

**Abschlussbericht über ein Entwicklungsvorhaben,  
gefördert von der  
Deutschen Bundesstiftung Umwelt**



**Wissenschaftliche Begleitung eines  
Klärschlammhydrolyseverfahrens am Beispiel der  
Kläranlage Grevesmühlen zur Verbesserung der  
Faulgasausbeute und Faulschlamm-Eigenschaften für  
kleine und mittlere Kläranlagen**

Abschlussbericht über ein Entwicklungsvorhaben,  
gefördert unter dem AZ: 31037 von der  
Deutschen Bundesstiftung Umwelt

von

Prof. Dr.-Ing. Wolfgang Pfeiffer & BEng. Tobias Prochnow

November 2015

**Projektkennblatt**  
der  
**Deutschen Bundesstiftung Umwelt**



<b>Az</b>	<b>AZ 31037-23</b>	<b>Referat</b>	<b>Fördersumme</b>	<b>123.000, €</b>
-----------	--------------------	----------------	--------------------	-------------------

**Antragstitel**                      **Klärschlammhydrolyse zur Erhöhung der Faulgasausbeute sowie zur Reduzierung des Faulraumbedarfs und des Faulschlamm-anfalls und zur Verbesserung der Faulschlammwässerungseigenschaften**

**Stichworte**

Laufzeit	Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)
<b>18 Monate</b>	<b>01.03.2014</b>	<b>31.08.2015</b>	

**Zwischenberichte**

<b>Bewilligungsempfänger</b>	Haarslev Industries GmbH	Tel: 07251 942 910
	Werner von Siemensstraße 9	Fax: 07251 942 9166
	76656 Bruchsal	Projektleitung
		U. Jacobs
		Bearbeiter
		T. Prochnow

**Kooperationspartner**                      Hochschule Wismar,  
Prof. Dr. Wolfgang Pfeiffer,  
Postfach 1210, 23952 Wismar

Zweckverband Grevesmühlen,  
Dipl.-Ing. Eckhard Bomball,  
Karl Marx str. 9, 23936 Grevesmühlen

## **Zielsetzung und Anlass des Vorhabens**

Haarslev Industries GmbH will das Verfahren der thermischen Klärschlammhydrolyse an einem Versuchsprojekt zur Serienreife führen. Durch das Hydrolyseverfahren soll der Überschussschlamm vor der Ausfäulung besser aufgeschlossen werden, damit in der Faulungsanlage eine höhere Gasausbeute sowie eine geringere und besser entwässerbare Faulschlammmenge als Ergebnis der vorgeschalteten Hydrolyse erzielt werden.

Das Lehrgebiet für Verfahrenstechnik, Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung der Hochschule Wismar soll die objektive wissenschaftliche Vorbereitung, Begleitung und Auswertung des Projektes durchführen.

Der Zweckverband Grevesmühlen wird die Anlage unter technisch wirtschaftlichen Gesichtspunkten im praktischen Betrieb überprüfen und optimieren.

## **Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden**

- 1.- Bau, Errichtung und Inbetriebnahme der Anlage einschließlich wissenschaftlicher Begleitung. Prüfung und Optimierung des Anlagenkonzepts und der Berechnungsgrundlagen unter besonderer Berücksichtigung der Eigenschaften von entwässertem Überschussschlamm
- 2.- Anpassung der für die thermische Hydrolyse von Schweineborsten, Federn, etc. entwickelten Technik auf die Erfordernisse von entwässertem Überschussschlamm, der u.a. eine ganz andere Konsistenz aufweist. Die technischen Lösungen für Stofftransport und Wärmeübertragung sind anzupassen.
- 3.- Wissenschaftliche Auswertung der Leistungsfähigkeit der thermischen Hydrolyse. Faulungs- und Entwässerungsversuche im Labor- und Pilotmaßstab. Auswertung der Betriebsdaten der Schlammbehandlung der Kläranlage Grevesmühlen sowie ergänzende Untersuchungen z.B. Rückbelastung durch Filtrate der Entwässerung.

## **Ergebnisse und Diskussion**

Die HCHS-Anlage zur thermischen Überschussschlamm-Desintegration wurde Anfang Januar 2014 in der Kläranlage Grevesmühlen angeliefert und aufgestellt. Anschließend wurde die Anlage eingehaust und rohrlinientechnisch sowie elektrisch angeschlossen. Mitte Februar konnte mit der kalten Inbetriebnahme begonnen werden. Mitte März konnte der erste entwässerte Überschussschlamm durch die Anlage gefahren werden. Parallel zur Adaptation der Anlage an den entwässerten Überschussschlamm wurde mit der Untersuchung des Einflusses der thermischen Desintegration auf den anschließenden Faulungsprozess im Labormaßstab begonnen. Im Labormaßstab ( $V_N = 1,6 \text{ l}$ ) wurden der Einfluss der thermischen Desintegration und der Temperatur der Hydrolyse auf den Faulgasanfall und den oTR-Abbaugrad in diskontinuierlichen Standversuchen und kontinuierlichen Durchlaufversuchen untersucht. Ende Mai waren die Anpassungsarbeiten an den entwässerten Überschussschlamm abgeschlossen. Die Zeit über den Sommer, in der aufgrund der Personalsituation in der Ferienzeit keine Leistungsfahrt mit 3-Schichtbetrieb durchgeführt werden konnte, wurde für Optimierungsarbeiten genutzt. Im September wurde der Nachweis der Verfügbarkeit und der Kapazität in einer 3-wöchigen 2-3-schichtigen Leistungsfahrt erbracht.

Die im Zuge der Leistungsfahrt erfolgten plötzliche und vollständige Umstellung des Faulturms FT1 der Kläranlage Grevesmühlen von unbehandeltem auf thermisch desintegrierten Überschussschlamm führte im Unterschied zu den Beobachtungen im Labor- und Pilotmaßstab aber in Übereinstimmung mit Hinweisen aus der Literatur [any15] zu Beeinträchtigungen im Faulungsprozess. Die Faulgasproduktion brach ein und die Gehalte an CSB und flüchtigen organischen Säuren im Faulschlammfiltrat nahmen zu.

## **Ergebnisse und Diskussion ff.**

Nach gut 14 Tagen hatte sich der Faulturm FT1 aber bereits wieder vollständig erholt. Anschließend wurde der Faulturm FT1 in 3 Phasen mit jeweils zunehmendem Anteil an thermisch desintegriertem Überschussschlamm umgestellt. Die Umstellung wurde durch in der Umstellung vorausseilende Versuche im halbtechnischen Maßstab ( $V_N = 450 \text{ l}$ ) begleitet.

In den Untersuchungen im Labor- und halbtechnischen Maßstab konnte in Stand- und Durchlaufversuchen gezeigt werden, dass die thermische Überschussschlamm-Desintegration in der HCHS-Anlage der Fa. Haarslev eine Steigerung des Faulgasanfalls um knapp 30 % und eine Erhöhung des oTR-Abbaugrads um gut 10 Prozentpunkte von ca. 40 % auf 50 % und eine signifikante Verminderung der Viskosität des Schlammes bewirkt. Bei Berücksichtigung eines Methangehalts des Faulgases von ca. 62 % vol. und eines CSB/oTR-Verhältnisses von ca. 1,5 im entwässerten Überschussschlamm korrespondieren diese jeweils gemessenen Werte und sind in guter Übereinstimmung mit den in der Fachliteratur berichteten Ergebnissen [ana15, Kop12, Kop14]. Bei einer thermischen Desintegration mit 140 °C wurde eine etwas geringere Zunahme des Faulgasanfalls und des oTR-Abbaugrads festgestellt. Bei 150 °C und 160 °C konnten keine signifikanten Unterschiede beobachtet werden. Die Ergebnisse der Versuche haben ebenfalls in guter Übereinstimmung mit der Fachliteratur eine signifikante Erhöhung der Ammoniumgehalte und der Säurekapazität im Faulschlammfiltrat um etwa 50 % gezeigt. Für die zum Teil stark schwankenden Messwerte in den eigenen Versuchen kann keine schlüssige Erklärung angeboten werden. Des Weiteren wurde in Übereinstimmung mit den Berichten in der Fachliteratur im Faulschlammfiltrat eine geringfügige Erhöhung des Gehalts an flüchtigen Fettsäuren und eine signifikante Erhöhung des CSB-Gehalts festgestellt.

Bei dem Vergleich des Faulgasanfalls und der Werte im Filtrat des Faulschlammes für die weitgehend parallel betriebenen Faultürme FT1 und FT2 der Kläranlage Grevesmühlen wurde der Einfluss der thermischen Desintegration des dem Faulturm FT2 zugeführten Überschussschlammes durch die Vermischung mit Vorklärschlamm der Kläranlage Grevesmühlen und den Co-Substraten überlagert. Der signifikant höhere Faulgasanfall im mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm beschickten Faulturm FT2 im Vergleich zum Faulturm FT1 im Anschluss an die Umstellung und dem Erreichen eines stabilen Zustands und stabiler Ablaufwerte liegt über den Erwartungen und sollte durch längerfristige Beobachtungen verifiziert werden. In der Mischung mit Vorklärschlamm und Co-Substraten fiel der Einfluss der thermischen Überschussschlamm-Desintegration auf die Werte im Faulschlammfiltrat erwartungsgemäß niedriger aus. Der Ammoniumstickstoffgehalt erhöhte sich durch die thermische Desintegration des Überschussschlammes im Faulschlammfiltrat um knapp 50 %, der Gehalt an flüchtigen Fettsäuren insignifikant und der CSB-Gehalt von 300 mg/l ohne thermische Desintegration auf 800 mg/l mit thermischer Desintegration. Bei einem Abwasseranfall von ca. 100 l/(E\*d) und einem Klärschlammfall von ca. 2 l/(E\*d) ergibt sich rechnerisch eine Erhöhung des CSB im Kläranlagenablauf von 10 mg/l, sofern von dem CSB im Faulschlammfiltrat nichts in der Biologie der Kläranlage abgebaut wird. In der Literatur [Kop12] wird eine Erhöhung des CSB im Kläranlagenablauf um 5 mg/l aufgrund der thermischen Überschussschlamm-Desintegration berichtet.

Nach Erreichen stabiler Verhältnisse im mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm beschickten Faulturm FT2 wurden Entwässerungsversuche mit einer Dekanterzentrifuge der Fa. Hiller in Grevesmühlen durchgeführt. Es konnte das gleiche Flockungshilfsmittel eingesetzt werden, das auch für den Faulschlamm ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration verwendet wurde. Bei gleichen

## **Ergebnisse und Diskussion ff.**

Einsatzmengen an Flockungshilfsmittel wurde aufgrund der thermischen Überschussschlammdeintegration eine Steigerung des TR-Gehalts im Abwurf der Dekanterzentrifuge um 8 – 10 Prozentpunkte von 21 – 23 % TR (FT1) auf 33 % TR (FT2) festgestellt. Im Hinblick auf den Durchsatz der Dekanter-Zentrifuge und den Flockungshilfsmittelleinsatz wurde für beide Faulschlämme nur ein jeweils schwaches Optimum festgestellt.

## **Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation**

PFEIFFER, W.: Thermische Klärschlammdeintegration –erste Ergebnisse aus dem ZVG. DWA – Tag des Abwassermeisters, Neubrandenburg, 27.11.2014

PFEIFFER, W.: Effects of thermal sewage sludge disintegration on the anaerobic digestion of sewage sludge. Proceedings of the International Conference on Sewerage Construction, Taiwan, 12./13.08.2015; pp. 155 – 174

PFEIFFER, W.: Klärschlammdeintegration – Ergebnisse einer Demonstrationsanlage in der Kläranlage Grevesmühlen. Fachtagung Wasser/Abwasser der BDEW-Landesgruppe Norddeutschland und DVGW-Landesgruppe Nord; Plau am See; 23.09.2015

PROCHNOW, T., HERTEL, J., PFEIFFER, W.: Die thermische Desintegration von Klärschlamm und die Auswirkungen auf die nachfolgenden Verfahrensschritte Entwässerung und Trocknung. VDI Wissensforum – 6. VDI Fachtagung – Klärschlamm; Paderborn; 16./17.09.2015

PROCHNOW, T., HERTEL, J., PFEIFFER, W.: Erste Ergebnisse der Klärschlammdeintegration auf der Kläranlage Grevesmühlen. DWA Klärschlammforum, Kremmen – Sommerfeld, 4.11.

## **Fazit**

Im Rahmen der Untersuchungen konnten die Gewährleistungszusagen der Fa. Haarslev Industries für die HCHS Anlage zur thermischen Überschussschlamm-Desintegration in der Kläranlage Grevesmühlen nachgewiesen werden:

- Verfügbarkeit und Kapazität der Anlage konnten im Rahmen der 3-wöchigen 2-3-schichtigen Leistungsfahrt im September 2014 nachgewiesen werden.
- Der Bedarf an Frischdampf lag mit ca. 190 kg/m<sup>3</sup> entwässertem Überschussschlamm deutlich unter den zugesagten 250 kg/m<sup>3</sup>.
- Die Viskosität des entwässerten Klärschlammes nahm durch die thermische Desintegration ganz offensichtlich signifikant ab. Der thermisch desintegrierte Überschussschlamm hatte eine pumpfähige und nicht mehr sichfeste Konsistenz
- Die Steigerung des oTR-Abbaugrads beim entwässerten Überschussschlamm lag aufgrund der thermischen Desintegration bei über 10 Prozentpunkten. Dies wurde sowohl durch Messungen des oTR-Abbaugrads als auch durch die Zunahme des Faulgasanfalls durch parallele Ausfallversuche im Labor- und im halbtechnischen Maßstab bestätigt.
- Durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration stieg der TR-Gehalt im entwässerten Faulschlamm um 8 – 10 Prozentpunkte von 21 – 23 % TR auf ca. 33 % TR an.

Durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration wird erreicht, dass:

- die Kapazität der Faulbehälter um 37 % gesteigert wird, da die hydraulische Belastung durch die Entwässerung des Überschussschlammes vermindert wird.
- der Faulgasanfall um gut 15 % gesteigert wird.
- der Anfall an entwässertem Faulschlamm um 37 % vermindert wird
- die bei der Trocknung zu verdampfende Wassermenge um 44 % vermindert wird

Für die Kläranlage Grevesmühlen hat sich bei Ansatz der Entsorgungskosten für die thermische Beseitigung eine Wirtschaftlichkeit der HCHS-Anlage ohne Berücksichtigung von Investitionskosteneinsparungen für Faulbehälterkapazität dargestellt. Vor diesem Hintergrund wurde die HCHS Anlage vom Zweckverband Grevesmühlen übernommen.

## Inhaltsverzeichnis

<b>Inhaltsverzeichnis</b> .....	6
<b>Abkürzungsverzeichnis</b> .....	8
<b>Abbildungsverzeichnis</b> .....	10
<b>Tabellenverzeichnis</b> .....	12
<b>Zusammenfassung</b> .....	13
1 Einleitung.....	18
2 Kläranlage Grevesmühlen .....	20
3 Aufbau der thermischen Klärschlamm- desintegrationsanlage der Fa. Haarslev Industries .....	23
4 Integration der thermischen Klärschlamm- desintegrationsanlage der Fa. Haarslev Industries in die zentrale Schlammbehandlung der Kläranlage Grevesmühlen .....	27
5 Ziel der thermischen Desintegration in der Kläranlage Grevesmühlen .....	30
6 Bedienung der Anlage .....	31
6.1 Sicherheitseinrichtungen .....	31
6.2 Bedienebenen .....	32
6.3 An- und Abfahren der Hydrolyseanlage.....	33
6.3.1 Anfahren der Hydrolyseanlage.....	34
6.3.2 Abfahren der Anlage .....	35
7 Inbetriebnahme der HCHS Anlage .....	35
7.1 Kalte Inbetriebnahme .....	36
7.2 Warme Inbetriebnahme.....	38
7.3 Anpassen der HCHS-Anlage an entwässerten Überschussschlamm .....	38
8 Begleitende Untersuchungen zur Inbetriebnahme der HCHS Anlage und zur Umstellung des Faulturms FT2 in der Kläranlage Grevesmühlen .....	39
8.1 Untersuchungen zur Faulung thermisch desintegrierten Klärschlamm im Labormaßstab .....	39
8.1.1 Konzept der Versuche .....	39
8.1.2 Versuchsaufbau .....	40
8.1.3 Durchführung .....	43
8.1.4 Versuchsphasen .....	44

8.1.5	Analytik.....	47
8.1.6	Versuchsergebnisse der Laborfaulversuche .....	49
8.2	Untersuchungen zur Faulung thermisch desintegrierten Klärschlamm im halbtechnischen Maßstab .....	62
8.2.1	Konzept der Versuche .....	62
8.2.2	Aufbau der halbtechnischen Versuchsfaulbehälter .....	63
8.2.3	Versuchsdurchführung.....	66
8.2.4	Analytik.....	67
8.2.5	Versuchsergebnisse der halbtechnischen Faulungsversuche.....	69
8.2.6	Auswertung der Versuche im halbtechnischen Maßstab hinsichtlich der Umstellung des Faulturms FT2.....	74
9	Umstellung des Faulturms FT2 der KA Grevesmühlen auf die Faulung von thermisch desintegriertem Überschuss-schlamm.....	77
9.1	Konzept der Umstellung.....	77
9.2	Auswertung der Umstellung .....	79
9.2.1	Faulgasanfall.....	80
9.2.2	FOS / TAC.....	83
9.2.3	Ammonium- und CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat.....	84
9.2.4	Entwässerungsverhalten .....	86
10	Auswirkungen der thermischen Überschussschlamm-desintegration auf die Klärschlammbehandlung und -verwertung bzw. -beseitigung .....	87
11	Ökologische und ökonomische Bilanzierung des Verfahrens in Abgrenzung zum Stand der Technik.....	89
11.1	Energiebilanzierung der HCHS Klärschlamm-desintegrationsanlage.....	89
11.2	Energiebilanzierung einer getrennten anaeroben Klärschlammbehandlung für 100.000 EW mit und ohne HCHS Klärschlamm-desintegrationsanlage.....	93
11.3	Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen.....	103
12	Literaturverzeichnis.....	107
	<b>Anhang .....</b>	<b>110</b>



## Abkürzungsverzeichnis

aTR	anorganischer Trockenrückstand
B <sub>d,TR</sub>	Tagesfracht an Trockenrückstand
BHB	Betriebshandbuch
BW	Brauchwasser
CO-Substrat	Schlämme aus Fettabscheidern, der Milchindustrie, Backwarenindustrie uvm.
CSB	chemischer Sauerstoffbedarf
FB	Faulbehälter (labor- oder halbtechnischer Maßstab)
FT	Faulturm/ Faultürme des ZVG
FHM	Flockungshilfsmittel
FOS	flüchtige organische Säuren
Gvm	Grevesmühlen
GV	Glühverlust
HA	Hydrolyseanlage
HAT-FB	halbtechnischer Faulbehälter
HCHS	Haarslev Continuous Hydrolysis System
HI	Haarslev Industries
hyd.	hydrolysiert
IBN	Inbetriebnahme
KA	Kläranlage
I <sub>N</sub>	Normliter
LB	diskontinuierliche Laborversuche
LK	kontinuierliche Laborversuche
MB	Misch-Beschickung (Beschickung mit CO-Substrat und Rohschlamm)

NH <sub>4</sub> -N	Ammonium-Stickstoff
oTR	organischer Trockenrückstand
oTR <sub>zu</sub>	zugeführter organischer Trockenrückstand
PS	Primärschlamm
red.	reduzierte
spez.	spezifisch/ en
Startfrg.	Startfreigabe
TAC	Total Anorganic Carbon/ gesamter anorganischer Kohlenstoff
TR	Trockenrückstand
t	Standzeit
t <sub>R</sub>	hydraulische Verweilzeit
ÜS/ÜSS	Überschussschlamm
WB	Wasserbecken
ZKW	Zentralkläwerk
ZVG	Zweckverband Grevesmühlen

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Luftaufnahme der KA Grevesmühlen im Ausbauzustand 2002 .....	20
Abbildung 2: Entwicklung des Stromverbrauchs und der Stromerzeugung der KA Gvm [Sch07-1] .....	22
Abbildung 3: HCHS-Verfahren – allgemeine Darstellung .....	23
Abbildung 4: HCHS-Anlage in Grevesmühlen .....	26
Abbildung 5: HCHS-Anlage in Grevesmühlen und Łancut, Polen .....	26
Abbildung 6: schematische Darstellung der Integration der Hydrolyseanlage in die zentrale Schlammbehandlung des Klärwerks Grevesmühlen .....	27
Abbildung 7 Bedienpanel in der Hydrolyseanlage - Hauptmenü .....	32
Abbildung 8 schematische Darstellung des Versuchsaufbaus der Faulungsversuche im Labormaßstab .....	41
Abbildung 9 Laborfaulbehälter mit Gasspeicher und Auffanggefäß .....	41
Abbildung 10: spezifischer Gasertrag aus der Versuchsphase LB-01 .....	50
Abbildung 11: spezifischer Gasertrag aus den Batch-Versuchen .....	51
Abbildung 12: spezifischer Gasertrag aus LK-01 .....	54
Abbildung 13: kumulativer Gasertrag aus LK-01 .....	54
Abbildung 14: spezifischer Gasertrag aus LK-02 und 03 .....	55
Abbildung 15: kumulativer Gasertrag aus LK-02 und 03 .....	55
Abbildung 16: kumulativer Gasertrag aus LK-03 .....	55
Abbildung 17: oTR Abbaugrade LK-03 .....	57
Abbildung 18: Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat .....	60
Abbildung 19: CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat .....	60
Abbildung 20: Seiten- und Frontansicht der Versuchsfaulbehälter .....	64
Abbildung 21: Versuchsstand für die halbtechnischen Faulungsversuche .....	64
Abbildung 22 spezifischer Gasertrag als gleitendes Mittel über je 16d .....	69
Abbildung 23: kumulativer spezifischer Gasertrag .....	70
Abbildung 24: CSB-Gehalt des Faulschlammfiltrats in den halbtechnischen Versuchen .....	73
Abbildung 25: NH <sub>4</sub> -N-Gehalt des Faulschlammfiltrats in den halbtechnischen Versuchen .....	74
Abbildung 26: Prozessparameter HT-FB1 .....	75
Abbildung 27: Prozessparameter HT-FB2 .....	75
Abbildung 28 spez. Gasertrag des FT1 & FT2 als gleitendes Mittel über 15 d .....	80
Abbildung 29: FOS- und TAC-Werte der Faultürme des ZVG .....	83
Abbildung 30: CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat der Faultürme des ZVG .....	84
Abbildung 31: NH <sub>4</sub> -N-Gehalt im Faulschlammfiltrat der Faultürme des ZVG .....	85

Abbildung 32: Erweitertes Verfahrensschema der HCHS-Anlage für die thermische Klärschlammintegration in der zentralen Klärschlammbehandlungsanlage der Kläranlage Grevesmühlen mit Massen-, Stoff- und Enthalpiebilanzen.....	93
Abbildung 33: Erweitertes Verfahrensschema einer getrennten anaeroben Klärschlammbehandlung für eine Kläranlage mit 100.000 EW ohne thermische Überschussschlammintegration.....	97
Abbildung 34: Erweitertes Verfahrensschema einer getrennten anaeroben Klärschlammbehandlung für eine Kläranlage mit 100.000 EW mit thermischer Überschussschlammintegration.....	98
Abbildung 35: spezifischer Gasertrag LB-02.....	112
Abbildung 36: spezifischer Gasertrag LB-04.....	112
Abbildung 37: spezifischer Gasertrag LB-05.....	113
Abbildung 38: spezifischer Gasertrag LB-06.....	113

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Versuchsphasen der Batchversuche im Labormaßstab.....	45
Tabelle 2:	Versuchsphasen der kontinuierlichen Laborversuche .....	46
Tabelle 3:	Standzeiten für 75/ 90 % Faulgasanfall in den diskontinuierlichen Laborversuchen.....	53
Tabelle 4:	Versuchsergebnisse der Faulungsversuche im Labormaßstab.....	56
Tabelle 5:	Versuchsphasen der halbtechnischen FB 1 und 2 .....	68
Tabelle 6:	Versuchsphasen der halbtechnischen FB 3 und 4 .....	68
Tabelle 7:	spezifischer Gasertrag und oTR-Abbaugrad der halbtechnischen Faulungsversuche .....	71
Tabelle 8:	Schlammanfall auf der KA Grevesmühlen in 2013 .....	78
Tabelle 9:	Phasen der Umstellung des Faulturms 2 im ZVG.....	79
Tabelle 10:	Richtwerte für die Berechnung des theoretischen Gasertrages .....	82
Tabelle 11:	Gegenüberstellung der Daten mit und ohne thermische Desintergation .....	103
Tabelle 12:	Zusammenstellung der Betriebskosten für die thermische Überschussschlammintegration.....	106

## Zusammenfassung

Um dem steigenden Kostendruck der Klärschlamm Entsorgung entgegen zu wirken, wurde auf der Kläranlage in Grevesmühlen eine thermische Desintegrationsanlage durch die Firma Haarslev Industries errichtet. Gegenstand des nachstehenden Berichts ist die Darstellung der Durchführung und der Ergebnisse begleitender Untersuchungen zur Inbetriebnahme im Labor- und halbtechnischen Maßstab sowie bei der Umstellung eines Faulturms auf den thermisch desintegrierten Überschussschlamm. Im Zuge der Untersuchungen sollte der Einfluss der thermischen Desintegration des Überschussschlammes auf die Schlammbehandlung festgestellt werden. Im Vordergrund stand dabei die Untersuchung des Einflusses der thermischen Überschussschlamm desintegration auf den Faulgasanfall und den oTR-Abbau in der Faulung, auf den Ammonium- und CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat sowie auf die Entwässerungseigenschaften des Faulschlammes. Es sollte auch festgestellt werden, ob die diesbezüglichen Gewährleistungszusagen der Fa. Haarslev Industries einschließlich der Zusagen im Hinblick auf Kapazität und Verfügbarkeit durch die Anlage sichergestellt werden.

In der HCHS (Haarslev Continuous Hydrolysis System) Anlage zur thermischen Überschussschlamm desintegration wird auf 15 – 20 % TR entwässerter Überschussschlamm in kleinen Portionen mit Dampf aufgeheizt und in den Reaktor gedrückt. In dem Reaktor verweilt der Schlamm dann 20 – 30 min bei 140 – 160 °C bevor er durch ein Ventil in den Economiser Tank auf Umgebungsdruck entspannt wird. Der bei der Entspannung freiwerdende Dampf wird zur Vorwärmung des entwässerten Überschussschlammes im Schlamm Speicher genutzt. Aus dem Economiser wird der Schlamm in den Flashtank gesaugt und dort unter Unterdruck weiter abgekühlt. Der im Flashtank frei werdende Dampf wird in einem Kondensator kondensiert. Die Wärme wird an Kühlwasser abgeführt und kann z.B. zur Beheizung der Faulbehälter genutzt werden. Der abgekühlte thermisch desintegrierte Überschussschlamm wird mit einer Produktpumpe in die Faulbehälter überführt.

Durch die Wärmebehandlung und die plötzliche Entspannung mit Siedevorgängen werden Zellen zerstört und thermisch instabile Inhaltsstoffe teilweise aufgeschlossen. Zellinhalte und durch die Wärmebehandlung hydrolysierte Inhaltsstoffe werden dem anaeroben Abbau zugänglich und erhöhen den anaeroben Abbaugrad im thermisch desintegrierten Überschussschlamm. Zerstörte Zellen und das durch die Wärmebehandlung verminderte Wasserbindungsvermögen von Überschussschlamm Inhaltsstoffen, wie z.B. bei den extrazellulären Enzymen und Proteinen, vermindern die Viskosität und verbessern die Entwässerungseigenschaften des thermisch desintegrierten Überschussschlammes. Vor diesem Hintergrund hat

Haarslev Industries die Pumpfähigkeit des thermisch desintegrierten Überschussschlammes mit bis zu 20 % TR, einen um 10 Prozentpunkte verbesserten oTR-Abbaugrad für den thermisch desintegrierten Überschussschlamm und eine Steigerung des TR-Gehalts für den entwässerten Faulschlamm im Abwurf einer Dekanterzentrifuge von ca. 21 % auf mindestens 25,5 % TR durch die thermische Desintegration des Überschussschlammes gewährleistet. Des Weiteren wurden von Haarslev Industries eine Verfügbarkeit von mindestens 8.000 h/a, ein Durchsatz von mindestens 260 kg TR/h und ein Dampfverbrauch von maximal 250 kg/t entwässerten Überschussschlamm zugesagt.

Die HCHS-Anlage wurde Anfang Januar 2014 in der Kläranlage Grevesmühlen angeliefert, bis Mitte Februar eingehaust und mechanisch sowie elektrisch angeschlossen. Bis Ende März wurde die Inbetriebnahme im Hand- und Automatikbetrieb abgeschlossen. Im April und Mai wurde die Anlage mit entwässertem Klärschlamm eingefahren. In dieser Zeit wurde auch mit den Begleituntersuchungen im Labormaßstab begonnen. Es wurden diskontinuierliche und kontinuierliche Faulungsversuche im 1,6 l Maßstab durchgeführt. Über den Sommer wurde an der Optimierung der HCHS-Anlage und der Betriebsparameter gearbeitet. Im September wurde erfolgreich ein 3-wöchige Leistungsfahrt zum Nachweis der Kapazität und der Anlagenverfügbarkeit durchgeführt. Nachdem allerdings die abrupte vollständige Umstellung des Faulturms FT2 von unbehandeltem auf thermisch desintegrierten Überschussschlamm zu einer Beeinträchtigung des Faulungsprozesses geführt hatte, wurde im Oktober mit den begleitenden Untersuchungen im halbtechnischen Maßstab (4 Faulbehälter,  $V_N = 450$  l) und der stufenweise Umstellung des Faulturms FT2 begonnen, nachdem sich der Faulungsprozess nach gut 14 Tagen wieder stabilisiert hatte.

Durch die thermische Überschussschlamm-desintegration kann offensichtlich eine deutliche Verminderung der Viskosität und eine deutliche Verbesserung der Pumpfähigkeit des entwässerten Überschussschlammes erreicht werden. In Anbetracht der starken Temperaturabhängigkeit und komplexen rheologischen Verhältnisse wurde aber auf eine Quantifizierung dieser Werte verzichtet. Die augenscheinlich deutliche Verminderung der Viskosität und die Verbesserung der Pumpfähigkeit durch die thermische Desintegration wurden auch für den ausgefaulten Überschussschlamm beobachtet.

Der Dampfbedarf für die thermische Desintegration lag bei ca. 190 kg/t entwässerten Überschussschlamm und bei ca. 170 kg/t thermisch desintegriertem Überschussschlamm. Durch im thermisch desintegrierten Überschussschlamm verbleibendem Kondensat vermindert sich der TR-Gehalt um ca. 1,5 % TR im Vergleich zum entwässerten Überschussschlamm.

In den diskontinuierlichen Faulungsversuchen im Labormaßstab wurde eine Steigerung des Faulgasanfalls durch die thermische Überschussschlammdeintegration um ca. 30 % festgestellt. Die kontinuierlichen Versuche im Labor- und im halbtechnischen Maßstab haben diese Steigerung des Faulgasanfalls bestätigt. Auch die zugehörige Steigerung des oTR-Abbaus von ca. 40 % auf gut 50 % um gut 10 %-Punkte wurde durch die Messwerte bestätigt. Die Messergebnisse der Laborversuche weisen auf einen nur geringen Einfluss der Temperatur der thermischen Desintegration im Bereich von 150 – 160 °C hin. Bei 140 °C wurde allerdings nur eine geringere Steigerung des Faulgasertags festgestellt. Durch die Umstellung des Faulturms FT2 auf thermisch desintegrierten Überschussschlamm wurde nach 3 Verweildauern eine deutliche über den Erwartungen liegende Steigerung des Faulgasanfalls beobachtet. Zum Teil könnte es sich dabei aber um Faulgas aus in den Umstellungsphasen nicht abgebauten Inhaltsstoffen handeln. Andererseits wurden auch in der Literatur [Kop12] Steigerungen des Faulgasanfalls in derartigen Größenordnungen berichtet. Klarheit kann diesbezüglich aber nur eine längerfristige Beobachtung erbringen.

Der Ammoniumgehalt und korrespondierend die Säurekapazität (TAC bzw. TIC) nahmen durch die thermische Überschussschlammdeintegration zu. Dies entspricht aufgrund des durch die thermische Desintegration erhöhten Proteinaufschlusses und -abbaus auch den Erwartungen. Für die zum Teil starken Schwankungen der Messwerte der Ammoniumgehalte im Faulschlammfiltrat der halbtechnischen Versuche und der Faultürme kann allerdings keine Erklärung angeboten werden, ebenso nicht für die in der zweiten Umstellungsphase zunächst fallenden TAC Werte bei gleichbleibenden Ammoniumgehalten. Im Mittel entsprechen die Zunahmen der Ammoniumgehalte im Faulschlammfiltrat beim Überschussschlamm um ca. 50 % und beim Mischschlamm um ca. 20 % den Erwartungen.

Der CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat erhöht sich durch die thermische Überschussschlammdeintegration im Faulturm FT2 im Vergleich zum Faulturm FT1 von um die 300 mg/l auf um die 800 mg/l. Bei 2 l/(E\*d) Faulschlammfiltrat ergibt sich bezogen auf 100 l/(E\*d) Abwasseranfall eine Erhöhung des CSB-Gehalts um 10 mg/l. Diese Erhöhung würde auch im Ablauf auftreten, sofern von diesem CSB in der Biologie der Kläranlage nichts abgebaut wird. In der Literatur [Kop12] wurde eine Erhöhung des CSB im Ablauf der Kläranlage um ca. 5 mg/l aufgrund der thermischen Überschussschlammdeintegration berichtet.

Die Erhöhung der flüchtigen organischen Säuren im Faulschlammfiltrat aufgrund der thermischen Überschussschlammdeintegration fällt allenfalls marginal aus. Eine abrupte und vollständige Umstellung der Faulung auf thermisch desintegrierten Überschussschlamm wurde im technischen Maßstab im Gegensatz zum Labor- und halbtechnischen Maßstab nicht problemlos verkraftet. Eine Umstellung in 3 Stufen mit



zunehmendem Gehalt an thermisch desintegriertem Überschussschlamm verlief aber auch im technischen Maßstab recht problemlos.

Bei der Entwässerung wurde in Versuchen mit einer Dekanter-Zentrifuge im technischen Maßstab durch die Fa. Hiller eine Erhöhung des TR-Gehalts im Abwurf um 8 – 10 %-Punkte von 21 – 23 % TR auf rund 33 % TR durch die thermische Desintegration des Überschussschlammes im Faulschlamm des Faulturms FT2 im Vergleich zum Faulturm FT1 festgestellt, der mit unbehandeltem Überschussschlamm beschickt wurde. Dieser Befund ist in Übereinstimmung mit den in der Literatur berichteten Werten [ano15, Kop12, Kop14].

Zusammengefasst ist festzustellen, dass durch die thermische Überschussschlamm-desintegration:

- eine Verminderung des erforderlichen Fauraumvolumens um 37 %,
- eine Erhöhung des Faulgasanfalls um 12 – 15 %
- eine Verbesserung der Entwässerbarkeit des Faulschlammes um 8 – 10 Prozentpunkte
- eine Verminderung des Anfalls an entwässertem Faulschlamm um ca. 37 % und
- eine Verminderung der in einer Trocknung zu verdampfenden Wassermenge um ca. 45 % erreicht wird.

Die Werte konnten in Übereinstimmung mit der Literatur [ano15, Kop12, Kop14] in der Kläranlage Grevesmühlen nachgewiesen werden. Vor diesem Hintergrund hat der ZVG sich zu einer Übernahme der HCHS-Anlage entschieden. Zur Auflage wurden allerdings eine vollständige Erfassung und Behandlung der Abluft und der Nachweis einer Kapazität von bis zu 400 kg TR/h gemacht. Die Vorwärmung des entwässerten Überschussschlammes mit geruchsbelastetem Dampf hat zu unzumutbaren Geruchsemissionen geführt. Die Abluft soll deshalb zukünftig in die Zuluft zum Gasmotor oder in den Faulbehälter abgeleitet und einer thermischen Behandlung zugeführt werden.

Der Dampfbedarf für die thermische Desintegration kann durch eine Dampferzeugung aus der Abgaswärme abgedeckt werden. Eine Wirtschaftlichkeit der thermischen Überschussschlamm-desintegration dürfte sich für Anschlussgrößen ab 100.000 EW im Vergleich zur thermischen Klärschlamm-beseitigung in Klärschlammmonoverbrennungsanlagen darstellen lassen. Aufgrund der Reduzierung der erforderlichen Wasserverdampfung zur Klärschlamm-trocknung durch die thermische Überschussschlamm-desintegration dürften sich eine Trocknung des Faulschlammes in der Kläranlage und eine thermische Verwertung des getrockneten

Klärschlamm in geeigneten Heizkraftwerken in einer Chargen-Mono-Verbrennung als interessante Alternative anbieten.

Unter dem Gesichtspunkt einer weitergehenden Optimierung des Verfahrens bedürfen folgende Fragestellungen einer weiteren Betrachtung.

- Einfluss der Prozesstemperatur bei der Hydrolyse von Überschuss- und Faulschlamm auf die Bildung von refraktärem CSB und Hemmstoffen
- Einfluss der thermischen Klärschlammhydrolyse auf die Leimphase bei der Trocknung des Faulschlammes

Die Ergebnisse des Forschungsvorhabens wurden der nationalen und internationalen Fachöffentlichkeit bereits in Vorträgen und Publikationen [Pfe14; Pfe15-1; Pro15-1; Pfe15-2; Pro15-2] vorgestellt. In diesen Bericht sind auch die wesentlichen Ergebnisse der studentischen Abschlussarbeiten zu diesem Thema [Pro14; Sch14] eingearbeitet worden.

## 1 Einleitung

Klärschlambeseitigung ist ein schon seit den Zeiten von Pettenkofer und Liebig intensiv diskutiertes Thema. Im Wesentlichen geht es um die Abwägung des Nutzens der landwirtschaftlichen Verwertung aufgrund der Düngewirkung der im Klärschlamm enthaltenen Stoffe auf der einen Seite und die Gefahren für Natur und Umwelt einschließlich der Lebens- und Futtermittelqualität aufgrund der Schadstoffe im Klärschlamm auf der anderen Seite. In neuerer Zeit wird die Diskussion einerseits durch das begrenzte Vorkommen des für eine effektive Landwirtschaft unverzichtbaren Nährstoffs Phosphor sowie andererseits durch die prioritären Stoffe im Klärschlamm beherrscht. Durch eine 4. Reinigungsstufe bei der Abwasserreinigung kann durch Zugabe von Aktivkohlepulver eine weitgehende Elimination prioritärer Stoffe aus dem Abwasser gelingen [Sch15; Wun15]. Die beladene Aktivkohle wird mit dem Klärschlamm aus dem Abwasser abgetrennt. Diese Entwicklung verstärkt die Eigenschaft des Klärschlammes als Schadstoffseneke.

Die Bundesregierung hat vor diesem Hintergrund einen Kabinettsbeschluss gefasst, dem Beispiel anderer europäischer Länder zu folgen und aus der landwirtschaftlichen Klärschlammnutzung auszusteigen. Dem Anliegen, den im Klärschlamm enthaltenen Phosphor dennoch der landwirtschaftlichen Nutzung zuzuführen, wird durch ein Gebot eines Phosphorrecyclings im Rahmen der Abwasser und / oder Klärschlammbehandlung entsprochen [Wie13].

In Anbetracht der sich somit auch in Deutschland als unvermeidbar abzeichnenden thermischen Behandlung des Klärschlammes und der damit verbundenen Kosten ist es für alle Kläranlagenbetreiber angezeigt, sich darum zu bemühen, die anfallende Klärschlammmenge möglichst weitgehend zu reduzieren.

Einen Ansatz die zu entsorgende Menge an Klärschlamm signifikant zu reduzieren stellt das Verfahren der thermischen Klärschlammintegration dar. In dem Verfahren der thermischen Klärschlammintegration wird Klärschlamm auf 140 – 160 °C erwärmt, ca. 30 min bei dieser Temperatur gehalten und anschließend schlagartig von den 5 – 6 bar Druck auf etwa Umgebungsdruck entspannt. Durch diese Behandlung werden noch intakte Zellen zerstört, es wird ein Teil der schwer anaerob abbaubaren Klärschlamm-inhaltsstoffe aufgeschlossen und es wird das Wasserbindungsvermögen von Klärschlamm-inhaltsstoffen vermindert. Im Ergebnis werden durch die thermische Klärschlammintegration somit eine bessere anaerobe Abbaubarkeit des Klärschlammes und eine bessere Entwässerbarkeit des Faulschlammes erreicht, was zu einer Verminderung des Anfalls an entwässerten Faulschlamm führt.

Dieses Verfahren wird schon seit einigen Jahren zunehmend in UK und in den USA großtechnisch eingesetzt, wobei dort der Focus im Wesentlichen auf der Hygenisierung des Klärschlammes liegt [Kru12; Ano00]. Bei Neu-Anlagen zur Klärschlammfäulung kommt auch noch eine erhebliche Einsparung an Investitionskosten hinzu. In Deutschland gab es zu Beginn des Forschungsvorhabens nur eine einzige Anlage, deren Inbetriebnahme sich recht langwierig und schwierig gestaltet hatte.

Die Fa. Haarslev Industries baut seit mehr als 20 Jahren Anlagen zur thermischen Hydrolyse von Federn, Schweineborsten und ähnlichem Material zur Rückgewinnung von Eiweißen bzw. um Eiweiße in diesen Stoffen durch den Aufschluss von Kreatinen für die Verdauung verfügbar zu machen und hat sich entschlossen diese Anlagen auch für die thermische Klärschlamm-Desintegration zu ertüchtigen und in den Markt zu bringen. Im Unterschied zu der oben erwähnten anderen Anlage in Deutschland eines Mitbewerbers der Fa. Haarslev Industries wird die Zufuhr des entwässerten Klärschlammes in den Druckbereich des Prozesses bei der von Haarslev Industries entwickelten Anlage nicht mit einer Pumpe realisiert sondern über eine Schleuse, die mit Dampf beaufschlagt wird. In dem in der Schleuse vergleichsweise kleine Portionen Klärschlamm in kurzer Zeit (1 – 3 min) mit Dampf aufgeheizt und mit Dampfdruck in den Reaktor gefördert werden, verläuft der Prozess in der Anlage von Haarslev Industries zudem quasi kontinuierlich. Diese technische Ausführung des Prozesses ermöglicht eine kompakte Bauweise und lässt einen wirtschaftlichen Einsatz der thermischen Klärschlamm-Desintegration auch für kleinere Ausbaugrößen erreichbar erscheinen.

Haarslev Industries hat dem Zweckverband Grevesmühlen (ZVG) angeboten eine derartige Anlage in dessen Kläranlage Grevesmühlen zu errichten, sofern der ZVG diese Anlage bei Nachweis der zugesagten Eigenschaften und Leistungen dann auch übernehmen würde. Der ZVG und Haarslev Industries haben Mitte 2013 einen derartigen Vertrag geschlossen und Haarslev Industries hat die Hochschule Wismar (Prof. Dr. Pfeiffer) mit der wissenschaftlichen Begleitung der Inbetriebnahme und des Leistungsnachweises für diese Anlage beauftragt. Durchführung und Ergebnisse dieser begleitenden Untersuchungen sind Gegenstand des nachstehenden Berichts.

## 2 Kläranlage Grevesmühlen

Abbildung 1 zeigt eine Luftaufnahme der Kläranlage Grevesmühlen im Ausbau-zustand des Jahres 2002. Die Kläranlage Grevesmühlen ist die größte Kläranlage des Zweckverbands Grevesmühlen (ZVG), der gut 100.000 Einwohner mit Wasser versorgt und deren Abwasser entsorgt. Die Kläranlage Grevesmühlen reinigt das Abwasser von ca. 20.000 Einwohnern aus Grevesmühlen und umliegenden Gemeinden sowie das Abwasser von gut 20.000 Einwohnergleichwerten aus Gewerbe und Industrie. Bei dem gewerblichen und industriellen Abwasser handelt es sich überwiegend um das vorbehandelte Abwasser eines milchverarbeitenden Betriebs im Gewerbegebiet Upahl.

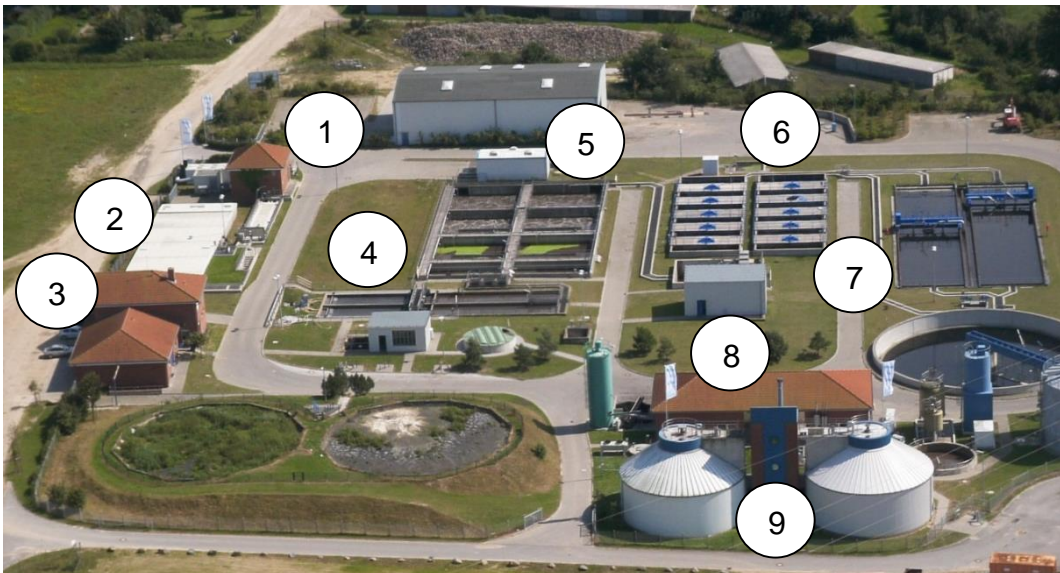


Abbildung 1: Luftaufnahme der KA Grevesmühlen im Ausbauzustand 2002

- 1 Rechengebäude
- 2 Sandfang
- 3 Betriebsgebäude
- 4 Vorklärung
- 5 1. Stufe der aeroben Behandlung
- 6 2. Stufe der aeroben Behandlung
- 7 Nachklärbecken (als Rechteck- und Rundbecken)
- 8 Schlammbehandlung
- 9 Faultürme FT1 (links) und FT2 (rechts)

Insbesondere Ausbaupläne des milchverarbeitenden Betriebs aber auch die Ansiedlung anderer Betriebe im Gewerbegebiet Upahl haben den gegenwärtigen Ausbau der Kläranlage Grevesmühlen von einer Kapazität von 45.000 EW auf 65.000 EW in der Abwasserlinie erforderlich gemacht. Im Rahmen des gegenwärtigen Ausbaus wird das in ein Vorklärbecken und in ein bio-P-Becken geteilte Vorklärbecken wieder vollständig zum Vorklärbecken umgebaut, die 2. Stufe der Belebung mit den Oberflächenbelüftern wird abgerissen und die 1. Stufe der Belebung wird links und rechts um jeweils eine Straße erweitert. Die voraussichtlichen Auswirkungen dieses Ausbaus auf den Klärschlammanfall sind im Bereich der Klärschlammbehandlung und damit auch im Hinblick auf die Kapazität der thermischen Klärschlammdesintegrationsanlage zu berücksichtigen.

In der Kläranlage Grevesmühlen werden neben dem Klärschlamm des Klärwerks Grevesmühlen auch die Klärschlämme der anderen Klärwerke des ZVG anaerob stabilisiert und entwässert. Bei den anderen Klärwerken des ZVG handelt es sich vor allem um die Klärwerke Boltenhagen (ca. 20.000 EW), Dassow (ca. 20.000 EW) und Lüdersdorf (ca. 10.000 EW). Im Sinne einer energie- und kosteneffizienten Abwasserentsorgung wurden die Klärwerke Boltenhagen, Dassow und Lüdersdorf im Zuge zunehmender Zulaufbelastungen von aerob simultan stabilisierenden zu mechanisch biologischen Klärwerken mit Vorklärung ausgebaut. Mit dem Ziel einer weiteren Optimierung der Energiebilanz und der Betriebskosten wurde 1999 mit der Co-Fermentation von Schlämmen aus Fettfängen und Abwasservorbehandlungsanlagen der Nahrungsmittelindustrie begonnen.

Der Erfolg dieser Bemühungen ist für den Zeitraum 1998 – 2005 in Abbildung 2 dargestellt. In 2014 lag die Stromerzeugung im Klärwerk Grevesmühlen bei gut 200 % des Strombedarfs des Klärwerks und es wird zu 97 % der Bedarf des Klärwerks, der Pumpwerke und des Wasserwerks mit der Eigenstromerzeugung gedeckt. Die Kläranlage Grevesmühlen hat sich in der Stadt Grevesmühlen von einem der größten Stromverbraucher zu einem der größten Stromerzeuger entwickelt.

Bemerkenswert ist, dass durch die Co-Fermentation der Fettschlämme und der Schlämme aus den Abwasservorbehandlungsanlagen der Nahrungsmittelindustrie die zu entsorgende Klärschlammmenge allenfalls marginal zugenommen hat. Diese Ergebnisse der Co-Fermentation wurden aber zwischenzeitlich durch Untersuchungen und Erfahrungen andernorts bestätigt [Rei03].

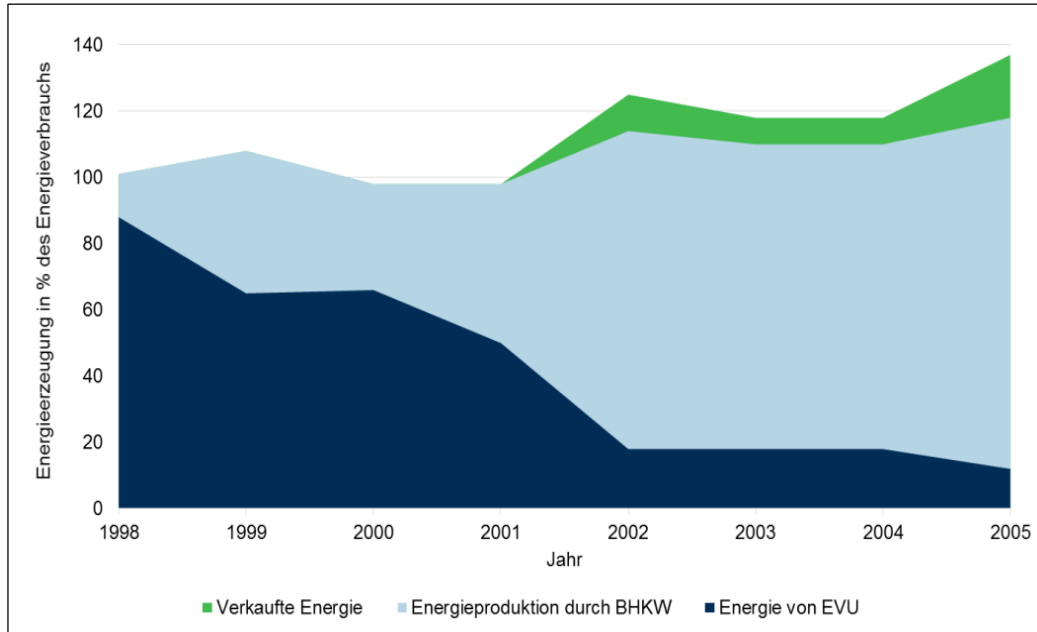


Abbildung 2: Entwicklung des Stromverbrauchs und der Stromerzeugung der KA Gvm [Sch07-1]

Der Zweckverband Grevesmühlen verwertet den anaerob stabilisierten und entwässerten Klärschlamm über ein Erdenwerk landwirtschaftlich und landbaulich. Die Kosten für diese Klärschlammverwertung liegen in der Größenordnung von 30 €/t Originalsubstanz (entwässertes Faulschlamm). Die Besorgnis um die Zukunftsfähigkeit der stofflichen Verwertung von stabilisiertem Klärschlamm in der Landwirtschaft und im Landschaftsbau haben den Zweckverband Grevesmühlen bewegt neuen Verfahrensentwicklungen in der Klärschlammbehandlung gegenüber offen zu sein, die eine weitere Verbesserung der Energiebilanz und eine Reduzierung der zu entsorgenden Klärschlammmenge versprechen. Unter Berücksichtigung der Co-Fermentation ist zudem eine Kapazitätserweiterung der Faulung für den Zweckverband Grevesmühlen durchaus von Interesse. Vor diesem Hintergrund hat der Zweckverband Grevesmühlen mit der Fa. Haarslev Industries einen Vertrag abgeschlossen, die thermische Klärschlammdeintegration im Klärwerk Grevesmühlen zu untersuchen und im Falle eines wissenschaftlichen Nachweises der zugesagten Leistungsdaten zu übernehmen.

### 3 Aufbau der thermischen Klärschlamm-Desintegrationsanlage der Fa. Haarslev Industries

Die thermische Klärschlamm-Desintegrationsanlage HCHS von Haarslev Industries im Klärwerk Grevesmühlen besteht im Wesentlichen aus einer Schlammvorlage (Preheater), einer Schleuse (Pressuriser), einem Reaktor, einem Economiser und einem Flash-Tank (Cooling-Tank). Der entwässerte Schlamm wird in der genannten Reihenfolge durch diese Behälter geleitet, bevor er in die Faulung gepumpt wird. Zur thermischen Klärschlamm-Desintegrationsanlage gehören des Weiteren ein Kondensator mit Vakuumpumpe und Kondensatpumpe, ein Dampferzeuger mit Gaskessel und einer Wasserenthärtungsanlage ausgeführt als Mischbettionenaustauscher, sowie eine als Kompressor ausgeführte Druckluftstation zur Versorgung der pneumatisch geschalteten Armaturen.

Der Überschussschlamm des Zentralklärwerks Grevesmühlen (ZKW Gvm) und der voreingedickte Primär- und Überschussschlamm der Klärwerke Boltenhagen, Dassow und Lüdersdorf werden in die Vorlage 3 des Zentralklärwerks Grevesmühlen eingeleitet und mit einem Tauchmotorrührwerk homogenisiert. Dieser homogenisierte Klärschlamm wird mit einem Dekanter auf einen Feststoffgehalt von ca. 15 - 20 % TR entwässert und mit Trogförderschnecken in die Schlammvorlage ( $V_N = \text{ca. } 4 \text{ m}^3$ ) der thermischen Klärschlamm-Desintegrationsanlage gefördert.

Abbildung 3 zeigt das Verfahrensschema der thermischen Klärschlamm-Desintegrationsanlage HCHS der Fa. Haarslev Industries.

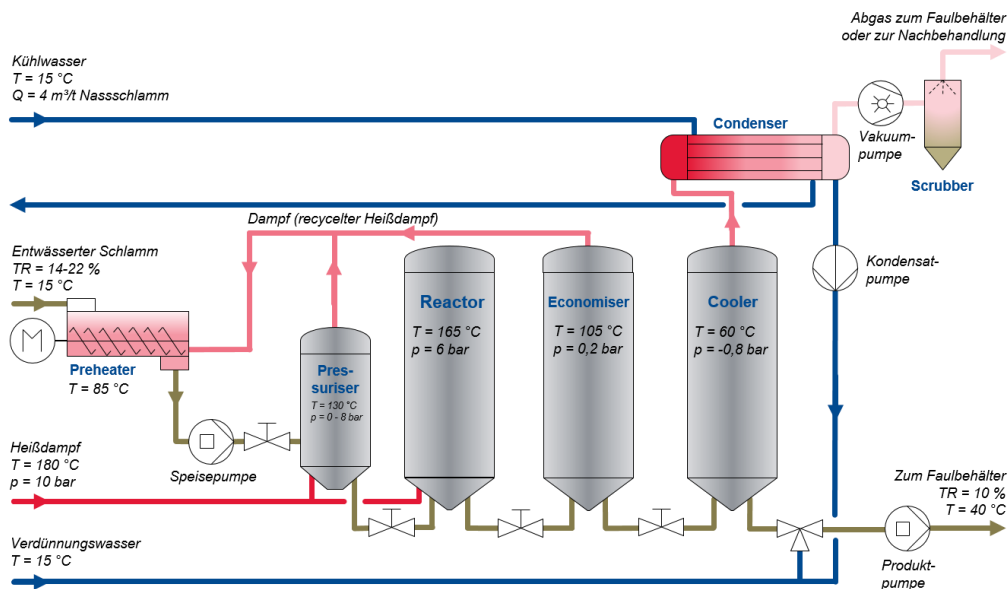


Abbildung 3: HCHS-Verfahren – allgemeine Darstellung

Der entwässerte Klärschlamm wird in der Schlammvorlage mit dem bei der Entspannung im Economiser freiwerdenden Dampf vorgewärmt. Die ursprünglich geplante



Vorwärmung des entwässerten Klärschlamm in der Schleuse mit dem bei der Entspannung im Economiser freiwerdenden Dampf hat sich nicht als zweckmäßig erwiesen. Durch die Nutzung des Schlammspeichers als Vorwärm tank haben sich allerdings die Geruchsemissionen verstärkt, so dass der Vorwärm tank im Rahmen der Optimierungsmaßnahmen abzudichten und mit einer Abluftbehandlung auszurüsten ist.

Der vorgewärmte entwässerte Klärschlamm wird mit der Dickschlamm-pumpe in die Schleuse gefördert. Der Betrieb der Schleuse erfolgt zyklisch. Nach einer Druckentlastung wird die Schleuse mit dem vorgewärmten entwässerten Klärschlamm befüllt. Anschließend wird der Klärschlamm mit Frischdampf beheizt und abschließend mit dem Druck des Frischdampfs in den Reaktor gefördert. Um eine vollständige Entleerung der Schleuse sicher zu stellen, wird für eine einstellbare Zeit Frischdampf in die Schleuse gegeben. Die geleerte Schleuse wird dann entlastet und der Dampf entweder in den Schlamm-speicher eingeleitet, um den entwässerten Klärschlamm vorzuwärmen oder über den Kondensator abgekühlt und mit dem Produktschlamm der Faulung zugeführt. Der Schlamm-speicher fungiert somit als Kondensator für den Dampf der Schleuse.

Im Reaktor wird die erforderliche Temperatur des Schlamms durch eine weitere Einleitung von Dampf sichergestellt. Das Ableiten einer geringen Dampfmenge aus dem Reaktor in größeren Zeitabständen ist unabdingbar, da es ansonsten durch die Kumulierung der nicht kondensierbaren Gase zu einem Temperaturabfall kommen würde. Der Schlamm des Reaktors wird füllstand-geregt in den Economiser-Tank überführt. Durch den Füllstand wird die erforderliche Mindestverweildauer im Reaktor sichergestellt. Im Economiser-Tank wird ein geringerer Druck gehalten, in dem der bei der Entspannung und Abkühlung des Schlamms entstehende Dampf zur Vorwärmung des entwässerten Klärschlamm in den Schlamm-speicher abgeführt und dort kondensiert wird. Der Schlamm-speicher fungiert somit als Kondensator für den Abdampf aus dem Economiser.

Ebenfalls füllstand-geregt wird der Schlamm aus dem Economiser in den Flash-Tank überführt. Der Druck im Flash-Tank wird mittels einer Vakuumpumpe reguliert, die bei Über- und Unterschreiten der vorgegebenen Sollwerte ein- bzw. ausgeschaltet wird. Der von der Vakuumpumpe aus dem Flash-Tank abgezogene Dampf wird durch einen Kondensator geleitet, in dem der Dampf kondensiert wird. Die nicht kondensierbaren Gase werden durch die Vakuumpumpe abgezogen und in eine abgedeckte Rohschlammvorlage eingeleitet. Zukünftig werden diese Gase in den Vorwärm tank abgeleitet, von dort mit einer Membranpumpe abgesaugt und zur Abluftbehandlung gepumpt.

Im Flash-Tank wird der erforderliche Unterdruck aufrechterhalten, in dem im Kondensator durch Kühlwasser die Kondensationstemperatur gehalten wird, so dass der in den Flash-Tank eingeleitete und dort entstehende Dampf kondensiert wird, und nicht kondensierbare Gase durch die Vakuumpumpe entfernt werden. Aus dem Flash-Tank, in dem über die Vakuumpumpe Unterdruck erzeugt wird, wird der thermisch desintegrierte Schlamm füllstandgeregelt mit der Produktpumpe abgezogen und abwechselnd in einen der zwei Faultürme gefördert.

Im Economiser liegt die Schlammtemperatur bei ca. 100 °C. Bei üblichen Verhältnissen – ca. 0,8 - l/(E\*d) Vorklärschlamm und ca. 0,25 l/(E\*d) entwässerter Überschussschlamm mit 20 % TR – ergibt sich für Sommerbedingungen eine Temperatur in der Mischung von Primärschlamm und thermisch desintegriertem Überschussschlamm im Bereich von 36 - 39 °C und im Winter im Bereich von 24 – 28 °C, sofern für den Sommer Temperaturen von 20 °C und für den Winter Temperaturen von 5 °C für den Primärschlamm angenommen werden. Eine Kühlung des Schlamms im Cooler (Flash-Tank) ist somit eigentlich nur erforderlich, sofern kein anderer Schlamm zur Kühlung zur Verfügung steht. Dies ist u.a. der Fall, sofern eine Desinfektion bzw. Sterilisation des Klärschlamms erreicht werden soll, wie dies z.B. in den USA häufig gefordert ist. Dann muss der gesamte Klärschlamm (Primär- und Überschussschlamm) thermisch desintegriert und somit anschließend auf Faulraumtemperatur abgekühlt werden. Dies ist auch der Fall, sofern die thermische Desintegration zwischen zwei Faulungsstufen eingesetzt werden soll. Im Hinblick auf die Steigerung des Abbaugrads und die Verbesserung der Entwässerungseigenschaften des Faulschlammes scheint eine thermische Desintegration des Primärschlammes allerdings, wenn überhaupt, nur marginale Verbesserungen zu erbringen, so dass der dafür erforderliche Aufwand üblicherweise nicht gerechtfertigt sein dürfte. In Grevesmühlen wird aber erwogen, den Faulschlamm zwischen den bestehenden Faulbehältern und einer in der Planung befindlichen Nachfaulung zu behandeln.

Abbildung 4 zeigt eine 3D-Zeichnung der in der Kläranlage installierten HCHS-Anlage und die Abbildung 5 zeigt fotografische Ansichten der HCHS-Anlagen in Grevesmühlen sowie einer weiteren HCHS-Anlage in gleicher Baugröße in Łancut, Polen.

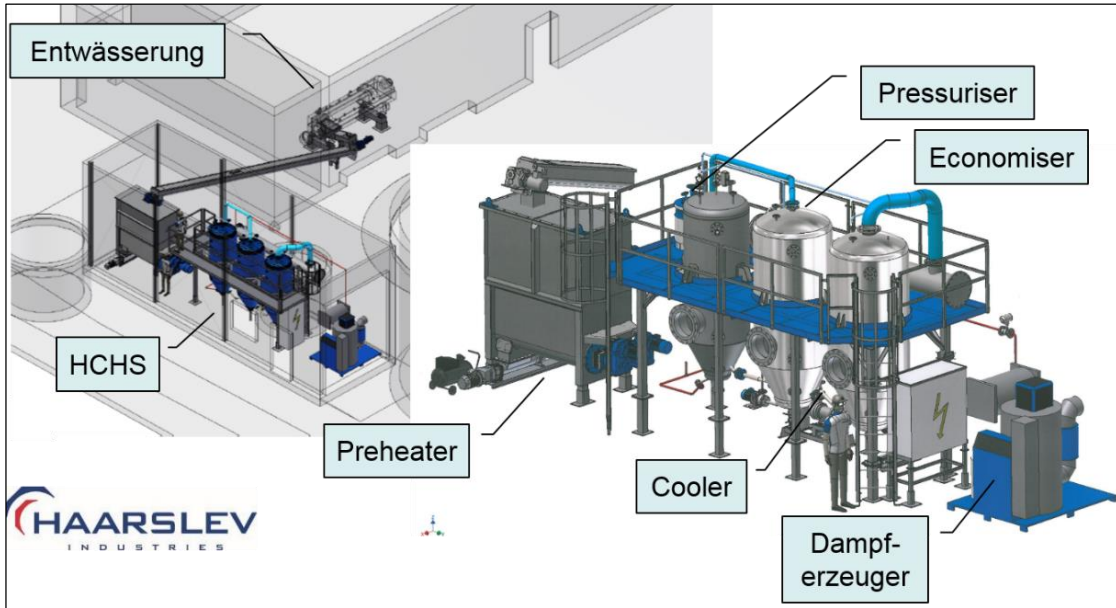


Abbildung 4: HCHS-Anlage in Grevesmühlen



Bild 1-3:  
Kläranlage  
Grevesmühlen  
Bild 4: Kläranlage  
Wola Dalza,  
Łancut, Polen

Abbildung 5: HCHS-Anlage in Grevesmühlen und Łancut, Polen



Der Überschussschlamm der Kläranlage Grevesmühlen und die voreingedickten Klärschlämme der Kläranlagen Boltenhagen, Dassow und Lüderdorf werden in der Vorlage 3 (offenes Becken mit flachem Boden und Rührwerk,  $V_N = \text{ca. } 180 \text{ m}^3$ ) zwischengespeichert und homogenisiert. Die Klärschlämme der Kläranlagen Boltenhagen, Dassow und Lüdersdorf werden mit einem TR-Gehalt von rund 5 % mit Saugwagen angeliefert. Die Kläranlagen Boltenhagen und Lüdersdorf verfügen über eine Vorklärung, so dass der Klärschlamm dieser Anlagen auch Vorklärschlamm enthält. Der Klärschlamm der Kläranlage Dassow ist zurzeit noch reiner Überschussschlamm. Es ist aber auch eine Vorklärung für die Kläranlage Dassow geplant. Eine getrennte Anlieferung von Überschuss- und Primärschlamm wird zukünftig angestrebt. Der Überschuss-schlamm der Kläranlage Grevesmühlen wird mit ca. 0,8 – 1,0 % TR in die Vorlage 3 gepumpt.

Der Klärschlamm aus der Vorlage 3 wurde in einer Dekanter-Zentrifuge entwässert und mit Tragförderschnecken mit einem TR-Gehalt von 15 – 20 % in den Schlamm-speicher der thermischen Klärschlamm-desintegrationsanlage gefördert. Anfänglich ohne, später nach Vorwärmung des entwässerten Klärschlammes mit Dampf aus dem Economiser, wurde der Schlamm portionsweise in die Schleuse gepumpt. In der Schleuse wurde der Schlamm mit Frischdampf aufgeheizt und anschließend in den Reaktor überführt. Abschließend wurde die Schleuse Druck entlastet, bevor sie erneut mit Schlamm befüllt wurde und der „Schleusenzyklus“ erneut begann. Aus dem Reaktor wurde der heiße Klärschlamm Füllstand geregelt in den Economiser Tank entspannt. Füllstand geregelt wurde ein Ventil in der Leitung von Reaktor zum Economiser Tank auf- bzw. zugefahren. Der von 5 – 6 bar auf ca. 1 bar gedrosselte und auf ca. 100 °C abgekühlte Klärschlamm wird vom Economiser Tank Füllstand geregelt in den Flash-Tank entspannt. Im Flash-Tank wird ein Druck von absolut 0,2 – 0,3 bar gehalten. Aus dem Flash-Tank wird der durch die Drosselung auf ca. 65°- 70 °C abgekühlte thermisch desintegrierte Klärschlamm Füllstand gesteuert in die Faulbehälter der Kläranlage Grevesmühlen abgepumpt.

Der Dampf aus der Schleuse bei der Druckentlastung sowie Dampf und nicht kondensierbare Gase aus dem Reaktor wurden in den Flash-Tank entlastet. Die Entlastung von Dampf und nicht kondensierbaren Gasen aus dem Reaktor wurde über die Temperaturdifferenz zwischen Dampfdrucktemperatur und Dampftemperatur im Reaktor gesteuert. Dampf und nicht kondensierbare Gase werden aus dem Flashtank durch den Kondensator zur Vakuumpumpe geleitet. Der Dampf kondensiert im Kondensator und fließt in den Kondensatbehälter ab. Die nicht kondensierbaren Gase werden belastet mit einer Restfeuchtigkeit von der Vakuumpumpe abgezogen und über einen Kondensatbehälter in die Abluft der Vorlage 2 (Fettschlammvorlage) abgeleitet.

Das Kondensat wird mit der Kondensatpumpe Füllstand gesteuert in den Zentralschacht abgepumpt.

Der Frischdampf zur Erwärmung des entwässerten Klärschlammes wurde aus mit einem Mischbett-Ionenaustauscher vollentsalzten Trinkwasser in einem Schnelldampferzeuger hergestellt. Der Schnelldampferzeuger wurde im Rahmen des Probetriebes zunächst mit Faulgas, später mit Erdgas betrieben. Der Gasverbrauch wurde mit einem Balgen-Gaszähler erfasst. Der Stromverbrauch der HCHS-Anlage wurde einschließlich des Stromverbrauchs für Licht und Heizung des Gebäudes mit einem Stromzähler erfasst. Wasser-, Gas- und Stromverbrauch wurden während des Probetriebes täglich dokumentiert.

## 5 Ziel der thermischen Desintegration in der Kläranlage Grevesmühlen

Ziel der thermischen Desintegration von Überschussschlamm in der Kläranlage Grevesmühlen ist es, durch einen höheren Abbaugrad der organischen Inhaltsstoffe des Rohschlammes und vor allem eine verbesserte Entwässerbarkeit des Faulschlammes eine deutliche Reduzierung des Anfalls an zu entsorgendem Faulschlamm mit im Vergleich zur Mono-Verbrennung geringeren Kosten zu erreichen.

Für die prozesstechnischen Ziele der thermischen Überschussschlamm-Desintegrationsanlage am Standort Grevesmühlen wurden vor diesem Hintergrund folgende Zielparameter zwischen dem ZVG und Haarslev Industries vereinbart:

- eine Erhöhung des oTR-Abbaugrads um 10 Prozentpunkte
- Verbesserung der Entwässerung des Faulschlammes auf einen TR-Gehalt von mindestens 25,5 % bei einem maximalen Flockungshilfs-mitteleinsatz von 13 kg Wirksubstanz pro Tonne Trockenrückstand
- Ein maximaler Verbrauch an Frischdampf (Satttdampf 10 bar, 180 °C) von 250 kg pro Tonne durchgesetztem Schlamm.

Diese verfahrenstechnischen Gewährleistungszusagen orientierten sich an mit diesem Verfahrensansatz bereits in technischen Anlagen erreichten Werten unter Berücksichtigung eines gewissen Sicherheitsabstands [Kop12]. Aufgrund der überraschenden Förderung eines Nachfaulbehälters mussten die Werte nachgebessert werden, um auch ohne einen Beitrag einer Investitionskostenersparnis aufgrund der Schaffung zusätzlicher Faulraumkapazitäten eine Wirtschaftlichkeit darzustellen. Zum Zeitpunkt des Vertragsabschlusses des ZVG mit Haarslev Industries wurde beidseitig davon ausgegangen, dass die Investitionskosten in die thermische Überschussschlamm-Desintegration die gleiche zusätzliche Faulraumkapazität schaffen würde wie die Investition in einen Nachfaulbehälter. Durch die überraschende Förderzusage in erheblicher Höhe wurde seitens des ZVG die Forderung erhoben, dass für die thermische Klärschlamm-Desintegration auch ohne Investitionskostenverrechnung eine Wirtschaftlichkeit nachzuweisen sei. Zu diesem Zweck wurde vereinbart, dass die konservativ angesetzte Verbesserung der Entwässerung des Faulschlammes um nur 3 – 4,5 % TR in einem technischen Versuch überprüft wird. Ein Breakeven für die thermische Überschussschlamm-Desintegration ergab sich bei realistischen Annahmen für zukünftige Kosten für die thermische Beseitigung für die Kostenberechnung des ZVG bei einer Verbesserung der Entwässerung um ca. 6 % TR. Die Ergebnisse anderer Kläranlagen weisen auf eine Verbesserung im TR-Gehalt des entwässerten Faulschlammes durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration in dieser Größenordnung hin. In Grevesmühlen wurden

die deutlich konservativeren Gewährleistungszusagen aber vor dem Hintergrund des unbekanntem Einflusses der vergleichsweise intensiven Co-Fermentation auf das Entwässerungsergebnisses bei einer thermischen Desintegration des vergleichsweise nur geringen Anteils des Überschussschlamm abgeben. Vorweg genommen sei, dass diese Befürchtungen unbegründet waren, was angesichts des hohen Abbaugrads bei den Co-Substraten auch nicht unbedingt überraschte.

Für viele zukünftige Anwendungen dieses Verfahrensansatzes dürfte diese Verschärfung des Anspruchs an den Nachweis einer Wirtschaftlichkeit aber von großem Interesse sein.

## **6 Bedienung der Anlage**

### **6.1 Sicherheitseinrichtungen**

Jeweils ein Not-Aus-Taster für die Hydrolyse-Anlage ist installiert:

- in der Schaltschranktür der Schaltanlage,
- auf der Bühne oberhalb des Economisers,
- an der Schlammvorlage (Bereich hintere Eingangstür) sowie
- an der Außenseite des Gebäudes (Bereich hintere Eingangstür).

Diese Not-Aus-Taster bewirken ein sofortiges Abschalten der Hydrolyseanlage einschließlich eines Schließens aller Armaturen im Dampfbereich. Es erfolgt aber kein Not-Stopp des Dampferzeugers. Über dem Bedienpanel des Dampferzeugers ist ein Notausschalter für den Dampferzeuger angebracht. Bei dessen Betätigung erfolgt auch ein Not-Stopp der Hydrolyse-Anlage.

Bei Auftreten von Gefahrensituationen ist durch einen der Notausschalter die Hydrolyseanlage zu stoppen und umgehend die Gefahrenzone zu verlassen.

Auch bei unübersichtlichen Betriebssituationen (z.B. bei ungewöhnlichen Geräuschen, starken Vibrationen oder ungewollten Handschaltungen) ist die Hydrolyse-Anlage durch Betätigen eines Not-Aus-Tasters zu stoppen und damit in den sicheren Zustand zu überführen.



## 6.2 Bedienebenen

Alle Motoren und Ventile können vom Bedienpanel sowie vom Prozessleitsystem des ZVG bedient werden. Zudem gibt es vor Ort eine Hardware Handbedienebene. Die Bedienebenen am Bedienpanel und am Prozessleitsystem sind gekoppelt. Für den Automatikbetrieb müssen alle Verbraucher auf Automatik stehen. Sofern ein Antrieb oder eine Armatur auf Handbetrieb geschaltet ist, wird der Automatikbetrieb blockiert. Abbildung 7 zeigt das Hauptmenu des Bedienpanels.

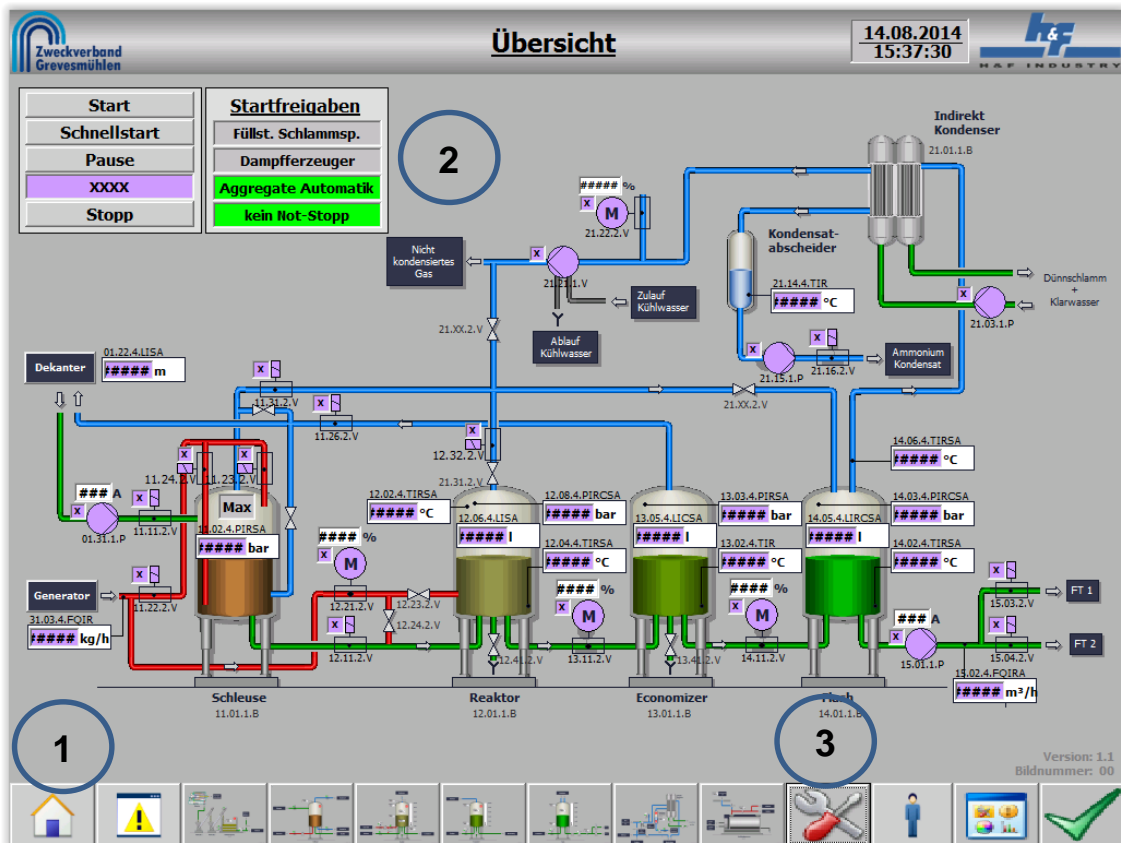


Abbildung 7 Bedienpanel in der Hydrolyseanlage - Hauptmenü

Das Bedienpanel ist als Touchscreen ausgeführt. Mit den Icons in der unteren Zeile im Touchscreen kann zu einem anderen Bild gewechselt werden. Das Haus-Icon (1) zeigt das Hauptmenü. Im Hauptmenü werden die Bedingungen für die Startfreigabe (2) angezeigt und es ist eine Anwahl der Betriebsart (Start, Schnellstart, Pausieren, Entleeren) möglich. Nach erfolgreichem Start bzw. Schnellstart wird die Betriebsart Normalbetrieb angezeigt. In der Übersicht sind alle Messwerte und die Betriebszustände aller Antriebe dargestellt. Ein Handbetrieb von Antrieben und Aggregaten ist nur nach einem Stopp des Automatikbetriebs und in den Bildern der einzelnen Prozessstufen möglich. Rechts neben dem Haus-Icon ist das Icon für die Anzeige der Alarmmeldungen angeordnet. Weiter nach rechts folgen die Icons der einzelnen Prozessstufen in der

Reihenfolge ihrer Anordnung im Prozess – Vorwärm-tank bzw. Schlamm-speicher, Schleuse, Reaktor, Economiser, Flash-Tank, Kondensator mit Vakuumpumpe, Druckluftstation und Dampfgenerator. Nur in diesen Bildern ist eine Bedienung, des jeweiligen Anlagenbereiches, Umschaltung Hand-Automatik und Bedienung im Handbetrieb möglich. Eine manuelle Bedienung der einzelnen Aggregate darf nur von geschultem Personal durchgeführt werden, da Verriegelungen und Sicherheitsketten zwischen Aggregaten im manuellen Betrieb nicht greifen (z.B. Fördern einer Pumpe gegen einen geschlossenen Schieber). Bei einem manuellen Betrieb muss sich das Personal stets über alle Folgen des Handelns im Klaren sein, um Fehlbedienungen auszuschließen.

Das Werkzeug-Icon (3) öffnet das Einstellungs-menü für die Prozessparameter der einzelnen Baugruppen. In dem ersten Bild des Einstellungs-menüs sind die Prozessparameter des Schlamm-speichers und der Schleuse dargestellt. Im zweiten Prozessbild des Einstellungs-menüs sind die Prozessparameter des Reaktors, des Economisers und des Flash-Tanks dargestellt. Im dritten und letzten Bild des Einstellungs-menüs für die Prozessparameter sind Einstellwerte zusammengefasst, die übergreifend für verschiedene Baugruppen gelten. Die Umschaltung in die verschiedenen Bilder der Prozessparameter ist mit den unten angeordneten und entsprechend bezeichneten Buttons möglich. Ganz rechts in der Bedienleiste des Hauptmenüs ist der Quittier-Button für die Alarme angeordnet.

### **6.3 An- und Abfahren der Hydrolyseanlage**

Im Vorfeld der Inbetriebnahme der Anlage hat man sich viele Gedanken über das An- und Abfahren der Anlage gemacht. Zu Unterscheiden sind dabei ein Anfahren der entleerten Anlage, ein Anschalten der für eine überschaubare Zeit abgeschalteten Anlage, das Abschalten der Anlage für einen überschaubaren Zeitraum und das Entleeren und Abschalten der Anlage. In der Praxis hat sich gezeigt, dass auch bei einem mehrtägigen Stillstand nur eine überschaubare Abkühlung des Schlammes in der Anlage auftritt und die Anlage einfach wieder eingeschaltet werden kann. Es kann dabei zweckmäßig sein, gewisse Parameter, wie z.B. die Befüllzeit der Schleuse und damit den Durchsatz, kurzfristig an diese Randbedingungen anzupassen. Die Anlage kann dann aber nach kurzer Zeit wieder auf die üblichen Parameter zurückgesetzt werden. Ähnlich verhält es sich mit dem Abschalten. Normalerweise wird die Anlage einfach in Pausieren geschaltet und stoppt dann nach Beendigung des laufenden Schleusenzklus. Anschließend kann dann der Dampferzeuger abgeschaltet werden einschließlich Abschläm-men. Ein Entleeren der Anlage ist nur zu Inspektions- oder Wartungszwecken oder bei längerfristiger Abschaltung erforderlich. Die Anlage kann durch Anpassung der

Betriebsparameter weitgehend leer gefahren werden. Die Restentleerung der Behälter wird zweckmäßiger Weise nach Druckentlastung im manuellen Betrieb durchgeführt.

### **6.3.1 Anfahren der Hydrolyseanlage**

Die Anlage befindet sich im gesicherten Betriebszustand „NOT-STOP“. In der Schlammvorlage befindet sich ausreichend Schlamm. Der Schlamm, der sich im Reaktor befindet, hat eine Temperatur von über 100 °C (der Schlamm ist also aufgeheizt) und der Druck im Reaktor liegt in der Regel über 2 bar. Economiser und Flash Tank sind teilweise mit Schlamm gefüllt (Economiser  $V \leq 800$  l; Flash  $V \leq 350$  l). Sollte die Schlammtemperatur im Reaktor unter 100 °C liegen, ist es sinnvoll den Schlamm im Reaktor zunächst im Handbetrieb mit Dampf auf eine Temperatur von über 100 °C aufzuheizen.

#### Kurzfassung der Startprozedur der Hydrolyseanlage

1. Dampfkessel starten
2. Druckluftversorgung einschalten
3. Kühlung der Vakuumpumpe sowie einen ausreichenden Sperrwasserfüllstand für die Kondensatpumpe sicherstellen
4. Prüfen des Kühlwasserdruckes des Kondensators
5. Start des Automatikbetriebs der Hydrolyseanlage
6. Dekanterzentrifuge in Betrieb nehmen sofern nicht schon geschehen

### **6.3.2 Abfahren der Anlage**

#### Ist-Zustand der Anlage

Die Hydrolyseanlage befindet sich im laufenden Betrieb und es liegen keine Störungen vor.

#### Abfahren der Anlage

1. Dekanterzentrifuge abfahren
2. Pausieren der Anlage
3. Dampferzeuger stoppen (einschl. Abschlämmen)
4. Ionenaustauscher regenerieren
5. Restarbeiten

## **7 Inbetriebnahme der HCHS Anlage**

Die Inbetriebnahme der Anlage erfolgte im Zeitraum von Anfang Februar 2014 bis Mitte Mai 2014. In diesem Zeitraum wurden die kalte Inbetriebnahme, die warme Inbetriebnahme und die Anpassung der Anlage an entwässerten Überschussschlamm durchgeführt. Im September 2014 wurde im Anschluss an die Urlaubsphase im Sommer ein 3-wöchiger Leistungsnachweis durchgeführt. In der Zeit Mai bis September 2015 wurde eine Untersuchung des Einflusses und Optimierung verschiedener Prozessparameter vorgenommen. Nachdem bei dem Faulturm FT 2 der Kläranlage in Grevesmühlen die plötzliche und vollständige Umstellung von voreingedicktem Überschussschlamm auf thermisch desintegrierten Überschussschlamm im Unterschied zu den Versuchsfaulbehältern im Labormaßstab zu einem Einbruch beim Faulgasanfall und zu einer signifikanten Zunahme des Gehalts an flüchtigen Fettsäuren sowie an CSB im Filtrat des Faulschlammes geführt hatte, wurde nach einer kurzen und erfolgreichen Erholungsphase in der Zeit Oktober 2014 bis Anfang Januar 2015 die Umstellung des Faulturms FT 2 auf den thermisch desintegrierten Überschussschlamm in 3 Stufen erfolgreich realisiert. Im Mai 2015 wurden Entwässerungsversuche mit einer Dekanter-Zentrifuge von der Fa. Hiller in der Kläranlage Grevesmühlen durchgeführt.

## 7.1 Kalte Inbetriebnahme

Im Rahmen der kalten Inbetriebnahme (IBN) wurde die ordnungsgemäße Funktion der Antriebe, Armaturen, Messtechnik, Sicherheitsketten und der Anlage in ihrer Gesamtheit geprüft.

- Sichtprüfung der Anlage
  - Vorhandensein der erforderlichen Sicherheitseinrichtungen (Not-Aus, Überdruckventile, andere Sicherheitsarmaturen, etc.)
  - Vorhandensein der Sicherheitsausrüstung (Feuerlöscher usw.)
  - Vollständigkeit der Anlage
  - Kontrolle aller Verbindungen (Schraubverbindungen, Schweißnähte, Schellen). Die Schraubverbindungen wurden während der IBN regelmäßig überprüft (Lockerung durch Vibrationen)
  
- Inbetriebnahme des Druckluftsystems
  - Druckminderventile an den Pneumatikventilen und am Kompressor schließen
  - Kompressor aufbauen und an das Druckluftsystem anschließen
  - Druckluftminderer am Kompressor auf den Soll-Druck (6 bar) einstellen
  - Druckluftsystem auf Leckagen prüfen
  - Druckminderer an den Pneumatikventilen auf Betriebsdruck einstellen
  
- Inbetriebnahme des Brauch-, Sperr- und Kühlwassersystems
  - Für die IBN des BW-Systems muss häufig nur das Absperrventil geöffnet werden, ggf. entlüften.
  - Kühlsystem mit Kühlmedium (Wasser + Frostschutzmittel) füllen und entlüften
  - Kondensatpumpe mit Sperrwasser versorgen
  - Sperrwasserventil an der Vakuumpumpe öffnen
  
- Funktions- und Drehrichtungsprüfung aller Antriebe und Verbraucher
  - Ventile vor Ort mit dem „Handschalter“ manuell Öffnen und Schließen
  - Kontrollieren aller Motorschutzschalter der Verbraucher ggf. sind diese auf die erforderliche Ampere-Zahl (Anlaufstrom) einzustellen
  - Kurzzeitiges Einschalten der Verbraucher und Prüfen der Drehrichtung (alle Drehstrommotoren)

- Befüllen der Anlage mit Brauchwasser
  - An allen Behältern eine Messstelle im Kopfbereich entfernen, damit der Befüll-Vorgang beobachtet werden kann
  - Befüllen der Schlammvorlage
  - Alle Behälter durch Öffnen der Ventile miteinander „verbinden“
  - Mit der Schlammpumpe das Wasser in die Behälter fördern
  - Schleuse; Reaktor, Economiser sind für eine Druckprüfung ausnahmslos vollständig (bis zum Überlaufen) mit Wasser zu füllen
  
- Dichtigkeits- und Druckprüfung der Anlage
  - Alle Behälter und Leitungen sind auf Dichtigkeit zu prüfen
  - Die Druckprüfung ist nur für die Schleuse, den Reaktor und den Economiser durchzuführen
  - Anbringen der hydraulischen Handpumpe an den zu überprüfenden Behälter und mit Druck (1,3-fache des Prüfdrucks gemäß DruckbehälterVO) beaufschlagen
  - Druck für 2 h beobachten
  - Reaktor, Economiser über Grundablass entlasten
  - Schleuse in den Reaktor entlasten
  
- Funktionsprüfung der Messstellen

Die Druck- und Dichtigkeitsprüfung wurde erfolgreich bei 20 bar durchgeführt und es wurden keine Mängel festgestellt. Anschließend wurden die Sicherheitsketten und Automatikprozeduren (Start, Schnellstart und Normalbetrieb) getestet. Der Test der Sicherheitsketten und Automatikprozeduren erfolgte mit Wasser und Druckluft.

- Testen der Sicherheitsketten und Verriegelungen
  - Sicherheitsgrenzwerte herabsetzen, umso eine Sicherheitsschaltung herbeizuführen
  - Die Verriegelungen müssen im Betrieb beobachtet werden, bei fehlender Funktion ist die Anlage durch einen Not-Stopp zu sichern
  
- Überprüfen des Automatisierungskonzeptes

## **7.2 Warme Inbetriebnahme**

Die warme IBN erfolgte, nachdem die kalte IBN erfolgreich durchgeführt wurde und aufgetretene Defizite beseitigt wurden.

Für die warme Inbetriebnahme wurde zunächst der Dampferzeuger durch den Hersteller in Betrieb genommen und es erfolgte eine Einweisung. Die warme Inbetriebnahme erfolgte mit Wasser und Heißdampf.

- Inbetriebnahme des Dampferzeugers
- Test der Anlage im Automatikbetrieb mit Wasser und Dampf
- Entleerung der Anlage
- Inbetriebnahme der Anlage mit entwässertem Überschussschlamm und Dampf

## **7.3 Anpassen der HCHS-Anlage an entwässerten Überschussschlamm**

Um eine effiziente Aufheizung des entwässerten Überschussschlammes in der Schleuse zu erreichen, war eine Anpassung des Dampfeintrags in die Schleuse erforderlich. Diese Anpassungen sind recht schnell zufriedenstellend gelungen. Zudem stellte sich heraus, dass eine Vorwärmung des entwässerten Überschussschlammes im Schlamm Speicher sich positiv auf den Betrieb auswirkte und der in den Schlamm Speicher eingeleitete Dampf aus dem Economizer im entwässerten Überschussschlamm weitestgehend kondensiert wurde. Die Vorwärmung des entwässerten Überschussschlammes im Schlamm Speicher erwies sich im Vergleich zu einer Vorwärmung des Überschussschlammes in der Schleuse als vorteilhaft.

Im Zuge der Anpassung an den entwässerten Überschussschlamm wurden auch noch das Automatisierungskonzept und die Betriebsparameter optimiert.

## **8 Begleitende Untersuchungen zur Inbetriebnahme der HCHS Anlage und zur Umstellung des Faulturms FT2 in der Kläranlage Grevesmühlen**

### **8.1 Untersuchungen zur Faulung thermisch desintegrierten Klärschlammes im Labormaßstab**

#### **8.1.1 Konzept der Versuche**

Zur Untersuchung des Einflusses der vorgeschalteten thermischen Hydrolyse von Überschussschlämmen auf die anaerobe Abbaubarkeit wurden zunächst diskontinuierliche sowie kontinuierliche Versuche im Labormaßstab durchgeführt.

In Anbetracht der geringen Mengen an Schlamm, die in den Laborversuchen benötigt werden, waren diese Versuche schon parallel in der Zeit des Einfahrbetriebs der HCHS-Anlage möglich, als die HCHS-Anlage nur zeitweise betrieben wurde. Im Labormaßstab ist es zudem möglich, mehrere Faulbehälter parallel zu betreiben und somit sowohl die Reproduzierbarkeit der Ergebnisse zu untersuchen, als auch den Einfluss von Betriebsparametern. Im Labormaßstab können allerdings die absoluten Werte der Messungen aufgrund von Unterschieden im Betrieb von den Ergebnissen im technischen Maßstab etwas abweichen. Bei der Faulung sind dies z.B. Durchmischung des Faulbehälters und Kontinuität in der Substratzufuhr. Laborversuche sind auch nicht geeignet, technisches Prozessverhalten wie z.B. Schaumbildung, Schwimmschlamm-Bildung, Scaling, Fouling und Biofouling zu untersuchen, da das technische Prozessverhalten auch durch die geometrischen Verhältnisse beeinflusst sein kann.

Die große Bakterienzahl im Faulschlamm ( $\gg 10^9$  Bakterien pro Liter Faulschlamm) sorgt dafür, dass schon bei Versuchen im Labormaßstab aussagekräftige Ergebnisse im Hinblick auf die mikrobiologischen Abbauvorgänge erzielt werden. Pro Versuchsphase wurden mindestens zwei Fermenter als Doppelansätze mit identischem Material beschickt und unter identischen Prozessparametern betrieben.

Für die Faulung wurden die Fermenter auf 39 °C temperiert, um den in der Praxis zumeist vorherrschenden mesophilen Faulungsbedingungen zu entsprechen.

Um die Beschickung und die Durchmischung in den Versuchen so effektiv und zweckmäßig wie möglich zu gestalten, wurden alle Behälter per Hand beschickt und durch Schütteln einmal pro Tag durchgemischt.

Die diskontinuierlichen sowie kontinuierlichen Faulungsversuche im Labor wurden mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm durchgeführt, der einen geringen Anteil



an Primärschlamm enthielt. Der geringe Anteil an Primärschlamm war auf den in den Kläranlagen Lüdersdorf und Boltenhagen gemeinsam mit dem dort anfallenden Überschussschlamm voreingedickten Primärschlamm zurückzuführen. Es handelt sich somit nur um den Primärschlamm von ca. 25.000 EW, der insgesamt an die zentrale Schlammbehandlung angeschlossenen ca. 100.000 EW. Als Referenz diente ein unbehandelter Rohschlamm (entwässerter Überschussschlamm mit den gleichen geringen Anteilen an Primärschlamm) gleicher Provenienz und entsprechend zeitversetzter Probenentnahme aus dem Abwurf der Entwässerungs-Dekanter-Zentrifuge vor der HCHS-Anlage.

Laut Literatur ist der Wirkungsgrad der thermischen Desintegration von der Prozesstemperatur abhängig [Pin87; Sch07-2]. Ziel der Batch-Versuche war es daher, neben dem Einfluss der thermischen Desintegration auch den Einfluss der Prozesstemperatur bei der thermischen Desintegration zu untersuchen. Es wurden deshalb Schlammproben untersucht, die in der thermischen Desintegration mit unterschiedlichen Prozesstemperaturen behandelt worden waren.

Ziel der kontinuierlichen Laborversuche war es, die in den voran gegangenen Versuchsphasen (LB-01 bis 06) erzielten Ergebnisse hinsichtlich des Gasertrags im kontinuierlichen Betrieb zu verifizieren. Des Weiteren sollten der Einfluss der thermischen Desintegration sowie der Prozesstemperatur bei der thermischen Desintegration auf den Abbaugrad in der nachgeschalteten Faulung sowie auf den CSB- und Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat erfasst werden.

### **8.1.2 Versuchsaufbau**

In Abbildung 8 ist der Aufbau der Laborversuche schematisch dargestellt und Abbildung 9 zeigt ein Foto der wesentlichen Komponenten der labormaßstäblichen Versuchsfaulungsanlage. Der Versuchsaufbau war in allen Laborversuchen identisch. Für die labortechnischen Untersuchungen wurden je nach Versuchsphase 6 - 12 Laborfermenter eingesetzt. Jeweils 6 Laborfermenter wurden in einem Wasserbecken auf eine Temperatur von 38 – 40 °C temperiert.

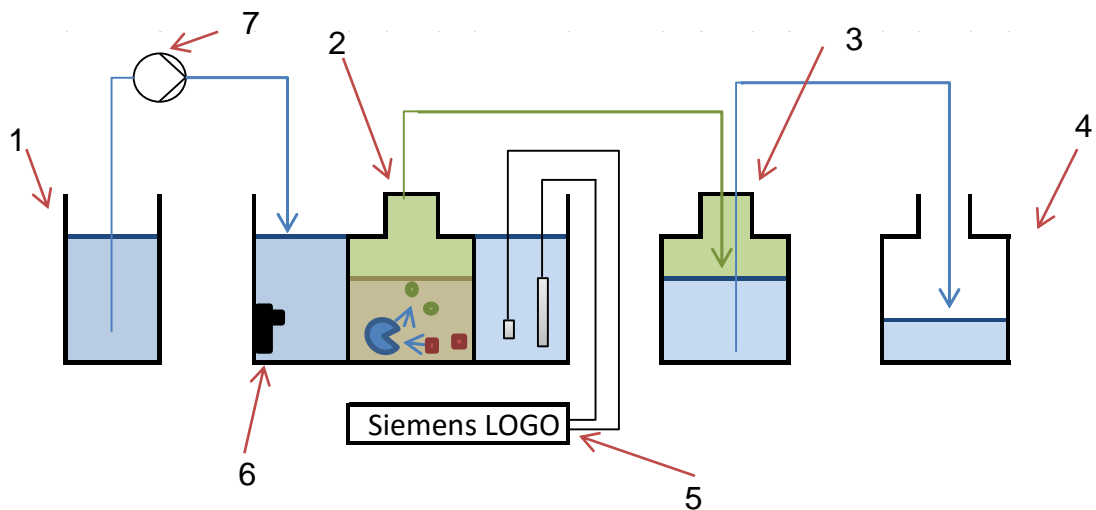


Abbildung 8 schematische Darstellung des Versuchsaufbaus der Faulungsversuche im Labormaßstab

1. Wasservorratsspeicher (aqua dest.) für Wasserbad
2. Laborfermenter in temperiertem Wasserbad (Wasserbadüberlauf nicht eingezeichnet)
3. Gasspeicher mit Sperrwasser
4. Auffanggefäß für durch Faulgasanfall verdrängtes Sperrwasser
5. Regelung für die Temperatur im Wasserbad mit Temperaturfühler und Heizstab
6. Umwälzpumpe im Wasserbad
7. Dosierpumpe für Ausgleich der Verdunstungsverluste des Wasserbads



Abbildung 9 Laborfaulbehälter mit Gasspeicher und Auffanggefäß

Bei den Laborversuchsfaulbehältern handelt es sich um Glasgefäße mit einem Nutzvolumen von ca. 3 l, die mithilfe eines PVC-Deckels mit Schnappverschluss Gas dicht verschlossen werden. In die PVC-Deckel sind Leitungen ( $\varnothing = 10 \text{ mm}$ ) eingeklebt, um das produzierte Faulgas über einen Schlauch in einen Gasspeicher mit einem Nutzvolumen von ca. 5 l zu leiten. Wie dem Foto in Abbildung 9 zu entnehmen, ist der Gasspeicher eine mit einem zweifach durchbohrten Gummistopfen Gas dicht verschlossene 5 l Kunststoffflasche. Das Faulgas wird von oben in den Gasspeicher eingeleitet (Abbildung 9 linke Leitung) und verdrängt durch ein bis zum Boden getauchtes Rohr (Abbildung 9 rechte Leitung) Sperrwasser in das Auffanggefäß. Das ins Auffanggefäß verdrängte Sperrwasser wird gemessen und entspricht dem in dem Zeitintervall seit der letzten Entleerung des Auffanggefäßes produzierten Volumen an Faulgas. Das gemessene verdrängte Sperrwasser wird dann wieder zurück in den Gasspeicher überführt.

Sofern in einen Versuch mehr als 6 Laborfermenter benötigt werden, müssen zwei Wasserbäder durch einen Überlauf vom zweiten ins erste Becken miteinander verbunden werden. Eine Pumpe (Aquarium-Filter) fördert aus dem ersten beheizten Wasserbad kontinuierlich Wasser in das Zweite, so dass eine ausreichend gleichmäßige Temperaturverteilung in beiden Wasserbädern erreicht wird.

Zum Aufheizen der Wasserbäder dient ein 300 W Heizstab (Teichheizkörper), der über eine LOGO-Steuerung (Siemens) mit einer 2-Punkt-Regelung gesteuert wird. In den Wasserbädern wird die Wassertemperatur mit einem Temperatursensor (PT 100) erfasst und bei Unterschreiten einer Wassertemperatur von  $38 \text{ }^{\circ}\text{C}$  der Heizstab mit einer Verzögerung von einer Minute eingeschaltet und bei Überschreiten einer Wassertemperatur von  $40 \text{ }^{\circ}\text{C}$  der Heizstab abgeschaltet. In den Versuchsfaulbehältern wird durch diese Regelung eine Temperaturkonstanz von ca.  $39 \text{ }^{\circ}\text{C} \pm 1,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$  erreicht. In den labormaßstäblichen Versuchs-faulbehältern liegen die Temperaturschwankungen bei wenigen 0,1 K.

Um die Verdunstungsverluste der Wasserbäder (ca.  $1,5 - 2,0 \text{ l} / [\text{d} \cdot \text{Becken}]$ ) auszugleichen, wird mit einer intermittierend betriebenen Membrankolben-Dosierpumpe destilliertes Wasser aus einem Vorratsbehälter (20 l) nachgespeist. Dabei fördert die Dosierpumpe etwas mehr destilliertes Wasser in das erste Wasserbecken als in beiden Wasserbecken verdunstet. Überschüssiges nachgespeistes destilliertes Wasser wird kontinuierlich über einen Überlauf in einen Abfluss abgeleitet. Die Membranpumpe wird mittels Zeitschaltuhr gesteuert. Der Vorratsbehälter für destilliertes Wasser wird ca. alle 4 Tage wieder aufgefüllt.

### 8.1.3 Durchführung

Vom zu untersuchenden Substrat werden vor Versuchsbeginn der Gehalt an Trockenrückstand (TR) sowie der Glühverlust (GV) ermittelt. Aus diesen Messgrößen wird der organische Trockenrückstand (oTR) berechnet ( $\text{oTR} = \text{TR} * \text{GV}$ ).

Sowohl für die diskontinuierlichen als auch für die kontinuierlichen Laborversuche wurden die Laborbehälter mit jeweils 1,5 - 2,0 l Faulschlamm der Kläranlage Wismar bzw. der Kläranlage Grevesmühlen als Impfmateriale angesetzt.

Die Versuchsfaulbehälter wurden in einem Wasserbad auf eine durchschnittliche Temperatur von ca. 38 - 40 °C temperiert. Nach der Zugabe des Impfschlammes wurde die Restgasung für 3 - 4 Tage beobachtet. In dieser Zeit wurde geprüft, ob die Fermenter, Gasbehälter sowie Leitungen dicht sind und kein Gas unkontrolliert entweicht. Sofern eine Gasproduktion stattfindet, steht immer etwas Wasser in der Sperrwasserleitung zum Auffanggefäß. Ist dies nicht der Fall, ist davon auszugehen, dass der Fermenter, oder seltener der Gasspeicher, undicht ist und sich deshalb kein Druck aufbaut.

In der Regel reicht ein Richten des Sitzes der Dichtung des Deckels des Laborversuchsfaulbehälters. Ist diese Maßnahme nicht Ziel führend, ist die Leckage mittels Schaum Spray zu suchen und zu beheben. Nach dem die Restgasung nach 3 - 4 Tagen abgeklungen ist, wird bei den diskontinuierlichen Versuchen die zu untersuchende Schlammprobe dem Versuchsfaulbehälter zugegeben. Im weiteren Versuchsverlauf wurde dann täglich oder zumindest werktätlich die anfallende Faulgasmenge gemessen und der Versuchsfaulbehälter zur Durchmischung des Inhalts geschüttelt.

Bei den kontinuierlichen Versuchen wurde vor jeder oder zumindest vor jeder zweiten Beschickung der Faulbehälter geschüttelt, die Ausgasung abgewartet, der Faulbehälter nochmals leicht geschüttelt und die Menge Faulschlamm abgezogen, die seit dem letzten Faulschlammabzug an Rohschlamm in den Faulbehälter beschickt worden war. Beim Faulschlammabzug wurde darauf geachtet, dass der Füllstand im Faulbehälter dem Sollwert entsprach. Der Faulschlammabzug wurde mit einer Kelle oder einer Spritze durchgeführt. Abgezogene und zugeführte Schlamm m e n g e n wurden eingewogen.

Die Schlämme für die kontinuierlichen Versuche wurden vor der Beschickung der Fermenter in vergleichbarem Umfang verdünnt. Dafür wurden die Proben mit Trinkwasser auf einen geeigneten Eingangs-TR verdünnt. Es hat sich gezeigt, dass es zweckmäßig ist, einen Eingangs-TR von < 8 % einzustellen, um eine Konsistenz des Faulschlammes sicherzustellen, die eine gute Durchmischung durch kräftiges Schütteln erlaubt.

#### **8.1.4 Versuchsphasen**

In einem ersten Schritt wurden diskontinuierliche Faulungsversuche (LB-01 – LB-06) durchgeführt. Anhand dieser Versuche sollten erste Erkenntnisse darüber gewonnen werden, wie sich die thermische Desintegration auf den spezifischen Gasertrag von Überschussschlamm auswirkt und ob die erzielten Gaserträge mit den Angaben in der Literatur übereinstimmen. Des Weiteren wurde in den Batch-Versuchen der Einfluss unterschiedlicher Prozesstemperaturen der thermischen Desintegration auf den Gasertrag untersucht.

In Tabelle 1 sind die Versuchsparameter der diskontinuierlichen Ausfäulversuche (LB-01 – LB-06) zusammengestellt. In den Versuchen wurden neben unterschiedlichen Temperaturen der thermischen Desintegration auch unterschiedliche Belastungsverhältnisse untersucht.

Im Rahmen der ersten kontinuierlichen Versuche im Labormaßstab wurde festgestellt, dass bei der Beschickung der Versuchsfaulbehälter mit unverdünntem entwässerten unbehandelten und behandelten Schlammproben eine Durchmischung insbesondere der mit unbehandelten Schlammproben beschickten Versuchsfaulbehälter nach einiger Zeit kaum noch möglich war (LK-01), so dass die Versuche dann mit einem Zulauf-TR von ca. 10 % fortgesetzt wurden (LK-02). Letztendlich war aber der Viskositätsunterschied der Inhalte der Versuchsfaulbehälter der mit behandelten und der mit unbehandelten Schlammproben beschickten Faulbehälter so signifikant, dass zu befürchten war, die höheren Faulgaserträge der behandelten Schlammproben könnten auch auf das Ausmaß der Durchmischung aufgrund des Viskositätsunterschieds zurückzuführen sein. Deshalb wurden die Versuche mit einem einheitlichen Zulauf-TR von 5 % wiederholt (LK-03), der eine gute Durchmischung sowohl in den mit behandelten wie in den mit unbehandelten Schlammproben beschickten Versuchsfaulbehältern sicherstellte.

In Tabelle 2 sind die Versuchsparameter für die kontinuierlichen Ausfäulversuche (LK-01 – LK-03) aufgeführt.

In der Versuchsphase LK-01 wurde der Einfluss der Hydrolyse mit zwei unterschiedlichen Temperaturniveaus, 140 °C und 160 °C, untersucht. Die mittlere hydraulische Verweildauer im Versuch betrug 15 d.

Tabelle 1: Versuchsphasen der Batchversuche im Labormaßstab

	VP	LB-01			LB-02			LB-04			LB-05			LB-06		
	Zeitraum	14.03-28.03.2014			24.03-02.04.2014			09.04-22.04.2014			22.4-06.05.2014			06.05-22.05.2014		
	Nutzvolumen Fermenter [ml]	t [d]	T [°C]	oTR [g]	t [d]	T [°C]	oTR [g]	t [d]	T [°C]	oTR [g]	t [d]	T [°C]	oTR [g]	t [d]	T [°C]	oTR [g]
B1	2000	14	unb.	8,2	9	unb.	8,2									
B2	2000	14	unb.	8,2	9	unb.	8,2									
B3	2000	14	150	8,5	9	160	7,7									
B4	2000	14	150	8,5	9	160	7,7	13	unb.	9,4	14	unb.	12,6			
B5	2000	14	150	8,1	9	140	8,4	13	unb.	9,4	14	unb.	12,6	16	70	13,0
B6	2000	14	150	8,1	9	140	8,4	13	unb.	9,4	14	unb.	12,6	16	70	13,0
B7	2000							13	160	9,2	14	160	12,8	16	160	13,3
B8	2000							13	160	9,2	14	160	12,8	16	160	13,3
B9	2000							13	160	9,2	14	160	12,8	16	70	12,8
B10	2000							13	140	9,0	14	140	12,7	16	70	12,8
B11	2000							13	140	9,0	14	140	12,7	16	160	13,2
B12	2000							13	140	9,0	14	140	12,7	16	160	13,2

Anmerkung: t [d] – Standzeit  
T [°C] – Prozesstemperatur der Hydrolyse  
oTR [g] – Zuführte Menge an oTR bei Beginn der Versuche

Tabelle 2: Versuchsphasen der kontinuierlichen Laborversuche

VP	LK-01			LK-02			LK-03		
Zeitraum	09.04-01.07.2014			27.08-28.10.2014			29.10-26.11.2014		
Fermenter	$t_R$ [d]	T [°C]	Raumbelastung [kg oTR/m <sup>3</sup> /d]	$t_R$ [d]	T [°C]	Raumbelastung [kgoTR/m <sup>3</sup> /d]	$t_R$ [d]	T [°C]	Raumbelastung [kgoTR/m <sup>3</sup> /d]
B1	15	unb.	3,0	10	unb.	4,9	16	unb.	3,0
B2	15	unb.	3,0	10	unb.	4,9	16	unb.	3,0
B3	15	160	3,1	10	160	5,0	16	160	3,1
B4	15	160	3,1	10	160	5,0	16	160	3,1
B5	15	140	3,1	10	150	4,9	16	150	3,1
B6	15	140	3,1	10	150	4,9	16	150	3,1

Anmerkung:

- VP – Versuchsphase
- $t_R$  – mittlere hydraulische Verweilzeit
- T – Prozesstemperatur der Hydrolyse

In der Versuchsphase LK-02 wurde der Einfluss der thermischen Desintegration mit den Prozesstemperaturen 150°C und 160°C, untersucht. Bei den Versuchen wurde zunächst eine mittlere hydraulische Verweilzeit von  $t_R = 10$  Tagen in allen Fermentern eingestellt, um eine schnelle Verdrängung des Inocculums zu erreichen und somit in möglichst kurzer Zeit einen Faulschlamm zu erzeugen, der repräsentative Werte für die Faulung des hydrolysierten Schlamms liefert. In der Versuchsphase LK-03 wurde die hydraulische Verweilzeit in den Fermentern der Versuchsphase LK-02 durch Reduzierung der täglich zugeführten Substratmengen auf 16 Tage erhöht, um den in der Praxis zumeist üblichen Faulungsbedingungen zu entsprechen.

### 8.1.5 Analytik

#### TR/ oTR-Bestimmung

Zur Bestimmung des Trockenrückstandes (TR) wird das Substrat bzw. die Probe (FM) bei 130 °C bis zur Gewichtskonstanz getrocknet.

Zur Bestimmung des organischen Trockenrückstandes (oTR) wurde das getrocknete Material bei 550 °C in einem Muffelofen bzw. Schnellverascher bis zur Gewichtskonstanz verglüht. Der Glühverlust (GV) ist das prozentuale Verhältnis der Differenz des eingewogenen Trockenrückstands und der Trockenmasse nach dem Glühen (Glührückstand) zum eingewogenen Trockenrückstand. Anschließend kann der organische Trockenrückstand (oTR) berechnet werden.

Beispielrechnung:

$$TR = \frac{m_{TR}}{m_{FM}} * 100\%$$

$$GV = (m_{TR} - m_{aTR})/m_{TR} * 100\%$$

$$oTR = \frac{TR * GV}{100\%}$$

Mit dem oTR-Gehalt wird ausgehend von der zulässigen Raumbelastung die Menge an Substrat berechnet, welche maximal in den Fermenter gegeben werden darf.

Bei einem Nutzvolumen des Fermenters von 2 Liter, einer maximalen Raumbelastung von 5 g oTR / l<sub>Fermenter</sub> / d und einem oTR-Gehalt des Substrates von 5 % errechnet sich die maximal zulässige Substratzugabe wie folgt:



$$m_{oTR} = 2l * 5 \frac{goTR}{l * d} = 10goTR/d$$

$$m_{Substrat} = m_{oTR} / oTR \text{ Gehalt} = \frac{10goTR/d}{5\%} * 100\%$$

$$m_{Substrat} = 200g/d$$

### **Chemischer Sauerstoffbedarf**

Die Ermittlung des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) erfolgte photometrisch (Nanocolor® Rundküvettentests und Photometer Nanocolor® 500D der Fa. Macherey-Nagel).

Zur Bestimmung des CSB der gelösten Stoffe wurde nur die Klarphase einer Probe analysiert (Abtrennung der Feststoffe durch Zugabe von Flockungshilfsmittel (FHM) (Eurofloc M-7 kationisches FHM) und Überdruckfiltration bei 1 - 4 bar).

### **Ammonium und Phosphat**

Die Ermittlung des Ammoniumstickstoffgehaltes (NH<sub>4</sub>-N) und des ortho Phosphatphosphorgehalts (PO<sub>4</sub>-P) erfolgte im Filtrat der Proben mittels photometrischer Messung (Nanocolor® Rundküvettentests und Photometer Nanocolor® 500D der Fa. Macherey-Nagel).

### **Flüchtige organische Säuren/ Pufferkapazität (Kalkreserven, TIC)**

Die Messung der flüchtigen organischen Säuren (FOS) und der Pufferkapazität (TAC) erfolgte in geflockten und Druck filtrierten Proben (Schwarzband Papierfilter).

Für die Messung des Gehalts an flüchtigen organischen Säuren (FOS) und der Pufferkapazität (TAC), im Faulschlammfiltrat; wurde ein Titrationsautomat der Firma Pronova® eingesetzt.

Für die Messungen wurden 5 ml Filtrat mit destilliertem Wasser auf 20 ml verdünnt. Der Ansatz wurde mittels Titrationsautomaten mit Schwefelsäure in einen ersten Schritt auf ein pH von 5,0 titriert und im zweiten Schritt auf pH 4,3. Die Berechnung der Konzentration an FOS und TAC erfolgte automatisch durch das Messgerät, anhand der nachstehenden empirischen Formeln.

$$FOS - Wert = 20ml/Probenvolumen * (Verbrauch A * 1,66 * 0,15 * 500/1000)$$

$$FOS = g_{FOS} / kg_{Substrat}$$

$$TAC - Wert = 20ml/Probenvolumen * (Verbrauch B * 250/1000)$$

$$TAC = g_{CaCO_3} / kg_{Substrat}$$

Verbrauch A = Verbrauch an H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> in ml bis zum pH-Wert 5,0

Verbrauch B = Verbrauch an H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> in ml bis zum pH-Wert 4,3

Da die empirischen Faktoren für eine Probenvorlage von 20 ml entwickelt wurden, muss bei abweichenden Probenvolumina der Quotient (20 ml / Probenvolumen) berücksichtigt werden, dies geschieht automatisch durch das Messgerät.

### **pH-Messung**

Der pH-Wert des Faulschlammfiltrats wurde mit Hilfe eines pH-Meters der Firma WTW ermittelt.

*Alle für die Analysen verwendeten Geräte wurden vor Beginn der Faulungsversuche und anschließend regelmäßig (monatlich) auf ihre Funktion überprüft und ggf. kalibriert.*

## **8.1.6 Versuchsergebnisse der Laborfaulversuche**

### **Ergebnisse der diskontinuierlichen Laborversuche**

Die diskontinuierlichen Laborversuche umfassen die Versuchsphasen LB-01 bis LB-06. Abbildung 10 zeigt beispielhaft die grafische Auswertung des Laborversuches LB-01. Die grafische Auswertung der weiteren Batch-Versuche erfolgte auf gleiche Weise - die Grafiken der Versuche sind im Anhang aufgeführt.

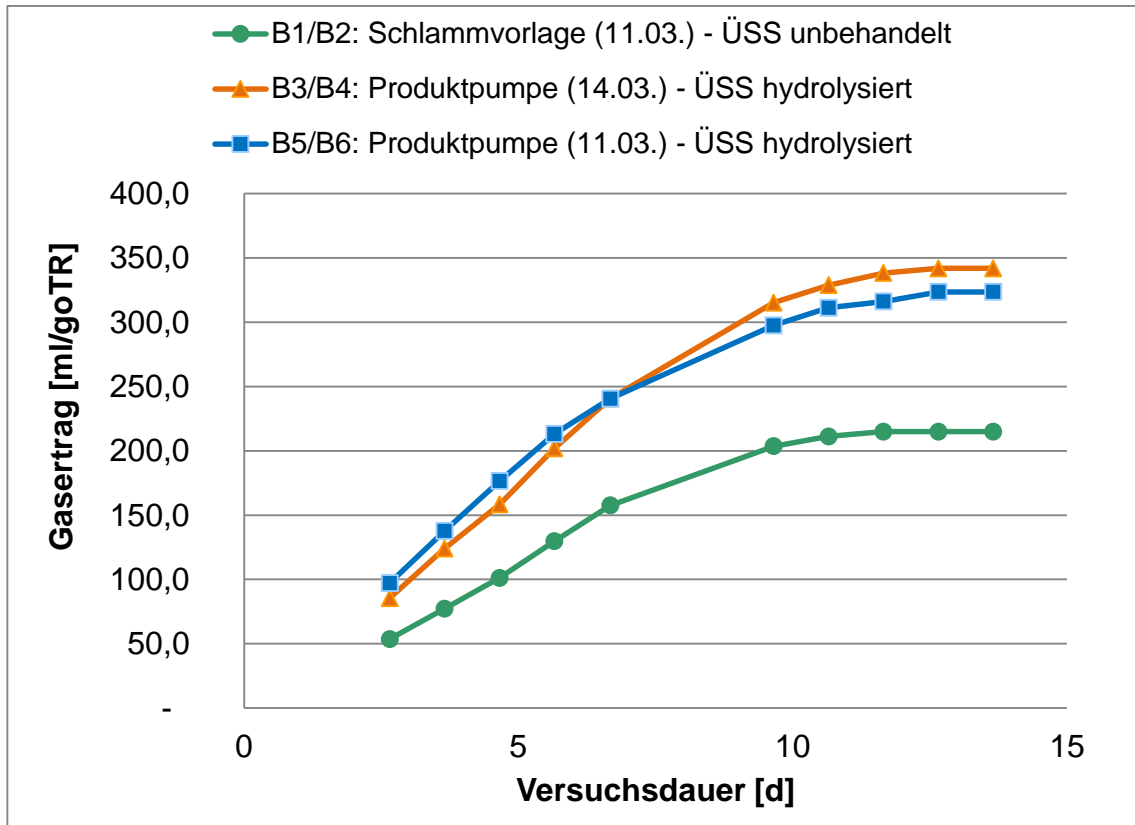


Abbildung 10: spezifischer Gasertrag aus der Versuchsphase LB-01

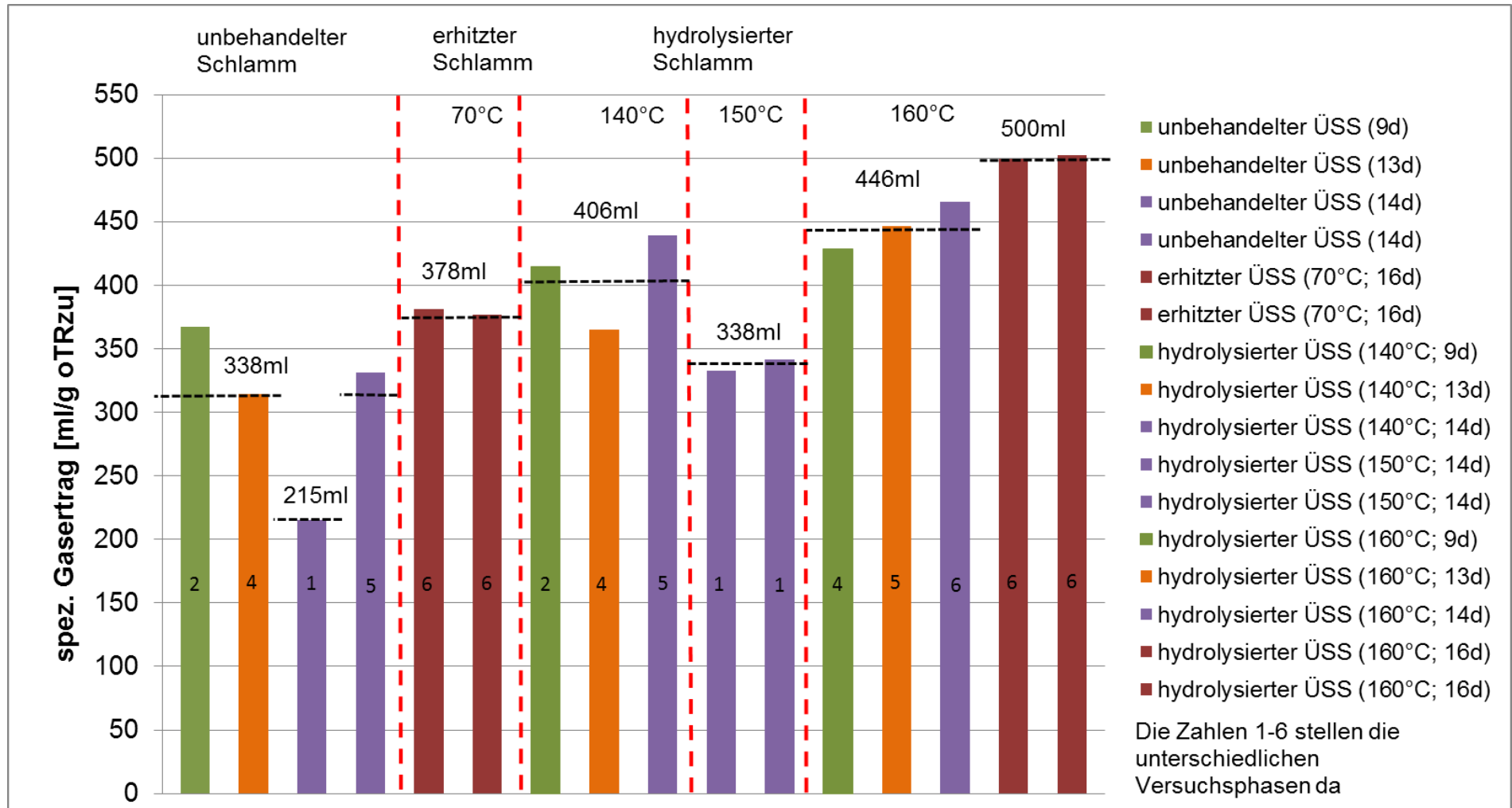


Abbildung 11: spezifischer Gasertrag aus den Batch-Versuchen

Abbildung 11 zeigt die spezifischen Gaserträge der verschiedenen Batch-Versuche. Im linken Diagrammbereich sind die Werte für die unbehandelten Schlämme aufgeführt, rechts die der thermisch desintegrierten Schlämme und dazwischen die des Schlammes, der lediglich auf 70° C erhitzt wurde. Die gestrichelten horizontalen Linien kennzeichnen jeweils die Mittelwerte der spez. Gasproduktion des Schlammes. Die Mittelwerte sind aus Versuchen mit unterschiedlichen Schlammproben und unterschiedlicher Standzeit gebildet worden. Aus diesem Grund sind die Messwerte nur bedingt untereinander vergleichbar. Für eine erste Orientierung im Hinblick der Auswirkungen der thermischen Hydrolyse sind die Ergebnisse in Anbetracht der klaren Unterschiede jedoch durchaus signifikant. Für den unbehandelten Schlamm sind in der Abbildung 11 zwei Mittelwerte angegeben, da der Gasertrag aus der Versuchsphase LB-01 deutlich niedriger lag und somit als Ausreißer separat bewertet wurde. Laborversuchsfaulbehälter mit gleicher Standzeit sind durch gleiche Farben (grün 9d; orange 13d; lila 14d; rot 16d) gekennzeichnet. Die Nummerierungen innerhalb der Säulen geben an, aus welcher Versuchsphase und damit aus welcher Schlammprobe der Gasertrag stammt.

Aus den Versuchen wird deutlich, dass die thermische Desintegration zu einer Gasertragssteigerung bei der anschließenden Faulung führt. Die Steigerung des Gasertrages kann unter vergleichbaren Umständen bei bis zu 32 % [Vergleich unbehandelt versus thermisch desintegriert (160°C)] liegen. In Bezug auf die Prozesstemperatur wird deutlich, dass mit steigender Temperatur der Effekt des Aufschlussverfahrens gesteigert werden kann. So liefert der bei 160 °C hydrolysierte Schlamm ca. 30% mehr Faulgas als der Schlamm, welcher nur auf 70 °C erwärmt wurde.

Die Gasertragssteigerung in der Versuchsphase LB-01 liegt mit ca. 50 % sehr hoch. Dies könnte darauf zurückzuführen sein, dass der Gasertrag des unbehandelten Schlammes verhältnismäßig niedrig war und sich daher gleiche absolute Unterschiede prozentual überproportional auswirken. Das niedrige Niveau der Gaserträge in LB-01, kann durch die Zusammensetzung des Schlammes (geringer Anteil an PS/ hoher Anteil an ÜS mit schwer abbaubarem oTR) bedingt sein und weist darauf hin, dass der Gasertrag der Schlammproben in nicht unerheblichem Umfang schwanken kann. Zudem erzielt der Effekt der thermischen Desintegration bei einem schlecht abbaubaren Substrat eine prozentual größere Wirkung als bei einem gut abbaubaren Substrat. Neben den Anteil an Primärschlamm (PS) können somit auch die Belastungsverhältnisse in der biologischen Stufe dabei eine Rolle spielen.

Tabelle 3: Standzeiten für 75/ 90 % Faulgasanfall in den diskontinuierlichen Laborversuchen

Versuchsphase	LB-01	LB-02	LB-04	LB-05	LB-06
	Standzeit [d]	Standzeit [d]	Standzeit [d]	Standzeit [d]	Standzeit [d]
75 % Faulgasanfall	7	4	3	3	4
90 % Faulgasanfall	10	7	9	8	10

Auf Unterschiede in der Zusammensetzung des Rohschlammes (Verhältnis von gut zu schlecht abbaubaren Stoffen) dürfte auch zurückzuführen sein, dass teilweise bei längeren Ausfallzeiten in den Versuchen der Gasertrag niedriger war als bei kürzeren Ausfallzeiten. Aus den einzelnen Diagrammen des Gasanfalls ist abzulesen, dass bei Standzeiten von über 10 d nur noch allenfalls 10 % an zusätzlichem Faulgas anfallen, siehe Tabelle 3.

#### 8.1.6 Versuchsergebnisse der kontinuierlichen Laborversuche - LK-01

Da die Versuchsauswertung der Versuchsphase LK-01 analog zu der Auswertung der Versuchsphasen LK-02 und LK-03 erfolgt, sollen die Versuche später zusammen ausgewertet und verglichen werden. Der Faulgasanfall wird in den kontinuierlich durchgeführten Versuchen täglich erfasst. Aufgrund unterschiedlicher Zeitpunkte der täglichen Betreuung – Schütteln, Faulgasertragsmessung, Entnahme von Faulschlamm, Beschickung mit Substrat – und der Betreuung an sechs Tagen in der Woche anstelle von sieben sowie einer nur bedingt möglichen Homogenisierung der Substratproben ergeben sich Schwankungen im täglichen Faulgasertrag (siehe Abbildung 12). Vor diesem Hintergrund wurde der über die Versuchsdauer gemittelte spezifische Faulgasertrag als über die Versuchsdauer kumulierter Faulgasertrag bezogen auf den über die Versuchsdauer kumulierten zugeführten organischen Trockenrückstand ausgewertet (siehe Abbildung 13).

Den Diagrammen ist klar zu entnehmen, dass die thermische Desintegration zu einem erhöhten Faulgasanfall in der nachgeschalteten Faulung führt. Der Effekt scheint bei einer Prozesstemperatur von 160 °C in der thermischen Desintegration größer zu sein als bei einer von 140 °C. Aufgrund der starken Unterschiede in den Tagen 38 bis 50 dürfte der Einfluss der Prozesstemperatur in der Darstellung der kumulierten Werte allerdings zu deutlich ausfallen. Die Zunahme von über + 50 % des spezifischen Faulgasertrags von 200 ml/g oTRzu auf über 300 ml/g oTRzu durch die thermische Desintegration dürfte in Anbetracht der unüblich geringen Werte als zu hoch zu bewerten sein, was die nachfolgenden Versuche auch gezeigt haben. Die niedrigen

absoluten Werte dürften auf den sehr hohen Feststoffgehalt von über 10 % TR in den Versuchsfaulbehältern und die dadurch bedingte wohl nur mäßige Durchmischung des Faulbehälterinhalts in den Versuchen zurückzuführen sein.

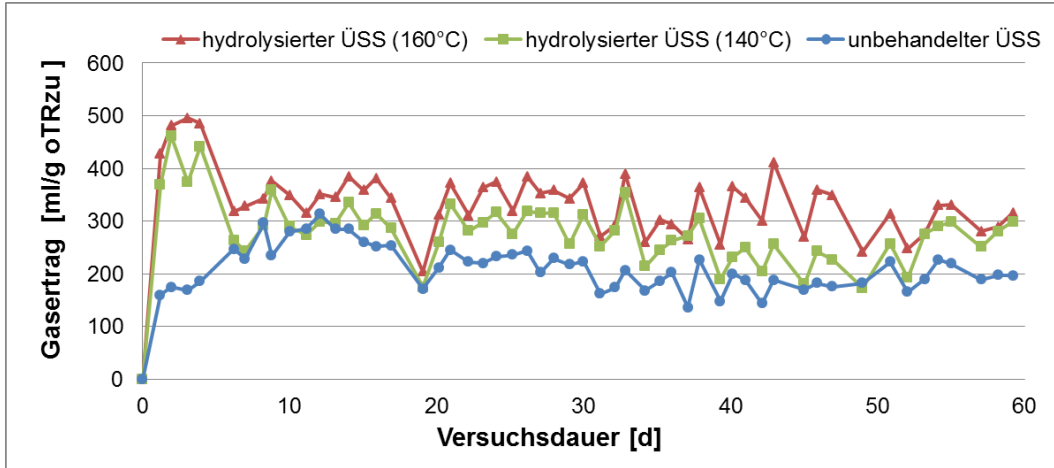


Abbildung 12: spezifischer Gasertrag aus LK-01

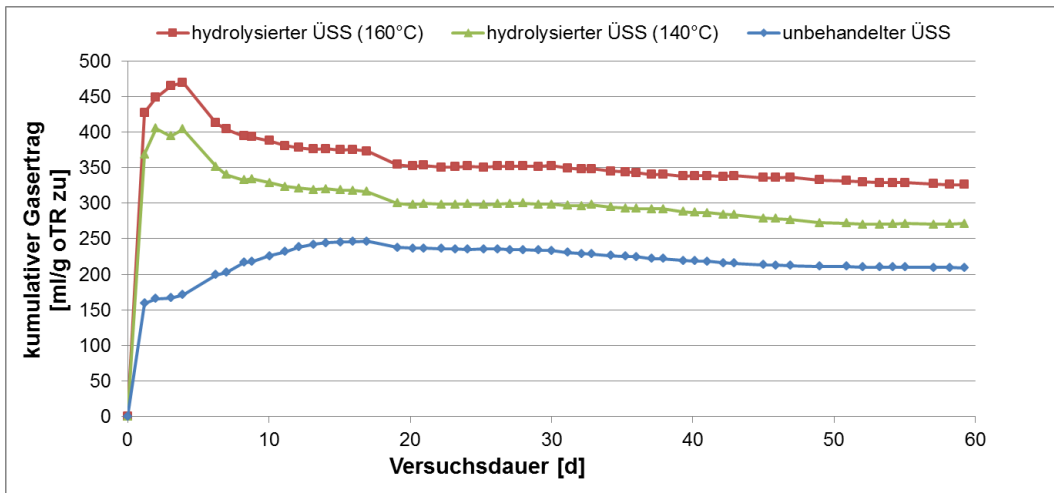


Abbildung 13: kumulativer Gasertrag aus LK-01

### Versuchsergebnisse der kontinuierlichen Laborversuche - LK-02 u. LK-03

Die in den verschiedenen Versuchsphasen für die verschiedenen Substrate (unbehandelt, thermisch desintegriert bei 150 °C und bei 160 °C) gemessenen Tageswerte für den spezifischen Gasertrag zeigt Abbildung 14. Die über die Versuchsdauer gemittelten spezifischen Gaserträge der beiden Versuchsphasen LK-02 und LK-03 sind in Abbildung 15 dargestellt und die Werte der Versuchsphase LK-03 ohne LK-02 zeigt Abbildung 15. In den Laborversuchen konnte eine Gasertragsteigerung bei einer hydraulischen Verweilzeit von 10 Ta-

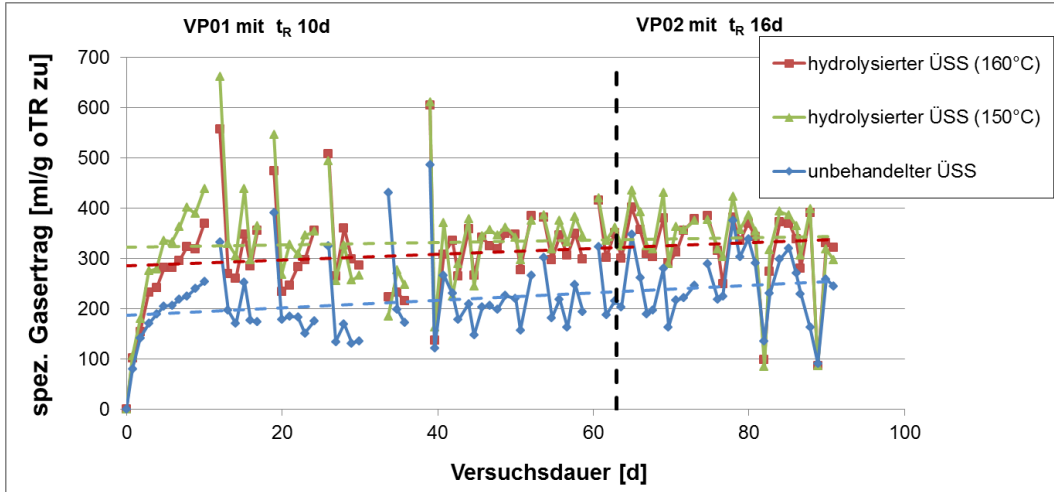


Abbildung 14: spezifischer Gasertrag aus LK-02 und 03

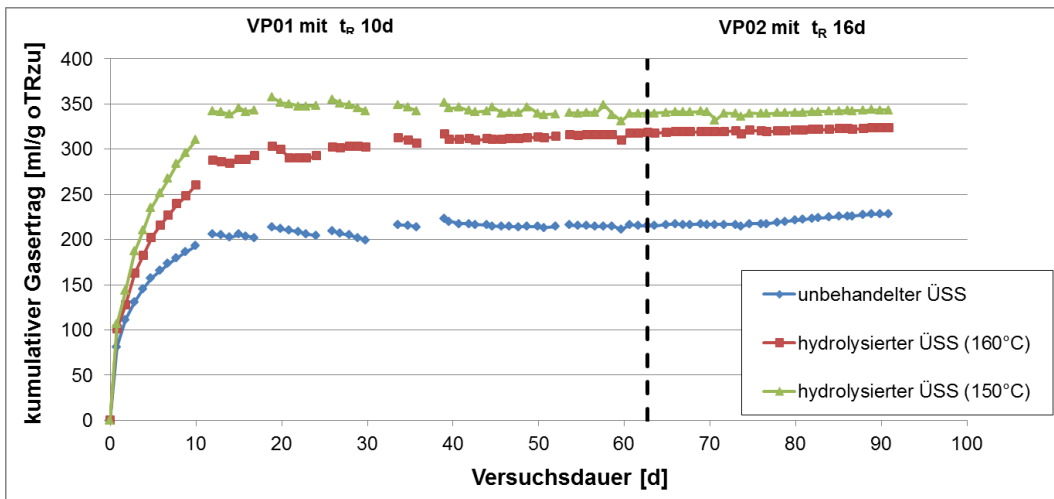


Abbildung 15: kumulativer Gasertrag aus LK-02 und 03

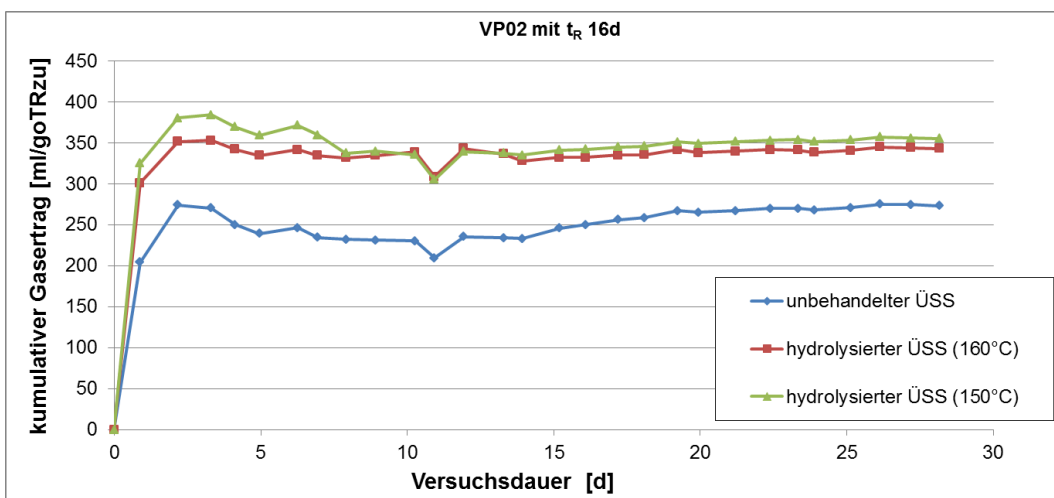


Abbildung 16: kumulativer Gasertrag aus LK-03



gen (LK-02) von 47 bis 58% und eine Erhöhung des Abbaugrades um 13 - 14 Prozentpunkte nachgewiesen werden. Bei einer hydraulischen Verweilzeit von 16 Tagen (LK-03) konnten eine Gasertragssteigerung von 26 bis 30 % und eine Erhöhung des Abbaugrades um 12 - 15 Prozentpunkte nachgewiesen werden.

Die spez. Gaserträge beziehen sich auf die jeweils zuvor zugeführte Substrat-oTR-Fracht. Die teilweise recht starken Schwankungen der täglich gemessenen Gasmengen der einzelnen Behälter, sowohl in der Versuchsphase LK-01 als auch in LK-02 und LK-03, sind im Wesentlichen auf eine zeitlich variierende Beschickung der Behälter zurückzuführen. Insofern sind die einzelnen Tageserträge sowie die aus ihnen und der täglich zugeführten Substratmenge berechneten spez. Gaserträge einzeln betrachtet nur bedingt aussagekräftig. Durch eine Kumulierung der Tagesgaserträge und der zugeführten oTR-Frachten über einen längeren Versuchszeitraum konnten aber deutliche und stabile Unterschiede zwischen den Gaserträgen des unbehandelten und des thermisch desintegrierten Schlamm festgestellt werden. Die entsprechenden Werte sind in Tabelle 4 zusammengestellt.

Tabelle 4: Versuchsergebnisse der Faulungsversuche im Labormaßstab

Substrat		unb. Schlamm (Referenz)	Schlamm hydrolysiert bei 140°C	Schlamm hydrolysiert bei 150°C	Schlamm hydrolysiert bei 160°C
spez. Gasertrag [ml/g oTR <sub>zu</sub> ]	LK-01	209	271	-	326
	LK-02	215	-	340	317
	LK-03	273	-	355	343
Steigerung gegenüber der Referenz [%]	LK-01	-	29,7	-	56,0
	LK-02	-	-	58,1	47,4
	LK-03	-	-	30,0	25,6
Abbau des zugeführten oTR [%]	LK-01	-	-	-	-
	LK-02	24,5	-	37,3	38,6
	LK-03	30,0	-	44,6	42,4
Steigerung gegenüber der Referenz [%-Punkte]	LK-01	-	-	-	-
	LK-02	-	-	12,8	14,1
	LK-03	-	-	14,6	12,4

In den Laborversuchen LK-01 konnte eine Gasertragssteigerung im Vergleich des unbehandelten zum thermisch desintegrierten Schlamm (140 °C, 160 °C), bei einer

hydraulischen Verweilzeit von 15 Tagen von 30 – 56 % ermittelt werden. Mit 209 ml/g oTR<sub>zu</sub> bei einer mittleren Verweilzeit von 15 Tagen ist der spezifische Gasertrag des unbehandelten Schlammes aber als eher niedrig einzuschätzen. Zu erwartende Faulgaserträge aus unbehandeltem Überschuss-schlamm liegen bei etwa 300 ml/g oTR<sub>zu</sub>. Selbst die mit den thermisch desintegrierten Schlämmen erzielten Gaserträge liegen mit 271 ml/g oTR<sub>zu</sub> (140 °C) und 326 ml/g oTR<sub>zu</sub> (160 °C) noch unter den in den Batchversuchen erzielten Ergebnissen für den unbehandelten Schlamm. Der Grund dafür liegt sehr wahrscheinlich in der „Qualität“ des Schlammes oder einer nur unvollständigen Durchmischung der Fermenter.

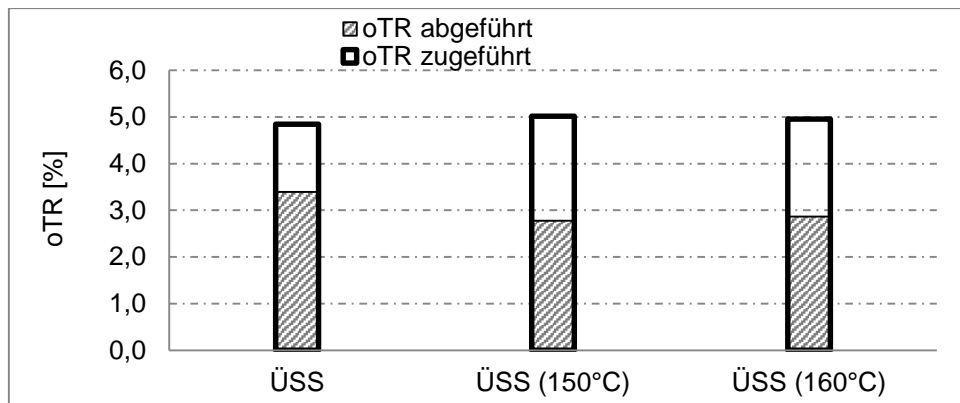


Abbildung 17: oTR Abbaugrade LK-03

Aus den Laborversuchen geht hervor, dass durch eine Steigerung der Prozesstemperatur von 140 °C auf 160 °C der spez. Gasertrag um etwa 20 % gesteigert werden kann (siehe LK-01). In den Versuchsphasen LK-02 und LK-03 zeigte sich, abweichend von der Vermutung, dass mit ansteigender Prozesstemperatur der spez. Gasertrag steigt, dass der Faulgasertrag bei einer Prozesstemperatur von 150 °C höher lag als bei 160 °C. Da die Steigerung nur etwa 3 – 7 % beträgt, ist diese Erkenntnis nur bedingt signifikant und sollte später mittels halbtechnischer Faulungsversuche überprüft werden.

Die in diesen Versuchsphasen erzielten Gaserträge für den unbehandelten Referenzschlamm liegen mit 215 ml/goTR<sub>zu</sub> bei 10 Tagen Verweilzeit und 273 ml/goTR<sub>zu</sub> bei 16 Tagen Verweilzeit im unteren Bereich der zu erwartenden Gaserträge. Dies dürfte auf die relativ hohen TR-Gehalte und die dadurch bedingte nur geringe Durchmischungsintensität in den Laborversuchsfalbehältern sowie auf die Schlammzusammensetzung zurückzuführen sein.

Anhand des ermittelten oTR-Abbaus (siehe Abbildung 17) kann rechnerisch überprüft werden, ob der gemessene Gasanfall und der abgebaute oTR übereinstimmen oder ob Faulgas z.B. durch Undichtigkeiten im System nicht erfasst wurde bzw. die Organika nicht zu Faulgas umgesetzt wurden.

Übliche Werte für das Verhältnis von CSB zu oTR im Primärschlamm liegen zwischen 1,8 bis 2,0 g CSB/g oTR und im Überschussschlamm zwischen 1,4 bis 1,6 g CSB/g oTR. Das CSB/oTR-Verhältnis des Rohschlammes beträgt somit zwischen 1,6 und 1,8 g CSB/g oTR, je nach Verhältnis von PS zu ÜSS.

In den folgenden Berechnungen wurde für den Überschussschlamm mit gewissen Anteilen an Primärschlamm ein CSB/oTR-Verhältnis von 1,6 berücksichtigt.

Unter Ansatz des stöchiometrischen Verhältnisses von 350 l CH<sub>4</sub>/kg CSB können durch den anaeroben Abbau von Überschussschlamm unter Berücksichtigung eines gewissen Anteils an Primärschlamm etwa 560 l CH<sub>4</sub>/kg oTR<sub>abgebaut</sub> erzeugt werden. Bei einem üblichen Methananteil im Faulgas von ca. 65 % entspricht dies einem Gasertrag von rund 860 l<sub>N</sub> Faulgas/kg oTR<sub>abgebaut</sub>. Setzt man für den unbehandelten Schlamm ein Abbaugrad von 30 % ein, ergibt sich folglich eine Gasausbeute bezogen auf den zugeführten oTR in Höhe von etwa 260 l<sub>N</sub> Faulgas/kg oTR<sub>zugeführt</sub>.

Für die thermisch desintegrierten Proben ergibt sich nach gleicher Rechnung für den gemessenen oTR-Abbaugrad von 45 % bei 150 °C respektive 42 % bei 160 °C (LK - 03) eine Gasausbeute von 380 l<sub>N</sub> Faulgas/kg oTR<sub>zugeführt</sub> für die bei 150 °C thermisch desintegrierte Probe und 360 l<sub>N</sub> Faulgas/kg oTR<sub>zugeführt</sub> für die bei 160 °C thermisch desintegrierte Probe.

Aus den Berechnungen wird deutlich, dass der gemessene Gasertrag des unbehandelten Schlammes mit dem theoretischen Wert der Gasausbeute und somit auch mit dem gemessenen oTR Abbaugrad gut übereinstimmt. Bei den thermisch desintegrierten Proben ergibt sich zwischen dem mittleren theoretischen Gasertrag und den gemessenen Gasausbeuten eine Differenz von ca. 5 %.

In der Literatur [Kop12; Bor09; Kop14] werden für die Gasertragssteigerung durch die thermische Desintegration von Rohschlamm (PS/ÜS) eine Gasertragssteigerung von rund 10 % und ein um 6 Prozentpunkte erhöhter oTR-Abbau angegeben. Für die thermische Behandlung von Überschussschlamm werden Gasertragssteigerungen von 30 bis 49 % und eine Erhöhung des oTR-Abbaus um 13 bis 17 Prozentpunkte angegeben

Vergleicht man die in den Laborversuchen erzielten Ergebnisse mit denen aus der Literatur und berücksichtigt, dass der für die Versuche verwendete Schlamm anteilig Primärschlamm enthielt, so sieht man dass diese recht gut übereinstimmen. Vergleicht man den in der Versuchsphase LK-03 erzielten Abbaugrad des unbehandelten Schlammes mit Literaturwerten wird deutlich, dass in den Laborfermentern weniger

organisches Material abgebaut wurde, als dies im technischen Maßstab unter vergleichbaren Bedingungen der Fall ist [Kop12; Roe99; Kop14; Pfe89]. Bei einer mittleren Verweilzeit von 16 Tagen wird in der Praxis zumeist ein Abbaugrad von über 30 % (ca. 33 bis 40 %) erreicht. Für thermisch desintegrierte Schlämme liegt der in der Praxis erreichte Abbaugrad bei ca. 46 % und höher. Mit etwa 43 % liegt der im Labor erreichte Abbaugrad für den thermisch desintegrierten Schlamm somit auch etwas unter dem Erwartungswert [Kop12; Bor09; Kop14].

Der Sachverhalt, dass die im Labor erzielten Abbauraten unter den zu erwartenden Werten liegen, weist darauf hin, dass es aus einem vorerst unbekanntem Grund zu einem verminderten Abbau des organischen Materials kam. Möglicher Weise war die tägliche nur einmalige Durchmischung der Fermenter nicht ausreichend für optimale Abbauleistungen.

Effekte, die nur einen bzw. einige Laborfermenter betreffen (entweichen von Gas, Temperaturschwankungen usw.) können dadurch, dass alle Fermenter beim Abbau des organischen Materials etwas niedriger lagen als zu erwarten war, ausgeschlossen werden.

In Abbildung 18 und Abbildung 19 sind die Ammonium-Stickstoff- und CSB-Gehalte im Filtrat des Faulschlammes für die kontinuierlichen Versuche im Labormaßstab dargestellt. Die erhöhten Ammoniumstickstoffgehalte in den Faulschlammproben der mit thermisch desintegriertem Überschussschlammproben beschickten Versuchsfaulbehälter zeigt den erhöhten Eiweißabbau aufgrund der thermischen Desintegration in der nachgeschalteten Faulung. Es ist aber auch ein deutlich erhöhter Gehalt an gelösten CSB im Faulschlamm aufgrund der thermischen Desintegration festzustellen. Die abfallende Tendenz der CSB-Werte könnte aber auf eine noch nicht abgeschlossene Adaptation der Mikroorganismen an Intermediärprodukte der thermischen Desintegration hinweisen. Zudem ist noch festzustellen, inwieweit es sich bei dem gelösten CSB um biologisch abbaubaren CSB oder um refraktären CSB handelt.

Beim Ammonium stieg die Konzentration von 1.271 mg/l (Faulung von unb. Schlamm) auf 1.964 – 2.004 mg/l (Faulung von thermisch desintegrierten Schlamm) an. Der Grund für den Anstieg der Ammoniumkonzentration ist der Aufschluss von Proteinen durch die thermische Desintegration. Die Proteine werden zum einen durch den Aufschluss von Zellen und der damit verbundenen Freisetzung von Zellsaft der Faulung zugänglich und zum anderen durch einen thermischen Aufschluss von Zellmaterial, das „weich gekocht“ wird.

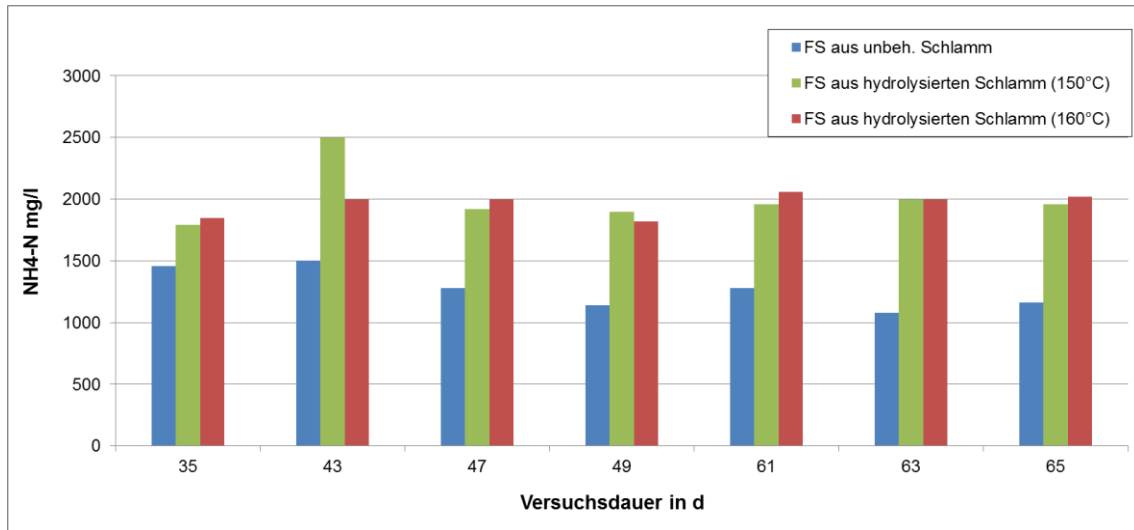


Abbildung 18: Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat

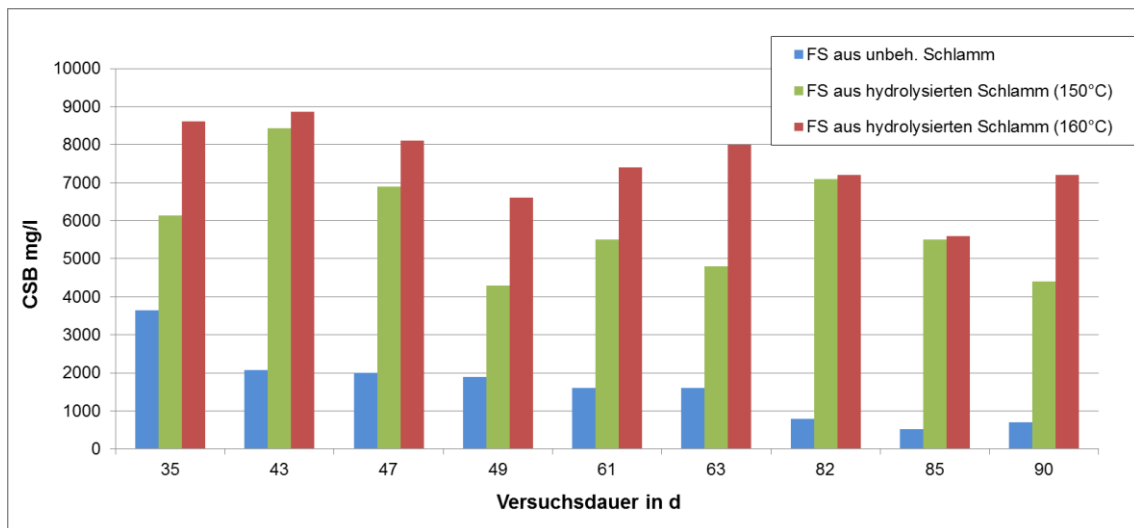


Abbildung 19: CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat

Prozesstemperaturen von 150 - 160 °C scheinen keinen signifikanten Unterschied hinsichtlich des Aufschlusses der Proteine zu bewirken. In diesem Zusammenhang sei hier auf die Maillard-Reaktionen hingewiesen, die ab Temperaturen über 140 °C auftreten können. Bei diesen Reaktionen verbinden sich Kohlenhydrate und Aminosäuren zu hochmolekularen braun gefärbten Verbindungen, den Melanoiden, die den Huminsäuren ähneln und sehr schwer abbaubar sind. Aus diesem Grund sollte bei proteinreichen Substraten die Prozesstemperatur der thermischen Desintegration nicht wesentlich über 150 °C liegen, da sonst durch die Bildung schwer abbaubarer Verbindungen die Umsetzung der Organik zu Biogas vermindert wird [Pfi00].

Beim CSB (Abbildung 19) stieg die Konzentration von 674 mg/l (Faulung von unbehandeltem Schlamm) auf 5.600 – 6.700 mg/l (Faulung von thermisch desintegriertem Schlamm) an. Die in der Versuchsphase LK-02 (bis Versuchstag 63) gemessenen Werte liegen deutlich höher als die oben angegebenen Werte. Dies ist mit der in dieser Versuchsphase geringen Verweilzeit zu erklären. Der intermediär gebildete CSB konnte in der kurzen Verweilzeit nur teilweise abgebaut werden. So betrug der CSB des Faulschlammfiltrates aus unbehandeltem Schlamm bei einer Verweilzeit von 10 Tagen etwa 2.000 mg/l, bei den Faulschlammfiltraten aus den thermisch desintegrierten Schlämmen betrug der CSB-Gehalt ca. 6.000 – 7.900 mg/l. Durch Erhöhung der Verweilzeit auf 16 Tagen konnte der CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat auf die oben angegebenen Konzentrationen gesenkt werden.

Der gestiegene CSB im Filtrat des Faulschlammes thermisch desintegrierten ÜSS ist mit dem Aufschluss von Biomasse zu erklären. Der in den Filtraten gemessene CSB wird in einem weiteren Versuch (aerobe Belebung) auf den Anteil an refraktärem CSB untersucht. Im aeroben Abbauversuch soll dann auch der Einfluss der Prozesstemperatur auf die Entstehung von refraktärem CSB untersucht werden. Aus den Ergebnissen der Versuchsphase LK-02 und LK-03 geht hervor, dass eine Erhöhung der Prozesstemperatur zu einem deutlichen Anstieg des CSB-Gehaltes im Faulschlammfiltrat führt, jedoch nicht wie hoch der Anteil des refraktären CSB daran ist.

Die Ergebnisse der im Labormaßstab durchgeführten Versuche werden im Kapitel der halbtechnischen Faulungsversuche erneut aufgegriffen und mit den dort erzielten Ergebnissen verglichen.

## **8.2 Untersuchungen zur Faulung thermisch desintegrierten Klärschlammes im halbtechnischen Maßstab**

### **8.2.1 Konzept der Versuche**

Für die begleitenden Untersuchungen zur Umstellung der Faultürme des ZVG wurde ein Versuchsfaulbehälter im halbtechnischen Maßstab konstruiert und es wurden dann vier Stück aus Edelstahl von der Firma Haarslev gefertigt. Die halbtechnischen Versuchsfaulbehälter wurden vor der Inbetriebnahme durch die Montage der Begleitheizungen, die Isolierung der Behälter und den Einbau der Rührwerke komplettiert. Anfang November erfolgte eine frostsichere Verlegung der Gasstrecke und Aufstellung der Nassgaszähler, um Störungen und Schäden durch Frost in der anstehenden kalten Jahreszeit zu vermeiden.

Die Faulbehälter im Pilotmaßstab wurden unter vergleichbaren Prozessbedingungen – mesophile Faulraumtemperatur, mittlere rechnerische Verweildauer und damit auch Raumbelastung - wie die Faultürme des ZVG im technischen Maßstab betrieben. Bei den Faulbehältern im Pilotmaßstab erfolgte die Beschickung der Behälter allerdings nur einmal täglich. Durchmischt wurde der Faulschlamm in den Behältern im Pilotmaßstab durch intermittierend betriebene Rührwerke.

Mit den Versuchsfaulbehältern sollten zum einen die anaeroben Abbauvorgänge in den Faultürmen simuliert werden und zum anderen der im Labormaßstab festgestellte Einfluss der thermischen Überschussschlamm-desintegration auf die Faulung verifiziert werden. Zwei der vier Faulbehälter wurden mit Klärschlamm-mischungen beschickt, die vergleichbar mit denen waren, die dem Faulturm FT2 zugeführt werden sollten. Die Versuchsfaulbehälter wurden mit der Mischung beschickt, die in der folgenden Versuchsphase dem Faulturm FT2 zugeführt werden sollte. Auf diese Art und Weise sollte frühzeitig erkannt werden, ob eine Beeinträchtigung der Faulung im Faulturm FT2 zu befürchten war. Bei den Klärschlamm-gemischen handelte es sich um eine Mischung aus CO-Substrat, Primärschlamm sowie einer Mischung aus unbehandeltem und thermisch desintegriertem Überschussschlamm, der einen geringen Anteil an Primärschlamm enthielt. Für das Einfahren des Faulturms FT2 wurde eine dreistufige Umstellung vorgesehen (siehe Kapitel 9), wobei in jeder Phase der Anteil an thermisch desintegriertem Schlamm erhöht wurde. Die Faulbehälter 1 und 2 wurden mit der Umstellungsphase 2 (VP02) gestartet, so dass ein zeitlicher Vorlauf gegenüber dem Faulturm FT2 entstand. Das Verhältnis von unbehandeltem ÜSS zu behandeltem ÜSS betrug in dieser Phase 34 % zu 66 %. Des Weiteren konnten anhand der zwei parallel betriebenen Faulbehälter erste Erkenntnisse zur Reproduzierbarkeit der Ergebnisse des

Faulungsprozesses und zum Einfluss des thermisch desintegrierten Schlamms im Zusammenhang mit der CO-Fermentation gewonnen werden.

Versuchsfaulbehälter 3 wurde mit einer Mischung aus unbehandeltem ÜS und PS beschickt und Versuchsfaulbehälter 4 mit einer vergleichbaren aber thermisch desintegrierten Mischung aus ÜS und PS. Der in den halbtechnischen Versuchen verwendete Rohschlamm entsprach in der Zusammensetzung den Rohschlämmen, die in den Laborversuchen eingesetzt wurden. Mit den Versuchen sollten die Ergebnisse hinsichtlich des Gasertrages, des erhöhten oTR-Abbaus und des Einflusses des thermisch desintegrierten ÜSS auf den CSB- und Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat aus den zuvor durchgeführten Laborversuchen verifiziert werden.

### **8.2.2 Aufbau der halbtechnischen Versuchsfaulbehälter**

Der Versuchsaufbau besteht aus vier baugleichen Edelstahlbehältern. Die Edelstahlbehälter setzen sich aus einem Zylinder (Oberteil) und einem Kegel (Unterteil) zusammen, welche miteinander verschweißt sind. Abbildung 20 und Abbildung 21 zeigen Seiten- und Frontansicht sowie ein Foto des Versuchsaufbaus in der KA Grevesmühlen. Die Behälter haben einen flachen Deckel, der aus einer Platte aus PVC-transparent mit Flanschen für Tauchrohre für die Rührwerkswelle, den Zu- und den Ablauf besteht. Der Ablauf ist als getauchtes T-Stück ausgeführt, wobei der Ablauf durch die Zylinderwand geführt ist. Die Führung des Ablaufrohrs durch den Deckel dient der Belüftung und zur Reinigung des Ablaufs.

Die Temperierung der Faulbehälter erfolgt durch Begleitheizungen mit einer Leistung von jeweils 1.200 W, die am zylindrischen Behälterteil angebracht sind. Die Regelung der Heizung erfolgt mit einer 2-Punkt-Regelung. Im getauchten Auslaufrohr wird die Faulschlammtemperatur erfasst. Bei einer Temperatur von 37 °C wird die Begleitheizung ein- und bei 39 °C abgeschaltet. In den halbtechnischen Faulbehältern wird durch die Regelung eine Temperaturn Konstanz von ca.  $38 \text{ °C} \pm 1 \text{ °C}$  sichergestellt. Der elektronische Temperaturregler Typ UTR-52472 der Heizung ist außen am Behälter angebracht.

Für die Durchmischung der Faulbehälter sorgt jeweils ein langsam laufendes Propellerrührwerk. Das Rührorgan des Rührwerkes ist ein 3-flügliger Propeller ( $\varnothing = 500 \text{ mm}$ ), der ca. 70 cm unterhalb des Faulschlammspiegels installiert ist. Die Drehrichtung des Rührwerkes ist so eingestellt, dass der Faulschlamm von unten nach oben gefördert wird, wodurch Absetzvorgänge im Faulbehälter vermieden werden sollen.



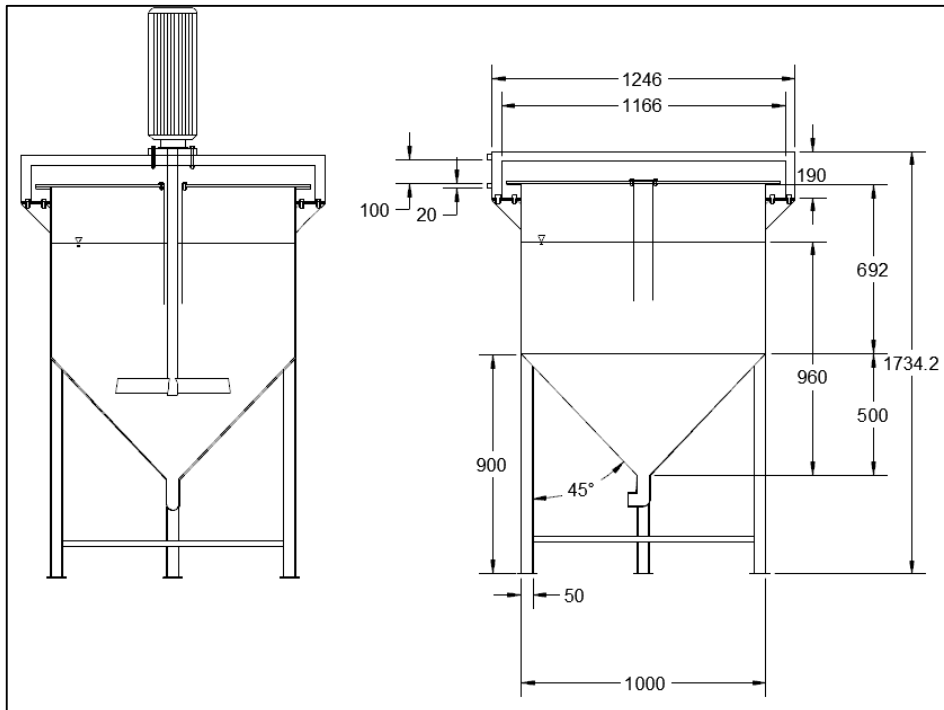


Abbildung 20: Seiten- und Frontansicht der Versuchsfaulbehälter



Abbildung 21: Versuchsstand für die halbtechnischen Faulungsversuche

Die Rührwellen sind durch ein getauchtes Rohr in die Faulbehälter eingeführt. Der Antrieb erfolgt durch Elektromotoren mit einer Leistung von 370 W und einstellbaren

Reibradgetrieben. Die Getrieberührwerke sind auf einer Brücke oberhalb der Deckel befestigt. Die Steuerung der Rührwerke erfolgt mittels Zeitschaltuhren. Einem 45 minütigen Rührintervall folgt eine 15 minütige Pause.

Die Elektroversorgung des Versuchsstandes erfolgte über einen Stromverteiler. Um eine Überlastung des Verteilers zu vermeiden, wurden in Anbetracht der hohen Anlaufströme der Motoren, immer nur zwei der vier Rührwerke paarweise eingeschaltet.

Das Ansetzen der Klärschlammisierungen für die Beschickung der Versuchsfaulbehälter erfolgte in einem 100 l Fass. Zur Einstellung des geplanten TR-Gehalts wurde Brauchwasser zur Verdünnung eingesetzt. Die Klärschlammisierungen wurden mit einem Handrührwerk (Mörtelmischer) homogenisiert. Mit einer Exzentrerschneckenpumpe wurde die homogenisierte Klärschlammisierung aus dem Fass in die Faulbehälter gefördert. Beim Ansetzen der Mischungen, beim Verdünnen mit Brauchwasser und bei der Beschickung wurden die Mengen eingewogen. Dazu war das 100 l Fass auf einer elektronischen Waage aufgestellt.

Die Fermenter werden nach dem Verdrängungsprinzip betrieben. Einlaufrohr sowie Auslaufrohr der Versuchsfaulbehälter sind getaucht. Zusätzlich zur Öffnung im Deckel besitzt das Auslaufrohr eine seitliche Öffnung an der ein 90° Bogen angebracht ist, über die im Zusammenwirken mit dem Faulgasvordruck der Füllstand im Behälter reguliert wird. Einlauf- und Auslaufrohr sind diametral gegenüber angebracht, um Kurzschlussströmungen zu vermeiden und so zu gewährleisten, dass bei der Beschickung das Substrat nicht direkt wieder ausgetragen wird.

Das anfallende Faulgas strömt durch eine Durchführung im Deckel in die Faulgasleitung (PVC-Schlauch). Die Gasleitungen der Faulbehälter verlaufen ca. 1 m, beginnend vom Deckel, vertikal nach oben und sind in diesem Bereich nicht isoliert, so dass Feuchte kondensieren und mit dem Faulgas mitgerissenes Wasser zurück in die Behälter fließen kann. Damit wird sichergestellt, dass sich kein Wasser im horizontalen Bereich der Gasleitungen sammelt und bei Frost zum Blockieren der Leitungen führt. Im vertikalen Bereich der Gasleitungen befindet sich ein Dreiwegeventil für die Probenahme von Faulgas und zum Absperrern der Gasleitung bei der Beschickung.

Die Trommelgaszähler zur Erfassung des Gasanfalls wurden im Heizungskeller der Schlammbehandlung aufgestellt, wo sie vor Frost und anderen Witterungseinflüssen geschützt sind. Um den Eintrag von Fremdstoffen (Schaum, Partikel) in die Gaszähler zu vermeiden, wird das Faulgas zuerst durch Waschflaschen geleitet. Bei diesen Flaschen handelt es sich um 5 l Glasgefäße die mit ca. 1 l Leitungswasser gefüllt und mit einem PVC-Deckel Gas dicht verschlossen sind. In die PVC-Deckel sind zwei Leitungen ( $\varnothing = 10 \text{ mm}$ ) eingeklebt. Durch eine der Leitungen wird das Faulgas in die Waschflüssigkeit

(Wasser) geleitet, wodurch das Gas von Fremdstoffen befreit und ein der Eintauchtiefe entsprechender Druck auf das Gas aufgeprägt wird. Durch eine zweite Leitung, welche nicht in die Flüssigkeit ragt, strömt das Gas zum Gaszähler. Der Füllstand in den Versuchsfaulbehältern liegt um die Eintauchtiefe der Gasleitung in die Waschflüssigkeit unterhalb der Überlaufhöhe des Ablaufs.

Das Abgas aller vier Gasuhren wird zusammengeführt und über einen Kondensatabscheider geleitet. Der Aufbau des Kondensatabscheiders gleicht dem der Waschflaschen, nur kommt im Kondensatabscheider keine Sperrflüssigkeit zum Einsatz. Aus den Gaszählern mitgerissenes Wasser wird hier abgeschieden, wodurch ein Verschluss der Abgasleitung durch Wasser verhindert wird. Das Abgas wird anschließend in einer Sammelleitung aus dem Keller hoch bis zum Dachvorsprung des Gebäudes geleitet, wo es in die Umgebung abgegeben wird.

### **8.2.3 Versuchsdurchführung**

Die vier Versuchsfaulbehälter wurden mit jeweils 450 l Faulschlamm der Kläranlage Grevesmühlen als Impfmateriale angesetzt und auf 38 °C temperiert. Nach Zugabe des Faulschlammes wurden die Faulbehälter für 10 Tage mit einer von der Zusammensetzung dem Substrat des Faul-turms FT2 vergleichbaren Substrat-Mischung (Überschussschlamm + Primär-schlamm + CO-Fermentat) beschickt. Anhand der Gaserträge in diesem Zeitraum konnten die Abbauleistungen der Behälter untereinander verglichen und der Versuchsaufbau auf Undichtigkeiten überprüft werden.

In den 10 Tagen konnten keine Undichtigkeiten an den Versuchsbehältern und den Gasleitungen sowie keine signifikanten Unterschiede des spezifischen Gasertrags zwischen den einzelnen Faulbehältern und den Faultürmen des ZVG festgestellt werden. Auch bei der Überprüfung der Behälter mit „Schaumspray“ konnten keine Leckagen gefunden werden.

In den Versuchen wurden anschließend folgende Substrate in den vier ansonsten parallel betriebenen Reaktoren eingesetzt:

- Mischung von CO-Substrat, PS und unb./beh. Überschussschlamm (FB1)
- Mischung von CO-Substrat, PS und unb./beh. Überschussschlamm (FB2)
- unbehandelter Überschussschlamm/Primärschlamm als Referenz (FB3)
- thermisch desintegrierter Überschussschlamm/Primärschlamm (FB4)

Die Substrate wurden während des Versuchszeitraumes täglich an den Probenentnahmestellen in der Kläranlage Grevesmühlen entnommen und der TR sowie der GV der Schlammproben wurde täglich bestimmt.

Entnahmestellen der Klärschlammproben:

- CO-Substrat/PS: Beschickungsleitung der Faultürme im Faulturmkeller
- PS der KA Gvm: Schlammumpwerk 2 der KA Gvm
- ÜSS entwässert: Austragsschnecke am Dekanter 2
- thermisch desintegrierter ÜSS: Produktleitung zu den Faultürmen in der HCHS Anlage zur thermischen Überschussschlammdesintegration

Für die Beschickung wurden im Vorfeld die für den einzelnen Versuchsfaulbehälter benötigten Schlämme gemischt, mit Brauchwasser auf den angestrebten Eingangs-TR (4 - 5 %) konditioniert und in einem 100 l Fass, das auf einer Waage steht, zusammengemischt. Nach Einwaage der einzelnen Schlämme wurde das Gemisch mit einem Handrührwerk so lange durchmischt, bis eine sichtbar homogene Suspension entstand (es ist akribisch darauf zu achten, dass nach dem Durchmischen keine „Klumpen“ mehr in der Mischung vorhanden sind).

Vor jeder Beschickung der Fermenter sind die Uhrzeit und die Zählerstände der Gasuhren zu notieren. Nach Ansetzen der Schlammischung wurden Pumpe und Schlauchleitung gefüllt und gespült. Der dabei verwendete Schlamm wurde verworfen. Bei der Beschickung eines jeden Versuchsfaulbehälters wurden die Gasleitungen mithilfe des Dreiwegehahns verschlossen, da auf diese Weise eine Überbeanspruchung der Gaszähler vermieden wird (die verwendeten Gaszähler sind für stoßweise Belastungen nicht geeignet). Die Beschickung der Faulbehälter erfolgte durch die Excenterschneckenpumpe, wobei die zugeführte Menge als Gewichtsabnahme an der Anzeige der Waage abgelesen wurde.

In Tabelle 5 und Tabelle 6 sind die Versuchsphasen sowie die Prozessparameter der halbtechnischen Faulungsversuche aufgeführt.

#### **8.2.4 Analytik**

Die Durchführung der Faulschlammanalysen erfolgte nach den gleichen Analysemethoden wie in den Laborversuchen (siehe Kapitel 8.1.5).

Tabelle 5: Versuchsphasen der halbtechnischen FB 1 und 2

Fermenter		FB1				FB2			
VP	Zeitraum	t <sub>R</sub> [d]	Raumbelastung [kg <sub>oTR</sub> / m <sup>3</sup> / d]	Substrat	*Verhältnis unb. ÜS/beh. ÜS [%]	t <sub>R</sub> [d]	Raumbelastung [kg <sub>oTR</sub> / m <sup>3</sup> / d]	Substrat	*Verhältnis unb. ÜS/beh. ÜS [%]
1									
2	04.10. - 23.10.14	16	3	MB	34/66	16	3	MB	34/66
3	24.10. - 27.01.15	16	3	MB	0/100	16	3	MB	0/100
4	28.01. - fortlaufend	16	3	MB	0/100	16	3	MB	0/100

Tabelle 6: Versuchsphasen der halbtechnischen FB 3 und 4

Fermenter		FB3				FB4			
VP	Zeitraum	t <sub>R</sub> [d]	Raumbelastung [kg <sub>oTR</sub> / m <sup>3</sup> / d]	Substrat	*Verhältnis unb. ÜS/beh. ÜS [%]	t <sub>R</sub> [d]	Raumbelastung [kg <sub>oTR</sub> / m <sup>3</sup> / d]	Substrat	*Verhältnis unb. ÜS/beh. ÜS [%]
1	04.10.14 - fortlaufend	16	3	ÜS/PS	80/20	16	3	ÜS/PS	80/20

- Anmerkung:
- VP – Versuchsphase
  - t<sub>R</sub> – mittlere hydraulische Verweilzeit
  - MB – Mischbeschickung der FB mit CO-Substrat und Rohschlamm (behandelt u. unbehandelt)
  - \* Verhältnis bezieht sich auf TR

## 8.2.5 Versuchsergebnisse der halbtechnischen Faulungsversuche

### Faulgasausbeute

Die in den Versuchen für die Substratmischungen aus Co-Substrat, Primär-, unbehandelten Überschussschlamm und thermisch desintegrierten Überschussschlamm sowie die für den unbehandelten Überschussschlamm und die für den thermisch desintegrierten Überschussschlamm ermittelten spezifischen Gaserträge werden in Abbildung 22 und **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.** dargestellt. Die Gaserträge beziehen sich auf den zugeführten oTR. In Abbildung 22 ist das gleitende Mittel über 16 Tage dargestellt, in Abbildung 23 die Werte des jeweils über die Versuchsdauer kumulierten Faulgasanfalls bezogen auf den kumulierten zugeführten oTR.

Die Schwankungen der täglich gemessenen Gasmengen der Fermenter sind im Wesentlichen auf eine zeitlich variierende Beschickung zurückzuführen. Insofern sind die Tageserträge sowie die aus ihnen und der täglich zugeführten Substratmenge berechneten spezifischen Gaserträge einzeln betrachtet nur bedingt aussagekräftig. Durch eine Kumulierung der Tagesgaserträge und der zugeführten oTR-Frachten über einen längeren Versuchszeitraum stabilisieren sich aber deutliche Unterschiede zwischen den Gaserträgen aus unbehandeltem Überschussschlamm und thermisch desintegriertem Überschussschlamm.

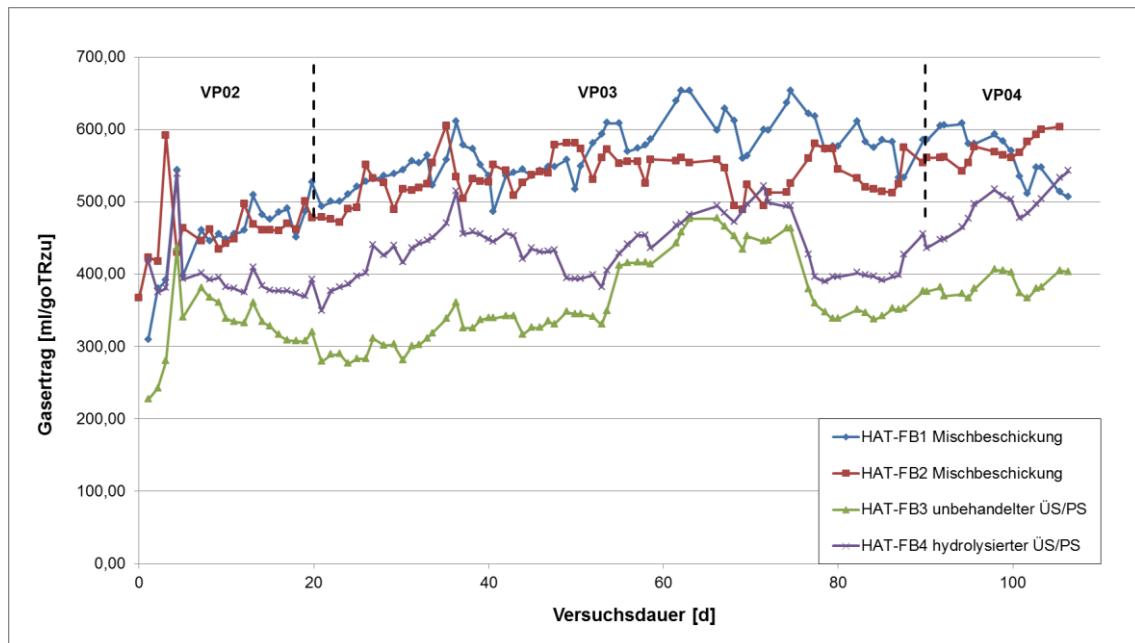


Abbildung 22 spezifischer Gasertrag als gleitendes Mittel über je 16d

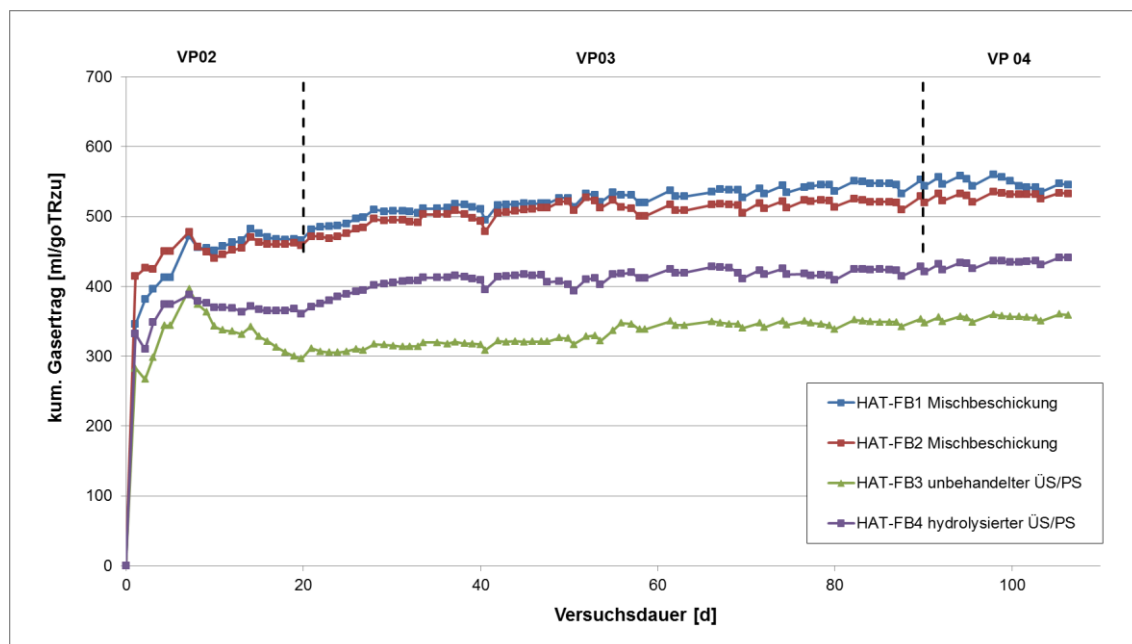


Abbildung 23: kumulativer spezifischer Gasertrag

Das gleitende Mittel des Gasertrages der Versuchsfaulbehälter 1 und 2 stieg während der VP02 auf etwa 475 ml/goTR<sub>zu</sub>, in der VP03 stieg der Gasertrag dann auf etwa 515 ml/goTR<sub>zu</sub> an. Die Steigerung des Gasertrages, von VP02 zu VP03, liegt mit rund 8 % etwas über den Erwartungen von 5 %, die sich aufgrund des erhöhten Anteils an thermisch desintegriertem Überschussschlamm unter Berücksichtigung des in den Laborversuchen festgestellten Einflusses der thermischen Desintegration auf den Faulgasanfall hochgerechnet ergeben. Die Adaptation der Biozönose an den thermisch desintegrierten Überschussschlamm und Schwankungen in der Zusammensetzung der Co-Substrate könnten und dürften auch eine Rolle bei der Steigerung des Faulgasanfalls von VP02 zu VP03 spielen. Eindeutige Feststellungen in dieser Hinsicht sind jedoch in Anbetracht der geringen Steigerung des Faulgasanfalls in der Mischung mit dem Co-Substrat und dem Primärschlamm nicht belastbar möglich. Der oTR-Abbaugrad wurde im Mittel zu 51,4 % bestimmt.

Der Gasertrag des unbehandelten Schlammes (HAT-FB 3) stabilisierte sich innerhalb der mehr als 100 Versuchstage auf durchschnittlich 325 ml/goTR<sub>zu</sub>. Die erhöhte Gasproduktion des unbehandelten Schlammes während den ersten 10 Tagen der Versuche ist das Ergebnis der vorangegangenen Beschickung des FB 3 mit einer Mischung aus Co-Substrat, PS und ÜSS, zur Überprüfung des Versuchsaufbaus. Für die erhöhten Werte im Zeitraum Versuchstag 50 – 90 kann keine Erklärung gegeben werden. Der oTR-Abbaugrad des unbehandelten Überschussschlammes wurde im Mittel

zu 40,3 % bestimmt. Diese Werte sind in guter Übereinstimmung mit den in der Literatur berichteten Werten [Roe99].

Der Gasertrag des mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm beschickten Behälters (FB 4) stieg im Laufe des Versuches auf durchschnittlich 415 ml/goTR<sub>zu</sub>. Der oTR-Abbaugrad des thermisch desintegrierten Überschuss-schlammes wurde zu 51,5 % bestimmt.

In Tabelle 7 sind die Ergebnisse für den spezifischen Gasertrag und den oTR-Abbau der vier halbtechnischen Versuchsfaulbehälter zusammengestellt.

Tabelle 7: spezifischer Gasertrag und oTR-Abbaugrad der halbtechnischen Faulungsversuche

Substrat	unb. Schlamm (Referenz)	beh. Schlamm bei 150-160°C	Mischschlamm (CO-Substrat, PS, ÜS, hydrolysierter ÜS/PS)
spez. Gasertrag [ml/g oTR <sub>zu</sub> ]	325	415	530
Steigerung gegenüber der Referenz [%]		27,7	
Abbau des zugeführten oTR [%]	40,3	51,5	51,4
Steigerung gegenüber der Referenz [%-Punkte]		11,2	

Durch die thermische Behandlung des Überschussschlammes konnte in den Versuchen eine Gasertragssteigerung von rund 28 % gemessen werden (siehe Tabelle 7). Dies deckt sich mit den Versuchsergebnissen aus den Laborversuchen, in denen eine Steigerung von 30 % gemessen wurde. Die absoluten Gaserträge des unbehandelten und des behandelten Schlammes liegen mit 325 ml/goTR<sub>zu</sub> und 415 ml/goTR<sub>zu</sub> etwa 15 – 20 % höher als die unter vergleichbaren Versuchsbedingungen erzielten Gaserträge in den kontinuierlichen Laborversuchen. Auch der Abbaugrad lag mit 39 % beim unbehandelten und 50 % beim thermisch desintegrierten Schlamm deutlich höher als die in den kontinuierlichen Laborversuchen ermittelten Werte. Im Vergleich zwischen den gemessenen und dem theoretischen Gasertrag (Berechnung siehe Auswertung Laborversuche) ist festzustellen, dass die aus dem Faulgasanfall berechneten und die gemessenen Werte für den oTR-Abbau gut übereinstimmen (Abweichung < 5 %), was beweist, dass die gemessenen Werte plausibel sind. Die in den halbtechnischen Versuchen erzielten Ergebnisse stimmen weitestgehend mit den in der Literatur [Pin87; Bor09; Kop12; Kop14] angegebenen Werten überein.



Den mit 530 ml/goTR<sub>zu</sub> größten Gasertrag, lieferten die Faulbehälter 1 und 2. Der Faulturm FT2 der KA Gvm lieferte im gleichen Zeitraum etwa 680 ml/goTR<sub>zu</sub>. Damit lag der Faulgasertrag im Faulturm FT2 etwa 20 % höher als im halbtechnischen Maßstab. Ausschlaggebend dafür dürfte eine unterschiedliche Zusammensetzung des Co-Substrates sein.

Wie schon bei der Durchführung erläutert, wurde für die halbtechnischen Versuche, einmal täglich eine kleine Menge (50 kg) aus der Beschickungsleitung der Faultürme entnommen. Die Substratzusammensetzung in der Schlammvorlage 2 (Fettvorlage), aus der die Faultürme beschickt werden, variiert durch die täglichen Anlieferungen an Co-Substrat, insbesondere hinsichtlich des Fettanteils, durchaus signifikant. Somit ist die Wahrscheinlichkeit sehr gering, eine repräsentative Probe bei einer täglich einmaligen Probenentnahme mit einem geringen Probenvolumen (50 kg) zu erhalten. Daher ist zu vermuten, dass die etwas geringeren Gaserträge in den Versuchen auf einen verminderten Fettanteil im Co-Substrat in den entnommenen Proben des Co-Substrats zurückzuführen sind.

#### Ammonium- und CSB-Gehalt

Durch die thermische Desintegration wird aufgrund des erhöhten Aufchlusses an Eiweißen der Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat erhöht. Aufgrund des erhöhten Aufchlusses organischer Stoffe durch die thermische Desintegration erhöht sich auch der CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat. Der überwiegende Anteil dieser Stoffe, die in der Faulung unter anaeroben Bedingungen nicht zu Faulgas abgebaut werden, ist aber aerob abbaubar. Nur ein geringer Anteil dieser Stoffe ist in der aeroben biologischen Stufe einer Kläranlage nicht abbaubar und belastet als refraktärer CSB den Kläranlagenablauf. Die Prozesstemperatur der thermischen Desintegration hat dabei einen wesentlichen Einfluss auf die Entstehung von höher molekularen Verbindungen. Diese Verbindungen sind zum Teil biologisch nicht oder nur schwer abbaubar (refraktärer CSB) [Bor09]. Die Maillard Reaktion spielt in diesem Zusammenhang bei der Bildung biologisch schwer oder nicht abbaubarer Verbindungen eine bedeutende Rolle.

In Abbildung 24 und Abbildung 25 sind die gemessenen CSB- und Ammonium-Gehalte des Faulschlammfiltrates der halbtechnischen Versuche dargestellt.

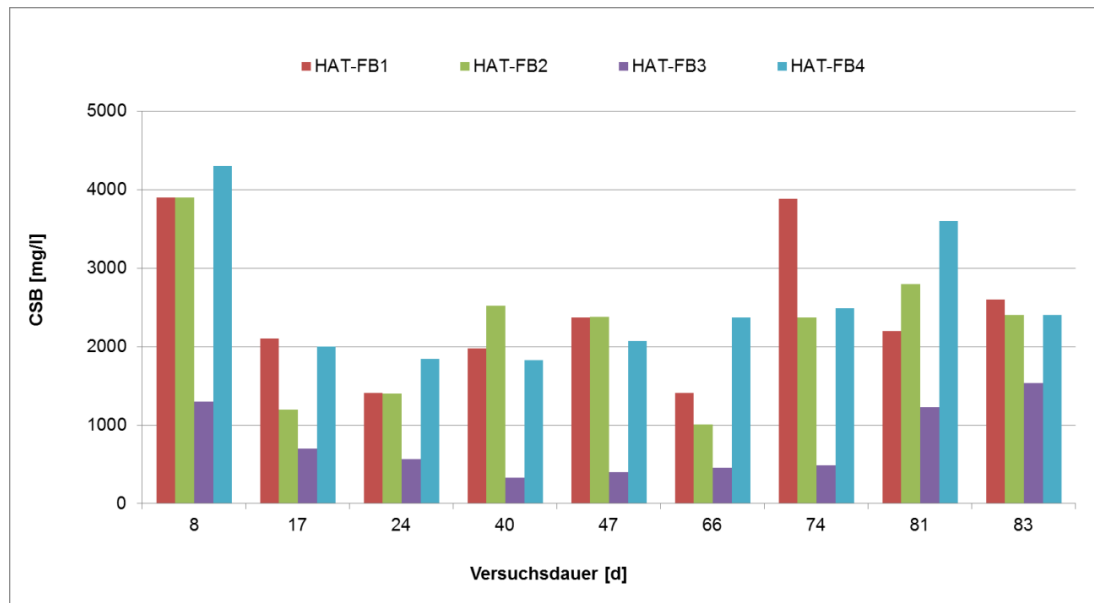


Abbildung 24: CSB-Gehalt des Faulschlammfiltrats in den halbtechnischen Versuchen

Der CSB-Gehalt im Filtrat des Faulschlammes der Faulbehälter 1, 2 und 4 war bei der ersten Messung nach 8 Tagen mit etwa 4000 mg/l erhöht, wohingegen der CSB-Gehalt im Faulbehälter 3 mit etwa 1000 mg/l in einem leicht erhöhten aber normalen Bereich lag. Die erhöhten CSB-Werte dürften auf die Umstellung der Faulbehälter auf eine Beschickung mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm zurückzuführen sein. Im Verlaufe der Versuche fielen die CSB-Werte im Faulschlammfiltrat des Versuchsfaulbehälters 3, der mit unbehandeltem Überschussschlamm beschickt wurde, auf Werte um 500 mg/l. Bei den Versuchsfaulbehältern, die anteilig oder vollständig mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm beschickt wurden, fiel der CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat auf Werte um 2.200 mg/l. Die CSB-Werte im Faulschlammfiltrat lagen in den halbtechnischen Versuchen, bei denen thermisch desintegrierter Überschussschlamm zugeführt wurde, somit erheblich unter den Werten der kontinuierlichen Laborversuche. Dies scheint die Annahme einer suboptimalen Durchmischung in den Laborversuchen zu erhärten.

Der Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat bei der Faulung von unbehandeltem ÜSS lag in den Versuchen bei etwa 1.000 mg/l, wohingegen bei der Faulung von thermisch desintegriertem ÜSS ein mittlerer Ammoniumgehalt von 1.450 mg/l gemessen wurde. Die teilweise starken Schwankungen der Messwerte sind allerdings nicht zu erklären. Wie auch schon beim CSB-Gehalt lagen die in den halbtechnischen Versuchen mit thermisch desintegriertem Überschussschlamm ermittelten Ammonium-Werte niedriger als die im Labormaßstab gemessenen Werte. Die Ursache für die niedrigeren Werte könnte ggf. auch auf eine unterschiedliche Substratzusammensetzung (Verhältnis

Primärschlamm zu Überschussschlamm) im Vergleich zu den Laborversuchen zurückzuführen sein.

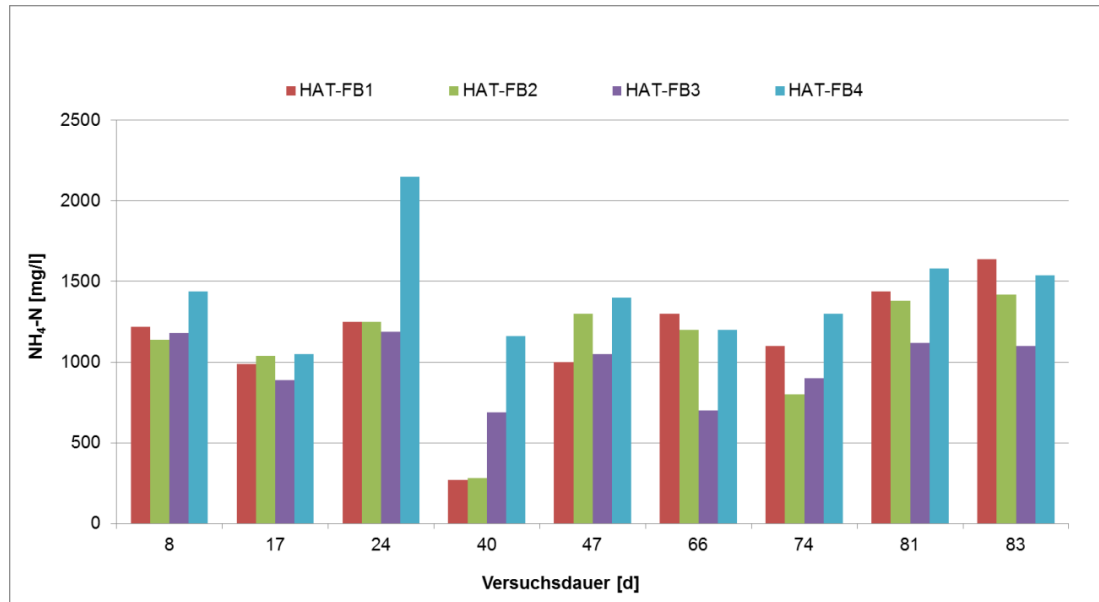


Abbildung 25:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gehalt des Faulschlammfiltrats in den halbtechnischen Versuchen

### 8.2.6 Auswertung der Versuche im halbtechnischen Maßstab hinsichtlich der Umstellung des Faulturms FT2

Neben dem Faulgasertrag und der Faulgaszusammensetzung sowie dem CSB- und Ammoniumgehalt im Faulschlammfiltrat sind der pH-Wert, die Alkalinität (TAC bzw. TIC) und der Gehalt an flüchtigen organischen Säuren (FOS) im Faulschlammfiltrat weitere wichtige Prozessparameter zur Überwachung der Faulung. Ein zunehmender Gehalt an flüchtigen organischen Säuren (FOS) und ein erhöhter Gehalt an Kohlendioxid im Faulgas sind erste Anzeichen für eine Störung der anaeroben Abbauvorgänge. Ein fallender pH-Wert ist erst nach einem Verbrauch der Säurekapazität durch die flüchtigen organischen Säuren (FOS) festzustellen. In der Regel ist es dann aber für Maßnahmen zur Stabilisierung des anaeroben Abbauprozesses bereits zu spät. Eine erhöhte Konzentration an flüchtigen organischen Säuren (FOS) führt in der Regel zu einer Hemmung der Methanbakterien und ist meist auf ein Überangebot an leicht abbaubarem Substrat zurückzuführen [Zen11; Roe99]. Die Konzentration an flüchtigen organischen Säuren, die Pufferkapazität und der pH-Wert sollten immer im Zusammenhang betrachtet werden.

In Abbildung 26 und Abbildung 27 ist der Verlauf dieser Prozessparameter für die halbertechnischen Faulbehälter 1 und 2 dargestellt.

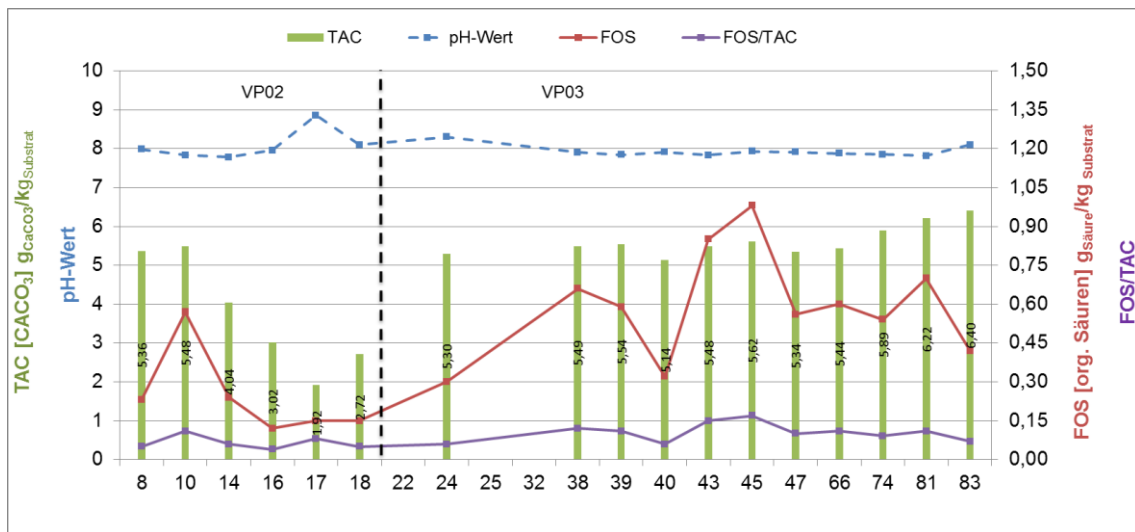


Abbildung 26: Prozessparameter HT-FB1

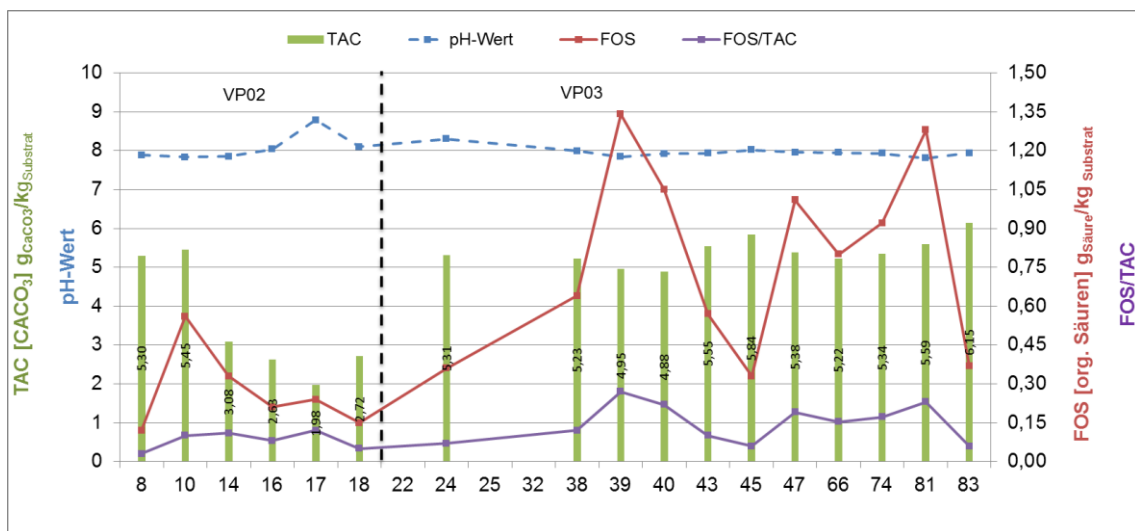


Abbildung 27: Prozessparameter HT-FB2

Die etwas niedrigeren Faulgaserträge der halbertechnischen Versuchsfaulbehälter 1 und 2 (Abbildung 22) im Vergleich zum Faulturm 2 dürften das Resultat einer abweichenden Zusammensetzung der Schlämme sein, die dem Faulturm einerseits und den Versuchsfaultürmen andererseits zugeführt wurden und nicht als Auswirkungen der Umstellung der Faulung auf den thermisch desintegrierten Schlamm zu deuten sein. Bei beiden Versuchsfaultürmen war während der gesamten Versuchsdauer kein signifikantes Absinken des Gasertrags erkennbar. Ein verminderter Gasertrag hätte auf

Schwierigkeiten bei der Adaptation der Mikroorganismen hingewiesen. Hinsichtlich der organischen Säuren und der Pufferkapazität konnten jedoch Einflüsse der Umstellung erfasst werden.

Etwa 10 Tagen nach der Erhöhung des Anteils an thermisch desintegriertem Überschussschlamm auf 66 % des gesamten zugeführten Überschussschlammes wurde in den halbtechnischen Versuchsfaulbehältern ein kurzzeitiger Anstieg der flüchtigen organischen Säuren (FOS) festgestellt. Diese anfängliche Erhöhung der flüchtigen organischen Säuren lässt auf eine kurzzeitige Hemmung der Methanbakterien schließen. Ab Versuchstag 14 stellten sich wieder Säurekonzentrationen von 200 mg/l ein, was auf eine erfolgreiche Adaption der Bakterien hinweist. Das gleichzeitige Absinken der Säurekapazität mit dem Gehalt an flüchtigen organischen Säuren (FOS) ist nicht mit einer Adaptation zu erklären. Das dürfte auf Messfehler oder einen Einfluss von der Schlammzusammensetzung zurückzuführen sein.

Ein vergleichbarer Verlauf der Graphen in Abbildung 26 und Abbildung 27 ergab sich ab Versuchstag 20, ab dem 100 % des zugeführten ÜSS thermisch desintegriert wurden.

In der VP03 war die Hemmung der methanogenen Bakterien stärker ausgeprägt als in VP02. Erst 25 bis 30 Tage nach der Umstellung auf 100 % thermisch desintegrierten ÜSS sank die Konzentration der organischen Säuren wieder ab.

Hinsichtlich der Umstellung der halbtechnischen Faulbehälter 1 und 2 wurde deutlich, dass mit jeder Erhöhung des Anteils an thermisch desintegrierten ÜSS ein kurzzeitiger Anstieg der organischen Säuren einhergeht. So stieg der Gehalt an flüchtigen organischen Säuren zeitweise auf mehr als 1 g/l an. Gut ausgefaulter Faulschlamm enthält in der Regel weniger als 0,3 g/l organische Säuren.

Der leichte Anstieg der Säurekapazität im Verlauf der VP03 entspricht den Erwartungen, da durch die thermische Desintegration mit einem erhöhten Aufschluss und Abbau von Proteinen zu rechnen ist. Auch der stabile pH-Wert entspricht den Erwartungen.

## **9 Umstellung des Faulturms FT2 der KA Grevesmühlen auf die Faulung von thermisch desintegriertem Überschuss-schlamm**

Nach erfolgreicher Anpassung der HCHS-Anlage zur thermischen Klärschlamm-Desintegration an entwässerten Überschussschlamm wurde vom 25.08.2014 bis zum 20.09.2014 im Zuge des Nachweises der Verfügbarkeit und der Durchsatzleistung der HCHS-Anlage eine Leistungsfahrt durchgeführt. In den Faulungsversuchen im Labormaßstab gab es keine Adaptations-Probleme bezüglich der Umstellung auf den thermisch desintegrierten Schlamm. Vor diesem Hintergrund erfolgte die Umstellung des Faulturms FT2 in der Leistungsfahrt ohne Einfahrphase. Der Faulturm FT1 wurde als Referenzreaktor weiterhin ausschließlich mit CO-Substrat und unbehandeltem Rohschlamm beschickt.

Zum Ende der Leistungsfahrt stiegen die flüchtigen organischen Säuren (FOS) sowie der CSB - Gehalt im Faulschlammfiltrat des Faulturms FT2 merklich an. Nach dem die organischen Säuren eine Konzentration von 3,4 g/l erreicht hatten, wovon mit 2,8 g/l ein Großteil als Essigsäure vorlag, und der Gasertrag des Faulturms FT2 zu sinken begann, einigte man sich darauf den Faulturm FT2 vorerst nicht weiter mit thermisch desintegrierten Schlamm zu beschicken. Nach 2-3 Wochen stellten sich im Faulturm FT2 wieder Bedingungen ein, wie sie vor der Leistungsfahrt herrschten.

### **9.1 Konzept der Umstellung**

Ziel der Umstellung war es, vorerst nur einen der beiden Faultürme (FT 2) auf eine Beschickung mit CO-Substraten, Primärschlamm und thermisch desintegrierten Überschussschlamm umzustellen. Anhand der Prozessparameter CSB-, NH<sub>4</sub>-N-, FOS- und TAC-Gehalt im Faulschlammfiltrat wurde die Stabilität des Faulungsprozesses während der Umstellung des Faulturms FT2 begleitet und bewertet.

Das Einfahren des Faulturms erfolgte in drei Phasen. In der ersten Phase wurde etwa 34 % der täglichen Feststofffracht an Überschussschlamm thermisch desintegriert, die in den Faulturm FT2 eingebracht wurde. In den beiden folgenden Phasen wurde der Anteil an thermisch desintegrierten ÜSS, bezogen auf die gesamte TR-Fracht an ÜSS, die in den Faulturm FT2 eingebracht wurde, erst auf 66 % und abschließend auf 100 % erhöht.

Die wöchentlich anfallende Schlammmenge schwankte aufgrund von Baumaßnahmen auf der Kläranlage Grevesmühlen und auch die Anlieferung der externen Schlämme der dezentralen Kläranlagen und der CO-Substrate variierte aus logistischen und betrieblichen Gründen. Auf Grund dessen wurde die täglich zu behandelnde Schlammmenge für die drei Phasen aus den Mittelwerten des Schlammanfalls des Jahres 2013 berechnet. Tabelle 8 enthält die im Mittel

anfallenden Mengen an Primärschlamm, Überschussschlamm und CO-Substrat mit den dazugehörigen Werten für den Trockenrückstand und die daraus resultierenden Tagesfrachten und Mengenverhältnisse des Jahres 2013.

Tabelle 8: Schlammanfall auf der KA Grevesmühlen in 2013

	Schlammanfall							
	Menge		c-TR	c-GV	B-d,TR	Anteil an B-d,FM	Anteil an B-d,TR	Anteil an B-d,oTR
	m <sup>3</sup> /w	m <sup>3</sup> /d	%-TR	%-GV	kg TR/d	%	%	%
PS-Gvm		20	3,0	80	600	17	10	10
ÜSS-Gvm-VED		28	5,3	75	1.500	24	26	24
ÜSS - extern	250	36	5,0	75	1.786	30	31	28
Co-Substrat	250	36	5,5	90	1.964	30	34	38
<b>Summe</b>		<b>120</b>	<b>4,9</b>	<b>80</b>	<b>5.850</b>			

In der KA Grevesmühlen fallen täglich insgesamt 120 m<sup>3</sup> Klärschlamm und CO-Substrat mit etwa 5.850 kg Trockenrückstand für die anaerobe Behandlung an. Die Mischung der Substrate besteht quantitativ aus 17 % Primärschlamm, 24 % Überschussschlamm aus Gvm sowie aus 30 % externem Überschussschlamm<sup>1</sup> (der Anteilig auch PS enthält) und 30 % Co-Substraten. Der geringe Anteil an Primärschlamm, der im externen ÜSS enthalten ist, ist auf den in den Kläranlagen Lüdersdorf und Boltenhagen gemeinsam mit dem dort anfallenden Überschussschlamm voreingedickten Primärschlamm zurückzuführen.

Von den täglich anfallenden 5.850 kg Feststoff, stammen rund 3.286 kg aus Überschussschlamm, welcher im Wesentlichen auf den Kläranlagen Grevesmühlen, Lüdersdorf, Dassow und Boltenhagen anfällt. Der Überschussschlamm wird nach Möglichkeit gleichmäßig auf beide Faultürme verteilt, somit werden in jedem Faulturm etwa 1.643 kg/d Trockenrückstand aus Überschussschlamm gefault. In den verschiedenen drei Phasen der Umstellung wurden dann 34 %, 66 % oder 100 % der 1.643 kg Feststoff für den Faulturm FT2 zuvor thermisch desintegriert.

In Tabelle 9 sind die Mengen an thermisch desintegrierten Schlamm aufgeführt, die in den einzelnen Phasen dem Faulturm FT2 täglich zuzuführen waren. Die Mengen errechneten sich aus dem Verhältnis zwischen unbehandeltem und thermisch desintegriertem Schlamm und dem TR-Gehalt des Schlammes nach der thermischen Desintegration. Für die Berechnung wurde für den thermisch desintegrierten Schlamm in allen Phasen ein TR-Gehalt von 13,5 %

<sup>1</sup> Überschussschlamm der umliegenden KA des Zweckverbands

angesetzt. Die wöchentlich thermisch zu desintegrierende Schlammmenge wurde auf sechs von sieben Tagen verteilt. Der siebte Tag diente als Reserve und wurde nur genutzt, sofern in den sechs Betriebstagen die angestrebte Wochenmenge auf Grund von Störungen der Anlage oder einem zu geringen Schlammaufkommen nicht erreicht wurde.

Beispielrechnung für P01:

$$B_{d,TR \text{ ÜSS hydrolysiert}} = B_{d,TR \text{ ÜSS FT2}} * 0,34 = 1643 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * 0,34 = 559 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$B_{d,FM \text{ ÜSS hydrolysiert}} = \frac{B_{d,TR \text{ ÜSS hydrolysiert}}}{TR_{\text{ÜSS hydrolysiert}}} = \frac{559 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{0,135} = 4297 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$B_{w,FM \text{ ÜSS hydrolysiert}} = B_{d,FM \text{ ÜSS hydrolysiert}} * \frac{7}{6} = 4297 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{7}{6} = 5013 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Tabelle 9: Phasen der Umstellung des Faulturms 2 im ZVG

Phase	Verhältnis unbehandelt/ behandelt Schlamm [%]	Menge an hydrolysiertem Schlamm [m³/d] (bei 6 Betriebstagen)
P01	66/34	5,0
P02	34/66	9,7
P03	0/100	14,7

Wie im Kapitel 8.2 „Untersuchungen zur Faulung thermisch desintegrierten Klärschlammes im halbtechnischen Maßstab“ unter 8.2.1 „Konzept der Versuche“ beschrieben, erfolgte zeitgleich zur Umstellung des Faulturm FT2 die Umstellung zweier halbtechnischer Faulbehälter. Die Faulbehälter wurden im Gegensatz zum Faulturm FT2 in zwei Stufen auf thermisch desintegrierten Schlamm umgestellt. Durch das etwas forschere Einfahren der Faulbehälter sollte sichergestellt werden, dass der zu erwartende Einfluss der Umstellung auf den Faulturm FT2 vergleichsweise geringer ausfällt als in den halbtechnischen Versuchen.

**9.2 Auswertung der Umstellung**

Da das Einfahren der Faulbehälter im Pilotmaßstab in zwei Schritten ohne weitere Probleme ablief, erfolgte das Umstellen des Faulturms FT2 in den geplanten drei Schritten. Zeitlich konnte das Einfahren des Faulturms FT2 wie folgt durchgeführt werden:

- P01 → 28.10.2014 – 04.12.2014
- P02 → 05.12.2014 – 05.01.2015



- P03 → 06.01.2014 – 28.02.2015

In Phase P04 wurde der Faulturm FT1 ab den 13.03.2015 durchgängig mit 100 % thermisch desintegriertem Überschussschlamm sowie Primärschlamm der KA Gvm und Co-Substraten im gleichen Verhältnis wie Faulturm FT1 beschickt.

Aufgrund von Störungen im Betrieb der HCHS-Anlage konnte an einigen wenigen Tagen nicht die gesamte Menge an thermisch desintegriertem Schlamm produziert werden. War dies der Fall, so wurde zu meist am Folgetag die Tagesproduktion erhöht.

### 9.2.1 Faulgasanfall

In Abbildung 28 ist der Gasertrag der beiden Faultürme (FT 1 unbehandelter ÜSS/ FT 2 behandelter ÜSS) als gleitendes Mittel über jeweils 15 Tage abgebildet. Des Weiteren ist in der Abbildung der tägliche Produktstrom an thermisch desintegriertem Schlamm dargestellt, mit dem der Faulturm FT2 beschickt wurde.

Vor Beginn der Umstellung betrug der spezifische Gasertrag beider Faultürme etwa 700 l/kg<sub>oTRzu</sub>. Mit Beginn der Phase P01 der Umstellung fiel der spezifische Gasertrag des Faulturms FT2 auf 650 l/kg<sub>oTRzu</sub> ab, der Faulgasertrag von Faulturm FT1 blieb zu diesem Zeitpunkt noch konstant. Etwa fünf Tage nach Beginn der Umstellung sank der Gasertrag beider Faultürme gleichermaßen ab und stieg erst wieder zum Ende der Phase P01 an. Die Differenz im Gasertrag zwischen FT 1 und FT 2 war in der ersten Phase weitgehend konstant und zu keinem Zeitpunkt größer als 10 %, was darauf hinweist das es in dieser Phase keine Adaptationsproblemen gab.

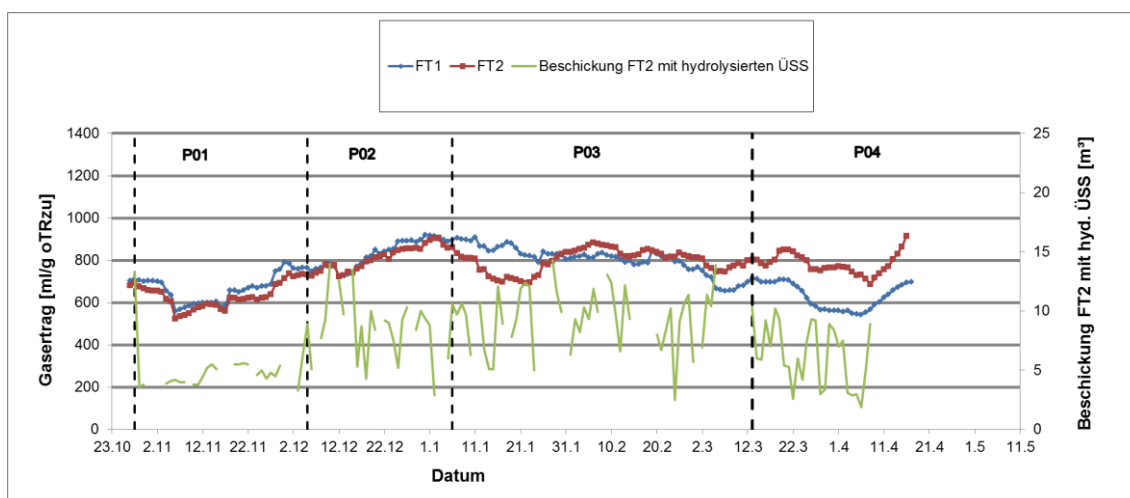


Abbildung 28 spez. Gasertrag des FT1 & FT2 als gleitendes Mittel über 15 d

In der zweiten Phase der Umstellung P02 stieg der spezifische Gasertrag des FT2 gleich zu Beginn und glich sich dem Ertrag des FT1 an. Im weiteren Verlauf dieser Phase waren keine Unterschiede beim Faulgasertrag der beiden Faultürme zu erkennen.

Aufgrund des geringen Schlammanfalls zu Beginn des Jahres und damit auch zu Beginn der dritten Phase der Umstellung reduzierte sich die Beschickung mit thermisch desintegriertem Schlamm in der dritten Phase zeitweise auf etwa  $12 \text{ m}^3$  anstelle der vorgesehenen  $14 \text{ m}^3$  ( $< 54 \text{ m}^3/\text{d}$  ÜSS Tabelle 8). Zu Beginn der dritten Phase P03 kam es zu einem Abfall des spezifischen Gasertrages im Faulturm FT2, zeitgleich stiegen die organischen Säuren an (Auswertung FOS/TAC Abbildung 29). Dies weist darauf hin, dass zu diesem Zeitpunkt die anaeroben Mikroorganismen noch nicht vollständig an das neue Substrat adaptiert waren und es zu einer kurzfristigen Hemmung des Faulungsprozesses kam. Erst etwa fünfzehn Tage nach Beginn der dritten Phase P03 stieg der spezifische Gasertrag im Faulturm FT2 wieder an. Der Gasertrag beider Faultürme stabilisierte sich zunächst auf Werte um  $800 \text{ ml/goTR}_{\text{zu}}$ . Der Gasertrag des Faulturms FT2 hat sich auch im weiteren Verlauf in diesem Bereich gehalten, wohin gegen der Gasertrag des Faulturms FT1 auf Werte um  $650 \text{ ml/goTR}_{\text{zu}}$  fiel. Damit ergibt sich zwischen Faulturm FT1 und FT2 eine Erhöhung des spezifischen Gasertrages von gut 20 %. Diese Steigerung liegt über den Erwartungen und sollte erst nach längerfristiger Beobachtung festgestellt werden. In der Literatur [Kop12, Kru12] werden aber Steigerungen in dieser Größenordnung durch die thermische Überschussschlammintegration berichtet.

Berechnet man den theoretischen Gasertrag für die Faultürme anhand der in

Tabelle 10 angegebenen Werte und Formeln, so ergibt sich für die Faulung (Co-Substrate, PS und unbehandelter ÜSS) ein spezifischer Gasertrag von 670 ml/goTRzu. Für die Faulung mit thermisch desintegrierten ÜSS ergibt sich ein spezifischer Gasertrag von 710 ml/goTRzu. Somit kann theoretisch mit einer Schlammzusammensetzung, die der aus 2013 entspricht, eine spezifische Gasertragssteigerung von etwa 6 % erwartet werden.

Tabelle 10: Richtwerte für die Berechnung des theoretischen Gasertrages

Substrat	Anteil an $B_{d,oTR}$ [%]	CSB/oTR	Faulgasertrag [ $l_{CH_4}/kg_{CSBab}$ ]	Methangehalt Faulgas [%]	Abbaugrad [%]
ÜSS	52	1,50	350	65	40 (unb.)/ 50 (beh.)
PS	10	1,90	350	65	60
CO-Substrat	38	2,70	350	65	80

Berechnung:

$$\text{spez. Gasertrag} = \frac{CSB}{oTR} * \text{Abbaugrad} * 350 \frac{l_{CH_4}}{kg_{CSBab}} * \frac{100\%}{65\%}$$

$$\text{anteiliger Gasertrag} = \text{spez. Gasertrag} * \text{Anteil an } B_{d,oTR}$$

$$\text{spez. Gasertrag der Mischung} = \sum \text{anteiliger Gasertrag}$$

Bsp. für ÜSS:

$$\text{spez. Gasertrag} = 1,5 \frac{kg_{CSB}}{kg_{oTR}} * 0,4 * 350 \frac{l_{CH_4}}{kg_{CSBab}} * \frac{100\%}{65\%} = 323 \frac{l_{FG}}{kg_{oTRab}}$$

$$\text{anteiliger Gasertrag} = 323 \frac{l_{FG}}{kg_{oTRab}} * 0,52 = 168 \frac{l_{CH_4}}{kg_{oTR}}$$

Der spezifische Gasertrag des Faulturms FT2 und zeitweise der des Faulturms FT1 lagen deutlich über dem zu erwartenden Wert. Dies kann zum Teil auf einen höheren Anteil an Co-Substraten oder einen höheren Fettanteil in den Co-Substraten zurückzuführen sein. Ein Abgleich der aktuellen Daten zeigt, dass in 2014 etwas weniger Rohschlämme, dafür aber etwas mehr Co-Substrate als in 2013 gefault wurden. Im Hinblick auf die Steigerung durch die thermische Überschussschlammintegration ist eine längerfristige Beobachtung anzuraten, da der erhöhte Gasanfall zu einem gewissen Anteil auf zu Beginn der dritten Phase der Umstellung P03 nicht umgesetzte Inhaltsstoffe zurückzuführen sein könnte.

## 9.2.2 FOS / TAC

In Abbildung 29 sind der Verlauf der Konzentration an flüchtigen organischen Säuren und der Säurekapazität im Faulschlamm dargestellt. Die erhöhten Werte der organischen Säuren und der Pufferkapazität im Faulschlamm des Faulturms FT2, vor Beginn der Umstellung, waren das Resultat der abrupten Umstellung des Faulturms FT2 in der Leistungsfahrt.

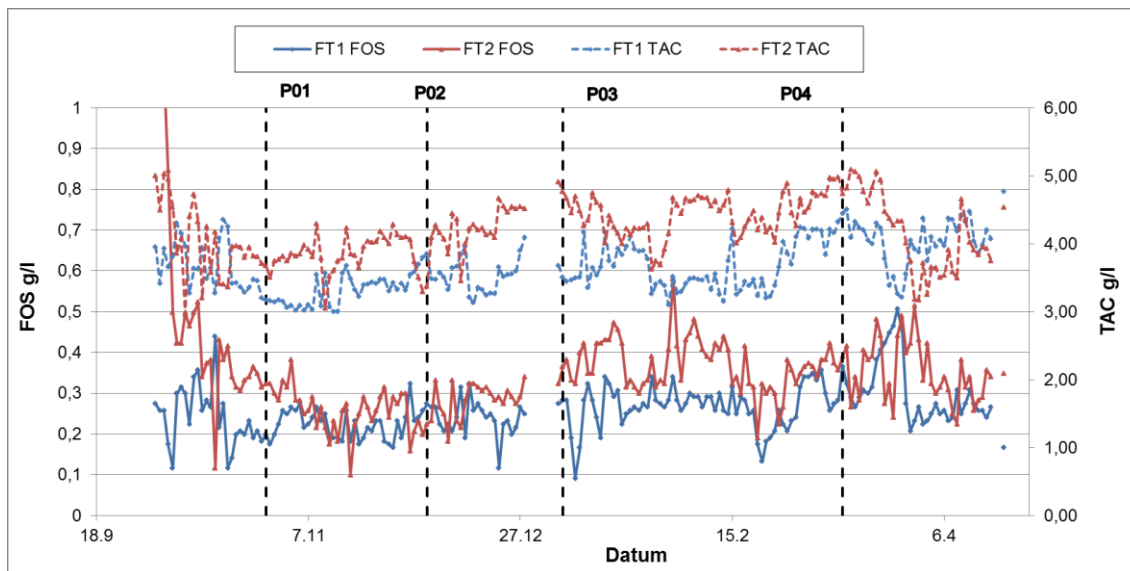


Abbildung 29: FOS- und TAC-Werte der Faultürme des ZVG

Zu Beginn der ersten Phase P01 ist hinsichtlich des Gehaltes an flüchtigen organischen Säuren im Faulturm FT2 keine Reaktion auf die Umstellung zu erkennen. Erst nach etwa 20 Tagen konnte ein leichter Anstieg der organischen Säuren auf etwa 300 mg/l festgestellt werden. Bis zum Ende der zweiten Umstellungsphase stabilisierten sich die organischen Säuren auf 300 mg/l, mit Beginn der dritten Phase P03 stieg die Konzentration der organischen Säuren dann auf teilweise bis zu 450 mg/l an. Dies sind zwar leicht erhöhte Werte, eine Hemmung der Methanbakterien ist jedoch je, nach pH-Wert, erst ab einer Konzentration von mehr als 1000 mg/l zu erwarten.

Bei Versuchsende lag der Gehalt an organischen Säuren bei weniger als 400 mg/l und die Tendenz war weiterhin fallend. Die Konzentration der Säuren im Faulturm FT1 lag während des gesamten Zeitraums im Bereich von ca. 150-300 mg/l. Während der drei Phasen der Umstellung lag die Pufferkapazität im Faulschlamm des Faulturm FT2 mit 4,0 bis 4,5 g/l etwas höher als die im Faulturm FT1. Grund dafür ist der durch die thermische Desintegration des Schlammes bedingte höhere Protein-Abbau.

Etwa 24 Tage nach Start der dritten Phase P03 begann sich ein deutlicher Unterschied zwischen den Faultürmen hinsichtlich der Pufferkapazität einzustellen. Die Pufferkapazität im Faulschlamm des Faulturm FT1 sank zu diesem Zeitpunkt auf 3,2 g/l ab, wohingegen der Wert des Faulturm FT2 auf 4,7 g/l anstieg. Der Anstieg der Pufferkapazität und das leichte Absinken

der organischen Säuren im Faulturm FT2 korrelieren zeitlich mit dem Anstieg des spezifischen Gasertrages und sind das Ergebnis eines steigenden oTR-Abbaus aufgrund der Adaptation der Mikroorganismen.

### 9.2.3 Ammonium- und CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat

Abbildung 30 und Abbildung 31 zeigen den Verlauf des CSB- und Ammonium-Gehaltes im Faulschlammfiltrat während der Umstellung des Faulturms FT2. Auch hier sind die deutlich erhöhten Werte vor Beginn der Umstellung zu erkennen. Diese sind, wie auch schon bei den Säuren und der Säurekapazität erklärt, das Resultat der abrupten Umstellung des Faulturms FT2 während der Leistungsfahrt.

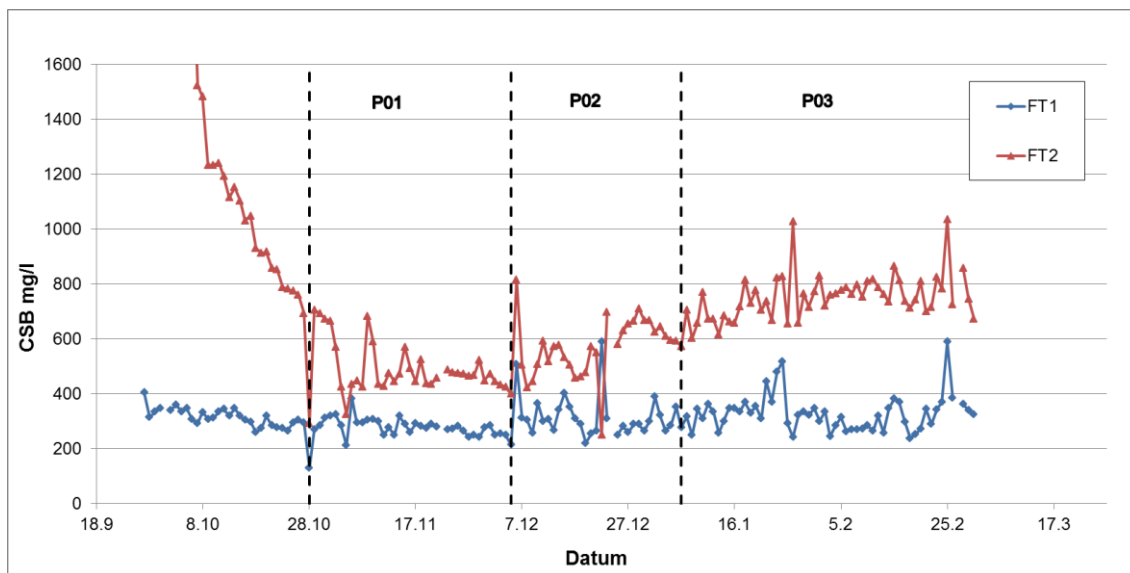


Abbildung 30: CSB-Gehalt im Faulschlammfiltrat der Faultürme des ZVG

Für den CSB-Gehalt im FT1 wurde ein Mittelwert von rund 300 mg/l gemessen. Der CSB-Gehalt im FT2 stieg kontinuierlich während der Umstellung an. Dies korrespondiert mit dem Anstieg an organischen Säuren in allen drei Stufen der Umstellung, gerade in Phase P03 wurde dies sehr deutlich. Zum Ende der Versuche erschien es, als würde sich im Faulschlamm des Faulturms FT2 ein CSB-Gehalt von etwa 800 mg/l stabilisieren. Bei einem Filtratanfall von  $2 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$  und einem Abwasserzufluss zur Kläranlage von  $100 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$  würde sich durch die Erhöhung des CSB-Gehalts von 300 mg/l auf 800 mg/l im Faulschlammfiltrat durch die thermische Überschuss-schlamm-desintegration eine rechnerische Erhöhung des CSB im Ablauf der Kläranlage von 5 mg/l ergeben, sofern von der CSB-Erhöhung im Filtrat in der Biologie der Kläranlage nichts abgebaut wird. In der Literatur wird auch eine Erhöhung des CSB im Ablauf der Kläranlage durch die thermische Desintegration in dieser Größenordnung berichtet [Kop12; Kop14].

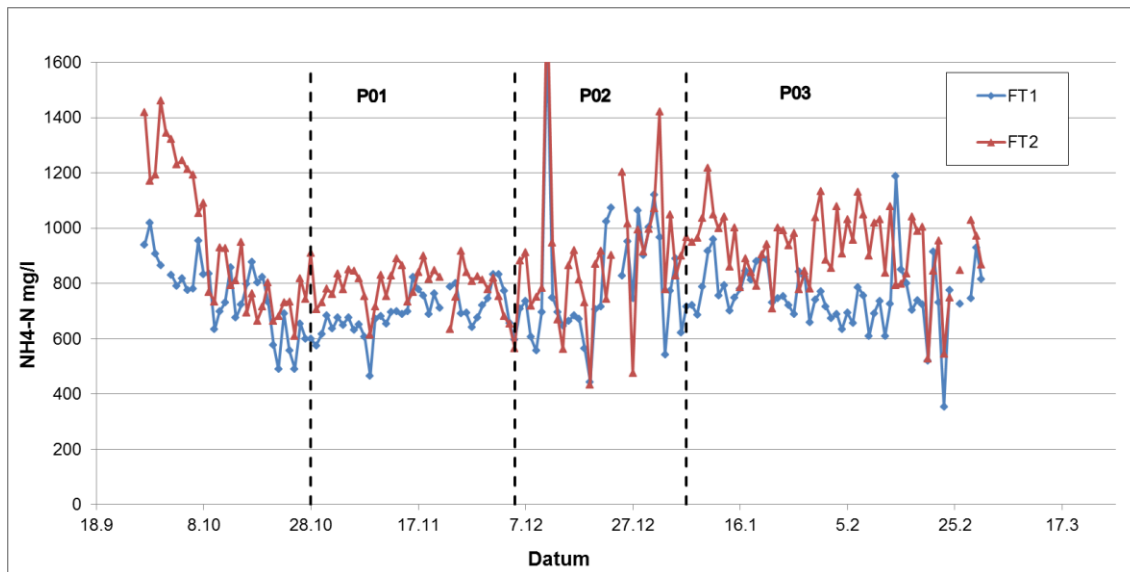


Abbildung 31:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gehalt im Faulschlammfiltrat der Faultürme des ZVG

Die Umstellung auf thermisch desintegrierten Schlamm führte zu einer Erhöhung der Ammoniumkonzentration von etwa 750 mg/l (FT 1) auf knapp 900 mg/l (FT 2), dies entspricht einer prozentualen Erhöhung um ca. 20 %.

Vergleicht man die dreistufige Umstellung des Faulturm 2 mit der zweistufigen Umstellung der halbtechnischen Faulbehälter, so wird deutlich, dass durch das sanftere Einfahren des Faulturm FT2 der Gehalt an flüchtigen organischen Säuren sowie die Säurekapazität des Faulschlammes stabiler bleiben.

Die begleitenden Untersuchungen zur Umstellung der Faulbehälter und des Faulturms FT2 auf die Faulung von thermisch desintegriertem Schlamm haben gezeigt, dass sich ein zu abruptes Umstellen negativ auf die Abbauleistung und die Prozessstabilität auswirken kann. Im Labor- und halbtechnischen Maßstab war eine sofortige Umstellung auf eine ausschließliche Verarbeitung von thermisch desintegriertem Überschussschlamm mit überschaubaren Beeinträchtigungen des Prozessverhaltens möglich. Im Gegensatz dazu zeigte Faulturm FT2 durch die schlagartige Umstellung der Beschickung auf ausschließlich thermisch desintegriertem Überschussschlamm und Co-Substrat im Zuge des Nachweises der Verfügbarkeit und der Durchsatzleistung der HCHS-Anlage zur thermischen Desintegration des Überschussschlammes deutliche Veränderungen im Prozessverhalten, wodurch eine Unterbrechung der Umstellung notwendig wurde. Eine schonende Umstellung des Faulturms FT2 in drei Schritten war dagegen dann nach ein kurzen Erholungsphase des Faulturm FT2 ohne weitere Probleme möglich.

#### 9.2.4 Entwässerungsverhalten

Ende April 2015 wurden von der Fa. Hiller im Auftrag der Fa. Haarslev Industries im Klärwerk Grevesmühlen Entwässerungsversuche mit einer Dekanter-zentrifuge (Fabrikat Hiller, Typ DP 484, 3.500 Upm,  $z = 3,267 \text{ g}$ ;  $DT = 484 \text{ mm}$ ,  $LT = 2187 \text{ mm}$ ,  $1 \text{ kWh/m}^3$ ) mit dem Faulschlamm der Faultürme FT1 und FT2 sowie Faulschlamm aus dem Erdfaulbecken durchgeführt. In das Erdfaulbecken wurden die Faulschlämme der Faultürme FT1 und FT2 eingeleitet, so dass dort in etwa eine 1:1 Mischung der beiden Faulschlämme von FT1 und FT2 vorlag. Die Analysen des Faulschlammes des FT2 und des gemischten Schlammes aus dem Erdfaulbecken der Fa. Hiller weisen nur geringe, nicht signifikante Unterschiede auf. Für den Faulschlamm des FT2 wurde bei einer Durchsatzleistung von  $25 \text{ m}^3/\text{h}$  und einem Flockungshilfsmittelseinsatz von  $14 \text{ kg/t TR}$  ein TR-Gehalt im Austrag von  $30,8 \%$  erreicht. Aufgrund der guten Ergebnisse im 1. Entwässerungsversuch wurde in allen Versuchen das Flockungshilfsmittel verwendet, das auch bisher auf der KA Grevesmühlen eingesetzt wurde, und auch die Betriebsparameter der Zentrifuge – Schleuderschwindigkeit, Differenzdrehzahl und Teichtiefe – wurden nur in engen Grenzen an die veränderten Versuchsbedingungen angepasst.

Durch eine Verminderung des Durchsatzes oder eine Erhöhung des Flockungshilfsmittelseinsatzes konnten nur geringfügige Verbesserungen des TR-Gehalts im Austrag der Dekanter-Zentrifuge erreicht werden. Für den Faulschlamm aus dem Erdbecken wurde bei gleichem Durchsatz und einem um  $2 \text{ kg/t TR}$  höheren Flockungshilfsmittelseinsatz im Austrag nur ein TR-Gehalt von  $24,5 \%$  erreicht. Auch bei diesem Faulschlamm erbrachten eine Reduzierung der Durchsatzleistung oder eine Erhöhung der Flockungshilfsmitteldosierung nur geringfügige Verbesserungen beim TR-Gehalt im Austrag des Dekanters. Bei Versuchen mit dem Faulschlamm des FT1 wurde mit einem nochmals höheren Flockungshilfsmittelseinsatz nur ein um ca. 2 Prozentpunkte niedrigerer TR-Gehalt im Austrag erreicht. Die Erhöhung des TR-Gehalts im Austrag der Dekanter-Zentrifuge bei der Faulschlamm-Entwässerung durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration liegt somit bei ca. 8 Prozentpunkten. Dies entspricht auch den in der Fachliteratur berichteten Ergebnissen [Kop12; Kop14; Ano15].

## 10. Auswirkungen der thermischen Überschussschlamm-Desintegration auf die Klärschlammbehandlung und -verwertung bzw. -beseitigung

Durch eine thermische Überschussschlamm-Desintegration wird:

- eine Verminderung des erforderlichen Faulraumvolumens,
- eine Erhöhung des Faulgasanfalls
- eine Verbesserung der Entwässerbarkeit des Faulschlammes
- eine Verminderung des Anfalls an entwässertem Faulschlamm und
- eine Verminderung der in einer Trocknung zu verdampfenden Wassermenge

erreicht.

Durch die Entwässerung des Überschussschlammes vor der thermischen Desintegration wird der Rohschlammanfall von  $1,67 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$  auf  $1,22 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$  reduziert, sofern von einem Überschussschlamm-Anfall von  $40 \text{ g}/(\text{E} \cdot \text{d})$  mit 70 % Glühverlust und 6 % TR nach Voreindickung bzw. 18,5 % TR nach Entwässerung und thermischer Desintegration sowie einem Vorklärschlamm-Anfall von  $35 \text{ g}/(\text{E} \cdot \text{d})$  70 % Glühverlust und 3,5 % TR ausgegangen wird. Ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration ergibt sich bei gleicher mittlerer rechnerischer Aufenthaltszeit ein um 37 % geringeres erforderliches Faulraumvolumen bzw. werden in einer vorhandenen Faulung 27 % der Faulraumkapazität frei. Durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration erhöht sich der TR im Rohschlamm von 4,5 %-m auf 6,2 %-m. Durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration wird die Viskosität im Überschussschlamm deutlich vermindert und in Folge dessen die Fließfähigkeit deutlich verbessert, so dass sich im Hinblick auf die Durchmischung im Faulbehälter keine signifikanten Veränderungen ergeben sollten.

Durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration erhöht sich der Faulgasanfall von  $21,3 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$  auf  $23,4 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$ , sofern für den Vorklärschlamm ein spezifischer Faulgasanfall von  $523 \text{ l}/\text{kg oTR}$  zu und für den Überschussschlamm ein spezifischer Faulgasanfall von  $340 \text{ l}/\text{kg oTR}$  zu angesetzt werden und eine Erhöhung des spezifischen Faulgasanfalls des Überschussschlammes durch die thermische Desintegration um 25 % berücksichtigt wird. Für den Vorklärschlamm entspricht dies einem oTR-Abbaugrad von 55 % bei einem CSB/oTR-Verhältnis von 1,79 und einem Methananteil von 66 % im Faulgas. Für den Überschussschlamm entspricht dies einem oTR-Abbaugrad von 40 % ohne und von 50 % mit thermischer Desintegration bei einem CSB/oTR-Verhältnis von 1,45 und einem Methananteil von 60 % im Faulgas. Im Faulgas aus dem Faulbehälter ergibt sich dann ein Methananteil von 63,5 %-vol.

Durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration verbesserte sich die Entwässerbarkeit des Faulschlammes um 10 Prozentpunkte von 22 %-m auf 32 %-m. Bedingt durch den erhöhten Abbau in der Faulung und die verbesserte Entwässerbarkeit vermindert sich der Anfall an entwässertem Faulschlamm aufgrund der thermischen Überschussschlamm-Desintegration von  $229 \text{ g}/(\text{E} \cdot \text{d})$  auf  $149 \text{ g}/(\text{E} \cdot \text{d})$  Feuchtmasse. Die Menge an zu entsorgendem



bzw. zu trocknendem Faulschlamm vermindert sich somit um ca. 35 %. Bei einer Trocknung auf 95 % vermindert sich die Wasserverdampfung von 176 g/(E\*d) auf 99 g/(E\*d) um 44 %. In der gleichen Größenordnung vermindern sich der Wärmebedarf für die Trocknung und die erforderliche Kapazität der Trocknungsanlage.

Das übliche Hochtemperatur-Abwärmeargebot der Faulgasverstromung von 23 % des Heizwerts des Faulgases reicht aus, um den für die thermische Überschussschlammintegration erforderlichen Heizdampf herzustellen. Die Wärmebilanz der Faulung verbessert sich durch die thermische Überschussschlammintegration aufgrund des geringeren zu erwärmenden Rohschlammvolumens und in geringerem Umfang aufgrund des höheren Abwärmeargebots der Faulgasverstromung in Folge des höheren Faulgasanfalls aufgrund des verbesserten anaeroben Abbaus. Die in der thermischen Überschussschlammintegration eingesetzte Wärme wird vollständig der Faulung zugeführt. Der für eine Volltrocknung erforderliche zusätzliche Wärmebedarf zur BHKW-Abwärme vermindert sich durch die thermische Überschussschlammintegration von ca. 52 kWh/(E\*a) auf ca. 29 kWh/(E\*a) um 45 %. Diese zusätzlich erforderliche Wärme kann durch die Verstromung des zusätzlichen Faulgases einer Ko-Fermentation von Fettschlämmen aus Fettfängen und Abwasservorbehandlungsanlagen von Lebensmittel herstellenden Betriebe in einer Größenordnung von ca. 25 % der oTR-Fracht des Rohschlamm dargestellt werden oder durch eine entsprechende Menge an nachhaltig erzeugtem Biomethan. Durch die Verstromung dieser zusätzlichen Mengen an Brenngas würde eine Deckung des Bedarfs der Kläranlagen an elektrischer Energie erreicht werden und mit dem getrockneten Klärschlamm ein Brennstoff mit der Qualität von Braunkohle erzeugt werden. Damit würde ein weiterer wesentlicher Anteil der im Abwasser enthaltenen Energie einer Nutzung zugeführt werden, der ohne thermische Überschussschlammintegration und integrierte Trocknung des Faulschlamm in einer Mono-Klärschlamm-Verbrennung ohne Nutzung entsorgt bzw. beseitigt wird.

Die Alternative zu einer thermischen Klärschlammabeseitigung ohne Nutzung des Heizwerts des Faulschlamm in mit gewaltigen Investitionssummen zu errichtenden weiteren erforderlichen Mono-Klärschlamm-Verbrennungsanlagen kann eine sich thermisch und elektrisch mit Ko-Fermentation oder nachhaltig hergestelltem Biomethan selbstversorgende Kläranlage sein, die voll getrockneten Klärschlamm als Brennstoff an EBS-Heizkraftwerke mit einem Heizwert von um die 11.000 kJ/kg zur thermischen Verwertung abgibt. In Chargen oder zusammen mit einem Asche arm verbrennenden Brennstoff in einem EBS-Heizkraftwerk als Brennstoff eingesetzt, sollte die Asche für die Phosphorrückgewinnung ebenso gut geeignet sein, wie Asche aus der Mono-Klärschlamm-verbrennung. Es wird auch vielversprechend an einer Phosphorrückgewinnung aus dem Abwasserstrom und einer Klärschlammverwertung in Zementwerken gearbeitet. Auch für diese Variante ist die thermische Überschussschlammintegration vorteilhaft.

Für eine Nutzung von getrocknetem Faulschlamm in EBS-Heizkraftwerken, die in der Regel mit einer Rostverbrennung arbeiten, eignet sich insbesondere der staubarme, auf Bandtrocknern

getrocknete Faulschlamm. In Bandrocknern wird der zu Luft durchlässigen Haufwerken gepresste Faulschlamm auf umlaufende mehrzügige Luft durchlässige Stahlbänder schonend aufgebracht. In dem Trockner wird das Haufwerk mit feuchter, nicht gesättigter, warmer Umluft durchströmt. Die spezifisch große Oberfläche gewährleistet einen hohen Wärme- und Stoffübergang trotz des geringen treibenden Dampfdruckgefälles um den Preis eines vergleichsweise hohen Energieeinsatzes zur Luftumwälzung.

Bei den von der Fa. Haarslev Industries angebotenen Bandrocknern wird durch eine Teilkondensation der Brüden ein erheblicher Beitrag zur Vermeidung von Geruchsemissionen geleistet. Durch die Mehrstufigkeit sowie Luftvorwärmung wird durch Wärmerückgewinnung aus der Abwärme ein energieeffizienter Betrieb erreicht. Die verstopfungssicheren Rollenpressen zur Herstellung des Rohschlamphaufwerks, die hohen Durchsatzleistungen und die Energieeffizienz sind die besonderen Merkmale der Haarslev Bandrockneranlagen.

## **11. Ökologische und ökonomische Bilanzierung des Verfahrens in Abgrenzung zum Stand der Technik**

### **11.1 Energiebilanzierung der HCHS Klärschlammesintegrationsanlage**

Abbildung 01 zeigt den Aufbau der HCHS-Anlage und die Einbindung dieser Anlage in die zentrale Klärschlammbehandlungsanlage der Kläranlage Grevesmühlen einschließlich der Massen-, Stoff- und Enthalpieströme in der HCHS-Anlage.

In der HCHS-Anlage wurden der Überschussschlamm der Kläranlage Grevesmühlen und die voreingedickten Klärschlämme der Kläranlagen Dassow, Boltenhagen und Lüdersdorf nach gemeinsamer Entwässerung in einem Dekanter thermisch desintegriert. Die Massen-, Stoff- und Enthalpiebilanzen wurden für eine Durchsatzleistung von 1,5 t/h entwässerten Klärschlamm berechnet. Der in dem Dekanter auf 19 % TR entwässerte Klärschlamm wurde mit einer Trogförderschnecke in den Pre-Heater gefördert, der ursprünglich als unbeheizter Schlamm Speicher gedacht war.

Für die Enthalpiebilanzen wurde für den Klärschlamm eine spezifische Wärmekapazität von  $c_p = 4,19 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$  berücksichtigt. Die Temperatur des entwässerten Klärschlammes wurde in den Berechnungen mit  $15 \text{ °C}$  angesetzt. Der Enthalpiestrom des entwässerten Klärschlammes ergibt sich zu  $26,2 \text{ kW}$ . Mit Abdampf aus dem Economizer, in dem der mit ca.  $10 \text{ bar}$  Satttdampf ( $180 \text{ °C}$ ) im Pressurizer (Schleuse) und im Reaktor auf ca.  $155 \text{ °C}$  aufgeheizte Klärschlamm auf ca.  $1 \text{ bar}$  entspannt und auf ca.  $100 \text{ °C}$  abgekühlt wurde, wurde der Klärschlamm im Pre-Heater auf ca.  $85 \text{ °C}$  aufgeheizt. Der auf  $85 \text{ °C}$  aufgeheizte Klärschlamm hat einen Enthalpiegehalt von  $171,4 \text{ kW}$ . Bei der Erwärmung des Klärschlammes mit rechnerisch  $145,3 \text{ kW}$  mit dem Abdampf aus dem Economizer werden rechnerisch  $232,7 \text{ kg/h}$  ca.  $1 - 2 \text{ bar}$  Satttdampf im Pre-Heater kondensiert. Dadurch bedingt vermindert sich rechnerisch der TR-Gehalt des Klärschlammes vom  $19 \text{ % TR}$  auf  $16,4 \text{ % TR}$  und die Masse des Klärschlammes erhöht sich von  $1,50 \text{ t/h}$  auf  $1,73 \text{ t/h}$ .

Bei der Erwärmung des vorgewärmten Klärschlammes im Pressurizer und im Reaktor wurde dem Klärschlamm vornehmlich im Pressurizer und in geringem Umfang im Reaktor ca. 10 bar Satttdampf mit 180 °C zugeführt. Die zugeführte Satttdampfmenge lag bei insgesamt 246,2 kg/h bzw. 186,1 kW. Durch die Erwärmung im Pressurizer und im Reaktor werden im Reaktor rechnerisch und wurden auch tatsächlich eine Temperatur von rund 155 °C und ein Druck im Bereich von 5 - 6 bar erreicht. Das bei der Erwärmung des Klärschlammes im Economizer und Reaktor anfallende Kondensat verdünnt den Klärschlamm rechnerisch auf einen TR-Gehalt von 14,4 %-m und erhöht den Massenstrom auf 1,98 t/h. Bei diesen Bedingungen verweilte der Klärschlamm in etwa 30 min im Reaktor, bevor der Klärschlamm dann über den Füllstand geregelt in den Economizer überführt und dabei auf ca. 1 bar entspannt wurde. Im Reaktor wird eine Pfropfenströmung angestrebt, um ein möglichst optimales Hygenisierungsergebnis zu erzielen. Die Anforderungen des US Class A Standards werden dabei eingehalten. Aufgrund der Entspannung kommt es zu spontanen Siedevorgängen, die die thermische Desintegration des Klärschlammes ganz maßgeblich unterstützen.

Der für die Erwärmung im Pressurizer und Reaktor erforderliche Satttdampf wurde in einem Schnelldampferzeuger (Fabrikat Jumag) hergestellt. Das für die Dampferzeugung erforderliche Kesselspeisewasser wurde vor Ort aus Trinkwasser mit einer einstrassigen Mischbettonenaustauschanlage hergestellt. Gemäß Messungen waren im Mittel ca. 33 m<sup>3</sup>/h Faulgas mit einem Methangehalt von 62 %-vol. mit einem Heizwert von ca. 198 KW erforderlich, um die 246,2 kg/h 10 bar Satttdampf herzustellen. Für den Schnelldampferzeuger ergibt sich somit ein mittlerer Wirkungsgrad von 94 %.

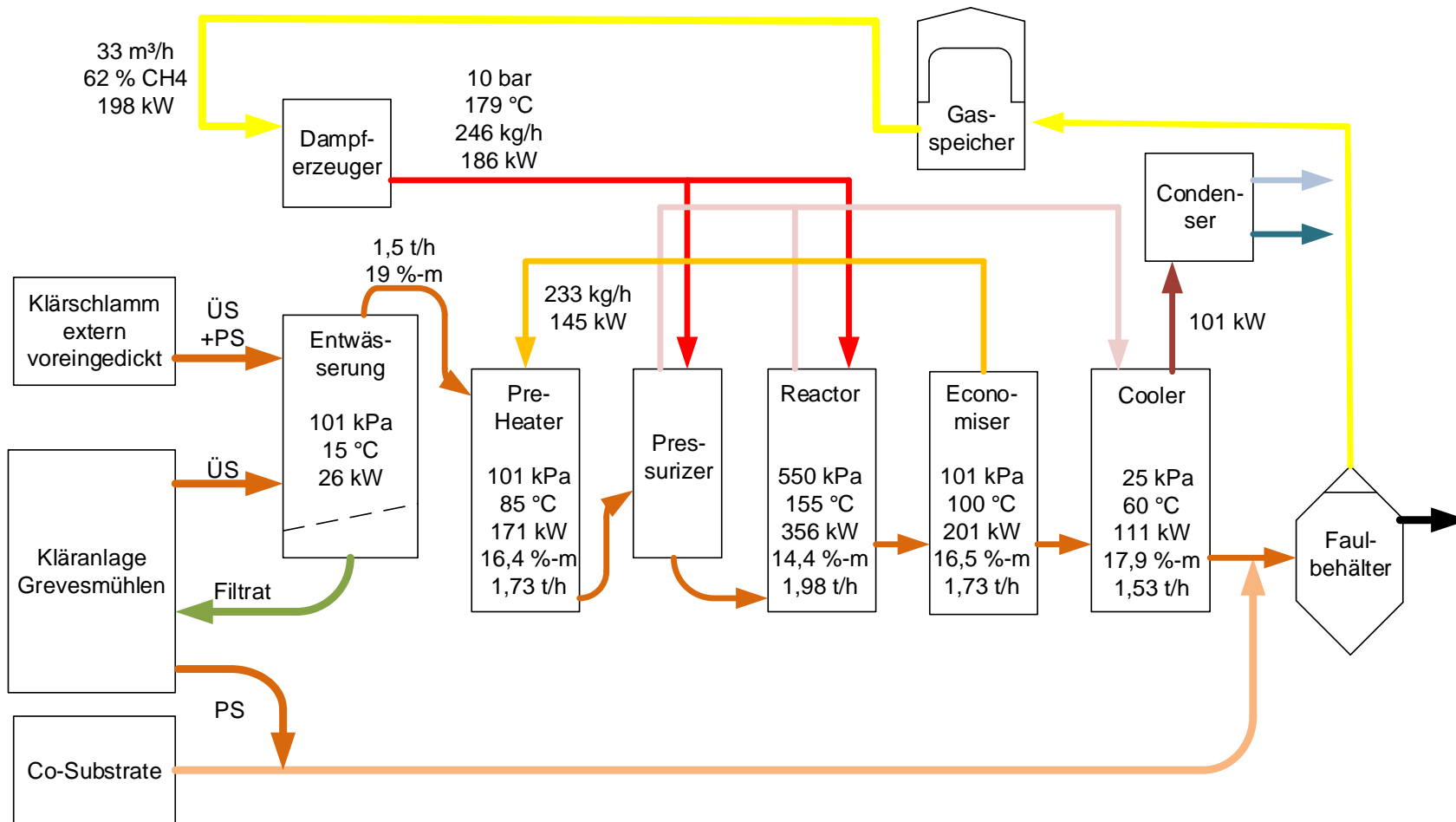


Abbildung 36: Erweitertes Verfahrensschema der HCHS-Anlage für die thermische Klärschlamm-desintegration in der zentralen Klärschlammbehandlungs-anlage der Kläranlage Grevesmühlen mit Massen-, Stoff- und Enthalpiebilanzen

Für die Entspannung in den Economizer ergibt sich rechnerisch ein Sattdampfanfall (1 bar) von 249,2 kg/h. Dadurch bedingt erhöht sich der TR-Gehalt im Klärschlamm im Economizer wieder auf 16,5 %-m und der Massenstrom des Klärschlammes vermindert sich auf 1,73 t/h. Die freigesetzte Dampfmenge entspricht einem Enthalpiestrom von 155,5 kW, der rund 10 kW über dem Wärmestrom liegt, der im Pre-Heater den Klärschlamm erwärmt. Diese Differenz dürfte in etwa zu 50 % auf Wärmeverluste des nicht Wärme gedämmten Pre-Heater-Tanks und der nicht Wärme gedämmten Klärschlamm-Leitung vom Pre-Heater zum Pressurizer zurückzuführen sein und in etwa zu 50 % auf Abweichungen bei den Temperaturmessungen, die in der Größenordnung von 2 - 3 °C bei der Temperatur im Ablauf des Pre-Heater liegen dürften. Die aus Sandwichpanelen erstellte Stahlbauhalle war im Winter bei Betrieb der Anlage auch ohne Heizung immer gut warm und wurde im Sommer bei höheren Außentemperaturen durch das Rolltor gut belüftet. Die Temperatur im Ablauf des Pre-Heaters wurde mit einem nicht gedämmten Anlegethermometer an der Leitung vom Pre-Heater zum Pressurizer gemessen.

Aus dem Economizer wurde der Klärschlamm Füllstand geregelt in den unter Unterdruck stehenden Cooler-Tank überführt. Im Cooler wurde mittels einer Vakuumpumpe ein Unterdruck im Bereich von 0,2 - 0,3 bar absolut aufrecht gehalten. Wie bei der Entspannung vom Reaktor in den Economizer kommt es bei der Entspannung vom Economizer in den Cooler zu einer Verdampfung und Abkühlung des Klärschlammes. Durch die Entspannung vom Economizer in den Cooler wurde der Klärschlamm auf eine Temperatur von rund 60 °C abgekühlt. Dabei wurde rechnerisch eine Dampfmenge von ca. 153,6 kg/h mit einer Temperatur von 60 °C freigesetzt. Dadurch bedingt erhöht sich der TR-Gehalt im Produktschlamm, der als thermisch desintegrierter Klärschlamm in die Faulbehälter überführt wurde, auf 17,9 %-m und der Massenstrom reduzierte sich auf 1,59 t/h. Messungen des TR-Gehalts im entwässerten Klärschlamm im Zulauf zur HCHS-Anlage und im Produktschlamm der HCHS-Anlage ergaben eine Verminderung im Bereich von 1,0 - 1,5 %-m durch das eingetragene Kondensat und bestätigen somit die rechnerischen Massen- und Stoffbilanzen.

Der im Cooler freigesetzte Dampf wurde im Condenser kondensiert. Die Kondensationswärme wurde in einen Kühlwasserkreislauf überführt und zur Vorwärmung von Brauchwasser und dem Klärschlamm vor der Entwässerung genutzt. Wärmestrommessungen um den Condenser - Kühlwasservolumenstrom und Kühlwassertemperaturen vor und nach dem Condenser - sowie die Messungen des Kondensatvolumenstroms bestätigen größenordnungsmäßig den rechnerisch ermittelten Enthalpiestrom von rund 101 kW bei der Kondensation des im Cooler freigesetzten (89,7 kW) und des vom Pressurizer und vom Reaktor in den Cooler abgeleiteten Dampfs.

Für den vom Pressurizer bei der Entspannung nach der Entleerung und vor der Befüllung in den Cooler abgeleiteten Dampf ergibt sich ein rechnerischer Enthalpiestrom in einer Größenordnung von 6 kW. Ein Enthalpiestrom in ähnlicher Größenordnung bei der Ableitung der nicht kondensierbaren Gase vom Reaktor in den Cooler ist plausibel.

Insgesamt gesehen wurde rechnerisch der, mit dem im Dampferzeuger hergestellten Dampf, dem Prozess zugeführte Enthalpiestrom von 186,1 kW bzw. 122 kWh/t Klärschlamm vollständig als Temperaturerhöhung des Klärschlammes (84,8 kW) und als Wärme im Kühlwasser des Condensers (101,3 kW) abgeführt. Diese Wärmeströme wurden bzw. können zur Faulbehälterbeheizung genutzt werden. In der Praxis dürften aber Wärmeverluste in einer Größenordnung von rund 5 kW entstehen, die an die Raumluft der HCHS Anlage abgeführt werden. Die Wärmeverluste bei der Dampferzeugung von rund 12 kW wurden in geringem Umfang ebenfalls an die Raumluft sowie in größerem Umfang als Dampfschwaden bei der Kesselspeisewasservorwärmung und als Abschlammwasser an die Umgebung abgeführt.

Der Bedarf an elektrischer Energie für die HCHS-Anlage wurde mit einem Stromzähler erfasst und lag bei ca. 5 - 6 kW bzw. 3 - 4 kWh/t Klärschlamm.

## **11.2 Energiebilanzierung einer getrennten anaeroben Klärschlammbehandlung für 100.000 EW mit und ohne HCHS Klärschlamm-Desintegrationsanlage**

Abbildung 34 zeigt Berechnungen zu Massen-, Stoff- und Energiebilanzen einer getrennten anaeroben Klärschlammbehandlung für den Klärschlamm einer mechanisch biologischen Kläranlage für häusliches Abwasser für 100.000 EW ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration. Abbildung 35 zeigt die direkt vergleichbaren Berechnungen für die gleiche Kläranlage für eine getrennte anaerobe Klärschlammbehandlung mit thermischer Überschussschlamm-Desintegration in einer HCHS-Anlage.

Die getrennte anaerobe Klärschlammbehandlung ohne thermische Klärschlamm-Desintegration umfasst die Verfahrensstufen maschinelle Überschussschlamm-Voreindickung, einstufige mesophile Faulung mit einer Faulgasverwertung in einer BHKW-Anlage, Faulschlammmentwässerung mit einem Dekanter und Voll-Trocknung des entwässerten Faulschlammes in einem Bandtrockner auf TR = 90 % m. Die Verfahrensvariante mit thermischer Überschuss- bzw. Sekundär- (SS) -Schlamm-Desintegration unterscheidet sich durch eine Überschussschlammmentwässerung in einer Schneckenpresse anstelle der mechanischen Voreindickung und durch die thermische Überschussschlamm-Desintegration des entwässerten Überschussschlammes in der HCHS-Anlage vor der Faulung von der Variante ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration.

Die verschiedenen Verfahrensstufen sind in unterschiedlichen Farben dargestellt. Angenommene Werte sind in gelber Farbe unterlegt, typische Werte gemäß technischer Richtlinien in rosa Farbe und Unterschiede der Varianten in grüner Farbe. Bei Werten, die nicht bzw. mit weißer Farbe unterlegt sind, handelt es sich um berechnete Werte.

Bei beiden Verfahrensvarianten werden ein Vorklärschlammanfall (Primärschlamm - PS) von  $35 \text{ g TR}/(\text{E} \cdot \text{d})$  und ein Überschussschlammanfall von  $40 \text{ g TR}/(\text{E} \cdot \text{d})$  angesetzt. Für beide Schlämme wird den Messungen in Grevesmühlen entsprechend ein Glühverlust von 70 % berücksichtigt. Die Schlämme fallen im Winter mit  $5 \text{ }^\circ\text{C}$  und im Sommer mit  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  an. Für den Winter wird eine Außentemperatur von  $-20 \text{ }^\circ\text{C}$  angesetzt und im Sommer eine Außentemperatur von  $35 \text{ }^\circ\text{C}$ . Im Jahresmittel wird von jeweils gemittelten Temperaturen ausgegangen.

Der Primärschlamm wird mit einem TR-Gehalt von 3,5 %-m und einem Einwohner spezifischen Volumen von  $1 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$  bei beiden Varianten direkt aus den Vorklärbecken in die Faulung überführt. In der Faulung wird für beide Verfahrensvarianten für den Primärschlamm ein spezifischer Faulgasanfall von  $522,5 \text{ l/kg oTR}$  zugeführt angesetzt. Dieser Wert entspricht eigenen Erkenntnissen [Pfe89] und den Angaben in der Fachliteratur [Roe90].

In der Variante ohne thermische Überschussschlammdesintegration wird der Überschussschlamm mit Flockungshilfsmitteln ( $4 \text{ kg Wirksubstanz/t TR}$ ) versetzt mechanisch auf 6 % TR voreingedickt bevor dieser in die Faulung überführt wird. Einwohner spezifisch liegt der Anfall des auf 6 %-m voreingedickten Überschussschlammes bei  $0,67 \text{ l}/(\text{E} \cdot \text{d})$ . Der Faulung werden somit  $167 \text{ m}^3/\text{d}$  Rohschlamm ( $100 \text{ m}^3/\text{d}$  Primär- und  $67 \text{ m}^3/\text{d}$  voreingedickter Überschussschlamm) zugeführt. Für den voreingedickten Überschussschlamm wird ein spezifischer Faulgasanfall von  $340 \text{ l/kg oTR}$  zugeführt für den anaeroben Abbau in der Faulung angesetzt [Pfe89, Roe90].

Kläranlage				EW		100.000	
<b>Primärschlamm</b>				<b>Sekundärschlamm</b>			
B-d,TS,PS	g/(E*d)	35		B-d,TS,SS	g/(E*d)	40	
Q-PS	l/(E*d)	1,0		Q-SS	l/(E*d)	4,0	
	m <sup>3</sup> /d	100			m <sup>3</sup> /d	400	
GV-PS	%	70		GV-SS	%	70	
B-d,TR,PS	kg/d	3.500		B-d,TR,SS	kg/d	4.000	
B-d,oTR,PS	kg/d	2.450		B-d,oTR,SS	kg/d	2.800	
				Voreindickung VED			
				FHM	kg / t-TR	4	
					kg/a	5.840	
				P-el	kWh/ t-TR	20	
				TR-VED	%	6,0	
				Q-VED	m <sup>3</sup> /d	67	
				↓			
Q-RS	m <sup>3</sup> /d	167					
	%	100,0					
TR	%	4,5					
B-d,TR	kg/d	7.500					
B-d,oTR	kg/d	5.250					
GV	%	70					
T-RS,Win.	°C	5		T-Aussen,W	°C	-20	
T-RS,Som.	°C	20		T-Aussen,S	°C	35	
↓				↓			
<b>Faulung</b>				<b>BHKW</b>			
V-FB	m <sup>3</sup>	3.333		η-el	η-therm,KW	η-therm,Abg	
t-R,FB	d	20,0			38	23	
P-therm,So	kWh/d	3.354		P-p.therm	kWh/d	13.839	
P-therm,WI	kWh/d	7.816		P-el	kWh/d	5.259	
η-oTR	%	50,6		P-therm,KW	kWh/d	3.183	
Q-FG,PS	l/g oTRzu	522,5		p-therm,Abg	kWh/d	3.045	
Q-FG,SS	l/g oTRzu	340					
CH4	%	62					
Q-FG	m <sup>3</sup> /d	2.232					
Q-FS	m <sup>3</sup> /d	167					
B-d,TR,FS	kg/d	4.845					
B-d,oTRFS	kg/d	2.595					
TR-FS	%	2,9					
GV-FS	%	54					
↓				↓			
<b>FS - Entwässerung</b>							
FHM	kg/ t-TR	12					
	kg/a	21.223					
P-el	kW/m <sup>3</sup>	2,5					
TR-FS,entw	%	22					
M-FS,entw	t/d	22,0					
	t/a	8.039					
↓				↓			
<b>Trocknung</b>							
P-el	kW/t-H2O,ve	135					
				P-über,So	kWh/d	2.874	
				P-über,WI	kWh/d	-1.588	
				P-über,MW	kWh/d	643	
TR-FS,Trock	%	90		P-therm	kWh/d	14.311	
M-FS,Trock	t/d	5,4			kWh/(E*a)	52,2	
M-Verd.	t/d	16,6			%	4,5	

Abbildung 34: Erweitertes Verfahrensschema einer getrennten anaeroben Klärschlammbehandlung für eine Kläranlage mit 100.000 EW ohne thermische Überschussschlammintegration





Den Ergebnissen in der Kläranlage Grevesmühlen entsprechend wird in den Berechnungen ein Methangehalt von 62 %-vol. im Faulgas für beide Varianten - ohne und mit thermischer Überschussschlammintegration - berücksichtigt. Aus der Summe der Multiplikation der oTR-Zulaufmengen und des spezifischen Faulgasanfalls für den Primär- und den Sekundärschlamm ergibt sich für die Variante ohne thermische Überschussschlammintegration ein Faulgasanfall von insgesamt 2.232 m<sup>3</sup><sub>N</sub>/d. Entsprechend dem Methangehalt von 62 %-vol. ergibt sich ein Heizwert für das Faulgas von 6,2 kWh/m<sup>3</sup><sub>N</sub> und eine Feuerungsleistung des Faulgasanfalls von 13.839 kWh/d. Gemäß dem Stand der Technik werden für die BHKW-Anlage Wirkungsgrade angenommen, die auch für das BHKW in Grevesmühlen seitens des Hersteller angegeben werden: für den elektrischen Wirkungsgrad 38 %, für den thermischen Wirkungsgrad im Hinblick auf das Motorkühlwasser (90 °C / 70 °C) 23 % und für den Abgaswärmetauscher (450 °C --> 200 °C) 22 %. Für die Variante ohne thermische Überschussschlammintegration ergeben sich somit ein Stromertrag von 5.259 kWh/d und ein Wärmeertrag von 6.228 kWh/d (3.183 kWh/d Motorkühlwasser + 3.045 kWh/d Abgasrückkühlung). Dieses Abwärme-Potential der BHKW-Anlage steht einem Wärmezufuhrbedarf der Faulung von 3.354 kWh/d im Sommer und von 7.816 kWh/d im Winter gegenüber. Das Wärmedargebot der BHKW-Anlage ist in Anbetracht der Wärmespeicherkapazität und der üblicher Weise nur kurzfristig gegebenen, den Ansätzen (T-Schlamm = 5°C, T-Außen = -20 °C) entsprechenden extremen Winterbedingungen in aller Regel zur Deckung des Wärmezufuhrbedarfs in der Praxis ausreichend. Für eine Trocknung des entwässerten Faulschlammes bleiben im Jahresmittel aber nur unter 1.000 kWh/d bei einem Bedarf von gut 14.000 kWh/d für eine Voll-Trocknung übrig.

Aus dem Faulgasanfall unter Berücksichtigung des Methananteils und der Annahme, dass es sich bei dem Rest des Faulgases um Kohlendioxid handelt, sowie der Annahme, dass beim anaeroben Abbau von Klärschlamm die Masse des anfallenden Biogases der Masse des abgebauten TR entspricht, was für eine übliche Zusammensetzung von Klärschlamm nachgewiesen werden kann - der Verbrauch von Wasser bei der Faulgasbildung entspricht ziemlich genau der Bildung flüchtiger Salze (NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>) [Roe90], ergibt sich für die Variante ohne thermische Überschussschlammintegration ein oTR-Abbau von 50,6 %. Dadurch vermindert sich die TR-Fracht von 7.500 kg/d im Rohschlamm auf 4.845 kg/d im Faulschlamm. Der Glühverlust wird in der Faulung von 70 % im Rohschlamm auf 54 % im Faulschlamm vermindert und der TR-Gehalt von 4,5 %-m auf 2,9 %-m.

Bei einer Entwässerung des Faulschlammes ohne thermische Überschussschlammintegration in einem Dekanter wurde im Klärwerk Grevesmühlen ein TR-Gehalt von 22 %-m mit einem optimalen Flockungshilfsmittel-Bedarf von 12 kg/t TR Wirksubstanz erreicht. Der Strombedarf für den Dekanter kann mit 2,5 kW/m<sup>3</sup> durchgesetzten Faulschlamm angesetzt werden. Es ergibt sich ein Anfall von entwässertem Faulschlamm von 8.039 t/a, der zu entsorgen ist.

Für eine Voll-Trocknung der 22 t/d entwässerten Faulschlamm von 22 %-m auf 90 %-m müssten 16,6 t/h Wasser verdampft werden. 860 kWh/t Wasserverdampfung berücksichtigt, ergibt sich

ein Bedarf an thermischer Energie von 14.311 kWh/d für die Variante ohne thermische Überschussschlammintegration.

Die Berechnungen zu den Massen-, Stoff- und Enthalpiebilanzen für die Variante mit thermischer Überschussschlammintegration sind in Abbildung 03 dargestellt. Bei der Variante mit thermischer Überschussschlammintegration wird der Überschussschlamm in einer Siebpresse mit Flockungshilfsmitteln auf einen TR-Gehalt von ca. 20 %-m entwässert. Im Vergleich zur maschinellen Überschussschlamm-Voreindickung ist bei der Überschussschlamm-Entwässerung in einer Siebpresse der Flockungshilfsmittel-Bedarf deutlich höher, der elektrische Stromverbrauch moderat höher und der TR-Gehalt mit etwa 20 %-m deutlich höher als die 5 %-m bei der Voreindickung. Der Flockungshilfsmittel-Bedarf liegt ca. um den Faktor 3 höher, der Stromverbrauch um etwa 1/3.

Durch die thermische Überschussschlammintegration nimmt zwar der TR-Gehalt im thermisch desintegrierten Schlamm von rund 20 %-m auf 18,5 %-m ab, es ergibt sich aber ein von 67 m<sup>3</sup>/d bei der Voreindickung auf 22 m<sup>3</sup>/d verminderter Überschussschlammfall bei der thermischen Überschussschlammintegration, der in die Faulung überführt wird. Dadurch bedingt ergibt sich eine um 37 % höhere Kapazität in der Faulung, durch die sich entweder bei gleichem Faulraumvolumen die mittlere rechnerische hydraulische Verweilzeit um 37 % erhöht oder sich das erforderliche Faulraumvolumen bei gleicher mittlerer rechnerischer Verweildauer um 27 % vermindert. Durch die thermische Überschussschlammintegration ergibt sich auch eine deutliche Verminderung der Viskosität und dem zu Folge eine Verbesserung der Fließigenschaften des Überschussschlammes.

Aufgrund der durch die Entwässerung des Überschussschlammes verminderten Klärschlammmenge reduziert sich der Wärmebedarf für die Aufheizung des Klärschlammes auf die in der Faulung erforderliche Temperatur von 37 °C. Bei gleichem Faulraumvolumen bleiben die Wärmeverluste an die Umgebung gleich. Der Wärmezufuhrbedarf reduziert sich durch die thermische Überschussschlammintegration im Winter von 7.816 kWh/d auf 4.704 kWh/d und im Sommer von 3.354 kWh/d auf 1.406 kWh/d. Im Jahresmittel erhöht sich die der Trocknung zuführbare Wärmeleistung von 643 kW ohne thermische Überschussschlammintegration auf 1.941 kW mit thermischer Überschussschlammintegration.

Gemäß den Ergebnissen des Forschungsvorhabens, die sich in Übereinstimmung mit den in der Fachliteratur veröffentlichten Daten anderer Untersuchungen befinden, ergibt sich eine Erhöhung des spezifischen Faulgasanfalls des Überschussschlammes durch die thermische Desintegration bei gleicher mittlerer rechnerischer hydraulischer Verweildauer in der Faulung von gut 25 %. In den Berechnungen wurde eine gleich mittlere rechnerische hydraulische Verweildauer in der Faulung unterstellt, so dass sich für die Variante mit thermischer Überschussschlammintegration ein Faulgasanfall von insgesamt 2.470 m<sup>3</sup>/d im Vergleich zu 2.232 m<sup>3</sup>/d ohne thermische Überschussschlammintegration bei gleichem Methangehalt

ergibt. Bei gleichem Faulraumvolumen erhöht sich der Faulgasanfall aufgrund der erhöhten Verweildauer und der dadurch bedingten günstigeren Verweilzeitverteilung zusätzlich um ca. 3 - 5 %. Diese Erhöhung wird in den Berechnungen aber nicht berücksichtigt, da entsprechende eigene Versuchsergebnisse bislang noch nicht vorliegen. Die der BHKW-Anlage zugeführte Feuerungsleistung sowie der Stromertrag und die Wärmeerträge aus dem Motorkühlwasser und der Abgaswärmerückgewinnung sind der Steigerung des Faulgasanfalls entsprechend jeweils 10,7 % höher in der Variante mit der thermischen Überschussschlammintegration als in der Variante ohne thermische Überschussschlammintegration.

Es ergeben sich neben einer von 5.259 kWh/d auf 5.820 kWh/d erhöhten Stromproduktion ein von 3.183 kWh/d auf 3.522 kWh/d erhöhter Anfall an Kühlwasserwärme und ein von 3.045 kWh/d auf 3.369 kWh/d erhöhter Wärmeanfall aus der Abgasrückkühlung. Die bei der Abgasrückkühlung anfallende Wärme kann vollständig zur Erzeugung von ca. 10 bar Sattdampf genutzt werden und die Wärme- und damit auch Sattdampfmenge ist knapp ausreichend zur Deckung des Sattdampfbedarfs der thermischen Überschussschlammintegration in Höhe von 3.351 kWh/d. Der Wärmebedarf der thermischen Überschussschlammintegration kann nahezu vollständig durch die Wärmeauskopplung aus der Abgasrückkühlung gedeckt werden. Allenfalls ist ein geringer Anteil des zusätzlich aufgrund der thermischen Überschussschlammintegration anfallenden Faulgases für die Dampferzeugung einzusetzen.

Aufgrund des durch die Überschussschlamm-entwässerung im Vergleich zur Überschussschlamm-Voreindickung verminderten Rohschlammvolumenstroms zur Faulung, aufgrund der erhöhten Ablauftemperatur des Überschussschlammes aus der thermischen Überschussschlammintegration vermindert sich der Wärmebedarf der Faulung von 3.354 kWh/d auf 1.406 kWh/d im Sommer und von 7.816 kWh/d auf 4.704 kWh/d im Winter. Bei der Variante mit thermischer Überschussschlammintegration fallen zudem noch 1.456 kWh/d an Wärme aus dem Condenser an, die zur Beheizung des Faulbehälters eingesetzt werden können. Zusammen mit der Gasmotorkühlwasserwärme (3.522 kWh/d) ergibt sich somit für die Variante mit thermischer Überschussschlammintegration auch für strenge Winterbedingungen ein geringer Wärmeüberschuss.

Ohne Berücksichtigung einer Steigerung des Faulgasanfalls und oTR-Abbaus aufgrund einer Verbesserung der Verweilzeitverteilung durch die thermische Überschussschlammintegration ergibt sich im Ablauf der Faulung eine Feststofffracht von  $B-d,TR,FS = 4.562 \text{ kg TR/d}$  im Vergleich zu  $B-d,TR,FS = 4.845 \text{ kg TR/d}$  in der Variante ohne thermische Überschussschlammintegration. In der Variante mit thermischer Überschussschlammintegration ergeben sich für den Faulschlamm ein TR-Gehalt von 3,8 %-m und ein Glühverlust von 51 %.

Bei der Entwässerung des Faulschlammes mit thermischer Überschussschlammintegration in einem Dekanter wurde im Klärwerk Grevesmühlen ein TR-Gehalt von 32 %-m mit einem

optimalen Flockungshilfsmittel-Bedarf von 12 kg/t TR Wirksubstanz erreicht. Der Strombedarf für den Dekanter kann mit 2,5 kW/m<sup>3</sup> durchgesetzten Faulschlamm angesetzt werden. Es ergibt sich ein Anfall von entwässertem Faulschlamm von 5.204 t/a, der zu entsorgen ist. Dies ist eine Verminderung um 2.835 t/a bzw. 35,3 %.

Für eine Voll-Trocknung der 14,3 t/d entwässerten Faulschlamm von 32 %-m auf 90 %-m müssten 9,2 t/h Wasser verdampf werden. 860 kWh/t Wasserverdampfung berücksichtigt ergibt sich ein Bedarf an thermischer Energie von 7.902 kWh/d für die Variante mit thermischer Überschussschlammintegration. Die zu verdampfende Wassermenge wird somit durch die thermische Überschussschlammintegration um 44,8 % von 16,6 t/h auf 9,2 t/h reduziert. Aufgrund der in etwa 3-fachen der Trocknung zuführbaren Wärme und des fast halbierten Wärmezufuhrbedarfs erhöht sich die Wärmeeigenversorgung der Trocknung von 5 % ohne thermische Überschussschlammintegration um 20 % auf etwa 25 % in der Variante mit thermischer Überschussschlammintegration.

Zusammengefasst lässt sich auf der Grundlage der auf den Ergebnissen der Untersuchungen gestützten Berechnungen feststellen, dass bei einer Gegenüberstellung von Aufwand und Nutzen bei dem Verfahren der thermischen Überschussschlammintegration:

- dem erhöhten Aufwand (Flockungshilfsmittel, Stromverbrauch, Investitionskosten) bei der Überschussschlamm-entwässerung im Vergleich zur Überschussschlamm-Voreindickung und
- dem Aufwand für die thermische Desintegration des entwässerten Überschussschlammes (Investitionskosten)
  
- eine um 37 % erhöhte Faulraumkapazität bzw. ein um 27 % reduziertes erforderliches Faulraumvolumen,
- ein um 5 Prozentpunkte erhöhter oTR-Abbaugrad und ein um 3 Prozentpunkte verminderter Glühverlust,
- ein um ca. 10,7 % erhöhter Faulgasanfall bei gleichem Methangehalt,
- eine verbesserte Wärmebilanz einschließlich einer knapp autarken Dampferzeugung mit Wärme aus der Abgaswärmerückgewinnung der Faulgasverstromung
- ein um 8 - 10 Prozentpunkte erhöhter TR-Gehalt im entwässerten Faulschlamm bei gleichem oder etwas geringerem spezifischen Flockungshilfsmittel-Bedarf,
- ein somit um rund 35 % verminderter Anfall an zu entsorgendem entwässertem Faulschlamm und
- eine um knapp 45 % verminderte für eine Volltrocknung zu verdampfende Wassermenge gegenüberstehen.

Tabelle 11: Gegenüberstellung der Daten mit und ohne thermische Überschussschlamm-desintegration

Variante			therm. ÜS-Desintegration	
			ohne	mit
Anschlusswert der Kläranlage		EW	100.000	
<b>TR-Bilanz</b>				
PS	B-d,TR,PS	kg/d	3.500	
	B-d,oTR,PS	kg/d	2.450	
SS	B-d,TR,SS	kg/d	4.000	
	B-d,oTR,SS	kg/d	2.800	
RS	B-d,TR,RS	kg/d	7.500	
	B-d,oTR,RS	kg/d	5.250	
FS	B-d,oTR,FS	kg/d	4.845	4.562
	B-d,TR,FS	kg/d	2.595	2.312
<b>FG</b>	<b>B-d,FG</b>	<b>kg/d</b>	<b>2.655</b>	<b>2.938</b>
<b>Massenbilanz</b>				
<b>RS / FS</b>	m-RS ≈ m-FS	t/d	167	122
<b>Entw</b>	m-FS,entw.	t/a	8.039	5.204
		t/d	22,0	14,3
<b>Trocken</b>	m-FS,getr. (90 % TR)	t/d	5,4	5,1
<b>Brüden</b>	m-H <sub>2</sub> O,verd.	t/d	16,6	9,2
<b>Energiebilanz</b>				
<b>elektrischer Strom</b>				
	ÜSS-VED bzw. -entw.	kWh/d	-150	-225
	therm. ÜSS Desintegration	kWh/d	0	-132
	BHKW	kWh/d	5.259	5.820
	FS-entw.	kWh/d	-417	-304
<b>Summe</b>		<b>kWh/d</b>	<b>4.692</b>	<b>5.159</b>
	Trocknung	kWh/d	2.246	1.240
<b>Wärme</b>				
<b>T &gt; 180 °C</b>	Abgasrückkühlung	kWh/d	3.045	3.369
	Dampferzeuger therm- ÜS-Des.	kWh/d		-3.351
<b>T &gt; 45 °C</b>	Condenser therm- ÜS-Des.	kWh/d		1.456
	Gasmotor KW	kWh/d	3.183	3.522
	FB - Sommer	kWh/d	-3.354	-1.406
	FB - Winter	kWh/d	-7.816	-4.704
	für Trock. Verfüg. Som.	kWh/d	2.874	10.293
	für Trock. Verfüg. Win.	kWh/d	-1.588	293
	<b>für Trock. erf.</b>	<b>kWh/d</b>	<b>-14.311</b>	<b>-7.902</b>
<b>Flockungshilfsmittleinsatz</b>				
	ÜSS-VED bzw. -entw.	t/a	11,0	32,9
	FS-entw.	t/a	21,2	20,0
<b>Summe</b>		<b>t/a</b>	<b>32,2</b>	<b>52,8</b>

### 11.3 Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Im Hinblick auf die Beurteilung der Wirtschaftlichkeit einer thermischen Klärschlamm-Desintegration gibt es im Hinblick auf die Kapitalkosten drei unterschiedliche Ausgangssituationen:

- Neubau einer Kläranlage
- Überlastete Klärschlammfaulungsanlage
- Kläranlage mit ausreichendem Faulraumvolumen

Bei einem Neubau einer Kläranlage ist zu unterscheiden, ob durch die thermische Klärschlamm-Desintegration nur Faulraumvolumen oder sogar ein oder mehrere Faulbehälter eingespart werden können. Die Einsparung an Investitionskosten und somit Kapitalkosten ist weitaus größer, sofern ein oder mehrere zusätzliche Faulbehälter eingespart werden können, als wenn nur Faulraumvolumen eingespart werden kann. Die Kosteneinsparung beim Bau von einem Faulbehälter mit 4.000 m<sup>3</sup> im Vergleich zu den Kosten für zwei Faulbehälter mit jeweils 3.000 m<sup>3</sup> ist absolut und prozentual deutlich größer als die Kosteneinsparung bei einem Bau eines Faulbehälters mit 3.000 m<sup>3</sup> im Vergleich zu den Kosten bei dem Bau eines Faulbehälters mit 4.000 m<sup>3</sup> Nutzvolumen.

Das erforderliche Faulbehältervolumen liegt bei etwa 33 l/EW. Üblicherweise dürfte man bei Kläranlagen mit über 100.000 EW zwei Faulbehälter planen und bei Kläranlagen mit über 400.000 EW drei Faulbehälter. Durch die thermische Klärschlamm-Desintegration wird das erforderliche Faulraumvolumen auf etwa 23 l/EW vermindert und die EW-Grenzen für 2 bzw. 3 Faulbehälter dürften sich entsprechend verschieben.

Bei einer überlasteten Faulungsanlage ist in der Regel der Bau eines weiteren Faulbehälters die einzige konservative Alternative zur Sanierung der Faulungsanlage. Die Investitionskosten dafür sind in der Regel so hoch, dass eine thermische Klärschlamm-Desintegration für diese Fälle meistens nahezu unabhängig von den Klärschlamm-Desintegrationskosten eine wirtschaftlich interessante Lösung darstellen dürfte.

Bei ausreichend vorhandenem Faulraumvolumen ergeben sich durch die Erhöhung der Faulbehälterkapazität keine Einsparungen bei den Investitionskosten, so dass sich die thermische Desintegration aufgrund der Erträge aus der verbesserten Energiebilanz und vor allem aufgrund der Einsparungen bei der Klärschlamm-Desintegration rechnen muss.

Bei den Betriebskosten spielen die Kosten der Klärschlamm-Desintegration die entscheidende Rolle bei der Beurteilung der Wirtschaftlichkeit der thermischen Klärschlamm-Desintegration. Vor diesem Hintergrund ist es zweckmäßig, die Betriebskosten der thermischen Klärschlamm-Desintegration ohne Berücksichtigung der Klärschlamm-Desintegrationskosten zu ermitteln. Die Kostendifferenz zwischen den Kosten für die Klärschlamm-Desintegration für die durch

die thermische Klärschlamm-Desintegration erzielte Verminderung der Menge an zu entsorgendem Klärschlamm und den Betriebskosten für die thermische Klärschlamm-Desintegration ergeben die Kapitalkosten, die für die thermische Klärschlamm-Desintegration maximal aufgewandt werden können, um im Bereich der Wirtschaftlichkeit zu bleiben. Bei den Kapitalkosten für die thermische Klärschlamm-Desintegration sind natürlich auch die erforderlichen Investitionen für die peripheren Anlagen der thermischen Klärschlamm-Desintegration wie z.B. Dampferzeugeranlage und verbindende Rohrleitungen sowie die erhöhten Kosten für eine Überschussschlamm-Entwässerung im Vergleich zu einer Überschussschlamm-Voreindickung zu berücksichtigen.

In Tabelle 02 sind die Betriebskosten der thermischen Überschussschlamm-Desintegration ohne die Wartungskosten, die bei den Kapitalkosten zu berücksichtigen sind, und ohne die Kosten für die Entsorgung des entwässerten bzw. des getrockneten Faulschlammes zusammengestellt. Bei den Kosten sind Erträge als positive und Aufwand als negative Zahlen dargestellt. In der Tabelle sind auch die Unterschiede der Varianten mit und ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration als Differenz der Erträge bzw. des Aufwands für die Variante mit thermischer Überschussschlamm-Desintegration minus der Erträge bzw. des Aufwands für die Variante ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration angegeben. Bei einem niedrigeren Ertrag der Variante mit als der Ertrag der Variante ohne Überschussschlamm-Desintegration ergibt sich ein negativer Wert für die Differenz der Erträge. Ein positiver Zahlenwert ergibt sich, sofern der Aufwand für die Variante mit geringer ist als der Aufwand der Variante ohne thermische Überschussschlamm-Desintegration. In der Summe der Werte ergibt sich dann ein erhöhter Ertrag bzw. ein verminderter Aufwand der Variante mit thermischer Überschussschlamm-Desintegration als positiver Wert bzw. ein verminderter Ertrag bzw. ein erhöhter Aufwand als negativer Wert.

Für die Bedienung der Anlage zur thermischen Überschussschlamm-Desintegration wurden 2 h/Werktag (260 Werktagen pro Jahr) und 0,5 h/Woche für das Anlagenmanagement mit jeweils 25 €/h angesetzt.

Aus der Bilanz des Aufwands an Strom und des Stromertrags aus der BHKW-Anlage wurde ohne Berücksichtigung einer Trocknung ein Mehrertrag von 466 kWh/d für die Variante mit thermischer Überschussschlamm-Desintegration ermittelt (vergl. Tabelle 01). Für die Trocknung, angesetzt als Bandtrocknung mit 135 kWh Strom/t-Wasserverdampfung, ergibt sich eine Verminderung des Strombedarfs von rund 1.000 kWh/d für die Variante mit thermischer Überschussschlamm-Desintegration. Der erhöhte Stromüberschuss bei der Variante mit thermischer Überschussschlamm-Desintegration wurde als verminderter Fremdbezug mit 0,24 €/kWh - 0,05 €/kWh Ökosteuern für selbst genutzten Strom und -0,03 €/kWh Kosten für die Verstromung mit 0,15 €/kWh berücksichtigt.



<b>therm. ÜS-Desintegration : mit - ohne</b>		<b>ohne</b>	<b>mit</b>	<b>mit-ohne</b>	
Anschlusswert der Kläranlage		EW	100.000	100.000	100.000
<b>Personalkosten</b>					
	Bedienung (2 h/d á 25 €/h 260 d/a)	€/a	0	-13.000	-13.000
	Anlagenmangement (0,5 h/W á 25 €/h)	€/a	0	-650	-650
<b>Summe</b>		<b>€/a</b>	<b>0</b>	<b>-13.650</b>	<b>-13.650</b>
<b>Energiekosten</b>					
	Strom (0,15 €/kWh)	€/a	256.899	282.431	25.532
	Strom Trocknung (0.15 €/kWh)	€/a	-122.995	-67.911	55.084
<b>Wärme für Volltrocknung</b>					
	Wärme ( 0,025 €/kWh)	€/a	-124.723	-23.806	100.916
<b>Verbrauchsmittelkosten</b>					
	FHM (4.000 €/t WS)	€/a	-128.691	-211.332	-82.641
	Dampferzeuger (1 €/t TR)	€/a	0	-7500	-7.500
<b>Summe ohne Trocknung</b>		<b>€/a</b>	<b>128.208</b>	<b>49.949</b>	<b>-78.259</b>
<b>Summe mit Voll-Trocknung mit Bandtrockner</b>		<b>€/a</b>	<b>-119.510</b>	<b>-41.768</b>	<b>77.742</b>

Tabelle 12: Zusammenstellung der Betriebskosten für die thermische Überschussschlammdesintegration

Der verminderte Bedarf an Wärme für die Trocknung ergibt sich unter Berücksichtigung der im Jahresmittel als Abwärme der BHKW-Anlage für die Trocknung verfügbaren Wärme zu rund 11.000 kWh/d. Die Wärme wurde mit 0,025 €/kWh berücksichtigt.

Bei den Verbrauchsmitteln geht es im Wesentlichen um den Flockungshilfsmittel-Bedarf. Die Kosten für Flockungshilfsmittel-Wirksamkeit wurde mit 4.000 €/t WS angesetzt. Obgleich die Versuche in Grevesmühlen auf einen geringeren Flockungshilfsmittel-Bedarf der Variante mit thermischer Überschussschlammdesintegration im Vergleich zur Variante ohne thermische Überschussschlammdesintegration bei der Faulschlammwässerung hinweisen, wurde für beide Varianten der gleiche spezifische Bedarf angesetzt. Bei der Variante mit thermischer Überschussschlammdesintegration ist zusätzlich der Bedarf für die Verbrauchsmittel (NaSO<sub>3</sub>-Lösung, Regeneriersalz und Messbestecke) für die Dampferzeugung zu berücksichtigen. Die Erfahrungswerte von Grevesmühlen weisen auf Kosten von unter 1,00 €/t TR durchgesetzt hin.

Bezogen auf die durchgesetzte TR-Fracht liegen die spezifischen Betriebskosten für die Variante mit thermischer Überschussschlammdesintegration ohne Berücksichtigung einer Faulschlamm-trocknung und der Kosten für die Entsorgung des entwässerten Klärschlammes 10,43 €/TR über den Kosten der Variante ohne thermische Überschussschlammdesintegration. Mit thermischer Überschussschlammdesintegration sind aber 2.835 t/a entwässertes Faulschlamm weniger zu entsorgen. Die Einsparungen bei den Entsorgungskosten sind den um

78.259 €/a erhöhten Betriebskosten und den Kapital-, Wartungs- und Instandhaltungskosten für die Überschussschlammwässerung abzüglich dieser Kosten für die Überschussschlamm-Voreindickung und zuzüglich dieser Kosten für die thermische Überschussschlamm-desintegrationsanlage gegenüberzustellen. Ggf. sind auch die Einsparungen bei den Kapital-, Wartungs- und Instandhaltungskosten der Faulungsanlage zu berücksichtigen.

Bei einer Klärschlamm-trocknung mit einer Band-trocknungsanlage ergibt sich ein Betriebskostenvorteil von 77.742 €/a für die Variante mit thermischer Klärschlamm-desintegration und es sind erhebliche Einsparungen bei den Kapital-, Wartungs- und Instandhaltungskosten der Trocknungsanlage zu berücksichtigen, da sich die erforderliche Verdampfungs-kapazität der Anlage sich von 16,6 t-H<sub>2</sub>O/d auf 9,2 t-H<sub>2</sub>O/d reduziert. Bei der Entsorgung vermindert sich aber die Verminderung der zu entsorgenden Menge an getrocknetem Faulschlamm auf knapp 6 % bzw. ca. 115 t/a bei knapp 2.000 t/a bei der Variante ohne thermisch

## 12 Literaturverzeichnis

- [ano00] ANONYM: *Schlammvorbehandlung durch thermische Druckhydrolyse*. Fa. PCS, Vortragsmanuskript
- [ano15] ANONYM: *Klärschlammintegration; Merkblatt DWA-M 302 (Gelbdruck)*. DWA, Hennef, 2015, ISBN : 978-3-88721-227-8
- [Bor09] BORMANN, H., SIEVERS, M., EWERT, W.: *Auswirkung der thermischen Klärschöammhydrolyse und der prozessintegrierten Nährstoffrückgewinnung auf die Stoffstrom- und Energiebilanz auf Kläranlagen*. Schlussbericht DBU AZ 24507-23, Clausthal-Zellerfeld, 2009
- [Elb99] ELBING, G., DÜNNEBEIL, A.: *Thermischer Zellaufschluß mit anschließender Faulung – Laboruntersuchungen*. Korrespondenz Abwasser (1999) H. 4
- [Kop12] KOPMANN, T.: *Klärschlammhydrolyse mit dem CAMBI-Verfahren*. 26. Karlsruher Flockungstage, KIT, Karlsruhe, 2012
- [Kop14] KOPP, J.: *Einfluss der Temperaturführung und thermischen Hydrolyseverfahren auf die Klärschlammmentwässerung*. ÖWAV-Klärschlammseminar, Wels, 2014
- [Kru12] KRUCHEN, H.: *Cambi Deutschland – Thermal Hydrolysis Steam Explosion*. Presentation, Firmenschrift Cambi SA Norwegen 2012
- [Pin87] PINNEKAMP, J.: *Steigerung der Leistungsfähigkeit der anaeroben Klärschlammstabilisierung durch eine thermische Vorbehandlung des Schlammes*. Gewässerschutz - Wasser - Abwasser, Bd. 96, Aachen, 1987

- [Pfe89] PFEIFFER, W.: Verfahrensvarianten der biologischen Stabilisierung und Entseuchung von Klärschlamm-Leistungsvergleich. Technische Universität München, Dissertation, 1989
- [Pfe14] PFEIFFER, W.: *Thermische Klärschlamm-desintegration –erste Ergebnisse aus dem ZVG*. DWA – Tag des Abwassermeisters, Neubrandenburg, 27.11.2014
- [Pfe15-1] PFEIFFER, W.: *Effects of thermal sewage sludge disintegration on the anaerobic digestion of sewage sludge*. Proceedings of the International Conference on Sewerage Construction, Taiwan, 12./13.08.2015; pp. 155 – 174
- [Pfe15-2] PFEIFFER, W.: *Klärschlamm-desintegration – Ergebnisse einer Demonstrationsanlage in der Kläranlage Grevesmühlen*. Fachtagung Wasser/Abwasser der BDEW-Landesgruppe Norddeutschland und DVGW-Landesgruppe Nord; Plau am See; 23.09.2015
- [PFI00] PFI GROUP.: *Wissenschaftliche Grundlagen zur Thermodruckhydrolyse*. Internet: [www.pfi-biotechnology.de/uploads/media/PDF-Grundlagen\\_zur\\_TDH.pdf](http://www.pfi-biotechnology.de/uploads/media/PDF-Grundlagen_zur_TDH.pdf)
- [Pro14] PROCHNOW, T.: *Erstellung eines Betriebshandbuchs für die thermische Klärschlamm-desintegrationsanlage in der Kläranlage Grevesmühlen und Durchführung begleitender Untersuchungen zur Inbetriebnahme im Labor- und halbtechnischen Maßstab*, Hochschule Wismar, Bachelor-Thesis, 2014, unveröffentlicht
- [Pro15-1] PROCHNOW, T., HERTEL, J., PFEIFFER, W.: *Die thermische Desintegration von Klärschlamm und die Auswirkungen auf die nachfolgenden Verfahrensschritte Entwässerung und Trocknung*. VDI Wissensforum – 6. VDI Fachtagung – Klärschlamm; Paderborn; 16./17.09.2015

- [Pro15-2] PROCHNOW, T., HERTEL, J., PFEIFFER, W.: *Erste Ergebnisse der Klärschlamm-desintegration auf der Kläranlage Grevesmühlen*. DWA Klärschlammforum, Kremmen – Sommerfeld, 4.11.
- [Rei03] REIPA, A.: *Schlussbericht zum Forschungsvorhaben „Kostenreduzierung für Kommunen und Verbände durch effiziente Erzeugung und Verwertung von Faulgas als Primärenergie sowie Reduzierung der Faulschlammmenge – Teilprojekt Co-Vergärung“*. Emscher-genossenschaft / Lippeverband, Emscher Gesellschaft für Wassertechnik mbH, 2003
- [Roe90] ROEDIGER, H., ROEDIGER, M., KAPP, H.: *Anaerobe alkalische Schlammfäulung*, Oldenbourg Verlag, München, 4. Auflage, Wien, 1990
- [Rol15] ROLFS, T., STEPKES, H.: *Planung einer Ozonung im Vollstrom auf der Kläranlage Aachen-Soers*. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser, Bd. 236, Aachen, 2015
- [Sch14] SCHUHART, M.: *Untersuchung des Einflusses der thermischen Klärschlamm-desintegration auf die Energiebilanz und Kosten der Klär-schlammfäulung und -trocknung für Kläranlagen mittlerer Ausbaugröße*. Hochschule Wismar, Master-Thesis, 2014, unveröffentlicht
- [Sch07-1] SCHWARZENBECK, N., FISCHER, W., PFEIFFER, W.: *Beispiel einer energieautarken Kläranlage*. E-world water and energy, 1. Deutscher Wasser und Energietag, Energieoptimierung von Kläranlagen, Essen, 07.02.2007
- [Sch07-2] SCHWARZENBECK, N., PFEIFFER, W.: *Reduzierung von Faulschlamm durch thermische Desintegration*, 19. Kolloquium und Fortbildungskurs zur Abwasserwirtschaft, GFEU an der TU Hamburg-Harburg, Hamburg, 5. u. 6.9.2007

- [Sch15] SCHWENTNER, G.: *Betriebserfahrungen und Ergebnisse mit der 4. Reinigungsstufe auf der Kläranlage Böblingen-Sindelfingen*. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser, Bd. 236, Aachen, 2015
- [Wie13] WIECHMANN, B., et. al.: *Klärschlamm Entsorgung in der Bundesrepublik Deutschland*. Umweltbundesamt, Dessau. 2013, S. 42
- [Wun15] WUNDERLIN; P., et. al.: *Umsetzungserfahrungen in der Schweiz*. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser, Bd. 236, Aachen, 2015
- [Zen11] ZENS, K.: *Kofermentation biologischer Abfallstoffe in Faultürmen von Kläranlagen*. Hochschule Landshut, Bachelor Thesis, Landshut, 2011 unveröffentlicht

## Anhang

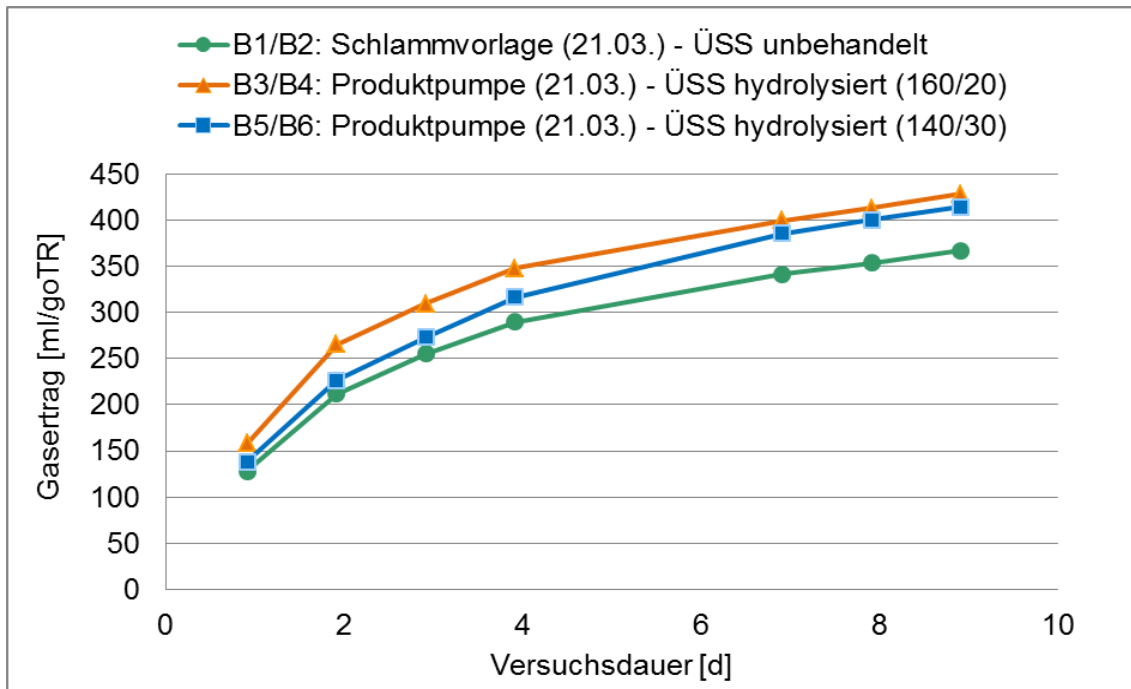


Abbildung 32: spezifischer Gasertrag LB-02

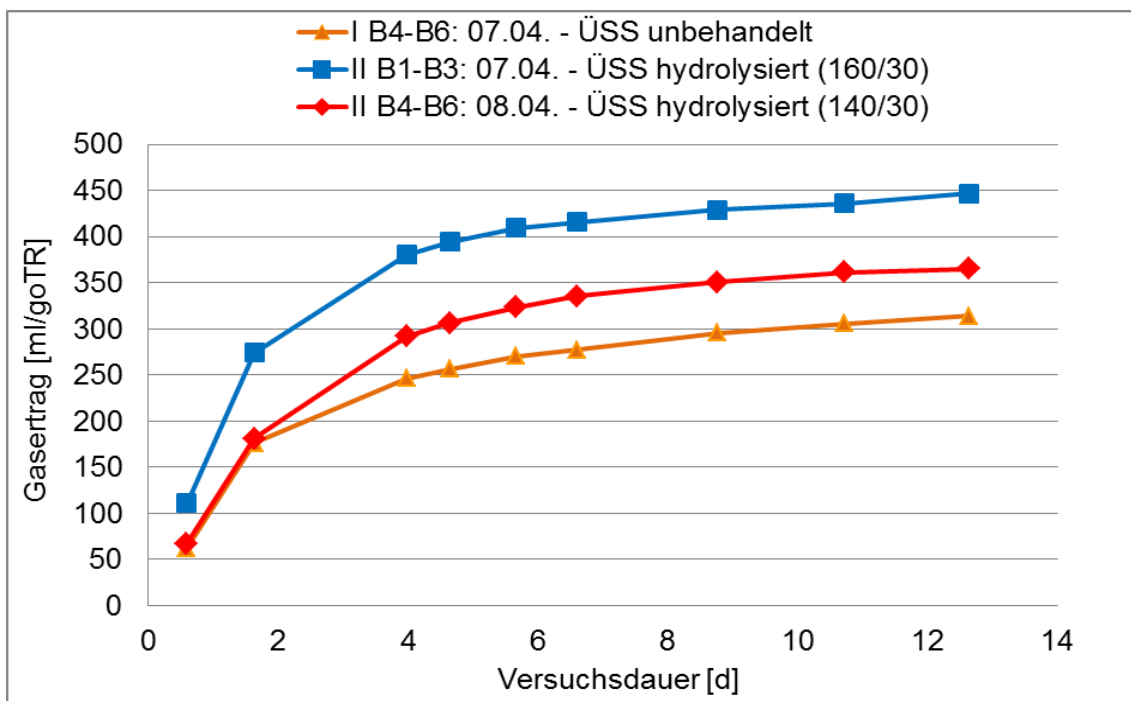


Abbildung 33: spezifischer Gasertrag LB-04

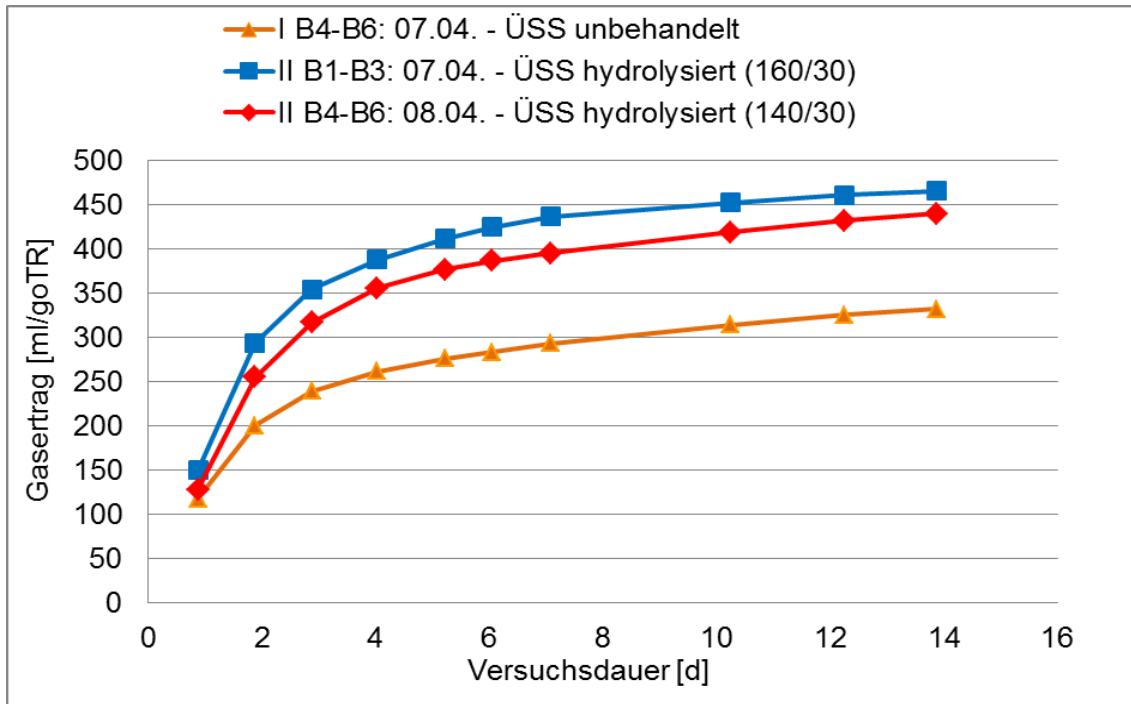


Abbildung 34: spezifischer Gasertrag LB-05

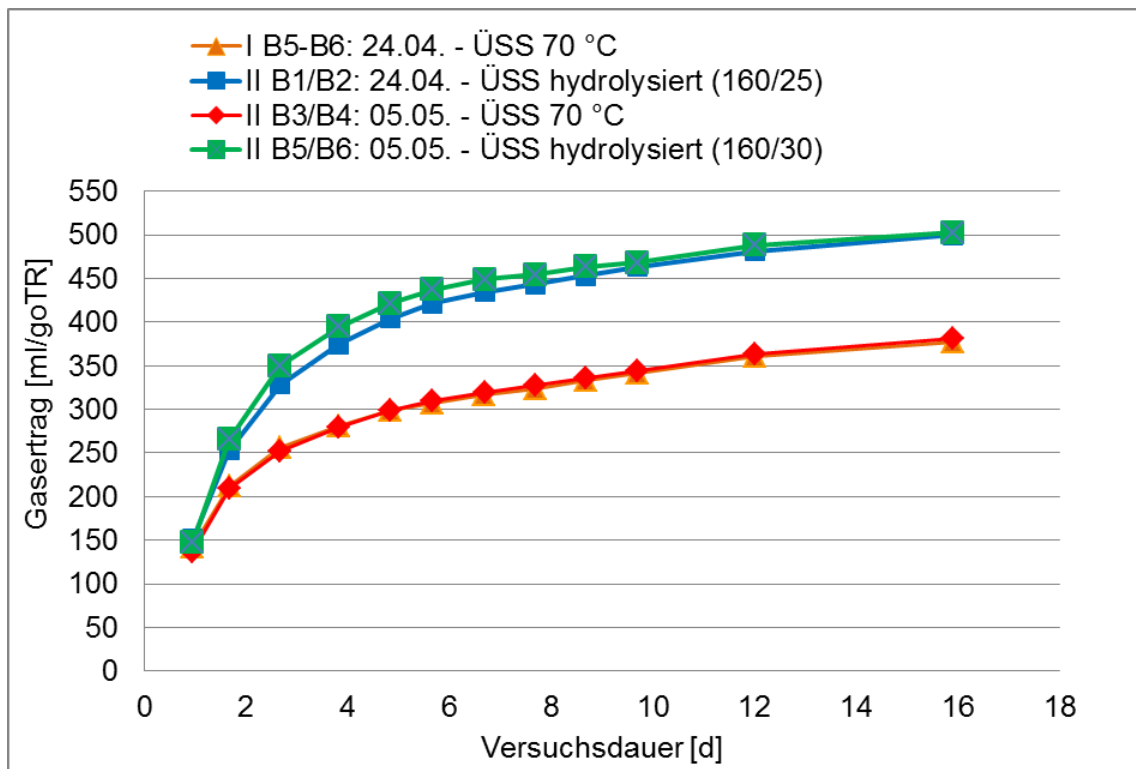


Abbildung 35: spezifischer Gasertrag LB-06