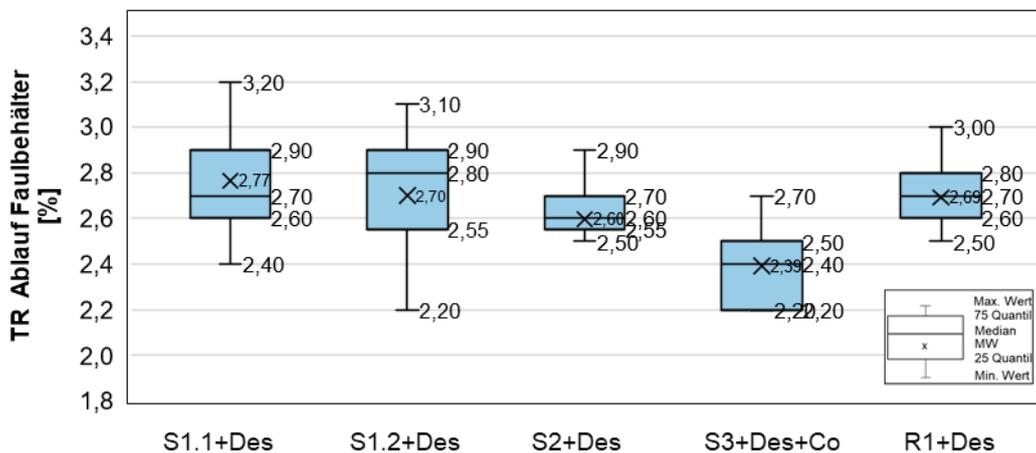


Abbildung 26: V2a - TR im Ablauf Faulbehälter

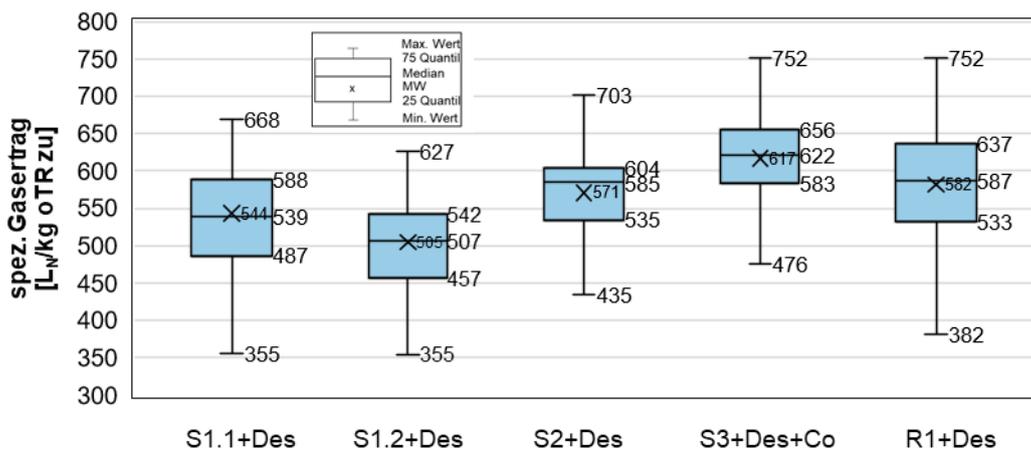


Abbildung 27: V2a - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe über die gesamte Reihe

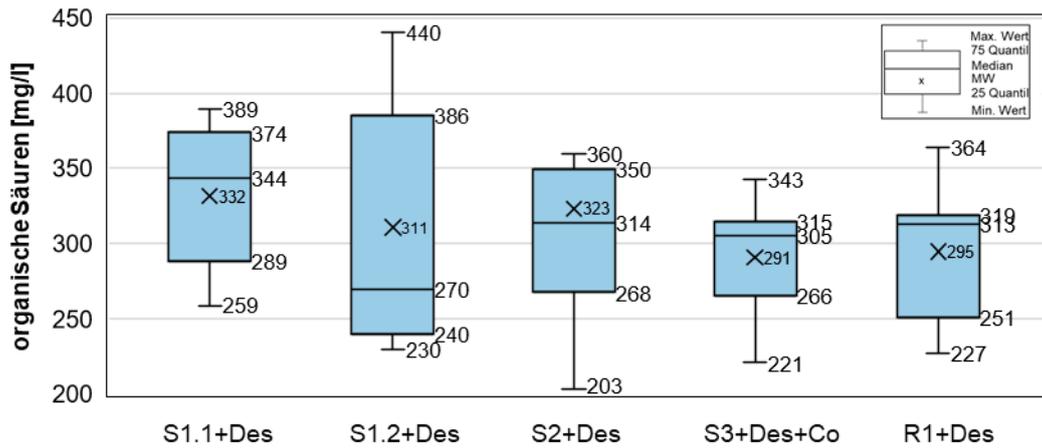


Abbildung 28: V2a - Organische Säuren im Faulbehälter

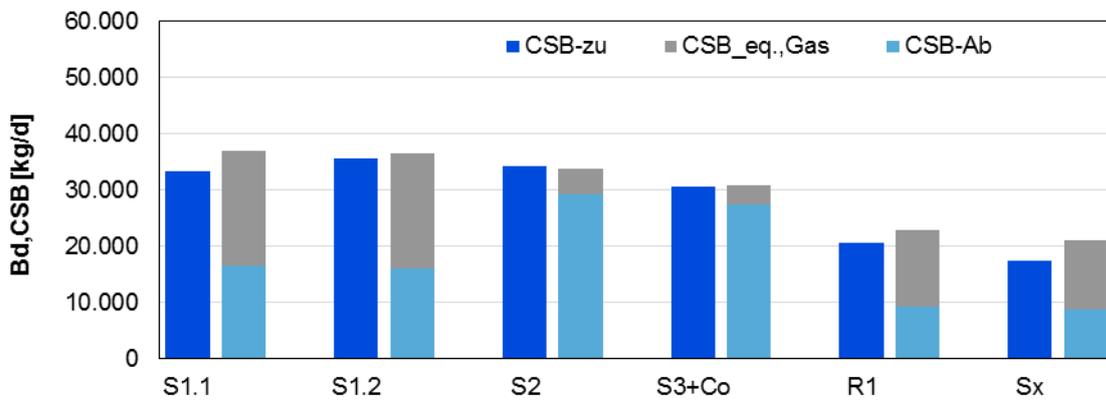


Abbildung 29: V2a - CSB-Bilanz

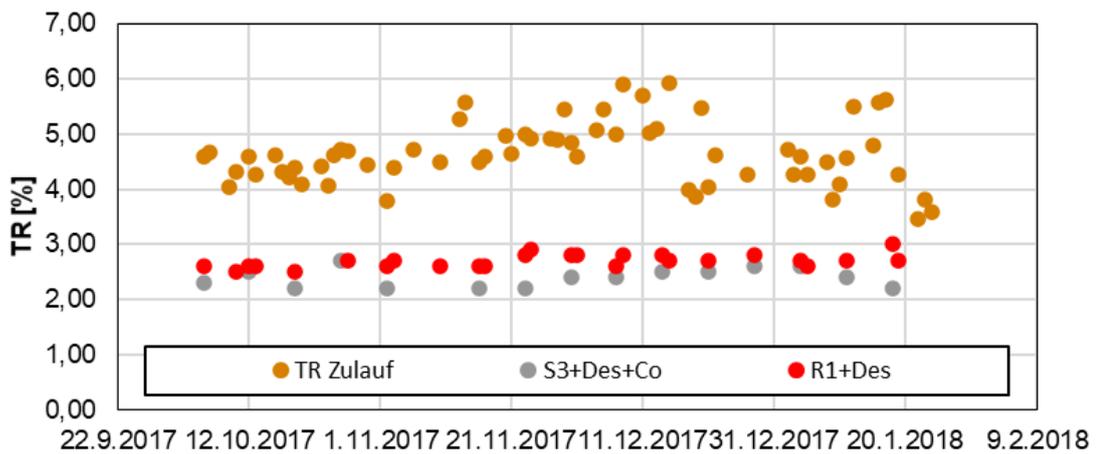
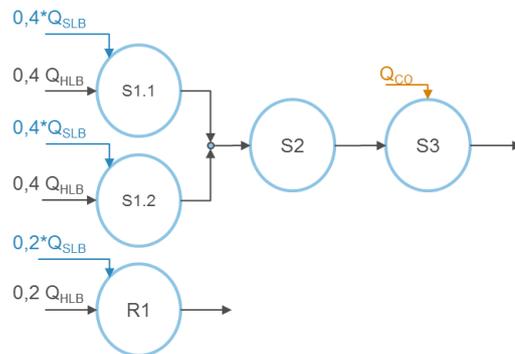


Abbildung 30: V2a - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter

### 3.2.5 Versuchsphase 2b: kombinierter Reihenbetrieb ohne Desintegration

Versuchsphase 2b (Abbildung 31) entspricht von der Verschaltung der Faulbehälter der Phase 2a, jedoch kam in dieser Phase die Desintegration aufgrund von Betriebsstörungen nicht zum Einsatz.

#### PHASE 2b: kombinierter Reihenbetrieb (24.02.2018 bis 01.05.2018)



**Abbildung 31: V2b - Kombiniertes Reihenbetrieb (2x 1. Stufe parallel, 2. und 3. Stufe in Reihe ohne Desintegration)**

Die Gesamtaufenthaltszeit in der Reihe betrug durchschnittlich 26,6 Tage. Dabei waren es in der ersten Stufe 13,1 bzw. 13,8 Tage sowie in der 2. Stufe und 3. Stufe jeweils 6,6 Tage. Im Vergleich dazu ergab sich im Referenzfaulbehälter eine Aufenthaltszeit von 25,2 Tage. Die Faulbehälter wurden mit einem mittleren TR-Gehalt von 4,26 % und einem oTR-Gehalt von 3,22 % beschickt.

Die Auswertung der in Abbildung 33 und Abbildung 37 dargestellten TR-Gehalte bestätigt die bessere Abbauleistung der Reihenverschaltung. Die TR-Gehalte der Reihenverschaltung konnten um 9 % und die oTR-Gehalte um 11,5 % reduziert werden. Dabei konnte der TR-Frachtabbau um 16,6 % und der oTR-Frachtabbau um 12 % verbessert werden.

Abbildung 34 zeigt den spezifischen Gasertrag je  $oTR_{zu}$ . Dieser erhöhte sich in der Reihenverschaltung um 6 % gegenüber dem Referenzfaulbehälter. Die CSB-Konzentrationen lagen im letzten Faulbehälter der Reihe um 8 % niedriger als im Referenzbehälter.

Die organischen Säuren als auch die CSB-Bilanz zeigen vergleichbare Ergebnisse zu Phase 2a.

Die Phase 2a mit Desintegration weist im Vergleich zur Phase 2b eine um 9 % höhere spezifische Gasproduktion auf. Die höhere spezifische Gasproduktion in der Phase 2a kann jedoch auch auf die höhere hydraulische Aufenthaltszeit von 35 d zurückgeführt werden.

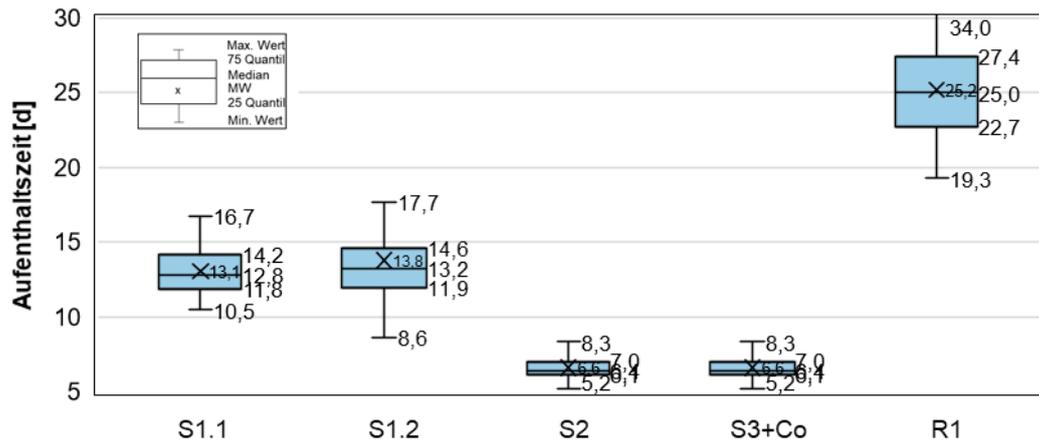


Abbildung 32: V2b - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

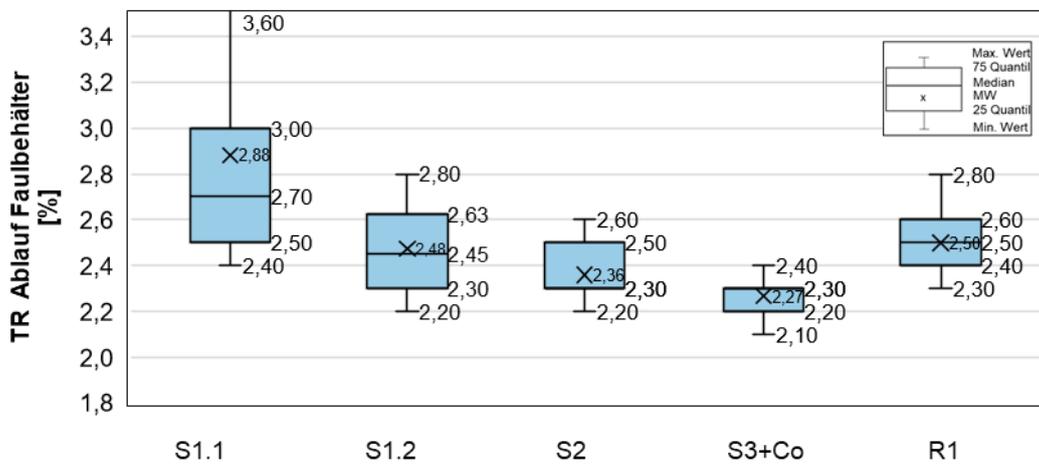


Abbildung 33: V2b - TR im Ablauf Faulbehälter

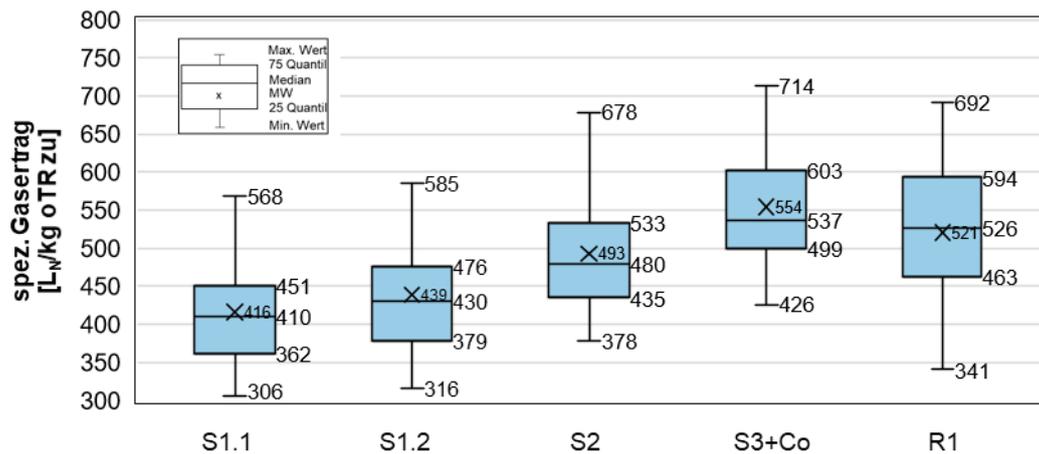


Abbildung 34: V2b - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe

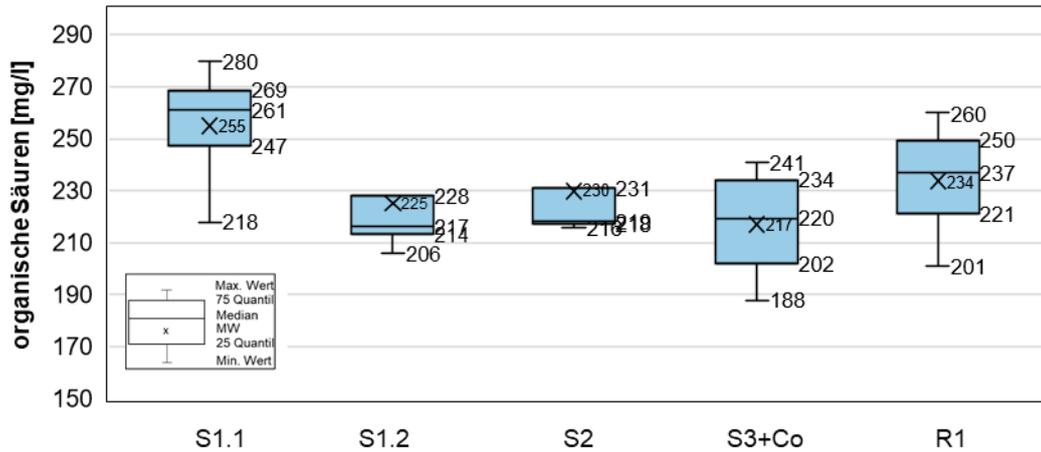


Abbildung 35: V2b - Organische Säuren im Faulbehälter

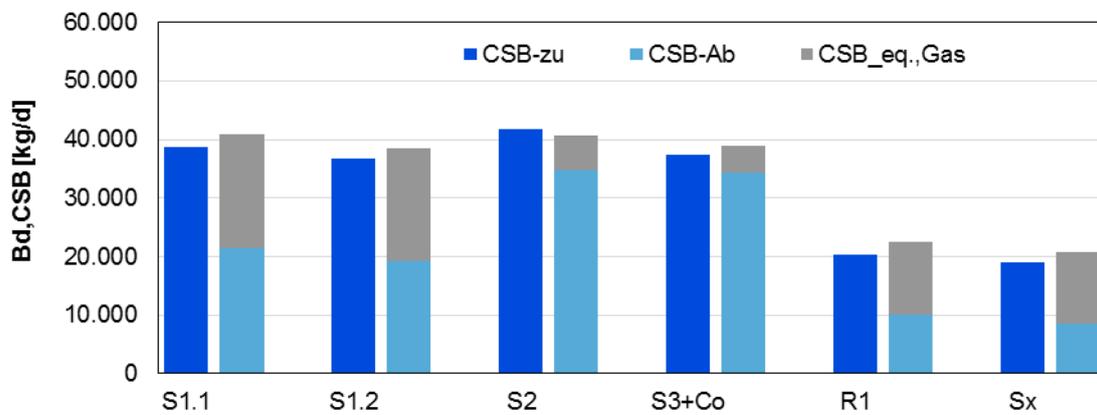


Abbildung 36: V2b - CSB-Bilanz

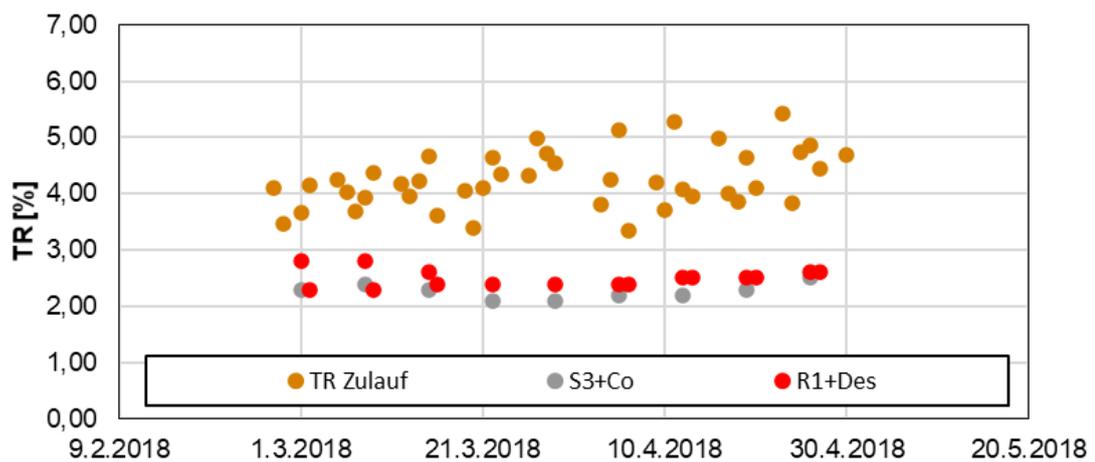


Abbildung 37: V2b - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter für Reihen und Parallelbetrieb

n Abbildung 38 und Abbildung 40 sind beispielhaft für die Versuchsphase 2 Ergebnisse der Entwässerungsversuche für den Faulschlamm vom Referenzreaktor und der dreistufigen Reihe gegenübergestellt.

Die Entwässerungsversuche vom 19.4.2018 (Abbildung 38) zeigen, dass bei gleicher Zentrifugeneinstellung der Faulschlamm aus dem Referenzfaulbehälter nur kurzzeitig mit diesen Einstellungen entwässert werden kann, da die Zentratqualität, wie in Abbildung 39 dargestellt, sich deutlich verschlechtert. Für einen stabilen Betrieb musste das Drehmoment der Zentrifuge reduziert werden. Dadurch reduzierte sich der Entwässerungsgrad um bis 2%-Punkte TR von 29% auf 27% TR. Man konnte die Entwässerungsleistung für den Faulschlamm des Referenzbehälters etwas verbessern, in dem der Polymerverbrauch von 8,5 kg WS/t TR auf 9,5 kg WS/t TR erhöht wurde. Der Abscheidegrad (Abbildung 39, rechter Imhoff-Trichter) konnte zwar verbessert werden, jedoch erreichte er nicht die gute Abscheideleistung aus dem Reihenbetrieb.

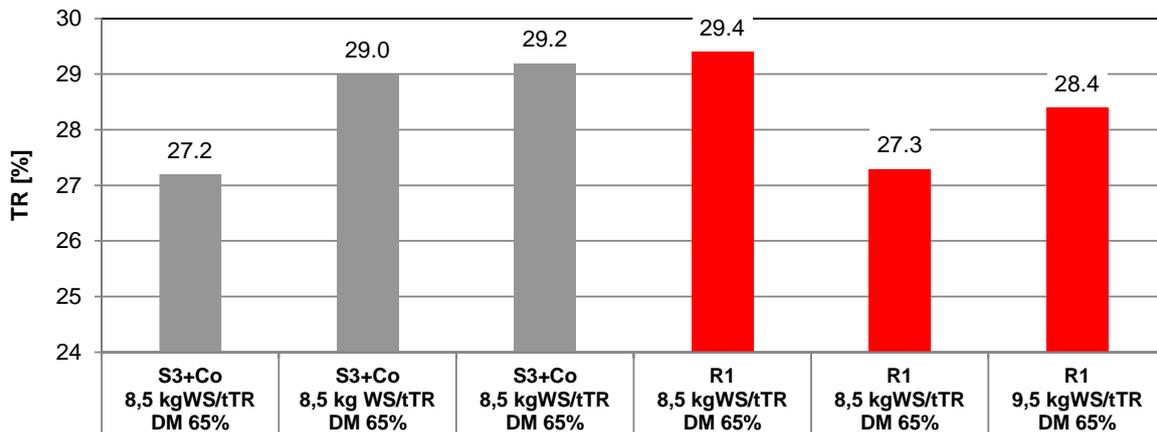


Abbildung 38: V2b - Entwässerungsversuch 19.04.2018

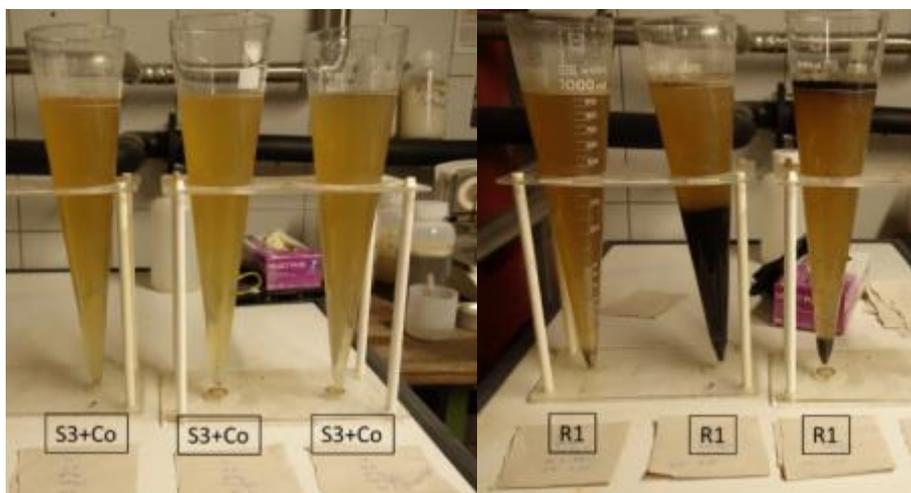


Abbildung 39: V2b - Zentratqualität des Entwässerungsversuches am 19.04.2018

Auch die Ergebnisse des Entwässerungsversuches vom 25.04.2018 (Abbildung 40) bestätigen die vorherige Aussage. Zunächst konnte für den Referenzbehälter noch gute Entwässerungsleistungen erzielt werden. Nur ließ sich diese Einstellung mit dem hohen Drehmoment nicht dauerhaft betreiben, da sich die Zentratqualität verschlechterte und das Drehmoment bis auf 59 % verringert werden musste. Der Entwässerungsgrad reduzierte sich um 1-Prozentpunkt auf 27 % TR.

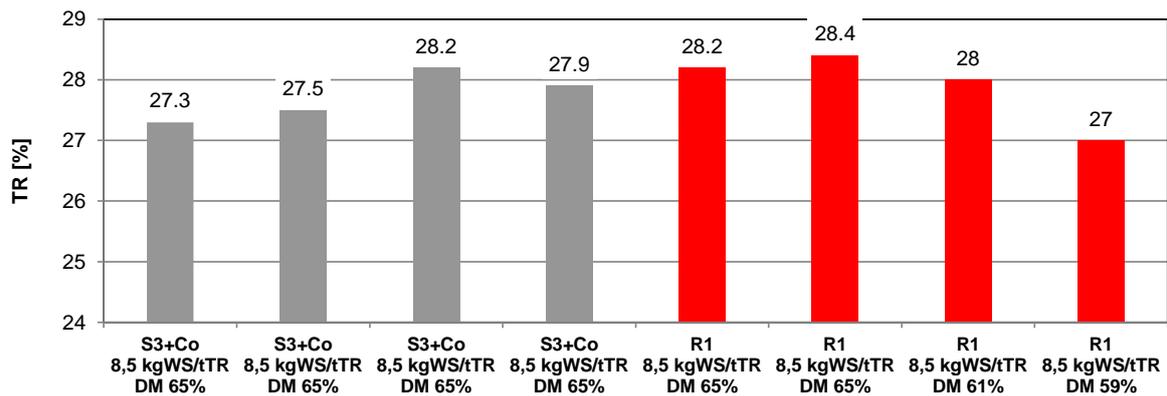
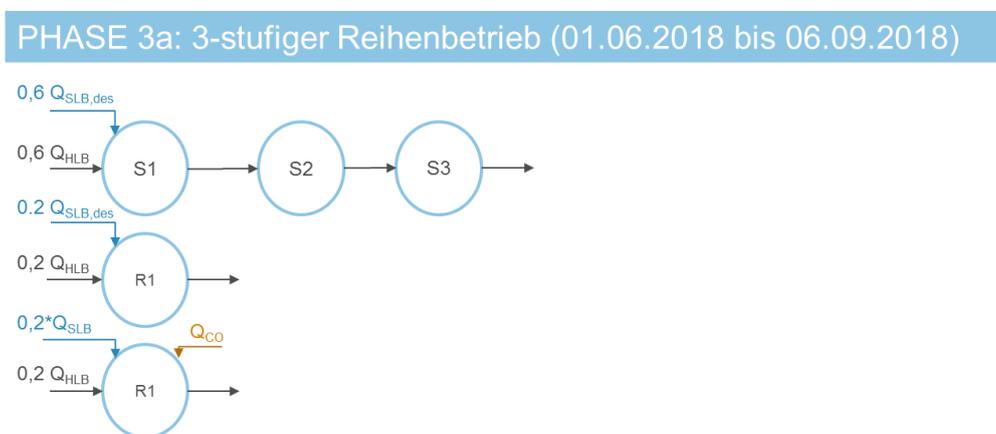


Abbildung 40: V2b - Entwässerungsversuche am 25.04.2018

### 3.2.6 Versuchsphase 3a: 3 stufiger Reihenbetrieb mit teilweiser Desintegration

Für die Versuchsphase 3a (Abbildung 41) wurde die Verschaltung der Phase 2 modifiziert. Die erste Stufe wird nun nicht mehr mit zwei parallelen Faulbehältern betrieben, sondern nur mit einem Faulbehälter. Vorteilhaft ist bei dieser Verschaltung, dass die Co-Substrate nun nicht mehr der Reihe zugeführt werden, sondern ein eigener Faulbehälter zu Verfügung steht. So kann der einstufige Betrieb ohne die Zugabe von Co-Substraten mit dem Reihenbetrieb verglichen werden. Zusätzlich kann die Zugabe der Co-Substrate im einstufigen Betrieb bewertet werden. In der Phase 3a konnte die Desintegration teilweise betrieben werden. Undichtigkeiten an der Dosierpumpe für die Natronlauge zwangen immer wieder zum Abschalten der Pumpe. In dieser Zeit erfolgte keine Natronlaugendosierung, sondern nur eine Aufheizung des Überschussschlammes.



**Abbildung 41: V3a - dreistufiger Reihenbetrieb mit Desintegration**

Die beiden Referenzfaulbehälter sowie der dreistufige Reihenbetrieb erreichten eine vergleichbare mittlere Aufenthaltszeit von 29,1 bzw. 29,4 und für die Reihe von 31,5 d. Die erste Stufe der Reihenverschaltung konnte bei einer Aufenthaltszeit von 10,5 d stabil betrieben werden. Die höhere Raumbelastung führte zu keiner Überlastung des Faulbehälters. Dies belegen auch die Messungen der organischen Säuren in Abbildung 45.

Die nachfolgenden Abbildungen zeigen deutlich den Vorteil der dreistufigen Reihe im Vergleich zur einstufigen Referenz. Der TR-Gehalt im Ablauf der dritten Stufe reduzierte sich im Mittel um 12,8 % und der oTR-Gehalt um 16,7 %. Der TR-Frachtabbau konnte um 21,9 % und der oTR-Frachtabbau um 21,6 % gesteigert werden. Dies korrespondiert mit dem höheren CSB-Abbau von 28 %. Die Steigerung des Gasertrages erreichte nicht so hohe Werte wie der Frachtabbau oder CSB-Abbau. Es konnte eine Erhöhung um 6,3 % verzeichnet werden.

Der Anteil der Co-Substrate, die nur in den zweiten Referenzfaulbehälter zugegeben wurden, betrug zwischen 7,1 bis 10,5 % der Rohschlammmenge für diesen Faulbehälter. Im Vergleich

zum Referenzbehälter ohne Co-Substrate erhöhte sich die spezifische Gasproduktion um 20 %.

Die CSB-Bilanz in Abbildung 46 weist hohe Umsatzraten in der hochbelasteten ersten Stufe auf und nur einen geringen Abbau in den Stufen S 2 und S 3. Bezogen auf den spezifischen Gasertrag erfolgt 84 % des Gesamtumsatzes der Reihe im ersten Reaktor. Auch in der Versuchsphase 3 weist die CSB-Bilanz in der 1. Stufe eine starke Abweichung auf.

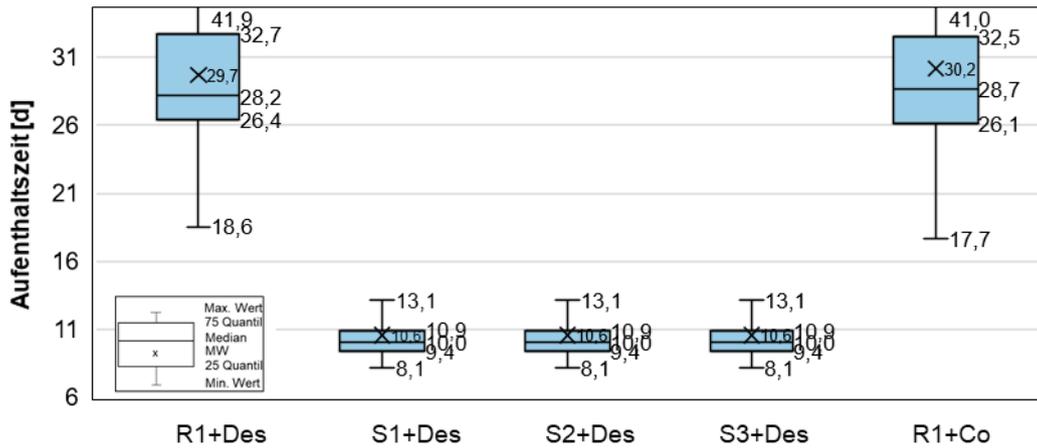


Abbildung 42: V3a - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

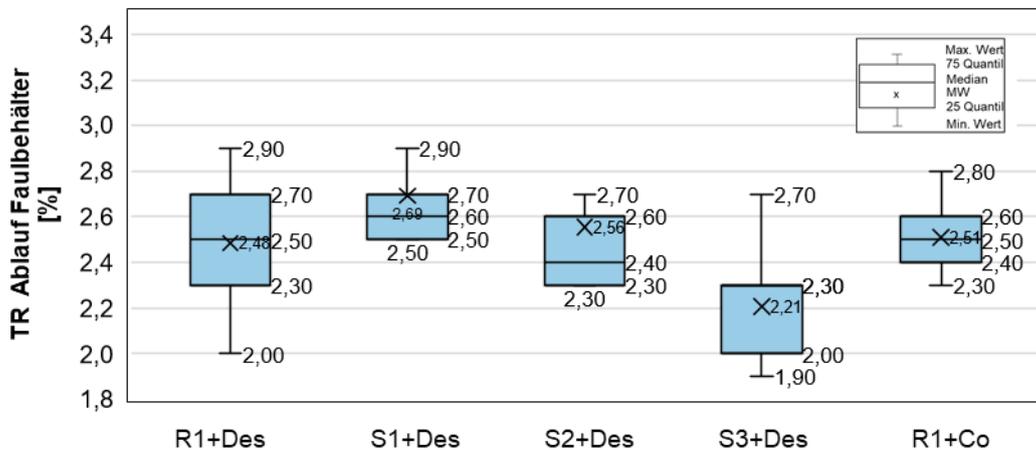


Abbildung 43: V3a - TR im Ablauf Faulbehälter

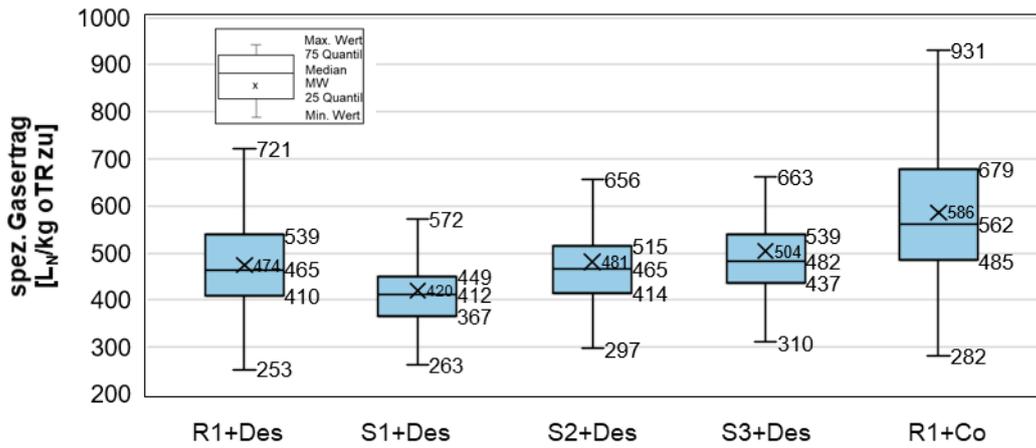


Abbildung 44: V3a - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe

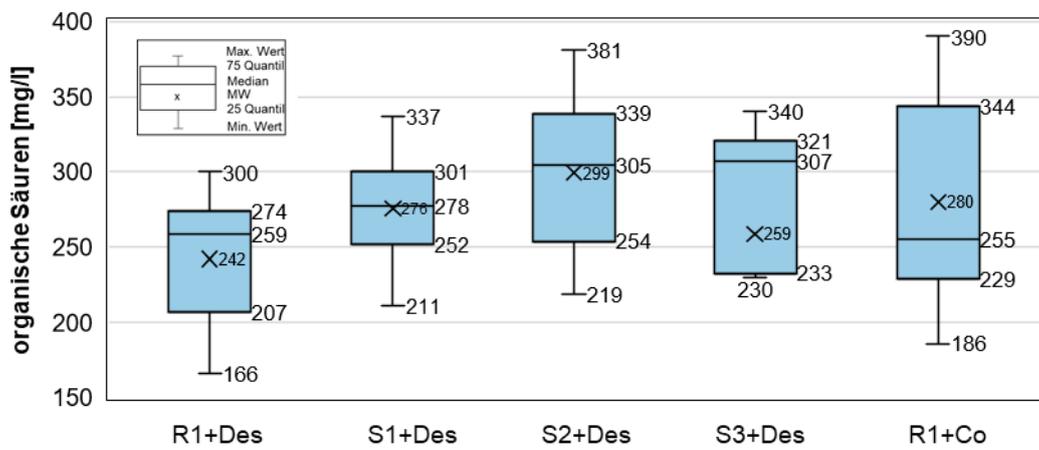


Abbildung 45: V3a - Organische Säuren im Faulbehälter

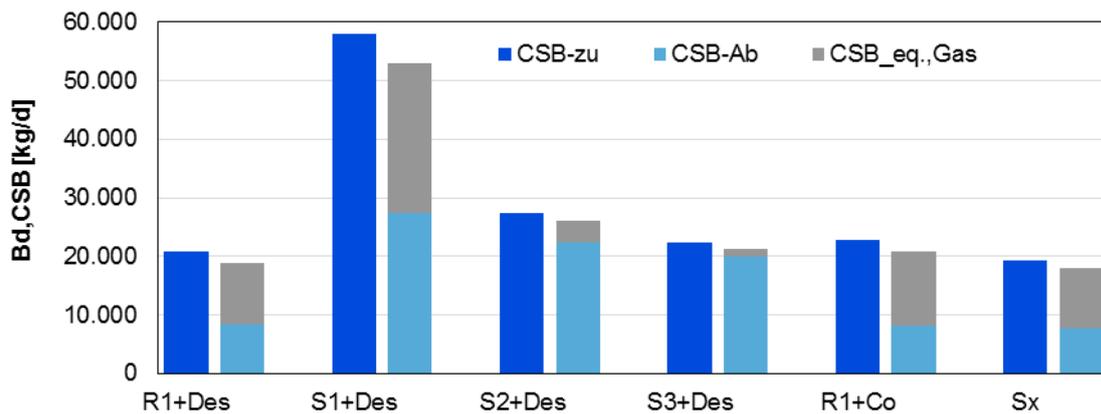


Abbildung 46: V3a - CSB-Bilanz

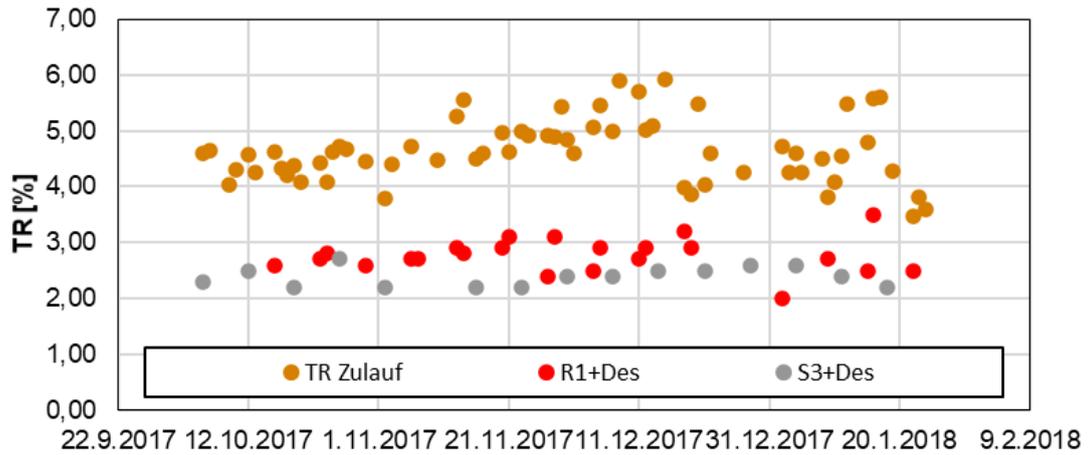


Abbildung 47: V3a - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter

Die Entwässerungsversuche weisen auch für die Versuchsphase 3 für den Reihenbetrieb leicht bessere Ergebnisse auf (Abbildung 48).

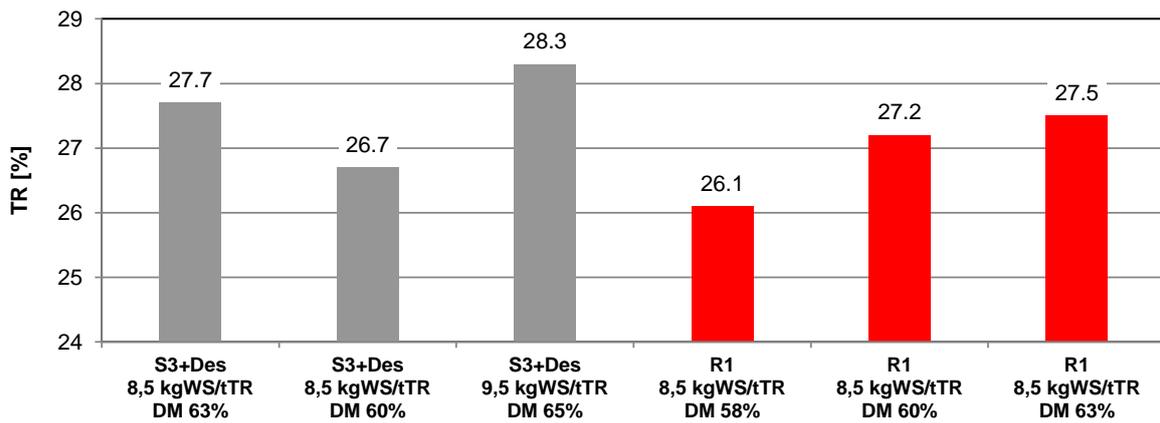


Abbildung 48: V3a - Entwässerungsversuch 28.08.2018

### 3.2.7 Versuchsphase 3b: 3-stufiger Reihetrieb ohne Desintegration

Die Versuchsphase 3b (Abbildung 49) entspricht von der Verschaltung der Phase 3a. Mit Beginn der Phase 3b wurde die Desintegration komplett außer Betrieb genommen. Im April 2019 kam es zu einem Schaden an der Seilabspannung des Mischerrohres in Faulbehälter 5. Faulbehälter 5 entspricht dem parallelbetriebenen Referenzbehälter mit der Co-Substratzugabe. Da die Beschickungsleitung der Co-Substrate für den Faulbehälter der dritten Stufe verstopft war, mussten die Co-Substrate in die zweite Stufe der Reihenverschaltung gepumpt werden. In der Auswertung der Versuchsphase 3b wurden die Werte aus dem Monat April aus den zuvor genannten Gründen nicht berücksichtigt.

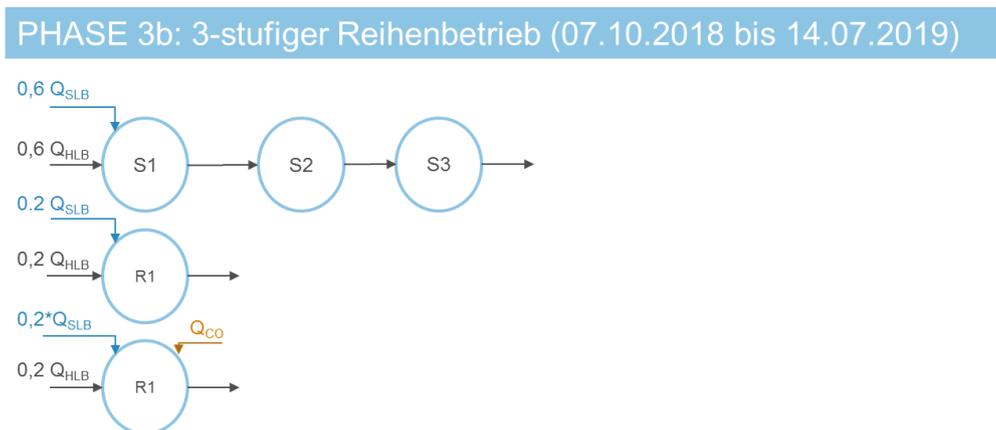


Abbildung 49: V3b - dreistufiger Reihetrieb ohne Desintegration

Wie in Phase 3a ergaben sich auch in Phase 3b vergleichbare Aufenthaltszeiten für die beiden Referenzfaulbehälter von 28,4 bis 29,5 Tagen und für die dreistufige Reihenverschaltung von 30 Tagen.

Die dritte Stufe verzeichnete eine Steigerung des TR-Frachtabbau von 22,7 % und des oTR-Frachtabbau von 14,9 % im Vergleich zur Referenz R1. Außerdem lag der CSB-Frachtabbau in der Reihenverschaltung um 12,2 % höher. Der Gasertrag konnte um 3,7 % gesteigert werden.

Die erste Stufe zeigte mit bis zu 387 mg/L die höchsten Werte der organischen Säuren. Die Konzentrationen an organischen Säuren insgesamt liegen mit 200-400 mg/L in einem üblichen Bereich und weisen auf einen stabilen Betrieb der Faulung hin.

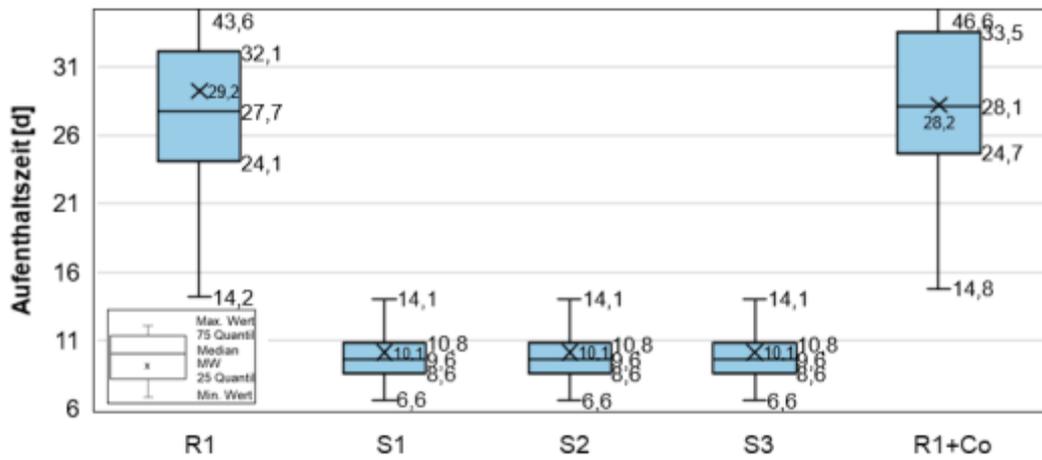


Abbildung 50: V3b - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

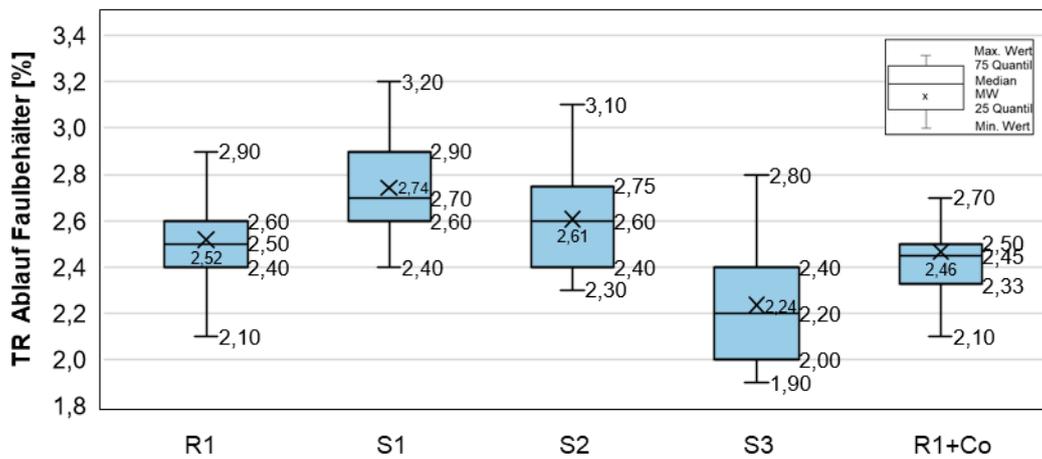


Abbildung 51: V3b - TR im Ablauf Faulbehälter

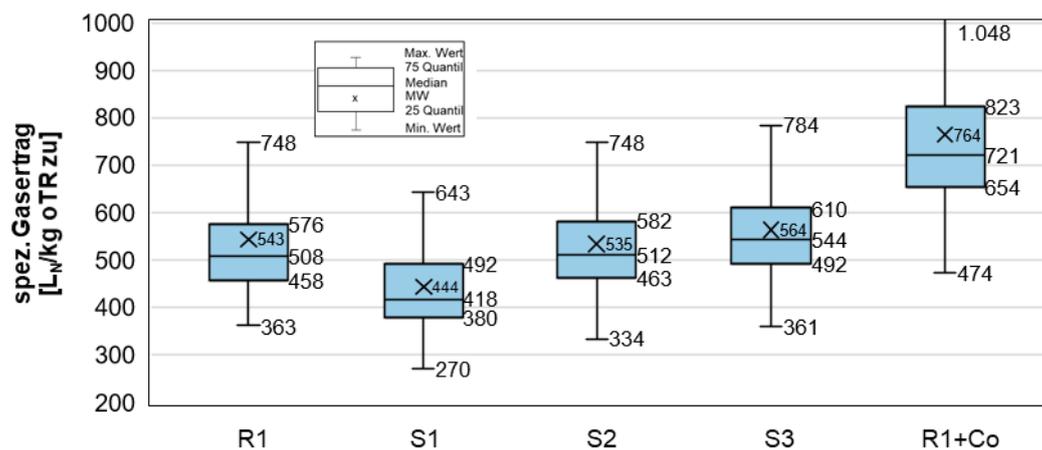


Abbildung 52: V3b - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe

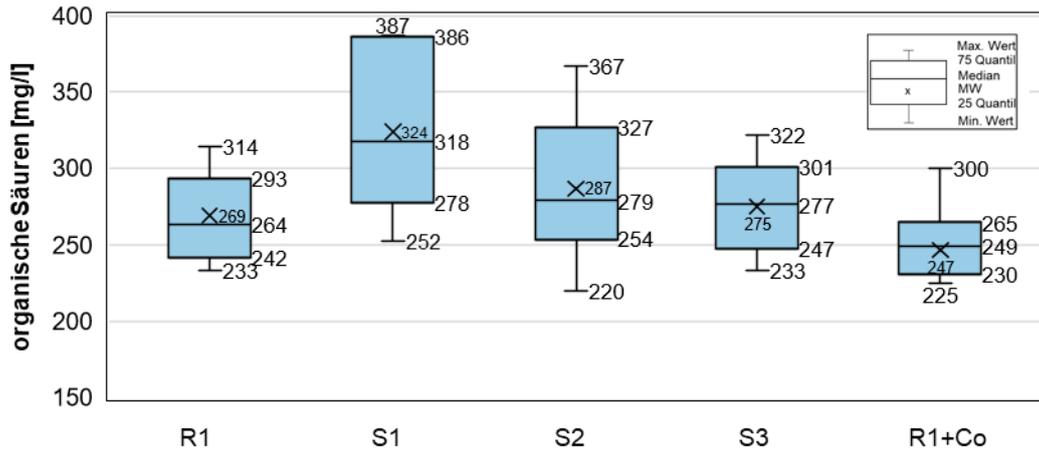


Abbildung 53: V3b - Organische Säuren im Faulbehälter

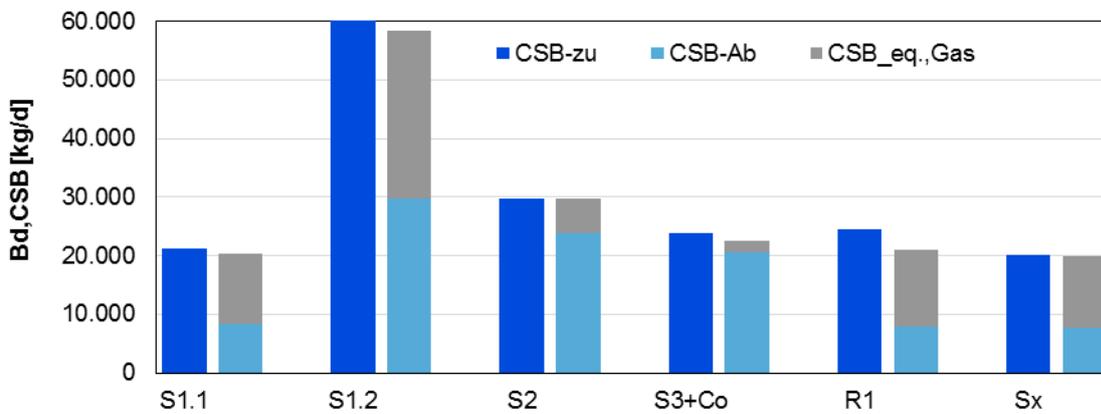


Abbildung 54: V3b - CSB-Bilanz

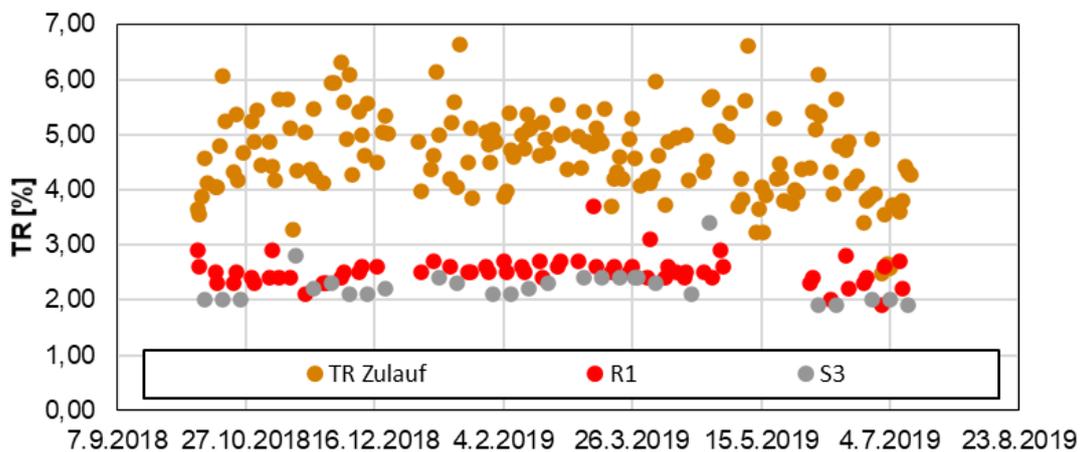


Abbildung 55: V3b - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter

Die Entwässerungsversuche am 10. und 11.10.2018 (Abbildung 56) belegen, dass sich der ausgefaulte Schlamm aus der dritten Stufe der Reihenverschaltung deutlich besser entwässern lässt als der Schlamm aus dem einstufigen Referenzbehälter. Der Entwässerungsgrad kann um bis zu 2 %-Punkte gesteigert werden.

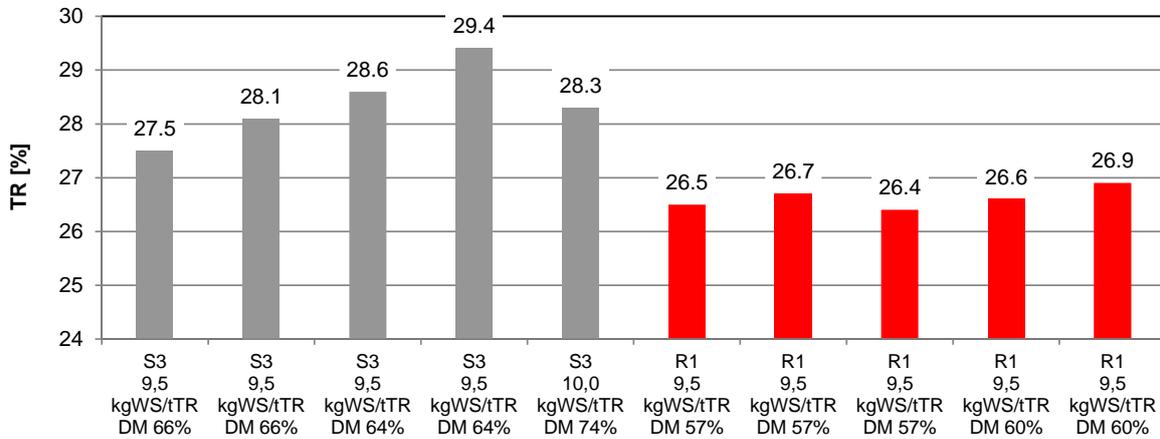


Abbildung 56: V3b - Entwässerungsversuch am 10.10.2018 und 11.10.2018

Am 14. und 15.11.2018 (Abbildung 57) wurde ein weiterer Entwässerungsversuch durchgeführt. Es wurde versucht, den Schlamm des Referenzfaulbehälters mit den gleichen Zentrifugeneinstellungen zu entwässern. Da sich das Zentrat verschlechterte, wurde zunächst nicht das Drehmoment der Schnecke reduziert, sondern es wurde die Polymerzugabe um 1 kg WS/t TR erhöht. Abbildung 57 zeigt, dass vergleichbare Entwässerungsleistungen erzielt wurden, doch musste durch die weiterhin schlechte Zentratqualität nun auch das Schnecken-drehmoment verringert werden. Dies führte auch zu einer Reduzierung des TR-Gehaltes im Austrag der Zentrifuge. Der Polymerverbrauch konnte kaum gesenkt werden.

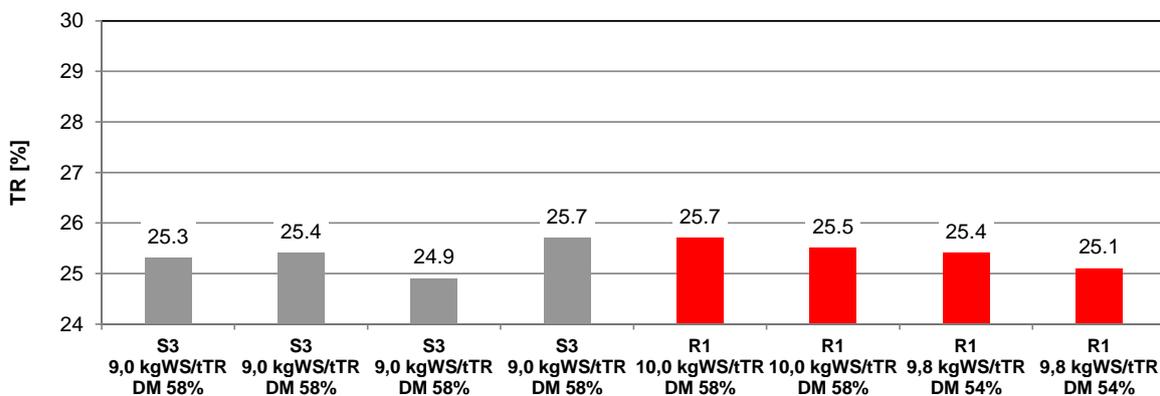


Abbildung 57: V3b - Entwässerungsversuch am 14.11.2018 und 15.11.2018

In Abbildung 58 wurde auch das Entwässerungsvermögen der zweiten und der dritten Stufe verglichen. Es kann festgestellt werden, dass sich der Faulschlamm der dritten Stufe besser

entwässern lässt und die TR-Gehalte um bis zu 2 %-Punkte höher liegen. Die Austragsschnecke der Zentrifuge kann mit einem deutlich höheren Drehmoment gefahren werden und der Polymerverbrauch ist knapp 1 kg WS/t TR niedriger. Dabei ist sicherlich zu berücksichtigen, dass die dritte Stufe eine längere Faulzeit von 10 Tagen aufweist.

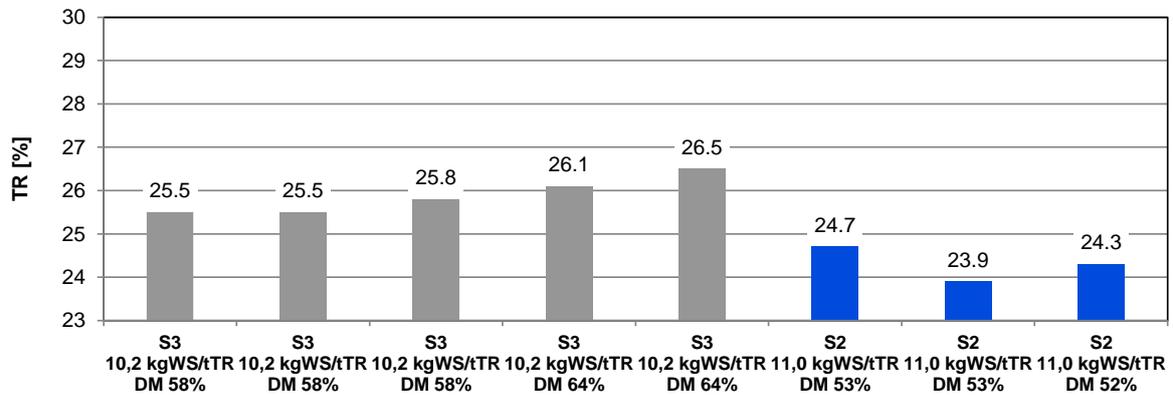
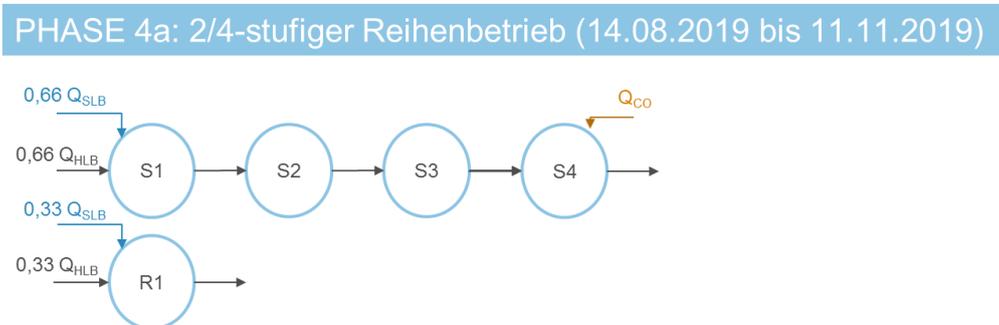


Abbildung 58: V3b - Entwässerungsversuch am 05.12.2018 und 06.12.2018

### 3.2.8 Versuchsphase 4a: 2-stufiger / 4-stufiger Reihenbetrieb

Viele Schlammfäulungsanlagen besitzen nur zwei Faulbehälter und werden mit einer Aufenthaltszeit von 20 Tagen betrieben. Daher wurde in der Versuchsphase 4a (Abbildung 59) die Versuchsanordnung so gewählt, dass für den Referenzbehälter im Parallelbetrieb und für den zweistufigen Reihenbetrieb sich eine Gesamtaufenthaltszeit von ca. 20 Tagen ergibt. In den vorherigen Phasen 2 und 3 konnte gezeigt werden, dass die dreistufige Verschaltung deutliche Vorteile gegenüber dem einstufigen Betrieb der Faulbehälter bietet. Mit der Phase 4 sollen Erkenntnisse zum Potenzial der zweistufigen Betriebsweise ermittelt werden.

Ergänzt wurde die zweistufige Reihe noch um zwei weitere Faulbehälter und es resultiert eine vierstufige Reihe mit der Besonderheit einer hohen Aufenthaltszeit von ca. 40 Tagen für die gesamte Reihe S1-S4. Die Zugabe der Co-Substrate erfolgte in der 4. Stufe.



**Abbildung 59: V4a - zweistufiger Reihenbetrieb mit 20 Tagen Aufenthaltszeit bzw. vierstufiger Reihenbetrieb mit 40 Tagen Aufenthaltszeit**

Der Referenzfaulbehälter R1 und die Reihenverschaltung S1-S2 erreichten in dieser Versuchsreihe nahezu gleiche Faulzeiten von 21 bzw. 22 Tage.

Ein Unterschied in den TR-Gehalten des Referenzbehälters zur zweiten Stufe ließ sich nicht feststellen. Abbildung 61 zeigt, dass die TR-Gehalte in der ersten und zweiten Stufe vergleichbar sind. Der oTR-Abbau betrug im Referenzbehälter 50 % und in der zweiten Stufe 51 %. Dies bestätigte auch die Auswertung des Gasertrages in Abbildung 62. Im Mittel lag der Gasertrag bei 570 bzw. 571  $L_N/kg$  oTR<sub>zu</sub>.

Im Vergleich zu den anderen Versuchsphasen ist der oTR-Abbau in der Versuchsphase 4a zwischen der ersten und zweiten Stufe bei vergleichbaren hydraulischen Aufenthaltszeiten mit 2,6 Prozentpunkte oTR sehr gering (Abbildung 225). In den anderen Versuchsphasen erfolgt eine Erhöhung des oTR-Abbaus zwischen der 1. und der 2. Stufe zwischen 4,1 und 9,3 Prozentpunkte oTR. Es ist daher auch für die zweistufige Reihe von einem höheren Abbaupotential auszugehen.

Die dritte Stufe verzeichnete im Vergleich zur Referenz eine Verbesserung im TR-Frachtabbau von 41,8 % und im oTR-Frachtabbau von 25,4 % sowie im CSB-Abbau von 26,6 %. Auffällig ist der sehr hohe Unterschied im TR- und CSB-Frachtabbau. Ein Grund ist die höhere hydraulische Aufenthaltszeit von 30 d für die dreistufige Reihe im Vergleich zu 20 d für den Parallelbetrieb. Dies bestätigt der Vergleich des TR-Frachtabbaus der Referenzreaktoren in den Versuchsphasen 2, 3 und 4b bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von im Mittel 30 d mit dem Referenzreaktor in der Versuchsphase 4a mit 20 d. In der Versuchsphase 2, 3 und 4b lag der TR-Frachtabbau im Mittel bei 43,3 %. Im Versuchszeitraum 4a lag dieser TR-Frachtabbau nur bei 37,5% und somit insgesamt um 13,4 % unter dem Mittelwert. Die TR-Konzentration im Ablauf der 4. Stufe steigt im Vergleich zur 3. Stufe an. Dies ist auf die Zugabe der Co-Substrate und einen eventuell unvollständigen Abbau bzw. Kurzschlussströmungen bei der geringen hydraulischen Aufenthaltszeit von 10 d zurückzuführen.

Die CSB-Bilanz weist hohe Umsatzraten in der hochbelasteten ersten Stufe auf und nur einen geringen Abbau in den Stufen S 2, S 3 und S 4. Bezogen auf den spezifischen Gasertrag erfolgt 74 % des Gesamtumsatzes der Reihe im ersten Reaktor. In der Versuchsphase 4a weist die CSB-Bilanz insbesondere in der 3. und 4. Stufe eine starke Abweichung auf.

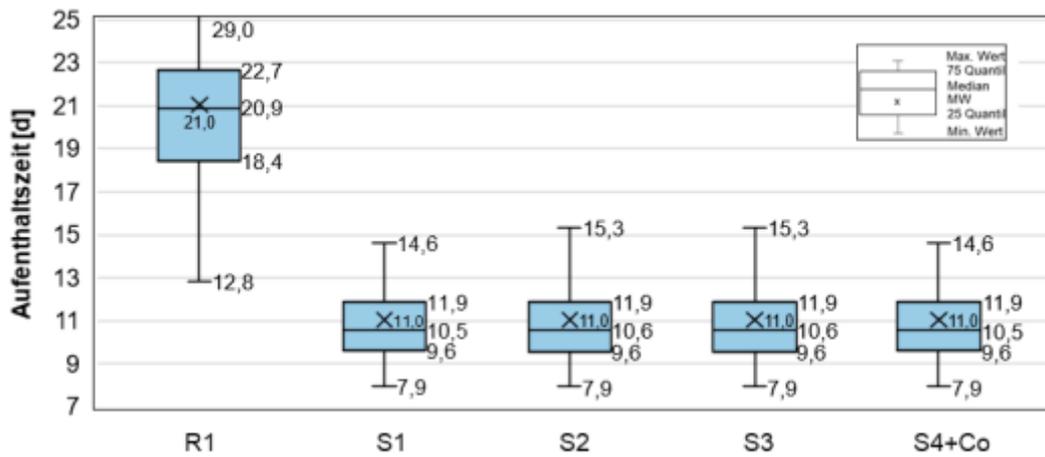


Abbildung 60: V4a - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

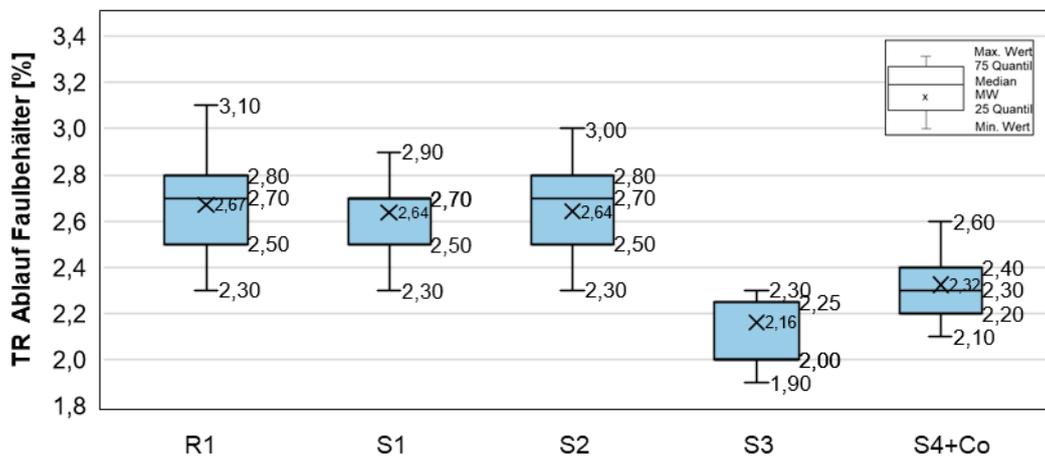


Abbildung 61: V4a - TR im Ablauf Faulbehälter

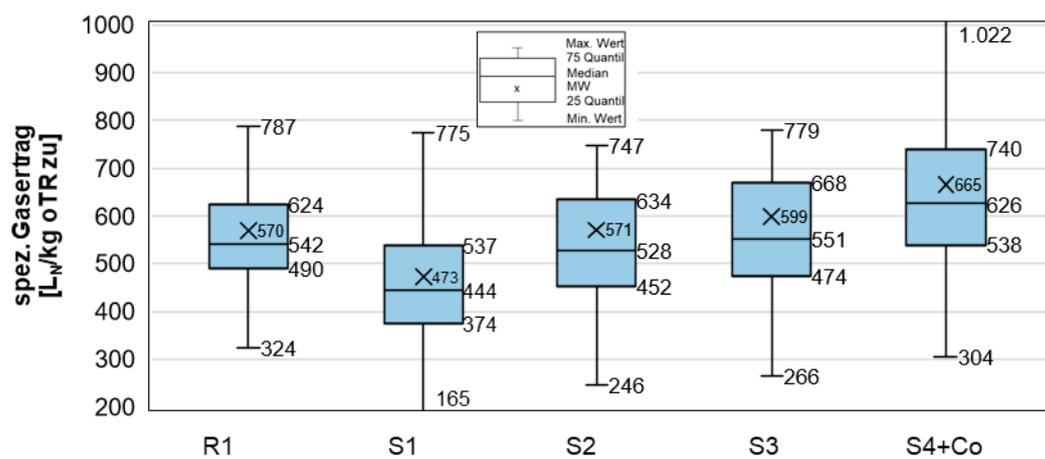


Abbildung 62: V4a - spezifischer Gasertrag je TR zugeführt

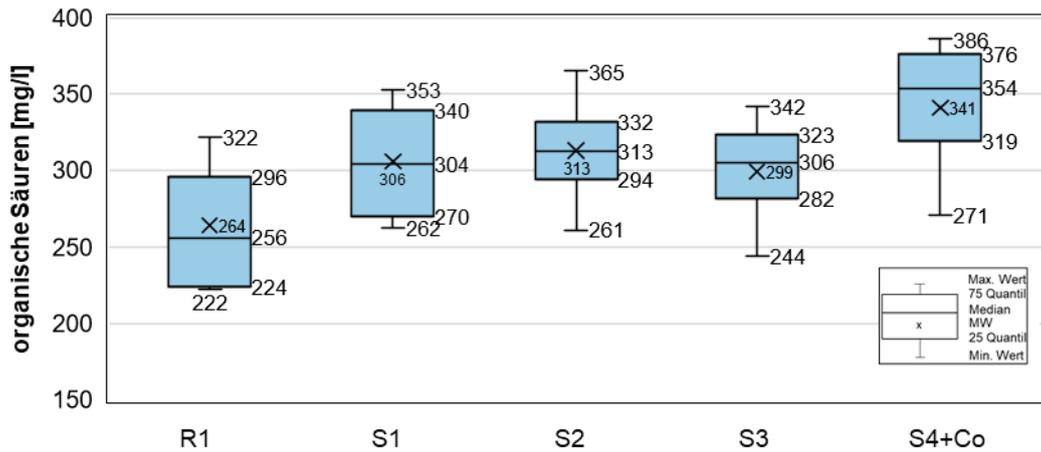


Abbildung 63: V4a - Organische Säuren im Faulbehälter

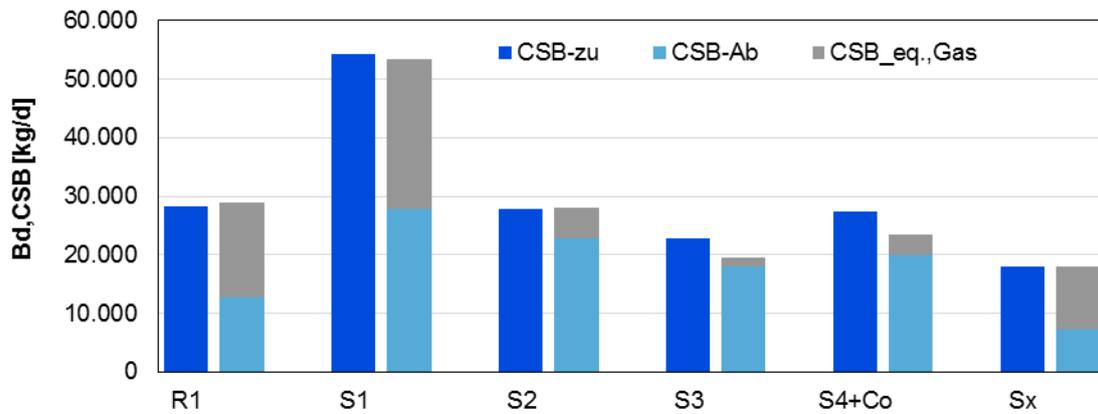


Abbildung 64: V4a - CSB-Bilanz

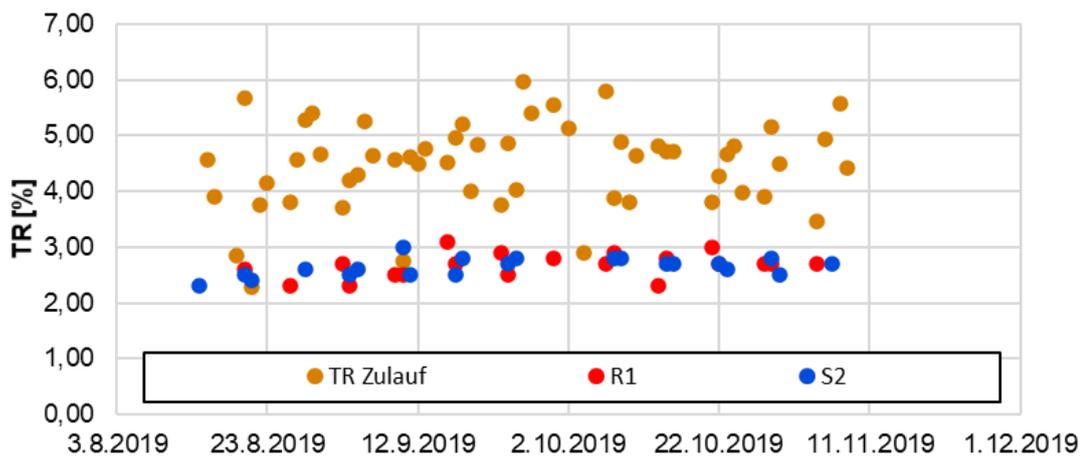


Abbildung 65: V4a - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter

Die vorab dargestellten Abbildungen der Versuchsphase 4a zeigen, dass die zweistufige Verschaltung bei einer Gesamtaufenthaltszeit von 20 Tagen hinsichtlich der Abbauleistung und des Gasertrages keine großen Vorteile zum Referenzfaulbehälter aufweist. Im Entwässerungsversuch am 12.09./18.09.2019 und 19.09.2019 (Abbildung 66) konnte jedoch eine besserer Entwässerungsgrad von über 1-Prozentpunkt TR der zweiten Stufe im Vergleich zur Referenz festgestellt werden.

Die dritte Stufe, die eine um 10 Tage längere Aufenthaltszeit aufweist, erzielt deutlich bessere Entwässerungsgrade als die Referenz und die zweite Stufe. Im Vergleich zur Referenz steigert sich der Austrag um bis zu 3-Prozentpunkte TR und zur zweiten um bis zu 2-Prozentpunkte TR.

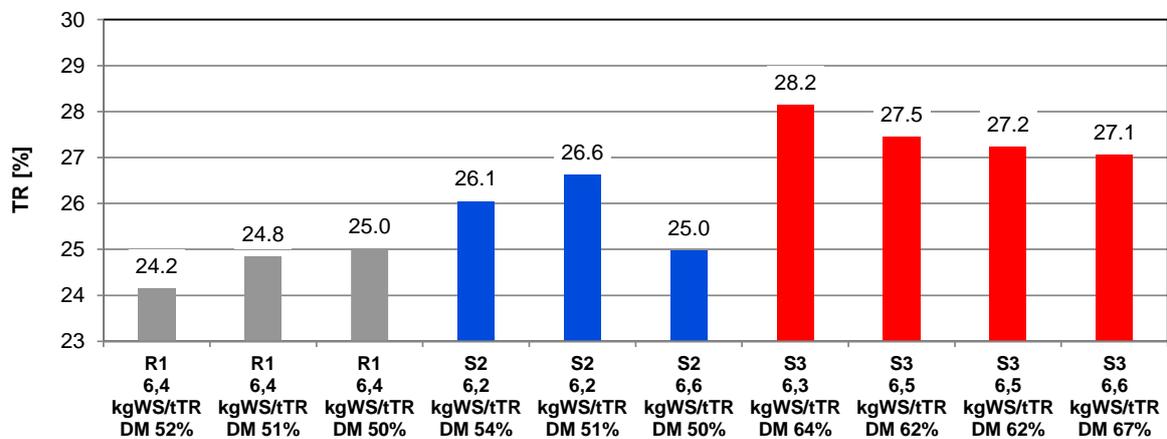


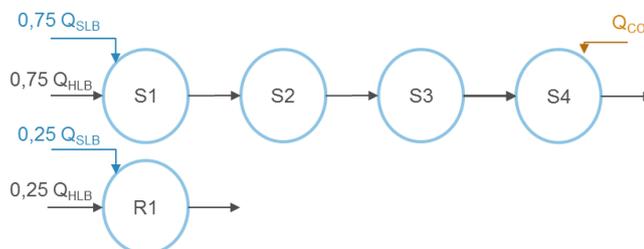
Abbildung 66: V4a - Entwässerungsversuch 12.09./18.09./19.09.2019

### 3.2.9 Versuchsphase 4b: 2-stufiger / 4-stufiger Reihenbetrieb

Die Versuchsphase 4b (Abbildung 67) diente zur Ermittlung der betrieblichen Grenzen für die Belastung der ersten Stufe. Der Referenzreaktor R1 hat bei diesem Lastfall eine höhere Faulzeit als die in Reihe betriebenen Reaktoren. Ein direkter Vergleich der Abbauleistung ist für diesen Zeitraum nicht möglich. Dabei haben die vorherigen Versuchsphasen 2-4a bereits Aufschluss darüber gegeben, wie sich die Aufenthaltszeit auf die erste Stufe der Reihenverschaltung auswirkt. Bei einer Aufenthaltszeit von ca. 10 Tagen in der ersten Stufe konnte eine Überlastung noch nicht festgestellt werden. In der Phase 4b wurde die Aufenthaltszeit in der ersten Stufe auf bis zu 6 Tagen reduziert. Im Mittel betrug die Aufenthaltszeit 8 Tage. Betrieblich zeigten sich die ersten Effekte der geringen Aufenthaltszeit im ersten Reaktor darin, dass die organischen Säuren in der ersten Stufe im Mittel auf 434 mg/L anstiegen (Abbildung 71). In den vorherigen Phasen betragen die organischen Säuren in der ersten Stufe im Vergleich nur 225 bis 332 mg/L im Mittel.

Außerdem konnte beobachtet werden, dass bei einem Abschalten des Faulschlammrührers ein Schäumen des Reaktors begann. Bei Betrieb des Faulschlammrührers konnte ein Schäumen durch die Förderung von oben nach unten vermieden werden. Während der gesamten Versuchsphase 4b erfolgte kein Übersäumen des Faulbehälters. Mit einer Aufenthaltszeit von 8 Tagen oder größer ist ein sicherer Betrieb der ersten Stufe möglich.

#### PHASE 4b: 2/4-stufiger Reihenbetrieb (22.11.2019 bis 30.01.2020)



**Abbildung 67: V4b - zweistufiger Reihenbetrieb mit 16 Tagen Aufenthaltszeit bzw. vierstufiger Reihenbetrieb mit 32 Tagen**

Abbildung 69 zeigt die TR-Gehalte im Ablauf der Faulbehälter. Auch hier ist zu erkennen, dass die kurze Aufenthaltszeit der ersten und zweiten Stufe sich negativ auf den TR-Abbau auswirkt. Erst ab der dritten Stufe ergab sich ein höherer TR-Abbau im Vergleich zum einstufigen Referenzbehälter. Der Referenzbehälter wurde mit einer Aufenthaltszeit von 35 Tagen betrieben. Die gesamte vierstufige Reihe erreichte eine mittlere Gesamtaufenthaltszeit von 30 Tagen. Der TR-Frachtabbau in der dritten Stufe verbesserte sich um 14,8 % und der oTR-Frachtabbau um 13,5 % gegenüber dem Referenzfaulbehälter, obwohl die Aufenthaltszeit mit 22,5 Tagen deutlich unter den 35 Tagen der Referenz lag. Eine weitere Steigerung konnte durch die

vierte Stufe erreicht werden. Es erfolgte eine Verbesserung von 17,7 % bzw. 16,7 % für den TR- und oTR-Frachtabbaugrad trotz einer um 5 Tage geringeren Faulzeit.

Der spezifische Gasertrag für die dreistufige Reihe liegt aufgrund der geringeren hydraulischen Aufenthaltszeit von 23 d um 5 % niedriger. Die vierstufige Reihe liegt aufgrund der Zugabe der Co-Substrate um 8 % höher. Ohne Berücksichtigung der Gasproduktion der Co-Substrate würde sich eine Steigerung um ca. 3 % ergeben.

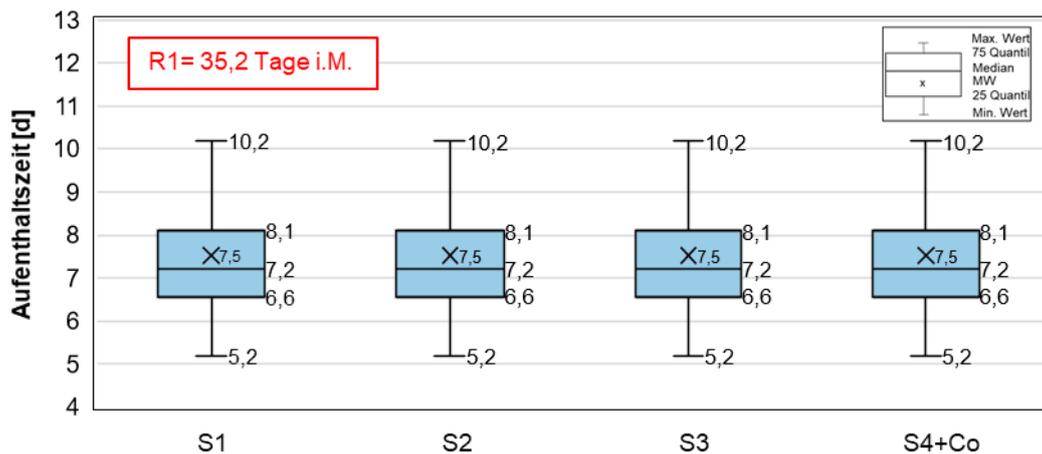


Abbildung 68: V4b - Aufenthaltszeit im Faulbehälter

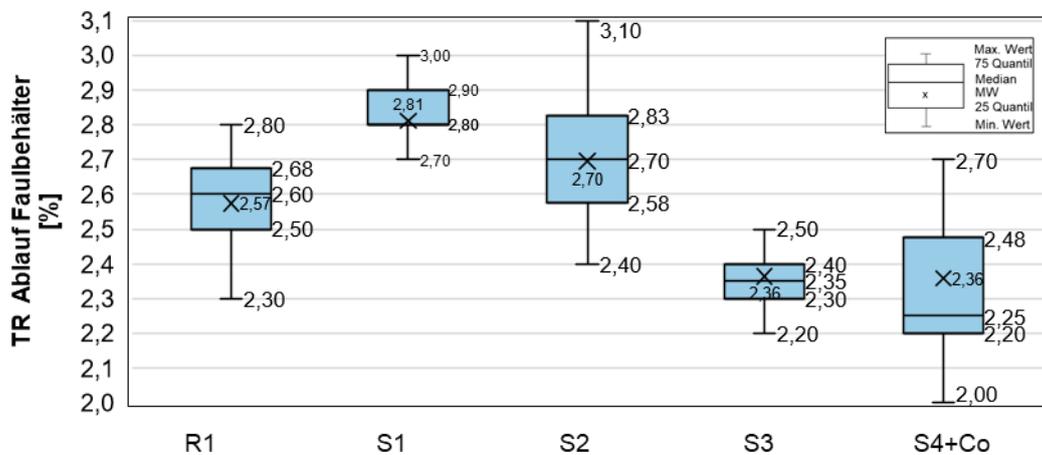


Abbildung 69: V4b - TR im Ablauf Faulbehälter

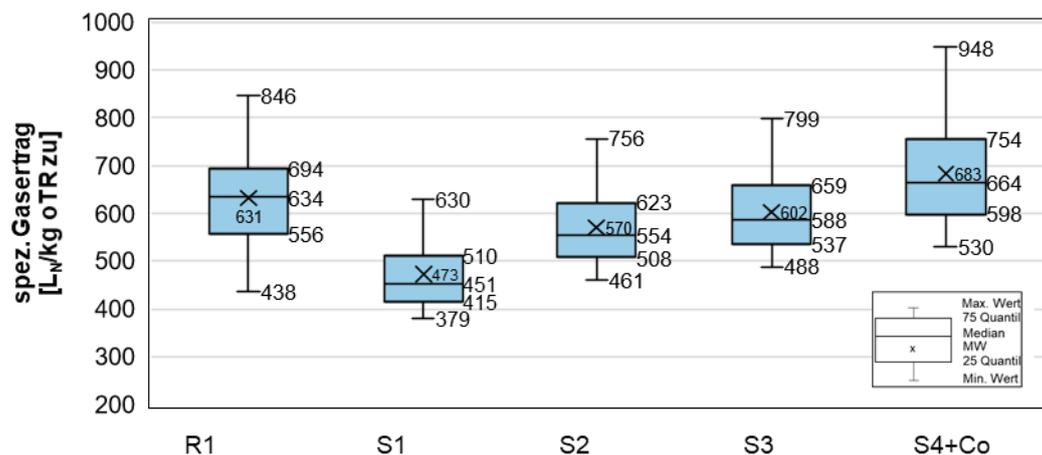


Abbildung 70: V4b - spezifischer Gasertrag je oTR zugeführt als Summe der gesamten Reihe

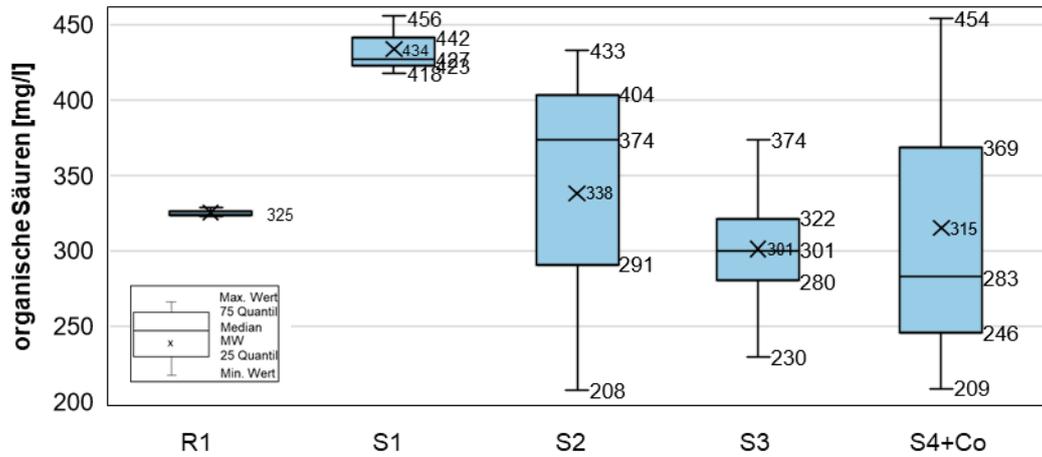


Abbildung 71: V4b - Organische Säuren im Faulbehälter

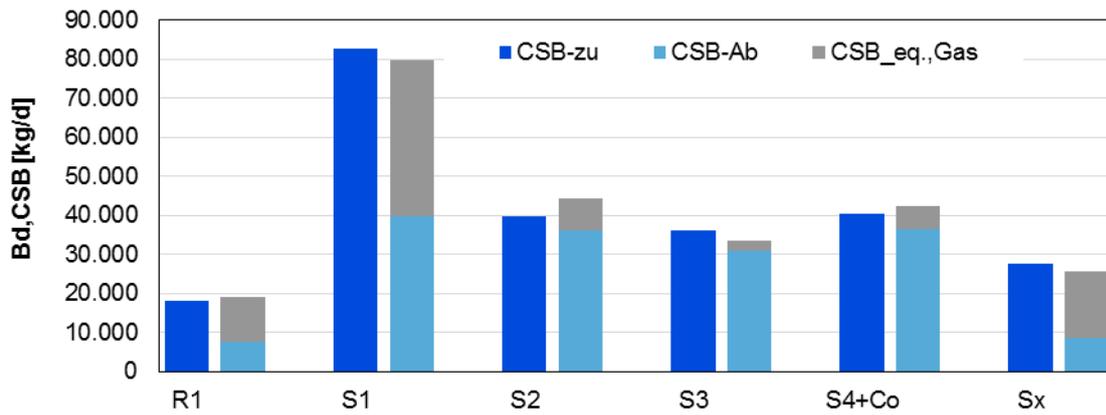


Abbildung 72: V4b - CSB-Bilanz

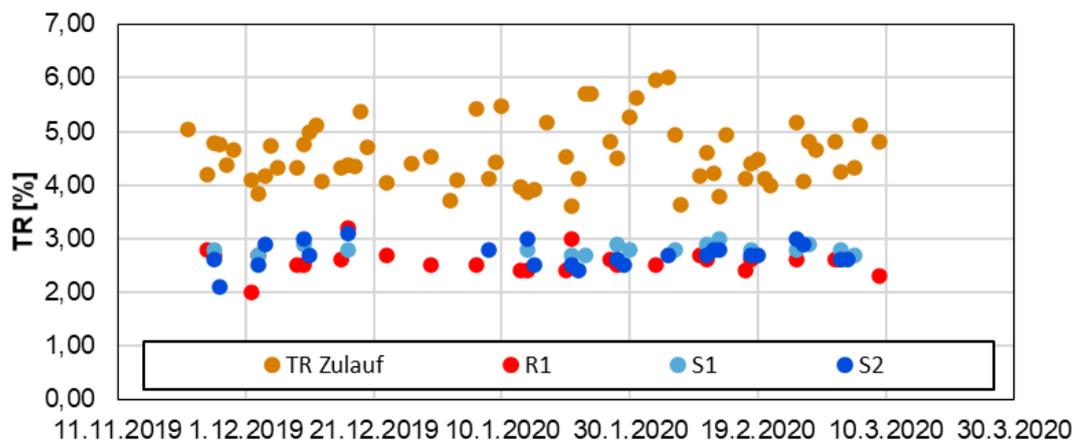


Abbildung 73: V4b - TR Zulauf und Ablauf Faulbehälter

In Abbildung 74 und Abbildung 75 sind die Ergebnisse der Entwässerungsversuche dargestellt. Die kurze Faulzeit in der zweiten Stufe zeigt auch Auswirkungen auf die Entwässerungsleistung. So erreicht die zweite Stufe nur die Entwässerungsleistung des Referenzfaulbehälters. Für die dritte Stufe konnte eine Steigerung des Entwässerungsgrades um 1-Prozentpunkt TR und für die vierte Stufe um 2-Prozentpunkte zum Referenzbehälter nachgewiesen werden. Unter Berücksichtigung der deutlich geringeren Gesamtfaulzeit von nur 22,5 Tage der dritten Stufe bzw. 30 Tage der vierten Stufe und der vergleichbar hohen Faulzeit von 35 Tage des Referenzfaulbehälters ist eine Verbesserung der Entwässerungsleistung um 1 bis 2-Prozentpunkte TR ein sehr gutes Ergebnis und bestätigt die Vorteile der Reihenverschaltung.

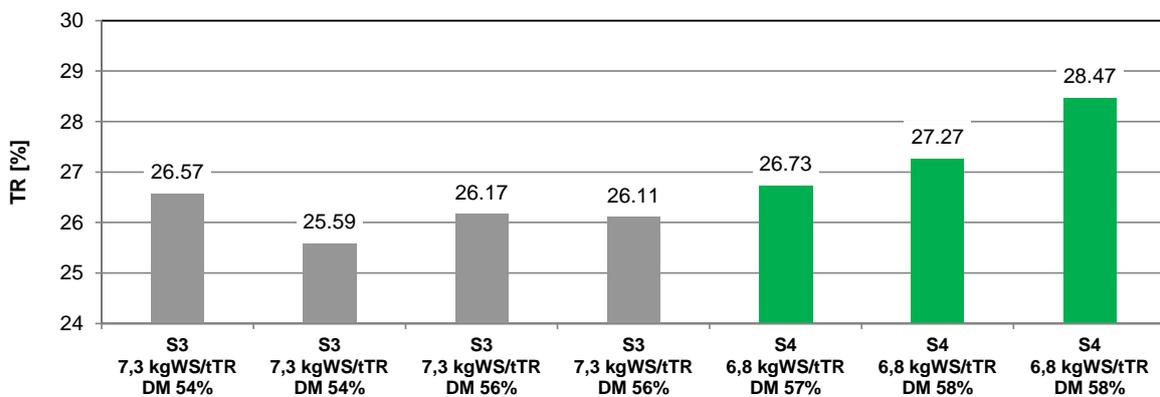


Abbildung 74: V4b - Entwässerungsversuch 01./02.10.2019

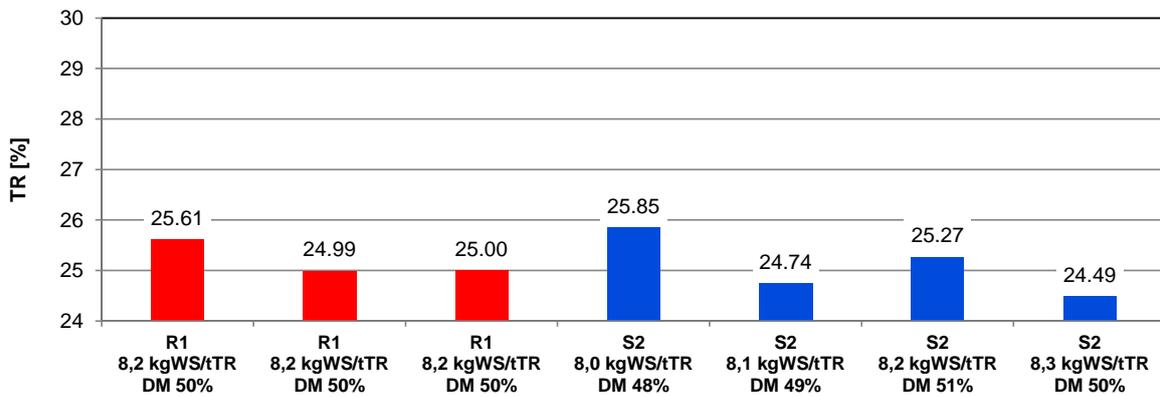


Abbildung 75: V4b - Entwässerungsversuch 23./24.10.2019

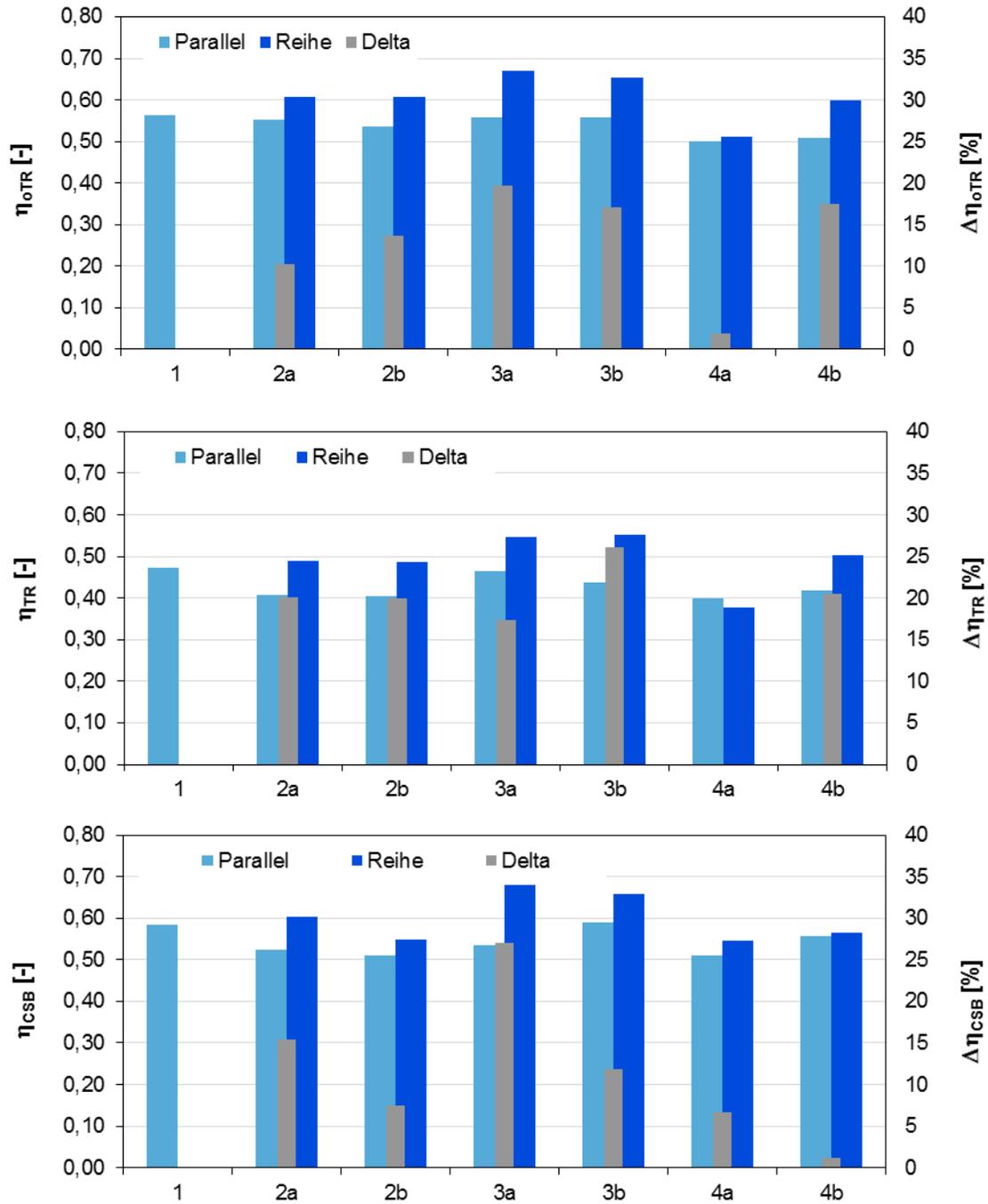
### **3.2.10 Abbauleistung der Schlammfäulung in Abhängigkeit von der gewählten Verschaltung**

#### Gasertrag und Abbauleistung

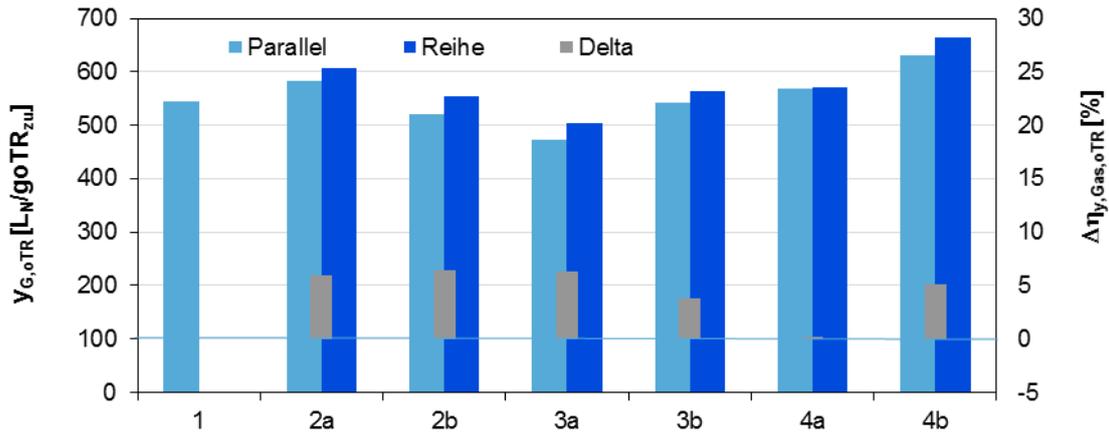
In Abbildung 76, Abbildung 77 und Abbildung 81 sind zusammenfassend die Ergebnisse des Referenzreaktors (Parallelbetrieb) den Ergebnissen für den Reihenbetrieb für die einzelnen Versuchsphasen gegenübergestellt. Für den Parallelbetrieb liegt der mittlere oTR-Abbaugrad zwischen 51-56 % und damit etwas über dem in der Literatur angebenen Werten von 45 - 50 % für eine Belebungsanlage mit anaerober Schlammfäulung (MKULNV 2014, DWA 2014). Der spezifische Gasertrag liegt mit 474 bis zu 630  $L_N/kg$  oTR<sub>zu</sub> über den spezifischen Werten nach MKULNV (2014) und DWA (2014). Dies ist auf die höhere Gasausbeute des aus der Hochlaststufe abgezogenen Schlammes zurückzuführen. Der CSB-Abbaugrad schwankt für den Parallelbetrieb zwischen 51-58 %. Die Ergebnisse weisen somit schon für einen einheitlichen Betrieb aller Reaktoren im Parallelbetrieb starke Schwankungen je Reaktor auf und erschweren die Beurteilung der Gesamtergebnisse.

Für alle Versuchsphasen kann eine Verbesserung des TR-, oTR- und CSB-Abbaugrades durch die Umstellung auf den Reihenbetrieb festgestellt werden. Durch den Reihenbetrieb erhöht sich im Vergleich zum Parallelbetrieb der TR-Abbaugrad um 17 bis 26 %, der oTR-Abbaugrad um 13 bis 20 % und der CSB-Abbaugrad um 7 bis 27 %. Nur die Versuchsphase 4a mit dem zweistufigen Betrieb weist eine nur geringe Veränderung gegenüber dem Parallelbetrieb auf. Für die Versuchsphase 4b wurde die hydraulische Verweilzeit im jeweiligen Reaktor auf 8 d reduziert. Ein stabiler Betrieb bei verbesserten Abbaugraden von 17 % für den Parameter oTR im Vergleich zum Parallelbetrieb konnte nachgewiesen werden.

Die Gegenüberstellung des spezifischen Gasertrags aller Versuchsreihen weist eine Verbesserung von 4 bis 6 % auf. Bei den Versuchsphasen 2a, 2b und 4b ist ein Teil des Anstiegs auf die Zugabe der Co-Substrate zurückzuführen. Diese Ergebnisse korrespondieren nicht mit den hohen oTR- und CSB-Abbaugraden. Ursache könnten hier Abweichungen in der Gasmessung aufgrund der stark unterschiedlichen Gasmengen bei der Reihenschaltung sein. Untersuchungen von Schäfer et al. (2015) zum mehrstufigen Betrieb der Fäulung der Kläranlage Köhlbrandhöft weisen ähnliche Ergebnisse auf, nämlich eine Verbesserung der oTR-Abbaugrade bei nur leichtem Anstieg der Gasproduktion. Die Messung der Methankonzentrationen durch eine Handprobe an den jeweiligen Reaktoren weist für die Versuchsphase 4b eine geringere  $CH_4$ -Konzentration in der ersten Stufe im Vergleich zum Referenzreaktor auf. Somit könnten der im Vergleich zum oTR-Abbau geringere prozentuale Anstieg der Gasmenge auf eine Verschiebung der Abbauprozesse zurückgeführt werden (Abbildung 170 im Anhang).

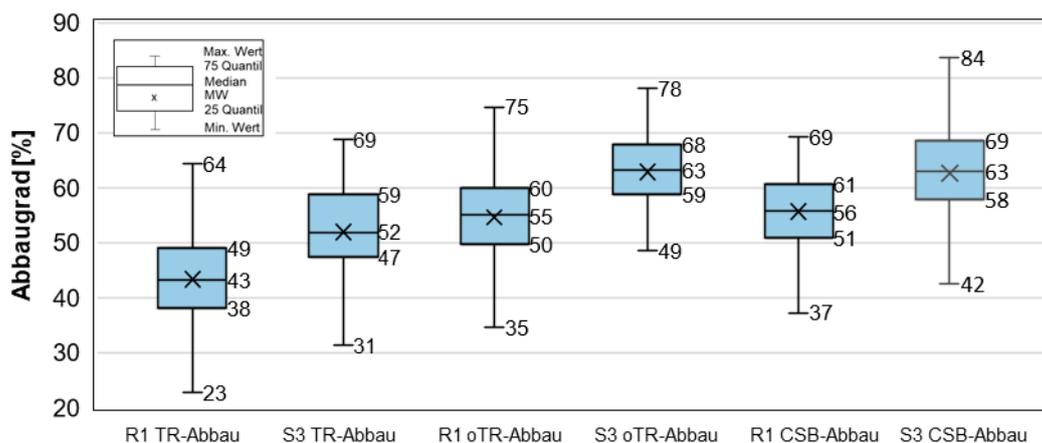


**Abbildung 76: Gegenüberstellung des mittleren CSB und oTR-Abbaugrads für den Parallel- und Reihenbetrieb für die Versuchsphasen**



**Abbildung 77: Gegenüberstellung des mittleren spezifischen Gasertrags für den Parallel- und Reihenbetrieb für die Versuchsphasen (2a, 2b, 4b inklusive Co-Substrate beim Reihenbetrieb)**

In Abbildung 78 ist für den gesamten Untersuchungszeitraum der TR-, oTR- und CSB-Abbaugrad für einen dreistufigen Betrieb dem Referenzreaktor mit Parallelbetrieb gegenübergestellt. Nicht berücksichtigt wurde die Versuchsphase 4a, da hier die hydraulische Aufenthaltszeit des Referenzreaktors geringer war. In diesem Zeitraum über fast 28 Monate konnte durch die Umstellung auf Reihenbetrieb bei einer mittleren hydraulischen Aufenthaltszeit von 31 d ein verbesserter Abbaugrad für die Parameter TR von 20 %, oTR von 15 % und CSB von 13 % erreicht werden. Die Untersuchungen von (Guo et al. 2019) für eine vierstufige Reihenverschaltung im Labormaßstab bestätigen den besseren CSB-Abbau. Hier wurde ebenfalls eine Verbesserung des CSB-Abbaus für die Reihenverschaltung von 13% ermittelt.



**Abbildung 78: TR, oTR und CSB-Abbaugrad für den Parallel- und 3-stufigen Reihenbetrieb als Mittelwert für die gesamten Versuchsphasen (ohne Versuchsphase 4a mit höherer hydraulischer Aufenthaltszeit im Vergleich zum Referenzreaktor)**

Neben dem Vergleich der Ergebnisse der gesamten Reihe mit dem Referenzreaktor erfolgt in Abbildung 79 und Abbildung 80 eine Beurteilung nach jeder Stufe in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit. Für die 4-stufige Reihe kann auf diese Weise die Abbauleistung für den einstufigen (S1), zweistufigen (S2), dreistufigen und vierstufigen Betrieb (S4) aufgezeigt werden. Hierbei wird die hydraulische Aufenthaltszeit als auch die Abbauleistung für die Summe der Reaktoren in Reihe angegeben ( $t_{R,S2} = t_{R,S1} + t_{R,S2}$ ).

Der oTR-Abbau steigt mit der hydraulischen Aufenthaltszeit an und weist stark schwankende Werte auf. Im Vergleich hierzu ist der oTR-Abbau für den einstufigen und zweistufigen Betrieb für eine Reaktion erster Ordnung dargestellt. Für die Berechnung wurden eine Hydrolyserate von  $0,25 \cdot 1/d$  und ein maximaler oTR-Abbau von 65 % nach (Pfeiffer, 1989) angesetzt. Mit der Umstellung auf den zweistufigen Betrieb erhöht sich die theoretische Abbauleistung bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 30 d um 5 %. Die gemessenen oTR-Abbaugrade liegen für den einstufigen und zweistufigen Betrieb in der gleichen Größenordnung. Die zu erwartende Verbesserung der Abbauleistung durch die Umstellung auf den zweistufigen Reihenbetrieb kann nicht aufgezeigt werden. Für den dreistufigen Betrieb ist jedoch eine deutliche Verbesserung beim oTR-Abbau zu verzeichnen. Ein Unterschied zwischen einstufigem Betrieb und Reihenbetrieb kann für den spezifischen Gasertrag jedoch nicht abgeleitet werden.

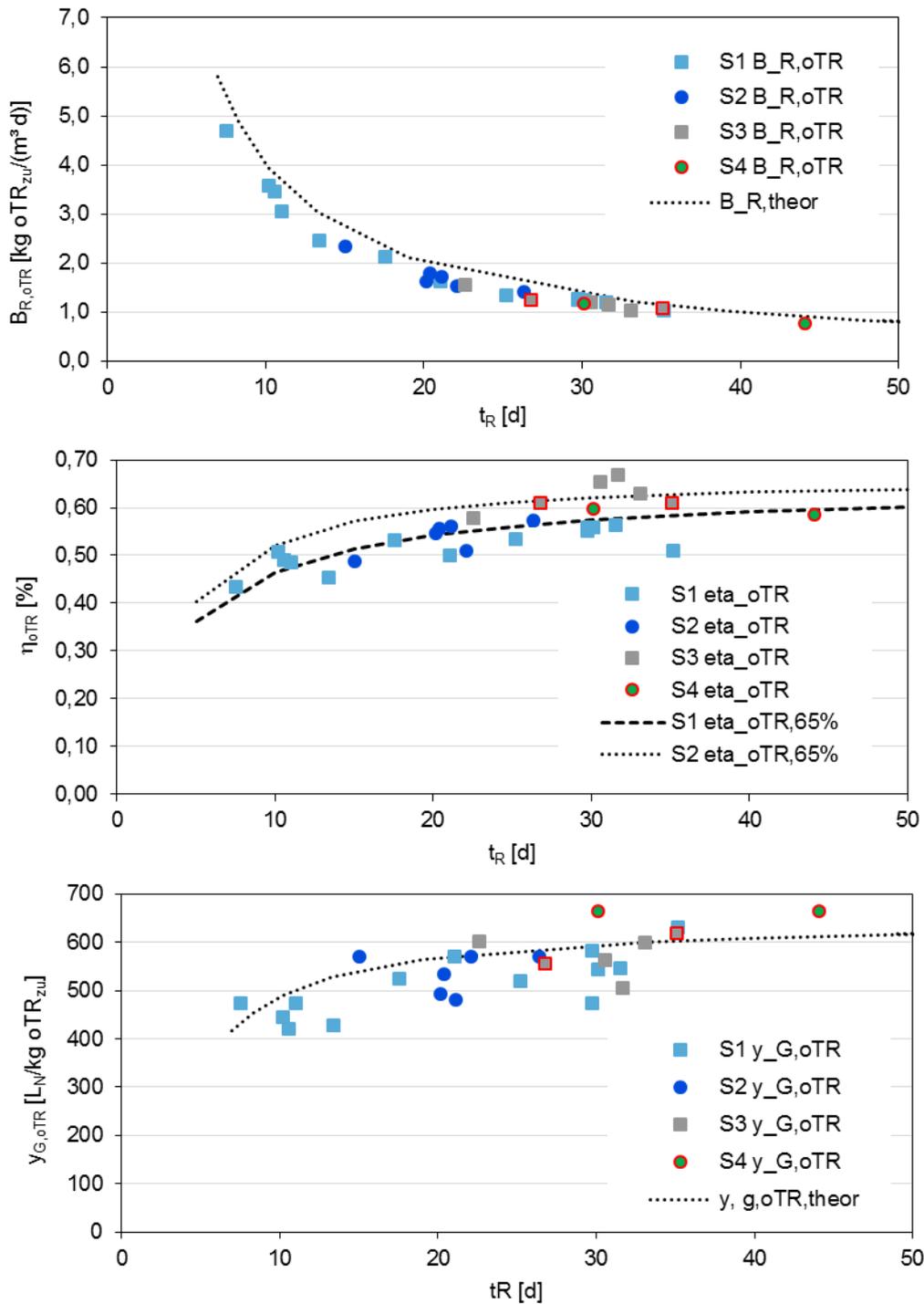
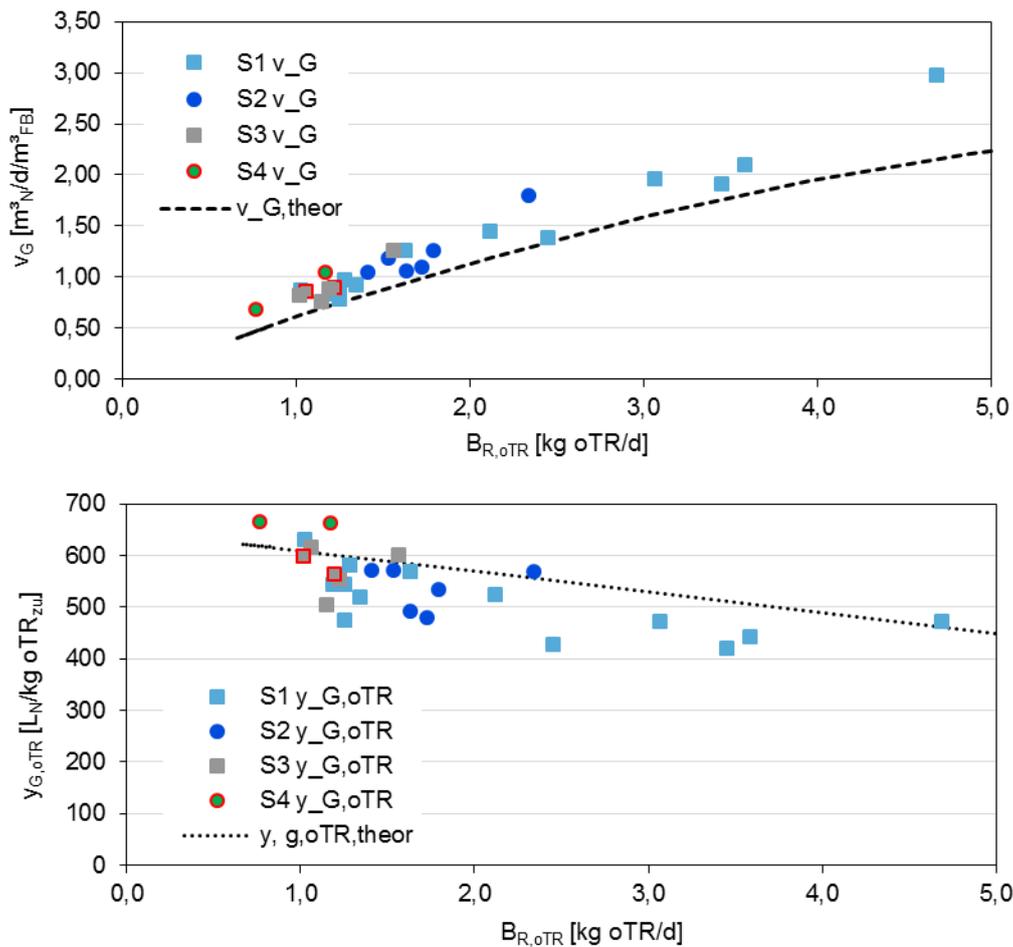


Abbildung 79: Raumbelastung, Abbaugrad und spezifischer Gasertrag in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe, Nr = Anzahl Reaktoren in Reihe beurteilt) im Vergleich zur Berechnung des Abbaugrades nach (Pfeiffer, 1989) mit  $\eta_{oTR} = 65\% (0,25 \cdot t_R) / (1 - 0,25 \cdot t_R)$ . ○ mit Zugabe von Co-Substraten

Abbildung 80 zeigt die erzielte spezifische Gasproduktion und Biogasausbeute in Abhängigkeit von der Raumbelastung. Mit dem Anstieg der Raumbelastung ergibt sich ein linearer Rückgang der spezifischen Biogasausbeute. Die Biogasproduktivität weist hingegen bei hoher Raumbelastung die höchsten Werte auf. Beim mehrstufigen-Betrieb werden somit in der ersten Stufe 75-80 % der Gesamtgasproduktion erreicht. Vergleichbare Ergebnisse wurden für die Hochlastfaulung auf der Kläranlage des Abwasserzweckverbandes in Heidelberg ermittelt (Kempfer-Regel et al. 2003).

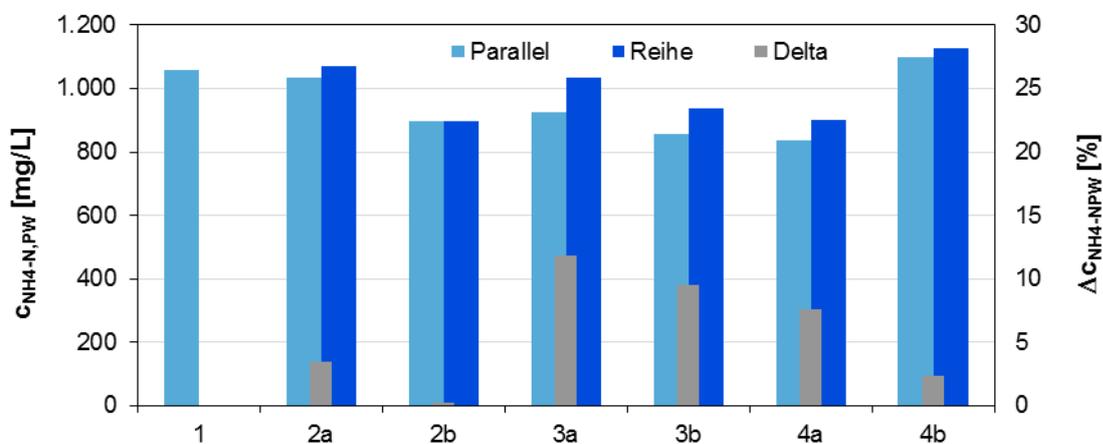


**Abbildung 80: Spezifische Biogasproduktion und Gasertrag in Abhängigkeit von der Raumbelastung und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe, Nr = Anzahl Reaktoren in Reihe beurteilt) Hinweis: ○ mit Zugabe von Co-Substraten**

### Nährstoffrückbelastung

Ein höherer Stoffabbau durch die Umstellung von Parallel- auf Reihenbetrieb ist mit einer höheren Rücklösung des inkorporierten Stickstoffs und Phosphors aus der Biomasse verbunden und führt zu einer erhöhten Rückbelastung des Schlammwassers. Für die Beurteilung der veränderten Rückbelastung wurde als Leitparameter regelmäßig die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf der einzelnen Stufen untersucht. Mit dem verbesserten oTR-Abbau bei der Reihenschaltung erhöht sich die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Rückbelastung um 3-12 % (Abbildung 81). In Abbildung 82 ist die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Rücklösung in Abhängigkeit vom oTR-Abbaugrad und von der Anzahl der in Reihe geschalteten Reaktoren gegenübergestellt. Hierbei wurde bei den mehrstufigen Reihen der Ablauf jeder Stufe berücksichtigt. Die  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Rücklösung weist starke Schwankungen auf, im Mittel führt die Erhöhung des oTR-Abbaugrades um 10 % zu einem Anstieg der  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Schlammwasser um 80 mg/L bzw. zu einer Erhöhung der Rückbelastung des Prozesswassers um 10 %.

In Abbildung 83 ist die  $P_{\text{ges}}$ -Konzentration im Ablauf der jeweiligen Stufe dargestellt. Mit dem Anstieg des oTR-Abbaugrades reduziert sich die  $P_{\text{ges}}$ -Konzentration. Der Rückgang ist höchstwahrscheinlich auf die Fällung des rückgelösten inkorporierten Phosphors zurückzuführen.



**Abbildung 81: Gegenüberstellung der mittleren  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf der Faulung für den Parallel- und Reihenbetrieb für die Versuchsphasen**

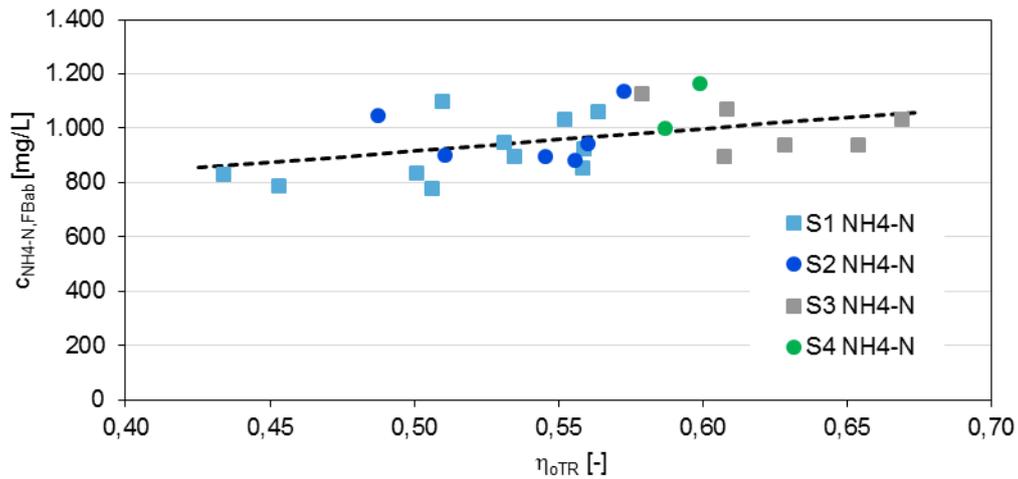


Abbildung 82: NH<sub>4</sub>-N-Konzentration im Ablauf der Faulung in Abhängigkeit vom oTR-Abbaugrad und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe). S4 inklusive Co-Substrate.

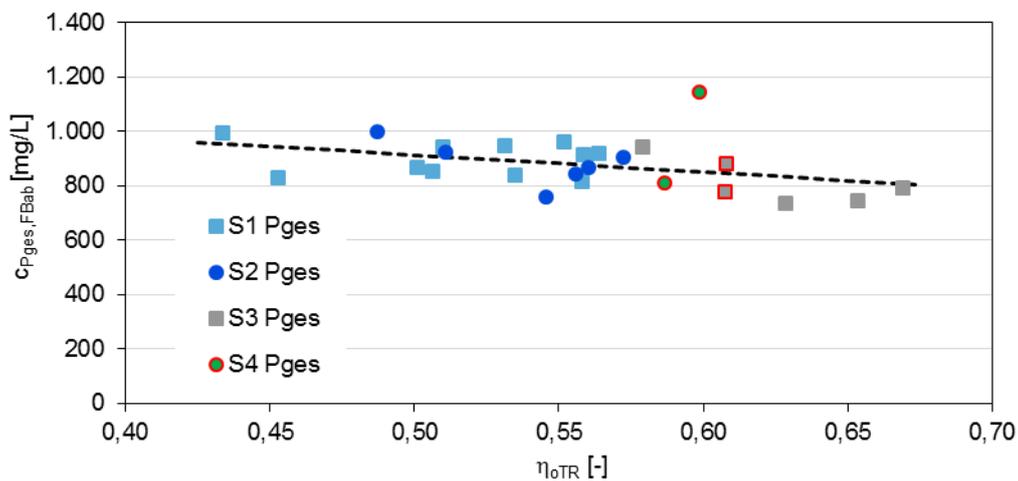
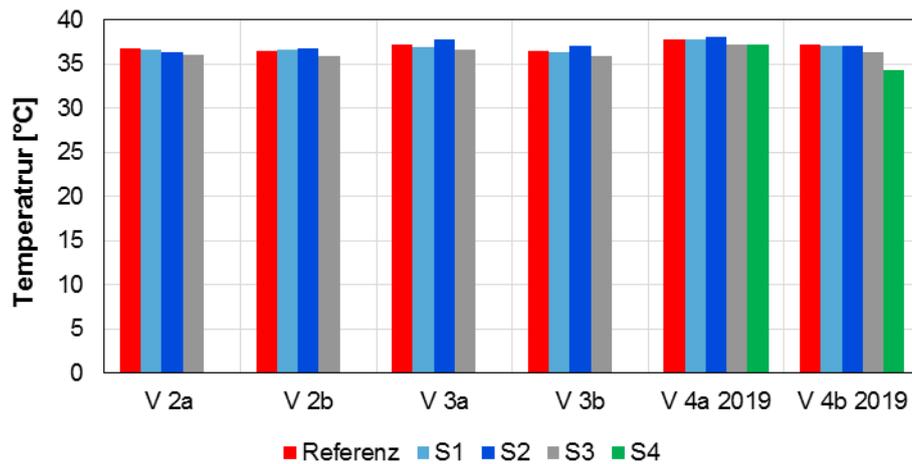


Abbildung 83: P<sub>ges</sub>-Konzentration in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und Anzahl Reaktoren in Reihe geschaltet (S = Stufe, Nr = Anzahl Reaktoren in Reihe beurteilt).  
 ○ mit Zugabe von Co-Substraten

Wärmehaushalt

Mit dem mehrstufigen Betrieb der Faulungsanlage wird der zugeführte Schlamm nur noch während der Beschickung der ersten Stufe erwärmt. Um ein gleichmäßiges Temperaturniveau in den nachgeschalteten Reaktoren zu gewährleisten, wurden für jeden Reaktor Wärmetauscher nachgerüstet. Während der gesamten Versuchsphasen wurden die zusätzlichen Wärmetauscher nicht eingesetzt. Die Auswertung des Temperaturverlaufs der dreistufigen Reihen weist ein konstantes Temperaturniveau auf. Nur in der letzten Versuchsphase sinkt die Temperatur unter 35°C.



**Abbildung 84: Gegenüberstellung der mittleren Faulbehältertemperatur**

### Entwässerungsleistung

Die Entwässerungsversuche weisen für den Reihenbetrieb um 1 bis 2 Prozentpunkte höhere Entwässerungsleistungen auf bei gleichzeitig besserer Trennschärfe.

### Desintegration

Aufgrund von technischen Problemen bei der Wärmebereitstellung als auch bei der Dosierung der Natronlauge konnten die Vorteile der Desintegration nicht aufgezeigt werden. Der Vergleich der Phase 2a und 2b (mit und ohne Desintegration) wiesen zudem unterschiedliche hydraulische Aufenthaltszeiten auf, so dass der verbesserte oTR-Abbaugrad auch auf die höhere hydraulische Aufenthaltszeit zurückgeführt werden könnte.

### 3.3 Mikrobiologische Untersuchungen

#### 3.3.1 Probenahme und Analysemethoden

Im Rahmen des Projektes wurden versuchsbegleitend Analysen zur quantitativen und qualitativen Erfassung der mikrobiellen Biozönose der verschiedenen Faulbehälter (FB) durchgeführt. In jeder Versuchsphase (V1, V2a, V2b, V3a, V3b, V4a und V4b) wurden Mischproben an der Probenahmestelle im unteren Drittel der FB entnommen. Im Anhang (Kapitel 7.2) sind folgende Informationen aufgeführt: (i) Protokolle zur Probennahme, -aufbereitung und -lagerung, (ii) eine Auflistung der Proben (Anzahl der durchgeführten Analysen und Kosten) und (iii) die Methodenprotokolle zu den folgenden durchgeführten Analysen:

- a. Zur Ermittlung der **mikrobiellen Diversität** in den FB wurden in V1 zunächst 16S rDNA Genbibliotheken der FB 1, FB3, und FB5 erstellt. Diese Analysen sind sehr kosten-, personal- und zeitintensiv und wurden in Abstimmung mit dem LANUV (Änderungsantrag vom 03.03.2017/Antwort vom 29.03.2017) durch die *state-of-the-art* Technik 16S rDNA Amplikonanalyse ersetzt. Durch diese Analyse wurde die geplante „Denaturierende Gradienten-Gelelektrophorese“ (DGGE) ebenfalls ersetzt. Mittels der 16S rDNA Amplikonanalyse konnte die Diversität der Bacteria als auch der Archaea parallel ermittelt werden. Dies brachte eine immense Zeitersparnis mit sich, insbesondere für eine zu erwartende Methodenoptimierung der DGGE, die nun nicht durchgeführt werden musste. Die Diversitätsanalyse zeigt nur die prozentuale mikrobielle Zusammensetzung in der Probe, beruhend auf die Anzahl der ermittelten DNA-Sequenzen. Da jedoch nur ein Bruchteil aller in der Probe befindlichen DNA-Sequenzen erfasst wird, lässt die Diversitätsanalyse **keine** Quantifizierung der einzelnen Mikroorganismen zu. Statistisch gesehen werden jedoch die DNA-Sequenzen von Mikroorganismen mit einer hohen Abundanz auch häufiger mittels der Analyse erfasst.
- b. Eine **quantitative, DNA-basierte Analyse** der Bacteria und Archaea, insbesondere der methanogenen Gruppen Methanomicrobiales, Methanobacteriales, Methanosaetaceae und Methanosarcinaceae, wurde mittels der quantitativen real-time PCR (qPCR) unter Verwendung von spezifischen TaqMan-Sonden durchgeführt (Nettmann et al. 2008). Mittels dieser Methode wird jedoch die 16S rDNA sowohl lebender als auch toter Organismen erfasst. Daher kann gegebenenfalls eine Überquantifizierung nicht ausgeschlossen werden. Entgegen der 16S rDNA Amplikonanalyse, die alle Bacteria und Archaea betrachtet, wurden für die qPCR der Archaea nur die o.g. Methanogene in die Analyse einbezogen. Die Summe dieser Organismen wurde dann als Summe der methanogenen Archaea definiert.
- c. Als weitere **quantitative, zellbasierte Analyse** wurde die Fluoreszenz *in situ* Hybridisierung (FISH) zur Ermittlung überwiegend stoffwechselaktiver Bacteria und Archaea durch-

geführt. Die Technik basiert auf die Einschleusung von fluoreszenzmarkierten FISH-Sonden, die an der 16S rRNA der Ribosomen in einer Zelle spezifisch binden. Die Anzahl der Ribosomen in einer Zelle ist meist abhängig von der Stoffwechselaktivität der Zelle. Daher ist das detektierbare Fluoreszenzsignal besonders stark, wenn viele FISH-Sonden an vielen Zielmolekülen in einer Zelle binden können. Somit werden mittels FISH insbesondere die stoffwechselaktiven Zellen detektiert. Zellen mit einer geringen oder keiner Stoffwechselaktivität zeigen extrem schwache, nicht mehr eindeutig oder keine detektierbare Fluoreszenz. Mittels der 16S rDNA Amplikonanalysen konnte eine hohe Anzahl noch nicht klassifizierter und damit noch unbekannter Bacteria-Klassen und Archaea-Gattungen nachgewiesen werden. Zudem konnten mittels der o.g. Analysen bei der Gruppe Bacteria eine eindeutige Zuordnung/Klassifizierung nur bis zur taxonomischen Ebene der Klasse erreicht werden. Daher war eine Identifizierung prozessrelevanter Bacteria in den einzelnen Versuchsphasen nicht möglich. Somit wurde ein spezifischer Nachweis prozessrelevanter Bakterienarten wie z.B. von Clostridia-Arten mit spezifischen FISH-Sonden ebenfalls nicht möglich und die FISH-Analysen konzentrierten sich auf den Nachweis und der zellbasierten Quantifizierung der Gruppen Bacteria und Archaea.

### 3.3.2 Ergebnisse der mikrobiologischen Analysen

Versuchsbegleitend sollte ermittelt werden, ob und welchen Einfluss die verschiedenen Verschaltungsarten der Faulbehälter auf die mikrobielle Biozönose und somit auf die Effizienz der Biomethanisierung haben. Die Ergebnisse mehrerer Analysen in einem Versuchszeitraum sind als Mittelwerte angegeben. Die Bezeichnung der Faulbehälter ist in der Reihenfolge ihrer Verschaltung angegeben (Kapitel 3.1).

#### 3.3.2.1 Diversitätsanalyse mittels 16S rDNA Amplikonanalyse

Die Analysen zeigen, dass die Diversität der **Domäne Bacteria** in allen FB sehr hoch ist (Abbildung 85). In der Tabelle 2 sind die nachgewiesenen Klassen und, wenn ermittelbar, ihre Stoffwechselfunktion aufgeführt.

Die hohe Diversität in den FB hat den besonderen Vorteil, dass der Biogasprozess stabil bleibt, auch wenn es leichte Schwankungen in der Prozessführung gibt (u.a. in der Substratzusammensetzung, Temperatur). Wenn sich die Umweltbedingungen ändern und diese somit für eine Gruppe von Organismen nicht mehr optimal sind, kann eine andere Organismengruppe die freiwerdende Nische besetzen. Die hohe bakterielle Diversität mit Organismen, die meist ein breites Stoffwechselspektrum besitzen, begünstigt demnach die Prozessstabilität.

**Tabelle 2: Nachgewiesene Bacteria - Merkmale und Stoffwechsel**

Bacteria Klasse	Merkmale	Stoffwechsel
Acidobacteria	Gramnegativ	Breites Stoffwechselspektrum, bevorzugen nährstoffarme Lebensbedingungen, u.a. heterotroph, Abbau u.a. von einfachen Zuckern (zum Teil auch Cellulose, Stärke, Aminosäuren und andere org. Säuren (Ward et al., 2009), einige Vertreter sind als Nitratreduzierer bekannt (Selzer, 2016)
Actinobacteria	Grampositiv, Stäbchen, Kokken oder Coryneforme, viele bilden Endosporen	Chemoorganotroph bzw. heterotroph, breites Stoffwechselspektrum, meist acidophil (saure pH-Bereiche), einige Vertreter bilden in der Gärung Milch- bzw. Essigsäure, einige Vertreter sind als Nitratreduzierer bekannt (Selzer, 2016)
Alphaproteobacteria	Gramnegativ, einige Arten sind obligate interzelluläre Pathogene (u.a. Chlamydia)	bevorzugen meist nährstoffarme Lebensbedingungen (oligotroph), ansonsten ein breites Stoffwechselspektrum
Anaerolineae	Gramnegativ, filamentös	Chemoorganoheterotroph; Hydrolytisch (u.a. Kohlenhydrate und Cellulose) und fermentativ aktive Organismen; möglicherweise auch syntrophe Beziehungen zu Methanogenen;
Armatimonadetes	Gramnegativ,	Aerob, chemoheterotroph, saccharolytisch
Bacilli	Grampositiv, meist Stäbchen, Geißeln, Endosporenbildner; einige Arten sind pathogen	Aerob, können aber auch unter anaeroben Bedingungen wachsen; breites Stoffwechselspektrum (u.a. Kohlenhydrate, Fettsäuren);
Bacteroidetes	Gramnegativ, meist Stäbchen, einige Arten sind pathogen	aerobe und anaerobe Arten;
Betaproteobacteria	Gramnegativ, einige Arten sind pathogen (u.a. Neisseria)	aerob, werden aber auch in anaeroben Milieu gefunden; u.a. auch chemolithotroph (Nitrosomonas) oder phototroph; ansonsten ein breites Stoffwechselspektrum
Chloroflexi	„Grüne Nichtschwefelbakterien“. Gramnegativ, filamentös, meist thermophil	Können Photosynthese betreiben: anoxygen photoautotroph, photoheterotroph und bei Lichtmangel chemoorganotroph

Bacteria Klasse	Merkmale	Stoffwechsel
Clostridia	Grampositiv, meist Stäbchen, Endosporenbildner, meist mit Geißeln; einige Arten sind pathogen (u.s. C. botulinum, C. tetani)	anaerob, proteolytisch, saccharolytisch und Harnsäure-spaltende Arten;
Deltaproteobacteria	Gramnegativ, einige Arten sind pathogen	u.a. Sulfatreduzierer;
Epsilonproteobacteria	Gramnegativ, , einige Arten sind pathogen (u.a. Helicobacter)	Mikroaerophil;
Flavobacteria	Gramnegativ, meist Stäbchen, einige Arten sind pathogen, aber auch kommensale Arten	aerob
Fusobacteria	Gramnegativ, meist filamentös, , einige Arten sind pathogen	Anaerob, fermentativ,
Gammaproteobacteria	Gramnegativ, einige Arten sind pathogen (bekannteste Vertreter: Legionella, Pseudomonas, Salmonella, Yersinia, Shigella)	Aerob und anaerobe Arten, fermentativ,
Spirochaetes	Spiralförmige Stäbchen, einige pathogene Arten (u.a. Borrelia, Treponema)	Anaerob (meist), chemoorganotroph,
Synergistia	Gramnegativ, meist Stäbchen,	Anaerob, in Biogasanlagen als Wasserstoffproduzent nachgewiesen
Thermotogae	Gramnegativ, häufig thermophil oder hyperthermophil	Anaerob, kann komplexe Kohlenhydrate umsetzen unter Bildung von Wasserstoff; in Biogasanlagen syntrophe Beziehung zu Methanogene
Verrucomicrobia		Chemoorganotroph,

Als bakterielle Hauptgruppen konnten die Phyla Bacteroidetes mit den Klassen Bacteroidia, Flavobacteria und Sphingobacteria, Firmicutes mit den Klassen Clostridia und Bacilli, Proteobacteria mit den Klassen Delta-, Beta-, Alpha-, Epsilon- und Gammaproteobacteria sowie Spirochaetes identifiziert werden. In allen Phyla wurde eine mehr oder weniger hohe Anzahl nicht klassifizierbarer OTUs nachgewiesen. Darüber hinaus war der größte Anteil aller Bacteria (zwischen 20% und 32% aller OTU) ebenfalls keiner der bekannten Phyla zuordbar. Dies ist insofern nicht verwunderlich, da allgemein angenommen wird, dass nur ca. 1% aller Bacteria bislang klassifiziert wurden, also bekannt sind.

Die oben genannten Phyla wurden bereits mehrfach in verschiedenen Biogasanlagen nachgewiesen, so dass hier von einer typischen Biozönose einer Biogasanlage gesprochen werden

kann (u.a. Klang et al. 2019; Jiménez et al. 2016; Heeg et al. 2014; Nelson et al. 2011). So zählen Vertreter des Phyla Bacteroidetes und Firmicutes zu den hydrolytisch-aktiven Bakterien, die den ersten und Geschwindigkeit bestimmenden Schritt im anaeroben Abbau durchführen. Diese Bakterien führen meist auch die Acidogenese durch. Im Phylum Proteobacteria finden sich Arten, die zu den homoacetogenen Bakterien zählen, also Säure verstoffwechseln. Die Analysen der **Domäne Archaea** erbrachten entgegen der Analyse der Bacteria eine Dominanz der methanogenen Archaea-Gruppe Methanosaetaceae mit Methanosaeta als dominante Gattung in allen FB (Abbildung 86). Diese Gruppe zählt zu den acetoklastischen, also Acetat verwertenden, Methanogenen und kann große Zellaggregate bilden, indem die langen, stäbchenförmigen bis filamentösen Zellen nach der Zellteilung weiterhin miteinander verbunden bleiben. Die Dominanz der Methanosaetaceae konnte auch mittels der qPCR in den meisten Versuchsphasen ermittelt werden (Abbildung 90). Mittels qPCR konnte jedoch meist eine höhere Abundanz hydrogenotropher Methanbildner ermittelt werden als mit der Diversitätsanalyse. Aufgrund dessen, dass die qPCR nur die methanogenen Archaea betrachtet, kann es zu leichten Abweichungen in der ermittelten Abundanz kommen. Zudem wurden mittels 16S rDNA Amplikonanalyse auch ein hoher Anteil nicht klassifizierter Archaea nachgewiesen, die gegebenenfalls den hydrogenotrophen Methanogenen zugehörig sind, aber deren Genom bislang noch nicht entschlüsselt wurde.

Neben Methanosaeta wurde die Gattung Methanolinea in nennenswerter Anzahl nachgewiesen, welche zu der Ordnung Methanomicrobiales zählt (Abbildung 86). Von deren Vertreter ist bislang bekannt, dass sie  $H_2/CO_2$  und Formiat für ihr Wachstum nutzen und somit zu den hydrogenotrophen Methanogenen zu zählen wären. Die ebenfalls mit einer höheren Abundanz nachgewiesene Gattung Methanospirillum (Abbildung 86) zählt wie Methanolinea zu der Ordnung Methanomicrobiales und zu den hydrogenotrophen Methanogenen, da auch sie  $H_2/CO_2$  für ihr Wachstum nutzen. Charakteristisch sind dessen spiralförmige, langen Zellen.

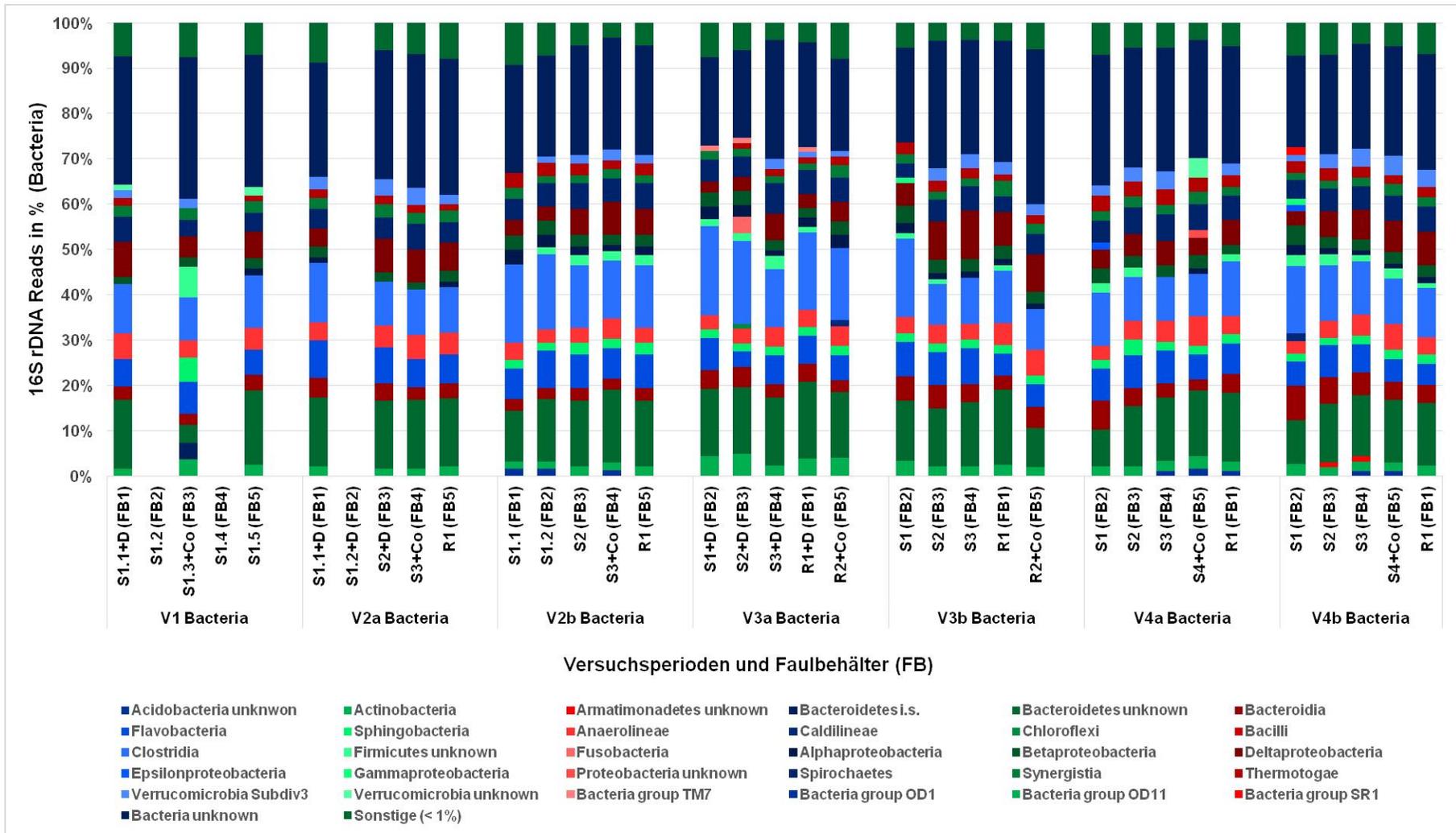


Abbildung 85: Gesamtauswertung der 16S rDNA Amplikonanalysen zur Ermittlung der mikrobiellen Diversität - Bacteria

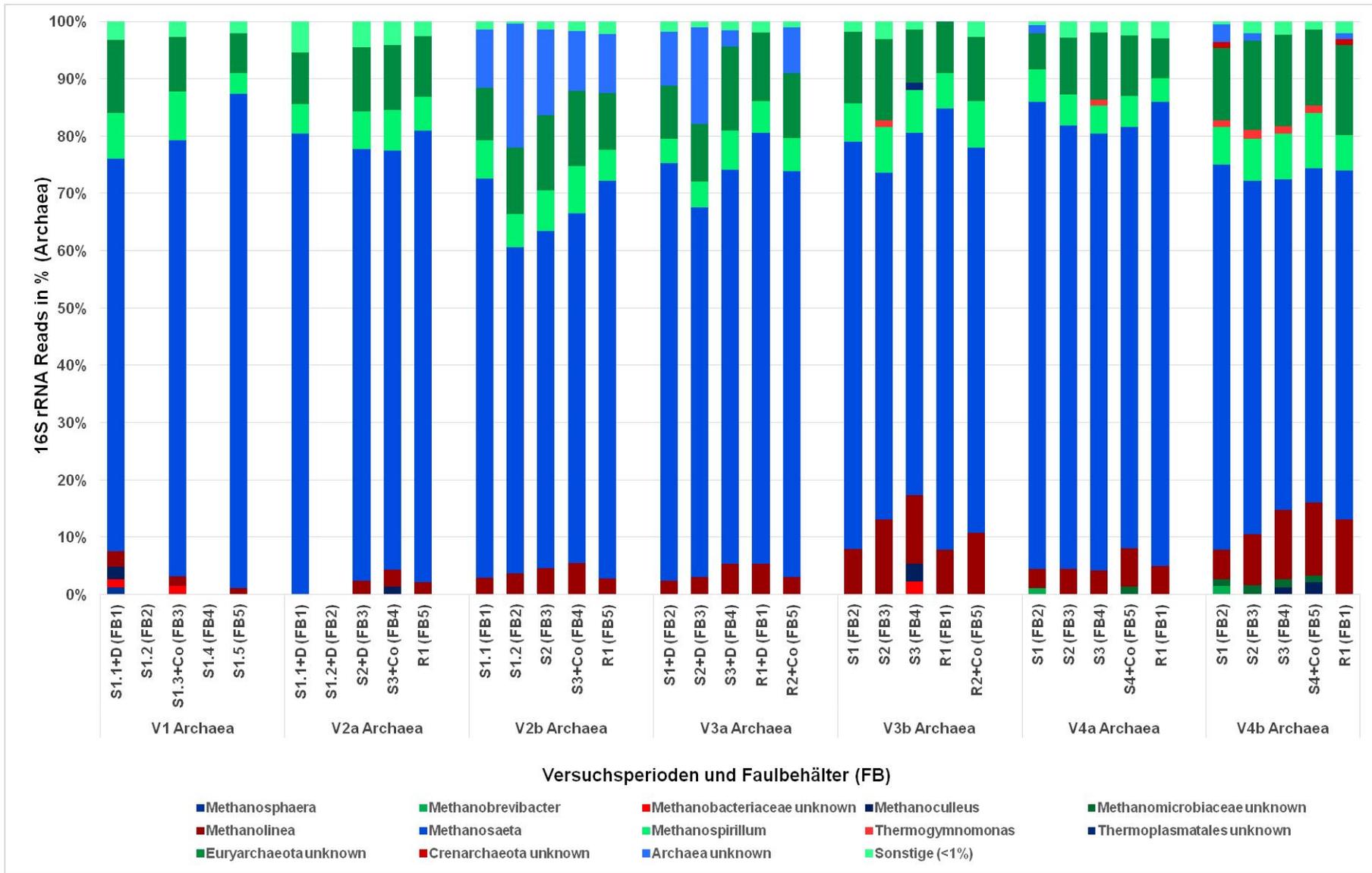


Abbildung 86: Gesamtauswertung der 16S rDNA Amplikonanalysen zur Ermittlung der mikrobiellen Diversität - Archaea

### 3.3.2.2 Quantitative realtime PCR (qPCR)

Mittels einer qPCR können verschiedene Organismengruppen auf Nukleinsäure-Basis quantitativ nachgewiesen werden. Mit diesem semiquantitativen Verfahren wird die 16S rDNA sowohl von lebenden wie auch toten Zellen quantitativ erfasst, wodurch es zu einer Überquantifizierung kommen kann.

Die Anzahl der **bakteriellen 16S rRNA Genkopien** in den jeweiligen FB liegt im Durchschnitt bei über  $10^{12}$  Zellen pro 100 ml Faulschlamm. In der Versuchsphase 1 wurden geringere Werte ermittelt. In dieser Phase schwankte die Prozessführung erheblich, was Einfluss auf die Zelldichte hatte. Warum im FB 2 während V2a und V2b die Gesamtanzahl von bakterieller 16S rRNA Genkopien wesentlich geringer war als im FB1, der im Parallelbetrieb zu FB2 fuhr, konnte nicht geklärt werden. Generell hatte die Reaktorverschaltung keinen signifikanten Einfluss auf die bakterielle Zelldichte der FB im stationären Zustand (Abbildung 87).

Da am Projektende mit der Auswertung der chemisch-physikalischen Prozessparameter die Versuchsphasen neu definiert wurden, fielen einige der Proben außerhalb dieser Versuchsphasen; dies betraf V3a – V4b. Die betroffenen Probezeitpunkte fielen dann in Zeitpunkte, die nun als Übergangsphasen zwischen den einzelnen Versuchsphasen zu betrachten sind, also in instationäre Phasen. Ergebnisse in der mit der Kennung „-1“ stellen diese instationären Phasen da und wurden Abbildung 88 daher in der Auswertung nicht weiter berücksichtigt (Abbildung 87).

Es zeigte sich jedoch, dass mit wenigen Ausnahme in diesen Übergangsphasen, also zu Beginn einer neuen Versuchsphase, die Zelldichte der Bacteria in den verschiedenen FB vereinzelt niedriger (bis zu 0,5 Log-Stufen) war als während oder am Ende der entsprechenden Versuchsphase (Abbildung 88). Dies könnte darauf zurückzuführen sein, dass bei Änderungen in der Reihenschaltung sich auch die Substratkonzentration bzw. -zusammensetzung ändert. Die Bakterien müssen sich zunächst auf die neuen Lebensbedingungen einstellen. Während der Adaption kann sich die Wachstumsrate der Bakterien verringern und mehr Organismen werden aus dem System gewaschen als nachwachsen können. Dadurch kann es zu einer Verringerung der Zellzahlen kommen. Aufgrund einer Adaption steigt die Wachstumsrate wieder an, so dass Auswaschung und Wachstum sich wieder ausgleichen. Die Bakteriendichte nimmt dann wieder zu und stagniert während einer stabilen Prozessphase. Am drastischen konnte dieser Effekt in der Versuchsphase 4b, in der die hydraulische Verweilzeit auf 8 Tage herabgesenkt wurde (Kapitel 3.2.9), beobachtet werden. Hier lag die Differenz in der Zelldichte zwischen Anlauf- und der stationären Phase zwischen 2 und 3 Log-Stufen. Es ist zu vermuten, dass die Verringerung der hydraulischen Aufenthaltszeit in der Übergangsphase von V4a zu V4b einen wesentlich höheren Einfluss auf die Zelldichte durch Auswaschung hatte als durch

die Umstellungen der Verschaltungen. Auch hier muss eine Adaption der Biozönose stattgefunden haben, da sich mit der Stabilisierung des Prozesses auch die Zelldichte wieder erholt (Abbildung 87 und Abbildung 88).

Die Anzahl der **archaealen 16S rRNA Genkopien** (Summe der methanogenen Archaea) in den jeweiligen FB liegt im Durchschnitt bei ca.  $10^{11}$  Zellen pro 100 ml Faulschlamm und somit ungefähr eine log-Stufe unterhalb der Zelldichte der Bacteria. Auffällig sind die geringen Zelldichten zwischen  $10^9$  bis  $10^{10}$  Zellen in den Versuchsphasen V1 und V2b und V3a (Abbildung 89). Es ist zu vermuten, dass in V1 die starken Schwankungen in der Prozessführung bzw. die häufigen Betriebsstörungen auch zu einer Verringerung der Zelldichten der methanogenen Archaea beigetragen haben.

Mittels qPCR wurden die 16S rRNA Genkopien der methanogenen Archaeagruppen Methanomicrobiales (hydrogenotroph), Methanobacteriales (hydrogenotroph), Methanosaetaceae (acetoclastisch) und Methanosarcinaceae (mixotroph) quantifiziert und in Prozente umgerechnet, gemessen an der Summe aller Genkopien dieser Gruppe. Die prozentuale Zusammensetzung der o.g. Methanogenen ist in der Abbildung 89 dargestellt. Hier wird deutlich, dass die Gruppe der Methanosaetaceae in den meisten FB und Versuchsphasen die dominierende Gruppe der Methanbilder stellt (Kapitel 3.3.2.1). Für V1 trifft dies nicht zu. Hier ist die Summe der Zellzahlen der hydrogenotrophen Methanomicrobiales und Methanobacteriales fast gleich mit denen der Acetat-verwertenden Gruppen Methanosaetaceae und Methanosarcinaceae. In den Versuchsphasen V2a-V3b dominieren die acetoklastischen und mixotrophen Methanbildner.

Mit der Phase V4a nimmt der Anteil an hydrogenotrophen Methanogenen wieder zu und erreicht in Phase V4b (mit Ausnahme der Stufe 1) über 50% der Methanogenen. Die Gruppe der Methanosaetaceae zeichnet sich im Vergleich zu anderen Methanogenen durch eine geringe Wachstumsrate und eine niedrige Halbsättigungskonstante aus. Die essigsäurespaltende Methanosaeta-Gattung ist daher dafür bekannt, dass sie bei niedriger Acetatkonzentration vorherrschend ist. Es ist zu vermuten, dass im Reaktor S1, der als erster Reaktor in der Reihe mit der höchsten organischen Belastung betrieben wurde, nur eine unvollständige Versäuerung/Acetogenese vorliegt und die damit einhergehenden niedrigen Essigsäurekonzentrationen (Daten liegen nicht vor) zu einer Dominanz der Gruppe der Methanosaetaceae führte (Abbildung 87). Die Ursache für diese Änderung innerhalb der methanogenen Biozönose konnte nicht ermittelt werden.

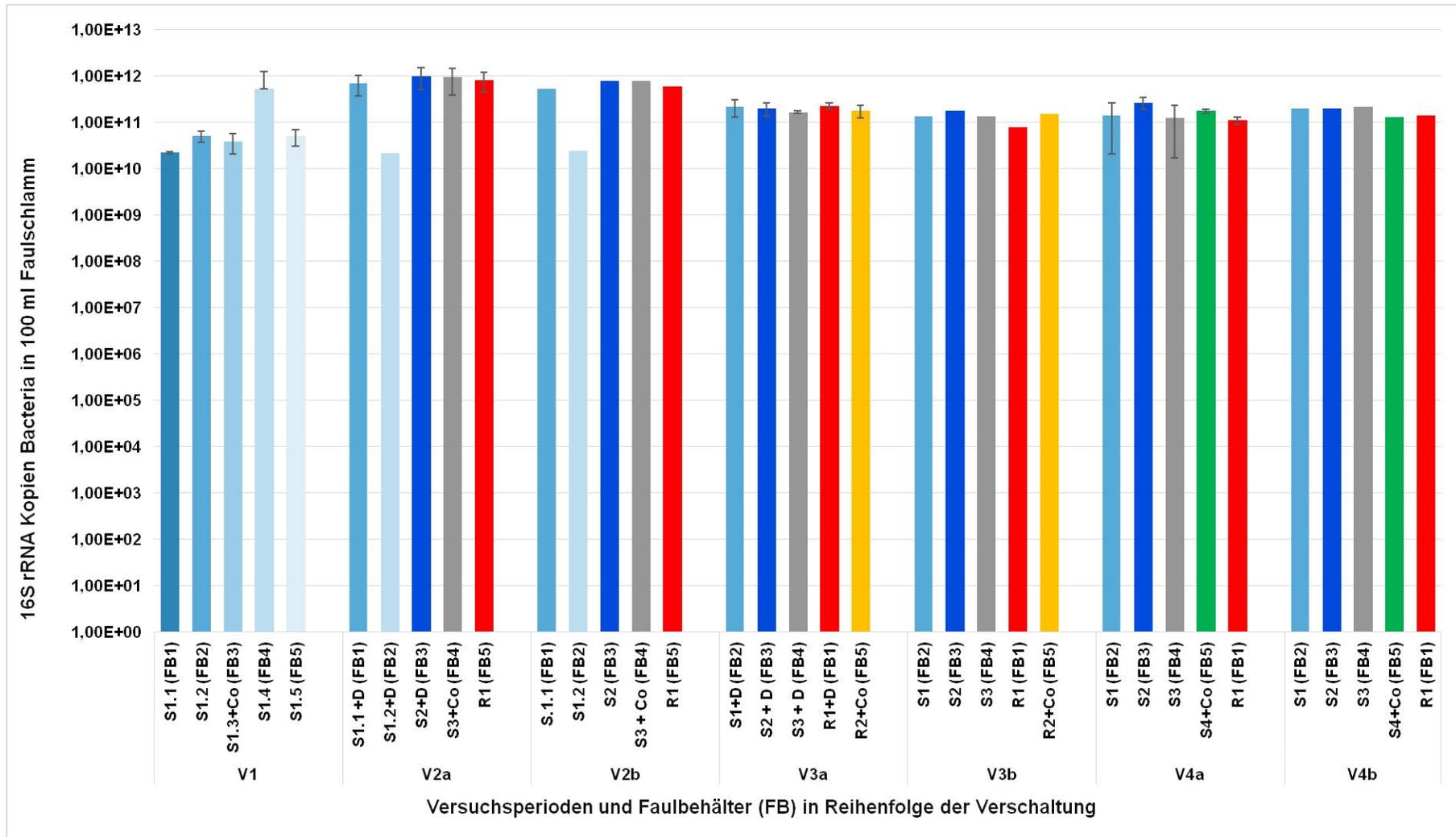


Abbildung 87: Quantifizierung der 16S rRNA Genkopien für die Gruppe Bacteria

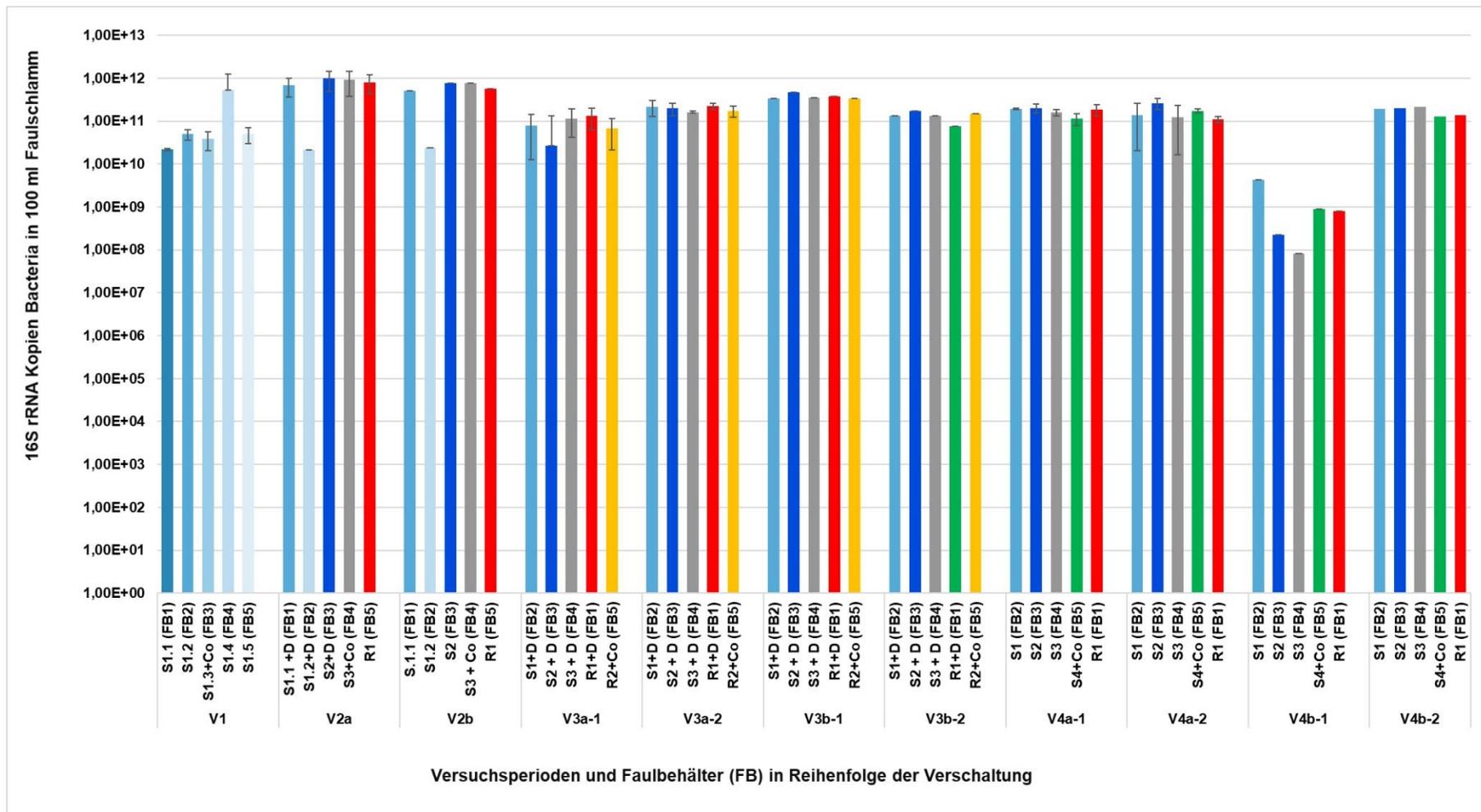


Abbildung 88: Quantifizierung der 16S rRNA Genkopien für die Gruppe Bacteria inklusive der Übergangsphasen

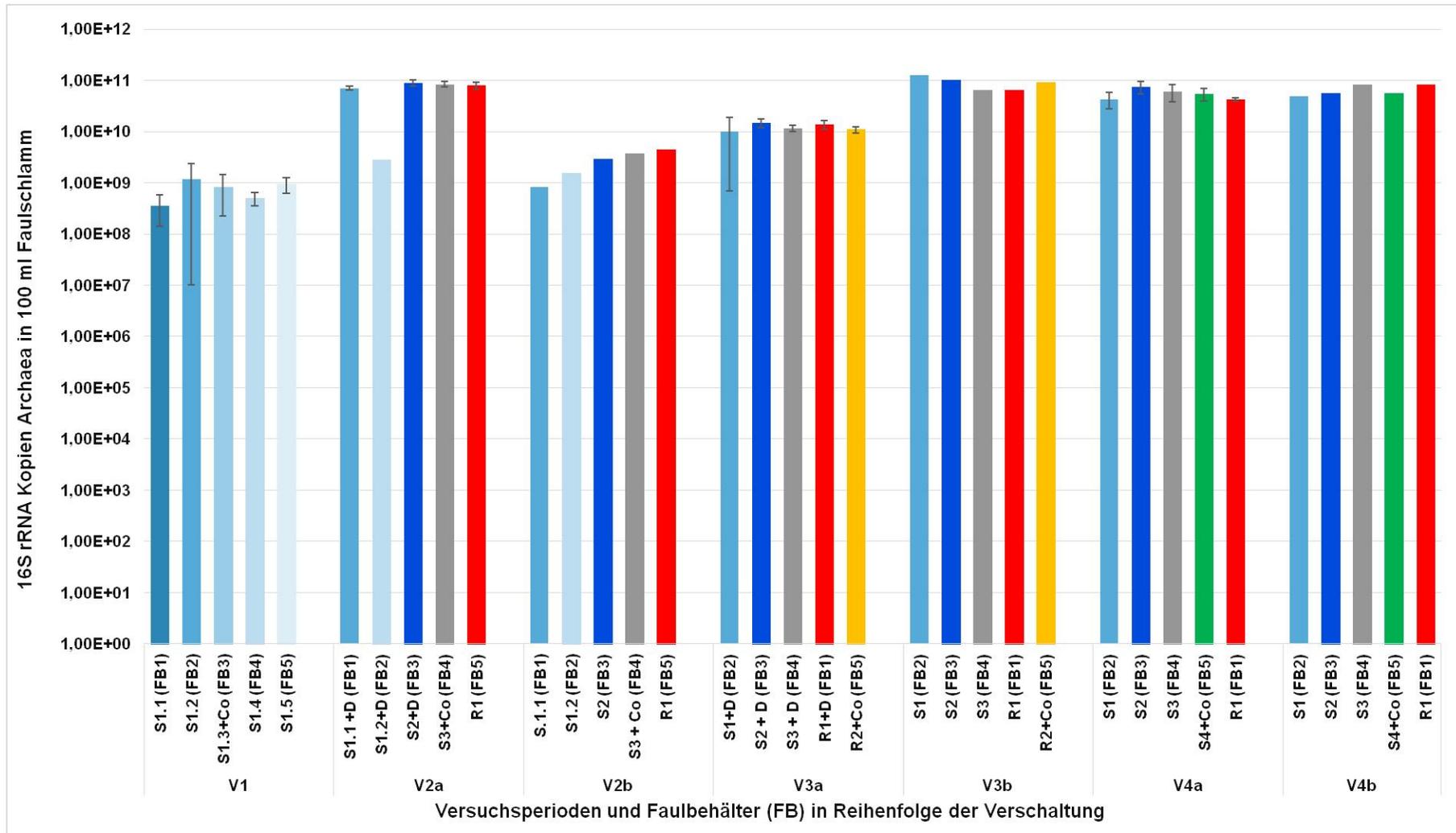


Abbildung 89: Quantifizierung der 16S rRNA Genkopien für die Gruppe Archaea

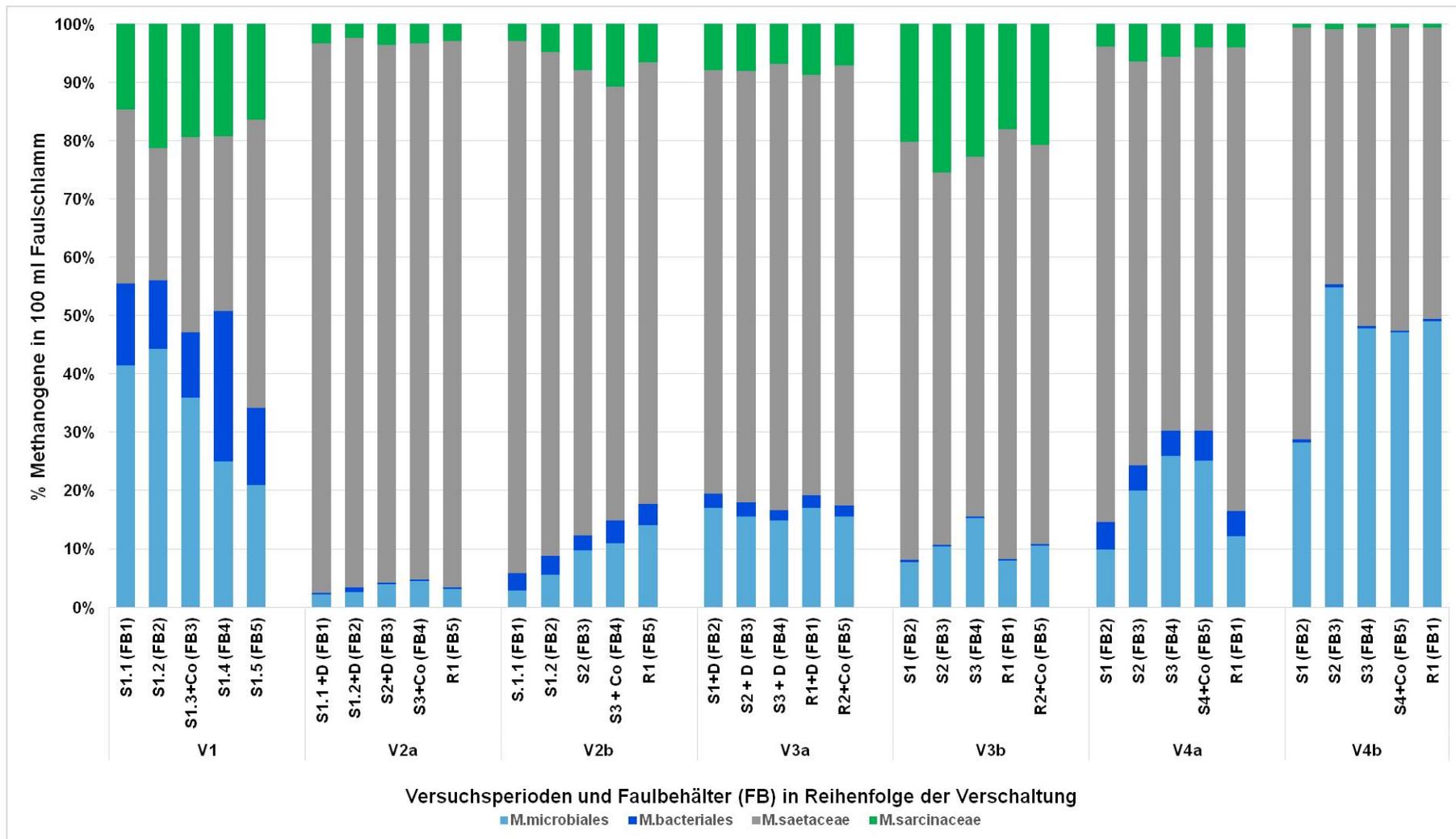


Abbildung 90: Prozentuale Zusammensetzung der methanogenen Archaea-Gruppen basierend auf deren 16S rRNA Genkopien

### 3.3.2.3 Fluoreszenz in Situ Hybridisierung (FISH)

Mit der FISH Analyse wurden die Domänen Bacteria und Archaea in den FB zellbasiert quantifiziert.

Die ermittelten Zellzahlen für Bacteria ( $\approx 10^7 - 10^8$ ) lagen fast ausschließlich zwischen 0,5 und 1,0 Log-Stufe höher als die der Archaea ( $\approx 10^6 - 10^7$ ). Im Vergleich zu den ermittelten 16S rRNA Genkopien der qPCR Analyse (Kapitel 3.3.2.2) sind die Zellzahlen der FISH sowohl für Bacteria als auch Archaea ca. 3 bis 4 Log-Stufen niedriger. Dies liegt zum einen daran, dass mittels der qPCR sowohl lebende wie tote Zellen erfasst werden und zum anderen, dass je nach Art die Anzahl des 16S rRNA Gen mehrfach in einer Zelle vorliegen und es dadurch zu einer Überquantifizierung kommen kann.

Die ermittelten Zellzahlen für Bacteria und Archaea wurden in Bezug auf die ermittelten Gesamtzellzahlen betrachtet. Hierzu wurde der prozentuale Anteil der Bacteria und Archaea an der Gesamtzellzahl berechnet. Diese Werte schwanken sehr (zwischen 13% V4b und ca. 60% V1 und V2a; Abbildung 89) und es konnte kein konkreter Zusammenhang mit der jeweiligen Prozessführung ermittelt werden. Auffällig ist nur, dass insbesondere in V4b der Anteil an stoffwechselaktiven Bacteria und Archaea besonders gering ist. Die Ergebnisse decken sich somit mit denen der qPCREs (Kapitel 3.3.2.2). Auch hier konnte kein Zusammenhang mit der Prozessführung bzw. Prozessparameter ermittelt werden

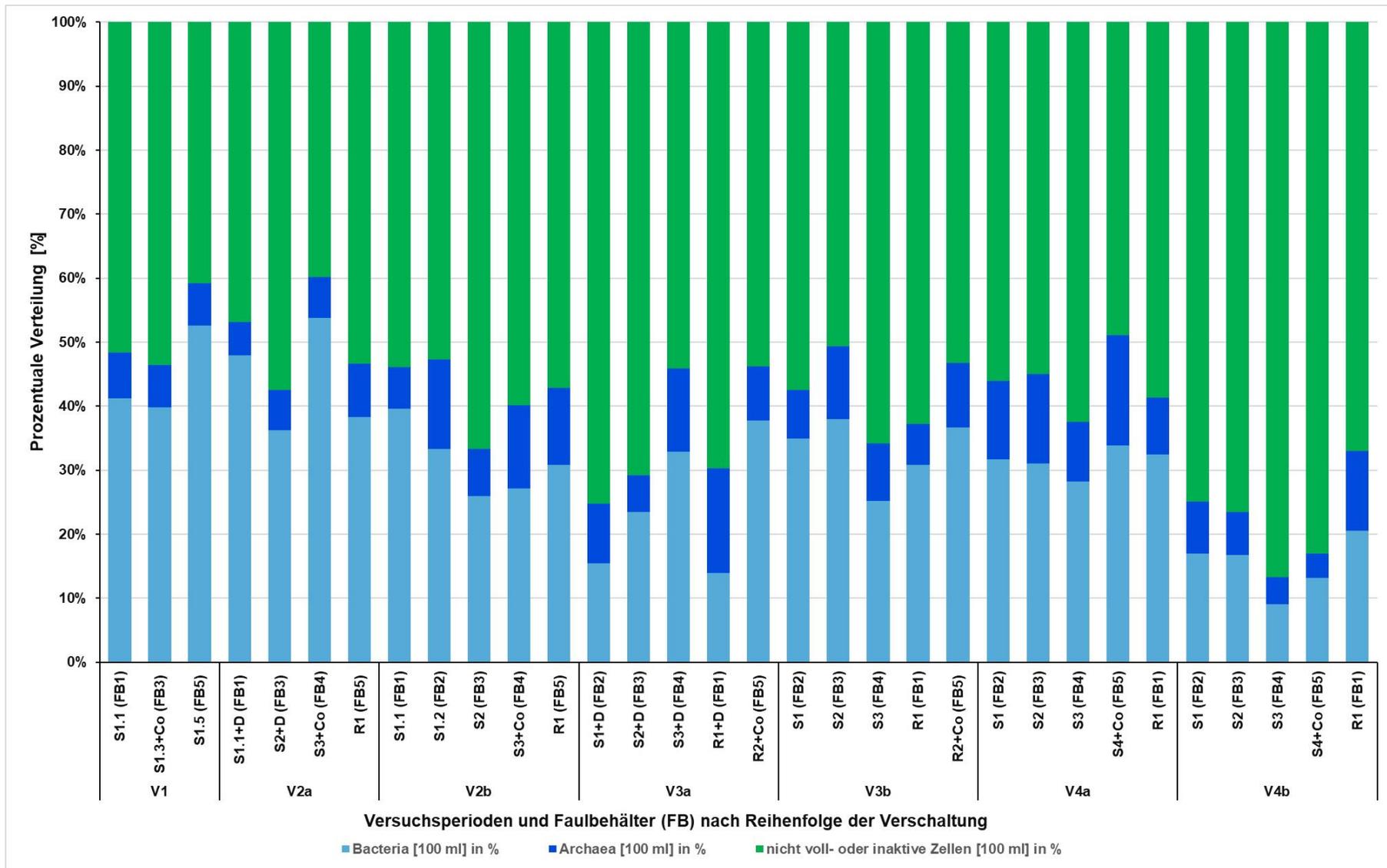


Abbildung 91: FISH: Prozentualer Anteil der hoch stoffwechselaktiven Bacteria und Archaea an der Gesamtzellzahl

### 3.3.3 Fazit zu den mikrobiologischen Analysen

Die mikrobiologischen Analysen zeigten, dass alle Faulbehälter innerhalb der verschiedenen Versuchsphasen eine hohe mikrobielle Diversität, insbesondere in der Domäne Bacteria, aufwiesen. Die hohe Diversität trug im Falle des GWK Köln Stammheim zu einer stabilen Prozessführung bei, da kleinere Störungen abgepuffert werden können. Es kann davon ausgegangen werden, dass wenn vorhandene Arten unterschiedlich auf Störfaktoren reagieren, die Funktion des Prozesses bei Störeinflüssen besser erhalten bleibt. Zudem können mehrere Arten eine ähnliche Funktion innerhalb eines Prozesses erfüllen (Redundanz), so dass Bakteriengruppe A Bakteriengruppe B ersetzen kann, wenn letztere empfindlicher auf einen Störfaktor reagiert als die erstere. Langfristig ist unter diesen Voraussetzungen mit einem stabilen Betrieb zu rechnen.

Größere Störungen bzw. Schwankungen in der Prozessführung können sich aber auch weiterhin negativ auf die Mikrobiologie und somit auch auf die Biogasausbeute auswirken. So zeigte sich, dass gerade die Übergangsphasen zwischen den verschiedenen Versuchen sich auf die Biozönose auswirkte.

In stationären Phasen wurde bei den Bacteria eine durchschnittliche Zelldichte zwischen  $10^{11}$  und  $10^{12}/100$  ml und bei den Archaea zwischen  $10^{10}$  und  $10^{11}/100$  ml ermittelt. Während die Übergangsphasen meist nur mit einer leichten Verringerung der Zelldichten einhergingen, zeigte gerade die Verringerung der Verweilzeit auf 8 Tage in V4b einen sehr starken Effekt auf die mikrobielle Biozönose. Die Zelldichten der Bacteria sanken erheblich zwischen 2 und 4 Log-Stufen zu Beginn der Versuchsphase. Jedoch erholte sich die Zelldichte nach einigen Wochen wieder (Abbildung 88).

In den Versuchsphasen 1 und 4 konnte beobachtet werden, dass sowohl hydrogenotrophe wie auch acetoklastische/mixotrophe Methanogene eine ähnlich hohe Abundanz mit durchschnittlich 50% aufwiesen (Abbildung 90). Zudem konnte mittels FISH Analyse eine Abnahme von stoffwechselaktiven Bacteria wie auch Archaea in V4b beobachtet werden (Abbildung 91).

In der Phase V4b konnte eine Reduzierung des Methangehaltes um 2,4 % (Abbildung 170) und eine Erhöhung der Konzentration organischer Säuren auf 450mg/L (Abbildung 71) ermittelt werden. Die Reduzierung des Methangehaltes kann auf die starke Verringerung der Abundanz der acetoklastischen Methanogenen (s.o.) zurückgeführt werden. Das gebildete Acetat akkumulierte (s.o.) und/oder wurde durch die syntrophe Acetatoxidation in  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  umgesetzt, so dass mehr Substrat für die hydrogenotrophen Methanogenen zur Verfügung stand. Syntrophe Acetatoxidierer finden sich in vielen Bakterienklassen wie u.a. Deltaprotobacteria und Clostrida, welche auch mittels 16S rDNA Amplikonanalyse nachgewiesen wurden (Abbildung 85). Die Acetat-Oxidation ist eine endotherme Reaktion ( $\Delta G^{\circ} = +104,5$  kJ/mol), also thermodynamisch extrem ungünstig. Dieser Prozess kann daher nur ablaufen, wenn der Wasserstoffpartialdruck durch Wasserstoff verbrauchende Partner-Organismen, zum Beispiel die

hydrogenotrophen Archaea, ständig niedrig gehalten wird. Die Gesamtreaktion aus syntropher Acetat-Oxidation und hydrogenotropher Methanogenese wird somit exergon mit derselben Stöchiometrie und Energiebilanz ( $\Delta G^{\circ} = -31,0 \text{ kJ/mol}$ ) wie die acetoklastische Methanogenese (Nettmann et al., 2010; Batstone et al., 2002). Das aus der syntrophen Acetatoxidation gebildete  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  steht somit den hydrogenotrophen Methanogenen als Substrat zur Verfügung und fördert somit ihr Wachstum, wie die Ergebnisse der qPCR für V4b zeigen (Abbildung 90). Da nur eine geringe Reduzierung des Methangehaltes (in der versuchsphase V4b) zu beobachten war, liegt die Vermutung nahe, dass durch eine vermehrte hydrogenotrophe Methanogenese eine stärkere Verringerung des Methangehaltes verhindert wurde.

Zusammenfassend konnte festgestellt werden, dass die Faulbehälterverschaltung selbst keinen negativen Einfluss auf die mikrobielle Biozönose hatte.

## 3.4 Strömungstechnische Simulation

### 3.4.1 Zielsetzung und Vorgehensweise

Neben einer möglichst optimalen Verschaltung der Faulbehälter, sollten im Rahmen dieses Projektes auch die strömungstechnischen Verhältnisse in den einzelnen Faulbehältern detailliert betrachtet werden. Basierend auf den Erkenntnissen, sollte anschließend eine möglichst optimale Betriebsweise abgeleitet werden.

Üblicherweise wurden in der Vergangenheit primär die biologischen und chemischen Parameter in den Faulbehältern betrachtet, so dass hier ein breites Grundlagenwissen vorhanden ist (Rosenwinkel et al, 2015). Dazu existieren auch mathematische Modelle, wie beispielsweise das Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM 1), das international seit längerem mit Erfolg eingesetzt wird.

Die Strömungsverhältnisse in den Reaktoren werden dagegen oft nur grob abgeschätzt oder sogar vernachlässigt. Dabei ist neben einer ausreichenden Durchmischung auch die möglichst weitgehende Ausnutzung des Behältervolumens durch das Vermeiden von Totzonen relevant; hydraulische Kurzschlussströmungen sollen vermieden werden. In diesem Arbeitspaket erfolgte daher für die einzelnen Faulbehälter eine detaillierte Betrachtung der Strömungsverhältnisse mit Hilfe der numerischen Strömungsmechanik (Computational Fluid Dynamics, CFD).

Da jedoch auch ein aufwendiges Modell Defizite in den Datengrundlagen nicht kompensieren kann und Kenntnisse über die rheologischen Eigenschaften der Substrate im Prozess bisher nur lückenhaft vorhanden sind, waren zunächst detaillierte Viskositäts- und Dichtemessungen der Faulschlämme erforderlich. Sie wurden möglichst umfassend in den einzelnen Versuchsphasen durchgeführt.

Zur Ermittlung der rheologischen Eigenschaften wurde das RheolabQC der Fa. Anton Paar eingesetzt. Das Gerät zeichnet sich durch einen sehr weiten Messbereich aus und kann auch mit sehr kleinen Scherraten arbeiten. Die Steuerung und Messwertaufnahme erfolgen über einen PC (Laptop). Für das Rheometer sind verschiedene Messsysteme vorhanden, um auch Flüssigkeiten mit Feststoffen von bis zu etwa 2 mm Durchmesser untersuchen zu können. Der in diesen Untersuchungen verwendete Messzylinder erlaubte trotz der Feststoffe in den Faulschlämmen DIN-konforme Messungen, sodass auf Relativmessungen mit ihren Unsicherheiten verzichtet werden konnte (Abbildung 92 und Tabelle 3).

Da die Technik transportabel ist, konnten die Messungen direkt vor Ort durchgeführt werden. Abweichungen und Unsicherheiten durch Transport, Lagerung, Temperaturveränderung und die Zeit wurden damit vermieden.

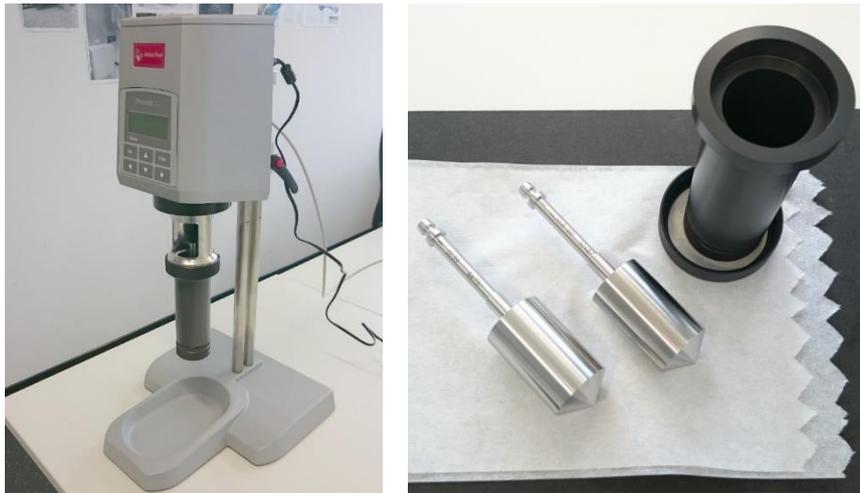


Abbildung 92: Rheometer (links) mit Messbecher und unterschiedlichen Messzylindern (rechts)

Tabelle 3: Technische Daten des RheolabQC

Eigenschaft	Wert
<b>Drehzahl</b>	0,01 bis 1200 1/min
<b>Drehmoment</b>	0,20 bis 75 mNm
<b>Schubspannung</b>	0,5 bis 30000 Pa (je nach System)
<b>Scherrate</b>	$10^{-2}$ bis 4000 1/s (je nach System)
<b>Viskositätsmessbereich</b>	1 bis $10^9$ mPas (je nach System)
<b>Interne Winkelauflösung</b>	2 $\mu$ rad
<b>Abmessungen B x H x T</b>	300 mm x 720 mm x 350 mm
<b>Gewicht</b>	14 kg

Die Dichtebestimmungen erfolgten in diesen Untersuchungen mit einem Pyknometer. Diese Methode mutet möglicherweise etwas veraltet an, hat aber den Vorteil eines vergleichsweise großen Probenvolumens von  $100 \text{ cm}^3$ , während die elektronischen Messgeräte zur Dichtebestimmung nur mit  $1 - 2 \text{ cm}^3$  arbeiten. Da Faulschlamm keine homogene Flüssigkeit ist, würden daher sehr viele Proben benötigt, um einen repräsentativen Wert zu erhalten. Ferner versagen laut Herstellerangaben die Geräte, die mit sogenannten Schwingern arbeiten, aufgrund der kompressiblen Gasphase im Schlamm. Darüber hinaus sind diese Geräte schwerer zu reinigen und auch sehr viel teurer als Pyknometer.

Zur Bestimmung der Dichte standen jeweils ein Pyknometer nach GAY LUSSAC und nach HUBBARD zur Verfügung (Abbildung 93). Das Volumen betrug bei beiden (etwa)  $100 \text{ cm}^3$ . Das Pyknometer nach GAY LUSSAC gilt als sehr genau, besitzt aufgrund der dünnen und

langen Kapillare allerdings gewisse Einschränkungen bei Flüssigkeiten mit Feststoffen. Diese werden beim Pyknometer nach HUBBARD umgangen, dass sich auch insbesondere für Flüssigkeiten mit hoher Viskosität eignet. Vergleichsmessungen haben gezeigt, dass bei den hier untersuchten Faulschlämmen die ermittelten Werte nur vernachlässigbar gering voneinander abwichen. Die angegebenen Zahlenwerte wurden mit dem Pyknometer nach GAY LUSSAC ermittelt. Die Messungen erfolgten parallel zu den Viskositätsbestimmungen und damit an denselben Terminen.



Abbildung 93: Pyknometer nach GAY LUSSAC (links) und nach HUBBARD (rechts)

Die Proben zur Dichte- und Viskositätsbestimmung wurden zur Überprüfung der Homogenität an verschiedenen Stellen (Höhen) der Faulbehälter genommen (Abbildung 94).

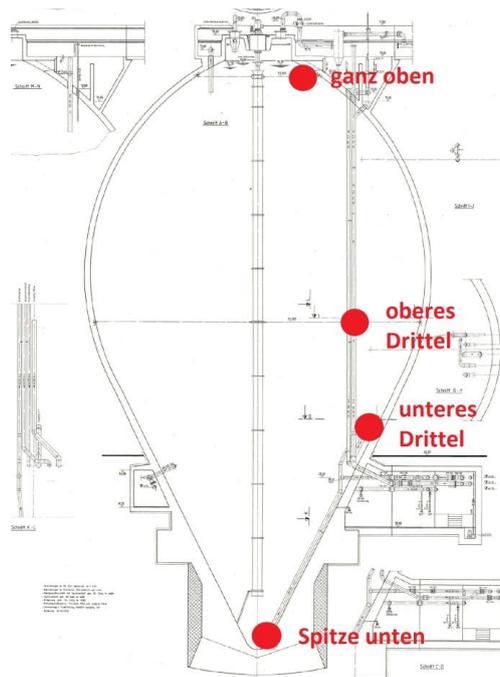


Abbildung 94: Entnahmestellen zur Viskositäts- und Dichtebestimmung

Die Bezeichnungen der Entnahmestellen wurden von den Mitarbeitern vor Ort übernommen. Da der Ablauf der internen Zirkulation üblicherweise über das untere Drittel erfolgt, wurde es zur Standardentnahmestelle und diente überwiegend dem Vergleich der Faulbehälter untereinander.

### 3.4.2 Ergebnisse der Viskositätsmessungen

In Phase 1 waren keine Messungen erforderlich, da auch nach der Umstellung auf die Versuchsphasen immer ein Faulbehälter als Referenzreaktor betrieben wurde. So wurden die ersten Viskositätsmessungen der Faulschlämme am 05.10.2017 durchgeführt. Die Betriebsweise war am genannten Termin noch nicht vollständig auf die Versuchsphase V 2a umgestellt, denn S1.2 (FB 2) und der Referenzreaktor R1 (FB 5) wurden an dem Zeitpunkt noch ohne Desintegration betrieben.

Die rheologischen Untersuchungen zeigten, dass die Viskosität mit steigenden Scherraten abnimmt, sodass ein strukturviskoses (scherverdünnendes) Fließverhalten vorliegt (Abbildung 95). Darüber hinaus zeigte sich, dass die Viskosität mit der Dauer der Scherung zusätzlich abnahm, es liegt also auch thixotropes Verhalten nur in schwacher Ausprägung vor.

Ganz allgemein nimmt die Viskosität auch im Verlauf der Reihenschaltung ab. Die Abbildung 95 zeigt die Viskositätskurven der einzelnen Faulbehälter. Der S1.1 (FB 1) zeigt die höchsten Werte, der S3 (FB 4) die niedrigsten. Die Viskosität von S1.2 (FB 2) ist ähnlich zu R1 (FB 5) (beide noch ohne Desintegration) und liegt etwas unter dem S1.1 (FB 1, mit Desintegration).

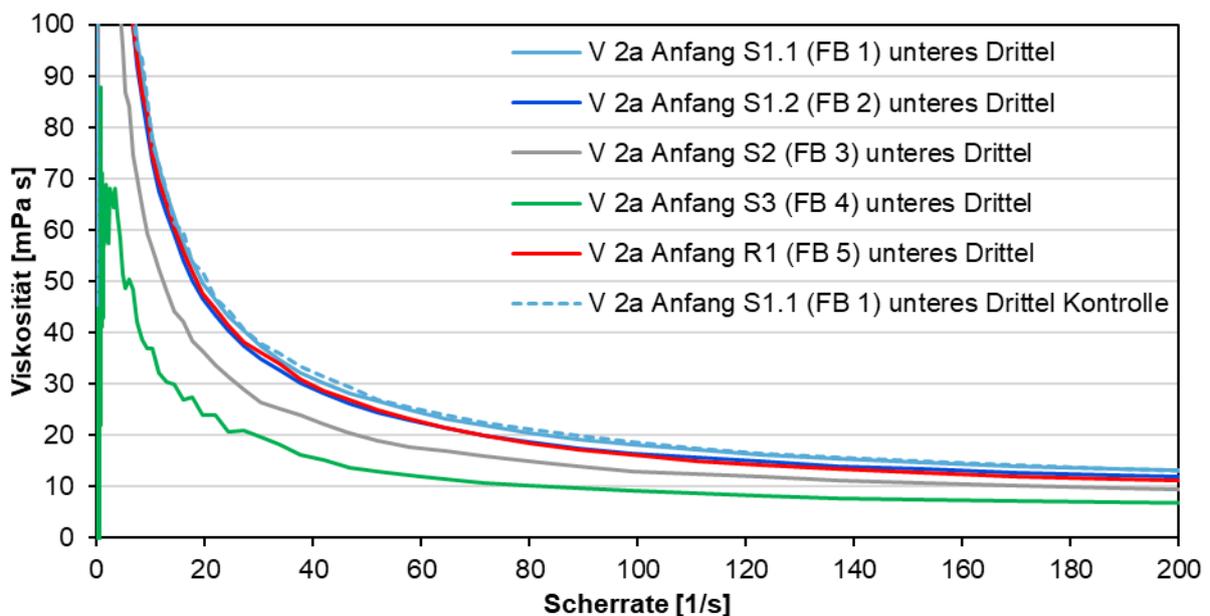


Abbildung 95: Viskositätskurven zu Beginn von Versuchsphase V2a

mit strukturviskosem Verhalten an jeweils derselben Entnahmestelle („Unteres Drittel“)

Auffällig sind die Schwankungen des S3 (FB 4) bei kleinen Scherraten, diese werden durch Feststoffe und Ansammlungen von Schlammflocken verursacht. Der S3 bekommt die Co-Substrate, sodass der Effekt möglicherweise auch auf Fette zurückzuführen ist.

In Abbildung 96 sind die Viskositätskurven des R1 (FB 5) dargestellt, die Proben wurden in unterschiedlichen Höhen genommen. Dabei zeigte sich, dass die Viskosität nicht im gesamten Faulbehälter konstant ist, sie nimmt von unten nach oben zu.

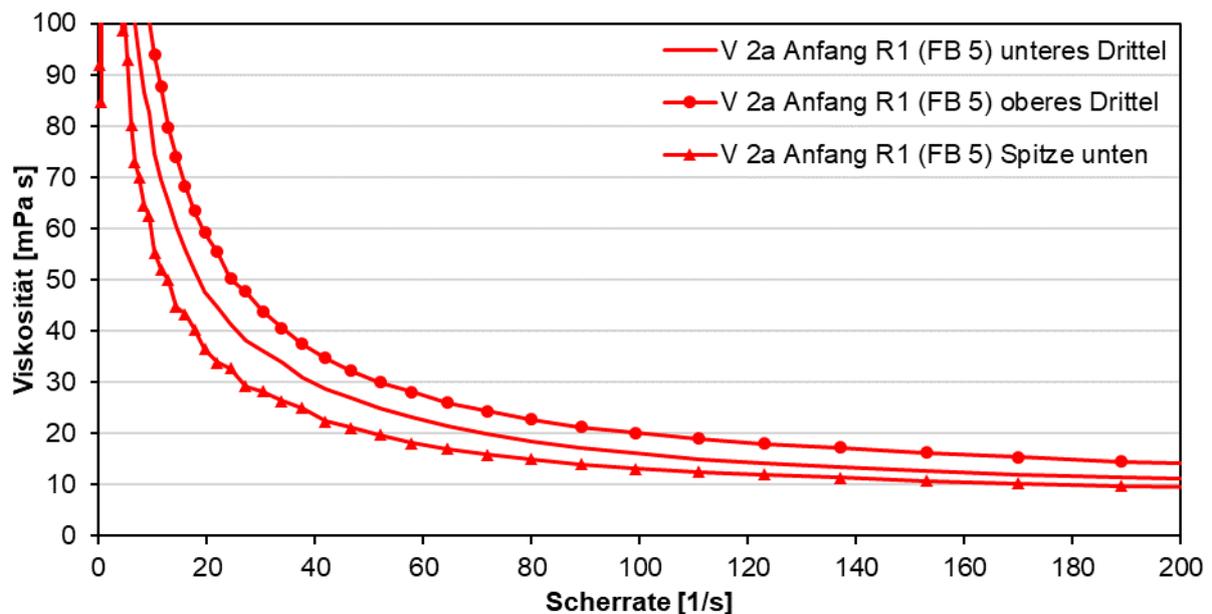


Abbildung 96: Vertikale Variation der Viskosität im R1 zu Beginn der Phase V2a

Weitere Messungen erfolgten am 24. und 25.01.2018, an denen die Versuchsphase V2a schon über mehrere Monate lief. Auch hier liefern S1.1, S1.2 und R1 nahezu identische Werte, der S3 am Ende der Reihe zeigte ebenfalls wieder die niedrigste Viskosität (Abbildung 97). Aus dem S2 konnten aus technischen Gründen keine Proben entnommen werden.

Um die Schwankungsbreite an denselben Entnahmestellen untersuchen zu können, wurden vom S3 und R1 mehrfach Wiederholungsmessungen durchgeführt. Da die Viskosität nahezu konstant bleibt, existiert offenbar eine Schichtung in der Vertikalen (Abbildung 97 bis Abbildung 99). Die Unterschiede sind im R1 allerdings nur schwach ausgeprägt.

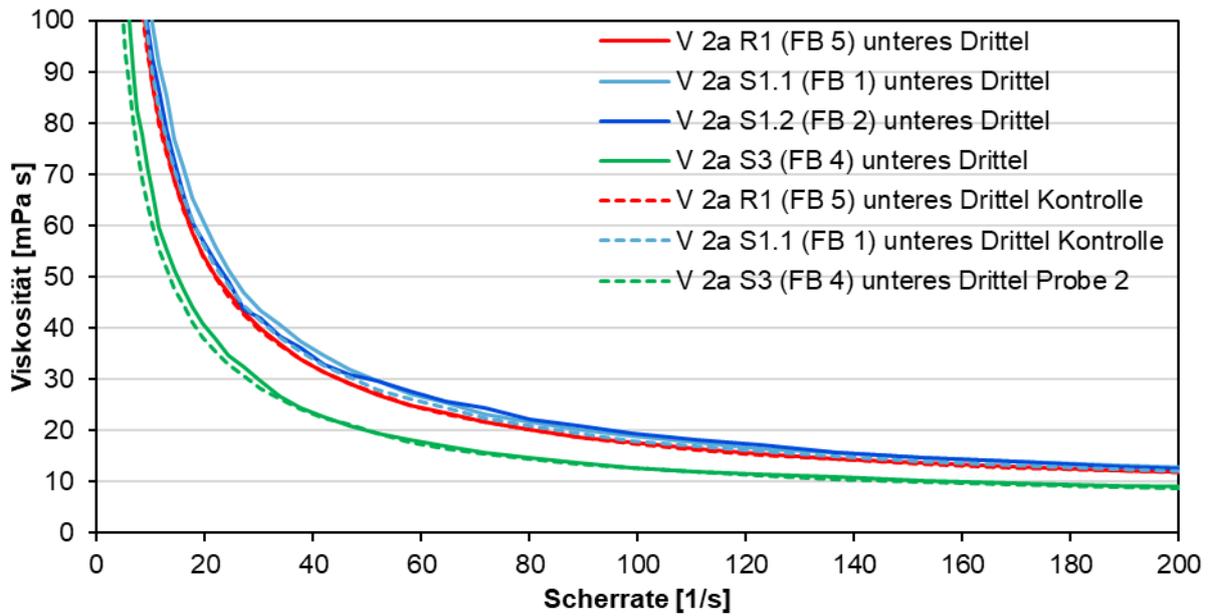


Abbildung 97: Abnahme der Viskosität im Verlauf der Reihenschaltung in V2a

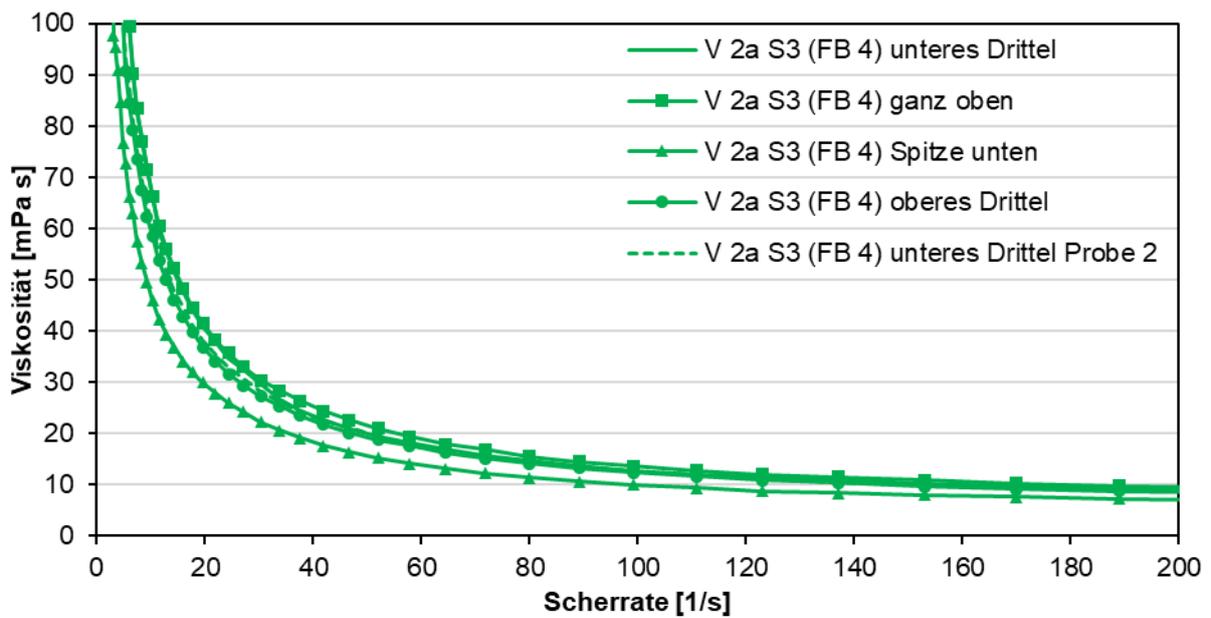


Abbildung 98: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V2a

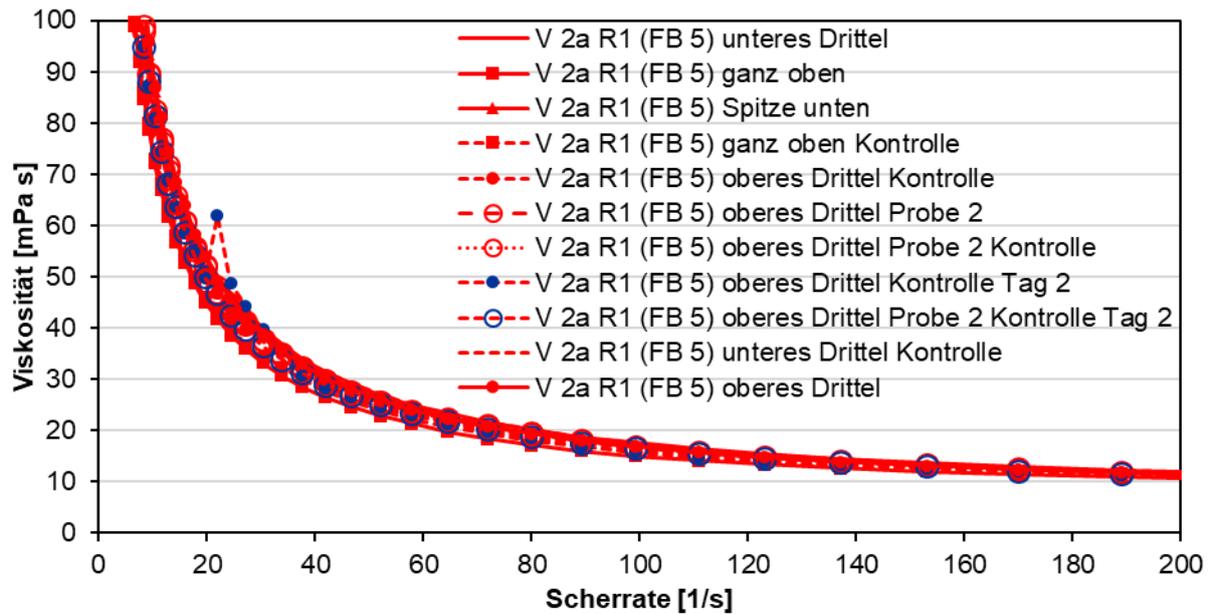


Abbildung 99: Vertikale Variation der Viskosität im R1 in V2a

In Versuchsphase V2b erfolgten die Messungen am 11. und 12.04.2018. Auch hier wurden in großem Umfang Wiederholungsmessungen durchgeführt, sie bestätigten die bereits festgestellte Reproduzierbarkeit (Abbildung 100). Auch hier nimmt die Viskosität im Laufe der Reihenschaltung ab. S1.1 und S1.2 unterscheiden sich nur gering und zeigen die höchsten Viskositätswerte. Es folgen S2 und S3 mit deutlich geringeren Werten. Der R1 liegt etwa auf dem Niveau des S2.

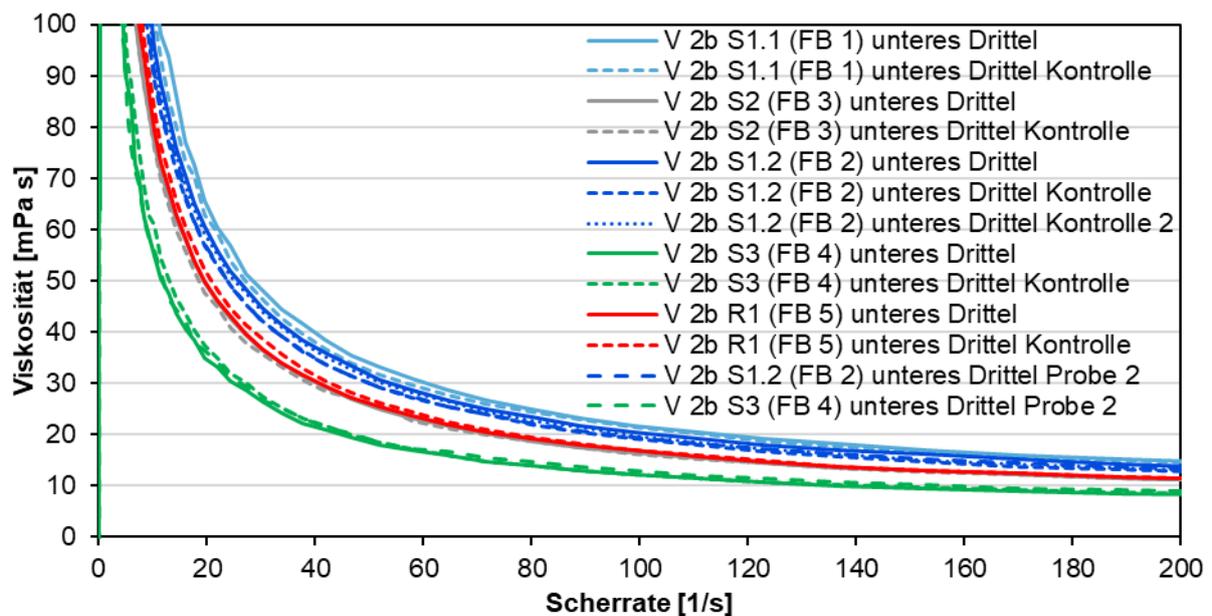


Abbildung 100: Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung in Versuchsphase V2b

Abbildung 101 zeigt die vertikale Variation der Viskosität im S1.2. Auffällig ist dabei, dass sowohl ganz oben als auch in der Spitze unten nahezu identische Viskositätswerte ermittelt wurden. Ebenso wurden beim unteren und oberen Drittel fast identische Werte gemessen, die deutlich niedriger sind. Eine eindeutige Tendenz in der Vertikalen ist damit nicht zu erkennen. Im S3 ist die Viskosität dagegen an allen Entnahmestellen sehr ähnlich (Abbildung 102). Offenbar nimmt die Spreizung mit fortlaufender Reihenschaltung ab, und die Werte an den verschiedenen Entnahmestellen gleichen sich einander an.

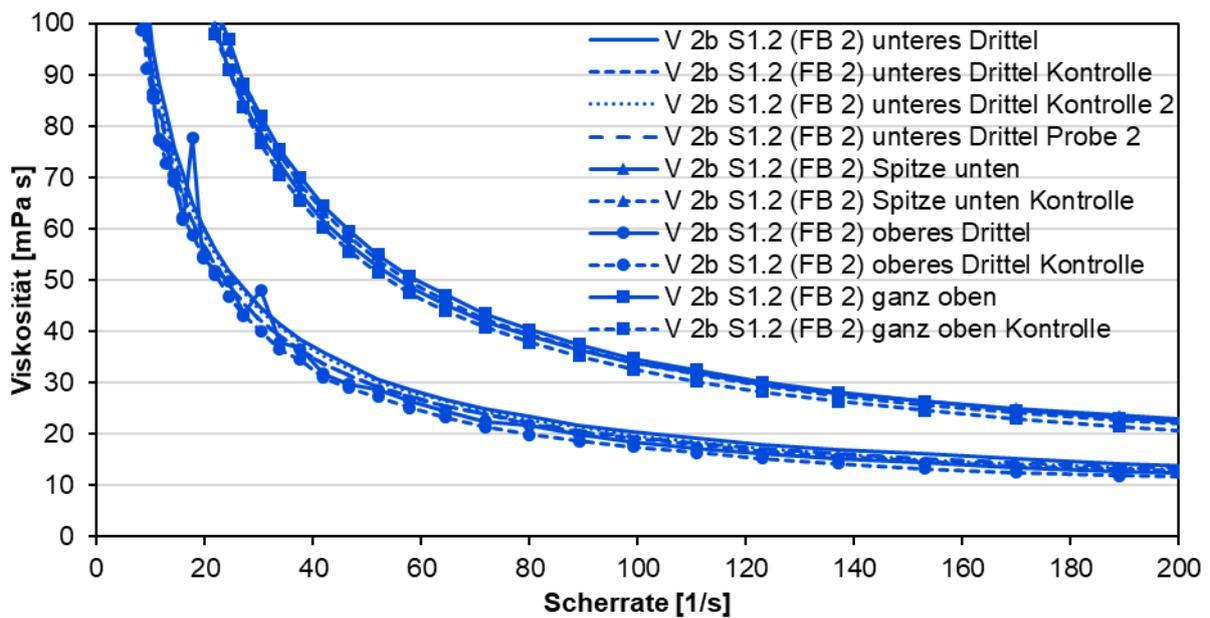


Abbildung 101: Vertikale Variation der Viskosität im S1.2 in V2b

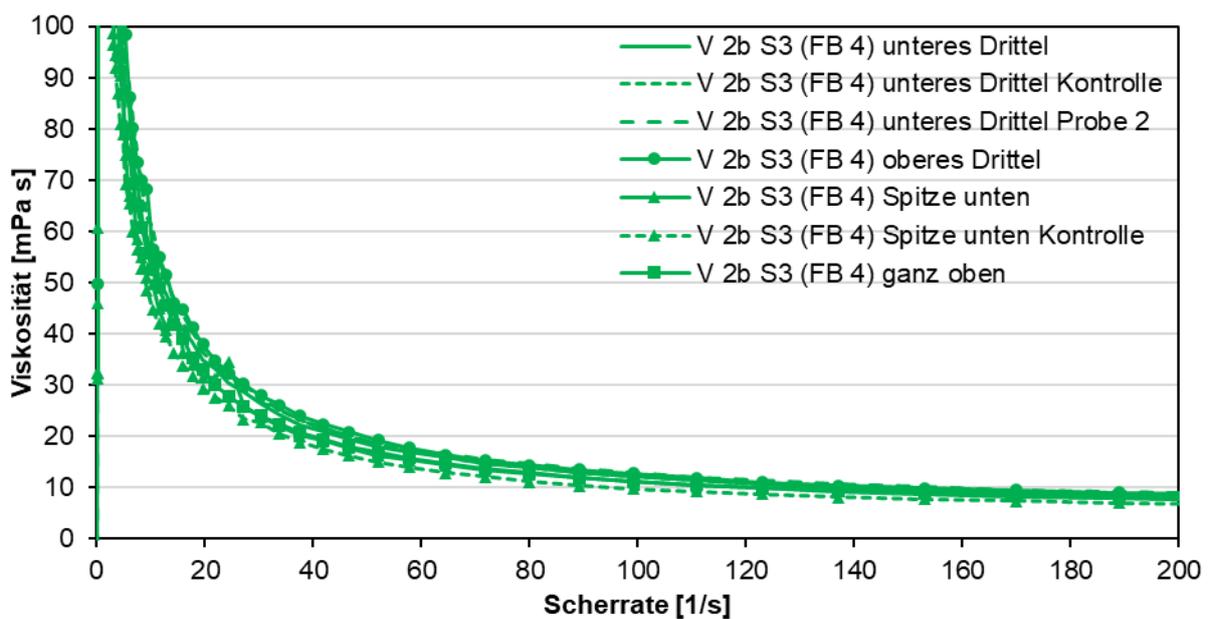
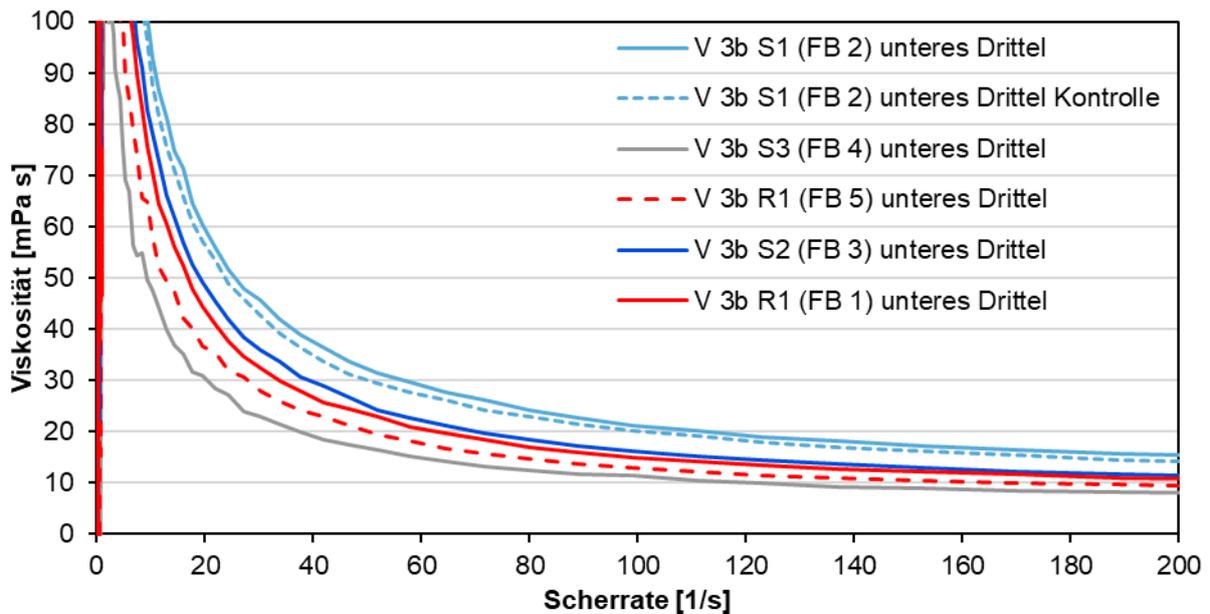


Abbildung 102: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V2b

Die Viskositätsmessungen am 12.12.2018 in Versuchsphase V3b bestätigen erneut, dass auch hier die Viskosität im Verlauf der Reihenschaltung abnimmt (Abbildung 103).

Der S1 zeigt die höchsten Werte, gefolgt von S2, und im S3 ist die Viskosität am niedrigsten. Die Abnahme ist sehr deutlich. Der R1 (FB 1) diente als Referenz ohne Co-Substrate, im R1 (FB 5) wurden die Co-Substrate zugegeben, die Viskosität ist etwas niedriger.



**Abbildung 103: Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung in Phase V3b**

Auch hier zeigen sich in der Vertikalen deutliche Unterschiede in der Viskosität. Dass es eine Schichtung in der Vertikalen gibt, bestätigt erneut auch diese Messungen. Im S1 (erster FB in der Reihe) und S3 (letzter FB in der Reihe) nimmt die Viskosität tendenziell von unten nach oben ab (Abbildung 104 und Abbildung 105). Allerdings weichen nur die ganz oben entnommenen Proben deutlicher ab, die jeweils anderen drei Proben sind nahezu identisch und lassen keine eindeutigen Tendenzen erkennen.

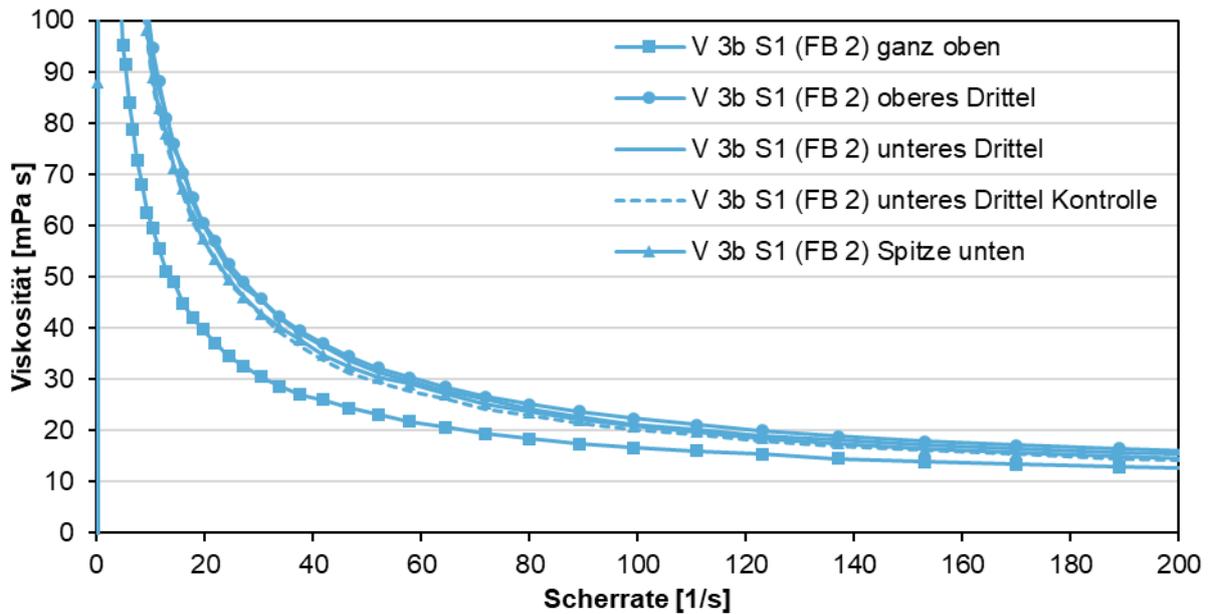


Abbildung 104: Vertikale Variation der Viskosität im S1 in V3b

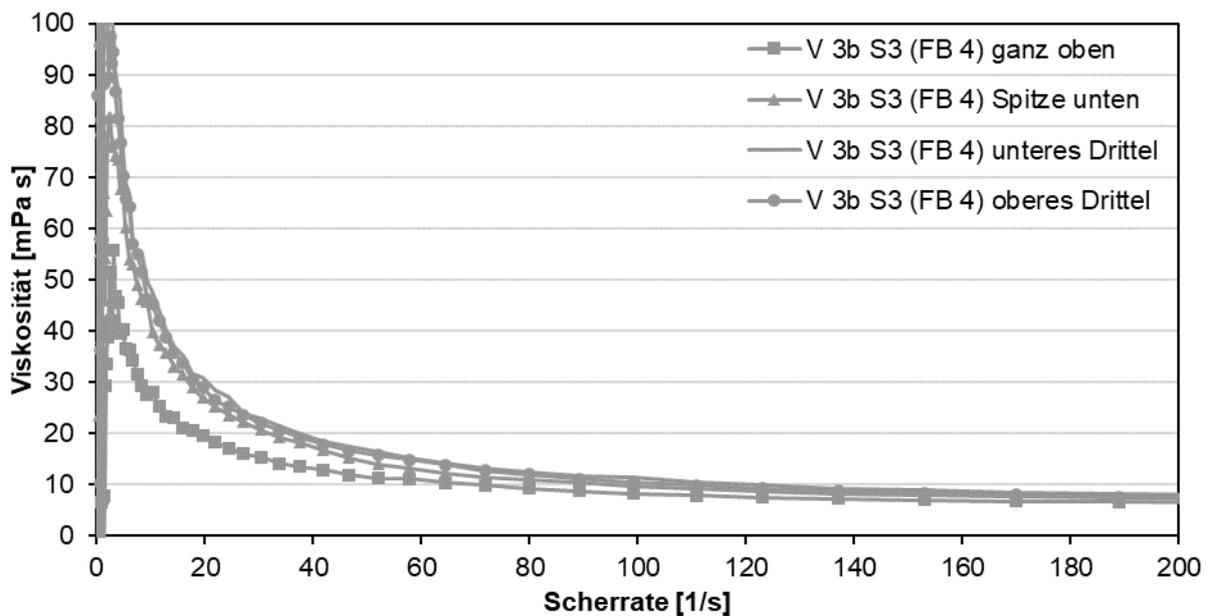


Abbildung 105: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V3b

Die Messungen der Phase V4a erfolgten am 29. und 30.10.2019. In Abbildung 106 zeigt sich tendenziell ebenfalls die Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung. Allerdings liegen S1 und S2 sehr eng beieinander und nicht der S4 zeigt die niedrigste Viskosität, sondern der S3. In den S4 werden die Co-Substrate gegeben und die Faulbehälter mit den Co-Substraten hatten in den vorangegangenen Messungen tendenziell eher etwas niedrigere Werte gezeigt. Auffällig ist ferner, dass die Reproduzierbarkeit mit einer zweiten Probe deutlich schlechter ist als in den vorherigen Messungen.

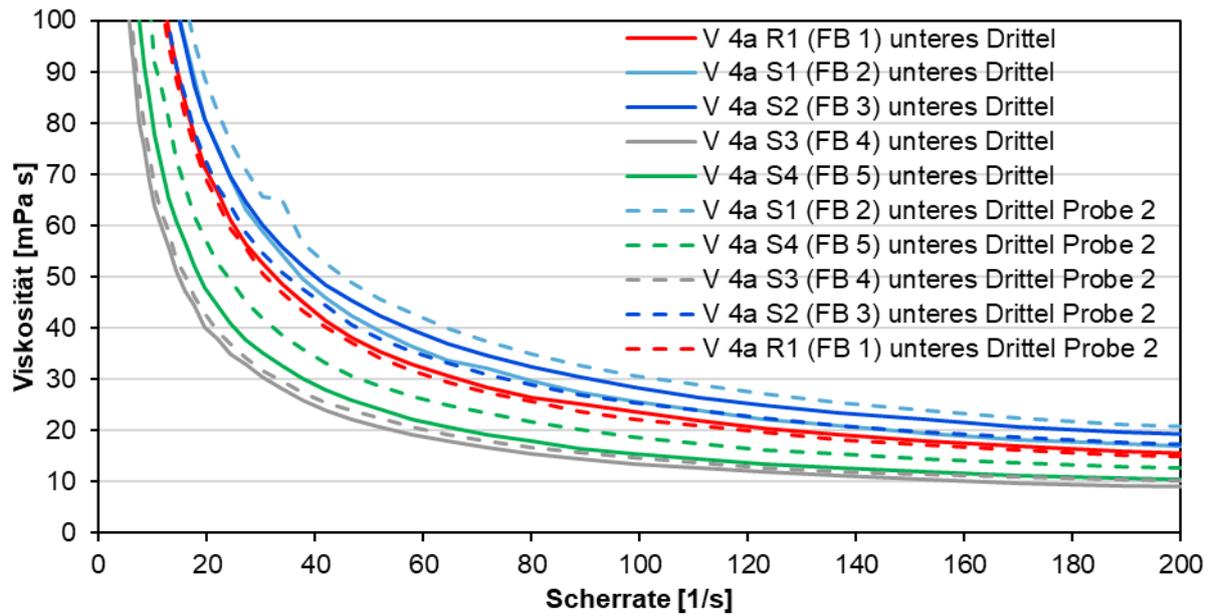


Abbildung 106: Viskositätsabnahme im Verlauf der Reihenschaltung in Phase V4a

In Abbildung 107 bis Abbildung 109 sind die Viskositätskurven der unterschiedlichen Entnahmestellen für S1, S3 und S4 dargestellt. Auch hier ist eine eindeutige Tendenz nicht feststellbar.

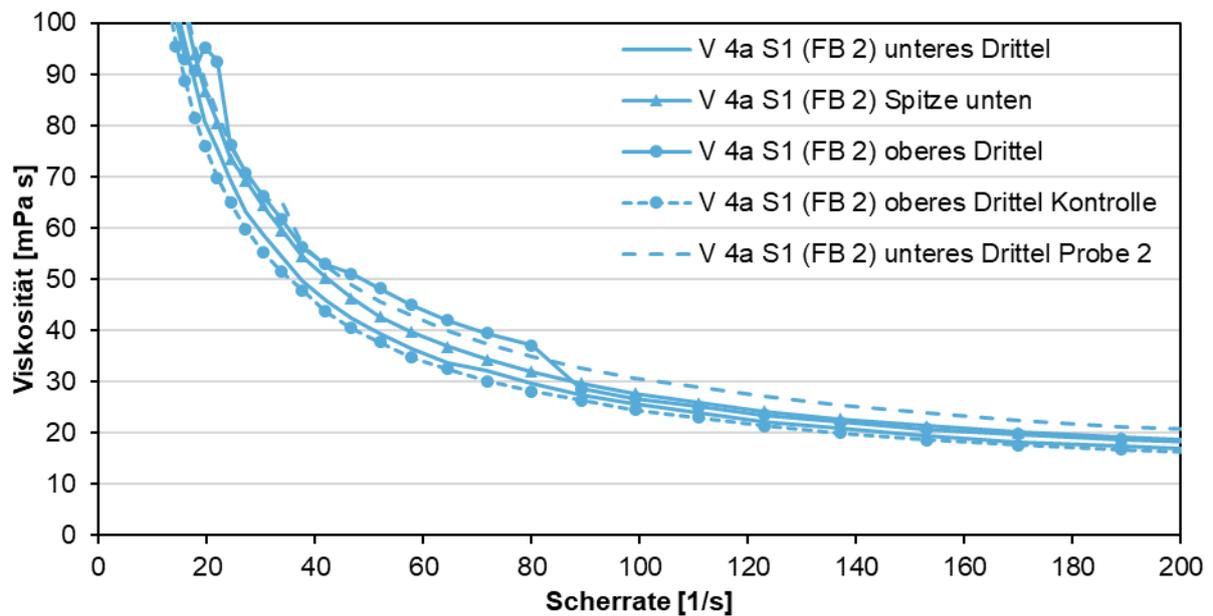


Abbildung 107: Vertikale Variation der Viskosität im S1 in V4a

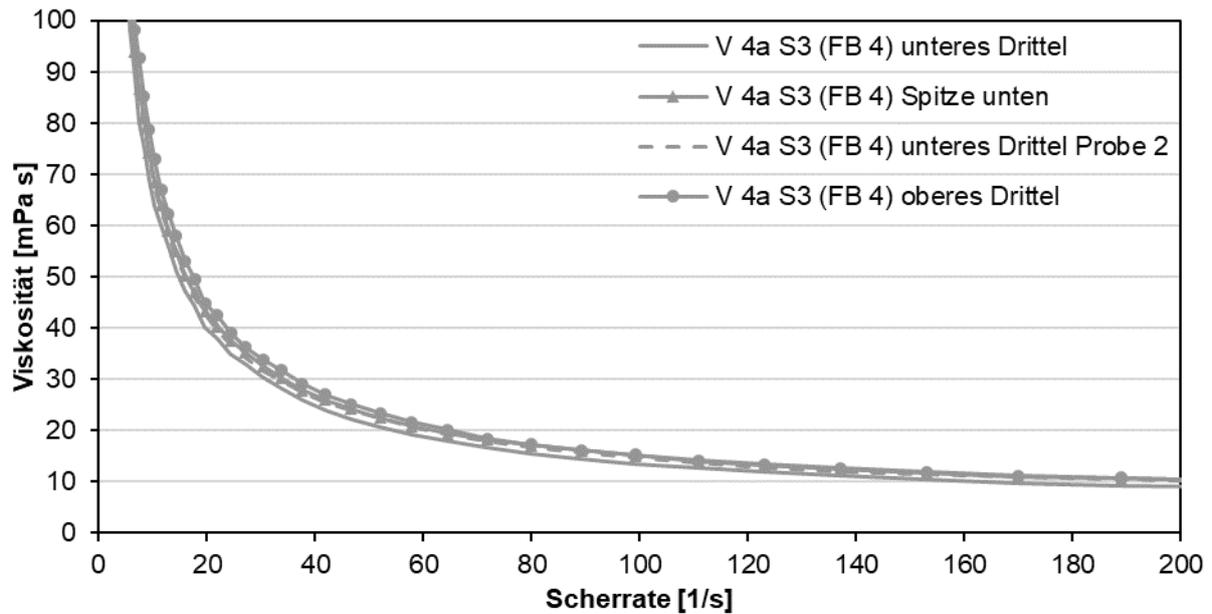


Abbildung 108: Vertikale Variation der Viskosität im S3 in V4a

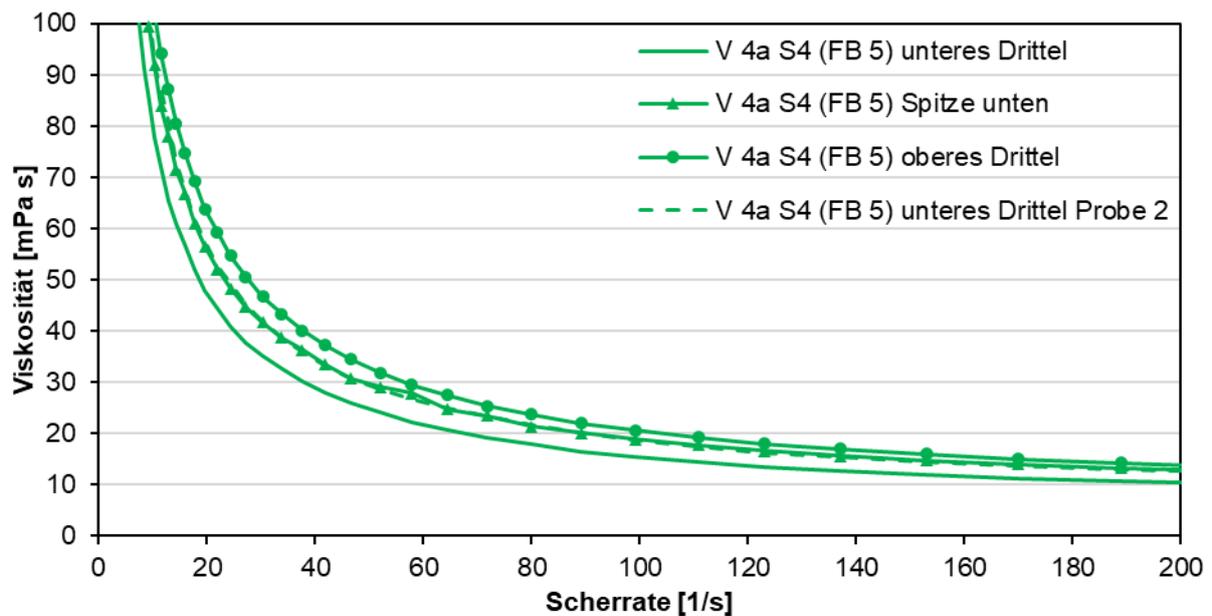


Abbildung 109: Vertikale Variation der Viskosität im S4 in V 4a

### 3.4.3 Erkenntnisse aus den Viskositätsmessungen

Die rheologischen Untersuchungen zeigten, dass die Faulschlämme erwartungsgemäß kein Newtonsches Fließverhalten besitzen, wie etwa Wasser. Die Viskosität nimmt bei allen Messungen mit steigenden Scherraten ab, sodass immer ein strukturviskoses (scherverdünnendes) Fließverhalten vorliegt. Ferner nahm die Viskosität auch mit der Dauer der Scherung leicht ab, sodass ein schwaches thixotropes Verhalten nachgewiesen werden konnte.

Die große Anzahl durchgeführter Viskositätsmessungen zeigt eindeutig, dass die Viskosität im Verlauf der Reihenschaltung grundsätzlich abnimmt. Diese Beobachtung erscheint vor dem Hintergrund der mechanischen Zerkleinerung und des biologischen Abbaus plausibel.

Da die Proben in unterschiedlichen Höhen genommen wurden, zeigte sich, dass die Viskosität auch innerhalb eines Faulbehälter nicht konstant ist. Um die Schwankungsbreite an denselben Entnahmestellen untersuchen zu können, wurden mehrfach Wiederholungsmessungen derselben und verschiedener Proben an jeweils derselben Entnahmestelle innerhalb von zwei Tagen durchgeführt. Überraschenderweise wurde dabei eine sehr gute Reproduzierbarkeit festgestellt; die Viskosität blieb an den jeweiligen Entnahmestellen nahezu konstant. Daraus folgt, dass eine reproduzierbare Schichtung in der Vertikalen existiert.

Üblicherweise wird jedoch von einer gleichmäßigen Viskosität im gesamten Faulbehälter ausgegangen, zur hier beobachteten Variation in der Vertikalen wurden in diversen Literaturrecherchen keine Angaben gefunden. Die Ursache liegt möglicherweise darin, dass Messungen an der Großtechnik ohnehin selten sind und oft mit vergleichsweise kleinen Laborreaktoren gearbeitet wird, die diese Beobachtungen nicht ermöglichen.

Wiederholungsmessungen derselben Proben haben auch gezeigt, dass der Einfluss der Temperatur auf die Viskosität relativ gering ist. Selbst bei einer Abkühlung von 5° bis 8°C zeigten sich nur geringe Änderungen.

Da die ermittelten Messwerte als Grundlage für die Strömungsberechnungen dienen sollten, musste eine geeignete Anpassungsfunktion gefunden werden, deren Parameter dann in die Berechnungen eingehen konnte. Durch den Vergleich verschiedener (in der Software des Rheometers bereits integrierter) Funktionen, konnte die Anpassung nach HERSCHEL-BULKLEY als am besten geeignet ermittelt werden. Sie ist grundsätzlich zur Abbildung strukturviskoser Fluide mit Fließgrenze gut geeignet und lautet für Schubspannung und Viskosität:

$$\tau = \tau_0 + K \cdot \dot{\gamma}^n$$

$$\eta = \frac{\tau_0 + K \cdot \dot{\gamma}^n}{\dot{\gamma}}$$

mit:	$\tau$	Schubspannung [Pa]
	$\eta$	dynamische Viskosität [Pa s]
	$\tau_0$	Fließgrenze [Pa]
	$K$	Konsistenzfaktor [Pa s <sup>n</sup> ]
	$n$	Fließindex [-]
	$\dot{\gamma}$	Scherrate [1/s]

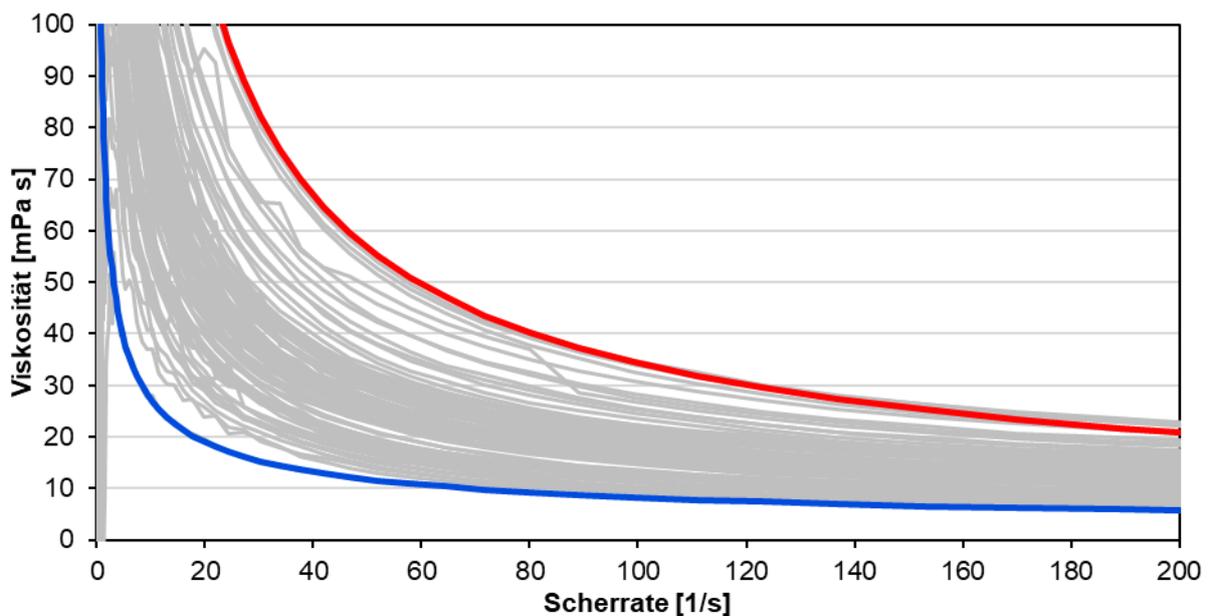
Da nicht für jedes Messergebnis eine Strömungsberechnung durchgeführt werden konnte, wurde jeweils die Viskositätskurve mit der niedrigsten und der höchsten Viskosität ausgewählt

und in den Berechnungen berücksichtigt. Dabei trat die niedrigste Viskosität in V3b im S3 (FB 4) ganz oben auf und die höchste in V2b im S1.2 (FB 2) ebenfalls ganz oben. Die ermittelten Parameter sind in Tabelle 4 aufgelistet.

**Tabelle 4: Parameter der Anpassungsfunktionen nach HERSCHEL-BULKLEY  
für die niedrige und die hohe Viskosität**

	Niedrige Viskosität	Hohe Viskosität
<b>Fließgrenze <math>\tau_0</math></b>	0,0025921 Pa	0,63493 Pa
<b>Konsistenzfaktor K</b>	0,088372 Pa·s <sup>n</sup>	0,57603 Pa·s <sup>n</sup>
<b>Fließindex n</b>	0,48392	0,34282
<b>Korrelation R</b>	0,99927	0,99945
<b>Korrelation R<sup>2</sup></b>	0,99855	0,9989

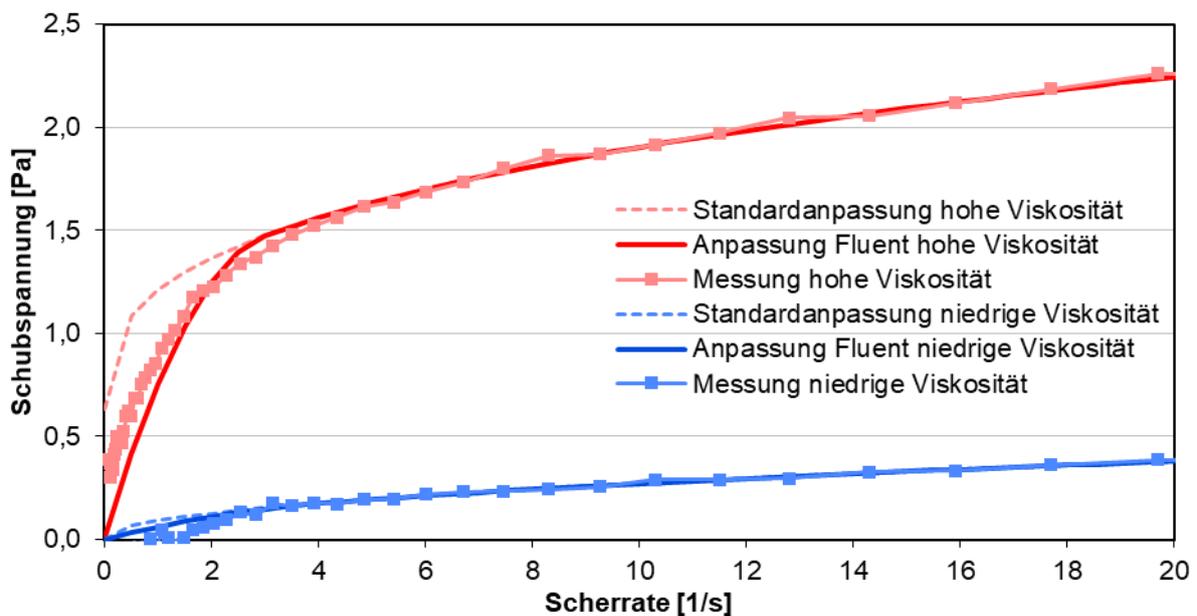
Die Abbildung 110 zeigt die beiden Funktionen mit den gemessenen Viskositätskurven (grau gefärbt). Dabei ist zu beachten, dass die Anpassung üblicherweise nur Werte bis zu einer Scherrate von 100 \* 1/s berücksichtigt, da die Anpassungsgenauigkeit sonst insbesondere bei den sehr kleinen Scherraten deutlich abnimmt. Aufgrund dieser Vorgehensweise können die Abweichungen daher bei höheren Scherraten zunehmen.



**Abbildung 110: Anpassungsfunktionen nach HERSCHEL-BULKLEY  
für die höchste (rot) und niedrigste (blau) gemessene Viskositätskurve**

Die Bestimmung der realen Fließgrenzen und der Vergleich mit den über die Anpassungsfunktionen ermittelten scheinbaren Fließgrenzen sind mit Unsicherheiten behaftet. Die Ursache ist darin begründet, dass es sich bei Faulschlamm nicht um eine vollständig homogene Flüssigkeit handelt, sondern Feststoffe, Schlammflocken und Gasblasen enthalten sind, die die Viskosität wesentlich beeinflussen können. Insbesondere bei sehr kleinen Scherraten zeigten die Viskositätsmessungen teilweise erhebliche Schwankungen, sodass in den Messungen nicht immer eine eindeutige Fließgrenze ermittelt werden konnte.

Ferner wird in dem zur Strömungssimulation verwendeten Programmsystem ANSYS Fluent die Anpassungsfunktion nach HERSCHEL-BULKLEY bei kleinen Scherraten mit einer Parabelfunktion (nach unten geöffnet) idealisiert und endet immer im Nullpunkt. Da die Grenze dieser Anpassung jedoch gewählt werden kann, sind die Abweichungen in der Praxis nicht nur sehr gering, sondern es wird damit sogar eine zusätzliche Anpassung an die Messwerte bei kleinen Scherraten möglich. Abbildung 111 stellt die Standardanpassung nach HERSCHEL-BULKLEY und die modifizierte Anpassung nach ANSYS Fluent den Messwerten bei niedriger und hoher Viskosität gegenüber.



**Abbildung 111: Vergleich der Anpassungsfunktionen für die höchste und niedrigste Viskositätskurve mit den Messwerten**

Während bei der niedrigen Viskosität die kleinsten gemessenen Schubspannungswerte auch nahe Null lagen, ist der Unterschied bei der höheren Viskosität mit  $\tau_0 = 0,63493$  Pa durch Anpassung nach HERSCHEL-BULKLEY (Tabelle 4) deutlich höher als die gemessenen Werte von 0,3 bis 0,4 Pa.

Die Viskositätsmessungen dienen nicht nur als Datengrundlage für die Strömungsberechnungen, sondern es sollte darüber hinaus auch der Einfluss verschiedener Parameter auf die Viskosität ermittelt werden. Dazu erfolgten Korrelationen mit dem organischen Trockenrückstand, dem Trockenrückstand, dem Glühverlust und der Raumbelastung. Die höchsten Bestimmtheitsmaße  $R^2$  wurden beim oTR festgestellt.

In Abbildung 112 bis Abbildung 116 sind stellvertretend die Korrelationen zwischen dem organischen Trockenrückstand und der gemessenen Viskosität beispielhaft bei einer Scherrate von 52 1/s dargestellt. In weiten Scherratenbereichen zwischen unter 10 und über 100 1/s zeigt sich dabei immer ein ähnliches Bild; es ist eine deutliche Abhängigkeit innerhalb der jeweiligen Versuchsphase zu erkennen.

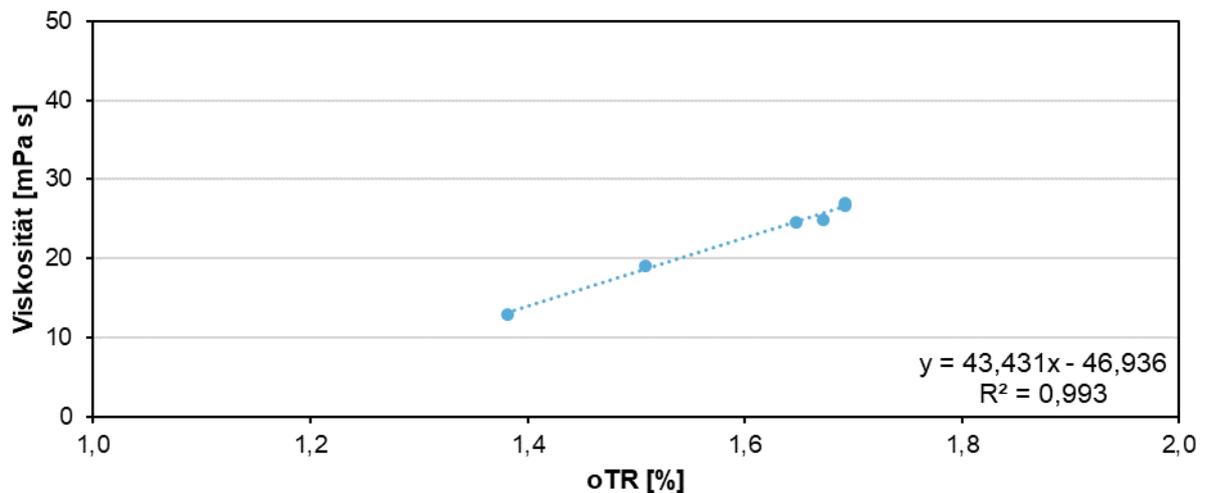


Abbildung 112: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a

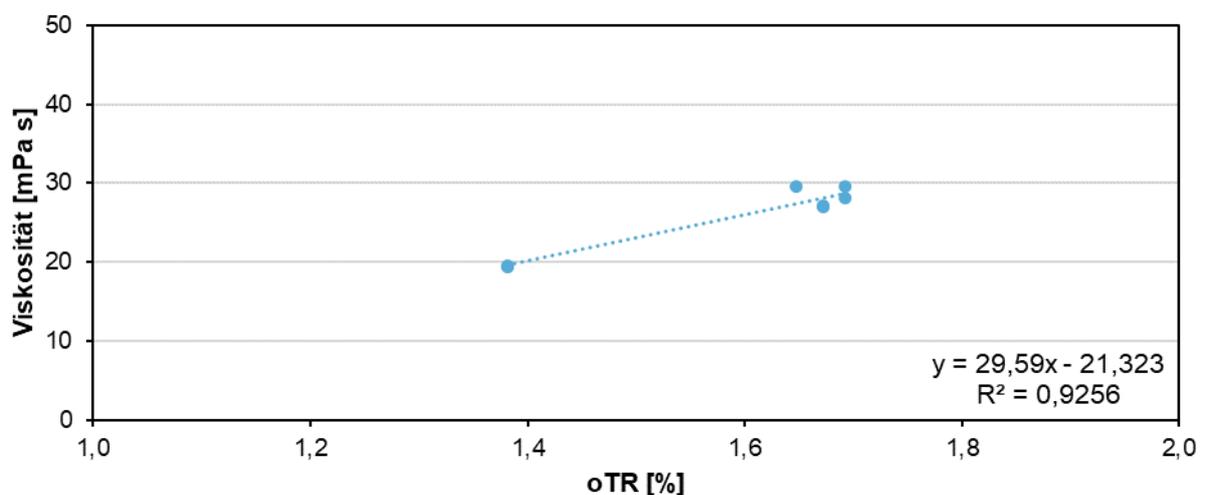


Abbildung 113: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a

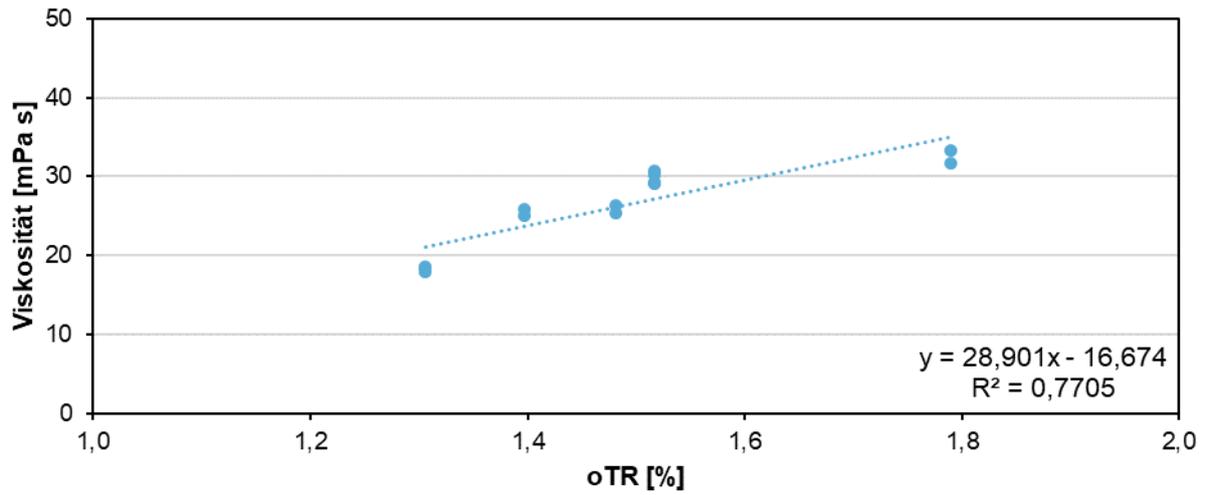


Abbildung 114: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b

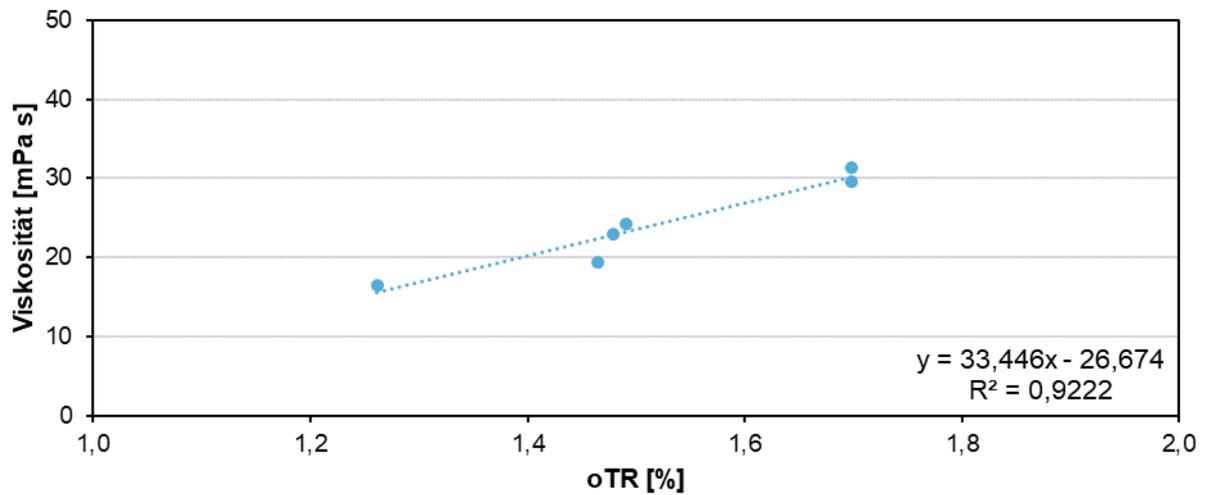


Abbildung 115: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b

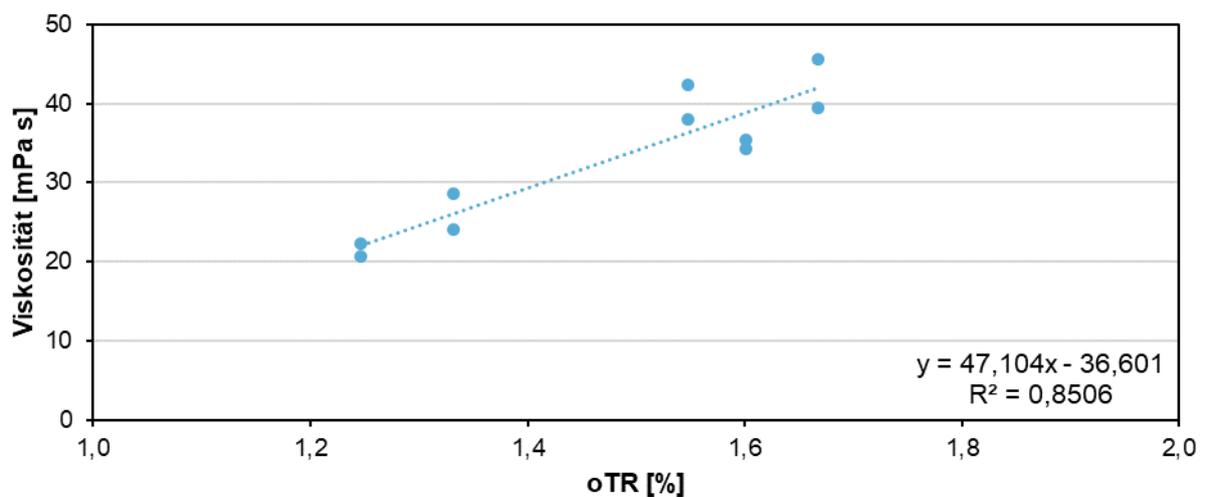
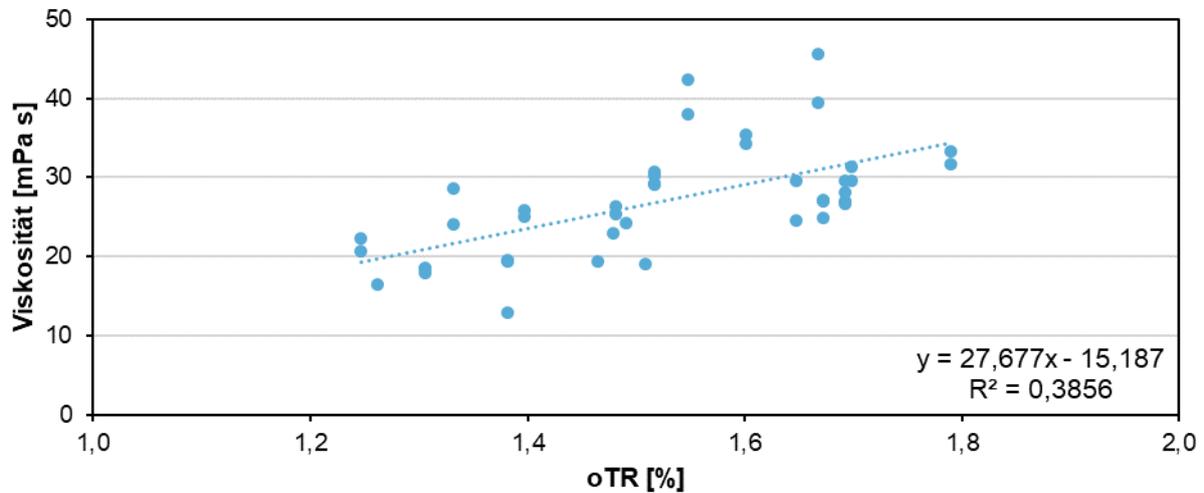


Abbildung 116: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a

Die Korrelation über alle gemessenen Versuchsphasen (Abbildung 117) ist jedoch erheblich schlechter, sodass offensichtlich weitere Parameter einen Einfluss auf die Viskosität haben.



**Abbildung 117: Korrelation zwischen oTR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen**

Grundsätzlich konnte auch zu den anderen oben genannten Parametern ein eindeutiger Zusammenhang innerhalb der jeweiligen Versuchsphase festgestellt werden. Sämtliche Abbildungen dazu sind ergänzend im Kapitel 7.3 dargestellt.

Allgemein ist auch bei den anderen Parametern die Korrelation über alle Versuchsphasen erheblich schlechter. So konnte auch beim Glühverlust eine deutliche Korrelation nur innerhalb der jeweiligen Versuchsphase festgestellt werden. Das bestätigen auch die Beobachtungen von Moshage (2004), er konnte keinen deutlichen Zusammenhang beim Glühverlust unterschiedlicher Schlämme feststellen.

Der Einfluss der Co-Substrate konnte im direkten Vergleich in Phase V 3b ermittelt werden. Hier gab es 2 Referenzbehälter von denen einer mit und der andere ohne Co-Substrate betrieben wurde. Der FB mit Co-Substraten zeigte eine etwas niedrigere Viskosität.

Der Einfluss des zerkleinerten Rechengutes auf die rheologischen Eigenschaften konnte nicht untersucht werden, da es erhebliche technische Schwierigkeiten mit der neu installierten Rechengutzerkleinerungsanlage gab (Kapitel 3.1). Zu diesem Thema sind daher leider keine Aussagen möglich.

Ferner konnte der Einfluss der Desintegration mittels Pondus-Verfahren aufgrund betrieblicher Probleme nur sehr eingeschränkt betrachtet werden, da der Betrieb der Desintegrationsanlage immer wieder eingestellt werden musste (Kapitel 3.2.3). Bei der Messung zu Beginn der Versuchsphase V2a lag die Viskosität im S1.2 (ohne Desintegration) nur sehr geringfügig unter der im S1.1 (mit Desintegration). Da hier nur eine Messung vorliegt und die Unterschiede auch

noch im Schwankungsbereich liegen, kann eine belastbare Aussage dazu nicht getroffen werden.

Der Einfluss der Rheologie auf die Entwässerungsergebnisse ist von besonderem Interesse. Moshage (2004) konnte einen Zusammenhang zwischen dem Entwässerungsergebnis und der Fließgrenze sowie insbesondere auch der Viskosität feststellen. Demnach ist das Entwässerungsergebnis bei niedrigerer Fließgrenze und geringerer Viskosität besser. Die hier durchgeführten Entwässerungsversuche bestätigen diese Aussage. In den Reihenverschaltungen war die Viskosität im letzten Faulbehälter einer Reihe immer geringer als im Referenzbehälter und die Reihenverschaltungen zeigten überwiegend eine verbesserte Entwässerbarkeit im Bereich von etwa 2 Prozentpunkten TR. Die geringere Viskosität ermöglicht durch die bessere Entwässerbarkeit damit auch eine geringere Polymerdosierung. Der Einfluss der Polymere selbst auf die Rheologie wurde nicht untersucht.

#### **3.4.4 Ergebnisse der Dichtemessungen**

Die ersten Messungen am Anfang der Phase V2a zeigten im S1.1 (FB 1) eine Dichte von  $961 \text{ kg/m}^3$ , im S1.2 (FB 2) von  $985 \text{ kg/m}^3$ , im S2 (FB 3) von  $970 \text{ kg/m}^3$ , im S3 (FB 4) von  $997 \text{ kg/m}^3$  und im R1 (FB 5) von  $989 \text{ kg/m}^3$  (Abbildung 118). Die Dichte entsprach also maximal etwa der von Wasser (im S3), war im Durchschnitt aber etwas geringer. Die Dichte ist mit Desintegration im S1.1 etwas geringer als im S1.2 noch ohne Desintegration. Der R1 liegt als Referenz etwas über dem Mittelwert. Tendenziell nimmt die Dichte also im Verlauf der Reihenschaltung zu.

Analog zu den Viskositätsmessungen wurden auch die Proben zur Dichtemessung an unterschiedlichen Stellen entnommen. Am R1 zeigte sich dabei eine abnehmende Dichte mit der Höhe (Abbildung 119). Die Probe aus dem oberen Drittel weist mit etwa  $962 \text{ kg/m}^3$  eine geringere Dichte als im unteren Drittel mit  $989 \text{ kg/m}^3$  auf. Die Probe aus der Spitze unten zeigte mit  $1007 \text{ kg/m}^3$  eine deutlich höhere Dichte. Möglicherweise war hier aber auch ein gewisser Sandanteil enthalten; die Mitarbeiter auf dem GWK Köln-Stammheim teilten auf Nachfrage mit, dass es im unteren Bereich leichte Sandablagerungen gäbe. Allgemein wiesen die Dichtemessungen relativ große Schwankungen auf.

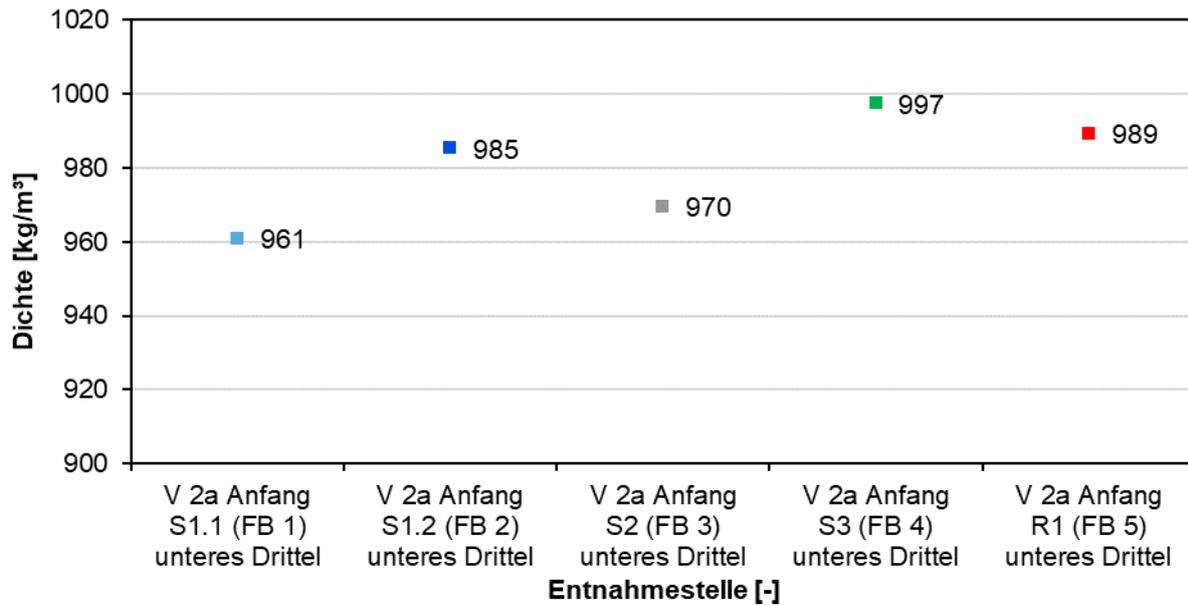


Abbildung 118: Gemessene Dichte zu Beginn von Versuchsphase V 2a

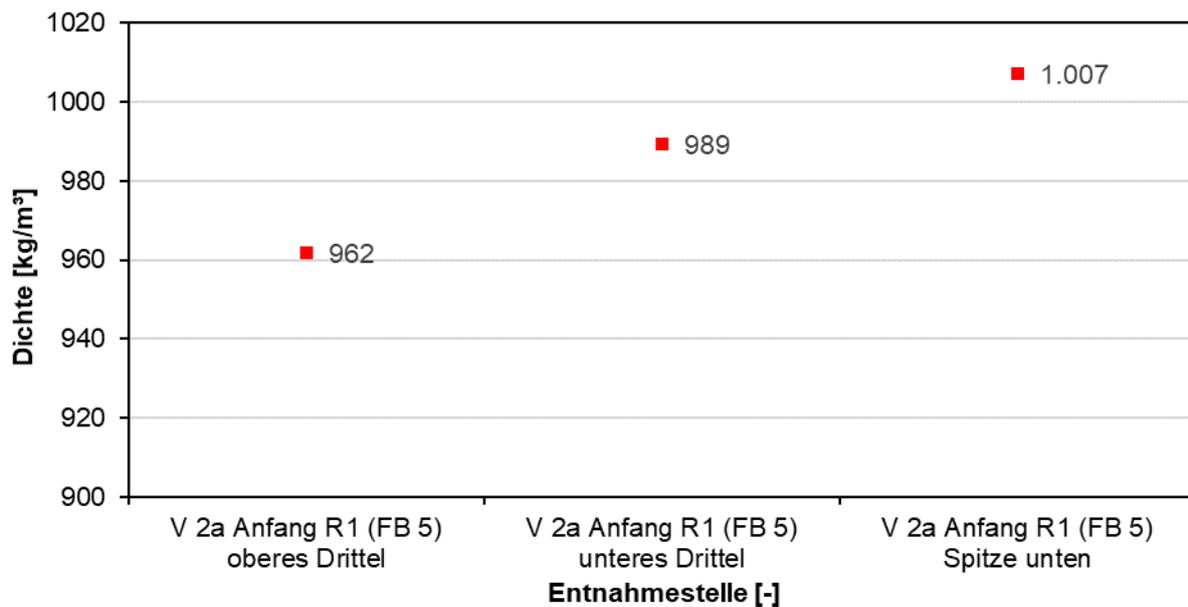


Abbildung 119: Vertikale Variation der Dichte im R1 zu Beginn von Phase V 2a

Nachdem die Versuchsphase V2a schon über mehrere Monate lief, bestätigte sich die Tendenz, dass die Dichte im Verlauf der Reihenschaltung zunimmt (Abbildung 120). Allerdings zeigten die Dichtemessungen nun eine abnehmende Tendenz von oben nach unten in den einzelnen Faulbehältern (Abbildung 121), lediglich die Entnahme am unteren Drittel weicht ab.

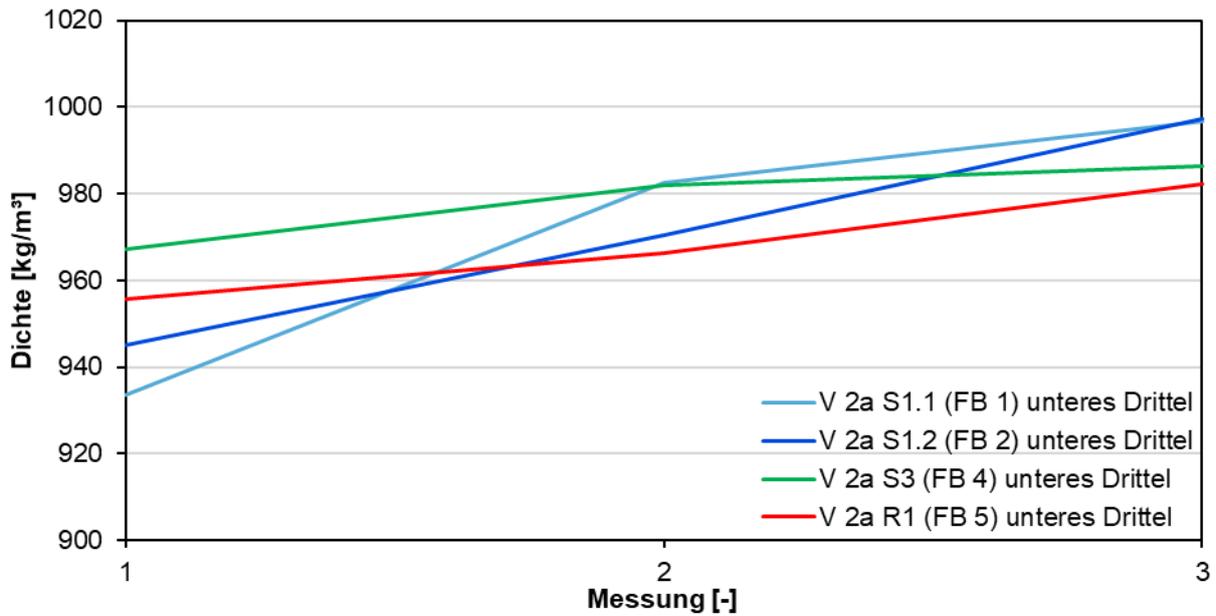


Abbildung 120: Gemessene Dichte in Versuchsphase V2a

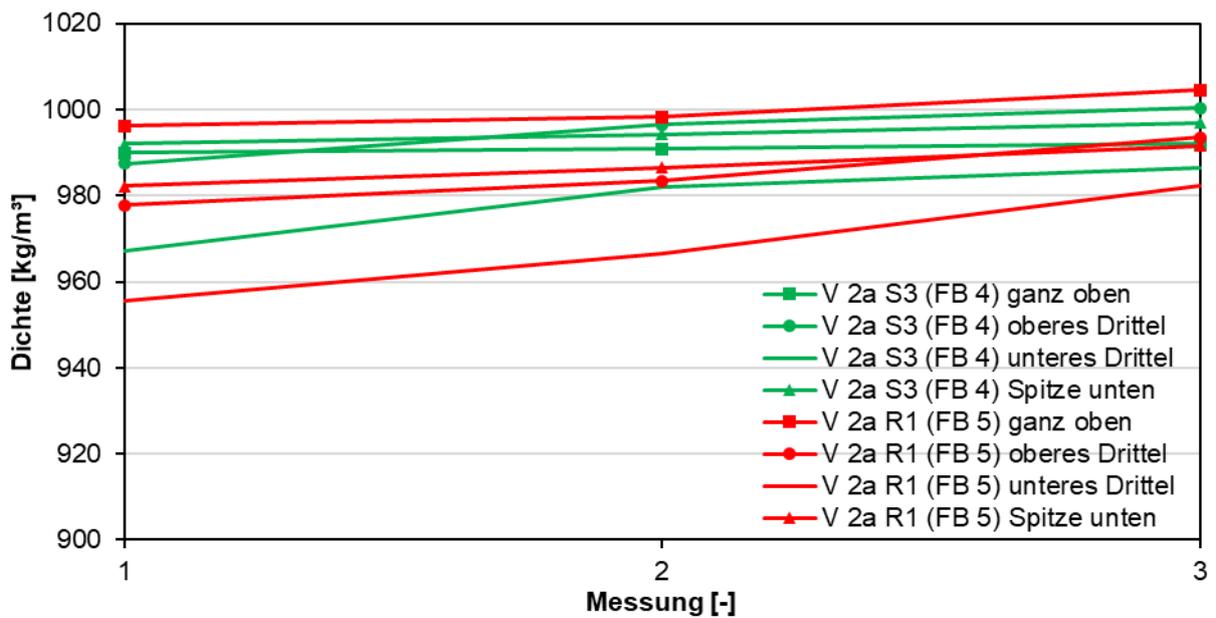


Abbildung 121: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S3 und R1 in Phase V2a

Die Dichtebestimmungen wurden in Versuchsphase V2b daher detaillierter und mit zeitlichem Verlauf betrachtet. Bereits untersuchte Proben wurden dazu über mehrere Stunden im Wasserbad warmgehalten und dann erneut gemessen, anschließend wurde eine geringere Dichte ermittelt (Abbildung 122 und Abbildung 123).

Grundsätzlich zeigt sich im Verlauf der Reihenschaltung auch hier eine Zunahme der Dichte. In der Vertikalen ist die Dichte tendenziell im oberen Bereich höher als unten, insbesondere die Proben aus der Spitze unten weichen deutlich ab.

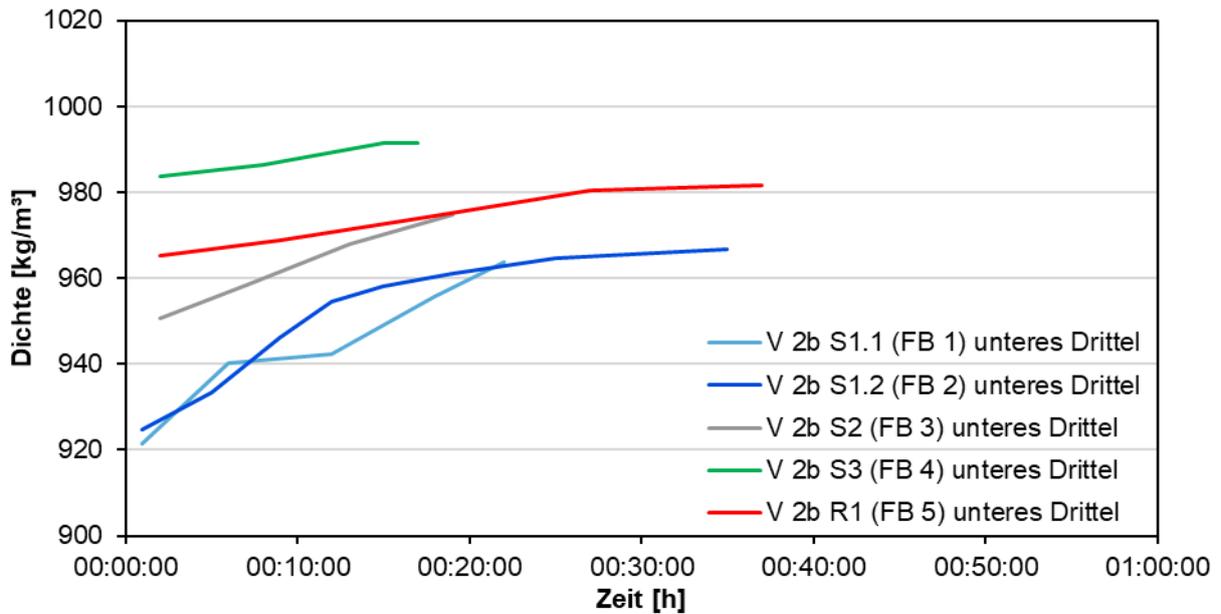


Abbildung 122: Gemessene Dichte in Versuchsphase V2b

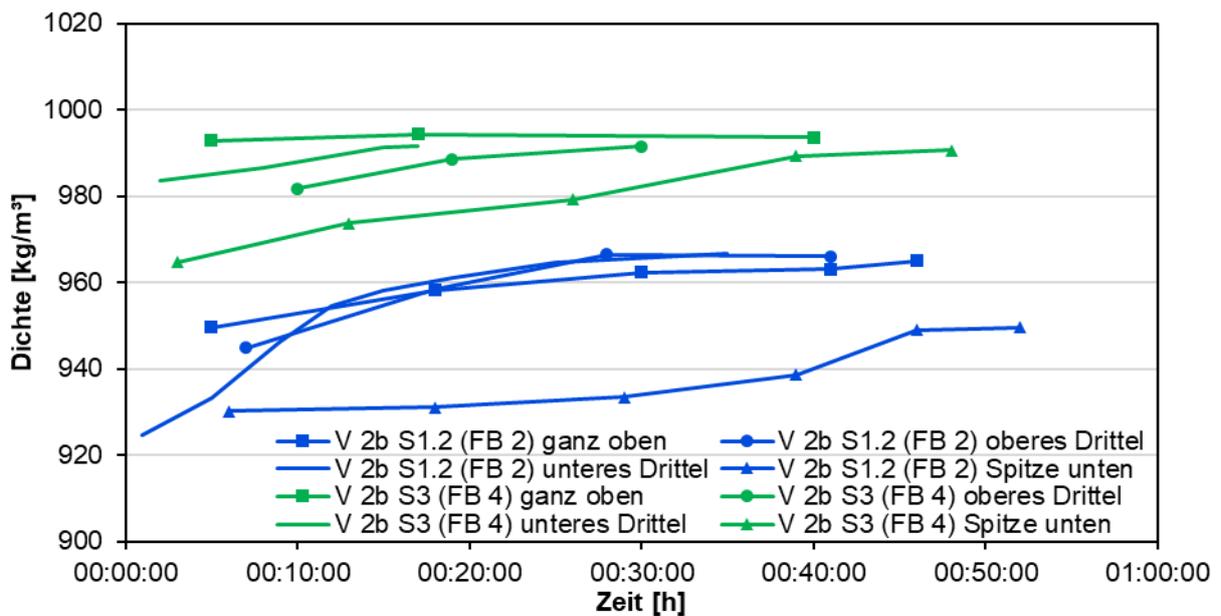


Abbildung 123: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S1.2 und S3 in Phase V2b

Die Dichtemessungen in Versuchsphase V3b zeigen am unteren Drittel ein uneinheitliches Bild. Die Werte liegen vergleichsweise nah beieinander (Abbildung 124). Im S2 und R1 werden Maximalwerte zwischen 1008 und 1010 kg/m<sup>3</sup> erreicht.

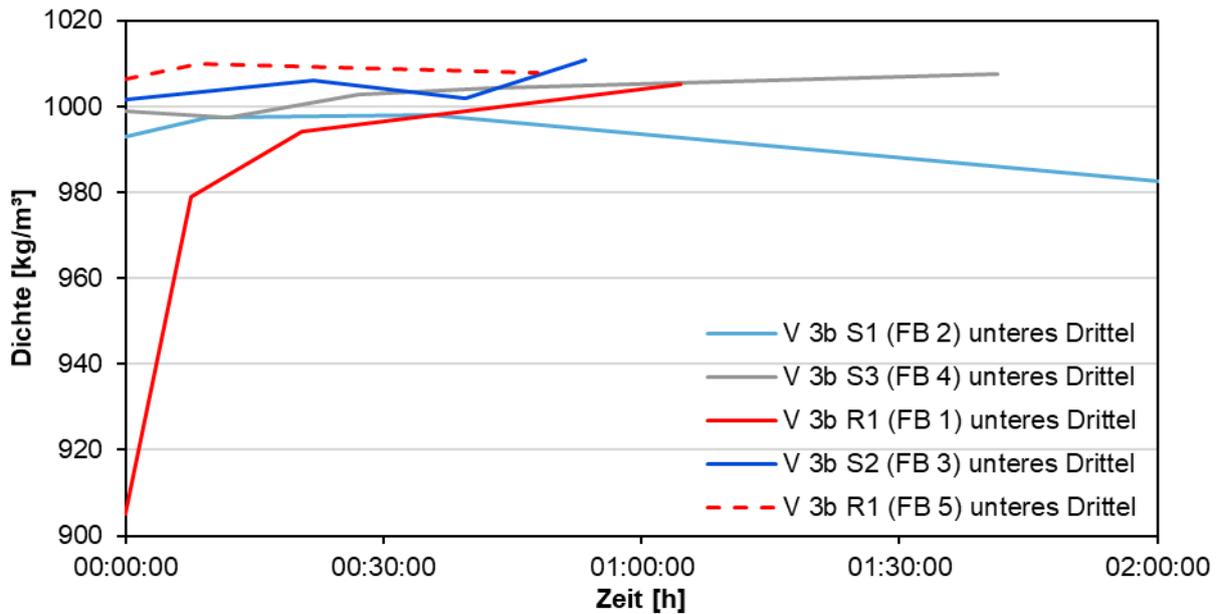


Abbildung 124: Gemessene Dichte in Versuchsphase V3b

Auch in der Vertikalen sind die Tendenzen nicht eindeutig (Abbildung 125). Die Werte des S3 (letzter FB in der Reihe) liegen über den entsprechenden des S1 (erster FB in der Reihe).

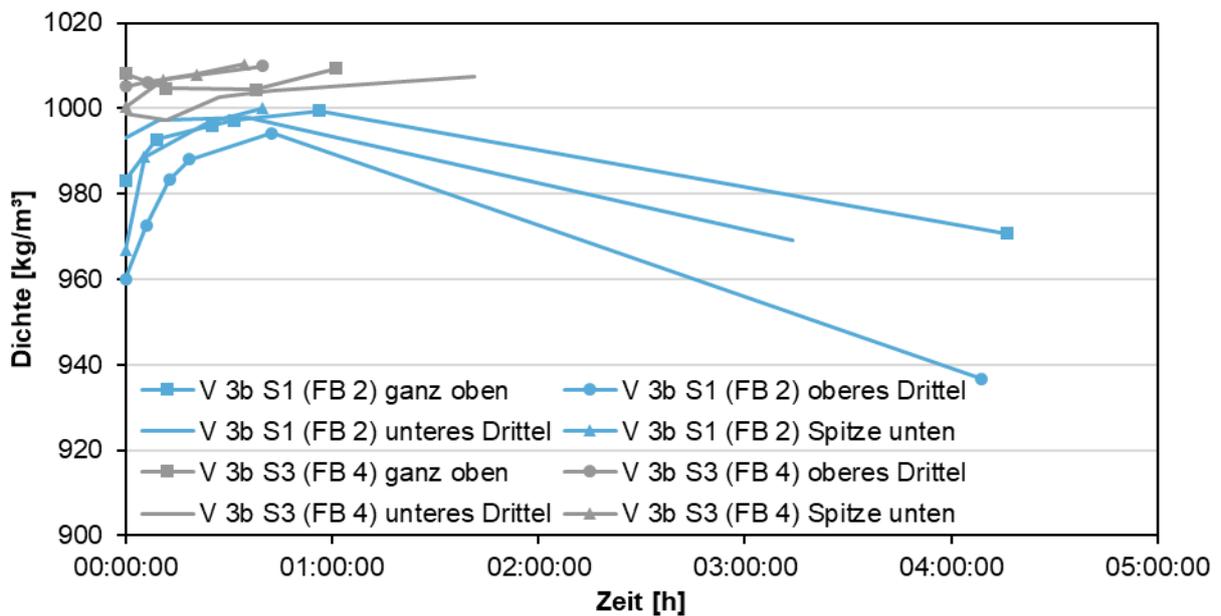


Abbildung 125: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S1 und S3 in Phase V3b

In Versuchsphase V4a zeigen die Werte wieder eine zunehmende Tendenz der Dichte im Verlauf der Reihenschaltung (Abbildung 126). Der S1 zeigt die niedrigsten Werte, sie steigen beim S2 und sind beim S3 am höchsten, die Werte des S4 sind etwas geringer, was an der Zugabe des Co-Substrates liegen kann. Dessen Werte ließen sich am Folgetag bei der Kontrollmessung jedoch nicht reproduzieren.

Die Abbildung 127 zeigt, dass im S1 die Dichte in der Spitze unten am höchsten ist und nach oben hin abnimmt. Im S3 liegen alle Daten sehr eng beieinander und erreichen mit bis zu 1010 kg/m<sup>3</sup> (Spitze unten) sehr hohe Werte. Eine Tendenz in der Vertikalen ist nicht erkennbar. Das Niveau im S4 ist etwas niedriger, eine Tendenz in der Vertikalen ist ebenfalls nicht erkennbar.

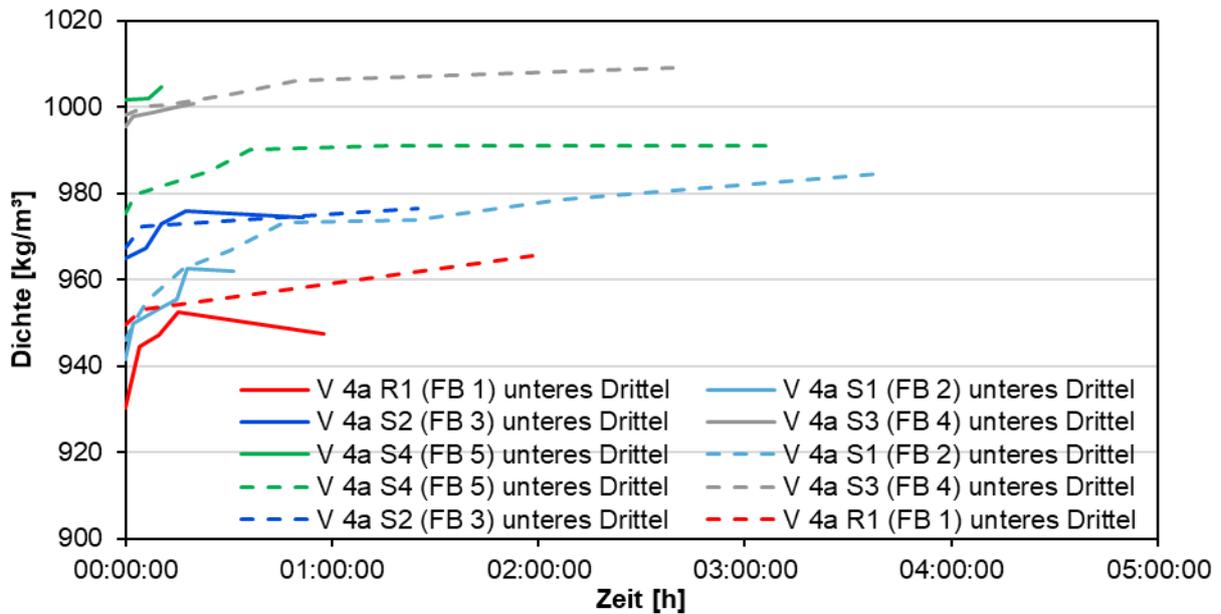


Abbildung 126: Gemessene Dichte in Versuchsphase V4a

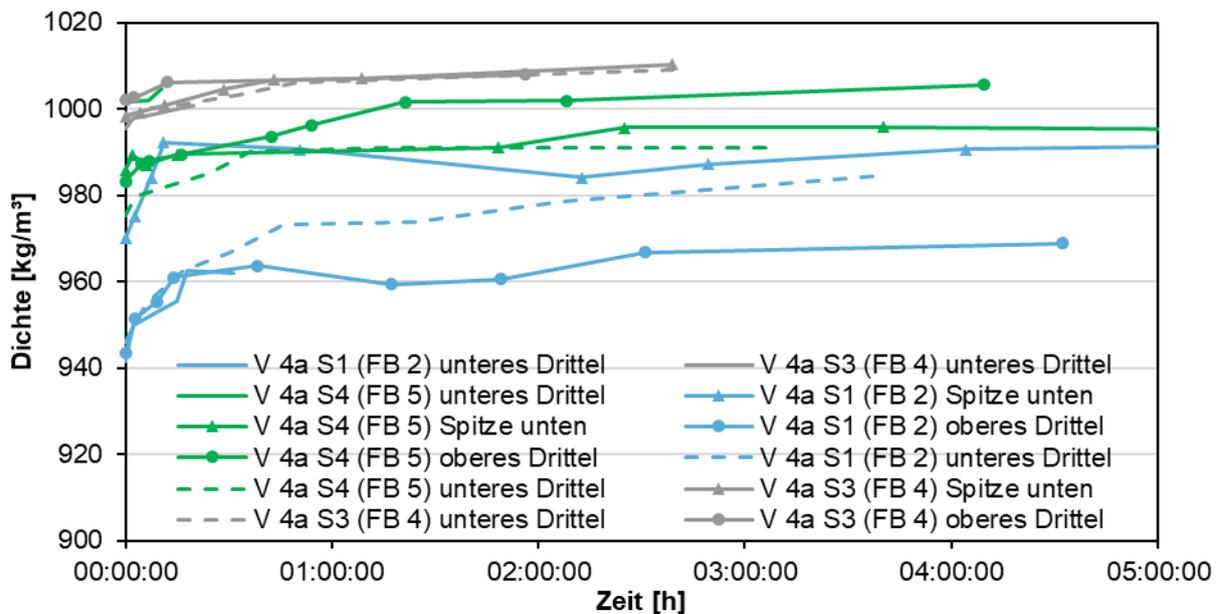


Abbildung 127: Vertikale und zeitliche Variation der Dichte in S1, S3 und S4 in Phase V4a

### 3.4.5 Erkenntnisse aus den Dichtemessungen

Die durchgeführten Dichtemessungen mit einem Pyknometer nach GAY LUSSAC haben gezeigt, dass die Dichte bei einer Reihenschaltung in der Reihenfolge der Faultürme tendenziell zunimmt, was vermutlich durch die abnehmende Gasproduktion begründet ist.

Im Betrieb mit Desintegration wurde eine geringfügig geringere Dichte gemessen als ohne, allerdings ist diese Feststellung aufgrund der geringen Datengrundlage eher unsicher. Ferner zeigen die Faulbehälter mit den Co-Substraten nicht eindeutig eine geringere Dichte, was aufgrund der Fette (mit geringer Dichte) und der tendenziell höheren Gasproduktion zunächst vermutet wurde.

Teilweise nahm die Dichte mit der Höhe zu, was zunächst unplausibel erscheint. Allerdings haben eigene frühere Untersuchungen an einer Biogasanlage gezeigt, dass es eine Art Flotationseffekt gibt, indem sich Gasblasen an Feststoffe und Flocken anlagern und das Gemisch aufsteigt. Bei der Probenahme und anschließender Messung sind die (größeren) Gasblasen dann entwichen und das Substrat zeigte eine höhere Dichte an den oberen Probenahmestellen. Allerdings waren die Strömungsbewegungen auch deutlich geringer als in diesen Untersuchungen. Auch unter Berücksichtigung der Förderrichtung des Faulschlammischers konnte hier kein Zusammenhang erkannt werden.

Wiederholungsmessungen derselben Proben haben eine zunehmende Dichte mit der Zeit erkennen lassen; auch diese Beobachtungen sind primär auf den Einfluss der Gasphase zurückzuführen. Wurden bereits untersuchte Proben jedoch über mehrere Stunden im Wasserbad warmgehalten und dann erneut gemessen, nahm die Dichte wieder ab. Vermutlich entweicht das entstehende Faulgas erst mit steigender Blasengröße und damit zeitverzögert. Darauf hat auch die Viskosität des Faulschlammes einen erheblichen Einfluss. Die nach mehreren Stunden wieder abnehmende Dichte ist vermutlich auf die Bildung von Faulgas mit zunächst sehr kleinen Blasen zurückzuführen, die noch im Schlamm enthalten und nicht entwichen sind.

In den meisten Veröffentlichungen wird die Dichte nur sehr oberflächlich betrachtet, teilweise werden sehr unterschiedliche Werte ohne Erklärungen oder nachvollziehbare Hintergrundinformationen angegeben. Zum Einfluss der Gasphase wurden keine konkreten Angaben gefunden. Allerdings ist davon auszugehen, dass insbesondere die kleinen Gasblasen, einen Einfluss auf die Dichtemessung haben. Die größeren Gasblasen werden bei der Probenahme schneller entweichen, die kleinen verbleiben deutlich länger in der Probe, was durch die höhere Viskosität des Faulschlammes (im Vergleich zu Wasser) begünstigt wird.

Die hier durchgeführten Messungen haben Maximalwerte von etwa  $1010 \text{ kg/m}^3$  gezeigt, dieser Wert wurde daher für die mehrphasigen Strömungssimulationen verwendet. Für die einphasigen Berechnungen wurde ein Wert von  $1000 \text{ kg/m}^3$  gewählt, der damit einen entsprechenden

Gasphasenanteil beinhaltet. Karim et al. (2007) berücksichtigten eine Dichte von  $1001 \text{ kg/m}^3$  und  $1005 \text{ kg/m}^3$ .

### 3.4.6 Ergebnisse der Strömungsberechnungen

#### 3.4.6.1 Modellaufbau und Randbedingungen

Der Modellaufbau sowie die Berechnungen wurden auf einer leistungsfähigen Workstation durchgeführt. Die Geometrieerstellung erfolgte mit der Software AutoCAD (Fa. Autodesk) und die Vernetzung, Berechnung und Auswertung erfolgte mit dem kommerziellen Programmsystem ANSYS Academic Research (Fa. Ansys). Die Strömungsberechnungen wurden mit dem Programm ANSYS Fluent (Version 18.0 bis 2020R1) durchgeführt, das den eigentlichen Rechenkern (Solver) darstellt. Als Betriebssystem wurde Windows 10 Professional (Fa. Microsoft) verwendet.

Aufgrund der komplexen, dreidimensionalen Strömungsvorgänge, erfolgten die Berechnungen auch mit einem dreidimensionalen Modell. Dazu wurde zunächst ein Volumenmodell auf Basis von Zeichnungen der StEB aufgebaut und anschließend der Strömungsraum mit Volumenelementen (Hexaeder und Tetraeder) unterschiedlicher, der örtlichen Geometrie und Strömung angepassten Größe (von 2 cm bis in den Dezimeterbereich), gefüllt. Dabei wurden Details, die für die Untersuchung nicht relevant sind bzw. nur zu vernachlässigbaren Abweichungen führen, vereinfacht oder auch ganz weggelassen. Dazu zählten hier beispielsweise Rohrflansche, Befestigungselemente und Abspannungen (Abbildung 128).

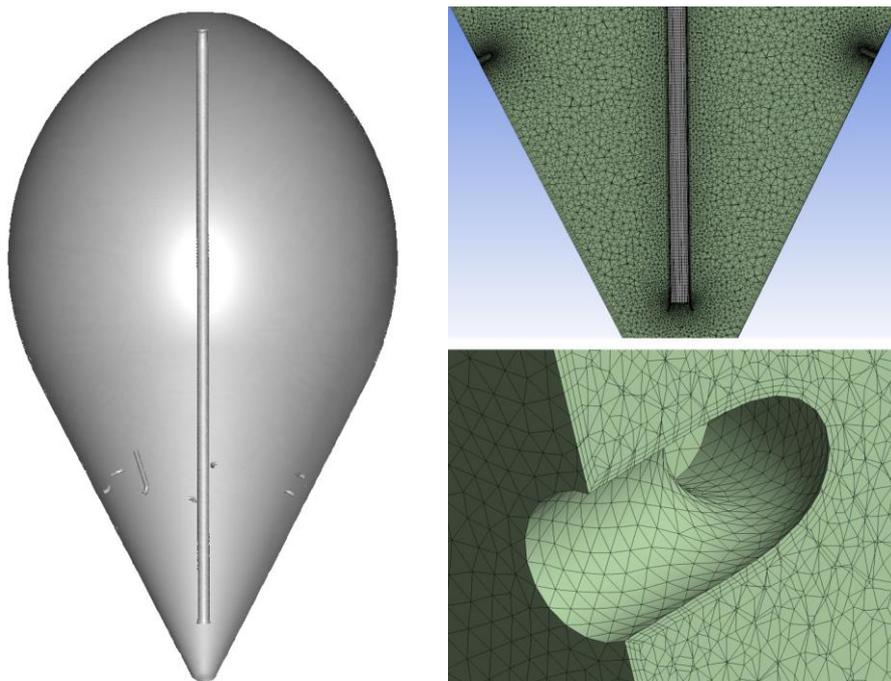
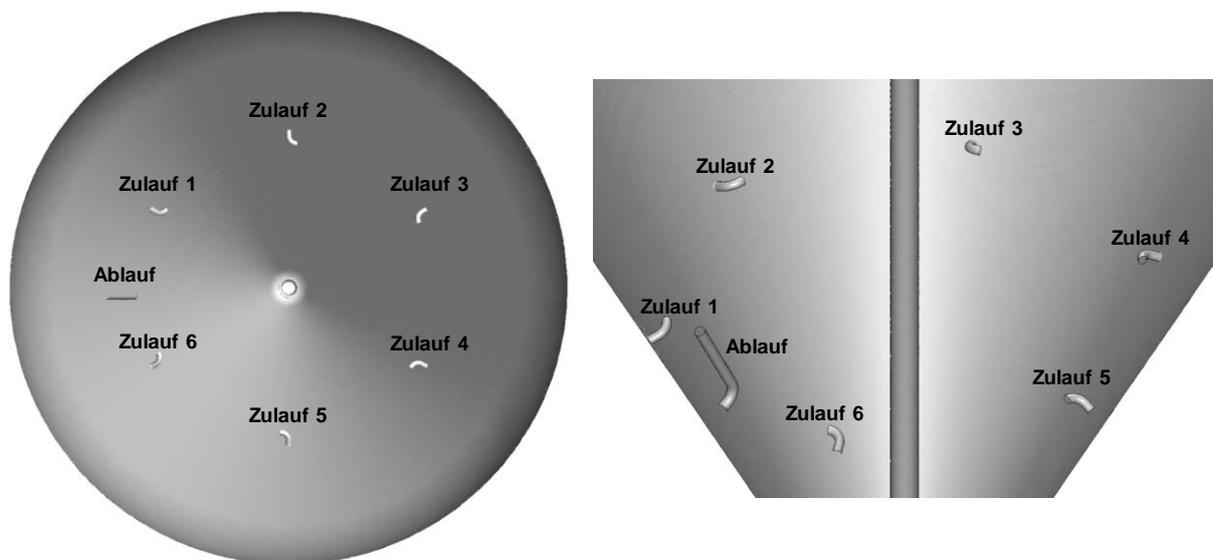


Abbildung 128: Volumenmodell des Faulbehälters (links) und Details der Vernetzung (rechts)

Betrachtet wurde in den Berechnungen der Betrieb mit interner Zirkulation ( $200 \text{ m}^3/\text{h}$ ) und Betrieb des Faulschlammwäschers (aufwärts oder abwärts mit  $3600 \text{ m}^3/\text{h}$ ). Die rheologischen Eigenschaften der Faulschlämme (niedrige und hohe Viskosität) gingen über Parameter der Anpassungsfunktion nach HERSCHEL-BULKLEY in die Berechnungen ein (Tabelle 4).

Bei den Zulaufdüsen für die interne Zirkulation handelt es sich um 6 abgewinkelte Rohrleitungen ( $90^\circ$ ) DN 250, den Ablauf bildet eine Rohrleitung DN 300. Die Anordnung mit den Bezeichnungen sind in Abbildung 129 dargestellt.



**Abbildung 129: Details der Zu- und Abläufe der internen Zirkulation**

Da ein Modell immer einen Ausschnitt aus der Natur darstellt, müssen an seinen Begrenzungen entsprechende Bedingungen, die sogenannten Randbedingungen, festgelegt werden. Für die Zulaufdüsen wurde die mittlere Strömungsgeschwindigkeit vorgegeben, so dass mit dem bekannten Fließquerschnitt der vorgegebene Durchfluss definiert ist. Der Ablauf wurde über eine Druckrandbedingung definiert. Die Förderung des Faulschlammwäschers wurde über eine Geschwindigkeitsvorgabe im Bereich des Schraubenschauflers (Axialpumpe) realisiert.

Zur Turbulenzmodellierung kommen für ingenieurmäßige Fragestellungen üblicherweise statistische Turbulenzmodelle zur Anwendung, die die Auswirkungen der turbulenten Strömungsbewegung auf die mittleren Strömungsgrößen nachbilden. Das bekannteste und gebräuchlichste ist das  $k-\varepsilon$ -Modell, bei dem die Transportgleichungen für  $k$  (kin. Energie) und  $\varepsilon$  (Dissipation) aus den Navier-Stokes-Gleichungen hergeleitet werden. Es sind jedoch zusätzlich schließende Modellannahmen erforderlich, um das System lösen zu können. Die empirischen Konstanten dieses Modells wurden durch umfangreiche Versuche ermittelt und sind für einen

großen Anwendungsbereich geeignet, sie können jedoch auch verändert werden. Grundsätzlich gilt, dass die Turbulenzparameter nicht manuell eingestellt werden müssen, sondern aus den jeweiligen Strömungsbedingungen automatisch entwickelt werden.

Außer dieser Standardversion existieren noch eine Reihe modifizierter  $k$ - $\varepsilon$ -Modelle, wie das Realizable- $k$ - $\varepsilon$ -Modell, das sich von der Standardversion im Wesentlichen in 2 Punkten unterscheidet:

- das Modell enthält einen neuen, verbesserten Ansatz zur Bestimmung der turbulenten Viskosität,
- es existiert ein verbesserter Ansatz für die Bestimmung der Dissipationsrate, dabei wird  $\varepsilon$  von einer exakten Gleichung für die effektive Wirbelbewegung und -variation abgeleitet.

Ein wesentlicher Vorteil ist dabei, dass das Ausbreitungsverhalten von Freistrahlen genauer abgebildet werden kann. Weiterhin können Strömungen mit starken Umlenkungen besser berechnet werden und das Verhalten von Grenzschichten mit ungünstig hohen Druckgradienten und Ablösungen wird exakter wiedergegeben.

Aufgrund dieser Vorteile erfolgten die Berechnungen in diesen Untersuchungen als Nichtnewtonsches Fluid mit diesem Realizable- $k$ - $\varepsilon$ -Modell. Das Modell ist allerdings etwas rechenintensiver als die Standardversion des  $k$ - $\varepsilon$ -Modells.

### 3.4.6.2 Einphasige Berechnungen (stationär)

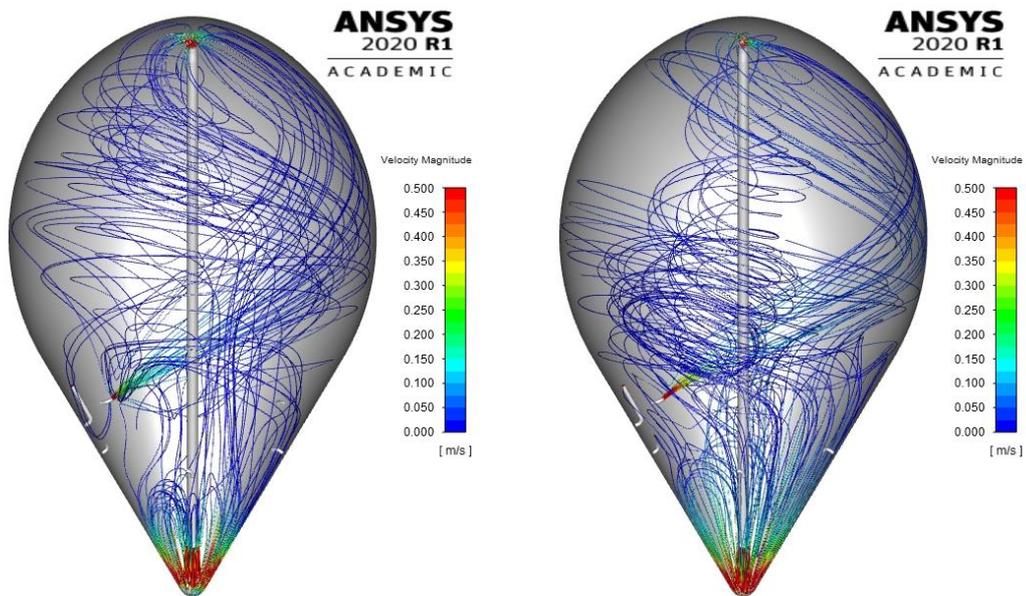
Die Berechnungen erfolgten zunächst einphasig mit einer Dichte von  $1000 \text{ kg/m}^3$ , so dass hier ein gewisser Gasphasenanteil bereits berücksichtigt ist.

Im bisherigen Normalbetrieb ist grundsätzlich nur immer eine der sechs Zulaufdüsen in Betrieb (zeitlich getaktet), so dass diese 6 Betriebsweisen untersucht werden sollten. Ferner stellte sich die Frage nach dem Strömungsregime, wenn mehrere Düsen gleichzeitig laufen. Es wurde daher auch eine Variante betrachtet, bei der alle 6 Düsen gleichzeitig in Betrieb sind (mit jeweils  $1/6$  der Zuflussmenge). Durch die Kombination mit jeweils beiden Förderrichtungen des Faulschlammischers (aufwärts und abwärts) sowie hoher und niedriger Viskosität ergaben sich damit insgesamt 28 Berechnungen.

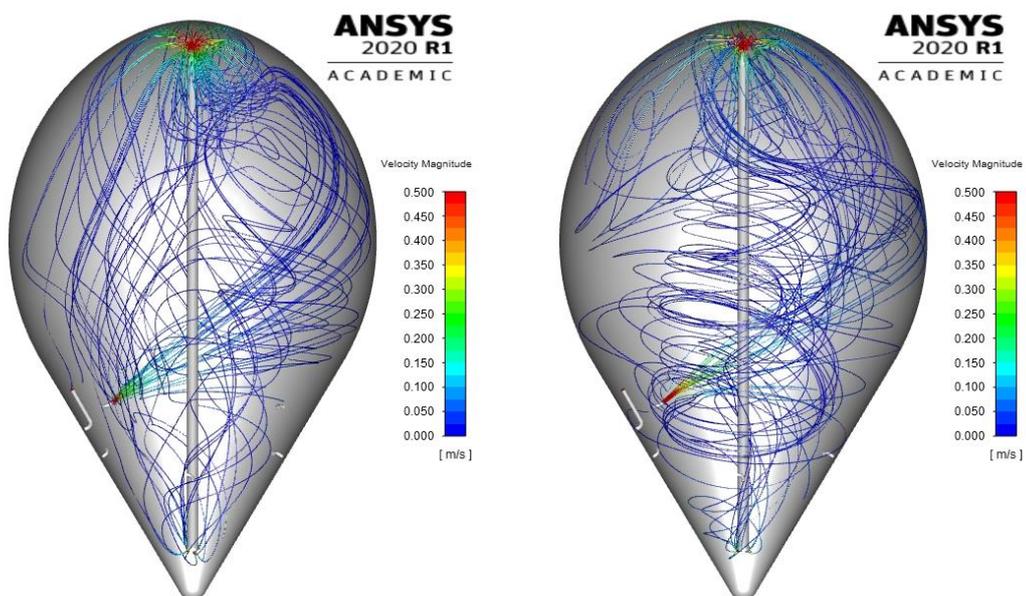
Beim Betrieb einer einzelnen Zulaufdüse ist das grundsätzliche Strömungsregime immer ähnlich, die Austrittsgeschwindigkeit beträgt dabei etwa  $1,15 \text{ m/s}$ . Abbildung 130 und Abbildung 131 zeigen die berechneten Pfadlinien am Beispiel des Betriebs der Zulaufdüse 1.

Der sich hinter der Zulaufdüse ausbildende Freistrahл beschleunigt auch umgebenden Schlamm mit und trifft schnell auf die Faulbehälterwand, an der er dann entlangfließt. Aufgrund der runden Form des Faulbehälters sowie des tangentialen Zuflusses, entsteht daher zunächst

eine kreisförmige Strömung. Durch den Betrieb des Faulschlammischers kommt eine vertikale Komponente hinzu, sodass durch die Überlagerung immer eine spiralförmige Strömung unterschiedlich starker Ausprägung entsteht. Aufgrund der Eiform wird der anliegende Strahl auch dann aufwärts gezwungen, wenn der Faulschlammischer aufwärts fördert und damit der Bewegung entgegenwirkt. Das ändert sich erst beim gleichzeitigen Betrieb aller Zulaufdüsen.



**Abbildung 130: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 und Mischer, Mischerrichtung abwärts (hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



**Abbildung 131: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 und Mischer, Mischerrichtung aufwärts**

(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)

Im oberen Bereich des Faulbehälters bildet sich ein kreisförmiger Wirbel aus, wenn der Mischer aufwärts fördert (Abbildung 132). Bei hoher Viskosität fällt er etwas kleiner aus, als bei niedriger Viskosität.

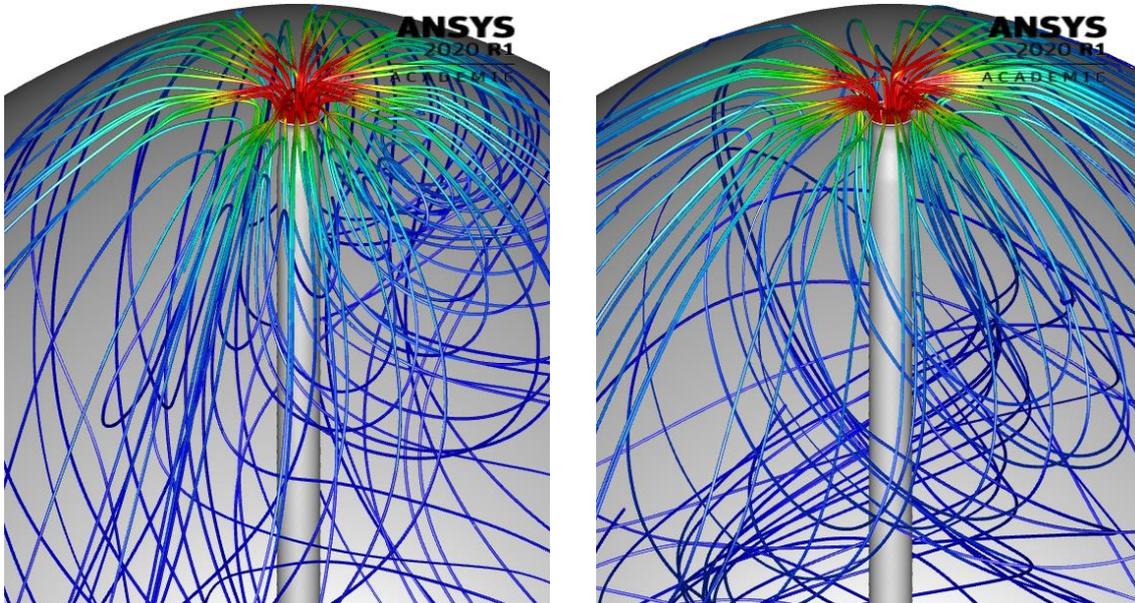


Abbildung 132: Berechnete Pfadlinien im oberen Bereich bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung aufwärts

(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)

Fördert der Mischer abwärts, bildet sich in der Spitze unten ein deutlich kleinerer Wirbel aus, er ist ebenfalls bei hoher Viskosität etwas kleiner als bei niedriger Viskosität (Abbildung 133).

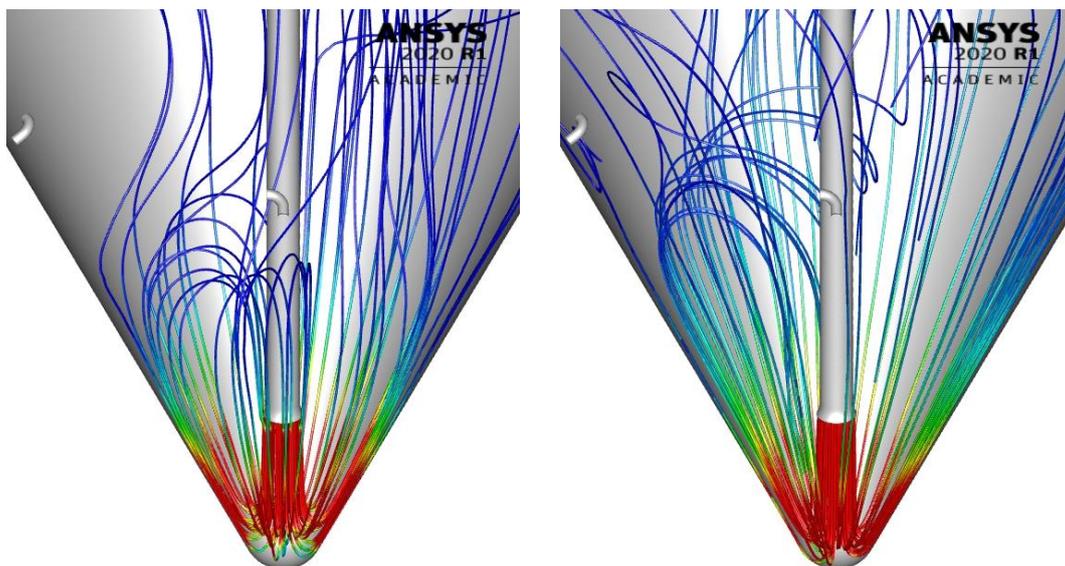
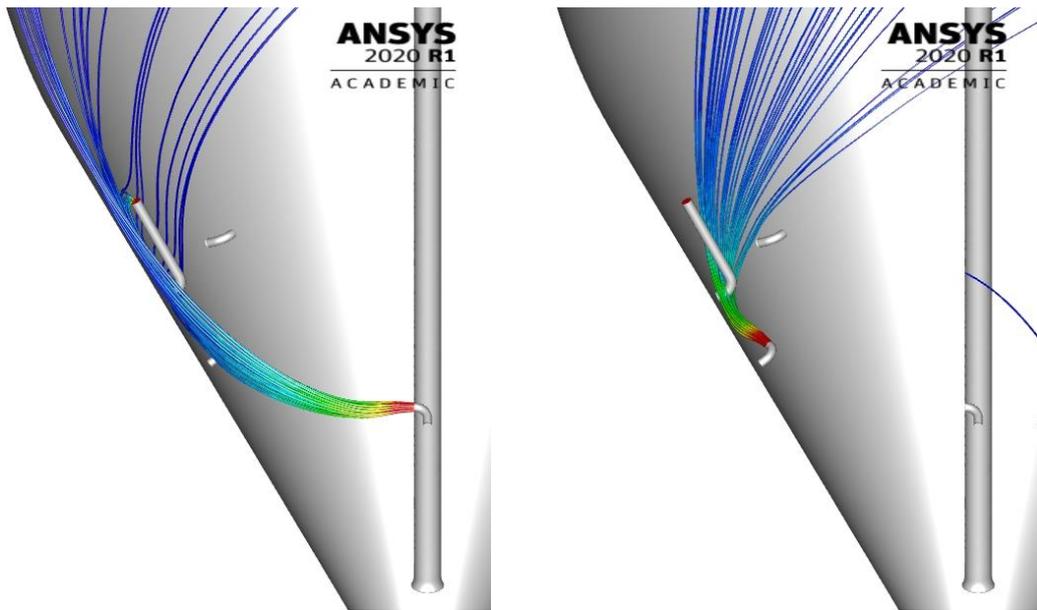


Abbildung 133: Berechnete Pfadlinien im unteren Bereich bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung abwärts

**(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**

Da es nur einen Ablauf gibt, hängt die Länge des Fließwegs primär davon ab, welche Zulaufdüse in Betrieb ist. Beim Zulauf 1 ist er damit entsprechend lang, verkürzt sich aber deutlich insbesondere bei den Zulaufdüsen 5 und 6. Beim Betrieb der Zulaufdüse 5 kommt es damit zu einem hydraulischen Kurzschluss, denn ein Teilstrom fließt direkt dem Ablauf zu. Der Zulauf 6 ist dem Ablauf zwar noch näher, jedoch fließt der Freistrah aus Düse 6 unterhalb der Ablauföffnung vorbei (Abbildung 134).



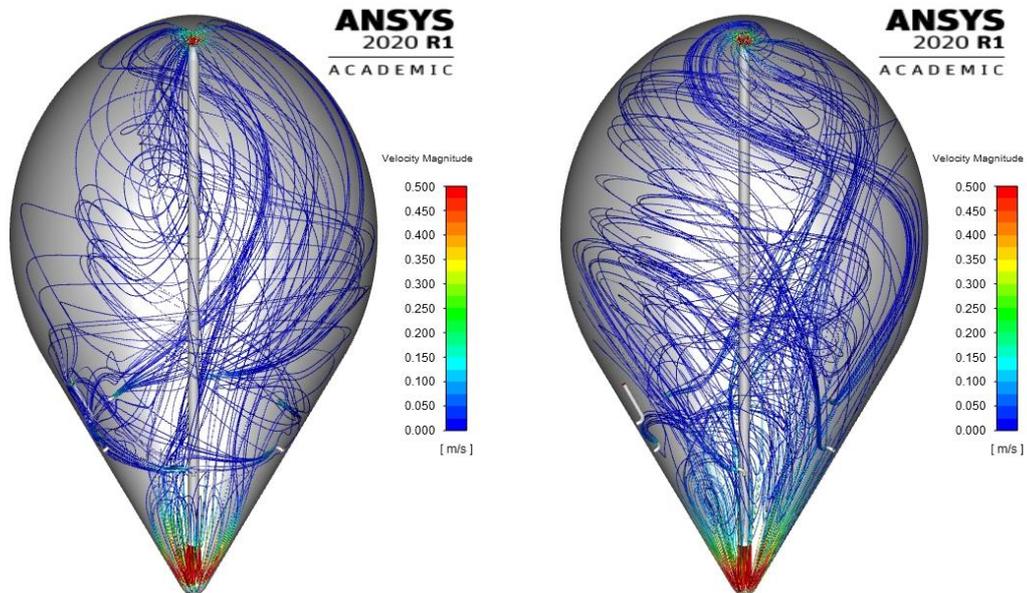
**Abbildung 134: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 5 (links) und Zulaufdüse 6 (rechts),  
Mischerrichtung abwärts, hohe Viskosität**

Sind alle 6 Düsen gleichzeitig in Betrieb, reduziert sich die Austrittsgeschwindigkeit des Schlammes entsprechend auf etwa 0,19 m/s. Die Pfadlinien dieser Berechnungen sind in Abbildung 135 und Abbildung 136 dargestellt.

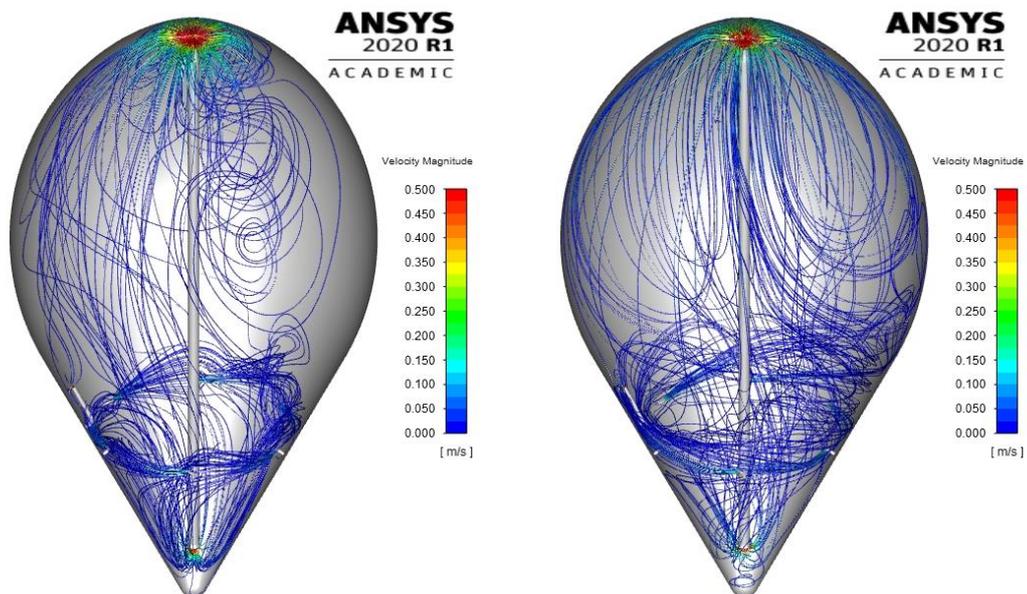
Fördert der Mischer abwärts, wandern die Freistrahlen hinter den Düsen bei hoher Viskosität an der Behälterwand aufwärts, der Schlamm fließt dann durch das Mischerrohr zur Spitze unten und anschließend im Innern des Faulbehälters wieder nach oben. Bei niedriger Viskosität dagegen, wird auch der innere Bereich direkt nach den Zulaufdüsen beaufschlagt, dieser Schlammanteil fließt überwiegend nach unten, vermischt sich mit dem Schlamm aus dem Mischerrohr und steigt außen an der Behälterwand wieder aufwärts.

Fördert der Mischer aufwärts, strömt der Schlamm mit hoher Viskosität nach Verlassen der Düsen in Richtung Spitze unten und wird durch den Mischer aufwärts transportiert. Lediglich in einem kleinen Bereich an der äußeren Behälterwand fließt der Schlamm dann dem Ablauf zu. Ein großer Teil des oberen Faulbehälterbereichs wird damit nur schlecht und langsam

durchflossen. Ist die Viskosität niedrig, fließt ein Teil an der Behälterwand nach oben, ein anderer der Spitze unten zu. Der nach dem Mischer oben austretende Schlamm fließt dann an der Behälterwand nach unten und bewirkt einen großen Wirbel im oberen Behälterbereich.



**Abbildung 135: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 - 6 und Mischer, Mischerrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



**Abbildung 136: Berechnete Pfadlinien von Zulaufdüse 1 - 6 und Mischer, Mischerrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**

Ergänzend sind die berechneten Pfadlinien ausgehend von den jeweiligen Zulaufdüsen für alle 28 Berechnungen in Kapitel 7.4.1 dargestellt.

Selbst die einphasigen und stationären Berechnungen zeigen damit eindrucksvoll, dass besonders im inneren Bereich des Faulbehälters die Fließrichtung (bei sonst gleichen Randbedingungen) wesentlich von der Viskosität abhängt. Ganz allgemein ist die Strömung im Detail nicht so gleichmäßig und hinsichtlich der Richtung auch nicht so eindeutig, wie oft angenommen wird.

Die Strömungsberechnungen sollten auch Aussagen zum Verweilzeitverhalten hinsichtlich der Auswahl der Düsen (interne Zirkulation) ermöglichen. Zum Vergleich wurden daher für alle 28 Berechnungen auch numerische Tracerversuche durchgeführt.

Aus Gründen der Rechenzeit, können jedoch nicht mehrere Tage oder gar Wochen mit instationären Berechnungen abgebildet werden. Daher wurde ein stationäres Strömungsfeld als Grundlage verwendet, die Strömungsberechnung ausgeschaltet und der Tracer dann über das „eingefrorene“ Strömungsfeld berechnet. Mit dieser Vorgehensweise wurde ein Zeitraum von 10 Tagen betrachtet.

Der Tracer wurde mit einem fiktiven Wert von 1.000 mg/L als sogenannter „Pulse input“ nach Levenspiel (1999) am Zulauf vorgegeben. Bei einer Zugabedauer von 5 min und einem Zufluss von 200 m<sup>3</sup>/h, ergibt sich damit eine Masse von 16,667 kg, was beispielsweise einer passenden Menge für Lithiumchlorid entspräche.

Die folgenden Abbildungen stellen die Tracerkonzentration am Ablauf als Antwortsignal gegenüber. Dabei dient Abbildung 137 als Übersicht und Vergleich der berechneten Tracerverläufe (grau gefärbt) mit einem ideal durchmischten Rührkessel (rote Linie). Es wird deutlich, dass einige Zulaufsznarien einem ideal durchmischten Rührkessel sehr nahekommen.

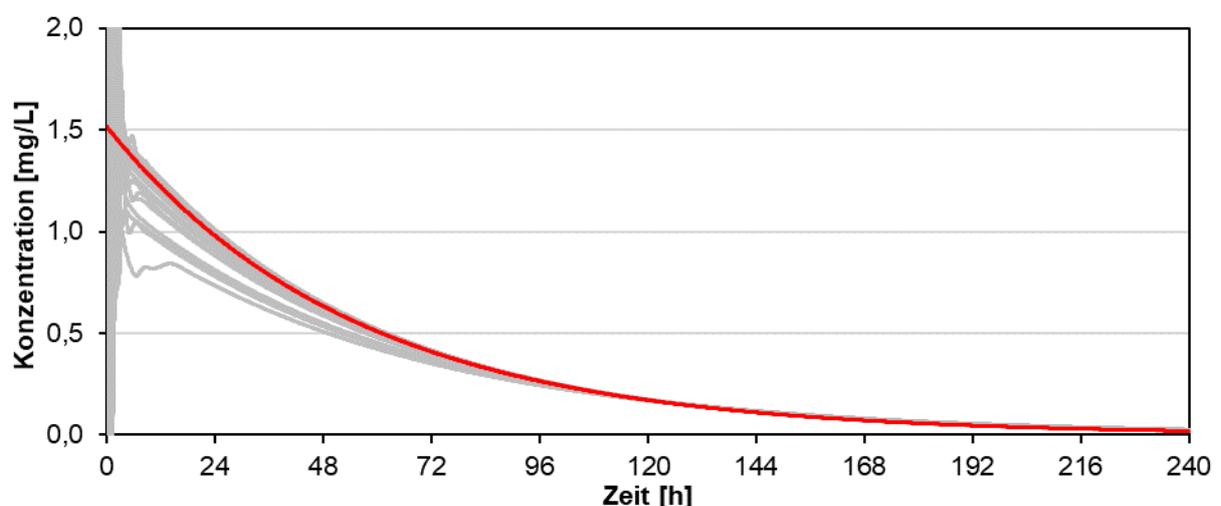


Abbildung 137: Vergleich der berechneten Tracerverläufe mit einem idealen Rührkessel (rot)

Im Betrieb der Zulaufdüse 1 zeigt sich, dass das Antwortsignal bei beiden Varianten mit niedriger Viskosität etwas schneller ankommt, als mit hoher Viskosität (Abbildung 138). Tendenziell ist das ein kleiner Nachteil, allerdings sind auch diese Werte unkritisch, da der Fließweg von der Zulaufdüse bis zum Ablauf sehr lang ist.

Auch der Betrieb des Zulaufs 2 ist unproblematisch, die Spitzen kommen erwartungsgemäß etwas schneller an und (bis auf die Kombination von niedriger Viskosität und dem abwärts fördernden Mischer) steigt der Scheitelwert (Abbildung 139).

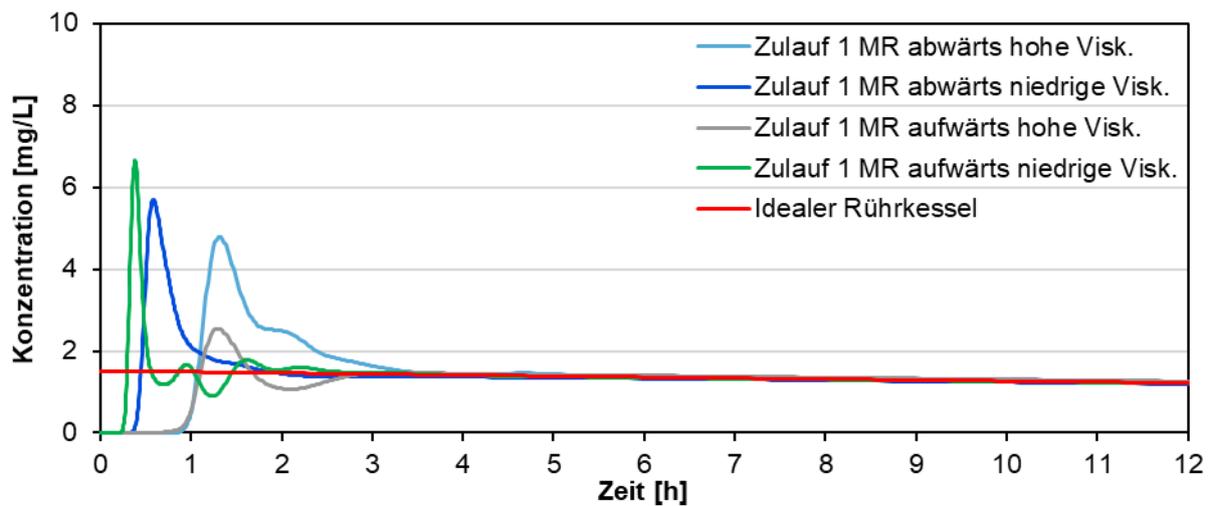


Abbildung 138: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 1

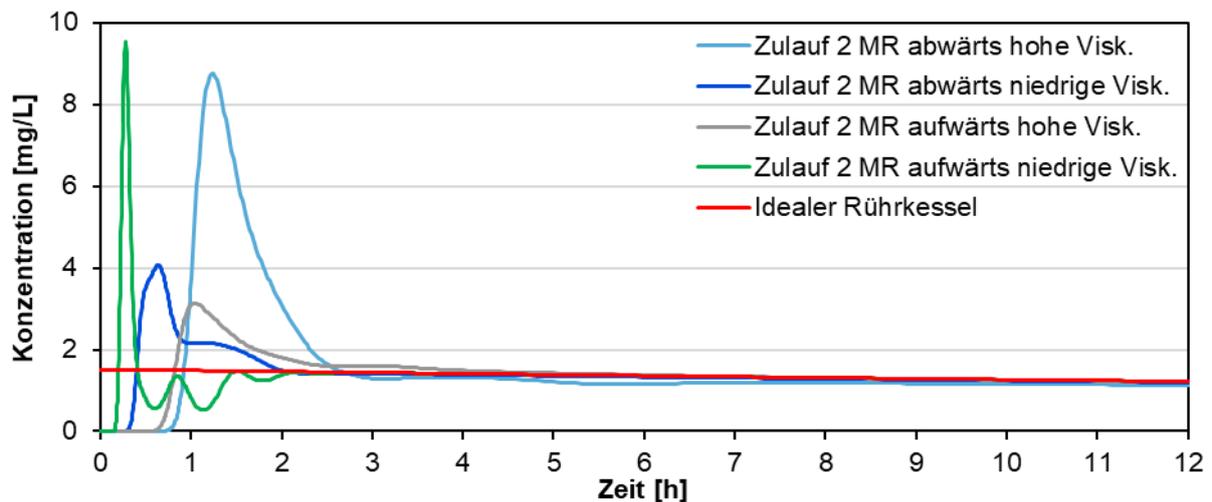


Abbildung 139: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 2

Der Trend nimmt im Betrieb des Zulaufs 3 weiter zu, der Scheitel wird noch schneller erreicht (Abbildung 140). Die Kombination aus niedriger Viskosität und aufwärts förderndem Mischer bleibt auch hier etwas ungünstiger.

Im Betrieb der Zulaufdüse 4 wird ebenfalls der Scheitel bei der Kombination aus niedriger Viskosität und aufwärts förderndem Mischer schnell zuerst erreicht, allerdings ist der Scheitel bei Abwärtsförderung und hoher Viskosität nun höher (Abbildung 141).

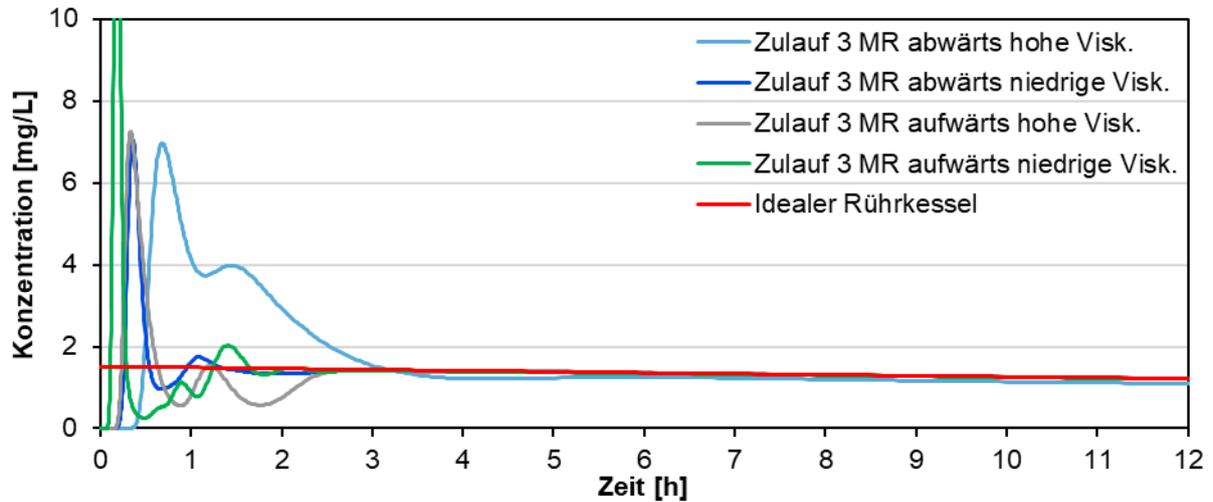


Abbildung 140: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 3

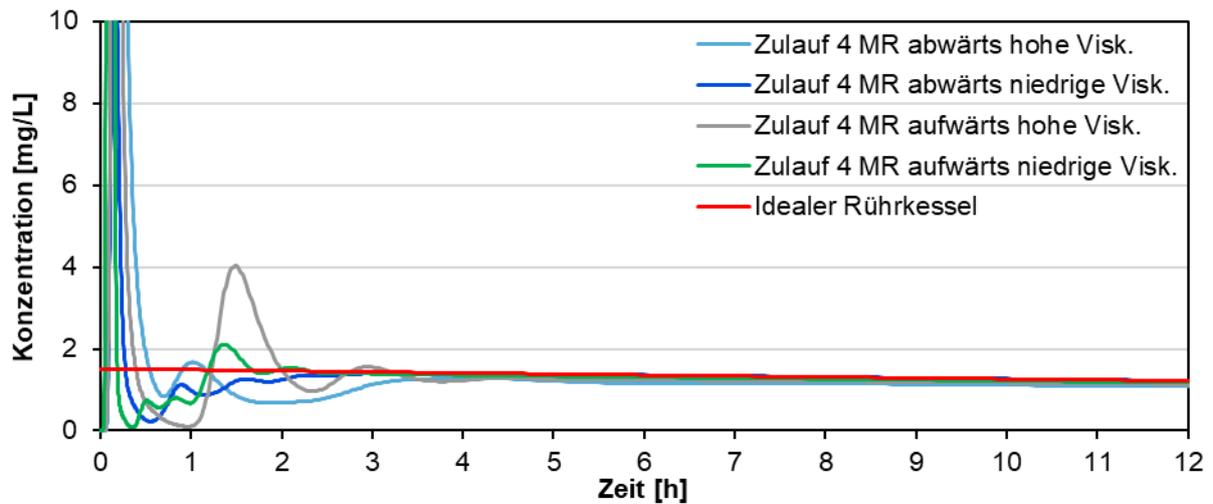


Abbildung 141: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 4

Der Betrieb der Zulaufdüse 5 ist als ungünstigste Variante anzusehen, bereits die vorangegangene Auswertung der Pfadlinien zeigte einen hydraulischen Kurzschluss. Die Abbildung 142 bestätigt dies.

Der Zulauf 6 ist dagegen deutlich besser, obwohl er noch näher am Ablauf liegt. Da der austretende Strahl jedoch deutlich unterhalb der Ablauföffnung vorbeifließt, entsteht hier kein hydraulischer Kurzschluss. Die höhere Viskosität ist hier in geringem Maße nachteilig (Abbildung 143).

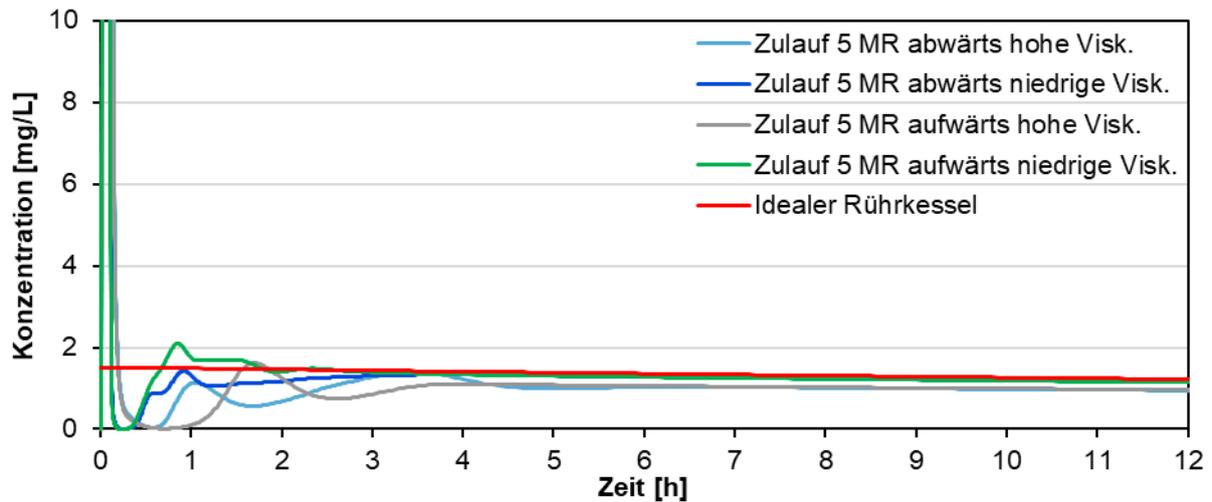


Abbildung 142: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 5

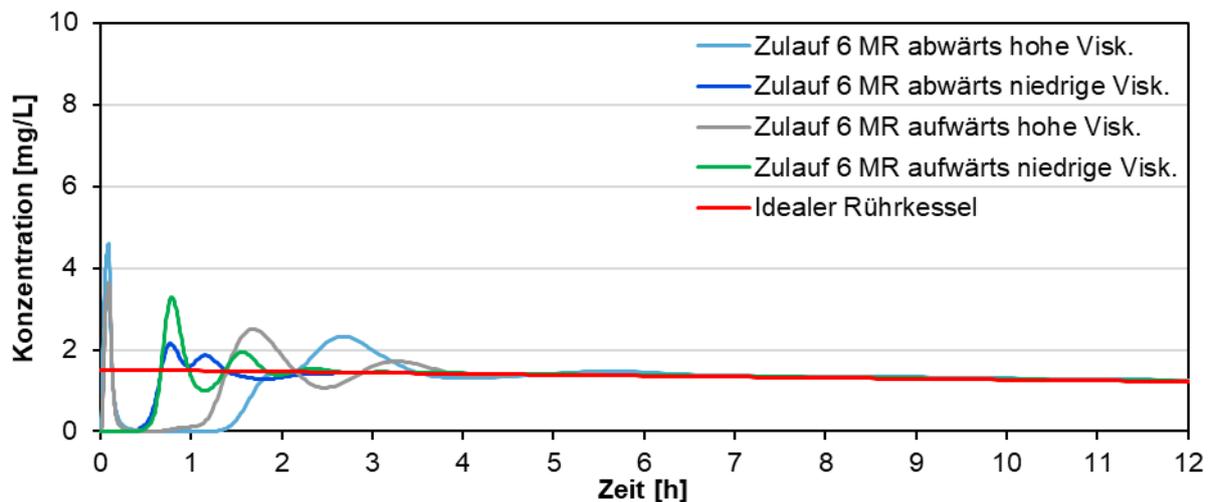


Abbildung 143: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüse 6

Der Betrieb von allen 6 Düsen gleichzeitig zeigt ein uneinheitliches Bild; während sich bei Aufwärtsförderung mit niedriger Viskosität und Abwärtsförderung mit hoher Viskosität ein ungünstiges Bild zeigt, sind die anderen Kombinationen vorteilhaft (Abbildung 144).

Die Tracerberechnungen zeigen, dass möglichst die Zuläufe 1, 2 und 6 betrieben werden sollten, da sie einem ideal durchmischten Rührkessel nahekommen und einen möglichst langen Fließweg bewirken. Die Betrachtung eines schlecht bzw. ungenutzten Volumens als sogenanntes Totvolumen ist aufgrund der Überlagerung durch den Faulschlammischer komplexer, dazu müssten mehrere Rührkessel hintereinander betrachtet werden. Da die Tracerkurven, insbesondere der empfohlenen Zuläufe, nach kurzer Zeit nahezu parallel zur idealen Kurve verlaufen ohne stärker abzufallen, kann davon ausgegangen werden, dass der ungenutzte Anteil (Totvolumen) sehr gering ist und damit grundsätzlich eine gute Durchmischung gegeben ist. Ein hydraulischer Kurzschluss tritt unter allen 4 Randbedingungen lediglich beim

Betrieb der Zulaufdüse 5 auf, da dann immer ein Teil des Schlammes auf kurzem Weg dem Ablauf zufließt. Immer noch ungünstig, aber etwas besser wird die Situation beim Zulauf 4. Beim Betrieb aller 6 Düsen gleichzeitig gibt es ebenfalls zwei ungünstige Betriebsarten (s.o.).

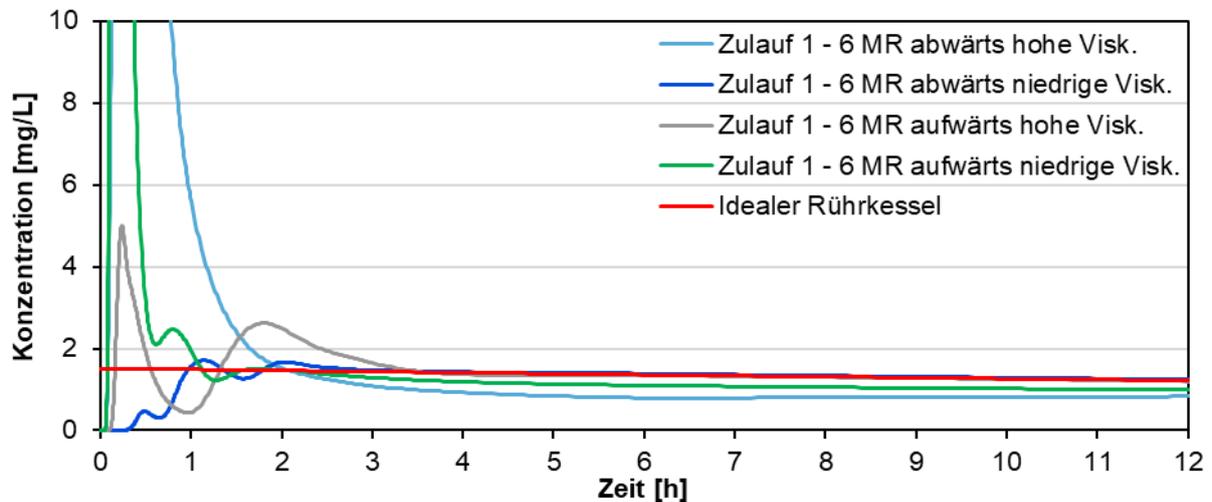


Abbildung 144: Berechnete Tracerverläufe bei Betrieb der Zulaufdüsen 1 bis 6

### 3.4.6.3 Mehrphasige Berechnungen (instationär)

Die in der Literatur veröffentlichten Ergebnisse unterschiedlicher Strömungsberechnungen an-aerober Reaktoren erfolgen üblicherweise stationär und einphasig, so wie auch hier im vorangegangenen Kapitel erläutert.

Da es sich bei Faulschlämmen jedoch eindeutig um ein Mehrphasengemisch handelt, lassen sich die in diesen Untersuchungen gemachten Beobachtungen hinsichtlich der Gasphase sowie der variierenden Viskosität in der Vertikalen mit einphasigen Berechnungen nicht erklären und realitätsnah nachbilden. Das ist nur mit mehrphasigen Modellen möglich. Allerdings sind mehrphasige und instationäre Berechnungen erheblich rechenintensiver als einphasige Berechnungen, und es liegen im Detail die dazu erforderlichen Informationen insbesondere bezüglich der Gasblasen sowie der Schlammflocken nicht vor. Den Berechnungen liegen daher Annahmen zugrunde, die nicht durch Versuche oder Messungen ermittelt wurden.

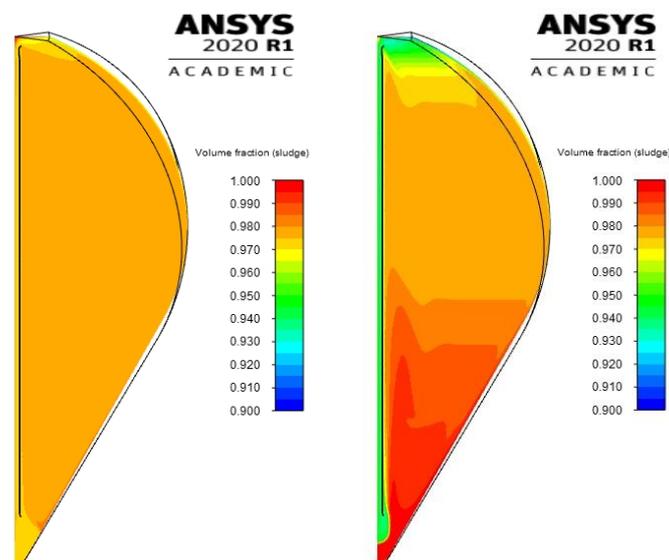
Für die mehrphasigen Berechnungen galten grundsätzlich dieselben Randbedingungen, wie für die einphasigen. Für die Dichte des Schlammes wurde jedoch ein höherer Wert von  $1010 \text{ kg/m}^3$  verwendet, da hier kein Gasphasenanteil pauschal berücksichtigt wurde. Für die Gasphase selbst wurde einheitlich ein Wert von  $1,224 \text{ kg/m}^3$  berücksichtigt, der auf einer Mischung von 60 %  $\text{CH}_4$  und 40 %  $\text{CO}_2$  beruht. Der Gasblasendurchmesser wurde zwischen 0,1 mm und 5 mm variiert, in den exemplarisch dargestellten Berechnungen wurden 1 mm oder 3 mm verwendet. Im realen Faulbehälter ist ein breites Spektrum vertreten und die Blasen

verändern sich auch u.a. durch den hydrostatischen Druck. Ferner können bei höheren Scherkräften große Blasen zerteilt werden oder viele kleine vereinigen sich zu wenigen großen. Verwendet wurde das Euler-Euler-Mehrphasenmodell, das für jede Phase ein eigenes Druck- und Geschwindigkeitsfeld berechnet und damit gegenüber einfacheren Mixture-Modellen entsprechend aufwendiger ist.

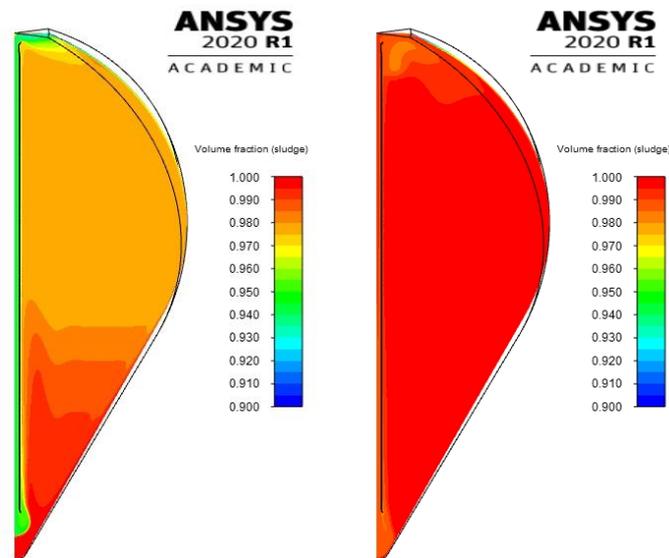
Zusätzlich wurde mit Quelltermen eine gleichmäßige Gasproduktion im gesamten Faulbehälter modelliert. Im Mittel betrug sie für alle 5 Faulbehälter etwa  $35.500 \text{ Nm}^3/\text{d}$  und damit  $7.100 \text{ Nm}^3/\text{d}$  pro FB. Allerdings zeigte sich in den Versuchsphasen eine erhebliche Bandbreite von  $828 \text{ Nm}^3/\text{d}$  beim S3 in V3a bis zu  $23.716 \text{ Nm}^3/\text{d}$  im S1 in V4b.

Aufgrund der erforderlichen Rechenleistung wurde teilweise mit vereinfachten Modellen gearbeitet, die einen  $30^\circ$ -Ausschnitt betrachten und keine interne Zirkulation besitzen. Der für die wesentliche Durchmischung in der Vertikalen eingesetzte Faulschlammrührer wurde selbstverständlich berücksichtigt.

Abbildung 145 und Abbildung 146 zeigen die Volumenanteile der Schlammphase im Bereich von 90 bis 100 % ( $1 = 100\%$ ) einer mehrphasigen Berechnung mit diesem Teilmodell. Dabei zeigte sich, dass die Gasphase je nach Gasblasengröße und Volumenkonzentration zu einer signifikanten Beeinflussung der Strömung führen kann. So kehrt sich beispielsweise in der Spitze unten die Strömungsrichtung in Nähe der Leitung des Faulschlammrührers um.

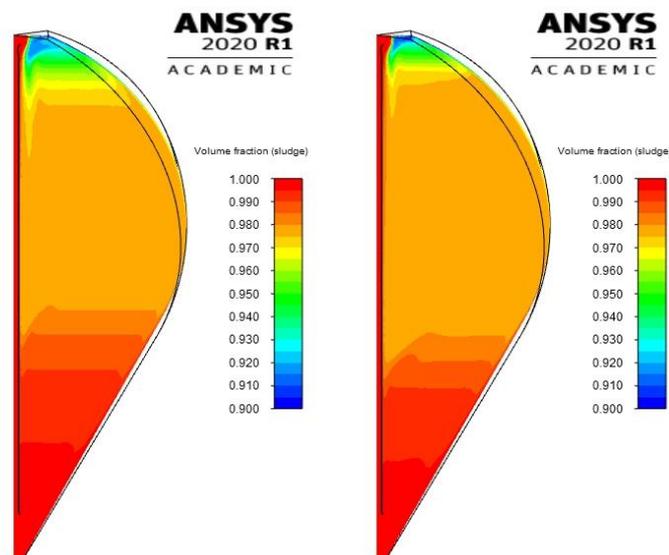


**Abbildung 145: Berechnete Schlammvolumenanteile im Teilmodell mit 1 mm Gasblasen, Mischerrichtung abwärts (hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



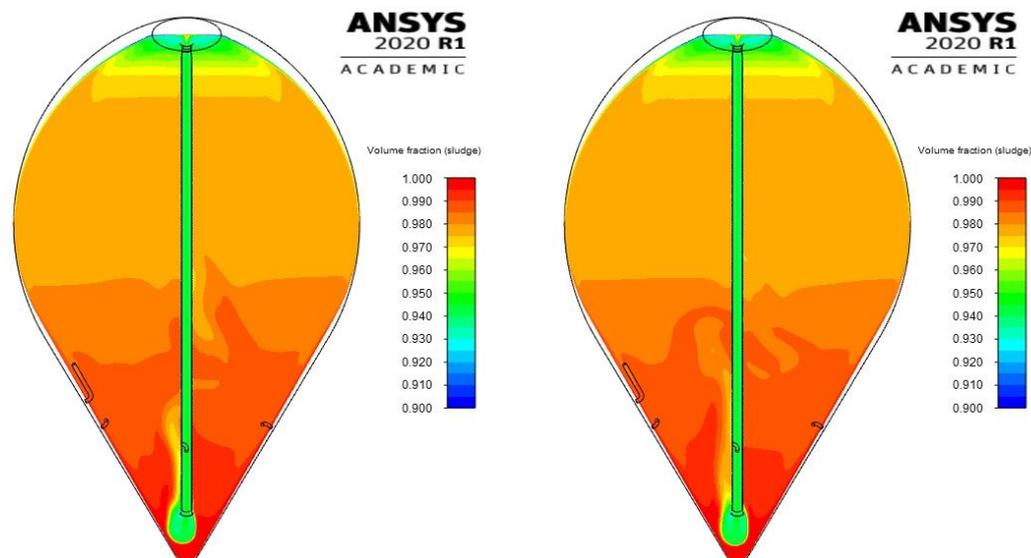
**Abbildung 146: Berechnete Schlammvolumenanteile im Teilmodell mit 3 mm Gasblasen, Mischerrichtung abwärts (hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**

Die dargestellten Volumenanteile zeigen ebenfalls deutlich eine Variation in der Vertikalen, bei der die Schlammphase einheitlich nach oben ab- und die Gasphase entsprechend zunimmt. Diese Tatsache scheint plausibel zu sein, jedoch haben die durchgeführten Messungen nur in einigen Fällen diese Schichtung gezeigt. Auch Variantenrechnungen mit geänderter Förderrichtung des Faulschlammwischers (Abbildung 147), andere Gasblasendurchmesser oder eine geänderte Gasproduktion, konnten die Beobachtungen nur teilweise nachbilden.



**Abbildung 147: Berechnete Schlammvolumenanteile im Teilmodell, Mischerrichtung aufwärts (niedrige Viskosität mit 1 mm Gasblasen links, hohe Viskosität mit 3 mm Gasblasen rechts)**

Auch die sehr aufwändigen Modellierungen mit dem gesamten Modell und der internen Zirkulation zeigen kein grundsätzlich anderes Verhalten bezüglich der Phasenverteilung in der Vertikalen (Abbildung 148). Durch die instationäre Berechnung variiert die Strömung mit jedem Zeitschritt im Detail ebenso wie in der Realität.



**Abbildung 148: Berechnete Schlammvolumenanteile im Gesamtmodell zu verschiedenen Zeitpunkten  
(Mischerrichtung aufwärts, niedrige Viskosität mit 1 mm Gasblasen)**

### 3.4.7 Erkenntnisse aus den Strömungsberechnungen

Die Berechnungen zeigen, dass die Strömung in den Faulbehältern nicht so ideal und gleichmäßig ist, wie oft angenommen wird. Grundsätzlich bildet sich aufgrund der runden Form des Faulbehälters sowie des tangentialen Zuflusses zunächst eine kreisförmige Strömung aus. Durch die Überlagerung mit der vertikalen Komponente des Faulschlammrührers entsteht damit eine spiralförmige Strömung unterschiedlich starker Ausformung.

Da die rheologischen Untersuchungen erhebliche Unterschiede der Viskosität wiederholt auch innerhalb der jeweiligen Faulbehälter zeigten, erfolgten die Berechnungen jeweils mit der niedrigsten und höchsten gemessenen Viskosität. Dabei zeigte sich, dass sich die Strömungsrichtung in Teilbereichen des Faulbehälters aufgrund der unterschiedlichen Viskosität sogar umkehrte (bei sonst gleichen Randbedingungen). Auch die numerischen Tracerversuche zeigten Unterschiede in Abhängigkeit von der Viskosität.

Vielfach zeigen die Berechnungen eine gute Durchmischung der Faulbehälter. Es sollten möglichst die Zuläufe 1, 2 und 6 betrieben werden, da sie einem ideal durchmischten Rührkessel nahekommen. Der Betrieb des Zulaufs 5 bewirkt dagegen einen hydraulischen Kurzschluss.

Grundsätzlich sollte sich der Ablauf nicht in unmittelbarer Nähe des Zulaufs befinden (insbesondere nicht in Fließrichtung).

Die instationären Mehrphasenberechnungen zeigen, dass sich auch durch die Gasphase (je nach Gasblasengröße und Volumenkonzentration) in Teilbereichen die Strömung umkehren und das gesamte Strömungsregime beeinflussen kann.

Die berechneten Phasenanteile zeigen deutlich eine Variation in der Vertikalen, bei der die Schlammphase einheitlich nach oben ab- und die Gasphase entsprechend zunimmt. Die durchgeführten Messungen haben jedoch meist keine eindeutige Tendenz in der Vertikalen erkennen lassen.

Zu empfehlen ist hier die Betrachtung unterschiedlicher und auch variierender Gasblasendurchmesser innerhalb einer Berechnung. Eine Möglichkeit dazu könnten Modelle auf Basis von Populationsbilanzen sein, die mehrere Größen in unterschiedlichen Klassen oder über Momentenmethoden abbilden können. Dabei kann auch die Zerteilung von einzelnen Blasen und deren Vereinigung modellhaft berücksichtigt werden.

Empfehlenswert wäre weiterhin eine differenzierte Berücksichtigung der Schlammeigenschaften, bei der zwischen Wasser und Schlammflocken unterschieden wird und die Flocken ihre Eigenschaften noch ändern können. Der numerische Aufwand dafür darf jedoch nicht unterschätzt werden. Nicht zuletzt stellt sich auch die Frage nach den Grundlagendaten, die dafür erforderlich wären.

Ferner sind Flotationseffekte sehr wichtig, wobei sich Gasblasen an Schlammflocken und Feststoffe anlagern und gemeinsam aufschwimmen.

Auch wenn die mehrphasigen Berechnungen die gemessene Schichtung noch nicht in allen Details reproduzieren konnten, so haben sie doch gezeigt, dass die Gasphase einen signifikanten Einfluss auf das Strömungsregime haben kann. Dies ist insbesondere bei der hier untersuchten mehrstufigen Faulung relevant, da die einzelnen Faulbehälter eine sehr große Bandbreite hinsichtlich der Gasproduktion und damit auch des Volumenanteils der Gasphase aufweisen.

### 3.5 Reaktionskinetische Simulation des Faulprozesses

Der Abbaugrad in der Faulstufe wird für die untersuchten Versuchsphasen (V1-V4) mit Hilfe der dynamischen Simulation überprüft und bewertet. Hierauf aufbauend werden Variantenuntersuchungen zu den grundsätzlichen Abhängigkeiten und Einflussfaktoren einer mehrstufigen Faulung am Beispiel einer konventionellen Kläranlage mit einer Einwohnerbelastung von 500.000 E durchgeführt.

#### 3.5.1 Aufbau des Simulationsmodells

Für die dynamische Simulation der Faulungsstufe wird die aktuelle Simulationssoftware Simba# in der Version 2.1 verwendet. Als Modellgrundlage wird das Siegrist-Modell verwendet. Die Hauptprozesse, die in dem Modell von Siegrist betrachtet werden, sind die Hydrolyse und der anaerobe Abbau der partikulären organischen Stoffe, die Bildung von Faulgas, die pH-Wert Änderung und das  $\text{NH}_3/\text{NH}_4$ -Gleichgewicht. Eine detaillierte Beschreibung der Prozesse der Schlammfäulung ist bei Siegrist (1993) zu finden.

In Abbildung 149 und Abbildung 150 ist der Aufbau des Simulationsmodells für die 4 Versuchsphasen dargestellt. Als Eingangsdaten werden der Überschussschlamm aus der Hochlaststufe (HLB) sowie der Schwachlaststufe (SLB) und die Co-Fermente berücksichtigt. In den Versuchsphasen, in denen die Desintegration betrieben wurde, erfolgt die Zugabe des Überschussschlammes über den Zulaufblock Desintegration.

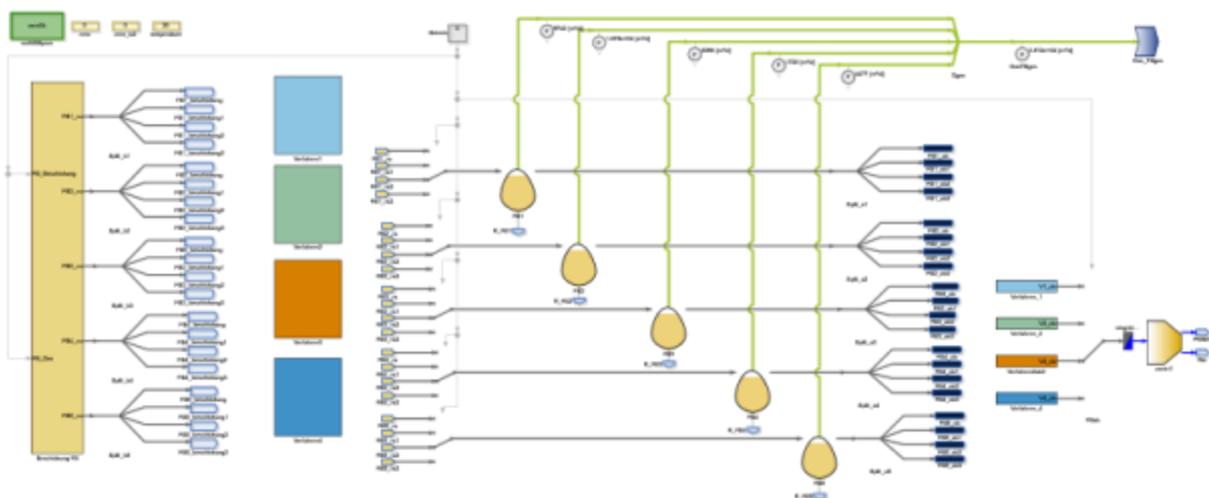
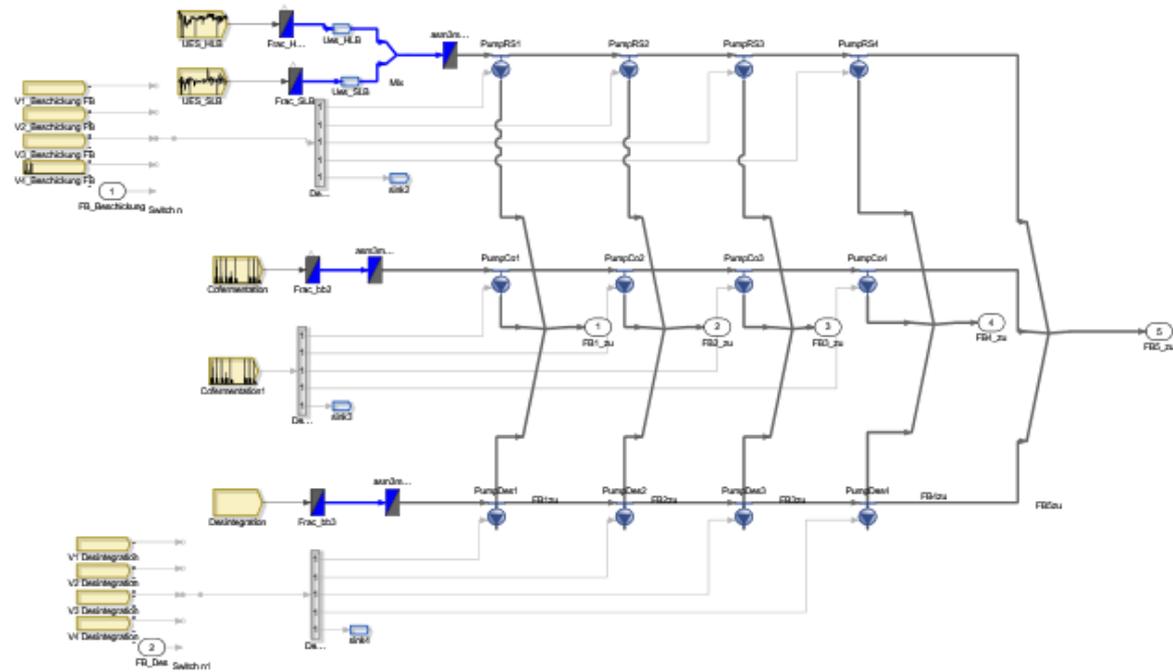


Abbildung 149: Aufbau des Simulationsmodells in Simba# für die 4 Versuchsphasen



**Abbildung 150: Aufbau des Simulationsblocks für die Eingangsdaten**

Die einzelnen Schlammströme werden über die Parameter CSB, N, P und Q beschrieben. Die vorliegenden kontinuierlichen online-Messungen basieren auf dem TR-Gehalt und dem Volumenstrom. Die Umrechnung von TR-Gehalten in CSB-, N- und P-Konzentrationen erfolgt über zusätzlich erhobene Stichproben. In Abbildung 151 sind die Verhältniswerte zwischen dem TR-Gehalt und den Eingangsparametern für die Simulation dargestellt. In Tabelle 5 sind die gewählten Umrechnungsfaktoren zusammengefasst. Für die Co-Fermente liegen keine Messungen vor, so dass anhand von Literaturdaten eine CSB-Konzentration von 70.000 g/m<sup>3</sup>, ein N/CSB-Verhältnis von 0,04 und ein P/CSB-Verhältnis von 0,005 angesetzt wurden. Die Schlammströme werden in einem Fraktionierungsblock zuerst in die Fraktionen des Activated Sludge Modell No1 (ASM1- Modell) und in einem zweiten Fraktionierungsblock von ASM1 in die Fraktionierung für das Faulungsmodell von Siegrist umgewandelt. Die Beschickung als auch der Abzug der 5 Faulbehälter mit einem Volumen von je 11.000 m<sup>3</sup> wird über je 4 Beschickungs-/Abzugsblöcke je Versuchsphase vorgegeben, so dass ein Modell für alle Versuchsphasen verwendet werden kann.

**Tabelle 5: Umrechnungsfaktoren für die Schlammströme**

	$\sigma_{TR/TR}$ [-]	CSB/TR [-]	N/TR [-]	P/TR [-]
<b>HLB-Schlamm</b>	0,78	1,18	0,027	0,009
<b>SLB Schlamm</b>	0,73	1,00	0,064	0,035

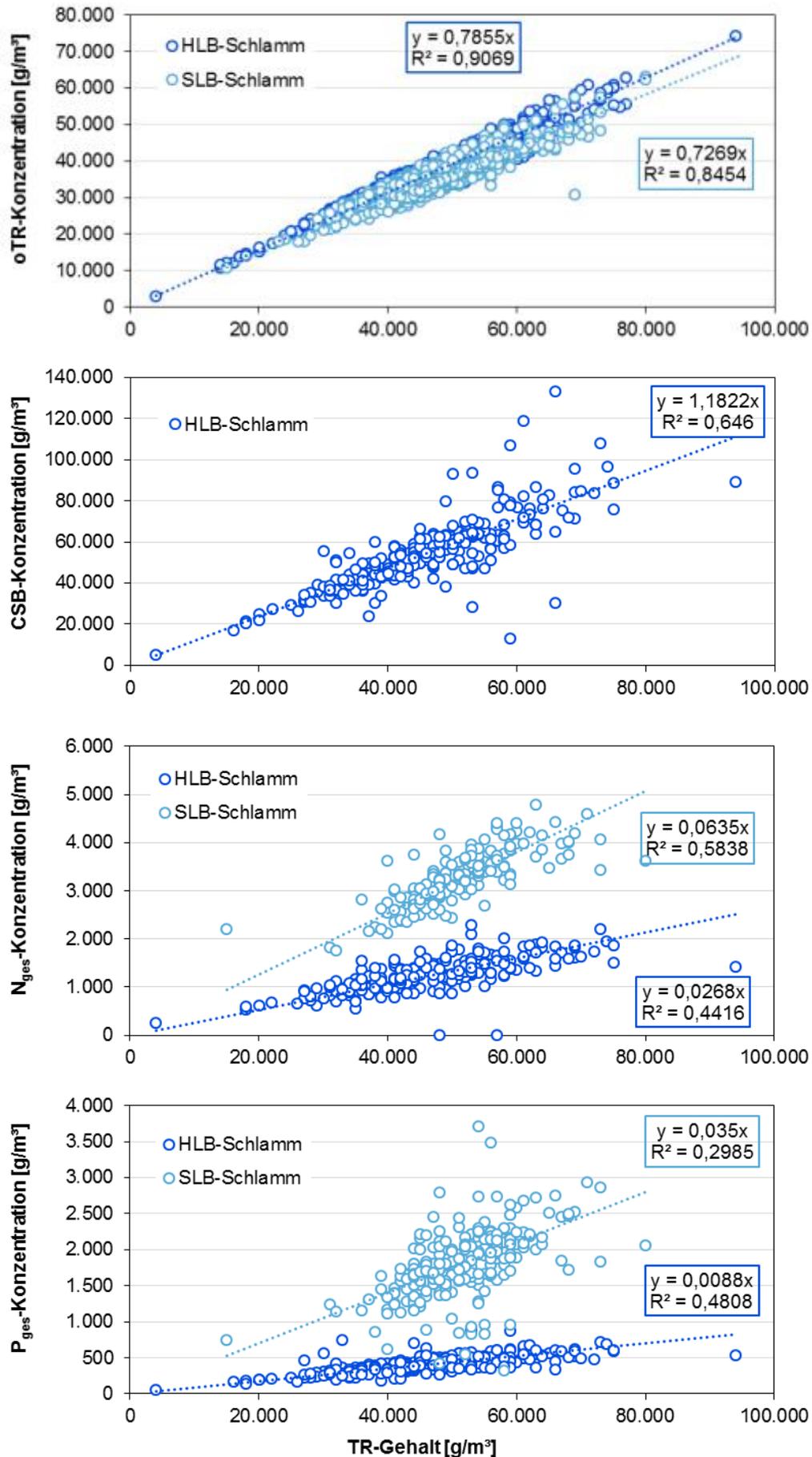


Abbildung 151: Verhältnisswerte für oTR, CSB, N und P zu TR über den Versuchszeitraum

### 3.5.2 Modellabgleich

Das Simulationsmodell wird anhand der 4 Versuchsphasen kalibriert. Hierbei wird die Zulauf-  
fraktionierung des Simulationsmodells angepasst, um eine Übereinstimmung zwischen simu-  
lierten und gemessenen Werten zu erreichen. In Tabelle 6 sind die gewählten Faktoren für die  
Fraktionierung des Zulaufvolumenstroms zum ASM1 und in Tabelle 7 für die Umwandlung  
vom ASM1 zu Siegrist dargestellt.

**Tabelle 6: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock der Zulaufschlammströme**

		HLB	SLB	DES	Co-Fer.
<b>CSB zu oTS (<math>a_{\text{COD,VSS}}</math>)</b>	g CSB / gTSS	1,51	1,37	1,37	1,45
<b>TS zu CSB (<math>a_{\text{XTSS,COD}}</math>)</b>	g CSB / gTSS	0,78	1,0	1	1
<b>oTS (<math>f_B</math>)</b>	-	0,18	0,28	0,28	0,05
<b>inert gelöster CSB (<math>f_S</math>)</b>	-	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007
<b>Inerte partikulärer CSB (<math>f_A</math>)</b>	-	0,22	0,28	0,22	0,05
<b>S<sub>S</sub> von CSB<sub>ab</sub> (<math>f_{\text{CSB}}</math>)</b>	-	0,10	0,05	0,05	0,9
<b>Biomasse von CSB<sub>abb</sub> (<math>a_{\text{BH,CODbio}}</math>)</b>	-	0,05	0,30	0,30	0,05
<b>Alkalinität (<math>S_{\text{Alk}}</math>)</b>	-	10	10	10	10
<b>P von CSB<sub>elim</sub> (<math>a_{\text{P,CSB}}</math>)</b>	-	0,002	0,002	0,002	0,002

**Tabelle 7: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock ASM 1 zu Siegrist**

		HLB	SLB	DES	Co-Fer.
<b>pH-Wert</b>	-	7	7	7	7
<b>Umrechnung von S<sub>S</sub> zu S<sub>AA</sub> (<math>s_{\text{SSAA}}</math>)</b>	-	0,3	0,3	0,3	0,3
<b>Umrechnung von S<sub>S</sub> zu S<sub>FA</sub> (<math>s_{\text{SSFA}}</math>)</b>	-	0,45	0,45	0,45	0,45

Der Einfluss der Desintegration auf die CSB-Verfügbarkeit im Faulbehälter wird im Simulati-  
onsmodell durch einen geringeren inerten partikulären CSB berücksichtigt. Der Einfluss der  
Desintegration auf den Gasertrag während der Versuchsphasen ist aufgrund von technischen  
Problemen bei der Erwärmung des SLB-Schlammes gering. Untersuchungen von Toutian et al.  
(2019) und Wilson and Novak (2009) zur thermischen Desintegration weisen bei Temperatu-

ren von 130°C eine Erhöhung der leichtabbaubaren Stoffe von 8-20% auf. Im Simulationsmodell wird eine Reduzierung des inerten partikulären CSBs um 6% von 0,28 auf 0,22 angesetzt, um den verbesserten Abbau abzubilden.

Mit den gewählten Parametern können die mittleren Gaserträge sowie die TR und oTR-Gehalte für den Parallelbetrieb (Versuchsphase V1) gut abgebildet werden (Abbildung 171 und Abbildung 172). Die starke Variabilität des Gasertrags kann nicht abgebildet werden. Die Messungen weisen eine hohe Korrelation des Gasertrags mit der sequentiellen Beschickung der Faulbehälter auf. Dies weist zum einen auf einen hohen Anteil an leicht verfügbaren Stoffen aus dem HLB-Schlamm hin, zum anderen, dass durch die Beschickung eine höhere Durchmischung des Faulbehälters vorliegt und der Gasertrag erhöht wird. Der hohe Anteil an leicht verfügbaren Stoffen und damit verbunden eine höhere Variabilität des Gasertrags kann im Modell von Siegrist nur durch einen hohen Anteil an gelösten Stoffen abgebildet werden. Dies führt jedoch zu einer geringen Übereinstimmung zwischen dem gemessenen und dem simulierten TR-Gehalt im Zulauf der Anlage und wird daher nicht weiter berücksichtigt. Für den Modellabgleich wurde die Hydrolyserate auf 0,5 1/d erhöht, um den hohen Gasertrag in der ersten Stufe abzubilden.

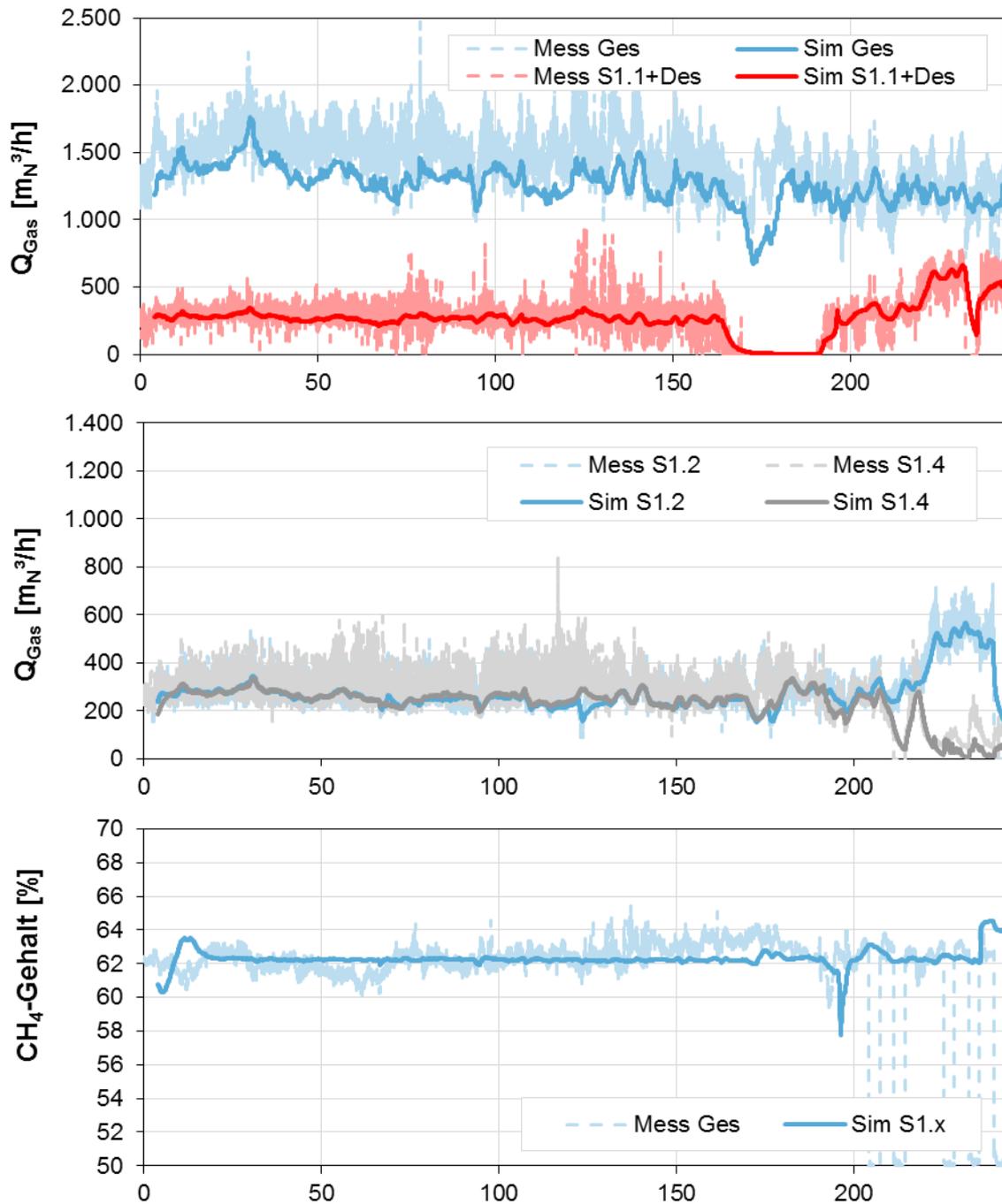


Abbildung 152: V1 - Gemessene und simulierte Gasmenge und CH<sub>4</sub>-Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]

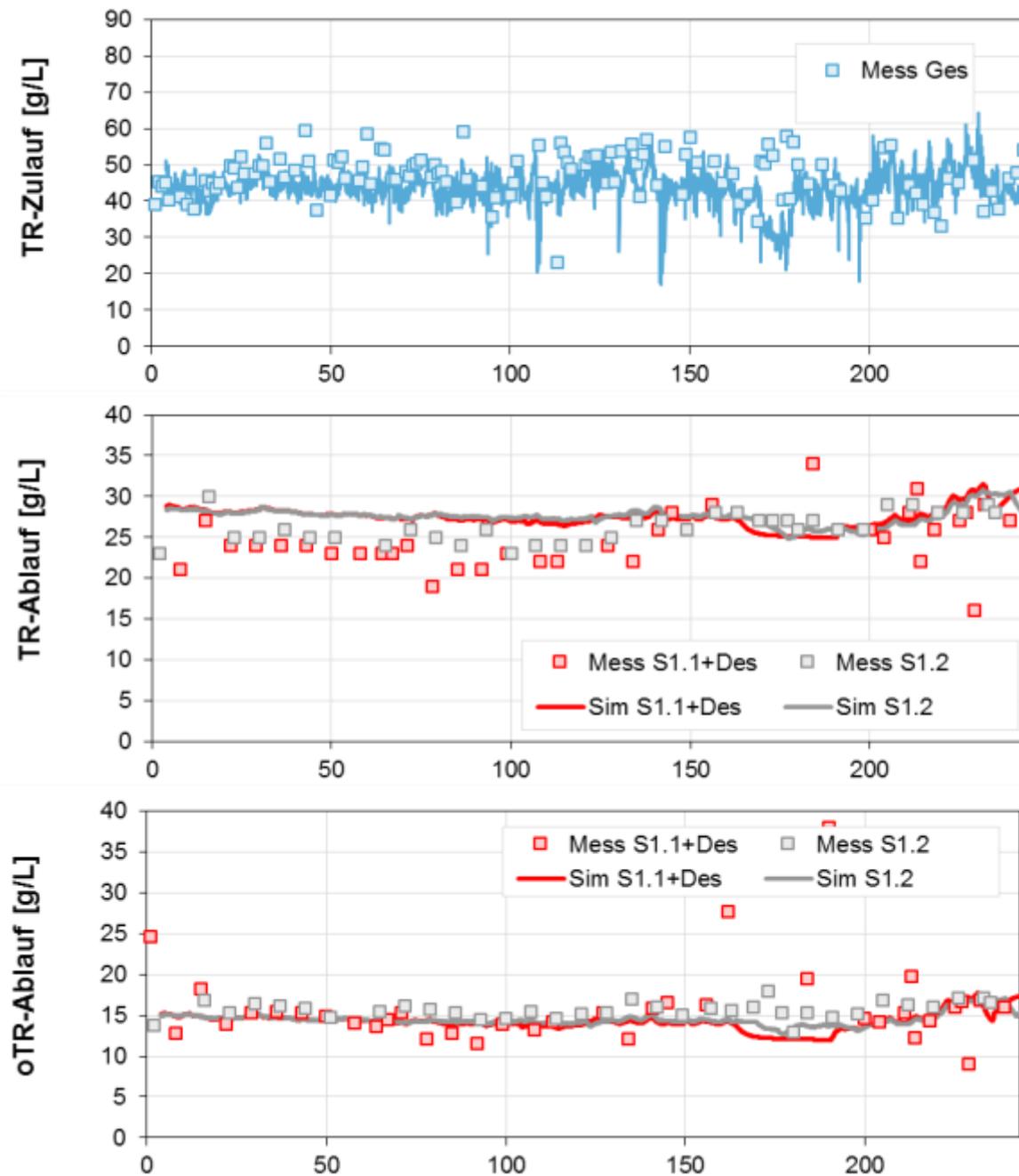


Abbildung 153: V1 - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt in Tagen aufgetragen über die Versuchszeit [d]

Mit der Umstellung der Faulung von einem Parallelbetrieb auf den kombinierten Reihenbetrieb (V2) erhöht sich die Raumbelastung in der ersten Stufe von im Mittel 1,2 (Referenzreaktor) auf 2,3 kg oTR/(m<sup>3</sup>\*d) und damit auch der Gasertrag (Abbildung 174). Durch die parallele Beschickung von zwei Reaktoren ist die hydraulische Aufenthaltszeit mit 17 d noch relativ hoch, und ein stabiler Faulungsbetrieb kann gewährleistet werden. In der zweiten und dritten Stufe reduziert sich der Gasertrag deutlich. Die simulierte Gasmenge in Stufe 2 liegt über der gemessenen Gasproduktion. Dies kann zum einem an der höheren Umsetzung in der Stufe 1 und zum

anderen auf eine ungenaue Gasmessung aufgrund der geringeren Gasmengen als üblich bei Parallelbetrieb zurückgeführt werden. In der Summe ist jedoch die simulierte Gasproduktion um ca. 4 % geringer als beim Parallelbetrieb. Die Messwerte weisen auch nur eine geringe Veränderung der Gaserträge auf (Kapitel 3.2.10).

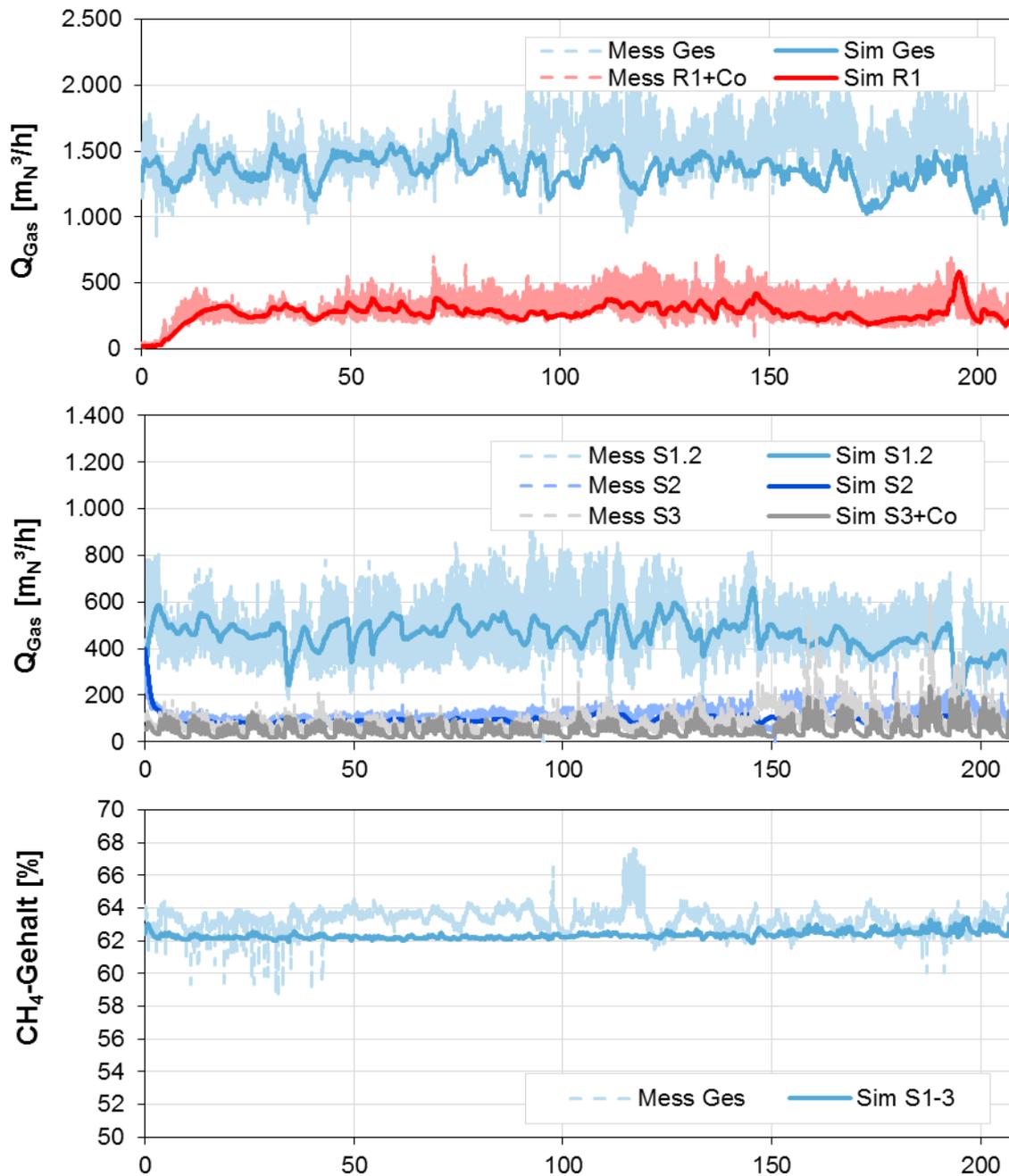
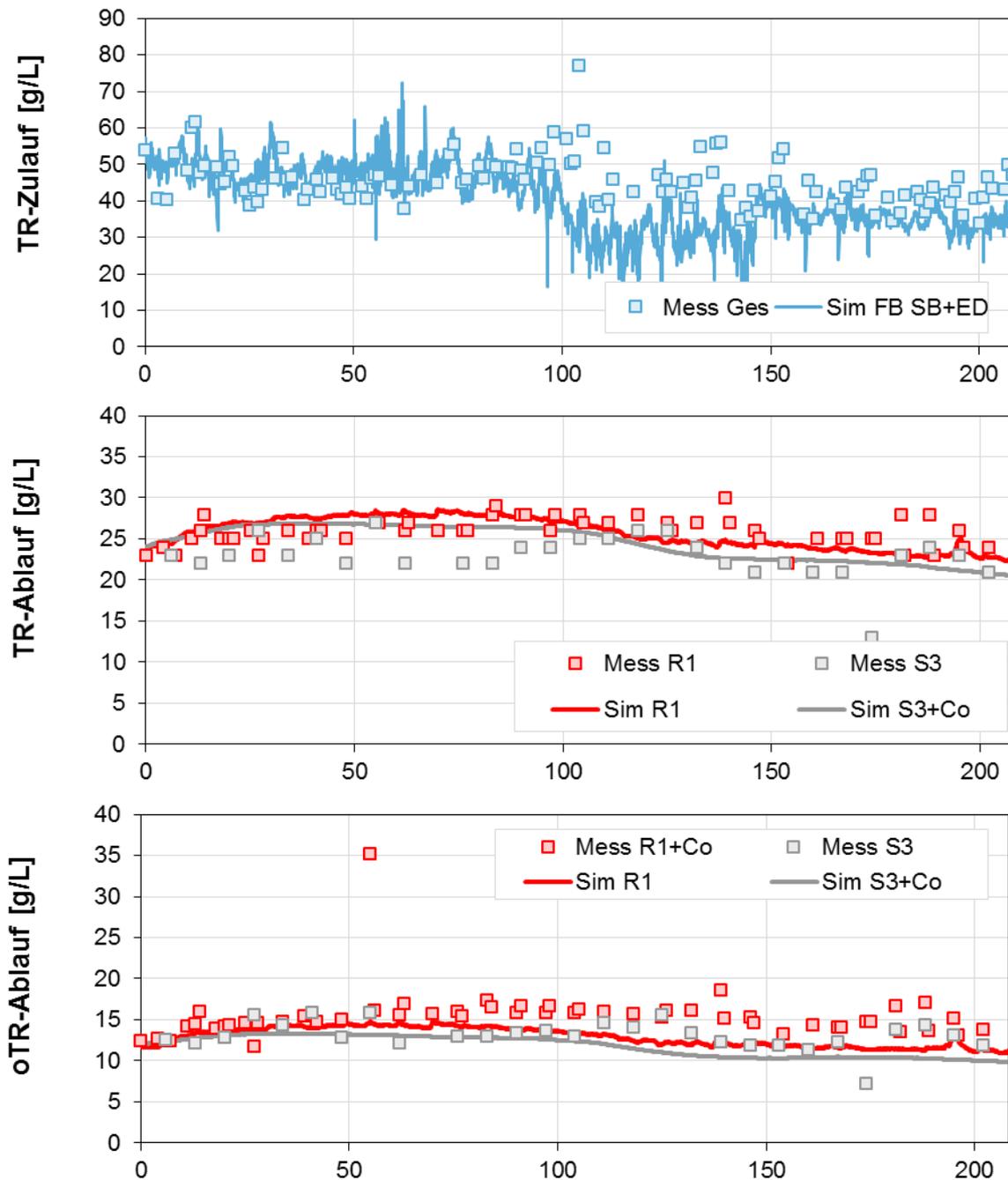


Abbildung 154: V2 - Gemessene und simulierte Gasmenge und  $\text{CH}_4$ -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]

In Abbildung 175 ist die TR- und oTR-Ablaufkonzentration der letzten Stufe (S3) dem Referenzreaktor gegenübergestellt. Es kann wie in den großtechnischen Versuchen eine deutliche Verbesserung des oTR-Abbaus um 12 % in der Simulation festgestellt werden. Die gemessenen oTR-Ablaufkonzentrationen weisen gegenüber der Simulation deutlich stärkere Schwankungen auf. Dies ist vermutlich auf Kurzschlussströme und Schwierigkeiten, eine homogene Schlammprobe zu nehmen, zurückzuführen.



**Abbildung 155: V2 - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]**

Die dreistufige Reihe zeigt ähnliche Ergebnisse wie die Versuchsphase 2 (siehe Abbildung 156 bis Abbildung 157 mit Desintegration sowie im Anhang Abbildung 226 und Abbildung 227 ohne Desintegration). Mit der Reihenschaltung erhöht sich der Gasertrag in der ersten Stufe und reduziert sich deutlich in der zweiten und dritten Stufe. Die Gasproduktion der dreistufigen Reihe liegt etwas über der Gasproduktion für den Referenzreaktor. Durch die Reihenverschaltung erhöht sich der oTR-Abbaugrad um 14 % mit und um 12 % ohne Desintegration.

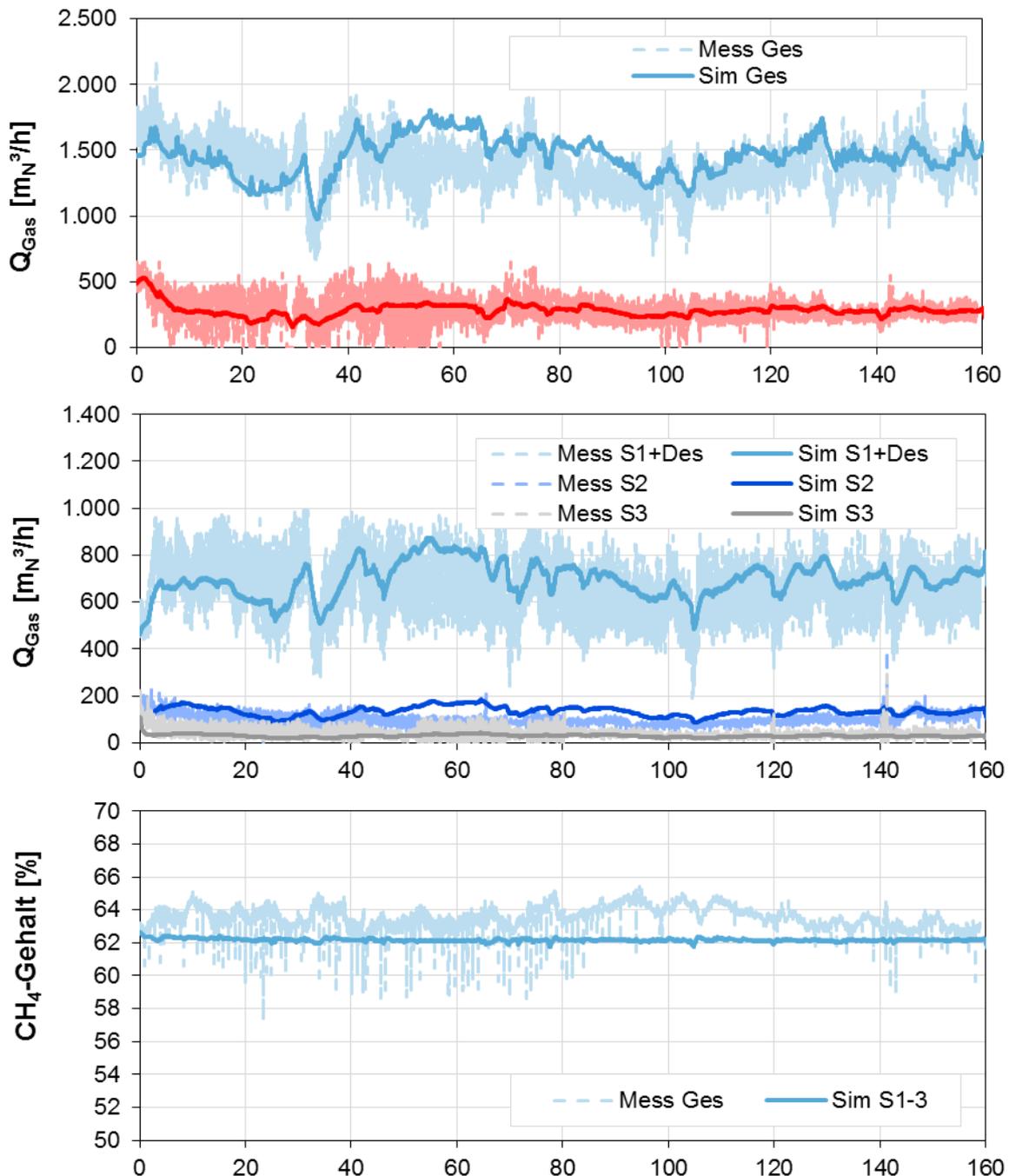
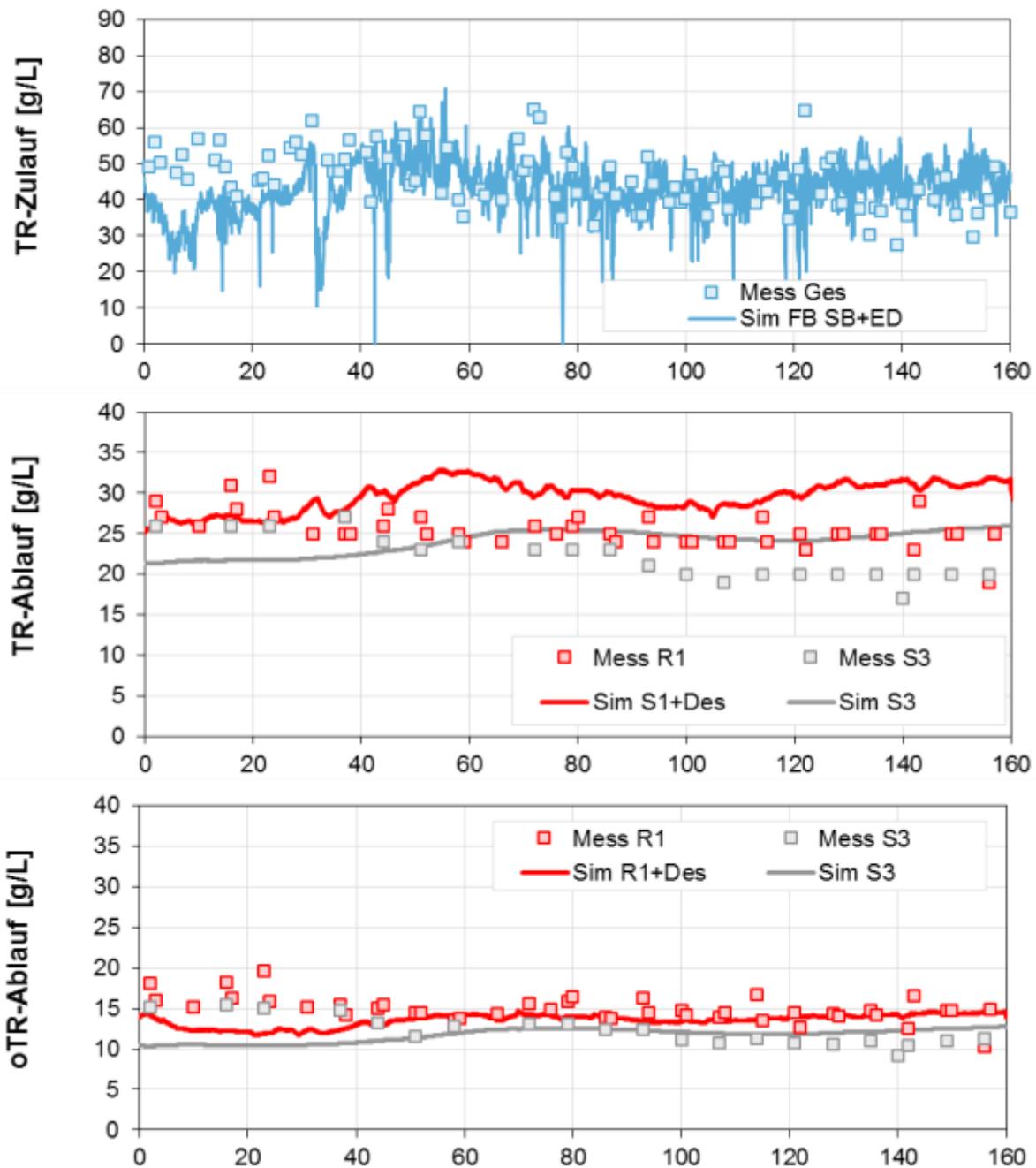


Abbildung 156: V3a - Gemessene und simulierte Gasmenge und  $\text{CH}_4$ -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]



**Abbildung 157: V3a - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]**

Auch bei der Versuchsphase 4 verbessert sich die simulierte als auch die gemessene TR- und oTR-Konzentration im Vergleich zum Referenzreaktor (Abbildung 228 und Abbildung 229 im Anhang). Die hydraulische Aufenthaltszeit konnte auf bis zu 8 d reduziert werden bei gleichzeitig stabilem Faulungsprozess in der ersten Stufe. Zum Ende der Versuchsphase 4 wurde die hydraulische Aufenthaltszeit in der vierstufigen Reihe im Vergleich zum Referenzreaktor verringert. Hiermit reduziert sich der Unterschied zwischen der TR- und der oTR-Ablaufkonzent-

ration. Die Gasproduktion der vierstufigen Reihe liegt im Vergleich zum Referenzreaktor niedriger, dies ist in der Simulation auf eine Verschiebung des Methananteils im Faulgas zurückzuführen (vgl.3.2.8 und Abbildung 170).

Mit dem Simulationsmodell kann zusammengefasst sowohl das mittlere Abbauverhalten des Parallelbetriebs als auch des Reihenbetriebs der Kläranlage Köln Stammheim gut dargestellt werden (siehe Tabelle 8 und Tabelle 9). In allen Versuchsphasen zeigt sich ein deutlich verbesserter oTR-Abbaugrad bei gleichbleibender bzw. etwas geringerer Gasproduktion und bestätigt die geringe Verbesserung der gemessenen spezifischen Gasproduktion.

Die Eingangsdaten weisen eine hohe Varianz auf, die zum einen auf das schwierige Messmedium und die Verwendung von Onlinesonden und zum anderen auf die vereinfachte Umrechnung über einen konstanten Faktor von TR auf CSB-Konzentrationen zurückzuführen ist. Trotz der Abweichungen können mit dem Modell gute Aussagen zum Gasertrag und zur Abbauleistung für die mehrstufige Verschaltung von Faulungsanlagen abgeleitet werden.

**Tabelle 8: Gegenüberstellung der simulierten und gemessenen Werte der Versuchsphase 1**

	$Q_{\text{gas,ges}}$ [m <sup>3</sup> /h]	$Q_{\text{g,S1.1}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{g,S1.2}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{g,S1.3}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{g,S1.4}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{g,S1.5}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$TR_{\text{ab,R1}}$ [g/L]	$oTR_{\text{ab,R1}}$ [g/L]	$TR_{\text{ab,Sx}}$ [g/L]	$oTR_{\text{ab,Sx}}$ [g/L]
<b>V1 Sim</b>	1.259,1	264,2	274,2	275,3	230,1	215,3	27,5	14,2	27,6	15,7
<b>V1 Mess</b>	1.424,1	317,0	328,7	287,9	236,0	254,6	27,3	16,4	26,2	24,5

**Tabelle 9: Gegenüberstellung der simulierten und gemessenen Werte der Versuchsphasen 2 - 4**

	$Q_{\text{gas,ges}}$ [m <sup>3</sup> /h]	$Q_{\text{gas,S1}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{gas,S2}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{gas,S3}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{gas,S4}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$Q_{\text{gas,R1}}$ [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /h]	$TR_{\text{ab,R1}}$ [g/L]	$oTR_{\text{ab,R1}}$ [g/L]	$TR_{\text{ab,Sx}}$ [g/L]	$oTR_{\text{ab,Sx}}$ [g/L]
<b>V2 Sim</b>	1.346,5	464,5	461,8	55,3	55,3	270,8	25,4	12,7	24,1	11,6
<b>V2 Mess</b>	1.514,0	488,8	494,7	124,1	97,4	309,0	26,1	15,4	22,8	13,1
<b>V3a Sim</b>	1.453,4	685,5	132,1	28,8	328,4	278,5	26,0	13,5	24,0	11,7
<b>V3a Mess</b>	1.376,1	649,5	100,8	38,6	321,0	266,3	25,9	14,9	21,9	15,0
<b>V3b Sim</b>	1.488,0	709,7	143,8	32,2	314,5	287,7	28,4	14,9	26,6	13,1
<b>V3b Mess</b>	1.507,2	705,5	153,3	48,2	319,8	302,8	25,1	14,9	22,0	12,1
<b>V4 Sim</b>	1.349,8	745,3	165,1	39,4	88,7	311,3	27,7	14,6	24,5	12,1
<b>V4 Mess</b>	1.486,9	811,2	164,5	51,1	115,0	345,0	26,0	15,9	23,4	13,8

### 3.5.3 Variantenuntersuchung

Mit der Variantenuntersuchung sollen die Vorteile für die Umstellung einer Faulungsanlage von Parallel- auf Reihenbetrieb aufgezeigt werden. Die Simulationsrechnungen werden für eine Kläranlage mit Stickstoffelimination, einer Vorklärzeit von 0,5 h und einer Anschlussgröße von 500.000 E durchgeführt. Als Eingangsgrößen in das Simulationsmodell gehen der auf 3,5 % voreingedickte Primärschlamm (PS) und der auf 4,5 % maschinell voreingedickte Überschussschlamm (ÜS) ein. Für die spezifische Schlammengen werden die Angabe der Tabelle 3 des Merkblatt DWA-M 368 mit einer spezifischen PS-Menge von 28 g/(E\*d) und einer ÜS-Menge von 32,9 g/(E\*d) verwendet (DWA, 2014). In Tabelle 10 und Tabelle 11 sind die im Simulationsmodell verwendeten Umrechnungsfaktoren für den PS und den ÜS zusammengefasst. Die Umrechnungsfaktoren wurden aus der Literatur übernommen (Tabelle 12).

**Tabelle 10: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock der Zulaufschlammströme zu ASM 1**

		PS	ÜS
<b>CSB zu oTS (<math>a_{\text{COD,VSS}}</math>)</b>	g CSB / gTSS	1.6	1.45
<b>TS zu CSB (<math>a_{\text{XTSS,COD}}</math>)</b>	g CSB / gTSS	1.12	0.9
<b>oTS (<math>f_B</math>)</b>	-	0.30	0.40
<b>inert gelöster CSB (<math>f_S</math>)</b>	-	0.0007	0.0007
<b>Inerte partikulärer CSB (<math>f_A</math>)</b>	-	0.30	0.40
<b>S<sub>S</sub> von CSB<sub>ab</sub> (<math>f_{\text{CSB}}</math>)</b>	-	0.10	0.1
<b>Biomasse von CSB<sub>abb</sub> (<math>a_{\text{BH,CODbio}}</math>)</b>	-	0.05	0.30
<b>Alkalinität (<math>S_{\text{Alk}}</math>)</b>	-	10	10
<b>P von CSB<sub>elim</sub> (<math>a_{\text{P,CSB}}</math>)</b>	-	0.002	0.002

**Tabelle 11: Gewählte Faktoren für den Fraktionierungsblock ASM 1 zu Siegrist**

		PS	ÜS
<b>pH-Wert</b>	-	7	7
<b>Umrechnung von S<sub>s</sub> to S<sub>AA</sub> (SS<sub>SAA</sub>)</b>	-	0.3	0.3
<b>Umrechnung von S<sub>s</sub> to S<sub>FA</sub> (SS<sub>SFA</sub>)</b>	-	0.45	0.45

**Tabelle 12: Umrechnungsfaktoren für die Schlammströme nach  
(ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK - 1.3 2000)**

	$\sigma_{TR/TR}$ [-]	CSB/TR [-]	N/TR [-]	P/TR [-]
<b>PS-Schlamm</b>	0,70	1,12	0,035	0,010
<b>ÜS Schlamm</b>	0,60	0,9	0,100	0,050

In Abbildung 158 sind der spezifische Gasertrag, der  $\sigma_{TR}$ -Abbaugrad und die  $NH_4$ -N-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit der hydraulischen Aufenthaltszeit und der Anzahl der in Reihe betriebenen Reaktoren zusammengestellt. Die hydraulische Aufenthaltszeit gibt die Aufenthaltszeit der gesamten Reihe an. Die Aufenthaltszeit im jeweiligen Reaktor ergibt sich aus der hydraulischen Aufenthaltszeit des Gesamtsystems geteilt durch die Anzahl an Reaktoren. Mit der Umsetzung einer zweistufigen Reihe kann bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit des Gesamtsystems von 20 d der spezifische Gasertrag um 11 % und der Abbaugrad um 10 % gesteigert werden. Mit der Umsetzung einer dreistufigen Reihe kann eine weitere Erhöhung des Gasertrags und des Abbaugrades auf 14 % erreicht werden. Je höher die hydraulische Aufenthaltszeit im Reaktor umso geringer fällt in der Simulation der Unterschied zwischen zweistufig und drei- bzw. vier-stufigen Betrieb der Faulbehälter aus. Die Versuchsergebnisse in Köln Stammheim wiesen zum Vergleich für den zweistufigen Betrieb keine deutliche Verbesserung des Abbaugrades auf, sondern erst mit dem dreistufigen Betrieb. Bei einer Aufenthaltszeit von 30 d konnte hier eine Verbesserung der Abbauleistung um 15 % erreicht werden.

Maßgebliche Faktoren für die Abbaugeschwindigkeit über die einzelnen Stufen sind die Verfügbarkeit von leicht hydrolysierbaren Stoffen und die Durchmischung des Reaktors bzw. vorhandene Kurzschlussströmungen. Hierüber wird bestimmt, ob ein weitergehender Abbau bereits in der zweiten oder erst in der dritten Stufe erfolgt. Die Simulation zeigt, dass für den mehrstufigen Betrieb eine Mindestaufenthaltszeit im ersten Reaktor zur Etablierung von methanabbauenden Bakterien von mindestens 5 d erforderlich ist. Dies konnte auch mit den Versuchen auf der KA Köln Stammheim bestätigt werden. Bei Aufenthaltszeiten von im Mittel 8 d im ersten Reaktor konnte eine stabile Methanproduktion gewährleistet werden. Schäfer et al. (2015) konnte großtechnisch einen stabilen Betrieb bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 5 d in der ersten Stufe nachweisen. Die hohe Gasproduktion führte jedoch zu starker Schaumbildung und damit verbunden zu erheblichen Betriebsproblemen im ersten Reaktor, so dass die Einstellung von höheren hydraulischen Aufenthaltszeiten empfohlen wird bzw. Maßnahmen zur Minimierung der Schaumbildung erforderlich werden (z.B. größere Gasaustauschfläche).

Bei geringeren hydraulischen Aufenthaltszeiten verändert sich die Bakterienzusammensetzung. Dies zeigten auch die mikrobiologischen Ergebnisse, das schon bei Aufenthaltszeiten

von 8 d im ersten Reaktor sich die Biozönose verändert (vgl. Kapitel 3.3.3). Im Simulationsmodell bricht die Gasproduktion ab einer hydraulischen Aufenthaltszeit kleiner 5 d ein. Die Abbauleistung insgesamt verändert sich im Modell kaum, da sich der Abbau zu Wasserstoff produzierenden Bakterien mit einer geringeren Gasproduktion verschiebt.

Die Rücklösung an Ammonium erhöht sich durch den verbesserten oTR-Abbaugrad für den zweistufigen Betrieb um 7 % und für den drei- bzw. vierstufigen Betrieb um 9 bzw. 11%. Die Untersuchungen an der KA Köln Stammheim wiesen eine Rücklösung in der gleichen Größenordnung von 10 % auf.

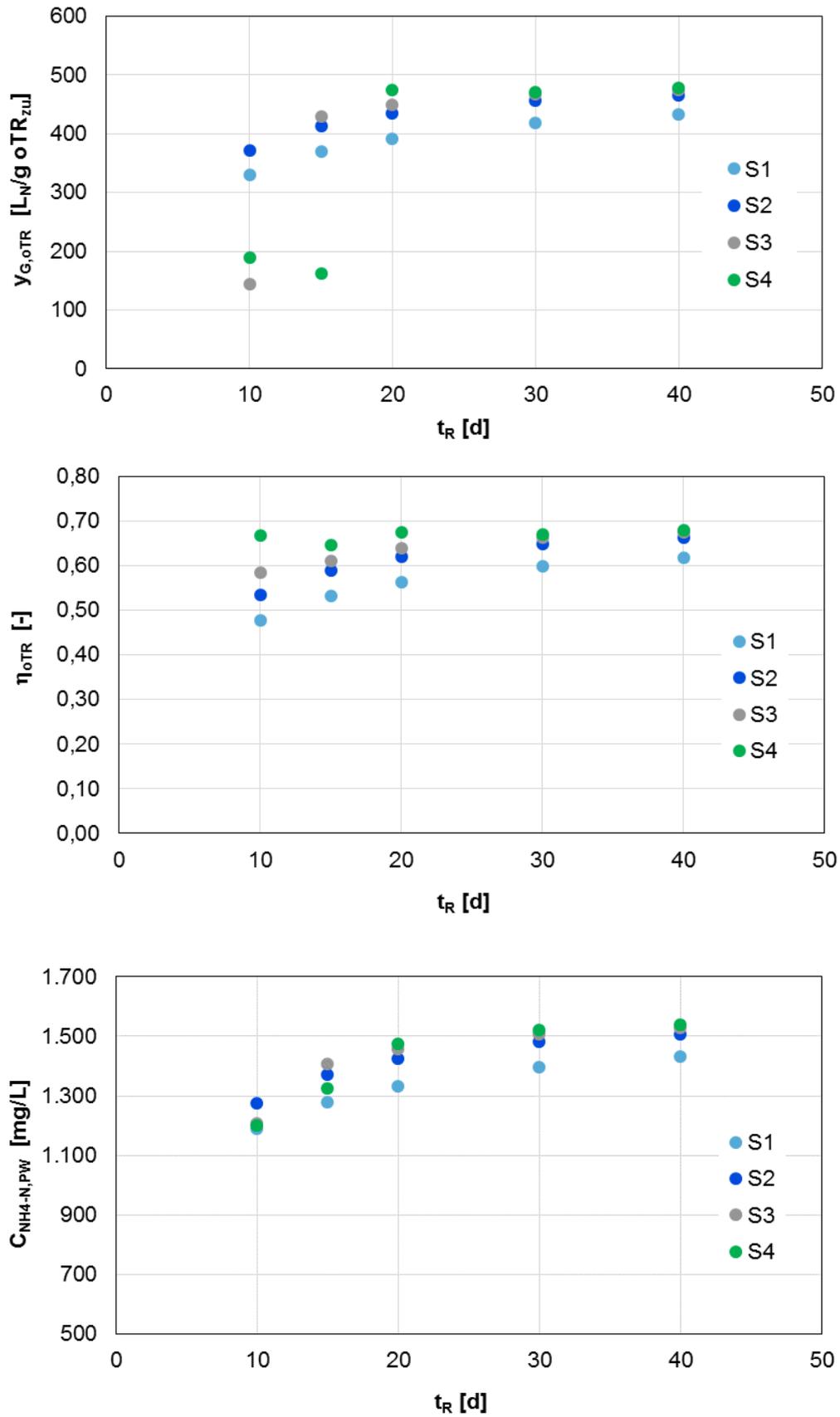


Abbildung 158: Spezifischer Gasertrag, oTR-Abbaugrad und Ammonium-Ablaufkonzentration in Abhängigkeit der hydraulischen Aufenthaltszeit und Anzahl Faulbehälter in Reihe

### 3.6 Übergreifende Beurteilung der großtechnischen Versuche

Über einen Zeitraum von mehr als 28 Monaten wurden großtechnische Versuche mit einer Umstellung der Faulungsanlage des Großklärwerks Köln-Stammheim vom Parallelbetrieb (V1) auf einen mehrstufigen Reihenbetrieb (V2-V4) durchgeführt. Aufbauend auf den reaktionskinetischen Simulationen wurden drei Versuchseinstellungen für den Reihenbetrieb untersucht:

- Kombinierte dreistufige Reihe mit zwei parallelen Faulbehältern in der ersten Stufe (V2)
- Dreistufige Reihe (V3)
- Vierstufige Reihe mit Überprüfung der Belastungsgrenzen für den zweistufigen Betrieb (V4)

In den Phasen V1 bis V3 wurde der Einsatz der Desintegration mittels Pondus-Verfahren untersucht. Aufgrund von technischen Problemen bei der Aufheizung des Faulschlammes konnten die Vorteile der Desintegration nicht aufgezeigt werden.

In einem ganzheitlichen Ansatz wurden neben den üblichen Labor- und Betriebsdaten einer Faulungsanlage mikrobiologische und rheologische Parameter über den gesamten Versuchszeitraum bestimmt. Weiterhin wurden strömungstechnische und reaktionskinetische Simulationen durchgeführt mit dem Ziel die Ergebnisse der Versuche zu bestätigen und hierauf aufbauend Handlungsempfehlungen für den mehrstufigen Betrieb der Faulungsanlage zu entwickeln.

#### Auswertung der Labor- und Betriebsdaten

Es konnte für die dreistufige Reihe über den gesamten Zeitraum eine Verbesserung des TR, oTR- und CSB-Abbaugrades im Vergleich zum Referenzreaktor im Parallelbetrieb erreicht werden. Der oTR-Abbaugrad verbesserte sich im Mittel um 15 % für den dreistufigen Betrieb. Dies zeigt sich auch in einer deutlich erhöhten Rückbelastung im Prozesswasser bezogen auf den Parameter  $\text{NH}_4\text{-N}$  um 10%. Im Vergleich zur starken Verbesserung des oTR-Abbaugrades konnte nur eine leichte Erhöhung bzw. ein gleichbleibender spezifischer Gasertrag im Vergleich zum Parallelbetrieb festgestellt werden. Gründe hierfür könnten in den deutlich veränderten Gasmengen in den einzelnen Reaktoren der mehrstufigen Reihe, mit hohen Gasmengen im ersten Reaktor und sehr niedrigen Gasmengen in den folgenden Reaktoren, die nicht im optimalen Messbereich der installierten Gasmengenmessung liegen, bestehen. Die erstellten CSB-Bilanzen je Versuchszeitraum weisen Bilanzfehler für den Gasertrag auf. Anhand der CSB-Bilanzen kann jedoch keine Mindermessung im Vergleich zum Parallelbetrieb abgeleitet werden. Der geringe Gasertrag kann eventuell auch auf eine Verschiebung der Abauwege mit einer geringeren Methanproduktion zurückgeführt werden.

Die besten Versuchsergebnisse konnten für die dreistufige Reihe erreicht werden. Mit den hydraulischen Aufenthaltszeiten von 10 d je Reaktor konnte ein stabiler Betrieb gewährleistet werden. Die kombinierte Reihe mit geringer belasteten Faulbehältern in der ersten Stufe wies im Vergleich zum klassischen dreistufigen Betrieb keine Vorteile hinsichtlich der Stabilität des Prozesses auf. Dies ist bei der hier untersuchten Versuchsreihe auf die schon beim dreistufigen Betrieb hohen hydraulischen Aufenthaltszeiten zurückzuführen. Die Untersuchung des zweistufigen Betriebs mit einer üblichen Aufenthaltszeit von 20 d für die gesamte Reihe bzw. 10 d je Reaktor wies keine Verbesserung des oTR-Abbaus im Vergleich zum Parallelbetrieb auf. Ursache für den guten oTR-Abbau für den dreistufigen Betrieb im Vergleich zum zweistufigen Betrieb könnte in der geringeren hydraulischen Aufenthaltszeit liegen.

Die Untersuchung des zweistufigen Betriebs mit einer üblichen Aufenthaltszeit von 20 d für die gesamte Reihe bzw. 10 d je Reaktor wies für diese Versuchsphase nur geringe Verbesserungen des oTR-Abbaus im Vergleich zum Parallelbetrieb auf. Insgesamt war in dieser Phase der oTR-Abbau in der zweiten Stufe im Vergleich zu den anderen Versuchsphasen geringer. Es ist daher auch für die zweistufige Reihe von einem höheren Abbaupotential auszugehen. Mit Reduzierung der hydraulischen Aufenthaltszeit auf 8 d je Reaktor und 24 d für die gesamte dreistufige Reihe konnte ein stabiler Betrieb mit jedoch reduziertem oTR-Abbaugrad und niedrigen spezifischen Gaserträgen nachgewiesen werden.

### Mikrobiologische Untersuchungen

Die mikrobiologischen Analysen zeigten, dass alle Faulbehälter innerhalb der verschiedenen Versuchsphasen eine hohe mikrobielle Diversität, insbesondere in der Domäne Bacteria, aufwiesen. Die hohe Diversität trug im Falle des GWK Köln Stammheim entschieden zu einer stabilen Prozessführung bei, da kleinere Störungen abgepuffert werden.

In stationären Phasen wurde bei den Bacteria eine durchschnittliche Zelldichte zwischen  $10^{11}$  und  $10^{12}/100$  ml und bei den Archaea zwischen  $10^{10}$  und  $10^{11}/100$  ml ermittelt.

Größere Störungen bzw. Schwankungen in der Prozessführung können sich aber auch weiterhin negativ auf die Mikrobiologie und somit auch auf die Biogasausbeute auswirken. So zeigte sich, dass gerade die Übergangsphasen zwischen den verschiedenen Versuchen, also während der Umstellung der Verschaltungen, sowie eine instabile Prozessführung (V1) oder die starke Verringerung der Verweilzeit auf 8 Tage (V4b) sich auf die Biozönose auswirkte.

Während die Übergangsphasen meist nur mit einer leichten Verringerung der Zelldichten einhergingen, zeigte gerade die Verringerung der Verweilzeit auf 8 Tage in V4b einen sehr starken Effekt auf die mikrobielle Biozönose. Die Zelldichten der Bacteria sanken drastisch zwi-

schen 2 und 4 Log-Stufen zu Beginn der Versuchsphase, die somit zunächst mit einer Auswaschung der Bakterien einherging. Jedoch erholte sich die Zelldichte nach einigen Wochen wieder (Abbildung 88).

Ferner führte die Verringerung der Verweilzeit in V4b ebenfalls zu einer Abnahme der Abundanz der acetoklastischen Methanosaetaceae (*Methanosaeta* spp.) und Erhöhung der Abundanz hydrogenotropher Methanbildner (u.a. *Methanolinea* spp., *Methanospirillum* spp.) (Abbildung 86 und Abbildung 90). Zudem konnte mittels FISH Analyse eine Abnahme von stoffwechselaktiven Bacteria wie Archaea beobachtet werden (Abbildung 91). Ein ähnliches Bild zeigte sich während V1; diese Phase war durch erhöhte Störungen in der Prozessführung gekennzeichnet. Auch hier konnte beobachtet werden, dass sowohl hydrogenotrophe wie auch acetoklastische/mixotrophe Methanogene eine ähnlich hohe Abundanz aufwiesen (Abbildung 90).

In der Phase V4b konnte eine Reduzierung des Methangehaltes um 2,4 % (Abbildung 170) und eine Erhöhung der Konzentration organischer Säuren auf 450mg/L (Abbildung 71) ermittelt werden. Die Reduzierung des Methangehaltes kann auf die starke Verringerung der Abundanz der acetoklastischen Methanogenen (s.o.) zurückgeführt werden. Dadurch wurde die Methanbildung durch die acetoclastischen Methanogene ebenfalls stark reduziert. Das gebildete Acetat kann akkumulieren (s.o.) und/oder durch die syntrophe Acetatoxidation in  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  umgesetzt werden, so dass mehr Substrat für die hydrogenotrophen Methanogenen zur Verfügung stand. Da nur eine geringe Reduzierung des Methangehaltes in V4b zu beobachten war, liegt die Vermutung nahe, dass durch eine vermehrte hydrogenotrophe Methanogenese eine stärkere Verringerung des Methangehaltes verhindert wurde.

Zusammenfassend konnte festgestellt werden, dass die Faulbehälterverschaltung selbst keinen negativen Einfluss auf die mikrobielle Biozönose hatte. Dagegen fand eine Änderung in der Diversität und Abundanz der methanogenen Archaea aufgrund der Verringerung der Verweilzeit auf 8 Tage in V4b statt, die sich auch auf den Methangehalt auswirkte.

### Strömungssimulation

Die durchgeführten Viskositätsmessungen zeigten einheitlich ein strukturviskoses (scherverdünnendes) Fließverhalten, ferner konnte ein schwaches thixotropes Verhalten nachgewiesen werden.

Die große Anzahl durchgeführter Viskositätsmessungen zeigte, dass die Viskosität im Verlauf der Reihenschaltung grundsätzlich abnimmt. Diese Beobachtung ist vor dem Hintergrund der mechanischen Zerkleinerung und des biologischen Abbaus nachvollziehbar.

Ferner stellte sich heraus, dass die Viskosität auch innerhalb eines Faulbehälters nicht konstant ist. Mit guter Reproduzierbarkeit konnten an den verschiedenen Entnahmestellen unterschiedliche Viskositätswerte ermittelt werden, sodass eine Schichtung in der Vertikalen existiert.

Korrelationen zwischen dem Trockenrückstand, dem organischen Trockenrückstand, dem Glühverlust und der Raumbelastung mit der gemessenen Viskosität zeigten über einen weiten Scherratenbereichen eine deutliche Abhängigkeit innerhalb der jeweiligen Versuchsphase. Die Korrelation über alle gemessenen Versuchsphasen war jedoch erheblich schlechter, sodass weitere Parameter einen Einfluss auf die Viskosität haben.

Von besonderem Interesse ist der Einfluss der Rheologie auf die Entwässerungsergebnisse. So konnte ein Zusammenhang zwischen dem Entwässerungsergebnis und der Viskosität bestätigt werden. In den Reihenverschaltungen war die Viskosität im letzten Faulbehälter einer Reihe immer geringer als im Referenzbehälter und die Reihenverschaltungen zeigten überwiegend eine verbesserte Entwässerbarkeit im Bereich von etwa 2 Prozentpunkte TR. Demnach ist das Entwässerungsergebnis bei geringerer Viskosität besser.

Die durchgeführten Dichtemessungen haben ergeben, dass die Dichte im Verlauf der Reihenverschaltung zunimmt, was vermutlich an der abnehmenden Gasproduktion liegt. Die Messungen haben Maximalwerte von etwa  $1010 \text{ kg/m}^3$  ergeben.

Die Viskositäts- und Dichtemessungen dienten auch als Grundlage für die Strömungsberechnungen. Dabei wurde für die Viskosität die Anpassungsfunktion nach HERSCHEL-BULKLEY als am besten geeignet ermittelt, sie ist grundsätzlich zur Abbildung strukturviskoser Fluide mit Fließgrenze gut geeignet.

Die Berechnungen ergaben, dass die Strömung in den Faulbehältern nicht so ideal und gleichmäßig ist, wie oft angenommen wird. Grundsätzlich bildet sich aufgrund der runden Form des Faulbehälters sowie des tangentialen Zuflusses zunächst eine kreisförmige Strömung aus. Durch die Überlagerung mit der vertikalen Komponente des Faulschlammischers, entsteht damit eine spiralförmige Strömung unterschiedlich starker Ausformung.

Da die rheologischen Untersuchungen erhebliche Unterschiede der Viskosität wiederholt auch innerhalb der jeweiligen Faulbehälter zeigten, erfolgten die Berechnungen jeweils mit der niedrigsten und höchsten gemessenen Viskosität. Dabei zeigte sich, dass sich die Strömungsrichtung in Teilbereichen des Faulbehälters aufgrund der unterschiedlichen Viskosität sogar umkehrte. Auch die numerischen Tracerversuche zeigten Unterschiede in Abhängigkeit von der Viskosität.

Grundsätzlich zeigen die Berechnungen eine gute Durchmischung der Faulbehälter und überwiegend einen geringen Anteil schlecht durchmischter Bereiche. Es sollten möglichst die Zulaufe 1, 2 und 6 betrieben werden, da sie einem ideal durchmischten Rührkessel nahekommen.

Die instationären Mehrphasenberechnungen zeigten, dass sich auch durch die Gasphase (je nach Gasblasengröße und Volumenkonzentration) in Teilbereichen die Strömung umkehren und das gesamte Strömungsregime beeinflussen kann.

Die berechneten Phasenanteile zeigen eine deutliche Variation in der Vertikalen, bei der die Schlammphase einheitlich nach oben ab- und die Gasphase entsprechend zunimmt. Die durchgeführten Messungen haben jedoch teilweise keine eindeutige Tendenz in der Vertikalen erkennen lassen. Auch Variantenrechnungen mit geänderten Parametern, konnten nicht alle Messwerte nachbilden. Die erfolgten Modellvereinfachungen und Annahmen verhindern offensichtlich eine bessere Reproduktion der Beobachtungen.

### Reaktionskinetische Simulation

Mit dem Simulationsmodell kann sowohl das mittlere Abbauverhalten des Parallelbetriebs als auch des Reihenbetriebs der Kläranlage Köln Stammheim gut dargestellt werden. In allen Versuchsphasen zeigt sich ein deutlich verbesserter oTR-Abbaugrad bei gleichbleibender bzw. etwas geringerer Gasproduktion und bestätigt die geringe Verbesserung des gemessenen spezifischen Gasertrags.

Die mit dem Modell durchgeführten Variantenuntersuchungen für eine 500.000 E Anlage mit einer konventionellen Belebungsanlage und anaerober Schlammstabilisierung weist bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 20 d und konstanter Zulauffracht eine Verbesserung von 10% oTR-Abbau und 11 % Gasertrag im Vergleich zum Parallelbetrieb auf. Mit der Umsetzung einer dreistufigen Reihe kann eine weitere Erhöhung des Gasertrags und des Abbaugrades auf 14 % erreicht werden.

Im Vergleich zu den Ergebnissen aus den großtechnischen Versuchen ergeben sich in der Simulation deutlich bessere spezifische Gaserträge und oTR-Abbauraten auch für den zweistufigen Betrieb. Untersuchungen zur Belastungsgrenze des mehrstufigen Betriebs weisen in der Simulation einen stabilen Betrieb bei größer 5 Tagen auf. Auf Grundlage der Erfahrungen aus den großtechnischen Versuchen wird eine Aufenthaltszeit von mindestens 8 Tagen empfohlen.

## 4 Leitfaden zur Übertragbarkeit auf die Abwasserreinigung in NRW

### 4.1 Potenzialanalyse Nordrhein-Westfalen

Im Jahr 2013 wurden in Nordrhein-Westfalen 634 kommunale Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von insgesamt 35,0 Mio. EW betrieben (LANUV-NRW, 2013). Von diesen Kläranlagen haben 285 eine Faulungsstufe. Da es sich hierbei überwiegend um Anlagen der Größenklassen 4 und 5 handelt, entsprechen diese Anlagen zusammen 31,5 Mio. EW und damit 90 % der gesamten Reinigungskapazität in NRW. Mit einer Leistungssteigerung der Faulgasproduktion kann die Energieeigenversorgung der Kläranlagen gesteigert werden. Die Energiekosten für den Betrieb der Kläranlagen können damit reduziert werden. Neben Maßnahmen zur besseren Ausnutzung der Faulraumvolumens, Temperaturanpassung und Ausgasung der Faulung kann die Leistungsfähigkeit auch durch eine Umstellung von einer einstufigen Faulung auf eine mehrstufige Faulung gesteigert werden (MKULNV, 2014; Roedieger, 1997; Schäfer et al., 2015; Siekmann und Jakon, 2013; Kempfer-Regel et al., 2003).

Die Steigerung der Leistungsfähigkeit durch einen mehrstufigen Betrieb konnten auch durch die Ergebnisse des Forschungsprojektes SEKIS (Kapitel 3.2 und 3.6) bestätigt werden. Hierbei konnten folgende Leistungssteigerungen der Faulung erreicht werden:

- Leichte Erhöhung der Faulgasproduktion
- Erhöhung des oTR-Abbaugrades
- Erhöhung der Energieproduktion
- Verbesserung der Entwässerungsleistung und der Zentratqualität
- Reduzierung der zu entsorgenden Schlammmenge

Um das Potential dieser Maßnahme abzuschätzen, wurden Daten von rund 175 Kläranlagen mit beheizter Faulstufe in Nordrhein-Westfalen ausgewertet (Rücklaufquote 62 % von 284 Faulungsanlagen). Dies entspricht bezogen auf die Ausbaugröße aller Kläranlagen mit Schlammfaulung ca. 58 % (=18 Mio. E / 31 Mio. E). Die Daten wurden im Rahmen des Fördervorhabens Verbesserung der Klärgasnutzung, Steigerung der Energieausbeute auf kommunalen Kläranlagen (MKULNV NRW, 2014) erhoben. Die örtliche Verteilung der ausgewerteten Kläranlagen ist in Abbildung 159 dargestellt. Die Unterschiede der Ausbaugrößen werden durch die Symbolgrößen berücksichtigt. Es zeigt sich eine relativ gleichmäßige Verteilung über NRW mit großen Anlagen in den Ballungsgebieten und kleineren Anlagen im ländlichen Raum. Von den ausgewerteten Kläranlagen verfügen rund 41 % bzw. 72 Kläranlagen über mehr als 2 Faulbehälter (Abbildung 160). Die überwiegende Anzahl der Faulungsanlagen wird

parallel beschickt. Nur 9 Kläranlagen betreiben ihre Faulbehälter bereits im Reihenbetrieb. Somit könnten theoretisch 32 % der erfassten Faulungsanlagen auf einen Reihenbetrieb umgestellt werden.

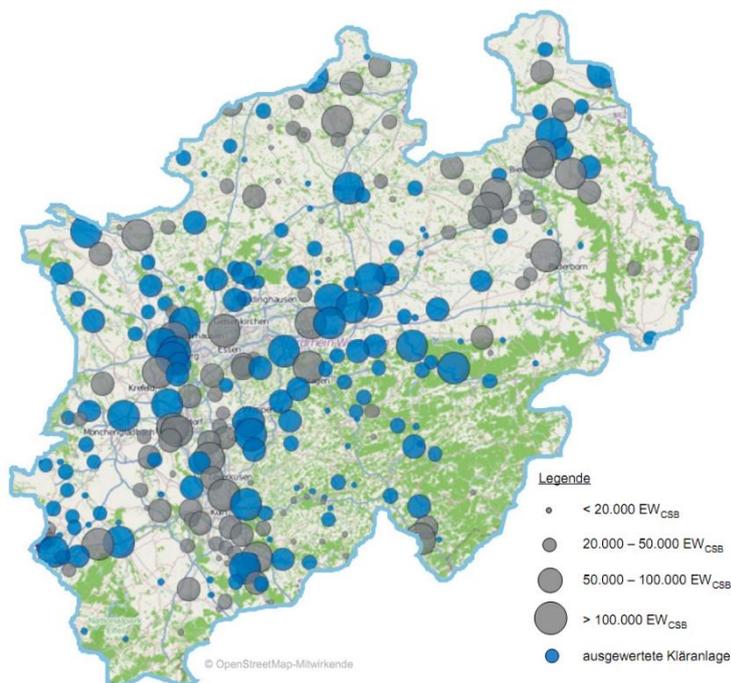


Abbildung 159: Kläranlagen mit anaerober Stabilisierung in NRW (MKULNV, 2014)

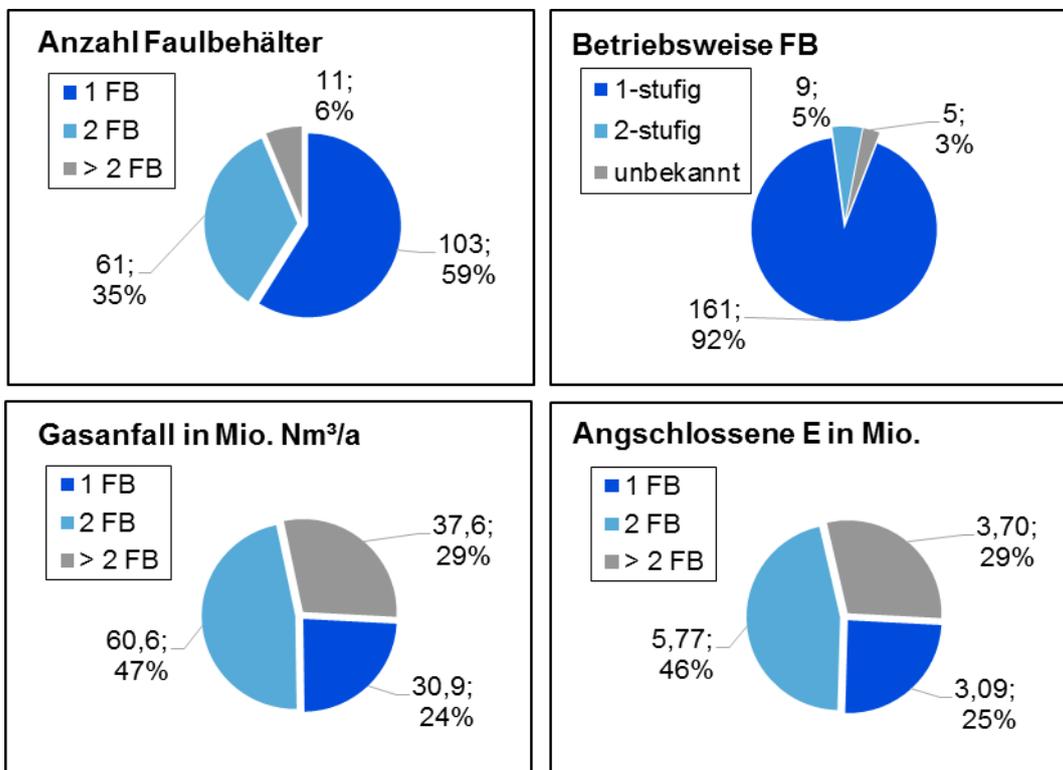
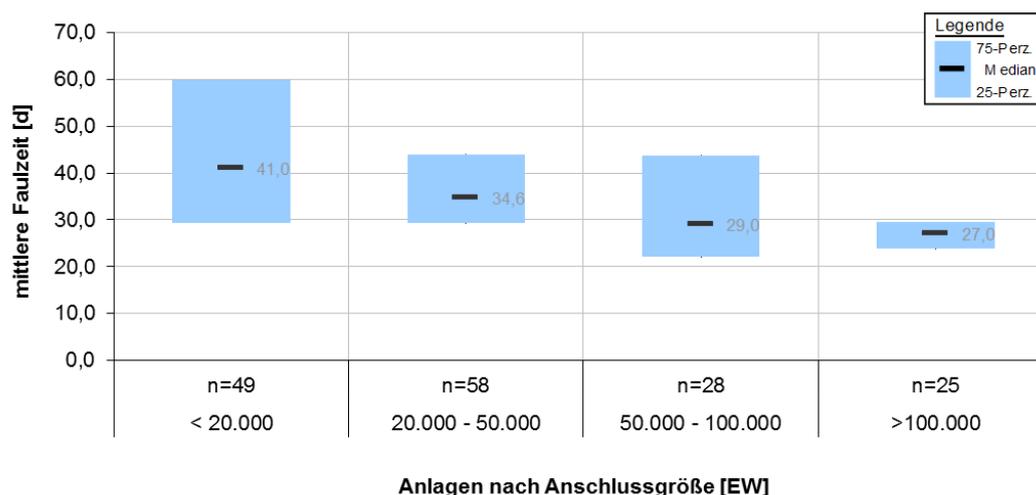
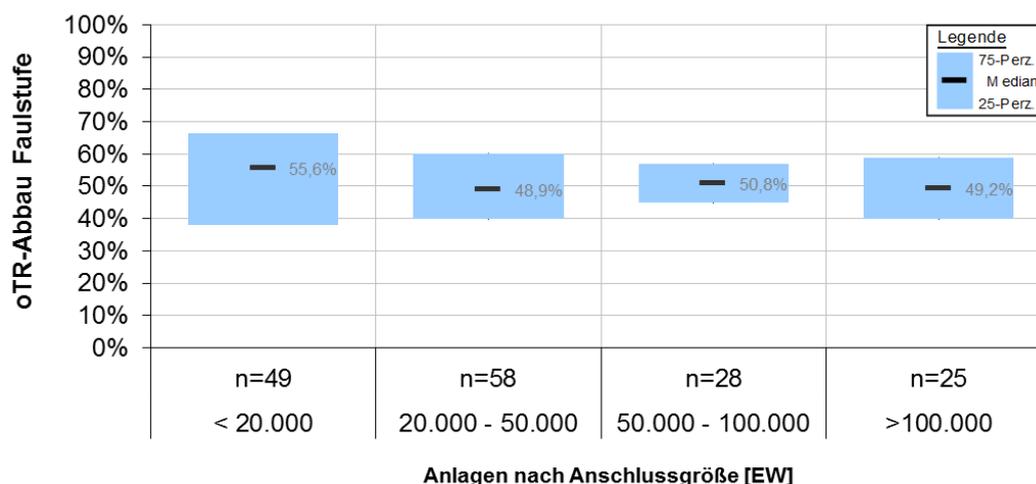


Abbildung 160: Datenauswertung von 175 Faulungsanlagen in NRW: Faulbehälteranzahl, Betriebsweise Faulbehälter, Gasanfall, angeschlossenen Einwohnerwerte (MKULNV, 2014)

Bei einer geplanten Umstellung von Faulungsanlagen von Parallel- auf Reihenbetrieb sind als erstes verfahrenstechnische Randbedingungen zu überprüfen. Ein wichtiger Parameter ist hier die hydraulische Aufenthaltszeit, sie darf durch die Umstellung auf Reihenbetrieb in den jeweiligen Faulbehältern nicht unter 10 d absinken (vgl. Kapitel 3.2, Versuchsphase 4b). Weiterhin wird empfohlen, eine mittlere Aufenthaltszeit des Gesamtsystems von über 20 d einzuhalten. In Abbildung 161 ist die mittlere hydraulische Aufenthaltszeit aller untersuchten Kläranlagen in NRW dargestellt. Im Mittel liegt die hydraulische Aufenthaltszeit bei über 26 d. Hiermit kann eine oTR-Abbauleistung von ca. 50 % erreicht werden (Abbildung 162).



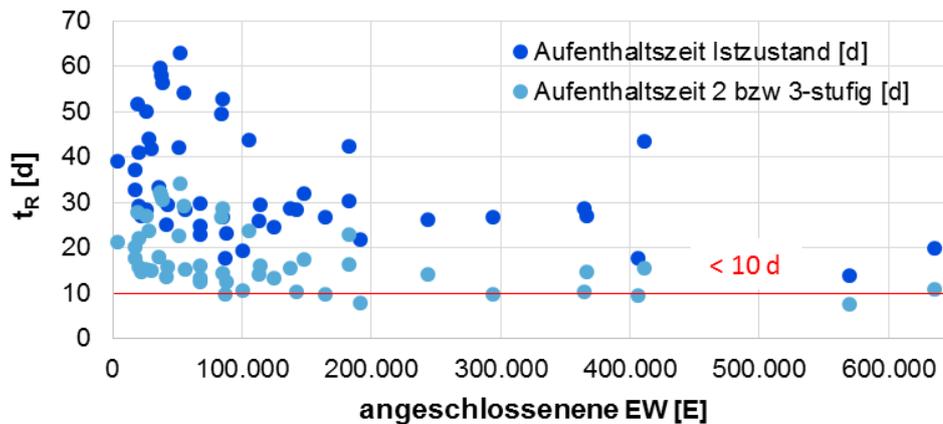
**Abbildung 161: Datenauswertung von 160 Faulungsanlagen in NRW: mittlere Faulzeit (MKULNV, 2014)**



**Abbildung 162: Datenauswertung von 160 Faulungsanlagen in NRW: mittlerer Abbaugrad (MKULNV, 2014)**

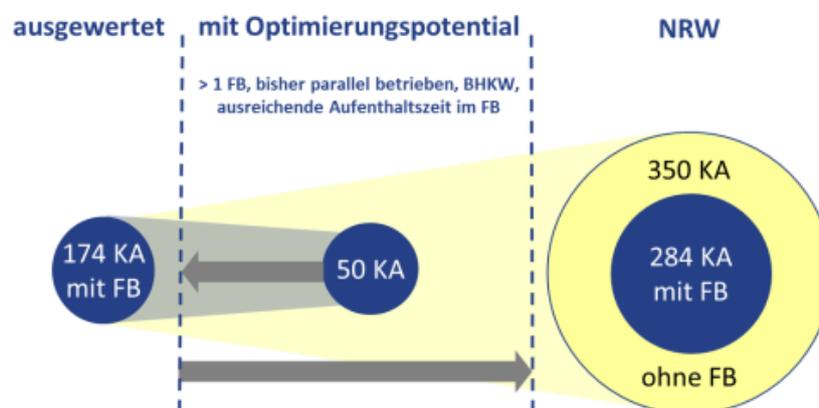
In Abbildung 163 ist die Veränderung der hydraulischen Aufenthaltszeit durch die Umstellung von Parallel- auf Reihenbetrieb für die 62 Anlagen dargestellt, die über mehr als 1 Faulbehälter

verfügen. Die hydraulische Aufenthaltszeit liegt bei der überwiegenden Anzahl der betrachteten Faulbehälter über der empfohlenen unteren hydraulischen Aufenthaltszeit von 10 d. Eine Umstellung auf Reiehnbetrieb ist somit möglich.



**Abbildung 163: Hydraulische Aufenthaltszeiten von 62 Faulungsanlagen in NRW (MKULNV, 2014)**

Für die Beurteilung des Optimierungspotentials, das durch die Umstellung von Faulungsanlagen in NRW erreicht werden kann, wurden die Ergebnisse der Stichprobe von 175 Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von 18 Mio. Einwohner verwendet und auf die gesamten Kläranlagen mit Schlammfaulung in NRW extrapoliert (Abbildung 164 und Tabelle 14). In der untersuchten Stichprobe liegt für 47 Anlagen bzw. 28 % der Anlagen mit einer Ausbaugröße von insgesamt 9 Mio. Einwohnern ein Optimierungspotential durch die Umstellung auf Reihenbetrieb vor. 15 Anlagen, die mehr als zwei Faulbehälter aufweisen, wurden nicht berücksichtigt, da sie zum Zeitpunkt der Datenabfrage über kein BHKW verfügten bzw. die Aufenthaltszeit unter 10 d liegt.



**Abbildung 164: Vorgehensweise zur Ermittlung des Optimierungspotentials**

Für die Ermittlung des Optimierungspotentials durch die Umstellung wurde aufbauend auf den Ergebnissen der großtechnischen Versuche auf dem Klärwerk Köln Stammheim und den Ergebnissen der Simulationsrechnungen für eine Referenzkläranlage von 500.000 E eine Erhöhung der Faulgasproduktion um 3 % und des TR-Abbaugrades von 5 % bei Umstellung auf einen zweistufigen Betrieb angesetzt. Eine Erhöhung der Stromproduktion wurde nur angesetzt, wenn die mittlere Jahresstromproduktion der vorhandenen BHKWs bei Volllast größer ist als die berechnete neue Faulgasproduktion durch die Umstellung auf Reihenbetrieb. Die Stromgestehungskosten für das BHKW wurden mit 0,07 €/kWh angesetzt. Die Strombezugs-kosten mit 0,20 €/kWh. Für den zusätzlich produzierten Strom wird eine Einsparung von 0,13 €/kWh (=0,2-0,07) angesetzt. Für die Pumpkosten des Faulschlammes von Faulbehälter 1 zu Faulbehälter 2 wurden eine Druckdifferenz von 1,5 m und ein spezifischer Energieverbrauch der Pumpe von  $5 \text{ W}/(\text{m}^3 \cdot \text{m}_{\text{FH}})$  berücksichtigt. Neben der Reduzierung der zu entsorgenden TR-Fracht zeigten die großtechnischen Versuche auch eine Verbesserung der Entwässerbarkeit von im Mittel 1 % und eine deutlich verbesserte Zentratqualität bei vergleichbaren Polymermengen und Drehmenteinstellungen an der Zentrifuge. Beides wurde ebenso bei der Betrachtung mitberücksichtigt. Weitere Annahmen zu den Betriebskosten sind in Tabelle 13 angefügt.

**Tabelle 13: Ermittlung des Klärgasanfalls, Stromproduktion und veränderten Kosten für die Schlammentwässerung und -entsorgung bei einer Umstellung von Parallel- und Reihenbetrieb**

			IST	Potential	[%]
<b>Klärgasanfall</b>		[m <sup>3</sup> /a]	71.649.000	73.798.470	3,0%
<b>Stromproduktion*</b>		[kWh/a]	138.299.103	142.981.987	3,4%
<b>Stromeinsparung</b>	0,13 €/kWh	[€/a]	0	-608.775	
<b>Polymerbedarf</b>	11 kg WS/t TM	[kg WS/a]	1.361.444	1.293.807	-5,0%
<b>Polymerkosten</b>	4,5 €/kg WS	[€/a]	6.126.498	5.822.131	-5,0%
<b>Entsorgungsmengen</b>	25% TR	[m <sup>3</sup> /a]	495.071	452.380	-8,6%
<b>Stromverbrauch Pumpen</b>		[kWh/a]	0	30.580	
<b>Stromkosten Pumpen FB1/FB2</b>	0,2 €/kWh	[€/a]	0	6.116	-5,0%
<b>Stromverbrauch SEW</b>	1,4 kWh/m <sup>3</sup>	[kWh/a]	6.008.661	5.708.228	-5,0%
<b>Stromkosten SEW</b>	0,2 €/kWh	[€/a]	1.201.732	1.141.646	-5,0%
Summe		[€/a]	51.884.581	47.075.317	-9,3%

\*es wird im Ist-zustand nicht der gesamte Klärgasanfall für die Stromproduktion genutzt, daher ergibt sich ein höheres prozentuales Potential für die Stromproduktion im Vergleich zum Klärgasanfall.

Mit der Umstellung würde sich theoretisch die Faulgasproduktion für die betrachteten 47 Kläranlagen von 71,6 Mio  $m_N^3/a$  auf 73,8 Mio  $m_N^3/a$  erhöhen. Hiermit ergeben sich zusätzliche Einsparungen durch einen verringerten Fremdbezug bei einem spezifischen Preis von 0,13 €/kWh von 0,6 Mio €/a. Die Entsorgungskosten reduzieren sich durch den verbesserten Abbaugrad von 44,5 auf 40,7 Mio. €/a. Weiterhin wurden der geringere Polymereinsatz und Strombedarf für die Entwässerung aufgrund der niedrigeren oTR-Fracht berücksichtigt. Für die 47 betrachteten Kläranlagen ergibt sich eine Einsparung von 4,8 Mio. €/a bzw. bezogen auf die Ausbaugröße von 9,3 Mio. Einwohnern von spezifisch 0,52 €/(E/a) (=4,8 Mio. €/9,3 Mio E). Die ermittelte Einsparung je Einwohner ist damit zunächst relativ gering. Für die in der Simulation betrachtete Kläranlage der Ausbaugröße 500.000 E läge das Einsparpotential jedoch bei ca. 258.000 €/a.

Unter der Annahme, dass 28 % der Faulungsanlagen von einem Parallelbetrieb auf einen Reihenbetrieb umgestellt werden können, wird ein theoretisches Optimierungspotential für ganz NRW abgeschätzt. Bezogen auf die Gesamtzahl der Faulungsanlagen in Nordrhein-Westfalen von 284 Anlagen liegt das theoretische Optimierungspotential bei 80 Kläranlagen (=284\*0,28) mit einer Ausbaugröße von 16 Mio. Einwohner (=31,5\*9/18) (Tabelle 14).

**Tabelle 14: Ermittlung des theoretischen Gasertrags für Faulungsanlagen in NRW bei einer Umstellung von Parallel- und Reihenbetrieb**

		Ausbaugröße		Anzahl KA		Ist-Gasertrag	potentieller Gasertrag
		[Mio. E]	[%]	[-]	[%]	[Mio. $m_N^3/a$ ]	[Mio. $m_N^3/a$ ]
NRW	Kläranlagen	35,0	1,00	350	1,00		
NRW	Faulungsanlagen	31,5	0,90	284	0,81	201	206
NRW	Faulungsanlagen mit Potential	16,2	0,46	80	0,23	103	109
Stichprobe**	Faulungsanlagen	18,1	0,52	175	0,50	116	119
Stichprobe**	Faulungsanlagen mit Potential	9,3	0,27	47	0,13	60	62,5

\* mit 25  $L_N/E/d$  und einer Auslastung von 70% / \*\* Forschungsprojekt TP2 MKULNV, 2014

Durch eine Umstellung dieser 80 Kläranlagen von einem Parallel- auf einen Reihenbetrieb errechnet sich eine jährliche Einsparung von ca. 8,3 Mio. € (=0,52 €/a \* 16 Mio. E). Diese Einsparungen können sich bei steigenden Strom- und Entsorgungskosten noch deutlich erhöhen. Die Ergebnisse der großtechnischen Untersuchungen weisen für einen dreistufigen Betrieb eine deutlich höhere Verbesserung der TR-Abbauleistung von im Mittel 15 % auf. Auch wenn

die Anzahl von Kläranlagen, die über drei Faulbehälter in NRW verfügen, relativ gering ist (Abbildung 160), weisen diese Kläranlagen eine hohe Anschlussgröße und somit ein hohes Potential auf.

Die technischen Randbedingungen der einzelnen Kläranlagen für eine Umsetzung und deren Wirtschaftlichkeit unter Berücksichtigung der zu tätigen Investitionen sind zu prüfen. Für das Klärwerk Köln Stammheim ist beispielhaft eine Wirtschaftlichkeitsuntersuchung durchgeführt worden, um den Vorteil der Umstellung darzustellen (Kapitel 4.2). Weiterhin führt die verbesserte Umsatzleistung zu einer etwas erhöhten Rückbelastung, hier ist die vorhandene Auslastung der biologischen Stufe zu berücksichtigen (Kapitel 4.3).

## 4.2 Technische Umstellung des einstufigen Parallelbetriebes auf einen mehrstufigen Reihenbetrieb der Faulbehälter

Die wichtigste Voraussetzung für die technische Umstellung eines einstufigen Betriebes mehrerer Faulbehälter auf eine mehrstufige Reihenverschaltung ist eine ausreichende Faulzeit in der ersten Stufe. Diese sollte nach Möglichkeit bei 10 Tagen, aber auf jeden Fall nicht unter 8 Tagen liegen. Ein weiterer wichtiger Aspekt ist die Förderung des Faulschlammes aus der ersten in die nächsten Stufen. Bei den meisten Kläranlagen, die über mehr als einen Faulbehälter verfügen, wurden die Faulbehälter oft zum gleichen Zeitpunkt und auf gleicher Höhe gebaut, da sie in der Regel über einen gemeinsamen Treppenturm zugänglich sind.

In der Regel wird der Rohschlamm über die Beschickungspumpen in die Umwälzleitung mit anschließender Aufwärmung im Wärmetauscher dem Faulbehälter zugeführt. Gleichzeitig erfolgt der Ablauf des Faulschlammes nach dem Verdrängungsprinzip über das Teleskoprohr. Somit wird über das Teleskoprohr ein nahezu konstanter Füllstand im Faulbehälter erreicht. Hier wurde auch in der Vergangenheit versucht, das Überleiten des Faulschlammes von dem ersten in den zweiten Behälter mittels Anheben des Wasserspiegels im ersten Faulbehälter zu realisieren.

Dies erfolgt dadurch, dass das Teleskoprohr der Abzugsleitung im ersten Faulbehälter höher eingestellt wird. Mit der Höhe des Teleskoprohres wird der Schlammspiegel im Faulbehälter eingestellt (Abbildung 165).

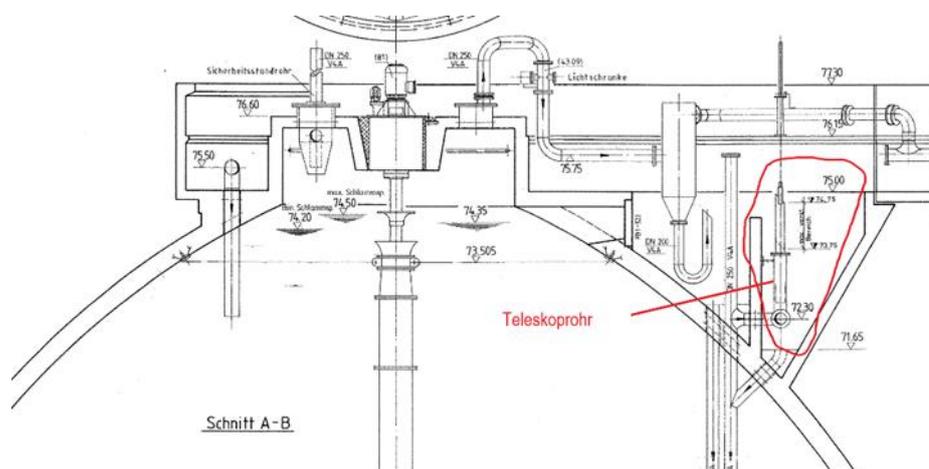


Abbildung 165: Faulbehälterkopf mit Teleskoprohr

Dabei ist zu berücksichtigen, dass beim Einsatz eines Faulschlammmischers für die Umwälzung der Wasserspiegel im Faulbehälter sich maximal um 15 cm nach oben oder nach unten verändern darf. Nur so kann sichergestellt werden, dass der Mischer ordnungsgemäß betrie-

ben wird und keinen Schaden nimmt. Bei einem zweistufigen Betrieb müsste der Faulschlammischer der ersten Stufe mit dem maximalen Schlamm Spiegel gefahren werden. In der zweiten Stufe wird der minimale Schlamm Spiegel eingestellt. So steht dann eine maximale Schlamm Spiegeldifferenz von 30 cm zur Verfügung, um den Faulschlamm von einer zu nächsten Stufe zu geben. Diese genaue Einstellung der Schlamm Spiegel lässt sich in der Praxis nur schwer realisieren. Ein Grund dafür ist, dass der Füllstand im Faulbehälter sich ändert. Wird ein Faulbehälter nicht beschickt, so stellt sich ein Ruheschlamm Spiegel ein, der mit der eingestellten Höhe des Teleskoprohres unter Berücksichtigung des Gasdruckes im Faulbehälter korrespondiert. Sobald aber die Beschickung des Faulbehälters und damit auch die Verdrängung über die Abzugsleitung und des Teleskoprohres erfolgt, müssen auch diese hydraulischen Rohrleitungsverluste ausgeglichen werden und es kommt zu einem Ansteigen des Schlamm Spiegels im Faulbehälter. Hinzu kommt dann noch eine Steigerung der Gasproduktion und evtl. eine leichte Schaumbildung. Ein richtig eingestelltes Teleskoprohr ist schon für den Parallelbetrieb eine Herausforderung. Ein dreistufiger Reihenbetrieb ist grundsätzlich auf diese Weise nicht möglich, da die Wasserspiegeldifferenz zum Ausgleich der hydraulischen Rohrleitungsverluste nicht ausreicht. Es empfiehlt sich daher der Einsatz einer Transferpumpe von einem zum anderen Faulbehälter.

Bei einer Umwälzung des Faulbehälters mittels Gaseinpressung, außenliegender Umwälzpumpen oder Rührwerken ist die genaue Schlamm Spiegelhöhe nicht ganz so entscheidend wie bei einem Faulschlammischer und es ergibt sich hier mehr Spielraum. Dies ist immer im Einzelfall hydraulisch zu überprüfen und kann dazu führen, dass auf eine Transferpumpe verzichtet werden kann.

Für die weiteren Betrachtungen werden der Einsatz eines Faulschlammischers und der zusätzliche Einbau einer Transferpumpe berücksichtigt.

Wesentlich ist die genaue Regelung des Schlamm Spiegels im Faulbehälter. Für den Abzug des Schlammes aus einem Faulbehälter und die Beschickung des nachgeschalteten Behälters ergeben sich generell zwei Möglichkeiten.

In der ersten Variante wird das Teleskoprohr verwendet. Bei der Beschickung der ersten Stufe erfolgt ein Schlammabzug über das Teleskoprohr. Von dem Teleskoprohr fällt der Faulschlamm in die Schlamm tasche und dann in die Ablaufleitung. Diese Ablaufleitung führt in der Regel zum Nacheindicker. In die Ablaufleitung müssen ein Schieber und ein Rohrleitungsabgang eingebaut werden. Der Rohrabgang wird mit der neuen Transferpumpe verbunden und von der Pumpe erfolgt eine neue Rohrleitungsanbindung an die Beschickungsleitung des nächsten Faulbehälters. Für die Regelung der Transferpumpe muss der Füllstand in der Ablaufleitung oder alternativ in der Schlamm tasche gemessen werden. Dabei ist die Drucksonde in der Ablaufleitung eine geeignete Messung. Die Transferpumpe ist mit einem Frequenzumrichter ausgestattet und regelt den Schlammtransfer in den nächsten Faulbehälter über einen

Soll-Füllstand in der Ablaufleitung. Die Ablaufleitung dient in diesem Fall als Pumpenvorlage. Der Vorteil dieser Variante liegt in der Einstellung des Schlammspiegels im Faulbehälter über das Teleskoprohr und hydraulischen Entkopplung der Transferpumpe vom Faulbehälter. Mit der Transferpumpe kann so niemals der vorherige Faulbehälter abgesenkt werden.

Auf dem Großklärwerk Stammheim hat man sich für die eine andere Abzugsmöglichkeit entschieden. Bei dem bestehenden Rohrleitungssystem gibt es eine Verbindungsleitung direkt aus dem Faulbehälter auf die Ablaufleitung aus der Schlammtasche. So muss der Schlamm nicht erst über das Teleskoprohr ablaufen, sondern kann direkt aus dem Faulbehälter in die Ablaufleitung gelangen. Das Teleskoprohr wird bei dieser Fahrweise nicht genutzt und ganz nach oben gefahren, damit kein Schlamm über das Teleskoprohr aus dem Faulbehälter ablaufen kann. Die Einbindung der Transferpumpe erfolgt analog der zuvor beschriebenen Variante mit der Nutzung des Teleskoprohres. In Abbildung 166 sind die für die Umsetzung des Reihenbetriebes zusätzlich erforderlichen Transferpumpen und zugehörige Schieber rot eingekreist. Auf der Druckseite der Pumpe bleibt wie zuvor beschrieben die Anbindung an die Beschickungsleitung des nachgeschalteten Faulbehälters.

Abbildung 166 zeigt den vierstufigen Reihenbetrieb. Dabei sind die Faulbehälter 1 und 2 als erste parallele Stufe gewählt. Der Faulbehälter 2 wird gerade mit Rohschlamm beschickt und über die Transferpumpen wird der Schlamm weiter zu FB3-FB4-FB5 gepumpt. Von Faulbehälter 5 gelangt der Schlamm dann in die Nacheindicker.

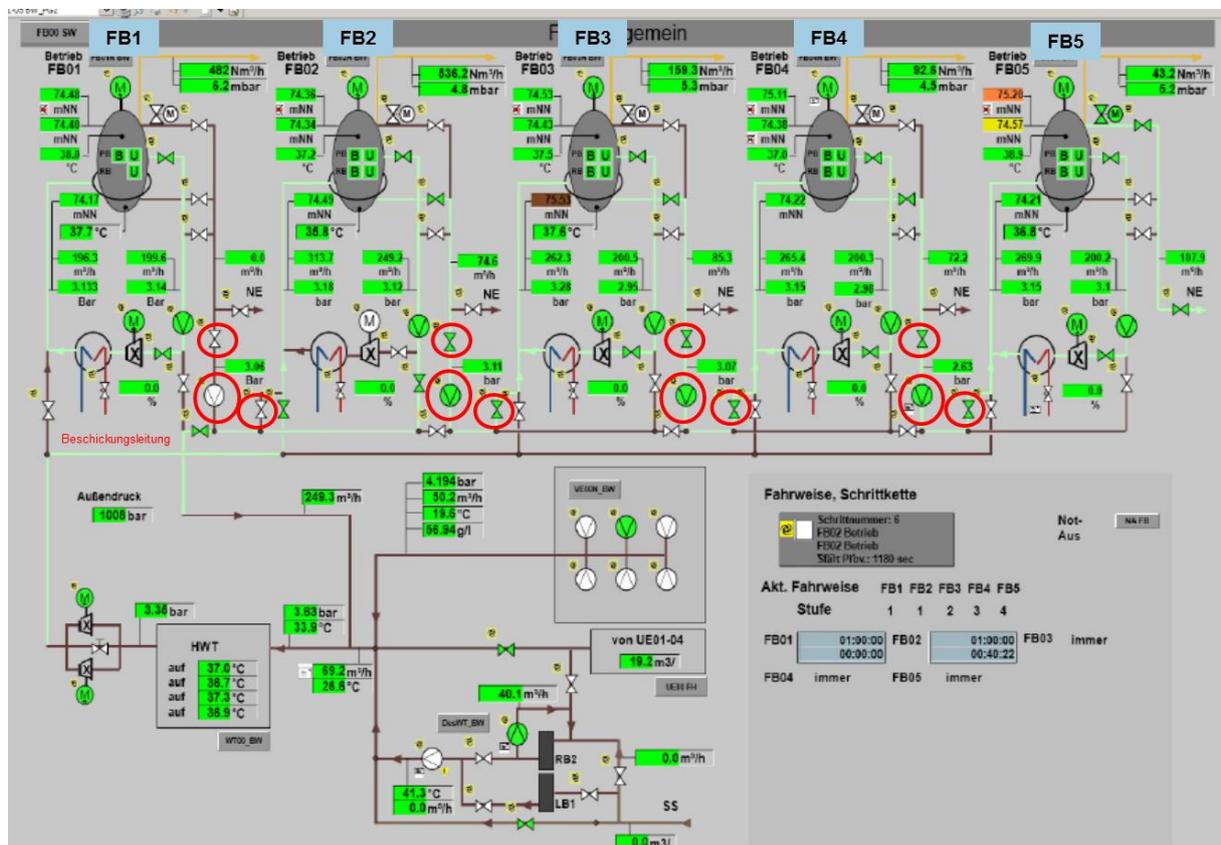


Abbildung 166: Einbindung der Transferpumpen mit direktem Abzug aus dem Faulbehälter

Der ursprüngliche Rohrleitungsverlauf kann Faulbehälter 5 entnommen werden. Dieser ist der letzte Faulbehälter in der Reihe und benötigt daher auch keine Transferpumpe mehr. Die Ablaufleitung führt direkt zum Nacheindicker.

Bei der Beschickung des Faulbehälters 5 muss gleichzeitig ein Abzug über die Transferpumpe erfolgen. Der gesamte Faulbehälter bildet die Pumpenvorlage. Über eine Höhenstandsmessung des Faulbehälters wird mit der frequenzgeregelten Transferpumpe ein konstanter Füllstand im Faulbehälter eingestellt. Die Höhenstandmessung kann als Drucksonde, Ultraschall- oder Radarmessung ausgeführt werden. Es ist aber eine zuverlässige Höhenstandsmessung besonders wichtig, da sonst der Schlamm Spiegel nicht exakt eingestellt werden kann und der Faulschlammischer nicht im optimalen Füllstandsbereich betrieben wird. So kann aus einer Fehlmessung des Höhenstandes eine unbeabsichtigte Absenkung des Schlamm Spiegels resultieren, so dass die Funktion des Faulschlammischers nicht mehr gegeben ist. Dies kann auch über die Stromaufnahme des Faulschlammischers zusätzlich überwacht werden. Sollte die Schlammförderung des Mischers reduziert sein, so zeigt sich dies auch an der geringeren Stromaufnahme des Mischers. Zusätzlich können, wie auf dem Großklärwerk Stammheim umgesetzt, zwei unterschiedliche Messsysteme eingebaut werden. In die Faulbehälter wurden folgende zwei unterschiedliche Systeme eingebaut: Ultraschall- und Radarhöhenstandsmessungen eingebaut. Zielsetzung dieser unterschiedlichen Messsysteme ist es, den Schlamm Spiegel mit der Radarmessung genau zu erfassen. Bei Schaumbildung sollte die Ultraschallmessung die Schaumoberfläche detektieren. Über die Differenzhöhen der beiden Messungen sollte so eine Schaumerkennung im Faulbehälter realisiert werden. In den Versuchsphasen lieferte die Ultraschallmessung keine zuverlässigen Messwerte für den Höhenstand und wurde daher gegen eine hydrostatische Höhenstandsmessung ausgetauscht.

Ein weiterer zu betrachtender Aspekt für den zuverlässigen Betrieb ist eine ausreichende Faulschlammtemperatur in den nachgeschalteten Reaktoren. Bei der Reihenverschaltung werden möglichst nur der Umwälz- und der Rohschlamm der ersten Stufe mittels Wärmetauscher auf die erforderliche Temperatur von ca. 37°C aufgewärmt. Die nachfolgenden Faulbehälter in der Reihe werden nicht mehr zusätzlich aufgewärmt.

Bei den technischen Versuchen auf dem Großklärwerk Stammheim konnte auch im Winterbetrieb bei einer dreistufigen Fahrweise noch eine ausreichende Wärme in der dritten Stufe nachgewiesen werden. In der Versuchsphase 4 wurde eine vierstufige Reihe getestet. Dabei zeigte sich im Winter eine Abnahme der Schlammtemperatur in der vierten Stufe auf bis zu 34°C. Niedrigere Temperaturen über einen längeren Zeitraum führen zu einer Reduzierung der Umsatzleistung. Bei der verfahrenstechnischen Optimierung der Schlammstabilisierung auf dem Großklärwerk Stammheim wurde daher für jeden Faulbehälter entsprechend Abbildung 9 und

Abbildung 166 noch ein kleiner Wärmetauscher in die kleine interne Umwälzung integriert. So kann bei Temperaturdefiziten über den kleinen Wärmetauscher individuell nachgeheizt werden.

Für die Umsetzung einer Reihenverschaltung sollte die Auslegung von zusätzlichen Wärmetauschern in Abhängigkeit von den örtlichen Gegebenheiten wie den Wärmeverlusten der Faulbehälter und den minimalen Außentemperaturen ermittelt werden. Es wird empfohlen, bei geringem rechnerischen zusätzlichen Wärmebedarf die Wärmetauscher zunächst nur planerisch zu berücksichtigen.

Durch die Reihenverschaltung kommt es besonders in der ersten Stufe zu einer erhöhten Klärgasproduktion. Diese nimmt bis zu letzten Stufe kontinuierlich ab. Das Klärgasnetz ist auf diese geänderten Klärgasmengen hinsichtlich der Leistungsfähigkeit und der Druckverluste zu prüfen. Außerdem muss der Messbereich der Klärgasdurchflussmessung überprüft und gegebenenfalls angepasst werden.

Die wichtigsten Punkte für die Umstellung von Parallelbetrieb auf Reihenbetrieb sind zuvor beschrieben worden. Diese stellen keinen besonders hohen Aufwand dar und können bei den meisten Faulungsanlagen problemlos umgesetzt werden, sofern raum- und wandtechnisch ausreichend Platz für die Einbindung der Rohrleitungen, Schieber und Transferpumpen vorhanden ist. Außerdem müssen die Schaltanlagen noch genügend Reserven für die zusätzlichen Aggregate haben. Den größten Platzbedarf haben die Frequenzumrichter für die Transferpumpen. Diese können aber auch außerhalb der Schaltanlage direkt bei den Pumpen installiert werden. Abschließend muss noch die Programmierung der Schlammfaulungsanlage angepasst werden.

Aufwendiger wird die Umrüstung auf die Reihenverschaltung, wenn noch zusätzliche Wärmetauscher erforderlich sind.

### 4.3 Auswirkungen auf die biologische Abwasserreinigung

Ein höherer Stoffabbau durch die Umstellung von Parallel- auf Reihenbetrieb ist mit einer höheren Rücklösung des inkorporierten Stickstoffs und Phosphors aus der Biomasse verbunden. Die Rückbelastung aus Phosphor ist im Vergleich zum Stickstoff bei chemisch-physikalischer Fällung relativ gering. Weiterhin erhöht sich die Produktion von gelöstem biologisch inerten CSB. Die erhöhte Freisetzung von Ammonium, CSB und Phosphor im Schlammwasser führt zu einer erhöhten Rückbelastung der biologischen Stufe. Um den Einfluss der veränderten Rückbelastung auf das erforderliche Belebungsbeckenvolumen zu beurteilen, wurde beispielhaft für eine Kläranlage mit einer Ausbaugröße von 500.000 E und einer Vorklärzeit von einer Stunde eine statische Nachbemessung für folgenden Lastfälle durchgeführt:

- Einstufiger Betrieb der Faulstufe mit einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 15 d bzw. 30 d
- Zweistufiger Betrieb der Faulung mit einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 15 d bzw. 30 d

Als Eingangsdaten für die Berechnung der Rückbelastung gehen folgende Daten ein:

- inkorporierter Stickstoff und Phosphor je kg oTR Rohschlamm (Tabelle 15)
- Abbaugrad in der Faulungsstufe in Abhängigkeit der hydraulischen Aufenthaltszeit und der Betriebsweise der Faulung (Tabelle 18)
- Rücklöserate für CSB

Unter Berücksichtigung der typischen Anteile an Stickstoff, und Phosphor- und CSB nach Tabelle 15 und dem spezifischen Schlammanfall nach DWA M 383 können für eine Belebungsanlage mit anaerober Faulung die spezifischen Frachten im Organik-Anteil des Rohschlammes berechnet werden (Tabelle 16 und Tabelle 17).

**Tabelle 15: Literaturdaten zur Stickstoff- und Phosphorinkorporation in PS und ÜS (ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK - 1.3, 2000)**

Parameter	Einheit	Bereich		typischer Wert
		von	bis	
GV <sub>ÜSS</sub>	[%]	55	70	<sup>1)</sup>
CSB/oTR	[g CSB/g oTR]	1,4	1,6	1,5
i <sub>N,ÜSS</sub>	[mg N/g oTR]	90	120	100
i <sub>P,ÜSS</sub>	[mg P/g oTR]	25	80	<sup>2)</sup>
η <sub>oTR,ÜSS</sub>	[%]	30	40	35
GV <sub>PS</sub>	[%]	65	75	70
CSB/oTR	[g CSB/g oTR]	1,5	1,7	1,6
i <sub>N,PS</sub>	[mg N/g oTR]	25	50	35
i <sub>P,PS</sub>	[mg P/g oTR]	7	13	10
η <sub>oTR,PS</sub>	[%]	45	65	55

**Tabelle 16: Spezifische Stickstoff, Phosphor- und CSB-Anteile in PS, ÜS und Rohschlamm**

		PS	ÜS	Rohschlamm
<b>B<sub>d,TR</sub></b>	g TS/E/d	28	32,9	60,9
<b>GV</b>	%	0,75	0,72	0,73
<b>B<sub>d,oTR</sub></b>	g oTS/E/d	21,0	23,7	44,7
<b>N-Gehalt Organik</b>	mg N / g oTR	35	100	70,1
<b>B<sub>d,N,Organik</sub></b>	kg N/d	0,74	2,37	3,10
<b>P-Gehalt Organik</b>	mg P / g oTR	10	25	18,0
<b>B<sub>d,P,Organik</sub></b>	kg P/d	0,21	0,59	0,80
<b>CSB-Gehalt Organik</b>	g CSB / g oTR	1,5	1,6	1,6
<b>B<sub>d,CSB,Organik</sub></b>	kg CSB/d	23,63	27,29	51,69

**Tabelle 17: Stickstoff, Phosphor- und CSB-Anteile in PS, ÜS und Rohschlamm für eine 500.000 Einwohner Kläranlage**

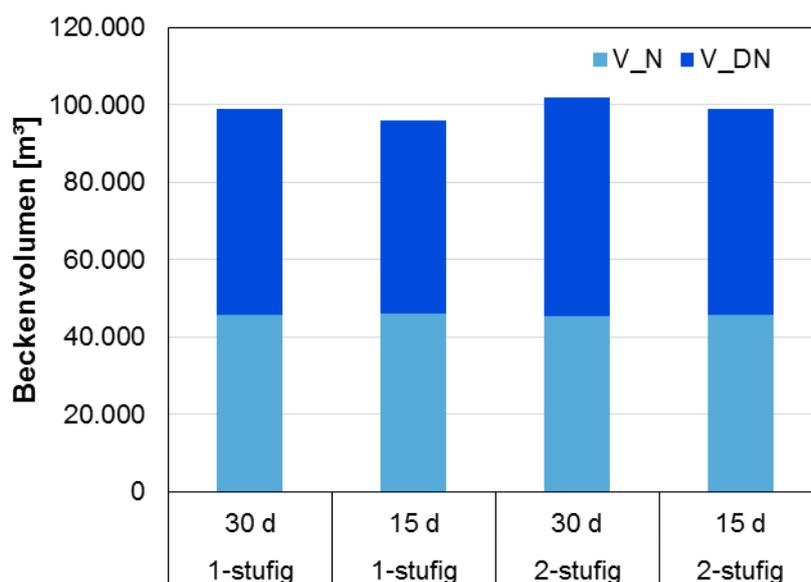
<i>TRRS-Gehalt</i>	<i>B<sub>RS,TM</sub></i>	<i>B<sub>RS,oTM</sub></i>	<i>B<sub>RS,N</sub></i>	<i>B<sub>RS,P</sub></i>
%	kg TM/d	kg oTM/d	kg N/d	kg P/d
<b>4,0</b>	30.450	22.229	1.556	22

In Tabelle 18 ist die Rückbelastung aus der Schlammfäulung in Abhängigkeit der hydraulischen Aufenthaltszeit bei Parallel- oder Reihenbetrieb für eine 500.000 Einwohner Kläranlage zusammengestellt. Für alle Varianten wurde ein TR-Gehalt im Zulauf von 4 % berücksichtigt. Für den oTR-Abbaugrad wurde ein Abbau erster Ordnung mit einem maximalen Abbaugrad von 60 % verwendet (Formel nach Pfeiffer, 1989). Hiermit ergibt sich ein oTR-Abbau von 53 % bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 30 d für den Parallelbetrieb. Für den abgebauten Organik-Anteil wurde eine 100 %-ige Rücklösung für den Stickstoffanteil angesetzt. Hiermit steigen die Stickstoffkonzentrationen von 968 mg N/L für den einstufigen Betrieb und einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 15 d auf 1082 mg N/L für den zweistufigen Betrieb und einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 30 d an. Dies entspricht einer Rückbelastung bezogen auf die Stickstofffracht im Zulauf von ca. 2,5 %. Für den Phosphoranteil wurde nur eine 6°-ige Rücklösung für eine Anlage mit chemischer Fällung angesetzt. Die P-Gehalte im Prozesswasser verändern sich nur geringfügig und liegen zwischen 14 bis 17 mg N/L. Bei Anlagen mit biologischer Phosphorelimination ist mit höheren Rücklösungsraten zu rechnen.

**Tabelle 18: Berechnung der Rückbelastung im Prozesswasser für die Parameter Stickstoff in Abhängigkeit von den Lastfällen**

	$t_{R,FB}$	$\eta_{abb,oTR}$	$Q_{PW}$	$N_{PW}$	$N_{PW}$	$P_{PW}$	$P_{PW}$
	d	-	m <sup>3</sup> /d	kg N/d	mg N/L	kg P/d	mg P/L
1-stufig	30 d	0,51	761	824	1.082	12	15
1-stufig	15 d	0,46	761	737	968	11	14
2-stufig	30 d	0,55	761	892	1.172	13	17
2-stufig	15 d	0,51	761	821	1.078	12	15

In Abbildung 167 ist das erforderliche Beckenvolumen der biologischen Stufe für die 4 Lastfälle gegenübergestellt. Das erforderliche Beckenvolumen steigt mit der Erhöhung der Faulzeit von 15 d auf 30 d um 3.160 m<sup>3</sup> an. Die Umstellung der Faulung von Parallelbetrieb auf Reihenbetrieb führt bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 30 d zu einer Erhöhung des Beckenvolumens in einer ähnlichen Größenordnung. Bezogen auf das Gesamtvolumen ist damit eine zusätzliche Belebungsbeckenkapazität von ca. 3,3 % erforderlich. Die erhöhte Rückbelastung hat keinen Einfluss auf das erforderliche Nitrifikationsvolumen, sondern führt nur zu einer Erhöhung des erforderlichen Denitrifikationsvolumens. Insgesamt ist der Einfluss als gering einzustufen, nur bei stark ausgelasteten / überlasteten Anlagen sind bauliche oder verfahrenstechnische Maßnahmen erforderlich, um die zusätzliche Belastung aufzunehmen. Im Rahmen der Wirtschaftlichkeitsuntersuchung werden die sich hieraus ergebenden zusätzlichen Kosten daher nicht berücksichtigt.



**Abbildung 167: Erforderliches Beckenvolumen in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit bei Parallel- oder Reihenbetrieb**

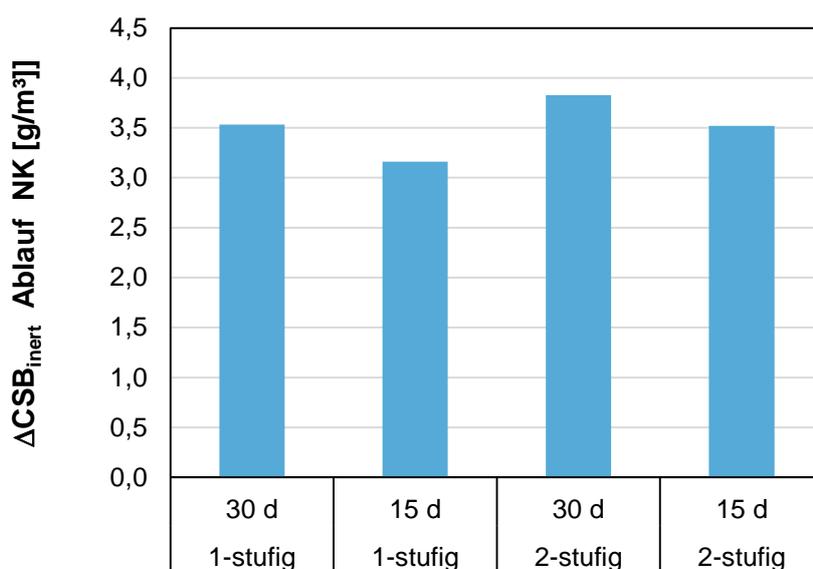
Neben Stickstoff und Phosphor erhöht sich bei einem verbesserten oTR-Abbaugrad auch der inerte CSB. (Toutian et al. 2019) hat für Rohschlamm eine Rücklöserate an inerten CSB von 2 % bezogen auf den abgebauten oTR im Faulbehälter ermittelt. Mit diesem Ansatz kann die Rückbelastung an inerten CSB aus der Schlammmentwässerung bei einer Erhöhung des oTR-Abbaugrades in der Faulung berechnet werden. Es ergibt sich ein inerter CSB von 436 bis 528 mg/L in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und der Verschaltung der Reaktoren (Tabelle 19). Unter Berücksichtigung einer spezifischen Zulaufmenge zur Kläranlage von 210 L/(E\*d) ergibt sich nur eine geringe Erhöhung der CSB-Konzentration im Ablauf der Nachklärung von ca. 3-4 mg/L durch den inerten Anteil des gesamten Prozesswassers. Der Einfluss auf dem CSB im Ablauf der Kläranlage ist somit vernachlässigbar.

**Tabelle 19: Ermittlung der CSB-Rückbelastung im Ablauf der Schlammfäulung und im Ablauf der Kläranlage in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit und Verschaltung**

		1-stufig	1-stufig	2-stufig	2-stufig
		30 d	15 d	30 d	15 d
CSB im PW*	[mg/L]	609	545	660	607
CSB <sub>inert</sub> im PW**	[mg/L]	487	436	528	486
$\Delta$ CSB <sub>inert</sub> im Ablauf NK	[mg/L]	3,5	3,2	3,8	3,5
$\Delta$ CSB <sub>inert</sub> im Ablauf NK	[mg/L]	3,5	3,2	3,8	3,5

\* CSB<sub>inert</sub>/CSB = 80 %

\*\*berechnet mit 2% Rücklösung je abgebauten oTR



**Abbildung 168: Erhöhung der CSB<sub>inert</sub>-Konzentration im Ablauf der Nachklärung in Abhängigkeit von der hydraulischen Aufenthaltszeit bei Parallel- oder Reihenbetrieb durch die Rückbelastung aus dem Prozesswasser**

## 4.4 Wirtschaftlichkeit des Verfahrensansatzes

### 4.4.1 Kostenansätze

Für die Wirtschaftlichkeitsuntersuchung wurden die Ergebnisse aus den großtechnischen Versuchen aus Kapitel 3.2 berücksichtigt. Als Eingangsgrößen für die Schlammmenge und die Klärgasproduktion wurden die Daten aus 2015 gewählt, da zu diesem Zeitpunkt alle Faulbehälter parallel betrieben wurden und noch keine Zugabe von Co-Substraten erfolgte. So ist eine Beeinflussung der neuen Verfahrensweise auf die zu entsorgende Schlammmenge noch nicht gegeben. Es wird eine Reduzierung der Trockenmasse um 15 % und eine Erhöhung der Gasproduktion um 3 % angesetzt. Die Verbesserung des Entwässerungsgrades betrug durch die Reihenverschaltung bis zu 2-Prozentpunkte TR. Für die Wirtschaftlichkeitsberechnung wird der konservative Ansatz mit einer Verbesserung von 1-Prozentpunkt TR berücksichtigt.

Folgende Kostenansätze wurden berücksichtigt:

- Klärschlamm Entsorgungskosten in der Verbrennung von 90 Euro/t OS brutto
- Fremdstromeinkauf: 20,00 Ct/kWh
- Eigenstromerzeugung BHKW: 7,00 Ct/kWh
- Polymerkosten: 4,5 Euro/ kg WS

Die Kostenansätze entsprechen den marktüblichen Preisen und dem Preisniveau, das auch bei den Stadtentwässerungsbetrieben Köln anfällt.

Die zusätzlichen Investitionen werden nur für die Anlagenteile berücksichtigt, die für eine Umstellung auf eine dreistufige Reihenverschaltung unbedingt erforderlich sind. Im Rahmen des großen Umbaus der Schlammfaulungsanlage auf dem Großklärwerk Stammheim wurde bewusst eine deutlich aufwendigere Verschaltung mit sehr vielen Freiheitsgraden umgesetzt, da hierzu unterschiedliche Betriebseinstellungen getestet werden sollten. So wurde auch eine vier- bzw. fünfstufige Reihenverschaltung berücksichtigt. Da bei so einer mehrstufigen Verschaltung mit einem Abkühlen der Faulbehälter zu rechnen ist, wurden für die Faulbehälter kleine einzelne Wärmetauscher installiert, so dass jeder Faulbehälter noch individuell nachgeheizt werden kann. Die Erfahrungen haben gezeigt, dass in den Wintermonaten noch eine ausreichende Schlammtemperatur in der dritten Stufe vorhanden ist. Daher werden in der nachfolgenden Wirtschaftlichkeitsbetrachtung diese Wärmetauscher nicht berücksichtigt.

Für die zusätzlichen Investitionskosten in Höhe von 600.000 für Rohrleitungen, Pumpen, Armaturen und Elektrotechnik wird eine mittlere Abschreibungszeit von 15 Jahren und eine Verzinsung von 2% gewählt.

#### 4.4.2 Wirtschaftlichkeitsuntersuchung am Beispiel des GWK Köln-Stammheim

Die möglichen Betriebskosteneinsparungen werden für eine dreistufige Reihenverschaltung entsprechend Abbildung 169 mit den Kostenansätzen aus Kapitel 4.4.1 ermittelt. Diese Verschaltung ist mit Phase 2 vergleichbar, nur wurde hier der Referenzfaulbehälter in die Reihenverschaltung integriert.

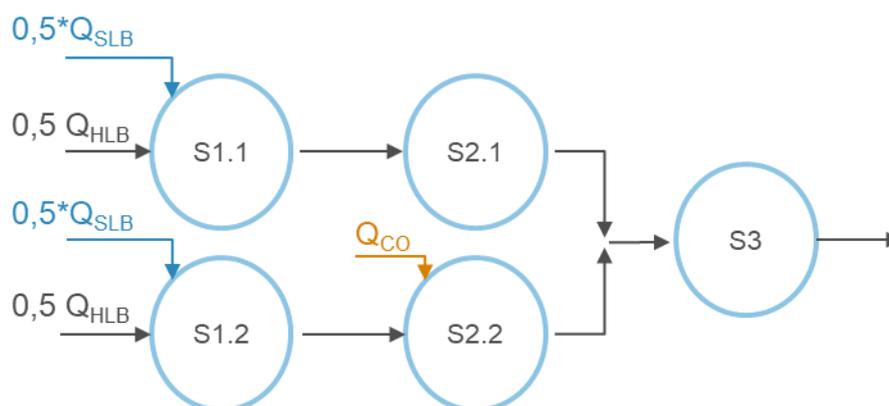


Abbildung 169: Dreistufige Reihenverschaltung mit zwei parallelen Stufen

Die Betriebskosteneinsparungen resultieren vorrangig aus der Reduzierung der zu entsorgenden Klärschlammmenge. Durch den besseren Frachtabbau und die gestiegene Entwässerungsleistung verringert sich die Klärschlammmenge von 61.538 t Originalsubstanz um 11.266 t auf 50.272 t OS. Folglich reduzieren sich die Entsorgungskosten um 18 % von 5.540.000 Euro/a um rund 1.000.000 Euro/a auf 4.540.000 Euro/a. Außerdem wird nicht mehr so viel Flockungshilfsmittel für die Schlammmentwässerung benötigt, und es können 15 % bzw. 87.000 Euro/a eingespart werden. Die Steigerung der Gasproduktion um 3 % führt zu einer zusätzlichen Klärgasmenge von 362.000 m<sup>3</sup>/a. Daraus kann im BHKW eine Strommenge von 905.000 kWh/a erzeugt werden.

Für die dreistufige Reihenverschaltung werden vier zusätzliche Transferpumpen benötigt, die die gesamte Rohschlammmenge von 660.000 m<sup>3</sup>/a mit einem Jahresstromverbrauch von ca. 114.000.000 kWh/a von einer zur anderen Stufe pumpen. Bei einem Kostenansatz von 7 Ct/kWh für die Eigenstromerzeugung ergibt sich bei Fremdstromkosten von 20 Ct/kWh ein Vorteil von 13 Ct/kWh. Dies führt zu einer weiteren Kosteneinsparung von 117.650 Euro/a für den nicht erforderlichen Fremdstromeinkauf. Die zusätzlichen Pumpkosten werden mit 20 Ct/kWh berücksichtigt und ergeben Mehrkosten von 22.800 Euro. Somit resultiert eine Kosteneinsparung für den Fremdstrombezug von 94.850 Euro/a.

Durch den erforderlichen Einbau der Transferpumpen und die zugehörige Peripherie fallen auch Instandhaltungskosten an. Die größten Instandhaltungskosten für die Transferpumpensysteme entstanden 2018 mit mittleren Kosten von 2.649 Euro je Pumpe. Diese werden für

die Wirtschaftlichkeitsberechnung angesetzt. Damit entsprechen die Instandhaltungskosten von 10.596 dem üblichen 2 % Ansatz der Investitionskosten.

Die dreistufige Reihenverschaltung der Faulbehälter führt zu einer jährlichen Betriebskosteneinsparung von 5,5% bzw. 1.171.254 Euro/a für die gesamte Kläranlage.

Den Betriebskosteneinsparungen stehen zusätzliche Kapitalkosten in Höhe von ca. 52.000 Euro aus Abschreibung und Zinsen entgegen.

Daraus resultiert eine Reduzierung der Gesamtjahreskosten von rund 1.120.000 Euro durch die dreistufige Reihenverschaltung der Faulbehälter.

Die Auswertung zeigt, dass die zusätzlichen Stromverbrauchs- und Instandhaltungskosten und die Kapitalkosten einen vergleichsweise geringeren Einfluss gegenüber der Betriebskosteneinsparung haben. Die dreistufige Reihenverschaltung erweist sich somit als besonders wirtschaftlich.

Im aktuellen Betrieb haben sich die TR-Reduzierung und die bessere Entwässerungsleistung noch nicht vollständig auf die Verminderung der Klärschlammbehandlungsmengen ausgewirkt, da sich der Zentrifugenbetrieb zum Schutz der nachgeschalteten Prozesswasserbehandlungsanlage stärker an eine gute Zentratqualität orientierte und noch nicht auf die geänderten Rahmenbedingungen eingestellt werden konnte. Diese Optimierungen sind gerade in der Planung.

## 5 Zusammenfassung und Ausblick

Die biologische Schlammstabilisierung rückt neben der Abwasserreinigung zunehmend in den Fokus. Durch die Steigerung der Gasproduktion mit anschließender Verstromung, stellt sie einen weiteren Baustein auf dem Weg zu einer energieneutralen Kläranlage dar.

Bei den Betriebskosten einer Kläranlage spielen die Schlammstabilisierung und die Schlammmentsorgung eine große Rolle. Nach den Personalkosten sind die Kosten für die Klärschlammmentsorgung der zweitgrößte Kostenfaktor. Ziel ist, die zu entsorgende Schlammmenge durch einen erhöhten Abbaugrad und eine verbesserte Entwässerungsleistung zu verringern.

In diesem Forschungsprojekt wurde untersucht, inwieweit eine Reihenverschaltung der Faulbehälter dazu beitragen kann, die zuvor genannten Ziele zu erreichen. Die reaktionskinetische Simulation, die mikrobiologischen Analysen und die Strömungssimulation zeigen mögliche Optimierungspotenziale auf.

Der Vorteil des Projektes liegt in der Durchführung großtechnischer Versuche. Diese wurden auf dem GWK Köln-Stammheim, das mit seinen 5 mesophil betriebenen Faulbehältern mit jeweils 11.000 m<sup>3</sup> zu der Größenklasse 5 zählt, durchgeführt. Aufgrund vorangegangener Umbaumaßnahmen konnten hier unterschiedliche Verschaltungen der Faulbehälter im Vergleich zu einem klassischen Parallelbetrieb untersucht werden.

### Auswertung der Labor- und Betriebsdaten

Die besten Versuchsergebnisse konnten für eine dreistufige Reihe mit hydraulischen Aufenthaltszeiten von 10 d je Reaktor bzw. 30 d für die gesamte Reihe erreicht werden. Mit den geringen hydraulischen Aufenthaltszeiten von 10 d und damit verbundenen hohen Raumbelastungen von im Mittel 4,5 kg oTR/(m<sup>3</sup>\*d) in der ersten Stufe ergeben sich reaktionskinetische Vorteile. Bei dieser Betriebsweise wurde im Vergleich zum einstufigen, parallelen Betrieb der Faulbehälter mit 30 Tagen Aufenthaltszeit ein um bis zu 15 % deutlich verbesserter oTR-Abbau erreicht. Eine Steigerung der Gasproduktion konnte in Höhe von 3 % - 6 % ermittelt werden. Mit einer Reduzierung der hydraulischen Aufenthaltszeit auf 8 Tage je Reaktor und 24 Tage für die gesamte dreistufige Reihe konnte weiterhin ein stabiler Betrieb mit hohen oTR-Abbaugraden erreicht werden. Die im Verhältnis zum oTR-Abbau von 15 % vergleichsweise geringe Gasertragssteigerung von 3 % - 6 % ist eventuell auf eine Verschiebung der Abbauewege mit einer geringeren Methan- und höheren CO<sub>2</sub>-Anteilen im Faulgas zurückzuführen.

Die Untersuchung eines zweistufigen Betriebs mit einer üblichen Aufenthaltszeit von 20 d für die gesamte Reihe bzw. 10 d je Reaktor wies nur eine geringe Verbesserung des oTR-Abbaus im Vergleich zum Parallelbetrieb auf. Abweichend von den anderen Versuchsphasen wies lediglich diese Phase im Vergleich eine geringere Steigerung des oTR-Abbaus in der zweiten

Stufe auf. Die Ergebnisse der Simulation weisen eine Verbesserung des oTR-Abbaus von 10 % auf. Daher ist für die zweistufige Reihe auch von einem höheren Abbaupotential im Vergleich zur klassischen Verschaltung auszugehen.

Der ausgefaulte Schlamm der dreistufigen Reihe bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 30 Tage ließ sich besser entwässern und erreichte um bis zu 2 Prozentpunkte höhere TR-Werte (vgl. V2b und V3b) gegenüber der Parallelverschaltung bei sehr guter Abscheideleistung der Zentrifugen.

### Mikrobiologische Untersuchungen

Die mikrobiologischen Analysen zeigten, dass alle Faulbehälter innerhalb der verschiedenen Versuchsphasen eine hohe mikrobielle Diversität, insbesondere in der Domäne Bacteria, aufwiesen. Die hohe Diversität trug im Falle des GWK Köln Stammheim zu einer stabilen Prozessführung bei, da kleinere Störungen abgepuffert werden. Langfristig ist demnach für die untersuchten Varianten mit einem stabilen Betrieb zu rechnen. In den stationären Phasen wurde bei den Bacteria eine durchschnittliche Zelldichte zwischen  $10^{11}$  und  $10^{12}/100$  ml und bei den Archaea zwischen  $10^{10}$  und  $10^{11}/100$  ml ermittelt. Generell konnte kein negativer Einfluss der Faulbehälterverschaltung auf die mikrobielle Biozönose im Bereich von Schlammaltern zwischen 20-30d festgestellt werden.

Anhand der ermittelten mikrobiellen Ergebnisse können folgende Aussagen getroffen werden:

a) Für den Reihenbetrieb sollte eine Verweilzeit unterhalb von 8 Tagen pro Reaktor, insbesondere für die 1. Stufe, nicht unterschritten werden. Im vorliegenden Projekt führte die Reduzierung der Verweilzeit auf 8 Tage zu einer Auswaschung der Bakterien und somit zu einer Verringerung der Zelldichte, die sich jedoch nach einiger Zeit wieder erholte (Abbildung 88). Im mesophilen Betrieb ist davon auszugehen, dass bei Aufenthaltszeiten unterhalb von 8 Tagen keine wesentlichen Sicherheiten gegenüber Betriebsstörungen mehr vorliegen, da niedrigere Verweilzeiten zu einer irreversiblen Verringerung der Zelldichte führen könnten.

b) Die Verringerung der Verweilzeit auf 8 Tage führt ebenfalls zu einer Abnahme der Abundanz der acetoklastischen Methanosaetaceae (*Methanosaeta spp.*) von ca. 90 % (HRT > 8d) bis ca. 45 % (HRT > 8d) und zu einer Erhöhung der Abundanz hydrogenotropher Methanbildner (u.a. *Methanolinea spp.* und *Methanospirillum spp.*) von ca. 5 % (HRT > 8d) bis ca. 55 % (HRT > 8d) (Abbildung 86 und Abbildung 90). Die mikrobiellen Untersuchungen geben Hinweis darauf, dass es bei einer Verweilzeit unter 8 Tagen langfristig zu einer Verschiebung der Stoffwechselwege von acetoklastischer zu hydrogenotropher Methanogenese gegebenenfalls mit einer syntrophen Acetatoxidation kommen kann.

c) Bei der Reihenschaltung konnte mit einer Verweilzeit von 8 Tagen eine Reduzierung des Methangehaltes um 2,4 % und eine Erhöhung der Konzentration organischer Säuren von 280

auf 450 mg/L ermittelt werden. Die Reduzierung des Methangehaltes kann auf die starke Verringerung der Abundanz der acetoklastischen Methanogenen (s.o.) zurückgeführt werden. Das gebildete Acetat kann akkumulieren (s.o.) und/oder durch die syntrophe Acetatoxidation in  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  umgesetzt werden, so dass mehr Substrat für die hydrogenotrophen Methanogenen zur Verfügung steht. Da keine stärkere Reduzierung des Methangehaltes bei Aufenthaltszeiten kleiner 8 Tage zu beobachten war, liegt die Vermutung nahe, dass durch eine vermehrte hydrogenotrophe Methanogenese eine stärkere Verringerung des Methangehaltes verhindert wurde.

Die gewonnenen Erkenntnisse in Bezug der Mikrobiologie in diesem Projekt eröffnen weitere zukünftige Forschungsfragen. So ist noch unklar, ob eine Verweilzeit unterhalb von 8 Tagen zu einer irreversiblen Verschiebung von acetoklastischer zu hydrogenotropher Methanogenese führt, und ob langfristig auch mit sehr geringen Schlammaltern ein stabiler Betrieb gewährleistet werden kann. Nach bisherigen Erkenntnissen dieses Projektes sollten die Reaktoren jedoch nicht unter einer Verweilzeit von 8 Tagen gefahren werden. Aus landwirtschaftlichen Biogasanlagen ist bekannt, dass ein hoher Biogasertrag auch mit einer hydrogenotrophen Methanogenese erzielt werden kann (Nettmann et al., 2008, Nettmann et al., 2010, Heeg et al., 2014).

#### Ein- und mehrphasige CFD-Strömungssimulation

Die Strömungsverhältnisse in den Reaktoren werden oft nur grob abgeschätzt. Dabei ist neben einer ausreichenden Durchmischung auch die möglichst weitgehende Ausnutzung des Behältervolumens durch das Vermeiden von Totzonen wichtig, und hydraulische Kurzschlussströmungen sollten vermieden werden. Daher erfolgte im Projekt eine detaillierte Betrachtung der Strömungsverhältnisse in den Faulbehältern mit Hilfe der numerischen Strömungsmechanik (Computational Fluid Dynamics, CFD).

Kenntnisse über die rheologischen Eigenschaften der Substrate im Prozess sind bisher nur lückenhaft vorhanden, deshalb wurden zunächst detaillierte Viskositäts- und Dichtemessungen der Faulschlämme durchgeführt. Sie dienen als Grundlage für die Strömungsberechnungen und sollten Zusammenhänge mit Betriebsparametern aufzeigen.

a) Ergebnisse der Viskositätsmessungen zeigten einheitlich ein strukturviskoses (scherverdünnendes) Fließverhalten mit schwacher Thixotropie. Die große Anzahl durchgeführter Messungen zeigte auch eine Abnahme der Viskosität im Verlauf der Reihenschaltung. Diese Beobachtung ist vor dem Hintergrund der mechanischen Zerkleinerung und des biologischen Abbaus nachvollziehbar. Es stellte sich des Weiteren heraus, dass die Viskosität innerhalb eines Faulbehälters nicht konstant ist, sondern eine Schichtung in der Vertikalen existiert, diese Erkenntnis dokumentiert wissenschaftliches Neuland. Die umfassende Datengrundlage bildete

auch die Basis für die mehrphasigen und damit möglichst realitätsnahen Strömungsberechnungen.

b) Es konnten deutliche Abhängigkeiten zwischen Parametern, wie beispielsweise dem organischen Trockenrückstand oder der Raumbelastung mit der gemessenen Viskosität über einen weiten Scherratenbereichen innerhalb der jeweiligen Versuchsphase festgestellt werden. Die Korrelation über alle gemessenen Versuchsphasen zeigte jedoch auch, dass weitere Parameter einen Einfluss auf die Viskosität haben.

c) Von besonderem Interesse ist der Einfluss der Rheologie auf die Entwässerungsergebnisse. Es stellte sich heraus, dass das Entwässerungsergebnis bei geringerer Viskosität besser wird.

d) Die Dichtemessungen ergaben, dass die Dichte tendenziell im Verlauf der Reihenschaltung zunimmt. Eine logische Erklärung ist, dass das an der abnehmenden Gasproduktion liegt. Es wurden Werte von unter  $920 \text{ kg/m}^3$  bis zu etwa  $1.010 \text{ kg/m}^3$  gemessen.

e) Die Strömungsberechnungen haben gezeigt, dass sich aufgrund der unterschiedlichen Viskosität nicht nur die Geschwindigkeiten ändern, sondern die Strömung in Teilbereichen des Faulbehälters auch die Richtung umkehrte. Auch die numerischen Tracerversuche zeigten Unterschiede in Abhängigkeit von der Viskosität.

f) Grundsätzlich zeigten die Berechnungen eine gute Durchmischung der Faulbehälter und überwiegend einen geringen Anteil schlecht durchmischter Bereiche, sodass das Behältervolumen gut genutzt wird. Der Betrieb einiger Zuläufe bewirkte ein Strömungsregime, das dem eines ideal durchmischten Rührkessel nahekommt. Der Betrieb anderer Zulaufdüsen zeigte dagegen hydraulische Kurzschlüsse. Es sollte daher darauf geachtet werden, dass der Ablauf in Fließrichtung möglichst weit vom Zulauf entfernt ist.

g) Als eine der weltweit ersten Untersuchungen wurden im Projekt mehrphasige Strömungsberechnungen mit Gasproduktion für Faulbehälter der Großtechnik durchgeführt. Die instationären Mehrphasenberechnungen sollten das reale Strömungsregime noch genauer abbilden und zeigten ein nochmals verändertes Bild der Strömung durch den Einfluss der Gasphase. Je nach Gasblasengröße und -konzentration, zeigten sowohl die Fließgeschwindigkeiten, als auch die -richtungen, in Teilbereichen des Faulbehälters signifikante Änderungen. Die berechneten Phasenanteile zeigten eine deutliche Variation in der Vertikalen, bei der die Schlammphase einheitlich nach oben ab- und die Gasphase entsprechend zunimmt. Die durchgeführten Messungen haben nur teilweise dieselbe Tendenz in der Vertikalen erkennen lassen.

Insgesamt konnten aus der numerischen Modellierung wichtige Erkenntnisse über den Betrieb und die Optimierung der Faulbehälter gewonnen werden.

### Reaktionskinetische Simulation

Mit der Simulation der Reaktionskinetik kann sowohl das mittlere Abbauverhalten des Parallelbetriebs als auch des Reihenbetriebs gut dargestellt werden. In allen Versuchsphasen zeigt sich ein deutlich verbesserter oTR-Abbaugrad bei gleichbleibender bzw. etwas geringerer Gasproduktion im Vergleich zum parallelen Betrieb und bestätigt die geringe Verbesserung des gemessenen spezifischen Gasertrages.

Die mit dem Modell durchgeführten Variantenuntersuchungen für eine 500.000 E Anlage mit einer konventionellen Belebungsanlage und anaerober Schlammstabilisierung weist im zweistufigen Reihenbetrieb bei einer hydraulischen Aufenthaltszeit von 20 d für die gesamte Reihe und konstanter Zulauffracht eine Verbesserung von 10 % oTR-Abbau und 11 % Gasertrag im Vergleich zum Parallelbetrieb auf. Mit der Umsetzung einer dreistufigen Reihe kann eine weitere Erhöhung des Gasertrags und des Abbaugrades auf 14 % erreicht werden.

Im Vergleich zu den Ergebnissen aus den großtechnischen Versuchen ergeben sich in der Simulation deutlich bessere oTR-Abbauraten für den zweistufigen Betrieb. Hier sind weiterführende Untersuchungen zum zweistufigen Reihenbetrieb bei längeren Aufenthaltszeiten erforderlich, um abzuleiten, ob der verbesserte oTR-Abbau auf den Betrieb der Faulung bei längeren Aufenthaltszeiten oder auf die verbesserte Reaktionskinetik durch den dreistufigen Reihenbetrieb zurückzuführen ist. Weiterhin weisen die großtechnischen Versuche einen deutlich geringen spezifischen Gasertrag auf. Hier sind weiterführende Untersuchungen erforderlich, um die Gründe für die geringeren Ertragsraten zu ermitteln.

### Großtechnischer Betrieb des GWK Köln-Stammheim

Für die Umstellung von einstufigem Betrieb auf mehrstufigen Betrieb der Faulbehälter sind nur geringe technische Maßnahmen erforderlich. Da die meisten Faulbehälter auf gleicher Höhe gebaut wurden, sind für die Überleitung von einem Faulbehälter in den anderen Transferpumpen und eine rohrleitungstechnische Anbindung erforderlich. Bei der Beschickung des Faulbehälters muss gleichzeitig ein Abzug über die Transferpumpe erfolgen. Hier muss über eine Höhenstandsmessung des Faulbehälters mit frequenzgeregelten Transferpumpe ein konstanter Füllstand im Faulbehälter eingestellt werden. Die Höhenstandsmessung kann als Drucksonde, Ultraschall- oder Radarmessung ausgeführt werden. Die Einbindung von zusätzlichen Wärmepumpen für die nachgeschalteten Stufen einer mehrstufigen Reihe ist von den Transmissionsverlusten der Faulbehälter abhängig. Die großtechnischen Versuche haben jedoch für das GWK gezeigt, dass hier die Aufheizung des Faulschlammes im ersten mesophilen Reaktor ausreichend war. Als verfahrenstechnische Randbedingung wird eine hydraulische Aufenthaltszeit in der ersten Stufe von ca. 10 Tagen empfohlen.

Die Wirtschaftlichkeit des Verfahrensansatzes wurde beispielhaft für das GWK Köln-Stammheim durchgeführt. Es wurden Kosten für die Transferpumpen inkl. rohrleitungstechnischer Einbindung und Elektrotechnik berücksichtigt. Als Kosteneinsparung wurde eine Reduzierung der Trockenmasse um 15 %, eine Erhöhung der Gasproduktion um 3 % sowie eine Verbesserung des Entwässerungsgrades durch die Reihenverschaltung von 1 Prozentpunkt TR angesetzt.

Insbesondere durch den besseren oTR-Abbau und die gesteigerte Entwässerungsleistung können die Klärschlamm Entsorgungskosten um 18 % gesenkt werden. Vor dem Hintergrund weiter steigender Entsorgungskosten und den späteren zusätzlich hohen Kosten für das Phosphorrecycling gewinnt die Klärschlammreduzierung durch die Reihenverschaltung an Bedeutung.

Das Potential, das sich durch eine Umstellung von Faulungsanlagen von einstufigen auf einen mehrstufigen Betrieb für die Kläranlagen in NRW ergibt, wurde abgeschätzt. In NRW haben ca. 285 Kläranlagen eine Faulungsanlage. Da es sich hierbei überwiegend um Anlagen der Größenklassen 4 und 5 handelt, entsprechen diese Anlagen zusammen 31,5 Mio. EW und damit 90 % der gesamten Reinigungskapazität in NRW. Ungefähr 40 % der Faulungsanlagen besitzen zwei Faulbehälter. Weiterhin weisen ein Großteil der Faulungsanlagen hydraulische Aufenthaltszeiten von größer 20 Tagen auf, so dass ein stabiler Betrieb der Faulung bei einem zweistufigen Betrieb der Anlage gewährleistet werden kann. Durch die Umstellung von ca. 28 % der Faulungsanlagen in NRW kann eine jährliche Einsparung von 8,3 Mio. Euro erreicht werden, dem stehen überwiegend nur geringe Investitionskosten gegenüber. Weiterhin führt die verbesserte Umsatzleistung zu einer etwas erhöhten Rückbelastung der biologischen Stufe. Die Aufnahme der Rückbelastung kann bei einem Großteil der Anlagen ohne einen zusätzlichen Ausbau der Biologie realisiert werden.

## 6 Literatur

- Alex, J. und Ogurek, M. (2010): Bericht zur Simulationsstudie „Dynamische Simulation der Schlammfäulung der KA Köln-Stammheim“. Institut für Automation und Kommunikation e.V. Magdeburg, ifak. Auftraggeber StEB Köln.
- ANSYS FLUENT (2020): User´s Guide FLUENT 2020R1.
- atd - Ingenieurgesellschaft für Abwasserwirtschaft und technische Dienstleistungen mbH (2011): Studie Co-Substrat-Behandlung in der Schlammbehandlung, GWK Köln-Stammheim. Auftraggeber StEB Köln.
- ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK - 1.3 (2000): Rückbelastung aus der Schlammbehandlung: Menge und Beschaffenheit der Rückläufe. Arbeitsbericht der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK - 1.3 "Rückbelastung aus der Schlammbehandlung" im ATV-DVWK-Fachausschuss AK - 1 "Allgemeine Fragen". KA - Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall, 8/2000, S. 1181 – 1187.
- Batstone, D.J.; Keller, J.; Angelidaki, I.; Kayuzhnyi, S.V.; Paviostathis, S.G.; Rozzi, A.; Sanders, W.T.M.; Siegriste, H.; Vavilin, V.A. (2002): The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Science and Technology*, Vol. 45 (10), pp. 65-73.
- Dünnebeil, A. (2013): Abschlussbericht GWK Köln-Stammheim „Überprüfung des patentierten Verfahrens zum thermisch-chemischen Zellaufschluss“. PONDUS Verfahrenstechnik GmbH, Auftraggeber StEB Köln.
- DWA (2014): Merkblatt DWA-M 368 Biologische Stabilisierung von Klärschlamm. DWA, Hennef, 2014.
- Ferziger; Peric (2007): *Numerische Strömungsmechanik*, Springer Verlag.
- Gehring, T., Klang, J., Niedermayr, A., Berzio, S., Immenhauser, A., Klocke, M., Wichern, M., Lübken, M. (2015): Determination of methanogenic pathways through carbon isotope ( $\delta^{13}\text{C}$ ) analysis for the two-stage anaerobic digestion of high-solids substrates. *Environ Sci & Technol*, 03/2015.
- Ghosh, S., Buoy, K., Dressel, L., Miller, T., Wilcox, G. Loos, D. (1995): Pilot- and Full-Scale Two-Phase Anaerobic Digestion of Municipal Sludge. *Water Environment Research*, 67, pp. 206-214.
- Görner, K. und Hübner, K. (2011): HÜTTE Umweltschutztechnik, VDI Buch, Springer, ISBN-13: 978-3642641343.
- Guo, H., Nair, R., Tonin, F., Hendriks, A., van Lier, J., de Kreuk, M. (2019): Continuous stirred tank reactors in series: an approach to enhance the enzymatic hydrolysis and sludge reduction in anaerobic waste activated sludge digestion. 16<sup>th</sup> World Congress on Anaerobic Digestion: Accelerating natural cycles with anaerobic digestion, 23.-27. Juni 2019, Delft
- Hanreich, A.; Schimpf, U.; Zakrzewski, M.; Schlüter, A.; Benndorf, D.; Heyer, R.; Rapp, E.; Pühler, A.; Reichl, U.; Klocke, M. (2013): Metagenome and metaproteome analyses of mi-

- icrobial communities in mesophilic biogas-producing anaerobic batch fermentations indicate concerted plant carbohydrate degradation. *Systematic and Applied Microbiology*, 36: 330-338.
- Heeg, K.; Pohl, M.; Sontag, M.; Mumme, J.; Klocke, M.; Nettmann, E. (2014): Microbial communities involved in biogas production from wheat straw as the sole substrate within a two-phase solid-state anaerobic digestion. *Systematic and Applied Microbiology*. 37: 590-600.
- Huber, S. (2012): Durchführung von Laborversuchen zur anaeroben Industrieabwasserbehandlung und Modellierung der Ergebnisse mit dem ADM1. Masterarbeit, ISAH Leibniz Universität Hannover, Hannover.
- Jayanti (2018): *Computational Fluid Dynamics for Engineers and Scientists*, Springer Verlag.
- Jiménez, J., Theuerl, S., Bergmann, I., Klocke, M., Guerra, G., Romero-Romero, O. (2016). Prokaryote community dynamics in anaerobic co-digestion of swine manure, rice straw and industrial clay residuals. *Water Science and Technology* 74 (4): 824-835.
- Jensen, M. A., Webster, J. A., Straus, N. (1993): Rapid Identification of Bacteria on the Basis of Polymerase Chain Reaction-Amplified Ribosomal DNA Spacer Polymorphisms. *Applied and Environmental Microbiology* 59 (4): 945-952.
- Karim, K, Thoma, G.J., Al-Dahhan, M.H. (2007): Gas-lift digester configuration effects on mixing effectiveness. *Water Research* 41(14): 3051-3060.
- Kempter-Regel, B.; Oehlke, M.; Weber, J.; Trösch, W. (2003): Integration einer Hochlastfaulung in die herkömmliche Technik: Erste Bilanzierungsergebnisse der Schlammfaulung in Heidelberg. In: *Korrespondenz Abwasser, Abfall*, H. 11.
- Kim, J., Novak, J. T., Higgins, M. J. (2008): A comparison of two multi stage anaerobic digestion processes: 4 stage-thermophilic and 4 stage-anaerobic digestion with tapered temperature. *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2008: Session 1 through Session 10*, pp. 605-618.
- Klang, J., Szewzyk, U., Bock, D., Theuerl, S. (2019). Nexus between the microbial diversity and the stress tolerance within the biogas process. *Anaerobe* 56: 8-16.
- Klein, T. und Dobrzewski, A. (2007): Verbesserung der Verfahrenstechnik zur mesophilen Schlammfaulung. *Studie SB-FB-WT 2007*, 14.12.2007.
- Klein, T., Klauke, L.; Nettmann, E.; Lübken, M.; Wichern, M.; Hobus, I.; Kolisch, G. (2019) Verbesserung der Abbauleistung in der Schlammfaulung durch mehrfache Reihenverschaltung der Faulbehälter - erste Ergebnisse aus dem Forschungsprojekt SEKIS. *Kompetenz Wasser, Kölner Fachjournal für Abwasser, Hochwasserschutz und Gewässer*, 28/2019, S. 38-40.
- Kopp, J. (2012): Zusammenfassende Bewertung neuer Schlammbehandlungsverfahren im Hinblick auf die Optimierung der Schlammfaulung und Entwässerung Kläranlage Köln Stammheim - Batchfaulversuch Juni / Juli 2012. *Kläranlagen Beratung Kopp, Auftraggeber StEB Köln*.

- Kosse, P.; Lübken, M.; Wichern, M. (2015): Selective inhibition of methanogenic archaea in leach bed systems by sodium 2-bromoethanesulfonate. *Environmental Technology & Innovation*, Vol. 5, 2016, 199-207.
- Kosse, P.; Lübken, M.; Wichern, M. (2015): Urban lignocellulosic biomass can significantly contribute to energy production in municipal wastewater treatment plants – a GIS-based approach for a metropolitan area. *Biomass and Bioenergy*, Vol. 81, 2015, 568-573.
- Kunst, S. (2005): Mikrobiologische Grundlagen, p. 23-48. In *Anaerobtechnik* ed. W. Bischofsberger, N. Dichtl, K.-H. Rosenwinkel, C.F. Seyfried und B. Böhnke. Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag.
- Levenspiel (1999) *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley & Sons.
- LANUV-NRW (2013): Daten des Landesamtes für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen (LANUV). Datenquellen: NIKLAS-KOM (kommunales Kläranlagenkataster) und ELWAS (elektronisches wasserwirtschaftliches Verbundsystem). Datenstand 2012
- Liebe, S., Wibberg, D., Winkler, A., Pühler, A., Schlüter, A., Varrelmann, M. (2016). Taxonomic analysis of the microbial community in stored sugar beets using high-throughput sequencing of different marker genes. *FEMS Microbiology Ecology* 92 (2): 1-12.
- Loll, U., Roediger, M., Urban, I., Niehoff, H.-H. (2013): Neue Bemessungsansätze zur biologischen Stabilisierung von Klärschlamm. In: 8. DWA Klärschlammstage, DWA, Hennef.
- Lübken, M; Koch, K.; Klauke, L.; Gehring, T.; Wichern, M. (2013): CFD investigation of the flow characteristics of a plug flow anaerobic digester for lignocellulosic biomass methanisation. 13<sup>th</sup> World Congress on Anaerobic Digestion: Recovering (bio)Resources for the World, 25.-28. Juni 2013, Santiago de Compostela, Spanien.
- Lübken, M., Koch, K., Gehring, T., Horn, H., Wichern, M. (2015): Parameter estimation and long-term process simulation of a biogas reactor operated under trace elements limitation. *Applied Energy*, 142, 352-360.
- Maus, I., Bremges, A., Stolze, Y., Hahnke, S. et al. (2017). Genomics and prevalence of bacterial and archaeal isolates from biogas-producing microbiomes. *Biotechnological Biofuels* 10: 264.
- MKULNV NRW (2014): Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben Energie und Klimaschutz Projekt Nr. 2: Verbesserung der Klärgasnutzung, Steigerung der Energieausbeute auf kommunalen Kläranlagen (AZ IV-7-042 600 003B, MKULNV, Düsseldorf).
- Moshage (2004) *Rheologie kommunaler Klärschlämme – Messmethoden und Praxisrelevanz*. Veröffentlichung des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft der TU Braunschweig. Heft 72.
- MWKEL (2014): Umstellung von Kläranlagen auf Schlammfäulung – Energetisches und ökonomisches Optimierungspotenzial. Herausgeber: Ministerium für Umwelt, Landwirtschaft, Ernährung, Weinbau und Forsten Rheinland-Pfalz.

- Narihiro, T. und Sekiguchi, Y. (2007): Microbial communities in anaerobic digestion processes for waste and wastewater treatment: a microbiological update. *Current Opinion in Biotechnology*, 18: 273-278.
- Nelson, M. C.; Morrison, M.; Yu, Z. (2011): A meta-analysis of the microbial diversity observed in anaerobic digesters. *Bioresource Technology*, 102: 3730-3739.
- Nettmann, E.; Bergmann, I.; Pramschüfer, S.; Mundt, K.; Plogsties, V.; Hermann, C.; Klocke, M. (2010): Polyphasic analyses of methanogenic population in agricultural biogas plants. *Applied and Environmental Microbiology*. 76 (8): 2540-2548.
- Nettmann, E.; Bergmann, I.; Mundt, K.; Linke, B.; Klocke, M. (2008): Archaea diversity within a commercial biogas plant utilizing herbal biomass determined by 16S rDNA and mcrA analysis. *Journal of Applied Microbiology*, 105: 1835-1850.
- Paschedag (2004): CFD in der Verfahrenstechnik: Allgemeine Grundlagen und mehrphasige Anwendungen, Wiley-VCH.
- Pfeiffer, W. (1989): Verfahrensvarianten der Faulung und Entseuchung – Leistungsvergleich, Dissertation, TU München.
- Quiñones, T. S., Plöchl, M., Pätzolt, K., Budde, J., Kausmann, R., Nettmann, E. and Heiermann, M. (2012): Hydrolytic Enzymes Enhancing Anaerobic Digestion p. 157-198, in *Biogas Production: Pretreatment Methods in Anaerobic Digestion* (ed A. Mudhoo), John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, NJ, USA.
- Rademacher, A.; Zakrzewski, M.; Schlüter, A.; Schönberg, M.; Szczepanowski, R.; Goesmann, A.; Pühler, A.; Klocke, M. (2012) : Characterization of microbial biofilms in a thermophilic biogas system by high-throughput metagenome sequencing. *FEMS Microbiology Ecology*, 79: 785-799.
- Roediger, M. (1997): Bemessungsvorschlag für Schlammfaulungsanlagen. KA 10/1997.
- Rosenwinkel, K.-H.; Kroiss, H.; Dichtl, N.; Seyfried, C.-F.; Weiland, P. (2015): *Anaerobtechnik: Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung*, Springer-Verlag.
- Schäfer, A.; Bieniek, B.; Schreiber, J. (2015): Faulbehälterreihenschaltung auf dem Klärwerk Köhlbrandthöft, DWA-Energietage – Abwasser und Biogas 2015 in Wuppertal, DWA.
- Schlichting, Gersten (2006): *Grenzschicht-Theorie*, Springer Verlag.
- Schwarze (2012): *CFD-Modellierung: Grundlagen und Anwendungen bei Strömungsprozessen*, Springer Verlag.
- Siegrist, H; Vogt, D.; Garcia-Heras; J.L.; Gujer, W. (2002): Mathematical Model for Meso- and Thermophilic Anaerobic Sewage Sludge Digestion. *Environmental Science & Technology*.
- Siekmann, K.; Jakon, J. (2013): Energieoptimierte Klärschlammbehandlung durch Umstellung der Verfahrensführung auf der Kläranlage Linz-Unkel mittels 2-stufiger Kompaktfaulung. Online verfügbar unter [https://www.siekmann-ingenieure.de/media/druck\\_vortrag\\_energieoptimierte\\_ka-bahandlung.pdf](https://www.siekmann-ingenieure.de/media/druck_vortrag_energieoptimierte_ka-bahandlung.pdf) geprüft am 15.7.2020.

- Surek, Stempin (2017): Technische Strömungsmechanik, Springer Verlag.
- Takahashi, S., Tomita, J., Nishioka, K., Hisada, T., Nishijima, M. (2014). Development of a Prokaryotic Universal Primer for Simultaneous Analysis of Bacteria and Archaea Using Next-Generation Sequencing. PLOS ONE 9 (8): e105592.
- Toutian, Vahid ; Barjenbruch, Matthias; Unger, Tina; Loderer, Christian; Remy, Christian. (2019): Effect of temperature on biogas yield increase and formation of refractory COD during thermal hydrolysis of waste activated sludge. Water Research. 171, 115383.
- Truckenbrodt (2008): Fluidmechanik Band 1. Grundlagen und elementare Strömungsvorgänge dichtebeständiger Fluide, Springer Verlag.
- US EPA (2006): Biosolids Technology Fact Sheet: Multi-Stage Anaerobic Digestion. US Environmental Protection Agency, <http://www.epa.gov/>
- Wang, Q., Garrity, G. M., Tiedje, J. M., Cole, J.R. (2007). Naïve Bayesian Classifier for Rapid Assignment of rRNA Sequences into the New Bacterial Taxonomy. Applied and Environmental Microbiology 73 (16): 5261-5267.
- Wilson, C.A., Novak, J.T. (2009): Hydrolysis of macromolecular components of primary and secondary wastewater sludge by thermal hydrolytic pretreatment. Water Research. 43 (18), pp. 4489-4498.
- Wu, B., Chen, S. (2008): CFD simulation of non-Newtonian fluid flow in anaerobic digesters. Biotechnology and Bioengineering 99(3), 700-11.

## 7 Anhang

### 7.1 Großtechnische Umsetzung

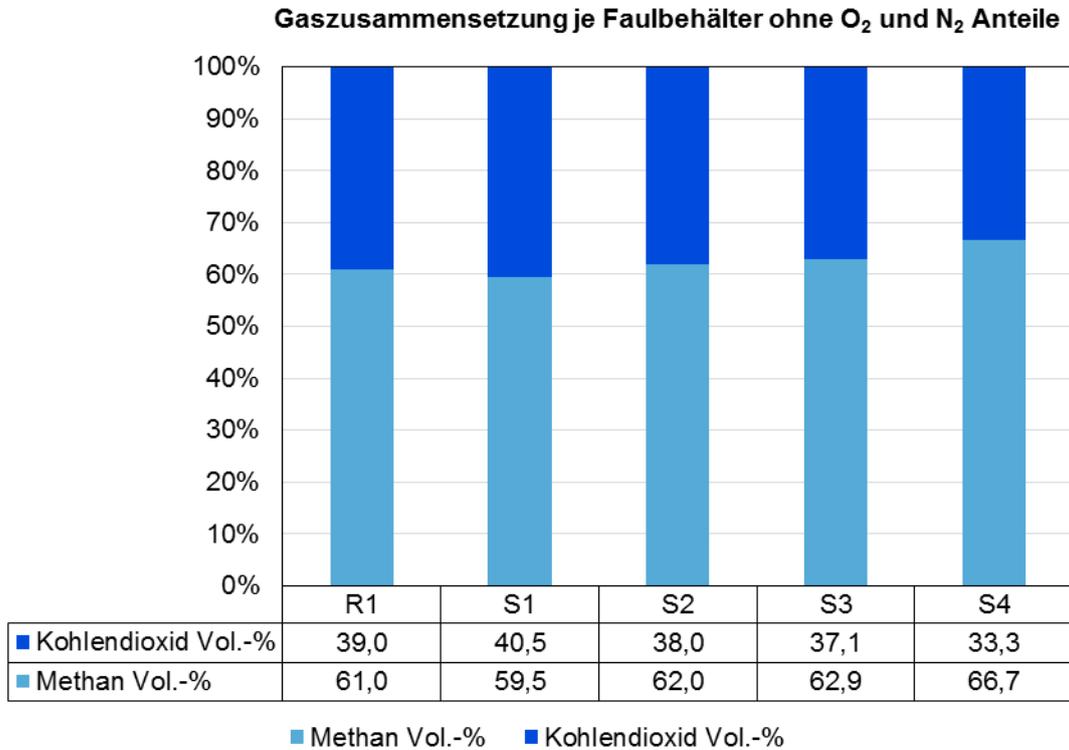


Abbildung 170: V4b - CH<sub>4</sub>-Gehalte in den einzelnen Faulbehältern am 19.11.2019

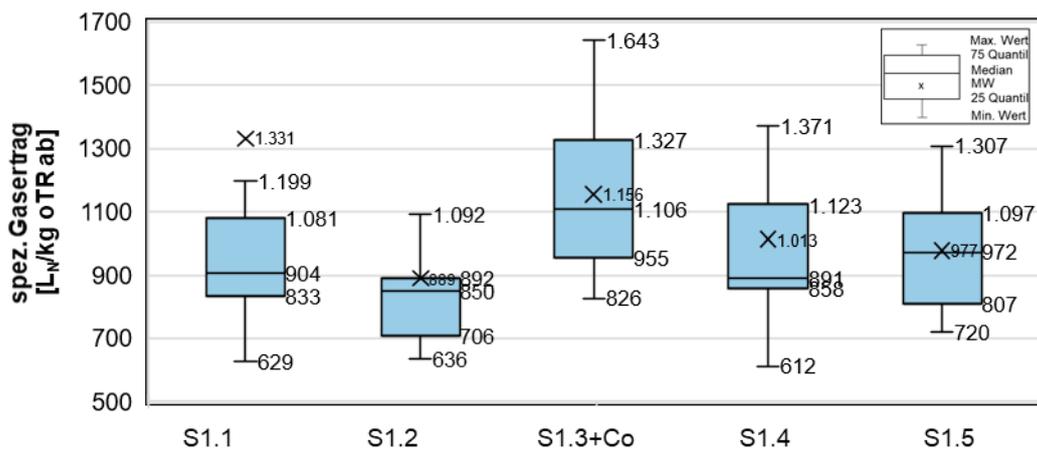


Abbildung 171: V1 - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

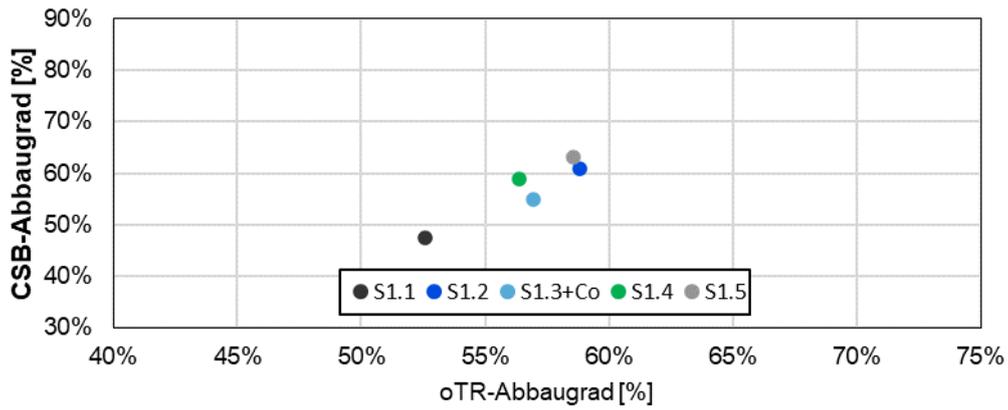


Abbildung 172: V1 - Verhältnismerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

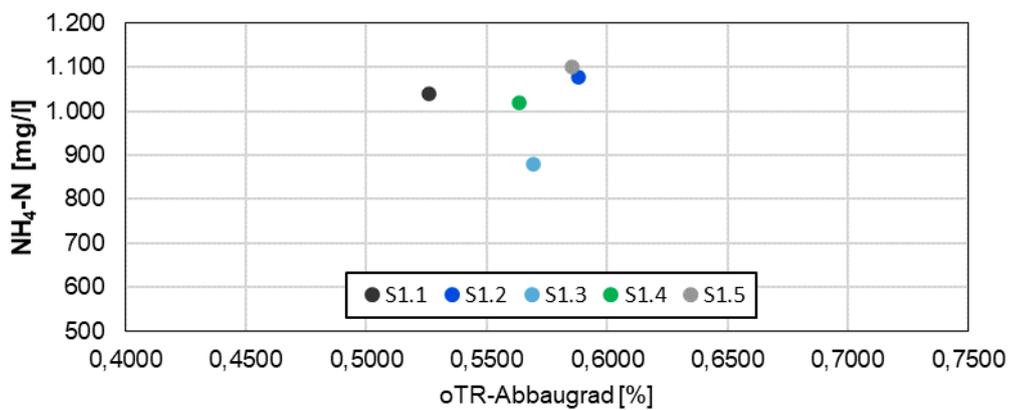


Abbildung 173 V1 - Verhältnismerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad

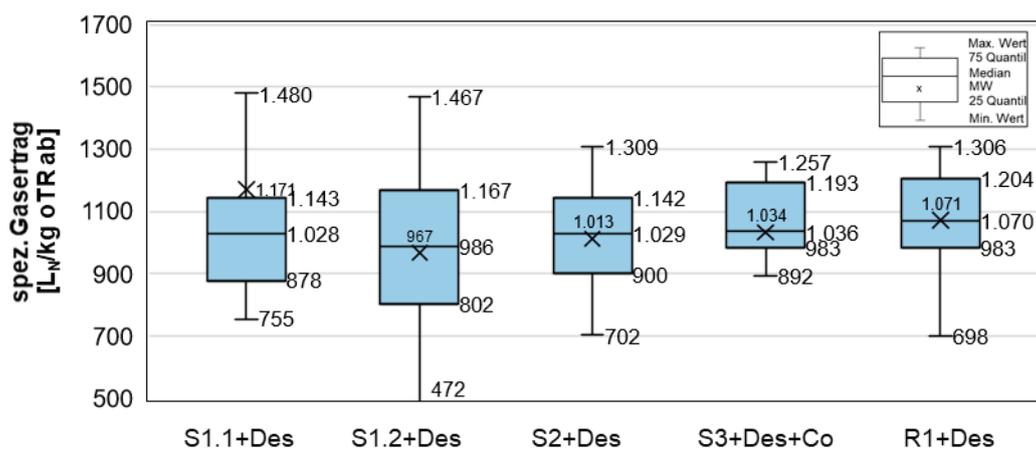


Abbildung 174: V2a - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

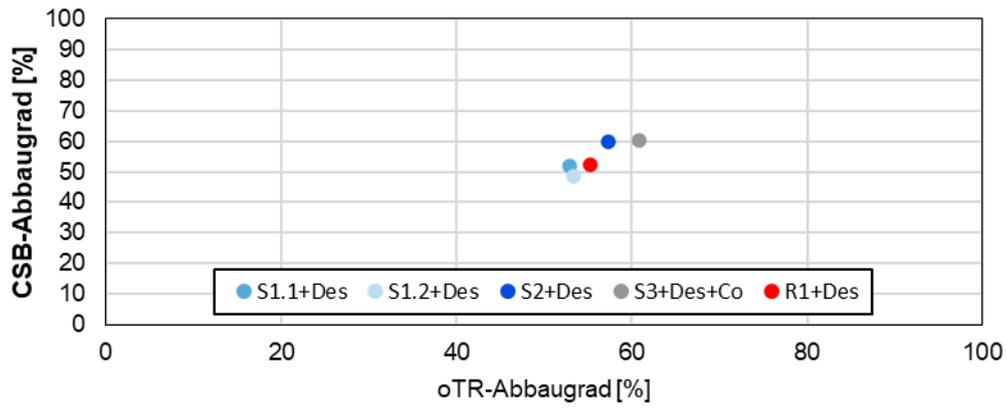


Abbildung 175: V2a - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

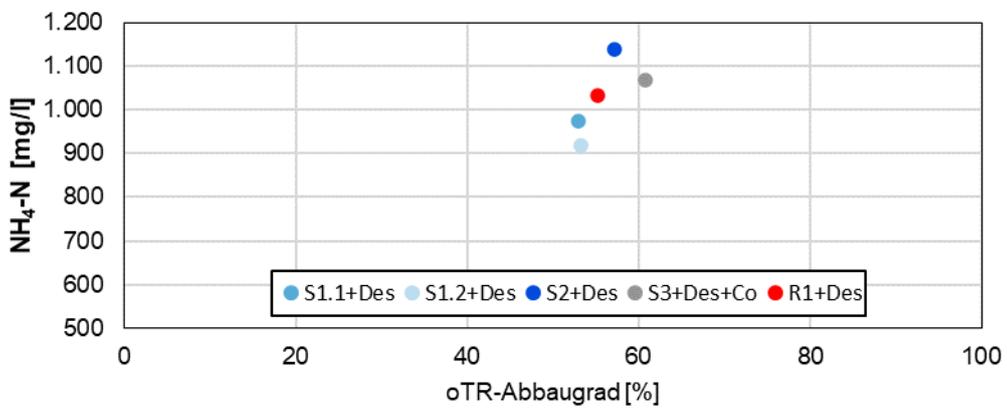


Abbildung 176: V2a - Verhältniswerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad

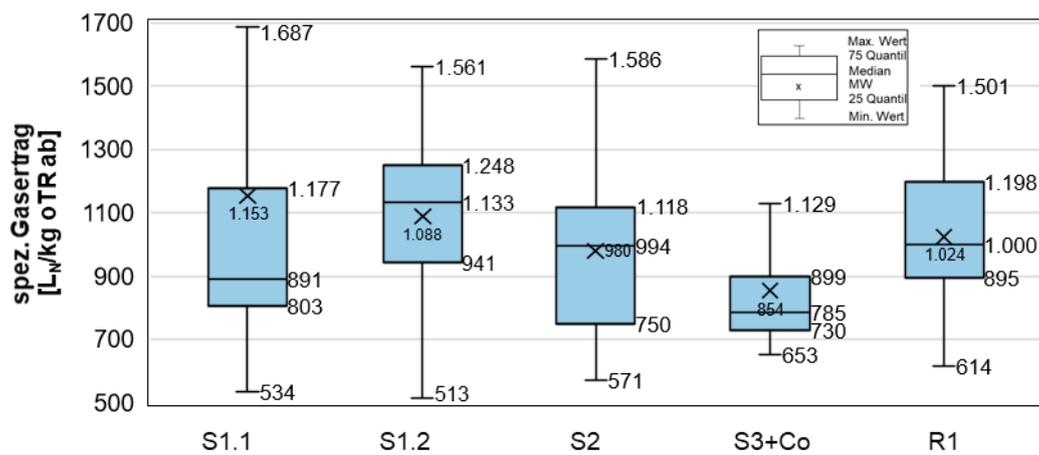


Abbildung 177: V2b - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

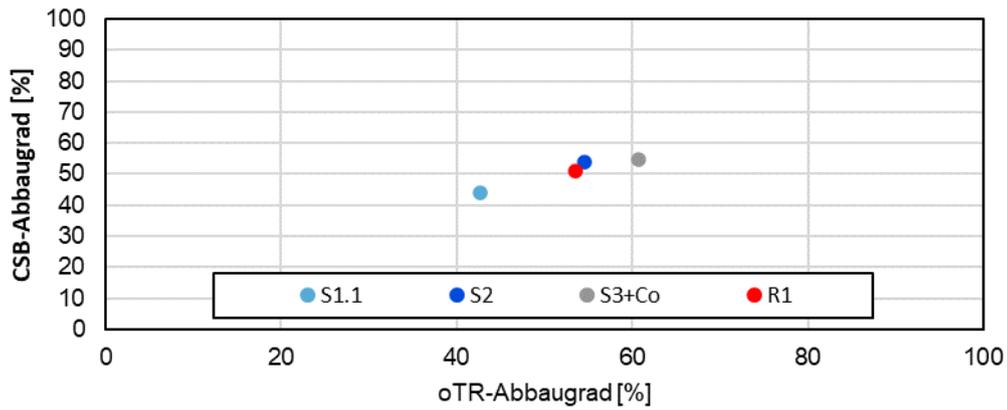


Abbildung 178: V2b - Verhältnswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

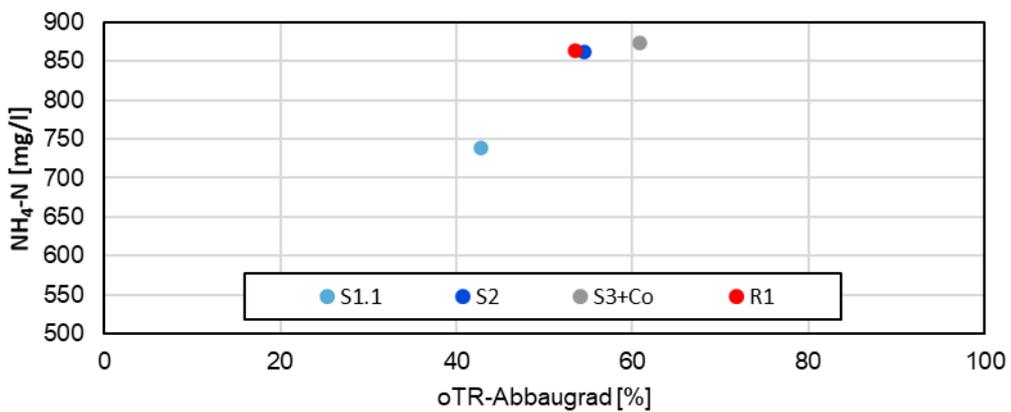


Abbildung 179:V2b - Verhältnswerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad

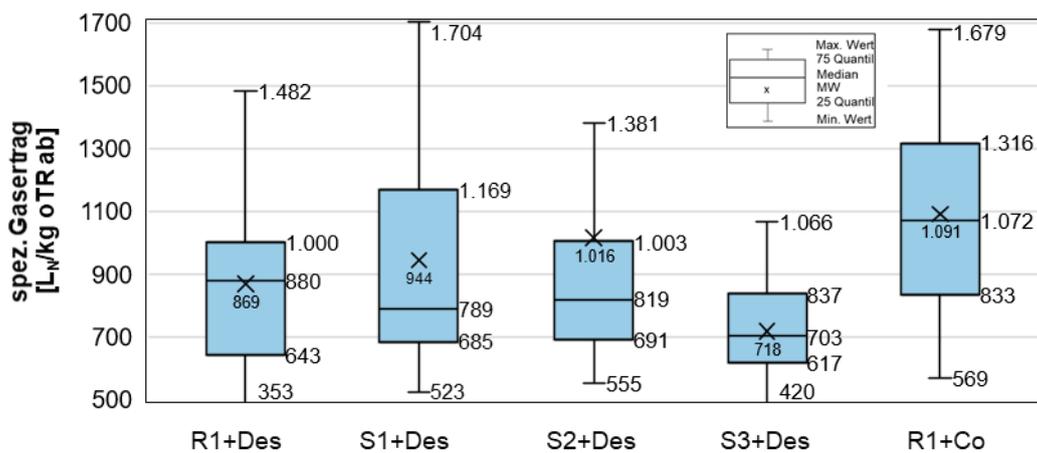


Abbildung 180: V3a - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

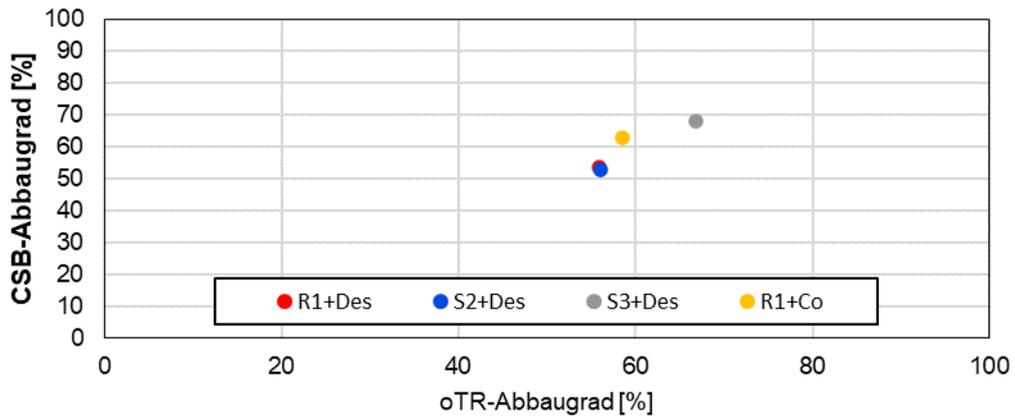


Abbildung 181: V3a - Verhältnswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

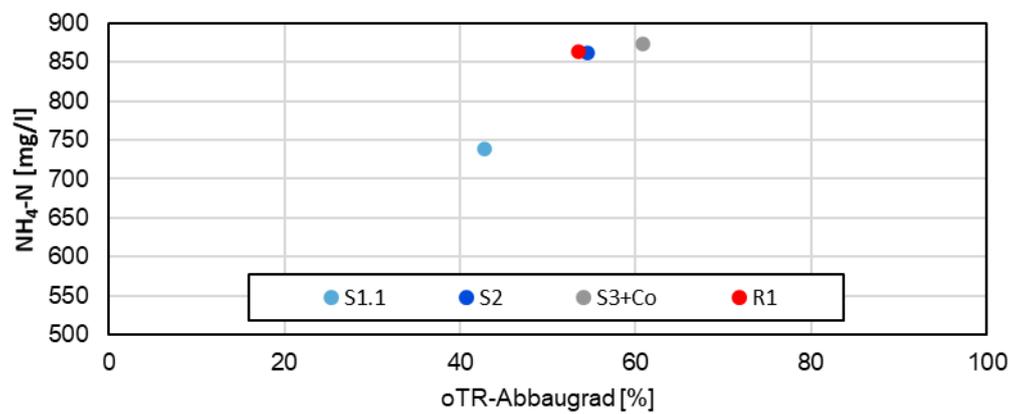


Abbildung 182: V3a - Verhältnswerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad

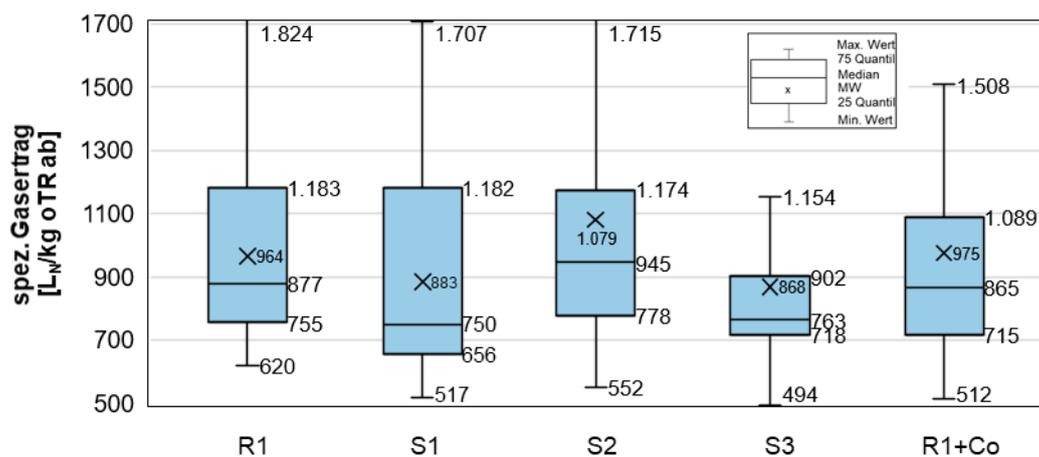


Abbildung 183: V3b - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

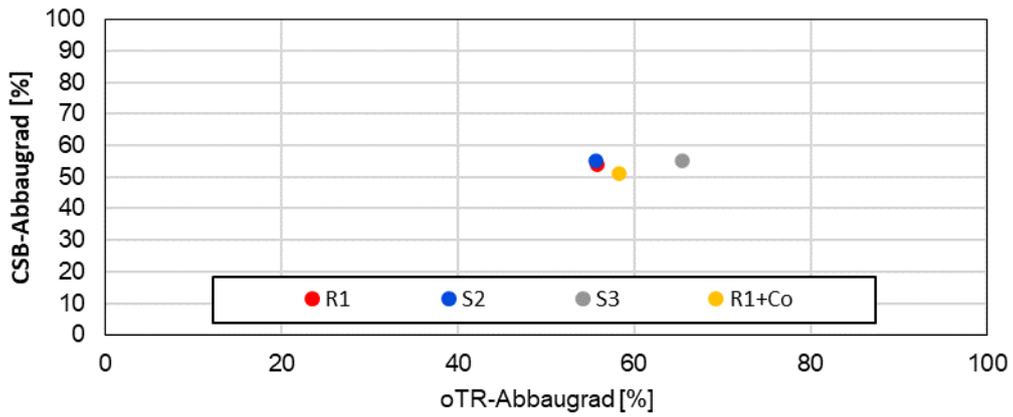


Abbildung 184: V3b - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

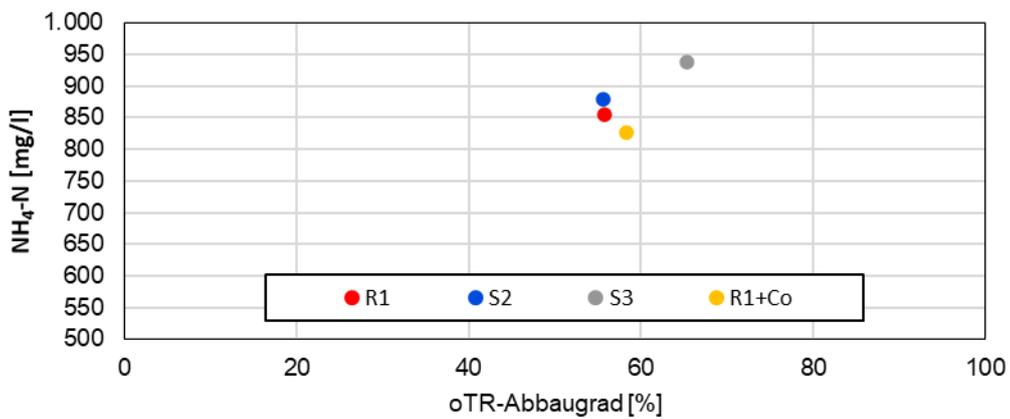


Abbildung 185: V3b - Verhältniswerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad

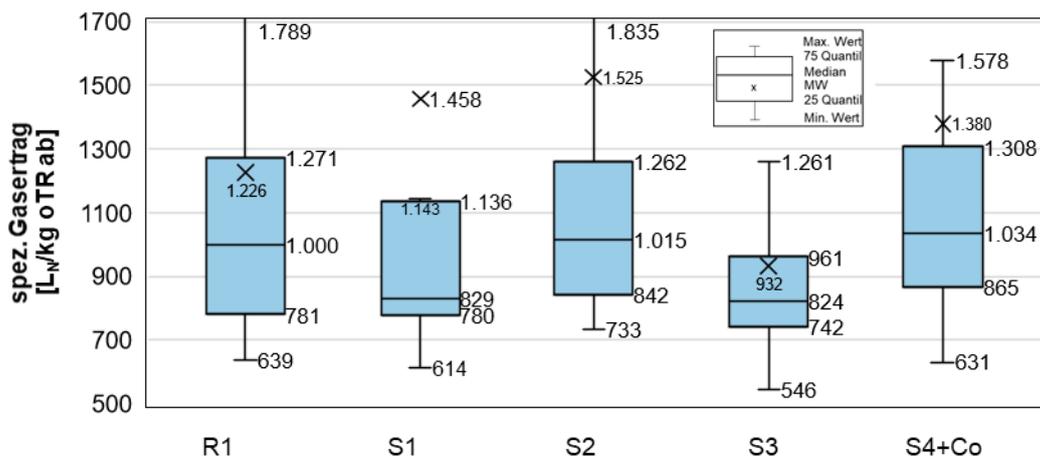


Abbildung 186: V4a - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

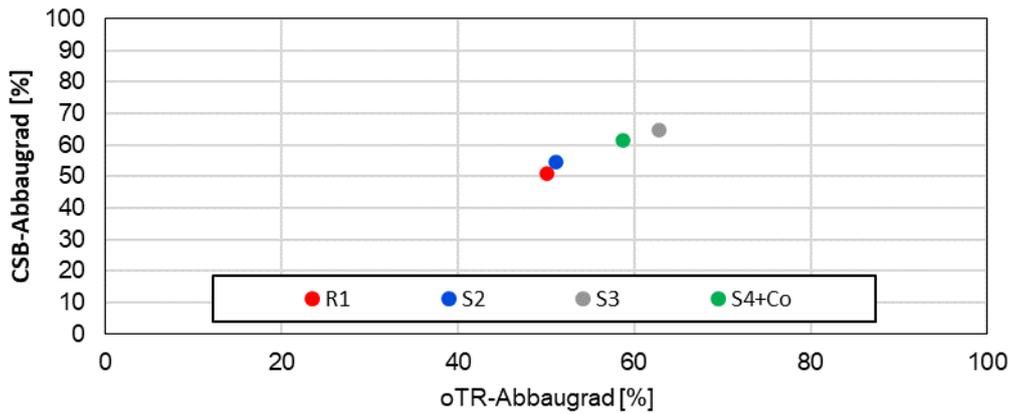


Abbildung 187: V4a - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

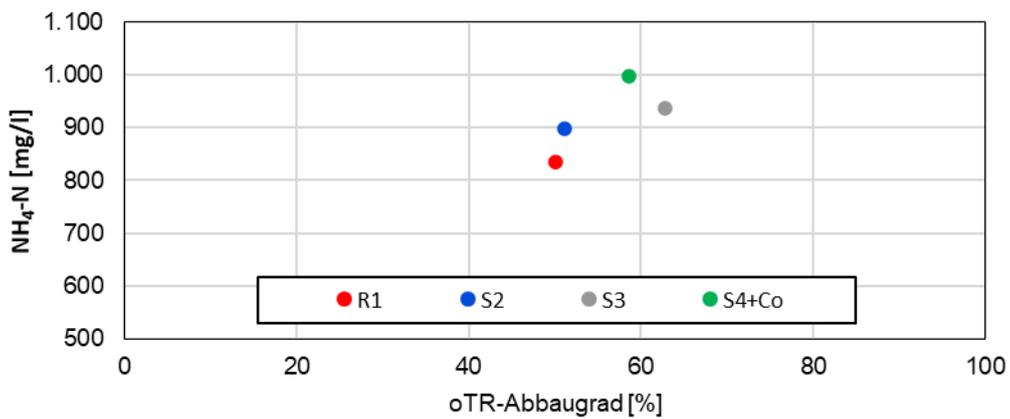


Abbildung 188: V4a - Verhältniswerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad

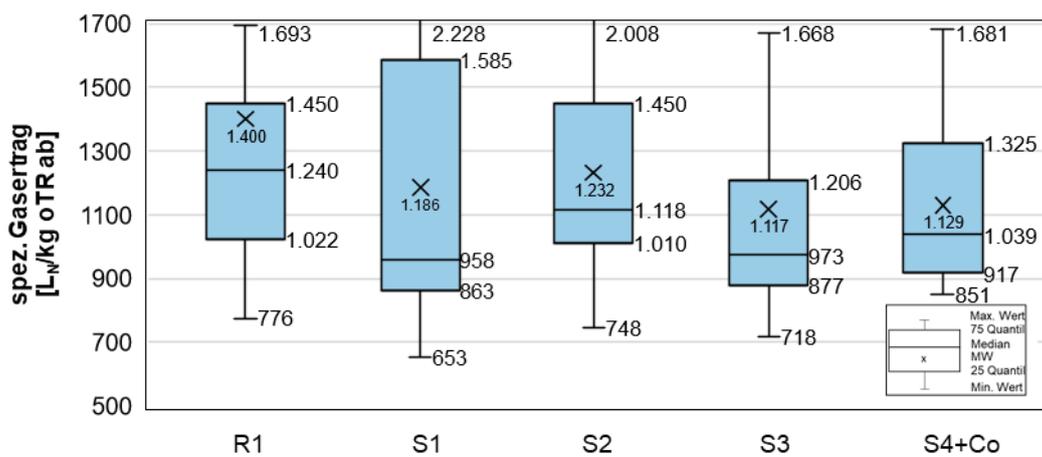


Abbildung 189: V4b - spezifischer Gasertrag je oTR abgebaut als Summe der gesamten Reihe

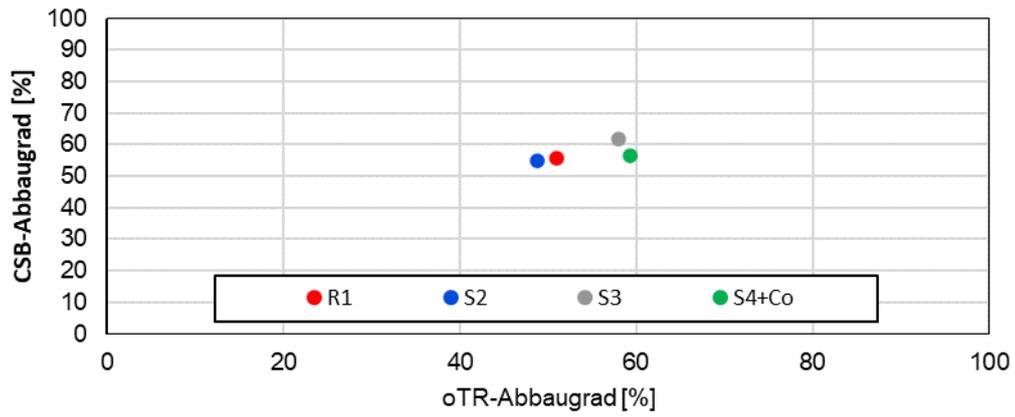


Abbildung 190: V4b - Verhältniswerte für CSB-Abbaugrad zu oTR-Abbaugrad

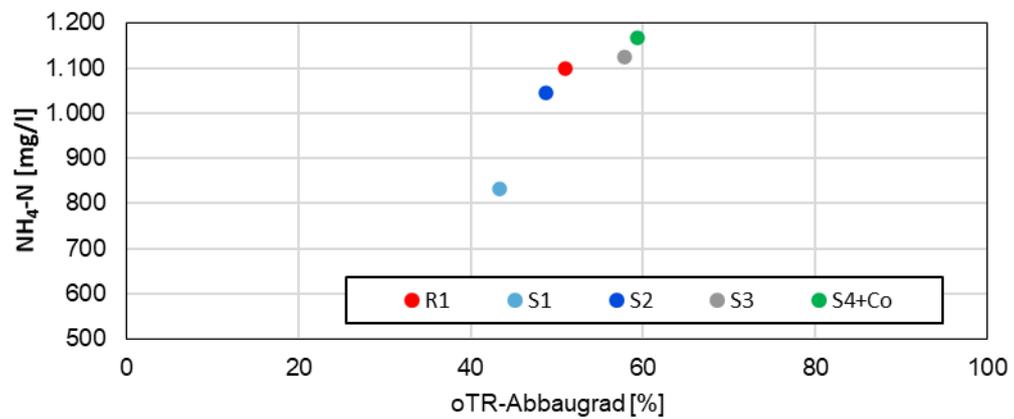


Abbildung 191: V4b - Verhältniswerte für NH<sub>4</sub>-N zu oTR-Abbaugrad



## 7.2 Mikrobiologische Methoden

### 7.2.1 Probennahme

Es wurde aus den jeweiligen Faulbehältern eine frische (warme) Mischprobe an der Entnahmestelle im unteren Drittel gezogen. Die Tabelle 20 zeigt eine Übersicht über die durchgeführten Analysen inklusive einer Kostenaufstellung.

Für die mikrobiellen Methoden wurde die jeweilige Mischprobe wie folgt präpariert:

- i) DNA-basierte Analytik (qPCR und 16S rDNA Amplikonanalyse): Insgesamt wurden je Mischprobe und Probennahmetag 2x 40ml Schraubdeckel-Reaktionsgefäße abgefüllt und während des Transportes bei 4°C gekühlt. Anschließend wurden die Proben bis zur weiteren Verarbeitung bei -20°C gelagert.
- ii) FISH: Insgesamt wurden 3-5x 500ml der jeweiligen frischen Mischproben in ein 2ml Reaktionsgefäße, das 1,5ml einer 3,5% Formaldehyd/PBS Lösung beinhaltetete, überführt und für 4 Stunden bei 4°C inkubiert.

**Tabelle 20: Übersicht der durchgeführten mikrobiologischen Analysen und Gesamtkosten.**

Analysemethode	Anzahl der Analysen (2016-2018)	Kosten pro Analyse (2016-2018)	Gesamtkosten (2016-2018)	Anzahl der Analysen (Aufstockung 2018/2019)	Kosten pro Analyse (Aufstockung 2018/2019)	Gesamtkosten (Aufstockung 2018/2019)
16S rDNA Genbibliotheken - Bacteria	6	250,00	1.500,00	-	-	-
16S rDNA Genbibliotheken - Archaea	6	250,00	1.500,00	-	-	-
16S rDNA Amplikonanalysen - Bacteria und Archaea	62	189,00	11.718,00	10	189,00	1.890,00
qPCR - Gesamtzellzahl	40	30,00	1.200,00	25	31,00	775,00
qPCR - Methanomicrobiales	40	30,00	1.200,00	25	31,00	775,00
qPCR - Methanobacteriales	40	30,00	1.200,00	25	31,00	775,00
qPCR - Methanosarcinaceae	40	30,00	1.200,00	25	31,00	775,00
qPCR - Methanosaetaceae	40	30,00	1.200,00	25	31,00	775,00
FISH - Bacteria und Archaea	25	30,00	750	10	31,00	310,00
<b>Gesamtkosten</b>			<b>21.468,00</b>			<b>6.075,00</b>

In der Versuchsphase 1 (V1) wurden nur die Faulbehälter FB1, FB3 und FB5 analysiert. In der Versuchsphase 2a (V2a) wurde FB1, FB3, FB4 und FB5 analysiert. Ab der Versuchsphase 2a wurden alle 5 FB in die Analysen einbezogen.

Die Genbibliotheken wurden nur in V1 durchgeführt. Ab V2a in Absprache mit dem LANUV (Änderungsantrag vom 03.03.2017/Antwort vom 29.03.2017) wurden keine Genbibliotheken mehr erstellt. Als Alternative wurden 16S rDNA Amplikonanalysen durchgeführt.

### 7.2.2 Fluoreszenz *in situ* Hybridisierung (FISH)

Für die FISH wurden die o.g. Proben nach der Inkubation wie folgt weiterverarbeitet:

- Zentrifugation der Proben bei 15.000 x g für 5 Minuten
- Überstand verwerfen, Pellet mit 1000 µl 1x PBS Puffer (pH 7,4) resuspendieren (vortexen)
- Zentrifugation der Proben bei 15.000 x g für 5 Minuten
- Überstand verwerfen, Pellet mit 1000 µl 1x PBS Puffer (pH 7,4) resuspendieren (vortexen)
- Zentrifugation der Proben bei 15.000 x g für 5 Minuten
- Überstand verwerfen, Pellet zunächst in 250 µl 1x PBS Puffer (pH 7,4) resuspendieren (vortexen), dann 250 µl Ethanol (96%) zugeben und vortexen
- Bis zur weiteren Analyse können die Proben nun bei -20°C gelagert werden.

#### Durchführung FISH:

Für die FISH-Analysen wurde für jede Probe eine Verdünnung von 1:500 mit sterilem Leitungswasser hergestellt. Jede Probe wurde im Triplikat analysiert. In der Tabelle 21 sind die Spezifikationen der verwendeten FISH-Sonden aufgeführt.

- Präparation:
  - Objektträger:
    - Teflon beschichtete 10-Kammer-Objektträger
    - Jede Kammer wurde mit 10µl folgender Mischung beschichtet: 20mg Gelatine, 2mg Kaliumchromsulfat in 20ml destilliertem Wasser gemischt; anschließend trocknen lassen
  - 10µl jeder Proben-Verdünnung pro Objektträgerkammer auftragen und trocknen lassen
- Dehydrierung:
  - Der Objektträger mit den getrockneten Proben wird je 3 Minuten in 50%, 80% und 96% Ethanol getaucht und anschließend getrocknet
- Hybridisierung:
  - Auf jede Kammer werden 10µl Hybridisierungspuffer (180µl NaCl, 20µl Tris/HCl (1M), 299µl destilliertes Wasser, 1µl SDS (10%), 500µl Formamid) aufgetragen
  - Direkt in den Puffer werden je 1µl der FISH-Sonden pipettiert:
    - Arch915 (Alexa-488 markiert): 488 nm
    - EUB338 (Rhodamin-Red X markiert): 461 nm

- Es folgt eine Inkubation in Puffer-gesättigter Umgebung (Hybridisierungskammer) für 2 Stunden bei 46°C
- Waschschritt:
  - Die Hybridisierung wird mit dem Eintauchen des Objektträgers in einen 48°C warmen Waschpuffer (180 µl NaCl, 1 ml 1M Tris-HCl, 500 µl EDTA, auf 50 ml mit dest. Wasser auffüllen) beendet.
  - Direkt nach dem Waschen wird der Objektträger in eiskaltes, steriles Leitungswasser für 3 Sekunden getaucht und anschließend getrocknet
- Mikroskopische Auswertung mittels konfokalem Laserscanningmikroskops (cLSM, Leica SP8):
  - Zunächst ca. 3µl Antifading-Reagenz auf jede Kammer pipettieren
  - In jedem Tropfen werden 0,5µl DAPI (20µg/µl) pipettiert.
  - Deckglas auflegen
  - 10-15 Minuten Inkubation im Dunkeln bei Raumtemperatur
- cLSM Einstellungen:
  - 63x/1,30 (HC PL APO) Objektiv (Glycerin)
  - Fluoreszenzeinstellungen: siehe Tabelle A1
  - Bildgröße 1024x1024 Pixel
  - Scangeschwindigkeit: 100 Hz

**Tabelle 21: Verwendete FISH-Sonden und ihre Fluoreszenzmarkierungen**

FISH-Sonde	Fluorochrome	Extinktion [nm]	Emission [nm]
EUB338	Rodamin RedX	561	565-630
ARCH915	Alexa488	488	490-550
-	DAPI	405	410-480

### 7.2.3 DNA-Isolierung für qPCR und 16S rDNA Amplikonanalyse

Die DNA wurde mittels eines handelsüblichen DNA-Extraktionskits isoliert (PowerSoil® DNA Isolation Kit, MoBio, bezogen über die Firma Qiagen). Die Durchführung erfolgte laut Herstellerangaben in Triplikaten.

Die Quantität und Qualität der extrahierten DNA wurde auf Basis der optischen Dichte (Nanodrop, peqlab) und durch die Auftrennung in einem 0,8%igen Agarosegel ermittelt.

## 7.2.4 Quantitative Realtime PCR (qPCR)

In der Abbildung 192 ist das Prinzip der quantitativen realtime PCR schematisch dargestellt. Dem PCR-Ansatz wird neben einem spezifischen Primerpaar eine sequenzspezifische Hybridisierungssonde (TaqMan Sonde) für einen DNA-Strang zugegeben, die mit einem Fluoreszenzfarbstoff (Reporter) und in räumlicher Nähe zu diesem mit einer Fluoreszenz löschenden Verbindung (Quencher) markiert ist. Die Taq-Polymerase verlängert den Primer und stößt dabei auf die ebenfalls spezifisch gebundene TaqMan Sonde. Diese wird aufgrund der 5'-3'-Nuklease-Aktivität der Taq-Polymerase abgebaut. Durch die nun erfolgte Trennung von Quencher und Reporter wird ein Fluoreszenzsignal abgegeben. Dabei steigt die emittierte Fluoreszenz proportional zur Menge an gebildetem PCR-Produkt an, wodurch die Anfangskonzentration der Ziel-Nukleotidsequenz ermittelt werden kann.

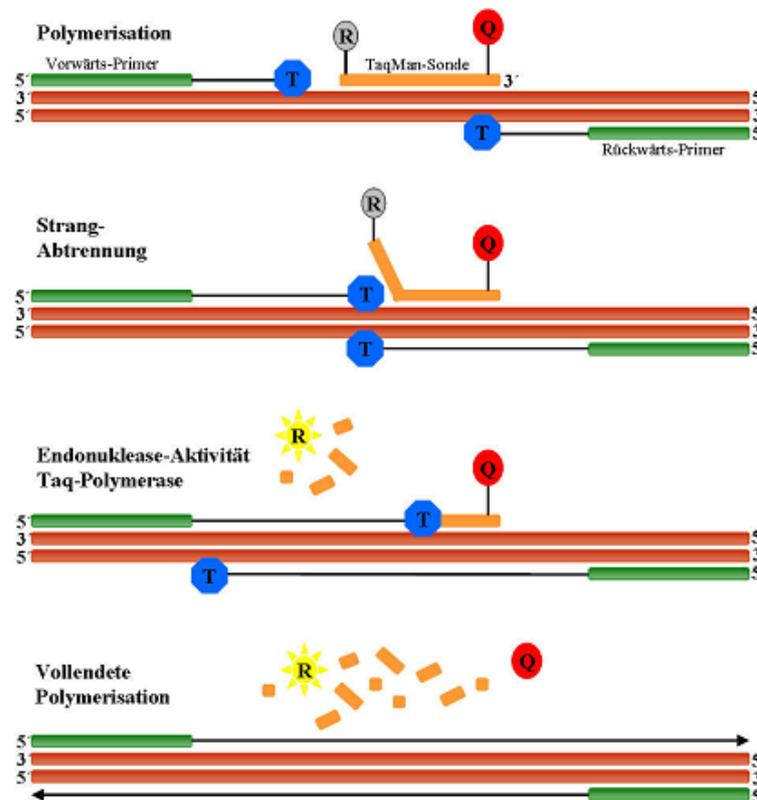


Abbildung 192: Funktionsprinzip der quantitativen realtime PCR (qPCR)

unter Verwendung von TaqMan Sonden. T = Taq-Polymerase, R = Reporter, Q = Quencher.

Die qPCR wurde nach Nettmann et al. (2008) durchgeführt. Die hierzu verwendeten Primer und TaqMan-Sonden sind in den Tabelle 22 und Tabelle 23 aufgeführt.

Tabelle 22: Ausgewählte Primer für die Erstellung der qPCR-Standards

(Zielgen ist das Gen der 16S rRNA, rrs).

Primer	Sequenz (5'→3')	Amplikongröße [bp]	Zielorganismen	Positivkontrolle	Referenz
Metforfw1	TAAGC CATGC AAGTC GAACG	1247	Methanobateriales	<i>Methanobacterium formicicum</i> (DSM1535)	Nettmann et al. 2008
Metforrev3	ACGCA TTCCA GCTTC ATGAG				Nettmann et al. 2008
Metboufw1	TAGGA TGGAT CTGCG GCCGA	880	Methanomicrobiales	<i>Methanoculleus bourgansis</i> (DSM3045)	Nettmann et al. 2008
Metbourev2	CATCA GTCCG GAGAC CAT				Nettmann et al. 2008
Metconfw1	CTGCC AGAGG TTA CT GCTAT	1433	Methanosaetaceae	<i>Methanosaeta concilii</i> ( <i>Methanothrix soehngeni</i> ) (DSM2139)	Nettmann et al. 2008
Metconrev4	CCTAC GGCTA CCTTG TTACG				Nettmann et al. 2008
Metbarfw1	TTGAT CCTGC CAGAG GTTAC	1445	Methanosarcinaceae	<i>Methanosarcina barkeri</i> (DSM800)	Nettmann et al. 2008
Metbarrev3	CTACG GCTAC CTTGT TACGA				Nettmann et al. 2008
16S for	AGAGT TTGAT CATGG CTCAG	1579	Bacteria	<i>Clostridium cellulovorans</i> (DSM3052)	Jensen et al. 1993
L1	CAAGG CATCC ACCGT				Toth et al. 2001

Tabelle 23: Ausgewählte Primer für die qPCR und die jeweiligen spezifischen TaqMan-Sonden

(Zielgen ist das Gen der 16S rRNA, rrs).

Primer-sets	Primer	Funktion	Sequenz (5'→3')	Amplikon-größe [bp]	Zielorganismen	Positivkontrolle	Referenz
ARC	Archfw	Forward Primer	ATTAG ATACC CSBGT AGTCC	273	Archaea	<i>M.bacterium formicicum</i> (DSM1535)	Yu et al. 2005
	Arch TaqMan*	TaqMan Sonde	AGGAA TTGGC GGGGG AGCAC				Yu et al. 2005
	Archrev	Reverse Primer	GCCAT GCACC WCCTC T				Yu et al. 2005
BAC	Bacfw	Forward Primer	ACTCC TACGG GAGGC AG	468	Bacteria	<i>Cl.cellulovorans</i> (DSM3052)	Yu et al. 2005
	Bac TaqMan*	TaqMan Sonde	TGCCA GCAGC CGCGG TAATA C				Yu et al. 2005
	Bacrev	Reverse Primer	GACTA CCAGG GTATC TAATC C				Yu et al. 2005
MBT	Mbacfw	Forward Primer	CGWAG GGAAG CTGTT AAGT	343	Methanobacteriales	<i>M.bacterium formicicum</i> (DSM1535)	Yu et al. 2005
	Mbac TaqMan*	TaqMan Sonde	AGCAC CACAA CGCGT GGA				Yu et al. 2005
	Mbacrev	Reverse Primer	TACCG TCGTC CACTC CTT				Yu et al. 2005
MMB	Mmicrfw	Forward Primer	ATCGR TACGG GTTGT GGG	506	Methanomicrobiales	<i>M.culleus bourgansis</i> (DSM3045)	Yu et al. 2005
	Mmicr TaqMan*	TaqMan Sonde	TYCGA CAGTG AGGRA CGAAA GCTG				Yu et al. 2005
	Mmicrrev	Reverse Primer	CACCT AACGC RCATH GTTTA C				Yu et al. 2005
Mst	Msaetfw	Forward Primer	TAATC CTYGA RGGAC CACCA	164	Methanosaetaceae	<i>M.saeta concilii</i> (= <i>M.thrix soehngeni</i> ) (DSM2139)	Yu et al. 2005
	Msaet TaqMan*	TaqMan Sonde	ACGGC AAGGG ACGAA AGCTA GG				Yu et al. 2005
	Msaetrev	Reverse Primer	CCTAC GGCAC CRACM AC				Yu et al. 2005
Msc	Msacfw	Forward Primer	GAAAC CGYGA TAAGG GGA	408	Methanosarcinaceae	<i>M.sarcina barkeri</i> (DSM800)	Yu et al. 2005
	Msac TaqMan*	TaqMan Sonde	TTAGC AAGGG CCGGG CAA				Yu et al. 2005
	Msacrev	Reverse Primer	TAGCG ARCAT CGTTT ACG				Yu et al. 2005

\* Die TaqMan Sonden sind am 5'-Ende mit FAM (6-carboxyfluorescein) und am 3'-Ende mit TAMRA (6-carboxytetramethylrhodamine) markiert. FAM dient als Fluoreszenzfarbstoff und TAMRA als Quencher (Yu et al. 2005).

## Protokolle der qPCR

Der Mastermix basiert nach Angaben des SsoAdvanced Universal Probe Mastermix und Nettmann et al. 2008.

### Bacteria TaqMan PCR

Mastermix (Endvolumen 20 µl/Ansatz):	
HPLC-Wasser (Nuklease frei)	4,00 µl
2x SsoAdvanced universal probes supermix*	10,00 µl
900 nM Bacfw [10µM]	1,80 µl
900 nM Bacrev [10µM]	1,80 µl
200 nM Bac TaqMan Sonde [10µM]	0,40 µl
1 ng DNA	2,00 µl**

\* beinhaltet: Sso7d-fusion Polymerase, dNTPs, MgCl<sub>2</sub>, etc.

\*\* abhängig von DNA-Konz.

Neben der Probe werden 7 Standards (10<sup>1</sup> – 10<sup>7</sup>) und folgende Kontrollen jeweils in Triplikaten für die qPCR verwendet:

Positiv-Kontrolle: DNA-Mix von Clostridium und E.coli (1:1)

Wasserkontrolle: anstelle der DNA zusätzlich 2 µl HPLC-Wasser (Nuklease frei)

Negativ-Kontrolle: DNA-Mix von Methanoculleus, Methanobacterium, Methanosaeta und Methanosarcina (1:1:1:1)

Thermocycler Programm (auf Basis der SsoAdvanced Universal Probe Mastermix Empfehlungen und Nettmann et a. 2008 und Methodenskiptsammlung ATB 2016):

95°C	2 min	
95°C	15 s	} 45x
57°C	30 s	
60°C	60 s	
Schmelzkurve: 65-95°C in 0,5°C Schritten je 5 s		
12°C	unendlich	

### Methanobacteriales TaqMan qPCR

Mastermix (Endvolumen 20 µl/Ansatz):	
HPLC-Wasser (Nuklease frei)	4,00 µl
2x SsoAdvanced universal probes supermix*	10,00 µl
900 nM Mbacfw [10µM]	1,80 µl
900 nM Mbacrev [10µM]	1,80 µl
200 nM Mbac TaqMan Sonde [10µM]	0,40 µl
1 ng DNA	2,00 µl**

\* beinhaltet: Sso7d-fusion Polymerase, dNTPs, MgCl<sub>2</sub>, etc.

\*\* abhängig von DNA-Konz.

Neben der Probe werden 7 Standards (10<sup>1</sup> – 10<sup>7</sup>) und folgende Kontrollen jeweils in Triplikaten für die qPCR verwendet:

Positiv-Kontrolle: DNA von Methanobacterium formicicum

Wasserkontrolle: anstelle der DNA zusätzlich 2 µl HPLC-Wasser (Nuklease frei)  
 Negativ-Kontrolle: DNA-Mix von von Clostridium und E.coli (1:1)

Thermocycler Programm (auf Basis der SsoAdvanced Universal Probe Mastermix Empfehlungen und Nettmann et a. 2008 und Methodenskiptsammlung ATB 2016):

95°C	2 min		
95°C	15 s	}	45x
56°C	30 s		
60°C	60 s		
Schmelzkurve: 65-95°C in 0,5°C Schritten je 5 s			
12°C	unendlich		

#### Methanomicrobiales TaqMan qPCR

Mastermix (Endvolumen 20 µl/Ansatz):

HPLC-Wasser (Nuklease frei)		4,00 µl
2x	SsoAdvanced universal probes supermix*	10,00 µl
900 nM	Mmicfw [10µM]	1,80 µl
900 nM	Mmicrev [10µM]	1,80 µl
200 nM	Mmic TaqMan Sonde [10µM]	0,40 µl
1 ng	DNA	2,00 µl**

\* beinhaltet: Sso7d-fusion Polymerase, dNTPs, MgCl<sub>2</sub>, etc.

\*\* abhängig von DNA-Konz.

Neben der Probe werden 7 Standards (101 – 107) und folgende Kontrollen jeweils in Triplikaten für die qPCR verwendet:

Positiv-Kontrolle: DNA von Methanoculleus bourgensis  
 Wasserkontrolle: anstelle der DNA zusätzlich 2 µl HPLC-Wasser (Nuklease frei)  
 Negativ-Kontrolle: DNA-Mix von von Clostridium und E.coli (1:1)

Thermocycler Programm (auf Basis der SsoAdvanced Universal Probe Mastermix Empfehlungen und Nettmann et a. 2008 und Methodenskiptsammlung ATB 2016):

95°C	2 min		
95°C	15 s	}	45x
58°C	30 s		
60°C	60 s		
Schmelzkurve: 65-95°C in 0,5°C Schritten je 5 s			
12°C	unendlich		

Methanosaetaceae TaqMan qPCR

Der Mastermix basiert nach Angaben des SsoAdvanced Universal Probe Mastermix und Nettmann et al. 2008.

Mastermix (Endvolumen 20 µl/Ansatz):		
HPLC-Wasser (Nuklease frei)		4,00 µl
2x	SsoAdvanced universal probes supermix*	10,00 µl
900 nM	Msaetfw [10µM]	1,80 µl
900 nM	Mseatrev [10µM]	1,80 µl
200 nM	Mseat TaqMan Sonde [10µM]	0,40 µl
1 ng	DNA	2,00 µl**

\* beinhaltet: Sso7d-fusion Polymerase, dNTPs, MgCl<sub>2</sub>, etc.

\*\* abhängig von DNA-Konz.

Neben der Probe werden 7 Standards (101 – 107) und folgende Kontrollen jeweils in Triplikaten für die qPCR verwendet:

Positiv-Kontrolle:	DNA von Methanosaeta concilii
Wasserkontrolle:	anstelle der DNA zusätzlich 2 µl HPLC-Wasser (Nuklease frei)
Negativ-Kontrolle:	DNA-Mix von von Clostridium und E.coli (1:1)

Thermocycler Programm (auf Basis der SsoAdvanced Universal Probe Mastermix Empfehlungen und Nettmann et a. 2008 und Methodenskiptsammlung ATB 2016):

95°C	2 min	
95°C	15 s	} 45x
61°C	15 s	
60°C	60 s	
Schmelzkurve: 65-95°C in 0,5°C Schritten je 5 s		
12°C	unendlich	

Methanosasarcinaceae TaqMan qPCR

Der Mastermix basiert nach Angaben des SsoAdvanced Universal Probe Mastermix und Nettmann et al. 2008.

Mastermix (Endvolumen 20 µl/Ansatz):		
HPLC-Wasser (Nuklease frei)		4,00 µl
2x	SsoAdvanced universal probes supermix*	10,00 µl
900 nM	Mscfw [10µM]	1,80 µl
900 nM	Mscrev [10µM]	1,80 µl
200 nM	Msc TaqMan Sonde [10µM]	0,40 µl
1 ng	DNA	2,00 µl**

\* beinhaltet: Sso7d-fusion Polymerase, dNTPs, MgCl<sub>2</sub>, etc.

\*\* abhängig von DNA-Konz.

Neben der Probe werden 7 Standards (101 – 107) und folgende Kontrollen jeweils in Triplikaten für die qPCR verwendet:

Positiv-Kontrolle: DNA von *Methanosarcina barkeri*  
 Wasserkontrolle: anstelle der DNA zusätzlich 2 µl HPLC-Wasser (Nuklease frei)  
 Negativ-Kontrolle: DNA-Mix von von *Clostridium* und *E.coli* (1:1)

Thermocycler Programm (auf Basis der SsoAdvanced Universal Probe Mastermix Empfehlungen und Nettmann et al. 2008 und Methodenskiptsammlung ATB 2016):

95°C	2 min		
95°C	15 s	}	45x
59°C	15 s		
60°C	60 s		
Schmelzkurve: 65-95°C in 0,5°C Schritten je 5 s			
12°C	unendlich		

### 7.2.5 16S rDNA Amplikonanalyse (Diversitätsanalyse)

Die mikrobiellen Gemeinschaften innerhalb der Faulbehälter (FB) wurden taxonomisch mittels 16S-rRNA-Genamplikonsequenzierung charakterisiert. Diese Hochdurchsatzmethode wurde, wie zuvor von Maus et al. (2017) beschrieben, mit dem Illumina MiSeq-Sequencer (Illumina, San Diego, CA, USA) vom Institut für Innovationstransfer (IIT) Biotech GmbH (Bielefeld, Deutschland) durchgeführt. Die Amplifikation der hypervariablen Regionen V3 und V4 des 16S-rRNA-Gens in Bakterien und Archaeen wurde unter Verwendung der Primer Pro341F (5'-CCTACGGGNBGCAS-CAG-3') / Pro805R (5'-GACTACNVG GGTATCTAATCC-3') für eine erste PCR-Runde durchgeführt (Takahashi et al., 2014). Die ersten Filterungsschritte aller Sequenzen wurden ebenfalls durch das Institut für Innovationstransfer (IIT) Biotech GmbH (Bielefeld, Deutschland) durchgeführt. Die PCR-Produkte mit einer Länge von 460 bp wurden unter Verwendung von AMPureXP-Magnetkügelchen (Beckman Coulter, Brea, CA, USA) aufgereinigt. Es folgte eine Bindung von Multiplex-Identifikator tags und Illumina-spezifische Sequenzierungsadapter an den Amplikons in einer zweiten PCR unter Verwendung des Nextera XT Index Kit (Illumina Inc.).

Anschließend erfolgte eine qualitative und quantitative Bewertung der 16S-rRNA-Genamplikons unter Verwendung des Agilent 2100 Bioanalyser-Systems. Die erstellten 16S-rRNA-Genamplikonbibliotheken wurden in äquimolaren Mengen für die anschließende Illumina MiSeq-Sequenzierung (Illumina, San Diego, CA, USA) unter Anwendung des Paired-End-Protokolls gepoolt. Für die Amplikonverarbeitung wurden eine Pipeline mit FLASH v.1.2.11, USEARCH v.8.1, UPARSE v.10.0.240 und dem Ribosomal Database Project (RDP)-Klassierer v.2.9 wie bereits beschrieben verwendet (Wang et al., 2007; Liebe et al., 2016). Während des ersten Filterungsschritts wurden alle Sequenzen verworfen, die nicht von FLASH mit den Standardeinstellungen zusammengeführt wurden. Sequenzen mit > 1N (mehrdeutige Basis) in der

gelesenen Sequenz und erwartete Fehler  $> 0,5$  wurden ebenfalls herausgefiltert. Die resultierenden Daten wurden verarbeitet und die operativen taxonomischen Einheiten (OTUs) wurden unter Verwendung von USEARCH geclustert und taxonomisch mit dem RDP-Klassifikator im 16S-Modus klassifiziert (Wang et al., 2007). Es wurden nur Treffer mit einem Konfidenzwert von mindestens 0,8 berücksichtigt. Abschließend wurden die *reads* wieder den OTU-Sequenzen zugeordnet, um eine quantitative Zuordnungen durchführen zu können.

## 7.3 Ergänzungen zu den Viskositätsmessungen

### 7.3.1 Korrelationen zwischen Trockenrückstand und Viskosität

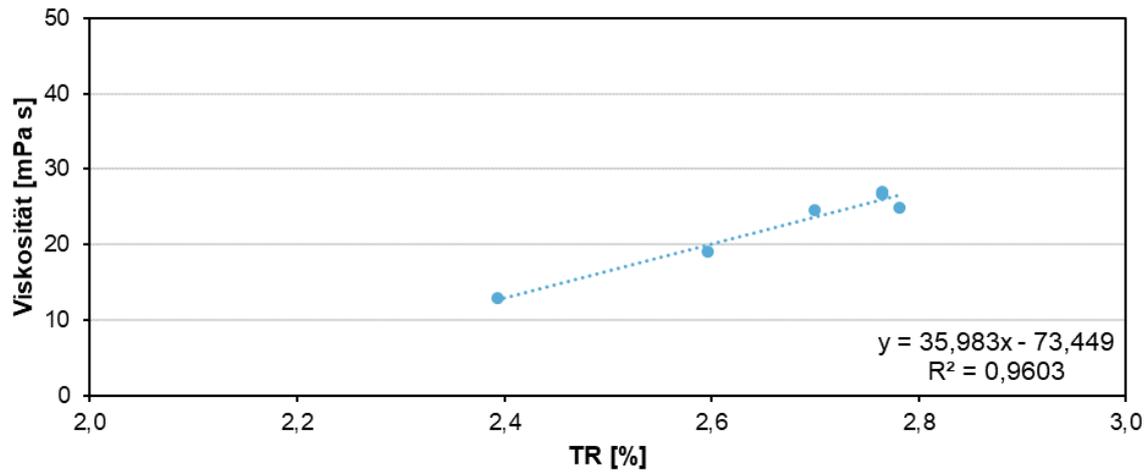


Abbildung 193: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a

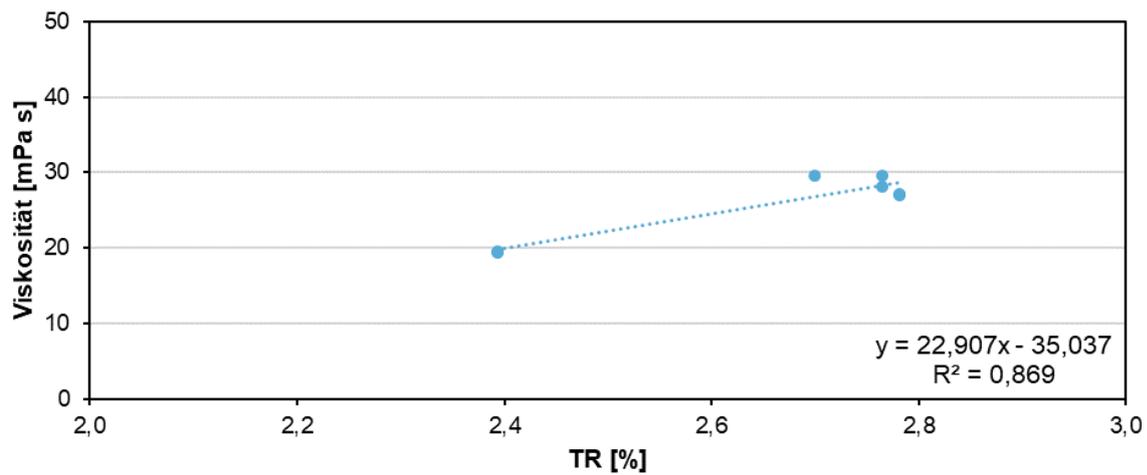


Abbildung 194: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a

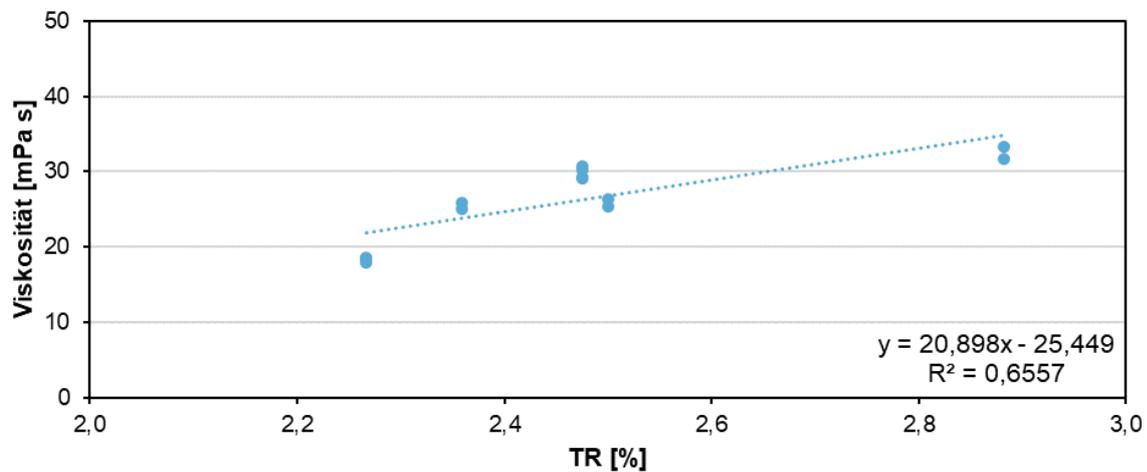


Abbildung 195: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b

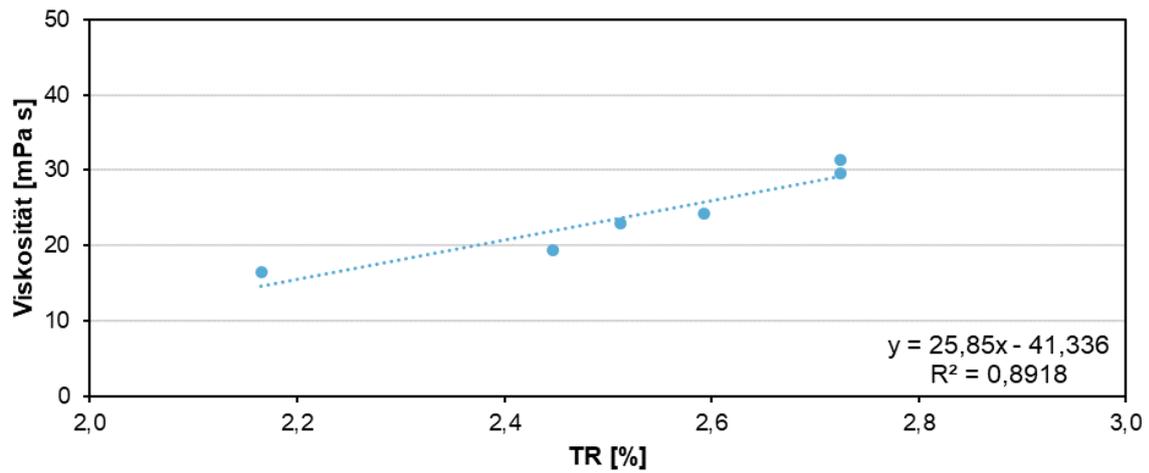


Abbildung 196: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b

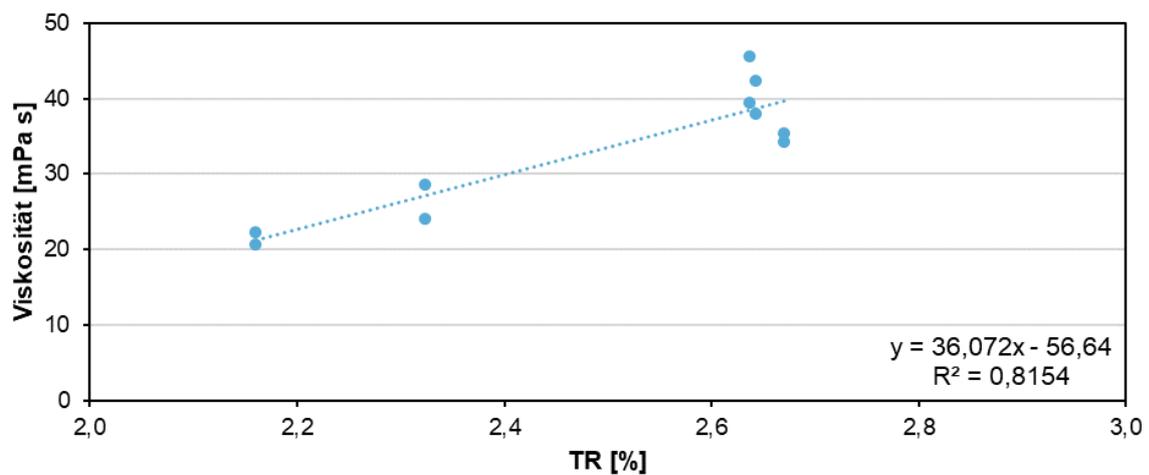


Abbildung 197: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a

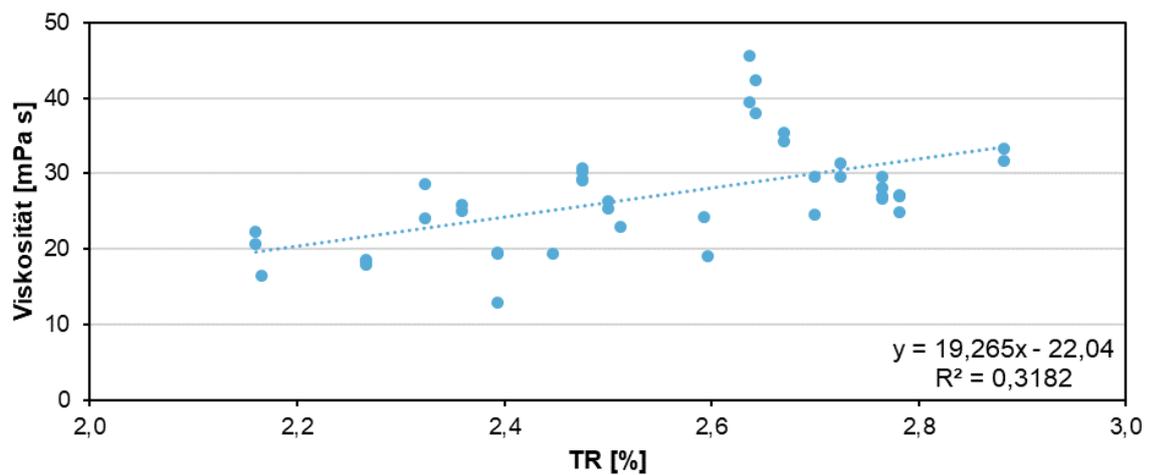


Abbildung 198: Korrelation zwischen TR und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen

### 7.3.2 Korrelationen zwischen Raumbelastung und Viskosität

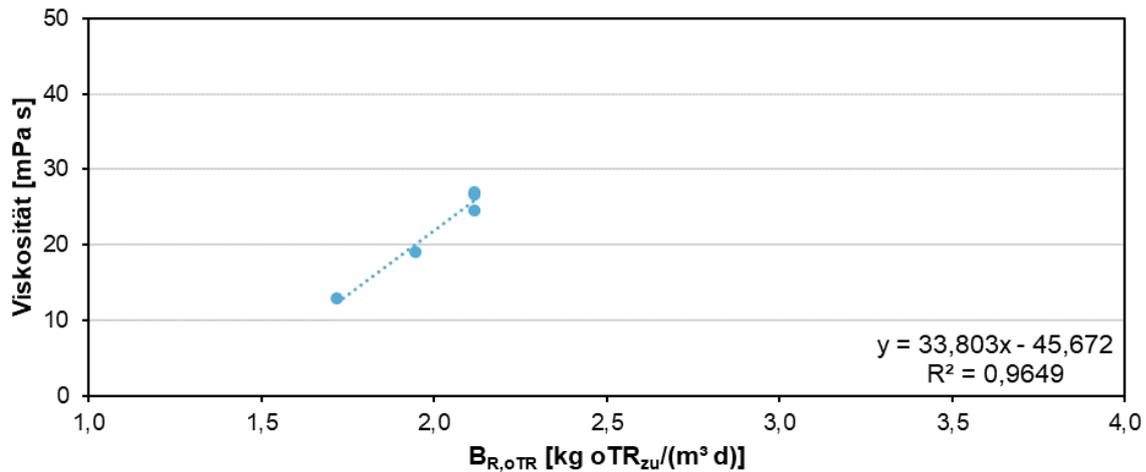


Abbildung 199: Korrelation zwischen  $B_R$  und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a (ohne Referenz)

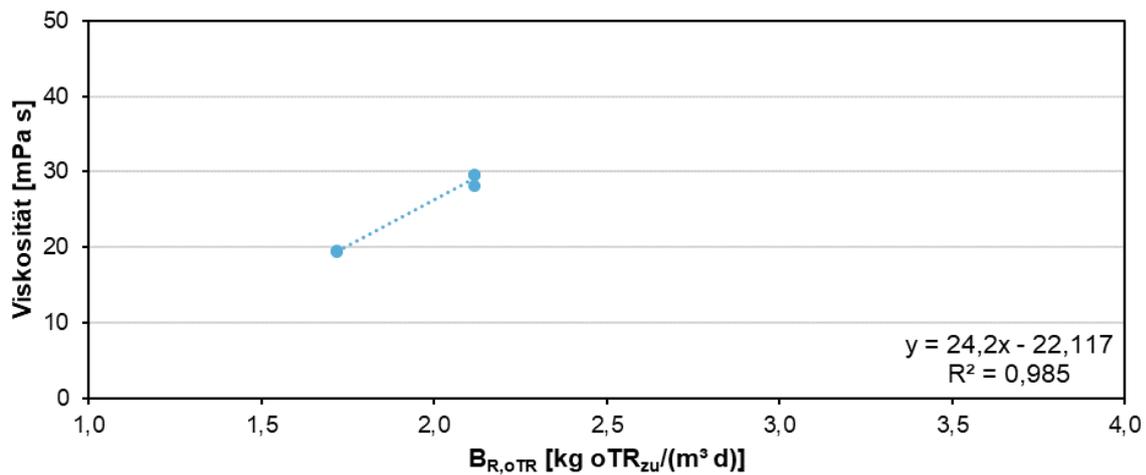


Abbildung 200: Korrelation zwischen  $B_R$  und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a (ohne Referenz)

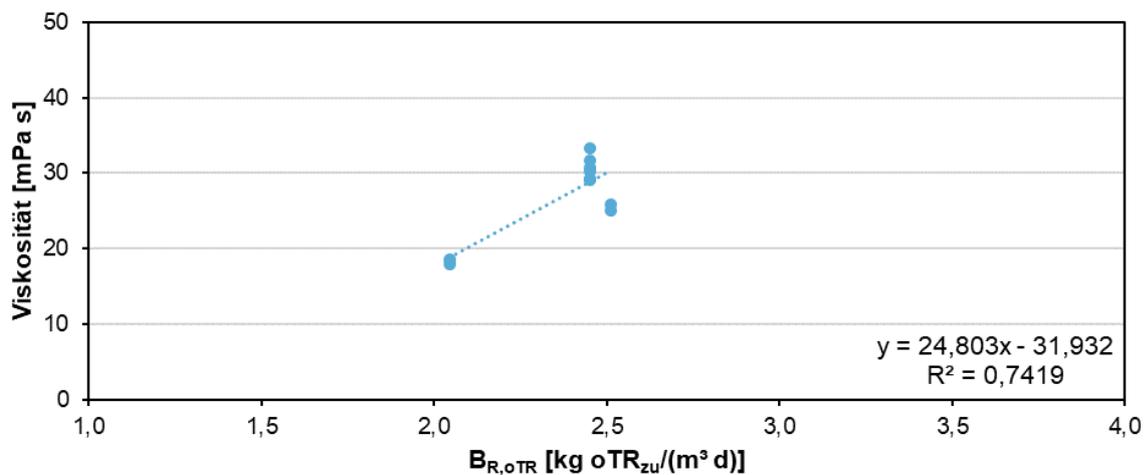


Abbildung 201: Korrelation zwischen  $B_R$  und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b (ohne Referenz)

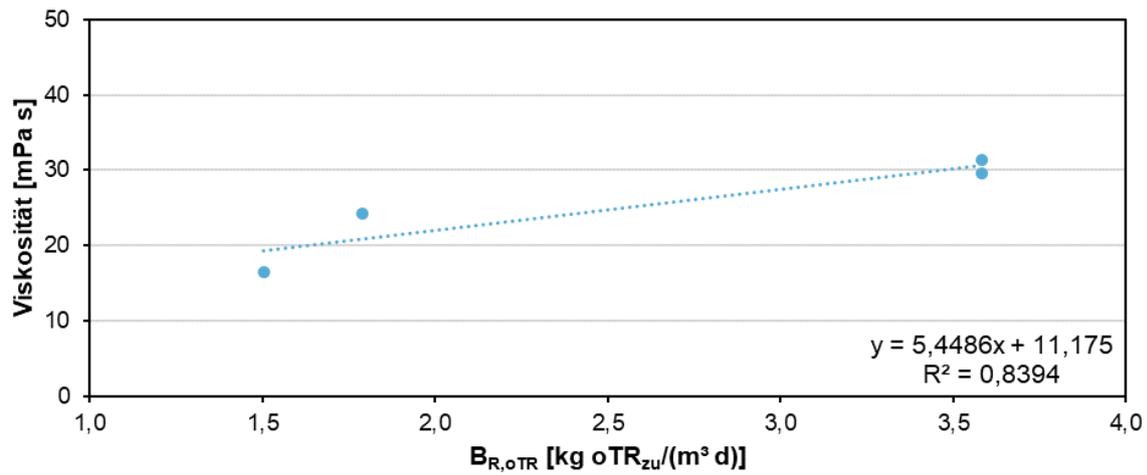


Abbildung 202: Korrelation zwischen  $B_R$  und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b (ohne Referenz)

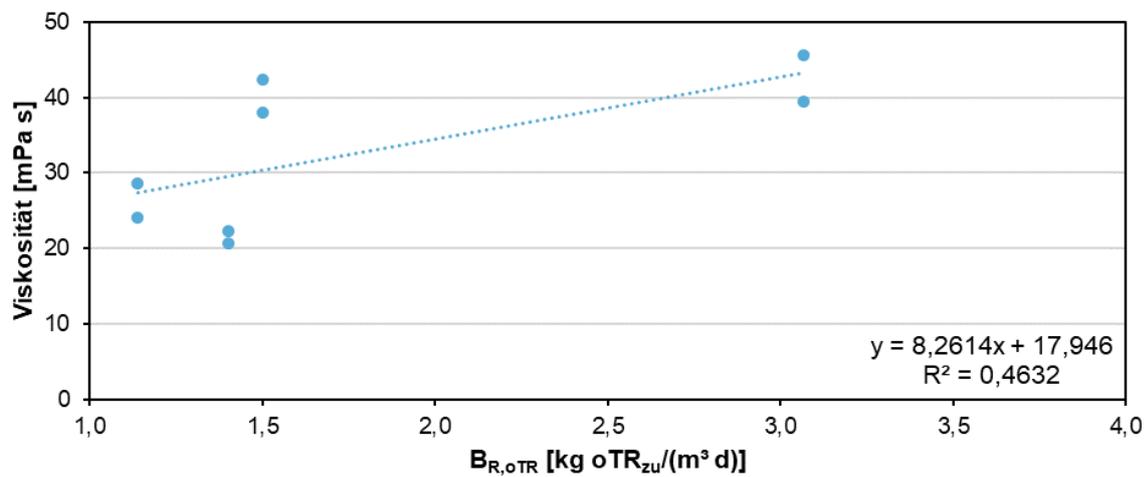


Abbildung 203: Korrelation zwischen  $B_R$  und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a (ohne Referenz)

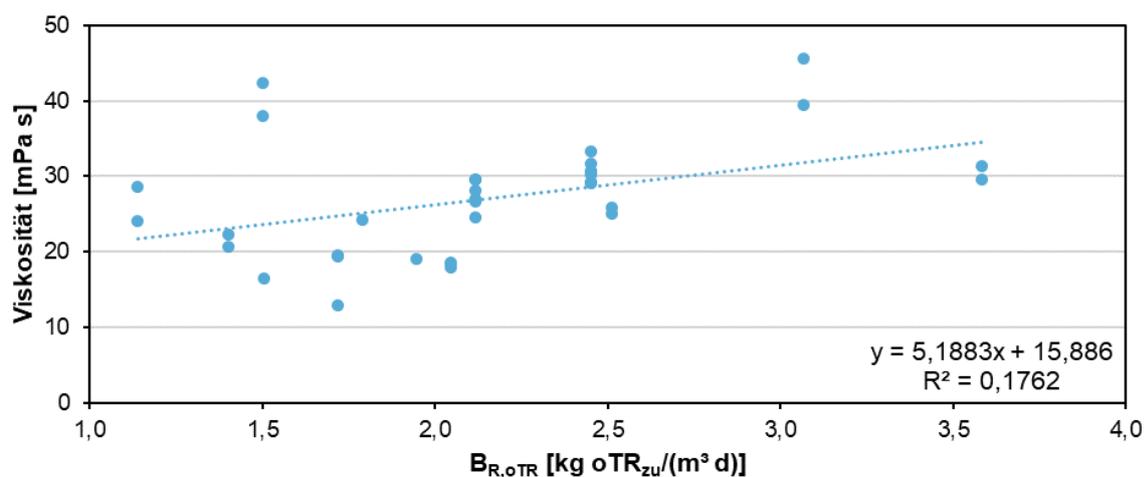


Abbildung 204: Korrelation zwischen  $B_R$  und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen (ohne Referenz)

### 7.3.3 Korrelationen zwischen Glühverlust und Viskosität

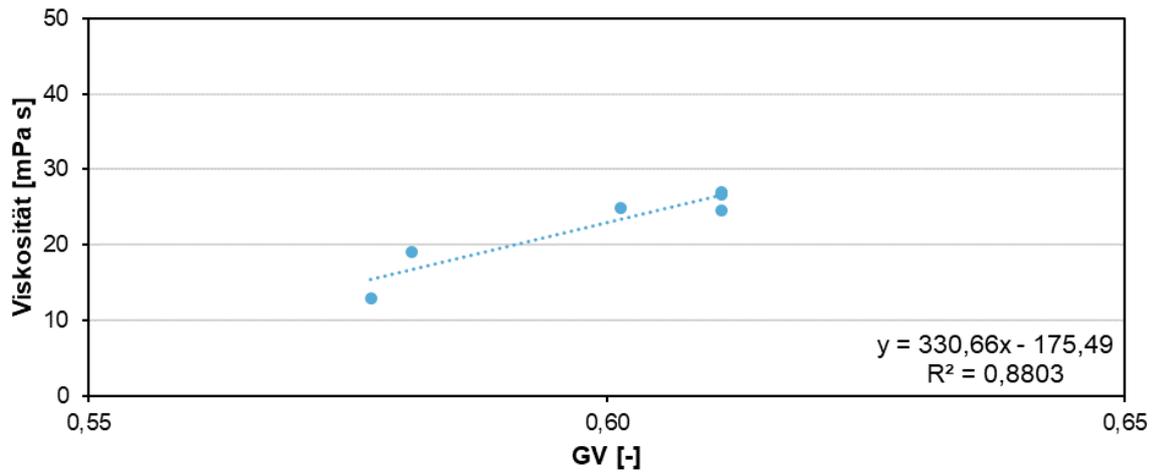


Abbildung 205: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - Beginn V2a

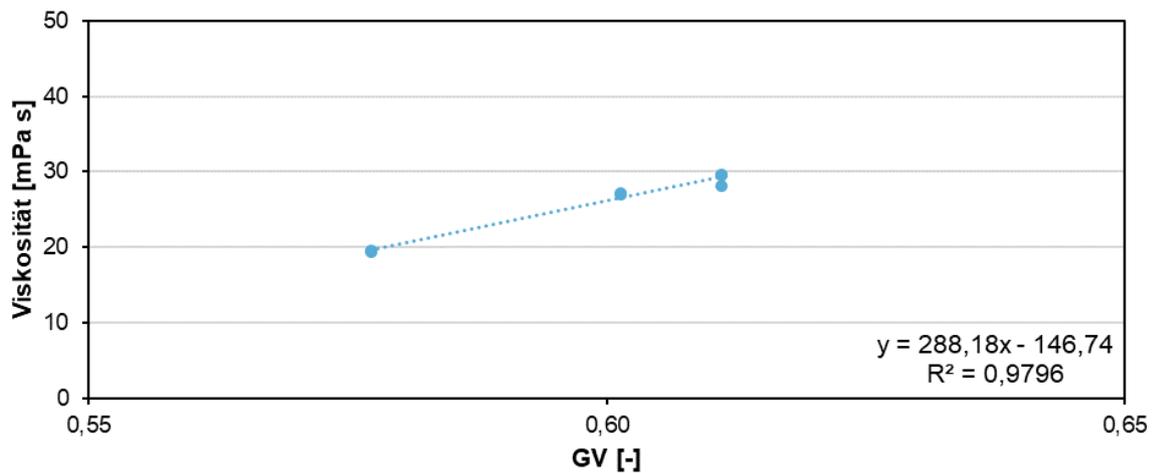


Abbildung 206: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2a

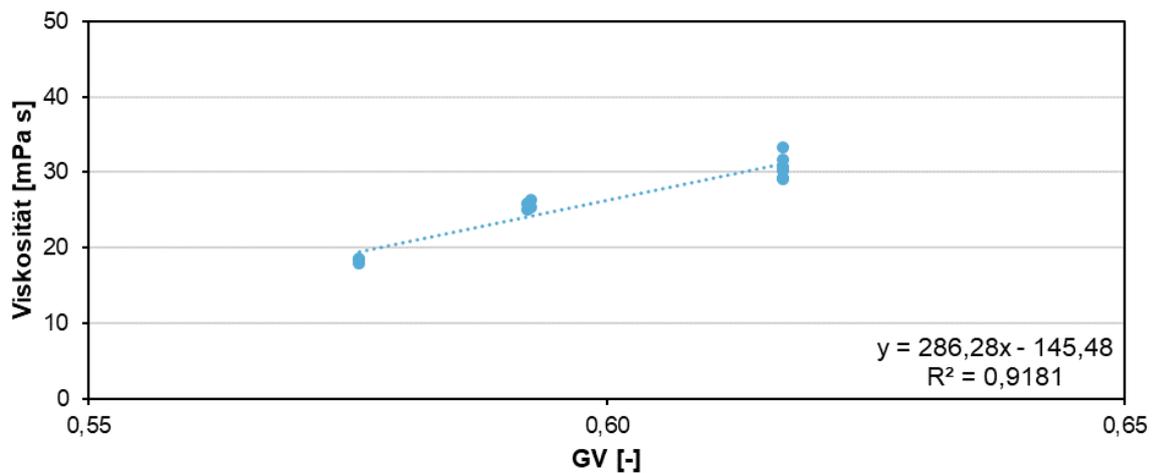


Abbildung 207: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V2b

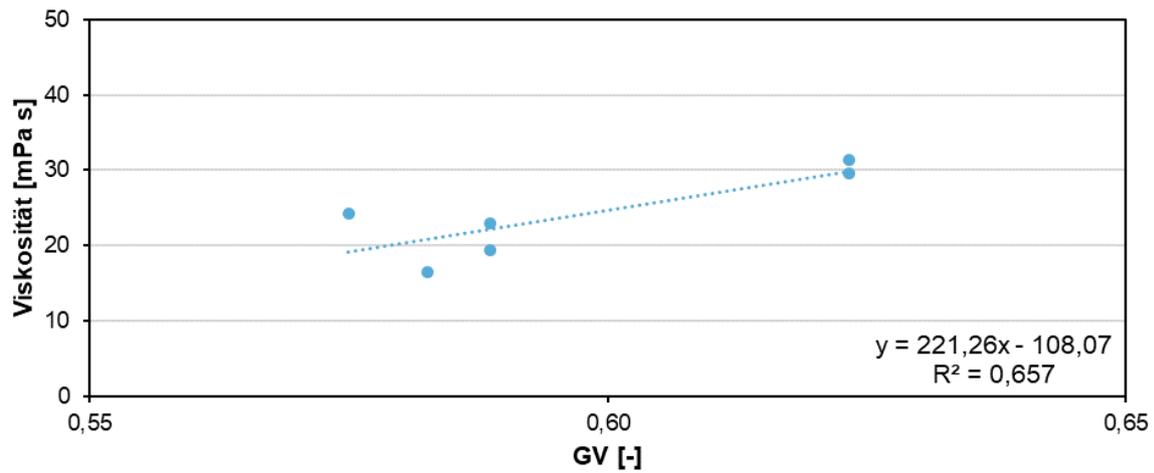


Abbildung 208: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V3b

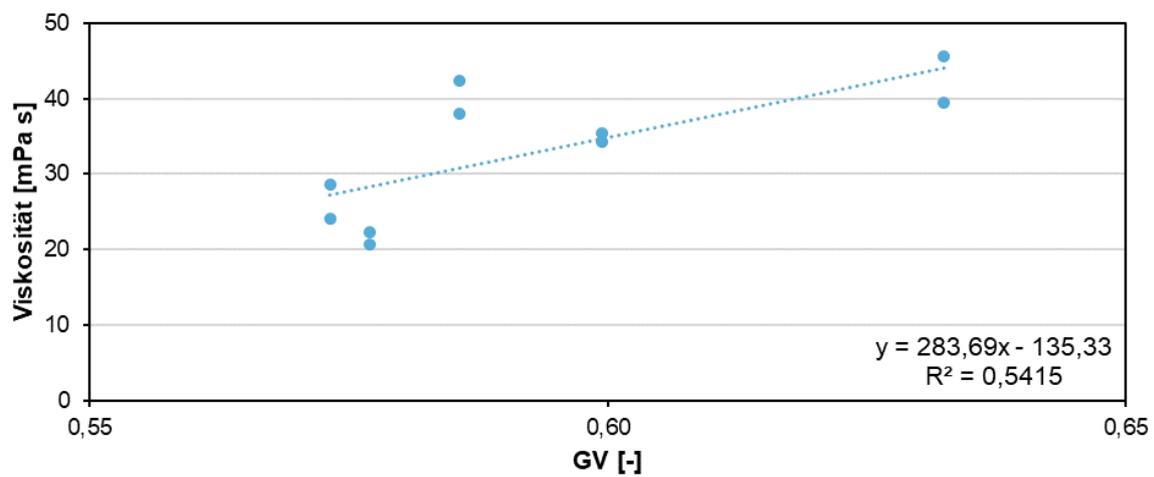


Abbildung 209: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - in V4a

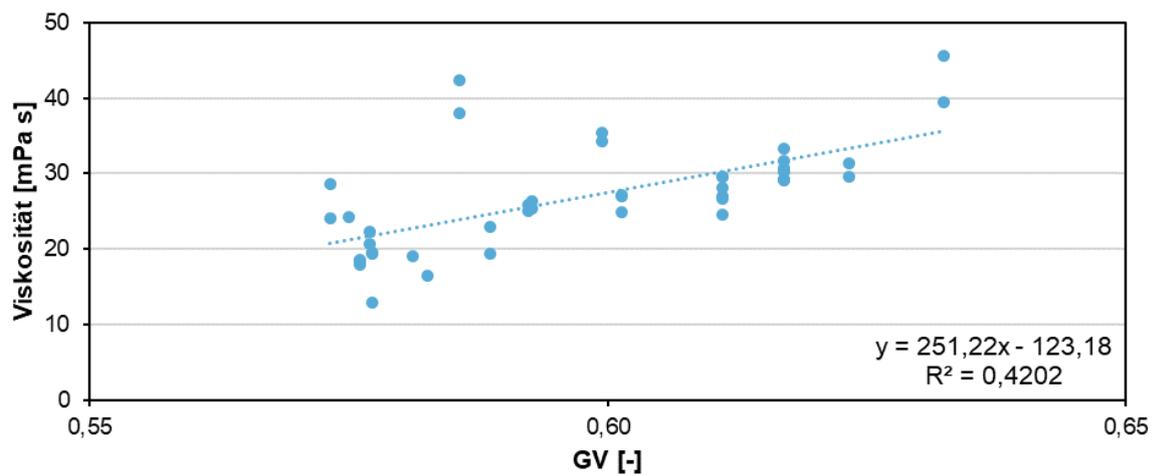


Abbildung 210: Korrelation zwischen GV und Viskosität bei einer Scherrate von 52 1/s - alle Versuchsphasen

## 7.4 Ergänzungen zu den Strömungsberechnungen

### 7.4.1 Berechnete Pfadlinien der einphasigen stationären Berechnungen

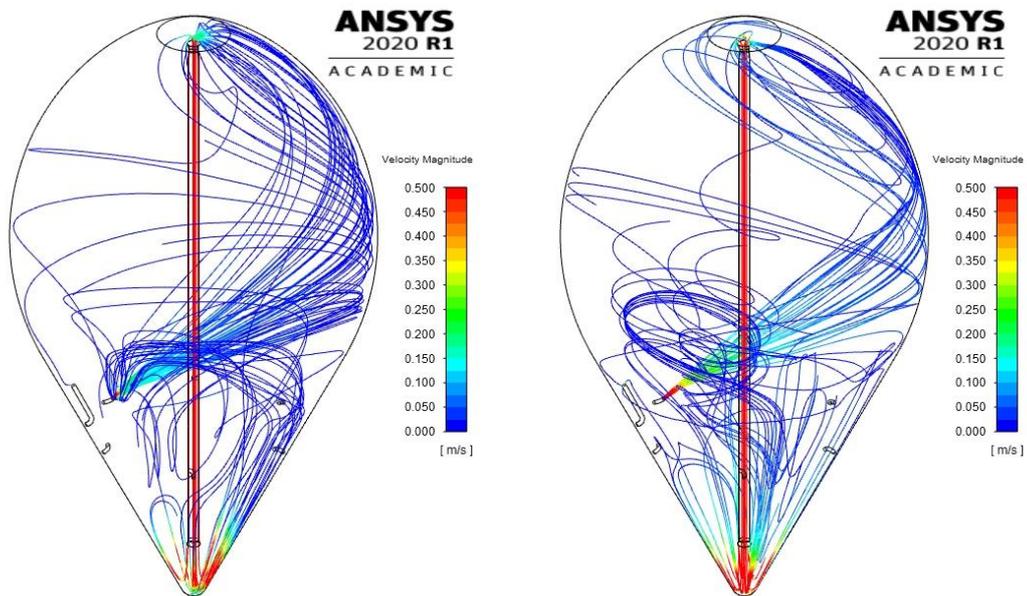


Abbildung 211: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)

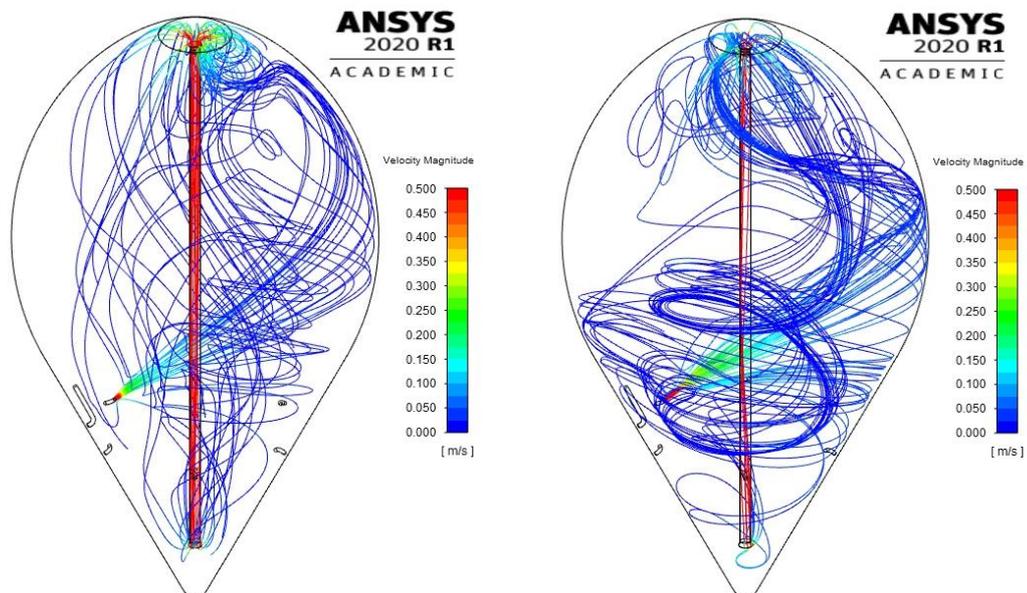
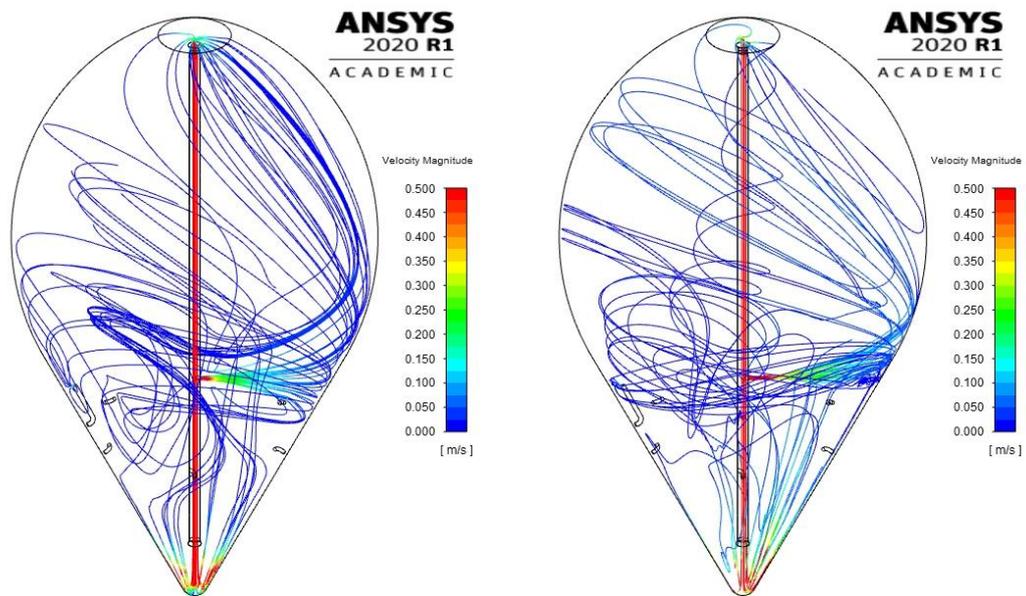
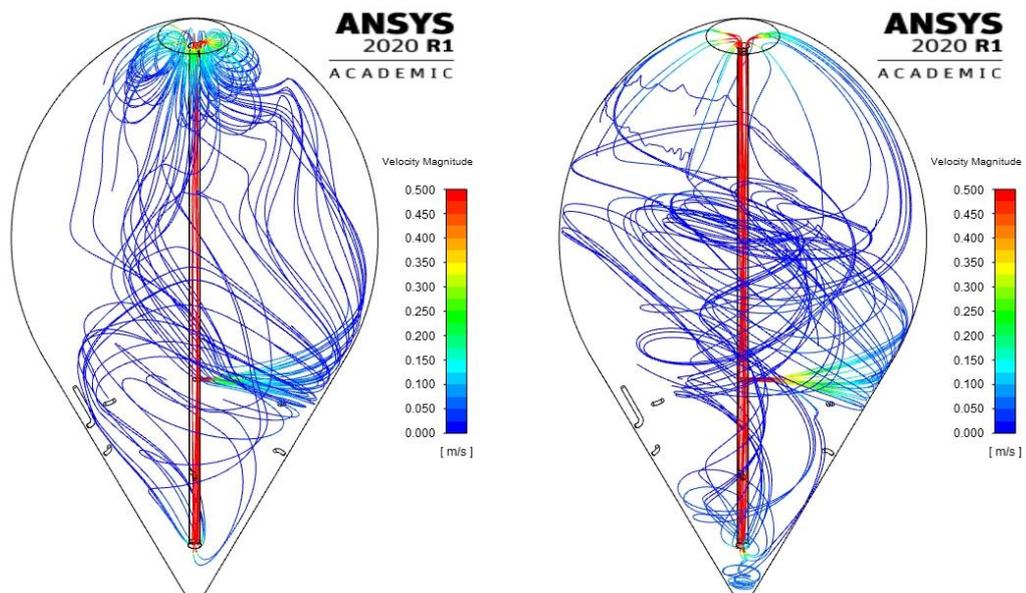


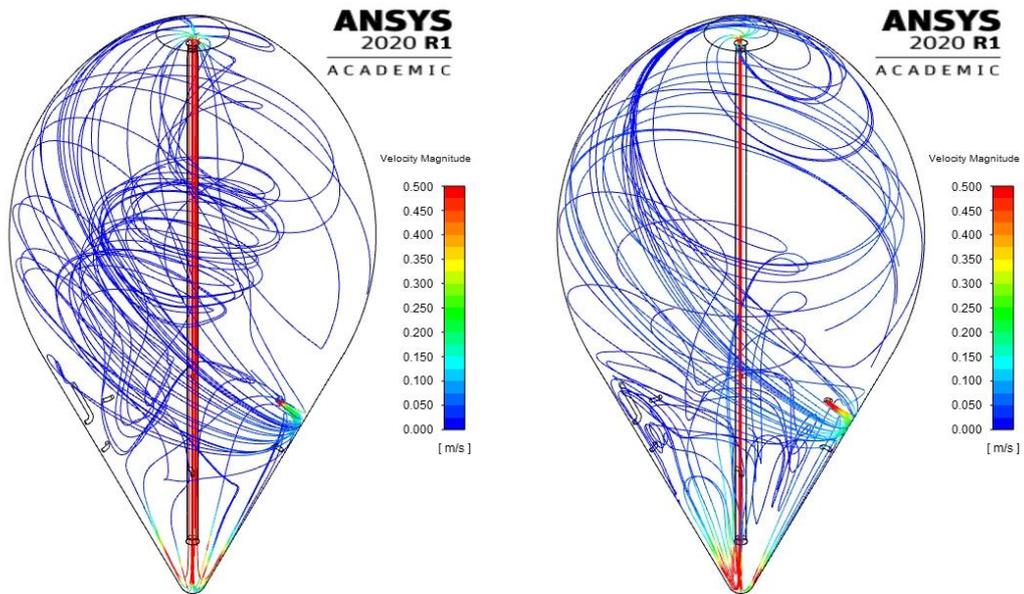
Abbildung 212: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 1, Mischerrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)



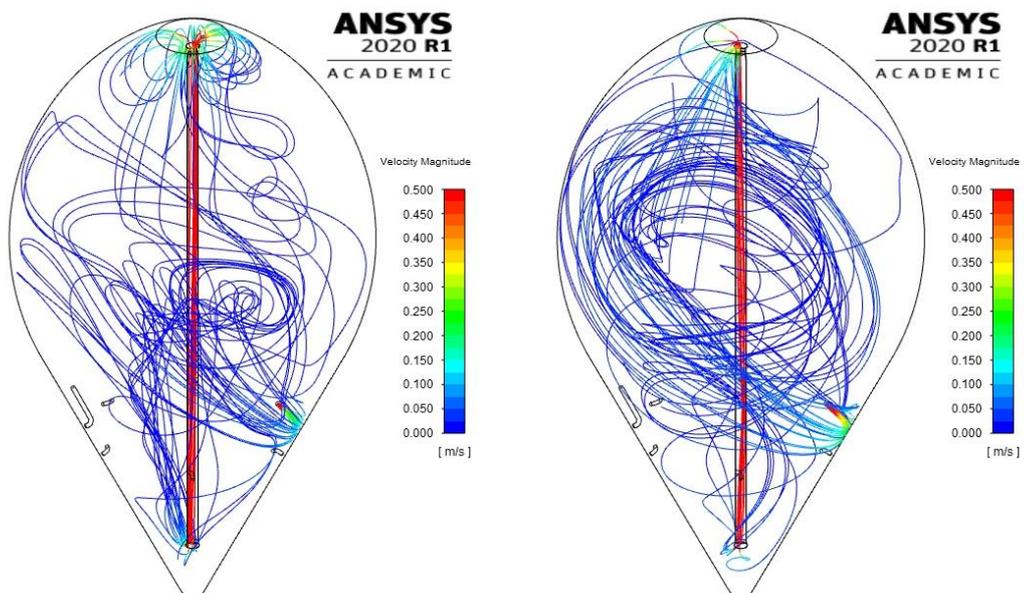
**Abbildung 213: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 2, Mischerrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



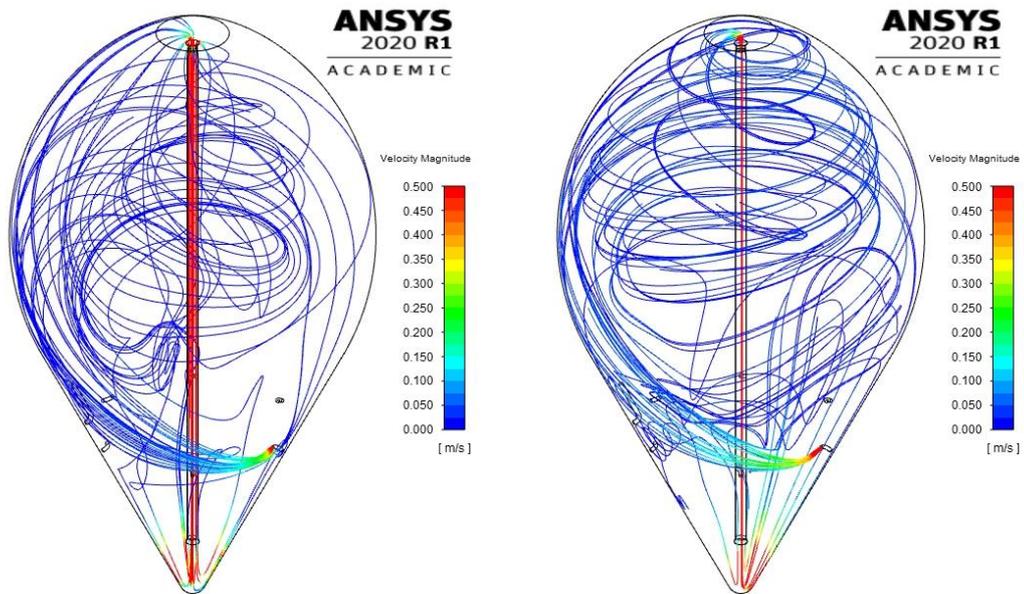
**Abbildung 214: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 2, Mischerrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



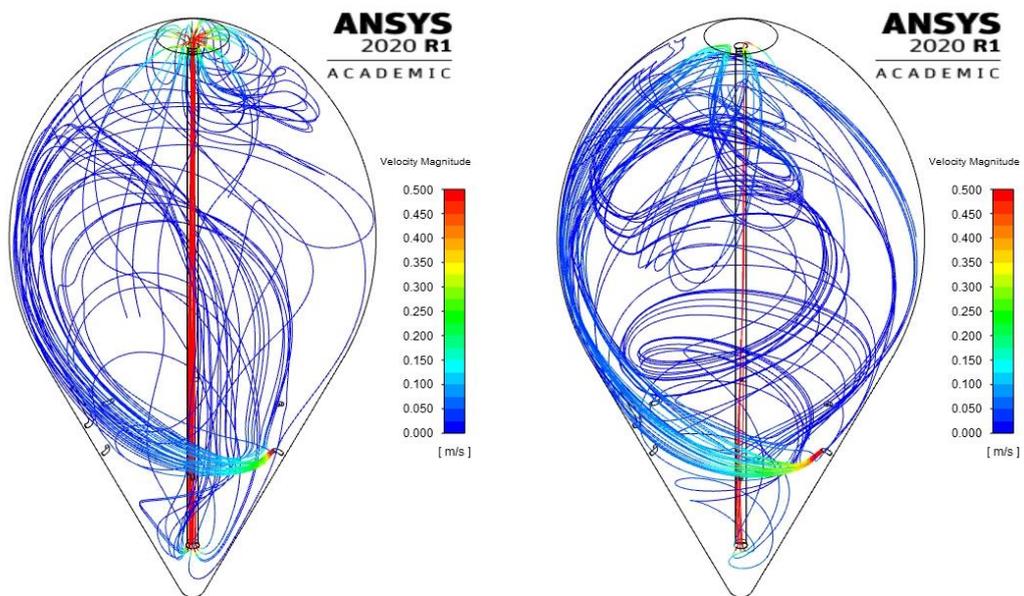
**Abbildung 215: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 3, Mischerrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



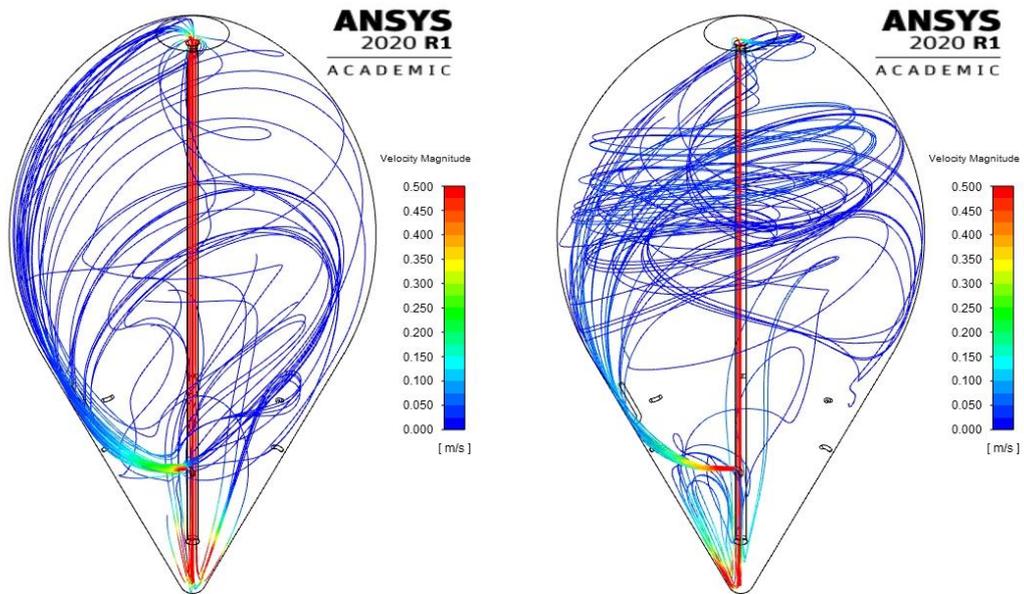
**Abbildung 216: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 3, Mischerrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



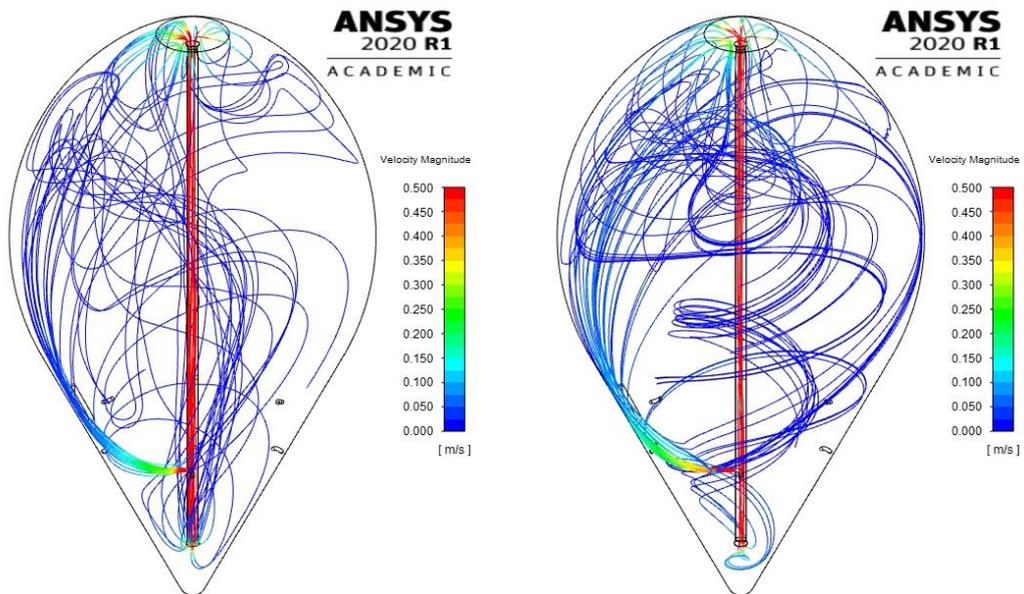
**Abbildung 217: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 4, Mischerrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



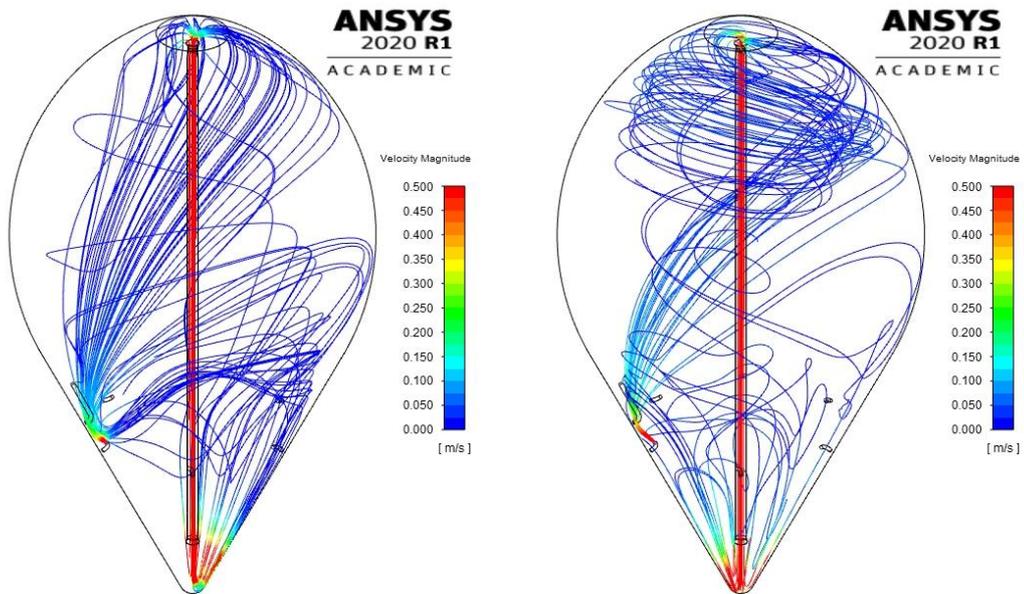
**Abbildung 218: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 4, Mischerrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



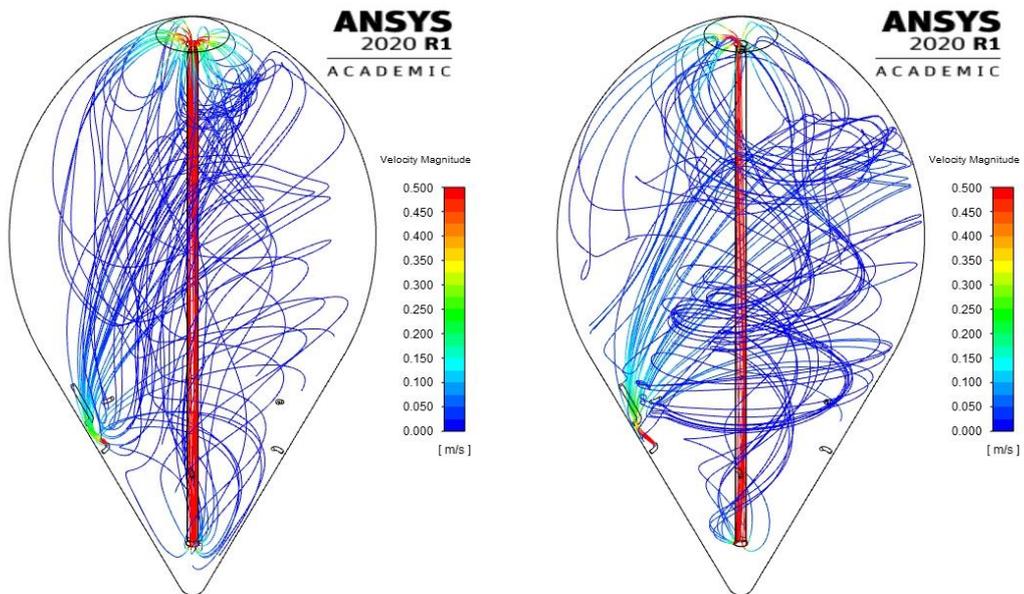
**Abbildung 219: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 5, Mischrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



**Abbildung 220: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 5, Mischrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



**Abbildung 221: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 6, Mischerrichtung abwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**



**Abbildung 222: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüse 6, Mischerrichtung aufwärts  
(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)**

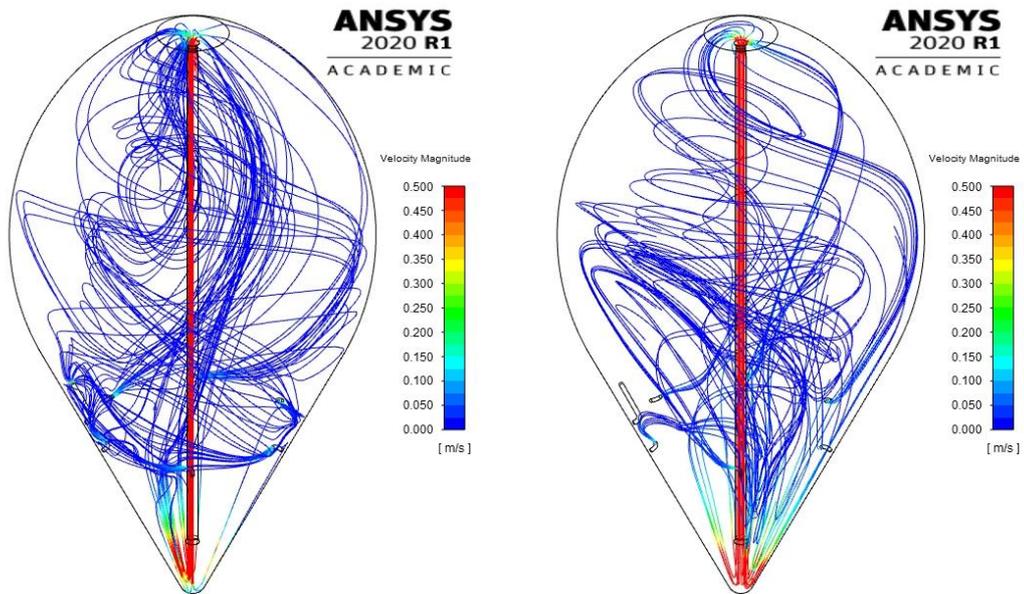


Abbildung 223: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüsen 1 - 6, Mischerrichtung abwärts

(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)

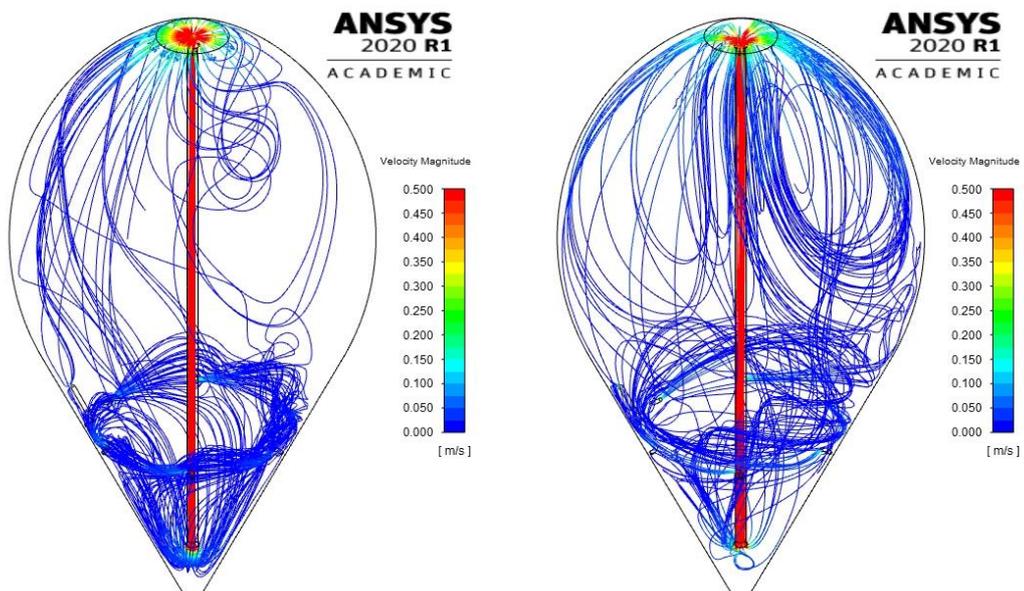


Abbildung 224: Berechnete Pfadlinien bei Betrieb der Zulaufdüsen 1 - 6, Mischerrichtung aufwärts

(hohe Viskosität links, niedrige Viskosität rechts)

## 7.5 Ergänzungen zur technischen Erprobung auf dem GWK Köln-Stammheim

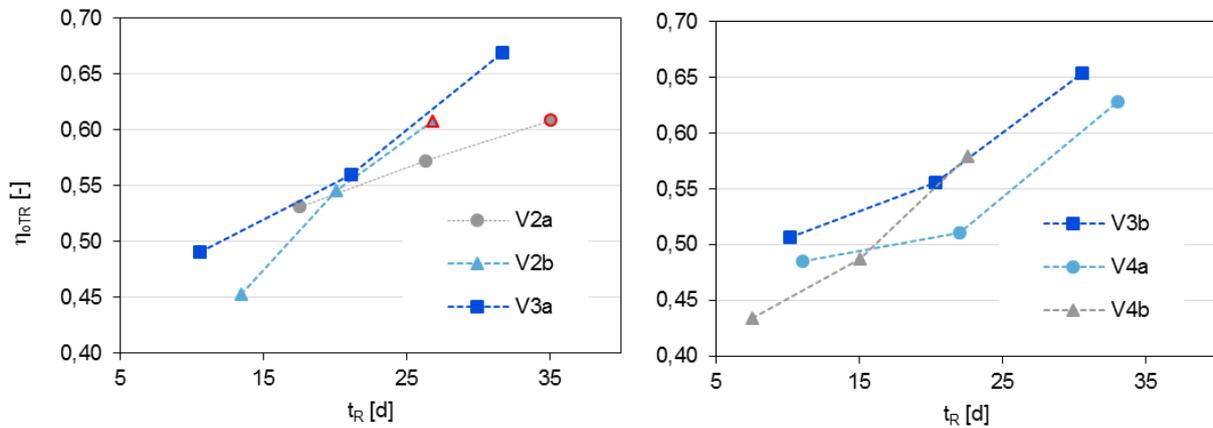


Abbildung 225: Aufsummierung des oTR-Abbaugrads im Ablauf der einzelnen Reaktoren der dreistufigen Reihe für die untersuchten Versuchsphasen

(je Graph wird der Wert für S1, S2 und S3 angegeben, O mit Zugabe von Co-Substraten)

## 7.6 Ergänzungen zur reaktionskinetischen Simulation

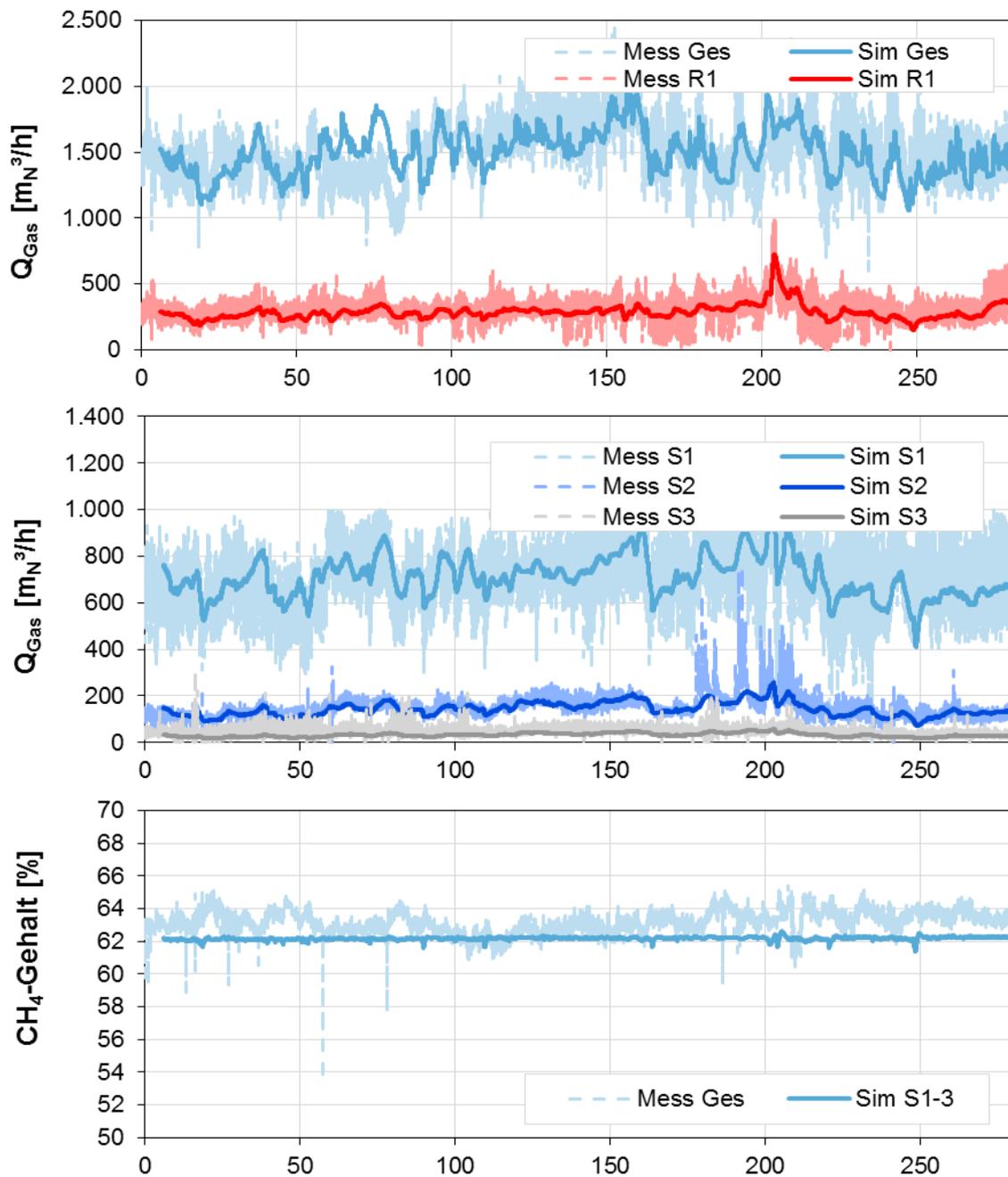


Abbildung 226: V3b - Gemessene und simulierte Gasmenge und  $\text{CH}_4$ -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]

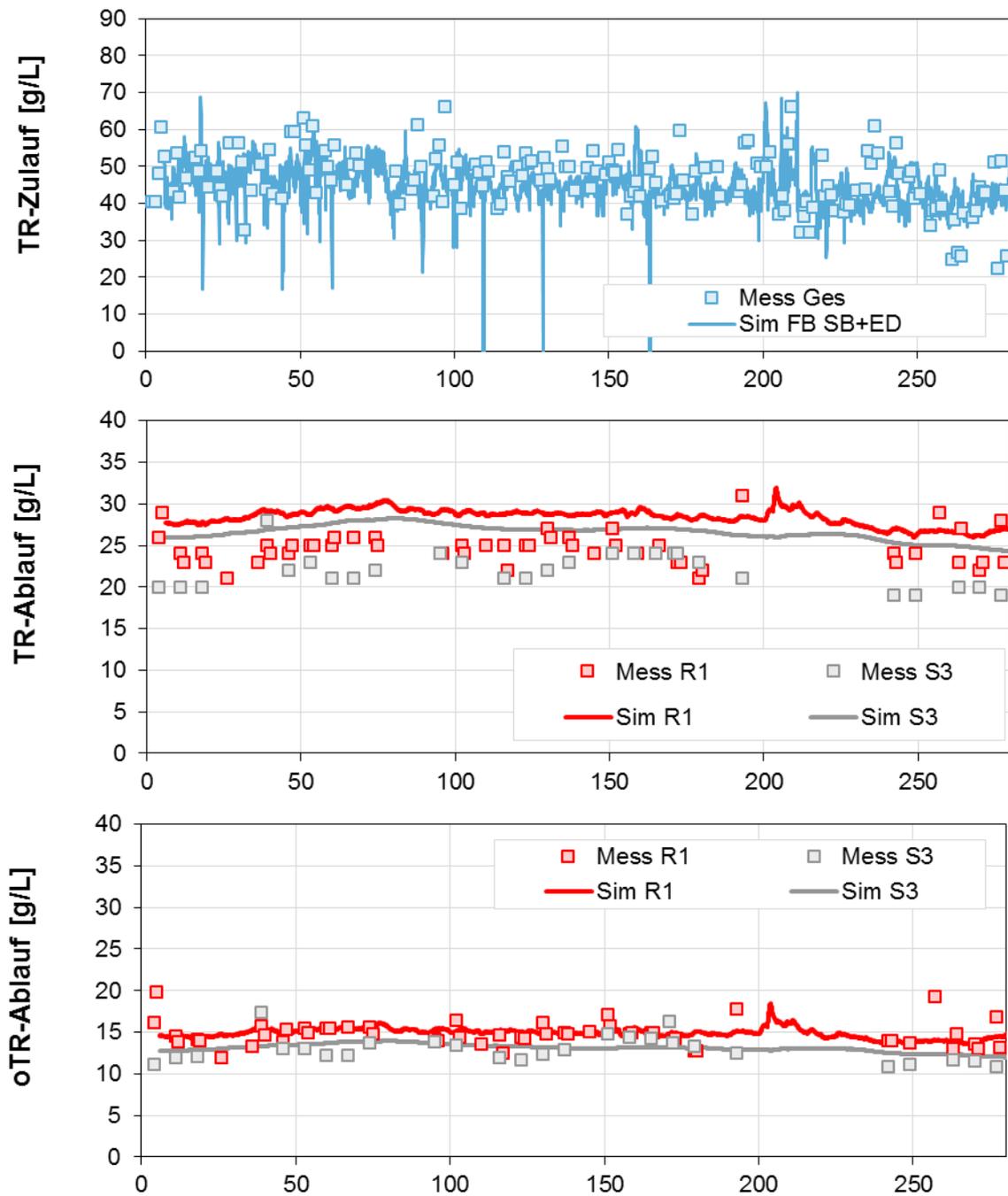


Abbildung 227: V3b - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt  
aufgetragen über die Versuchszeit [d]

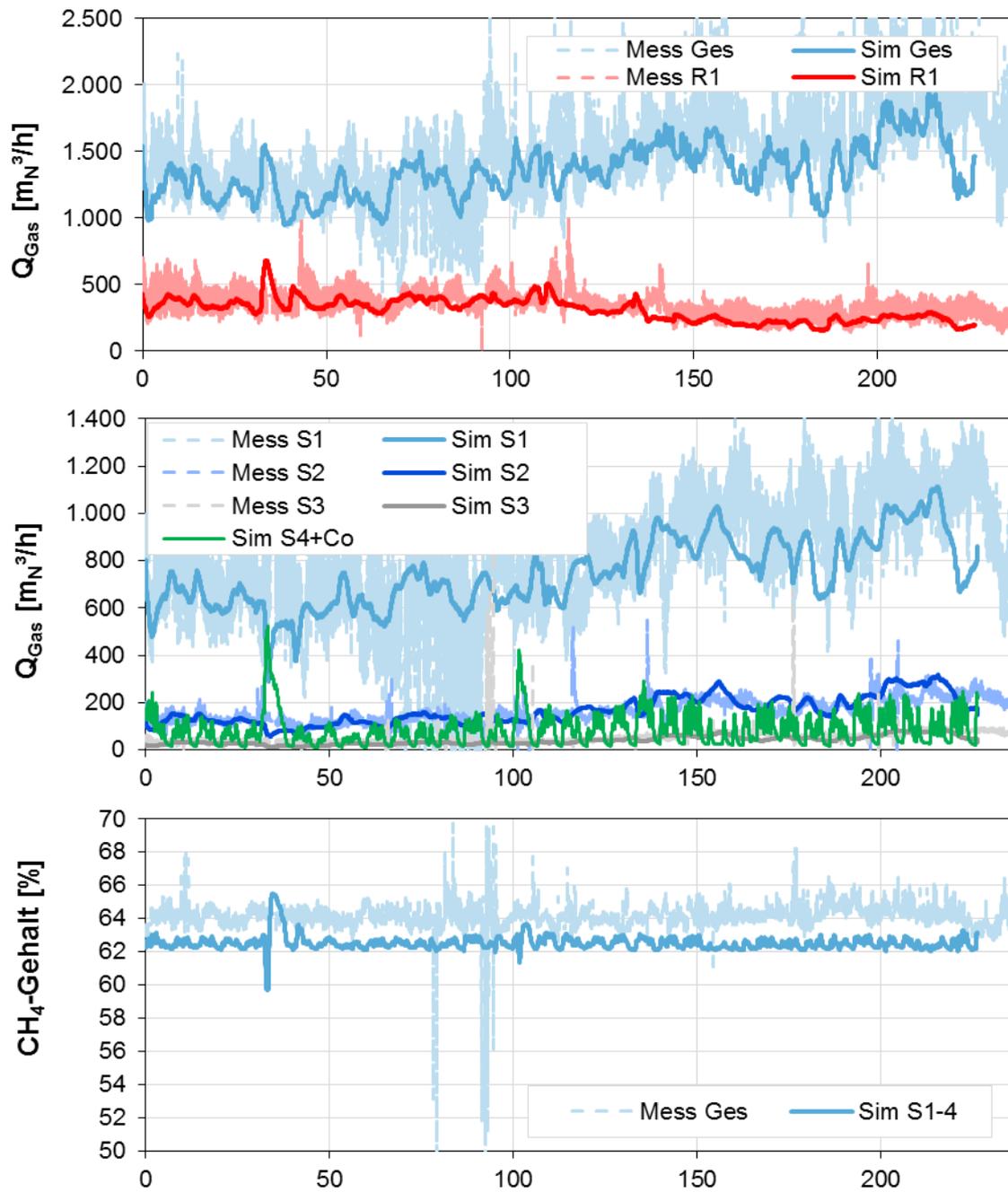


Abbildung 228: V4 - Gemessene und simulierte Gasmenge und  $\text{CH}_4$ -Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]

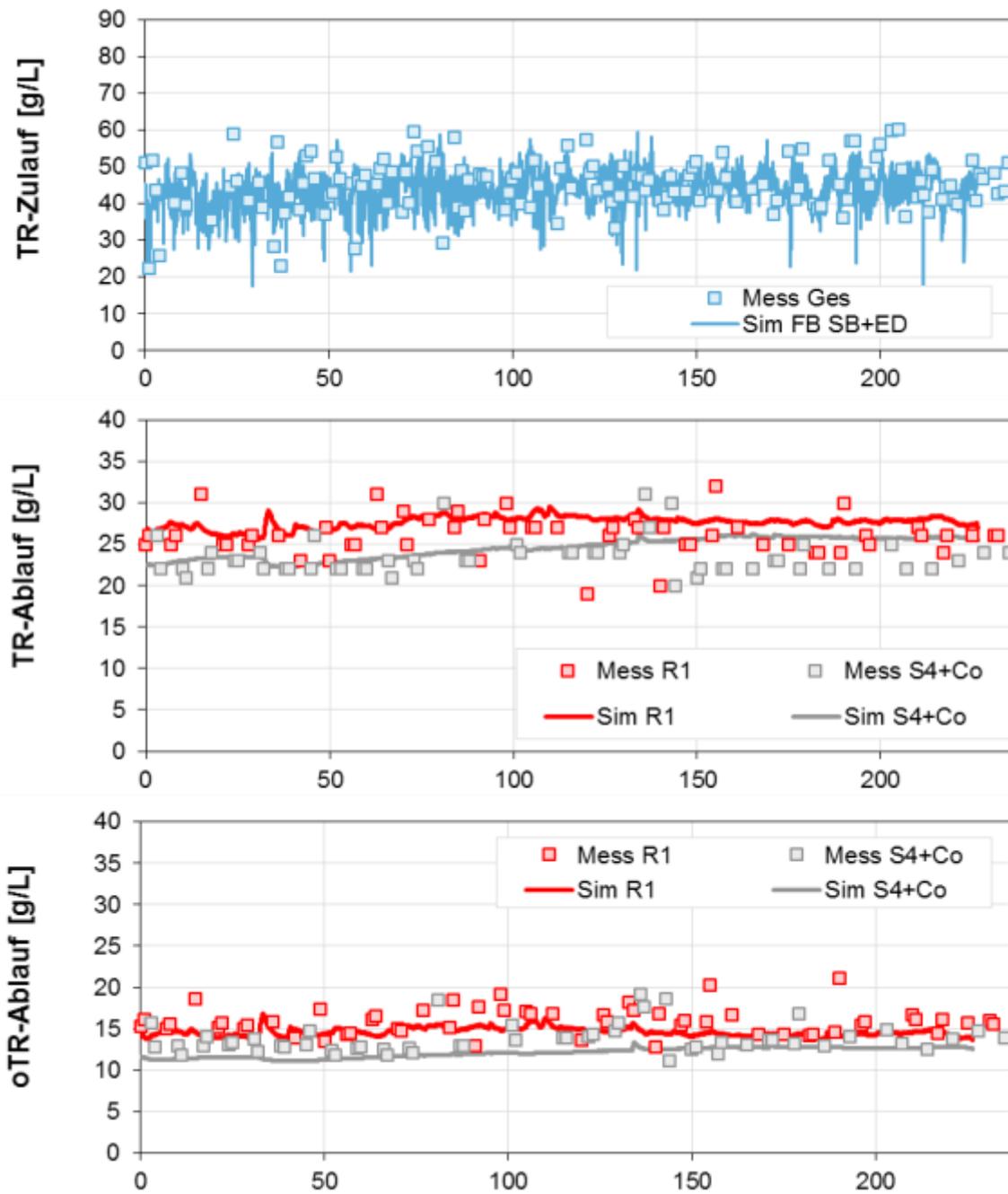


Abbildung 229: V4 - Gemessener und simulierte oTR und TR-Gehalt aufgetragen über die Versuchszeit [d]