

Faulung bei hohen Feststoffgehalten

Markus Reichel

ebswien hauptkläranlage Ges.m.b.H.

Abstract: In dieser Arbeit wird das Potential der anaeroben Schlammstabilisierung dargestellt. Chancen, Grenzen und Herausforderungen werden erläutert.

Die theoretischen Grundlagen für die Ermittlung des erforderlichen Schlammalters bei einstufigen Schlammfaulanlagen im mesophilen Bereich werden erläutert. Dabei hat sich gezeigt, dass bei der Bemessung neben theoretischen Grundlagen auch Praxiserfahrungen unabdingbar sind, um einen stabilen Betrieb und einen guten Stabilisierungsgrad zu gewährleisten.

In der Faulung kommt es zur Rücklösung von Stickstoff und Phosphor, die mit steigendem Trockensubstanzgehalt größer wird. Der freigesetzte Stickstoff dissoziiert in Abhängigkeit von pH-Wert und Temperatur zu Ammoniak und Ammonium. Das Ammonium erhöht mit Hydrogencarbonat die Pufferkapazität, sodass der pH-Wert stabilisiert wird und etwas steigt. Je höher der pH-Wert, desto größer ist die Gefahr kristalliner Ausfällungen an Phosphor (hauptsächlich als MAP), die sich im Schlamm oder als Anlagerung, z.B. an Rohrleitungen wieder finden, wo diese Probleme bereiten können.

Organische Säuren und Schwefelwasserstoff dissoziieren mehr, je höher der pH-Wert ist. Da vor allem deren undissoziierte Anteile hemmend auf die Methanbakterien wirken, ist die Erhöhung des pH-Wertes in diesem Zusammenhang günstig. Beim Ammoniak verhält es sich umgekehrt, da hier ein Anstieg des pH-Wertes das Verhältnis von Ammonium/Ammoniak zum giftigen Ammoniak verschiebt. Bleibt der pH-Wert stabil, ist dieses Problem nicht latent.

Key Words: kommunale mesophile Schlammfaulung, hoher Trockensubstanzgehalt, Optimierungspotential, Mischenergie, Durchmischungsgrad, Rheologie, hydraulischer Druckverlust

1 Einleitung

1.1 Thematische Einleitung

Ein Bestreben jedes Anlagenbetreibers ist es Kosten zu optimieren. Bei Kläranlagen gibt es verschiedene Möglichkeiten den Energiebedarf zu senken. In diesem Zusammenhang ist es von besonderer Wichtigkeit zu erwähnen, dass

Energieeinsparungen auf Kläranlagen nicht dazu führen dürfen, deren oberste Zielsetzung, nämlich die zuverlässige Reinigung von Abwässern, zu gefährden.

Durch Energie-Einsparungsmaßnahmen auf Kläranlagen kann man keine nationale oder internationale Energiewende herbeiführen, doch hat man die Möglichkeit, den Bedarf eines einzelnen großen Verbrauchers zu optimieren und einen Beitrag zur Verringerung des Primärenergiebedarfes zu leisten.

Im Vergleich zur aeroben Schlammstabilisierung und Rohschlammverbrennung kommt es bei der anaeroben Schlammstabilisierung zur Verringerung der zu entsorgende Schlammmenge, sodass die Entsorgungskosten reduziert werden können. Darüber hinaus wird durch die energetische Nutzung (elektr. Strom, Wärme) des produzierten Klärgases der Energiebedarf der Kläranlage reduziert.

Das Volumen einer Anlage zur Schlammfäulung wird im Wesentlichen durch die Parameter Trockensubstanz des Rohschlammes TS_{RohS} sowie vom Schlammalter $t_{\text{TS,FB}}$ beeinflusst. Da es bei der Wahl des Schlammalters nur begrenzten Spielraum gibt, liegt der größte Teil des Optimierungspotentials für die Bemessung einer einstufigen, mesophilen Schlammfäulung im kommunalen Bereich bei der Wahl des Trockensubstanzgehaltes des Rohschlammes. Das erforderliche Volumen für die Fäulung nimmt linear mit der Zunahme der Trockensubstanz ab. Um höhere TS zu erreichen ist die maschinelle Eindickung des Rohschlammes erforderlich.

Durch den höheren Trockensubstanzgehalt kommt es zu einem Anstieg der Ammonium-Konzentration, wodurch in weiterer Folge der pH-Wert etwas erhöht und stabilisiert wird.

Neben den genannten Vorteilen, die Kostenvorteile versprechen, sind auch zusätzliche finanzielle Aufwendungen zu berücksichtigen. Diese sind v.a. die Investitionskosten für Bauwerke und Maschinen und zusätzliche Kosten für den erhöhten Arbeitsaufwand der Mannschaft und zusätzliche Betriebsmittel.

Hinweis: Bei diesem Beitrag handelt es sich um die die Kurzfassung der Arbeit „Schlammfäulung mit erhöhtem Feststoffgehalt – Chancen, Grenzen, Herausforderungen“ (Reichel, 2015)

1.2 Hintergrund dieses Beitrages

Anlass für die Untersuchungen mit dem Thema „Schlammfäulung bei erhöhtem Trockensubstanzgehalt“ war die energetische Optimierung der Hauptkläranlage (HKA) Wien.

Die ursprüngliche Hauptkläranlage Wien wurde in den 1970er Jahren gebaut und ging 1980 in Betrieb. Sie wurde als 1-stufige Hochlastbelebungsanlage zur Kohlenstoffentfernung konzipiert (von der Emde, 1982; von der Emde, 1957). Die Anlage bestand aus mechanischer Vorreinigung, Vorklärung und einer Hochlast-Belebungsanlage.



Abbildung 1: Luftbild der Hauptkläranlage Wien, nach der Inbetriebnahme 1980

Den erhöhten Anforderungen an den Gewässerschutz wurde in den 1990er Jahren Rechnung getragen (o. V., 1996). Damals wurde der Ausbau der Anlage zur Nährstoffentfernung beschlossen. Die Umsetzung erfolgte als 2-stufige Anlage. Die bestehende Anlage der alten Belebungsanlage wurde als 1. Stufe einer 2-stufigen Belebungsanlage integriert (Abbildung 2). Die Fertigstellung und Inbetriebnahme erfolgte 2005 (Kainz und Hofstetter, 1996).

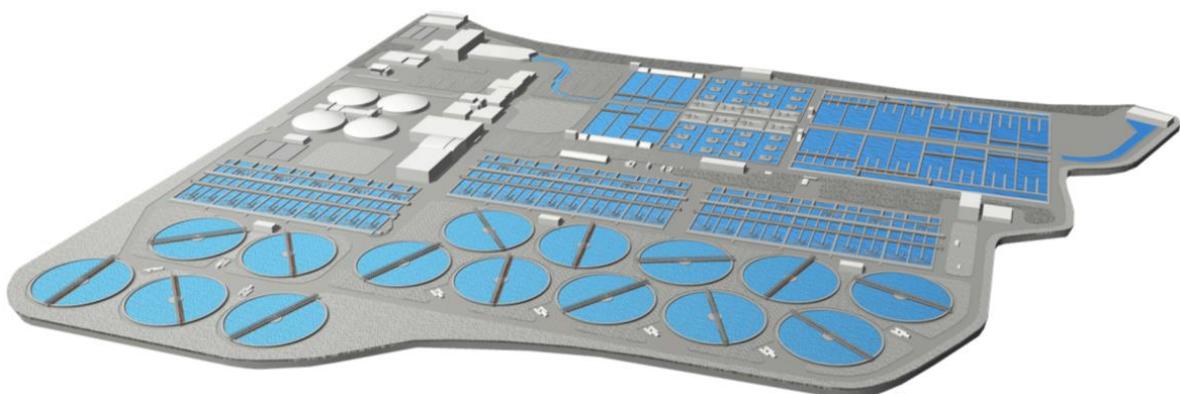


Abbildung 2: Layout der Hauptkläranlage Wien nach dem Ausbau 2005 (ebswien, 2013)

Der Überschussschlamm der zweiten Stufe gelangte in die erste Stufe und wurde dort gemeinsam mit dem Überschussschlamm der ersten Stufe abgezogen. Der zu entsorgende Primär- und Überschussschlamm wurde gemeinsam statisch eingedickt und zu einer benachbarten Verbrennungsanlage gepumpt, wo dieser entwässert und verbrannt wurde.

Die 1. Stufe der Anlage war etwa 30 Jahre in Betrieb als schließlich Überlegungen zur weiteren Nutzung angestrengt wurden. Eine Studie über die Wirtschaftlichkeit von Baumaßnahmen kam zu dem Schluss, dass bei langfristiger Betrachtung die Neuerrichtung der 1. Stufe kostengünstiger ist, als regelmäßige Sanierungsmaßnahmen. Es wurde ein Konzept zur Neugestaltung der Hauptkläranlage Wien erstellt (Reichel und Svardal, 2010), das im Wesentlichen die energetische Situation der Hauptkläranlage verbessert (Projekttitel „EOS – Energieoptimierung Schlammbehandlung“). Das Konzept sieht vor, dass die bestehende 1. Stufe zur Gänze neu gebaut wird und Primär- und Überschussschlamm ausgefault werden. Das produzierte Klärgas wird energetisch (elektrischer Strom und Wärme) genutzt. Die Herausforderung bei dem Projekt liegt darin, dass die neue 1. Stufe und die Schlammfäulung im Bereich der alten 1. Stufe (ohne Schlammfäulung) Platz finden müssen, weil Freiflächen nicht verfügbar sind. Die neuen Becken sind daher tiefer ausgeführt als die alten, damit Platz für die Schlammfäulung geschaffen wird.

Der Vorteil dieses Konzepts besteht darin, dass im Zuge der Erneuerung der 1. Stufe parallel die energetische Situation der Anlage verbessert werden kann. Voraussetzung ist hierfür die Optimierung des Faulraumvolumens, um mit der begrenzten Fläche auszukommen. Dies kann erreicht werden, indem der Rohschlamm maschinell eingedickt und die Fäulung mit erhöhter Trockensubstanz betrieben wird (Abbildung 3). Dem gegenüber stehen zusätzliche Aufwendungen und Herausforderungen hinsichtlich der Schlammeindickung, der Förderung und Einmischung des Schlammes bei höherem TS-Gehalt, Verfahrensstabilität der Fäulung v.a. hinsichtlich Ammoniaktoxizität und die Behandlung des anfallenden hochkonzentrierten Trübwassers.

Bei der Erstellung des Konzepts mussten einige Annahmen getroffen werden, für die es in der Praxis keine oder nur unzureichende Erfahrungen gibt. Daher wurden Laborversuche durchgeführt und eine Versuchsanlage im Pilotmaßstab errichtet, um Fragestellungen zu klären, die hinsichtlich der Planung der Großanlage von Bedeutung sind.

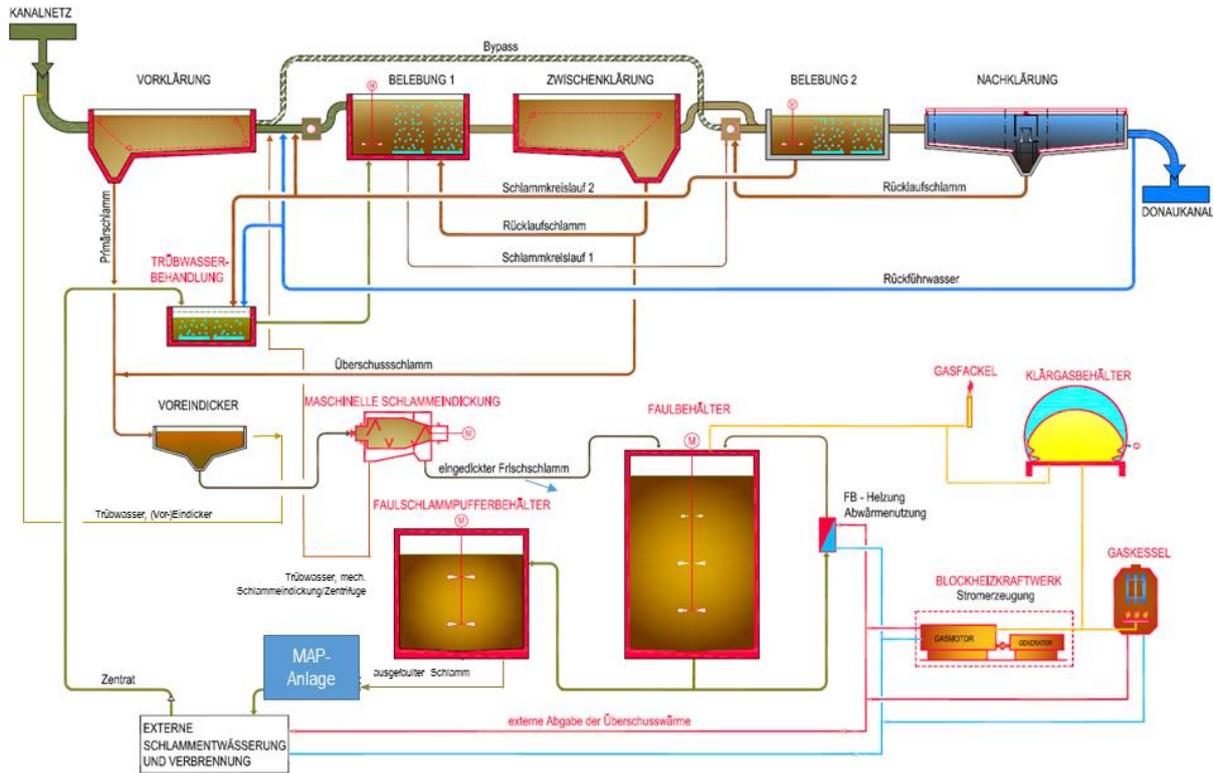


Abbildung 3: Verfahrensschema der Hauptkläranlage Wien nach Fertigstellung Projekt EOS im Jahr 2020

1.3 Übertragbarkeit der Ergebnisse

Das Abwasser der Stadt Wien kann als typisches kommunales Abwasser klassifiziert werden, da der Einfluss von industriellem Abwasser unbedeutend ist. Beim Kanalsystem der Stadt Wien handelt es sich überwiegend um ein Mischkanalsystem. Der Anteil der mineralischen Bestandteile des Primärschlammes bzw. des Rohschlammes ist daher größer als bei einem reinen Trennsystem. Aufgrund von Ablagerungen im Kanal kommt es aufgrund von Spülstößen zu starken Schwankungen des Primärschlammanfalls.

Bei der HKA Wien handelt es sich um eine 2-stufige Belebungsanlage. Der Überschussschlamm der 2-stufigen Belebungsanlage ist mit Überschussschlamm einstufiger Anlagen nicht vergleichbar, die direkte Übertragbarkeit nicht gegeben.

2 Grundlagen für die Bemessung einer Faulung

Die Überlegungen in diesem und den weiteren Kapiteln beziehen sich auf mesophile, einstufige Anlagen zur anaeroben Schlammstabilisierung von kommunalen Schlämmen.

2.1 Volumen eines einstufigen Reaktors zur mesophilen Schlammfäulung

Das Schlammalter ist die mittlere Verweilzeit der Feststoffe in einem Bioreaktor. Da es bei einer Schlammfäulungsanlage üblicherweise keinen Feststoffrückhalt gibt, entspricht das Schlammalter der hydraulischen Aufenthaltszeit. Das Schlammalter ist nur dann ident mit der hydraulischen Verweilzeit, wenn es sich um einen ideal durchmischten und durchströmten Reaktor handelt, was erfahrungsgemäß in der Praxis nur selten der Fall ist. Die Berechnung des Schlammalters erfolgt nach folgender Gleichung.

$$t_{TS,FB} = \frac{M_{FS}}{M_{\dot{U}S,FS,d}} = \frac{V_{FB} \cdot TS_{FS}}{Q_{\dot{U}S,FS,d} \cdot TS_{FS}} = \frac{V_{FB}}{Q_{\dot{U}S,FS,d}} \quad (2-1)$$

Damit ergibt sich das Volumen der Schlammfäulung zu:

$$V_{FB} = t_{TS,FB} \cdot Q_{\dot{U}S,FS,d} \quad (2-2)$$

mit:	$t_{TS,FB}$	Schlammalter im Faulbehälter	[d]
	M_{FS}	Masse der Feststoffe im Faulschlamm des FB	[kg]
	$M_{\dot{U}S,FS,d}$	täglich abgezogene Feststoffmasse des Faulschlammes	[kg/d]
	V_{FB}	Reaktionsvolumen des Faulbehälters	[m ³]
	$Q_{\dot{U}S,FS,d}$	täglich abgezogene Faulschlammmenge	[m ³ /d]

Das erforderliche Reaktionsvolumen ist proportional dem Schlammalter bzw. der Menge des zugeführten Schlammes.

Soll das Volumen optimiert (minimiert) werden, kann das Schlammalter so klein gewählt werden, dass der Prozess noch stabil und im Rahmen der Zielsetzung (Schlammstabilisierung oder Maximierung der Gasproduktion) betrieben werden kann (Kapitel 2.2, S.205ff). Alternativ kann die Menge des zugeführten Schlammes durch Eindickung reduziert werden, wobei die Feststofffracht konstant bleibt. Die Schlammmenge sinkt indirekt proportional zur Erhöhung der Feststoffkonzentration. Der Trockensubstanzgehalt von statisch eingedickten Schlämmen liegt bei Primärschlamm im Bereich von 3 bis 6 %, bei Überschussschlamm bei etwa 1 % nach der Nachklärung bzw. bei etwa 2,5 % nach weitergehender Eindickung. Mischschlämme erreichen etwa 3 bis 4,5 % (Bischof, 1998; DWA-M 368, 2014; Gujer, 2007; Schneider, 2008). Bei maschineller Eindickung können Feststoffkonzentrationen von 8 % oder mehr erreicht werden. Erfolgt die Schlammendickung maschinell anstatt statisch, sinkt das erforderliche Volumen für die Schlammfäulung auf etwa die Hälfte. Eine Übersicht der Auswirkungen auf den anaeroben Abbauprozess durch Erhöhung der Trockensubstanz ist in Kapitel 2.3 (S. 208ff) dargestellt.

2.2 Ermittlung des Schlammalters

2.2.1 Grundlagen des anaeroben Abbaus

Bei der Faulung werden organische Substanzen unter anaeroben Bedingungen von fakultativ und obligat anaeroben Mikroorganismen abgebaut. Hierbei wird Faulgas produziert, das hauptsächlich aus Methan (CH_4), Kohlendioxid (CO_2) sowie Spuren von Schwefelwasserstoff (H_2S), Ammoniak (NH_3), Stickstoff (N) und Wasserstoff (H) besteht.

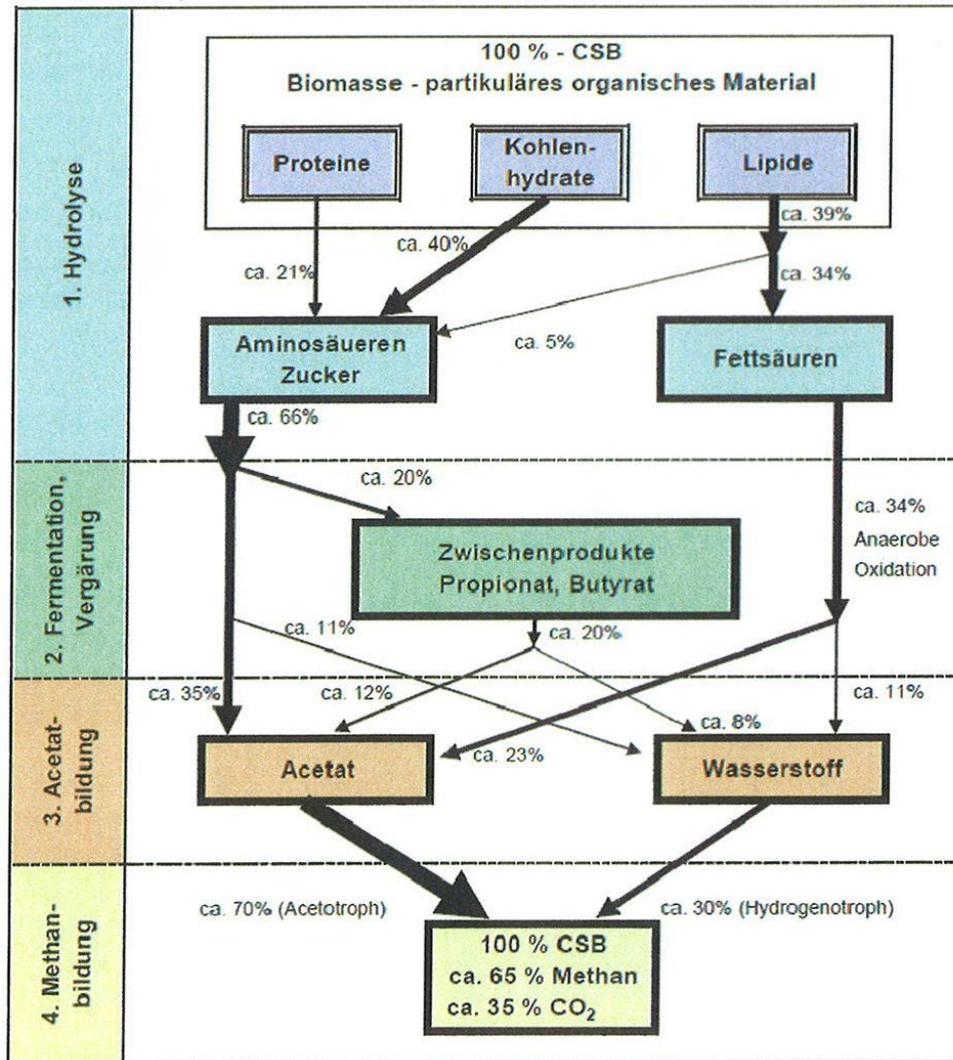


Abbildung 4: Schema des mehrstufigen anaeroben Abbaus (Gujer, 1983)

Der vollständige anaerobe Abbau erfolgt in drei bis vier Stufen von polymeren Stoffen zum Methan (Abbildung 4 Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.). In der Praxis laufen diese Stoffwechselprozesse simultan ab.

1. *Hydrolyse-Phase*: Hochmolekulare, oft ungelöste Stoffe werden durch Enzyme in gelöste Bruchstücke übergeführt.
2. *Versäuerungs-Phase*: Fakultativ und obligat anaerobe Bakterienarten bilden H_2 , CO_2 , kurzkettige organische Säuren (z. B. Buttersäure, Propionsäure, Essigsäure) und Alkohole. Die Methanbakterien können von diesen Zwischenprodukten allerdings nur H_2 , CO_2 und Essigsäure direkt zu Methan umsetzen.
3. *Acetogene-Phase*: Die im zweiten Schritt gebildeten organischen Säuren und Alkohole werden hier zu Essigsäure umgebaut.
4. *Methanogene-Phase*: Hauptsächlich aus Essigsäure und aus H_2 und CO_2 wird Methan gebildet.

2.2.2 Empfehlungen für die Wahl des Schlammalters aus der Literatur

In zahlreichen Literaturstellen finden sich Empfehlungen zur Wahl des Schlammalters in Abhängigkeit von der Anlagengröße (Bischofsberger, Dichtl, Rosenwinkel, Seyfried & Böhnke, 2005; Bischof, 1998; DWA-M 368, 2014; Gujer, 2007). Den angegebenen Werten liegen kinetische Parameter und Erfahrungen aus der Praxis zugrunde, sodass der erforderliche Sicherheitsfaktor inkludiert ist und ausreichend groß sein sollte.

In DWA-M 368 (2014) finden sich Angaben bzgl. empfohlenem Schlammalter und dem enthaltenen Sicherheitsfaktor in Abhängigkeit von der Anlagengröße für einstufige Schlammfäulungen bei 35 bis 40 °C und einem Ausfallgrad von 85 % (Tabelle 1 **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.**).

Tabelle 1: Nach DWA-M 368 (2014) empfohlenes Schlammalter einer einstufigen, mesophilen Fäulung

Anlagengröße	enthaltener Sicherheitsfaktor	Schlammalter
EW (E)	SF	$t_{TS,FB}$ d
-	-	
< 50.000	1,25	20 - 28
50.000 - 100.000	1,15	18 - 25
> 100.000	1,00	16 - 22

Berechnung des Schlammalters über die Wachstumsgeschwindigkeit

Wird die Faulung als einstufiger Ausschwemmreaktor bemessen, müssen folgende Parameter für die Berechnung des theoretischen Mindestschlammalters über die Wachstumsgeschwindigkeit berücksichtigt werden:

- Wachstumsrate μ_{max} [d^{-1}], Sterberate b [d^{-1}]
- Anreicherungsfaktor f_A
- Temperaturfaktor f_T
- Sicherheitsfaktor SF

Bei Meyer (2005) findet sich folgende Formulierung zur Ermittlung des Schlammalters.

$$t_{TS} = \frac{1}{\mu_{max}} \cdot f_A \cdot f_T \cdot SF \quad (2-3)$$

mit:	t_{TS}	Schlammalter	[d]
	μ_{max}	maximale Wachstumsrate	[d^{-1}]
	f_A	Anreicherungsfaktor	[-]
	f_T	Temperaturfaktor	[-]
	SF	Sicherheitsfaktor	[-]

Beispiel: *Berechnung des erforderlichen Schlammalters einer mesophilen, einstufigen Schlammfaulung*

Angabe: maximale Wachstumsrate der maßgeblichen

Bakteriengruppe (Methanosaeta)	$\mu_{max} =$	0,1 d^{-1}
Anreicherungsfaktor	$f_A =$	1,6
Temperaturfaktor	$f_T =$	1,0
Sicherheitsfaktor	$SF =$	1,0

Lösung: Schlammalter $t_{TS} = 1/0,1 \cdot 1,0 \cdot 1,0 \cdot 1,6 =$ 16 d

2.2.3 Schlussfolgerungen

Durch die Wahl eines geringeren Schlammalters für die Bemessung eines Faulbehälters kann Volumen eingespart werden. Dadurch sinkt der Stabilisierungsgrad, organische Säuren verbleiben im Schlamm, die Geruchsbelastung steigt und der Prozess wird zunehmend instabil, sodass der Überwachungsaufwand steigt.

Wenn das Ziel der anaeroben Behandlung die bestmögliche Stabilisierung des Klärschlammes ist, ist der Handlungsspielraum zur Reduzierung des Schlammalters gering. Ein stabiler Betrieb der Faulung ist von besonderer

Wichtigkeit, weswegen das erhöhte Risiko eines labilen Betriebes durch Reduktion des Schlammalters vermieden werden sollte.

Das größere Potential zur Optimierung (= Minimierung) des Faulraumvolumens besteht somit darin, den Feststoffgehalt des zugeführten Rohschlammes zu erhöhen.

2.3 Höhere Trockensubstanz – Auswirkungen und Hemmung

In diesem Kapitel werden die Auswirkungen auf biochemische Änderungen durch den Betrieb einer Faulung mit erhöhtem Trockensubstanzgehalt beschrieben. Grundlagen der Einflüsse von physikalischen und chemischen Parametern (Temperatur, pH-Wert etc.) auf den anaeroben Abbauprozess werden nicht beschrieben und auf weiterführende Literatur verwiesen, wie z. B. Bischofsberger et al., 2005; Kapp, 1984; Leschber und Loll, 1996; Roediger et al., 1990; Svardal, 1991.

2.3.1 Stickstoffverbindungen

Biomasse besteht weitestgehend aus Kohlenstoff, Stickstoff und Phosphor. Nach der Einbringung der Biomasse in die Faulung kommt es zur Hydrolyse, Kohlenstoffverbindungen werden letztlich zu Gas umgewandelt, Phosphor und Stickstoff gehen in Lösung, sodass deren Konzentrationen in der flüssigen Phase des Faulschlammes höher sind als jene in der flüssigen Phase des Rohschlammes. Je mehr organische Trockensubstanz abgebaut wird, desto mehr Stickstoff und Phosphor werden freigesetzt. Unter folgenden Bedingungen steigen deren Konzentrationen:

- Hoher Abbaugrad der organischen Trockensubstanz in der Faulung
- Hohe Konzentration an organischer Trockensubstanz des Substrats durch Eindickung (Voraussetzung = keine Hemmung)
- Substrat mit hohem Stickstoff bzw. Phosphorgehalt

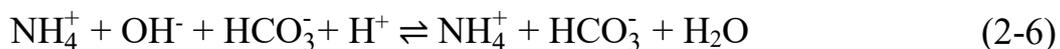
Die Konzentration an Stickstoff in der flüssigen Phase steigt annähernd proportional zur abgebauten organischen Trockensubstanz (Ammonifikation: org. geb. N \rightarrow NH₃). Der frei werdende Stickstoff liegt zunächst als Ammoniak (NH₃) vor (Barker, 1956; Schink, 1988). Ammoniak ist in Wasser sehr gut löslich und reagiert mit Wasser unter Bildung von Hydroxidionen (OH⁻). Das Gleichgewicht dieser Reaktion wird maßgeblich vom pH-Wert bestimmt:



Im Faulwasser befindet sich aufgrund der Gasproduktion Kohlendioxid (CO_2), das zu Hydrogencarbonat (HCO_3^-) dissoziiert. Das Gleichgewicht, abhängig von Konzentration, Temperatur und Druck, liegt hier auf der Seite des Kohlendioxids. Durch Anhebung des pH-Wertes wird das Verhältnis nach rechts verschoben.



Fasst man die Dissoziationsprodukte der Gleichungen (2-4) und (2-5) zusammen, ergibt sich:



Jedes Ammonium-Ion bildet mit einem Hydrogencarbonat-Ion einen Bindungspartner, sodass die Konzentration an Hydrogencarbonat steigt. Dies vergrößert die Pufferkapazität der Flüssigkeit und lässt den pH-Wert ansteigen (Kapp, 1984).

Die gelöste CO_2 -Konzentration im Faulschlamm ist proportional zum CO_2 -Partialdruck des Faulgases, der bei kommunalem Faulschlamm zwischen 25 und 35 % schwankt. Die Ammonium-Konzentration im Faulschlamm ist proportional der Konzentration an hydrolysierbarem organisch gebundenen Stickstoff im Rohschlamm und damit dessen Feststoffgehalt. Eine weitergehende Voreindickung bewirkt somit eine höhere Alkalität im Faulschlamm und damit eine Stabilisierung des Faulprozesses (Svardal, 2002). Der Zusammenhang zwischen der CO_2 -Konzentration des Faulgases, der Ammonium-Konzentration im Faulschlamm und des sich einstellenden pH-Wertes ist in Abbildung 5 dargestellt. Andere Substanzen, die den pH-Wert beeinflussen könnten, wurden in dieser Abbildung nicht berücksichtigt, weil deren Konzentration unter normalen Prozessbedingungen sehr gering sind und somit vernachlässigt werden können.

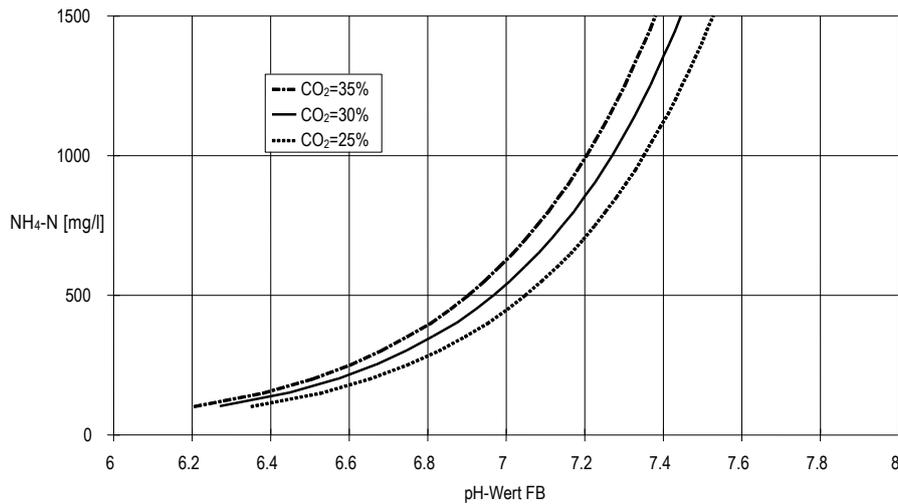


Abbildung 5: Abhängigkeit des pH-Wertes im Faulbehälter von der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration bei unterschiedlichem CO_2 -Gehalt des Faulgases (Svardal, 2002)

Das Verhältnis des Dissoziationsgleichgewichtes von $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ hängt vom pH-Wert und der Temperatur ab (Rautenbach et al. (1995)). Bei einem pH-Wert von 7 liegt etwa 1 % als undissoziiertes Ammoniak vor, bei einem pH-Wert von 8 sind es etwa 10 % (Abbildung 6). Im Wesentlichen beeinflusst der Anteil des Ammoniaks den pH-Wert und die Hemmung.

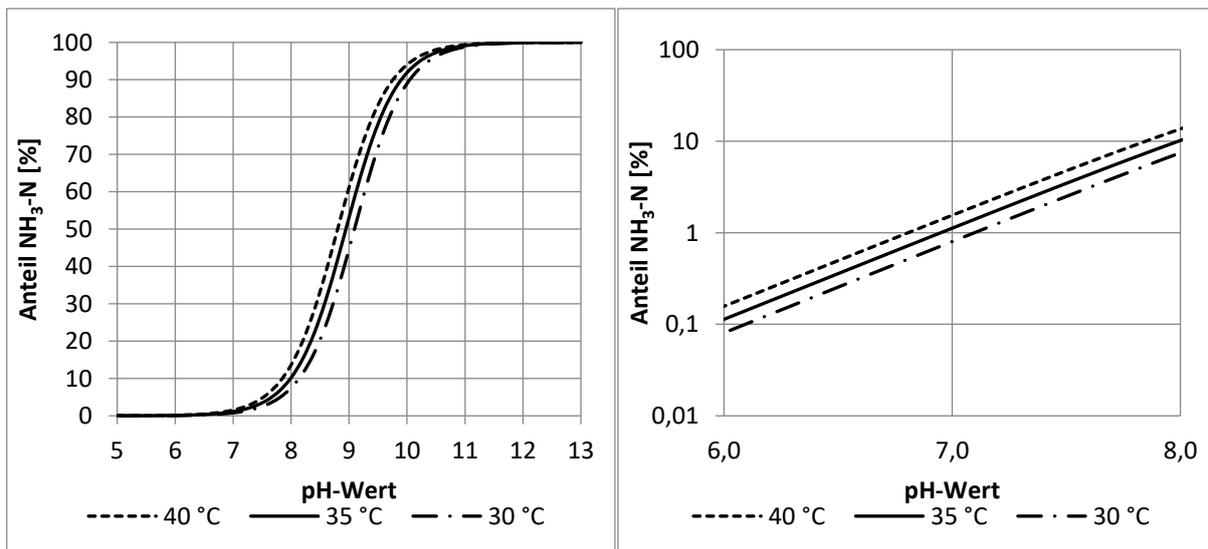


Abbildung 6: Dissoziationsgleichgewicht $\text{NH}_3\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ nach Rautenbach et al. (1995); links: x- und y-Achse linear; rechts: logarithmische Darstellung der y-Achse

Der pH-Wert wird mit steigender Konzentration an Ammoniak höher. Solange der Anteil des Ammoniaks sehr gering ist, also der Wert $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ sehr klein ist, ändert sich der pH-Wert kaum. Steigt der Wert an, kommt es zu einem raschen Anstieg des pH-Wertes.

Die hohe Toxizität von Ammoniak resultiert daher, dass molekularer Ammoniak leichter durch die biologische Membran diffundiert als Ammonium (Hobiger, 1996; Hütter, 1992). Das Maß der Hemmung wird vom Anteil des Ammoniaks bzw. dessen vorliegender Konzentration bestimmt. Bei der Schlammfaulung reagieren vor allem die acetoclastischen Methanbakterien empfindlich auf Ammoniak.

Die zulässige Ammonium-Konzentration, bei der es noch zu keiner Hemmung kommt, liegt nach Kroiss (1985) bei einem pH-Wert von 7,5 und einer Temperatur von 38 °C bei etwa 1.200 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$, was einer Konzentration von 50 mg $\text{NH}_3\text{-N/L}$ entspricht.

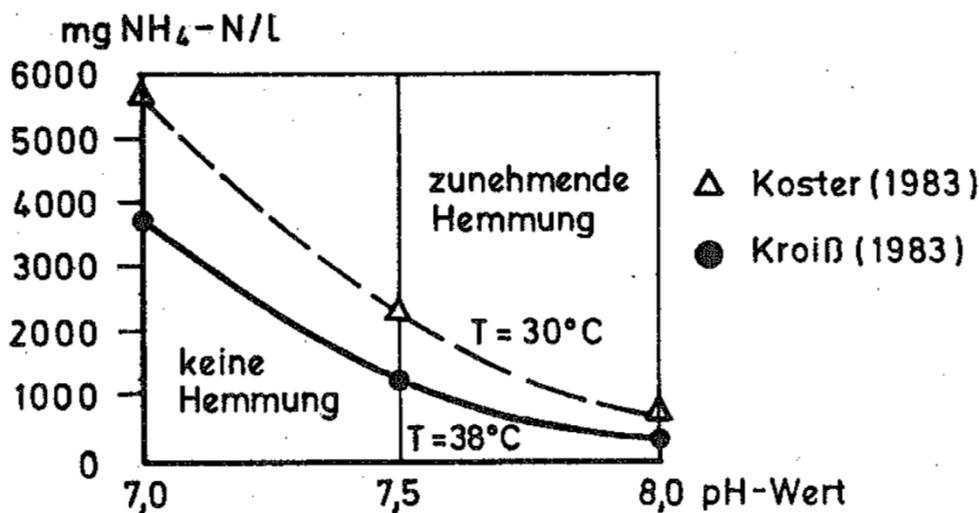


Abbildung 7: Zulässige $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration in Abhängigkeit von pH-Wert und Temperatur (Kroiss, 1985)

Laboruntersuchungen, die im Zuge des Projekts EOS durchgeführt wurden, kommen zu einem ähnlichen Ergebnis. Bei jeweils 37 °C wurden Laborreaktoren mit verschiedenen Feststoffkonzentrationen beschickt, sodass sich unterschiedliche Ammonium-Konzentrationen eingestellt haben (Abbildung 8). Ab einer Konzentration von etwa 2.000 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ zeigt sich eine Verschlechterung des oTS-Abbaus. Der pH-Wert lag bei etwa 7,4, sodass sich eine beginnende Hemmung ab ~63 mg $\text{NH}_3\text{-N/L}$ errechnet.

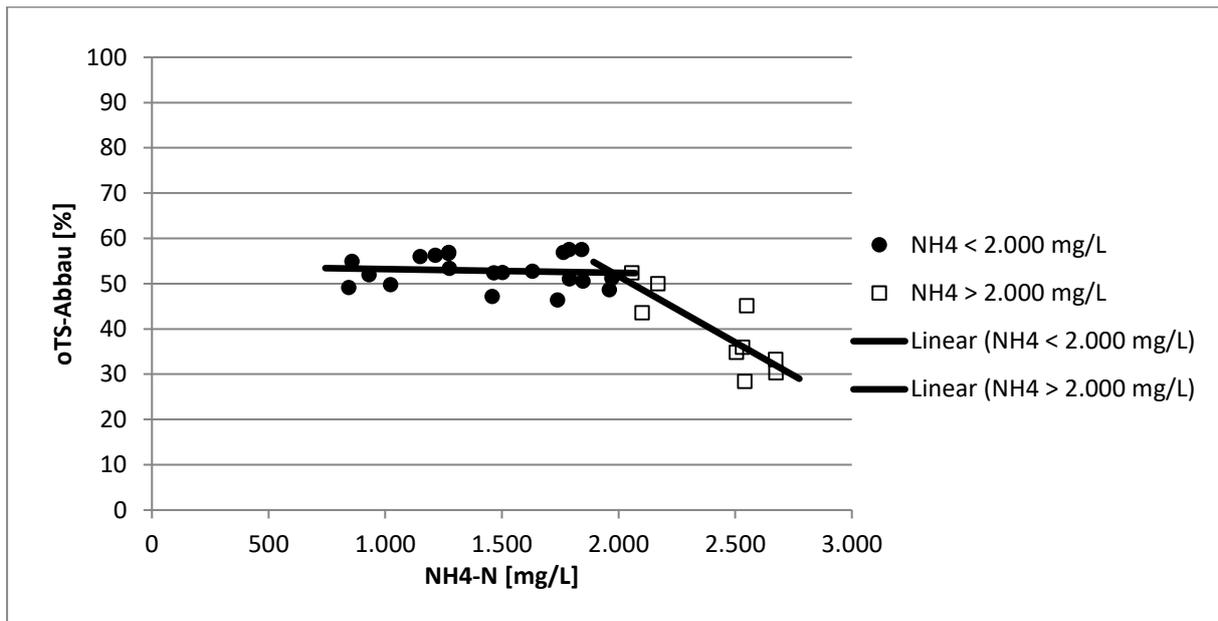


Abbildung 8: oTS-Abbau in Abhängigkeit von der Ammonium-Konzentration (Baumgartner und Jahn, 2014)

Ist der Anteil des Stickstoffs im Rohschlamm (TS_{RohS}) und der oTS-Abbau konstant, stellt sich eine Ammonium-Konzentration ein, die proportional zur TS_{RohS} ist.

2.3.2 Organische Säuren

Organische Säuren gelangen entweder über das Substrat in die Faulung (z. B. durch eine vorgeschaltete Versäuerungsstufe) oder akkumulieren sich, wenn die Methanbakterien langsamer arbeiten, als organische Säuren durch Hydrolyse oder acetogene Bakterien gebildet werden. Dies ist dann der Fall, wenn die Population an Methanbakterien nicht groß genug ist oder eine Hemmung der Methanbakterien vorliegt. Ist der Prozess der Schlammfäulung stabil, liegt die Konzentration an organischen Säuren unter 200 mg/L, da produzierte Säuren sofort wieder abgebaut werden. Durch die Akkumulation an organischen Säuren kommt es zu einem Absinken des pH-Wertes. Bei einer hohen Pufferkapazität erfolgt dies jedoch kaum bis gar nicht. Eine hohe Pufferkapazität wird beispielsweise durch den Betrieb der Faulung mit hoher Trockensubstanz und damit hohem Ammoniumgehalt sichergestellt. Die in der Faulung vorhandenen organischen Säuren dissoziieren, was mit der folgenden allgemeinen Gleichgewichtsbedingung beschrieben werden kann (Kroiss, 1985; Kunst, 2005):



Die undissoziierten Säuren wirken hemmend und deren Anteil ist abhängig vom pH-Wert. Je höher der pH-Wert ist, desto kleiner ist der Anteil an undissoziierten Säuren und damit deren hemmende Wirkung (Abbildung 9).

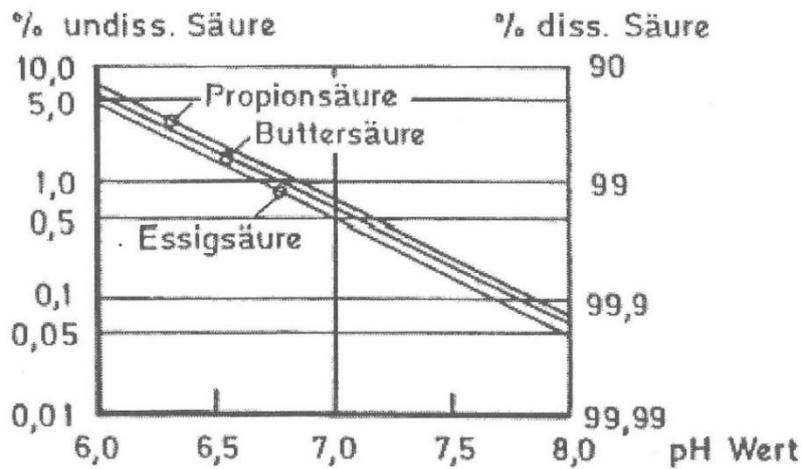


Abbildung 9: Prozentualer Anteil der undissoziierten Säuren an den Gesamtsäuren in Abhängigkeit vom pH-Wert (Kroiss, 1985)

Die Abbildung 10 wurde von Kroiss (1985) nach den Daten von Durate und Anderson (1982) berechnet und zeigt, dass die Hemmung im Anaerobreaktor mit steigendem pH-Wert abnimmt. Damit dies verhindert wird, sollte der CSB-Abbau möglichst weitgehend erfolgen, damit Restkonzentrationen an organischen Säuren die Methanbakterien nicht hemmen. Dies wird durch ein hohes Schlammalter erreicht, da entsprechend der Monod-Kinetik die Restkonzentrationen bei hohem Schlammalter klein sind (Kreuzinger, 2005).

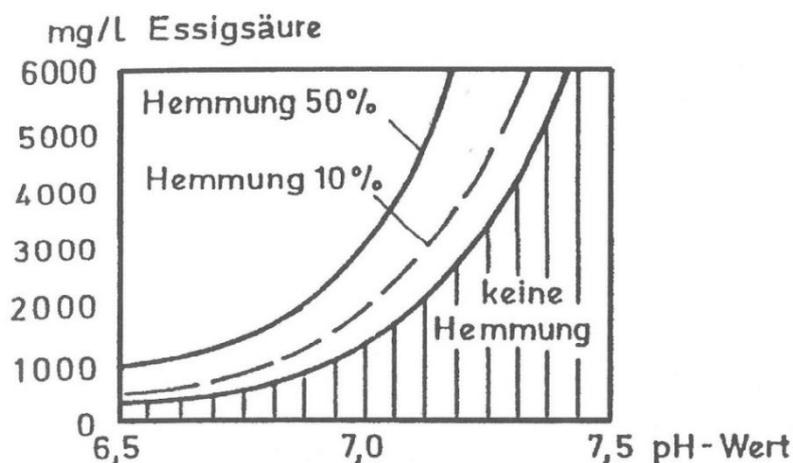


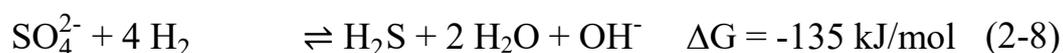
Abbildung 10: Hemmung der Methanbildung in Abhängigkeit vom pH-Wert und der Essigsäurekonzentration (Kroiss, 1985)

2.3.3 Schwefelverbindungen

Schwefel kommt entweder über den Schlamm oder über die flüssige Phase (z. B. Sulfat aus Trübwasser oder Waschmitteln) in den Faulreaktor. Im Schlamm ist der Schwefel biologisch gebunden, was hauptsächlich bei kommunalen Anlagen der Fall ist. Bei zahlreichen Industrieprozessen fällt sulfatreiches Abwasser an. In diesem Fall gelangt der Schwefel überwiegend über die flüssige Phase in den anaeroben Reaktor.

Unter anaeroben Bedingungen wird Sulfat durch sulfatreduzierende Bakterien (SRB) bei der Umsetzung von Kohlenstoffverbindungen bzw. Wasserstoff zu Schwefelwasserstoff reduziert (Kunst, 2005).

Sulfatreduktion:



Methanbildung:



Ist die Sulfatkonzentration erhöht, stehen die sulfatreduzierenden Bakterien in Konkurrenz zu den Methanbakterien, da beide Gruppen die gleichen Substrate verwenden. Dabei haben die sulfatreduzierenden Bakterien den Vorteil, dass die frei werdende Energie (Bildungsenthalpie) bei der Sulfatreduktion größer ist als jene bei der Methanbildung. Die Substrate Essigsäure und Wasserstoff werden von den sulfatreduzierenden Bakterien bevorzugt verwendet und nur der verbleibende Rest kann von den Methanbakterien genutzt werden.

Wie bei vielen anderen Stoffen bestimmt nur der undissoziierte gelöste Anteil des Schwefelwasserstoffes die Hemmung des anaeroben Abbaus, insbesondere der acetoclastischen Methanbakterien. Das bei der Sulfatreduktion gebildete Sulfid liegt in einem Reaktor in drei Formen vor (Kroiss, 1985):

- Schwefelwasserstoff im Gas (H_2S)
- gelöster Schwefelwasserstoff in der Flüssigkeit (H_2S), undissoziiert und hemmend
- dissoziierte Form (HS^- , S^{2-})

Schwefelwasserstoff dissoziiert in Abhängigkeit vom pH-Wert nach folgender Reaktionsgleichung:

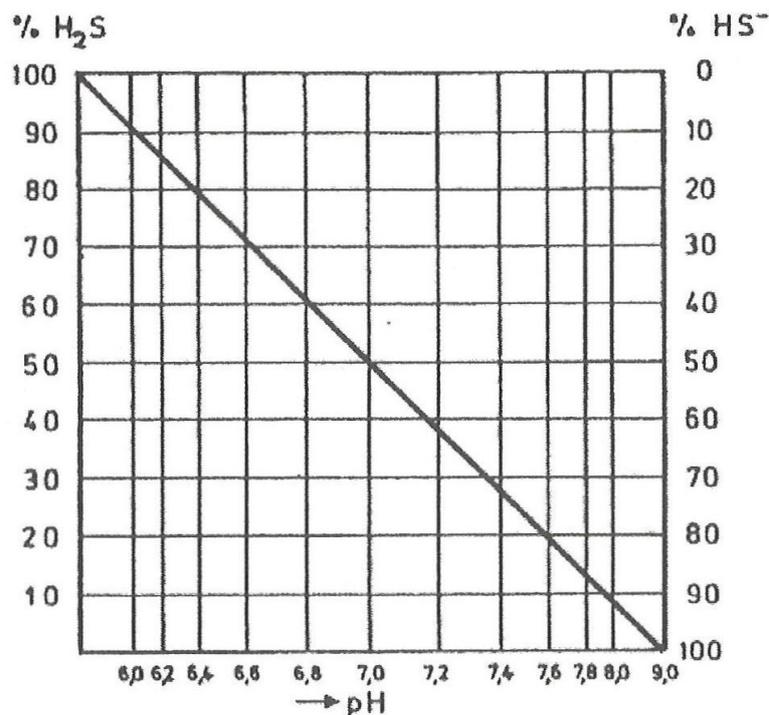


Abbildung 11: Anteil von HS⁻ und H₂S am Gesamtsulfid in Abhängigkeit vom pH-Wert (Kroiss, 1985)

Der Anteil des toxischen H₂S nimmt mit steigendem pH-Wert ab. Wird die Faulung bei hohem Trockensubstanzgehalt betrieben, liegt die Ammonium-Konzentration und damit der pH-Wert etwas höher. Somit wird durch Faulung bei hohem Trockensubstanzgehalt der Gefahr einer H₂S-Toxizität entgegengesteuert.

Das chemische Gleichgewicht wird neben dem pH-Wert auch noch vom Partialdruck des Schwefelwasserstoffs in der Gasphase $p_{\text{H}_2\text{S}}$ und der Konzentration des Schwefelwasserstoffs in der Flüssigkeit $c_{\text{H}_2\text{S}}$ bestimmt. Der Partialdruck des Schwefelwasserstoffs ist sehr stark von der Gasproduktion (CH₄ + CO₂) im Reaktor abhängig, diese hängt wiederum von biochemischen und chemischen Prozessen ab. Dieser Zusammenhang ist in Abbildung 12 dargestellt.

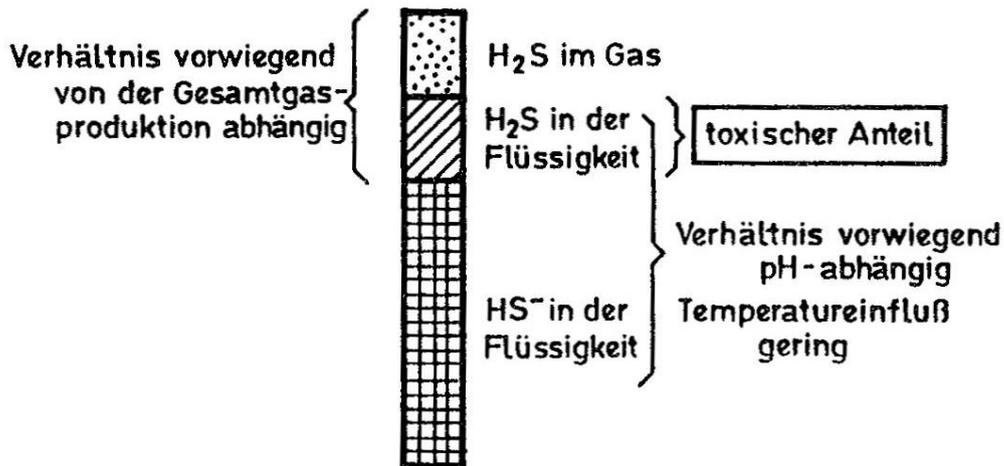


Abbildung 12: Verteilung der Sulfidfraktionen auf Gas und Wasser (Kroiss, 1985)

Da es eine starke Verknüpfung zwischen der H₂S-Toxizität und dem Verhältnis von abbaubarem CSB zu reduzierbarem Schwefel (CSB_{abb}/S_r) gibt, lässt sich eine Abschätzung über zu erwartende Probleme machen (Kroiss, 1985).

- $CSB_{abb}/S_r \geq 100$ anaerobe Reinigung möglich; keine Probleme durch H₂S zu erwarten
- $15 > CSB_{abb}/S_r < 100$ anaerobe Reinigung möglich; H₂S-Probleme müssen berücksichtigt werden
- $CSB_{abb}/S_r < 15$ Methanproduktion nur in Sonderfällen möglich

Bei Schlammfäulung mit hohem Feststoffgehalt spielt der Schwefelwasserstoff bzgl. der Stabilität des Faulprozesses i.d.R. keine Rolle spielt, sehr wohl aber bei der Gasverwertung.

2.3.4 Phosphor

Phosphor kommt über das Substrat in die Fäulung, wo dieser überwiegend biologisch gebunden ist. Durch Hydrolyse wird dieser frei und liegt dann gelöst als Orthophosphat (PO₄⁻) vor. Sind Ammonium, Phosphor und Magnesium in der flüssigen Phase des Faulschlammes vorhanden, kann es unter alkalischen Bedingungen zu Ausfällungen von MAP (Magnesium-Ammonium-Phosphat) kommen. MAP kristallisiert an Oberflächen, sodass es zur Verengung von Rohrleitungen kommen kann.

Eine Methode diese Problem zu beherrschen ist es Phosphor gezielt als MAP zu fällen, was beispielsweise auf der Kläranlage Berlin Wassmannsdorf durchgeführt wird (Lesjean et al., 2003; Meinel und Gnirss, 2014).

Beim Betrieb einer kommunalen Schlammfäulung mit hoher Trockensubstanz sind eine hohe Ammonium-Konzentration und ein pH-Wert von 7,2 bis 7,6 zu erwarten. Handelt es sich beim Substrat um kommunalen Klärschlamm, ist im Gegensatz zu industriellen Anlagen mit einem höheren Phosphorgehalt zu rechnen. Die Menge, die als MAP ausfällt, ist weitestgehend vom Magnesium-Gehalt im Faulschlamm limitiert.

2.3.5 Zusammenfassung

Wird eine Fäulung mit erhöhter Trockensubstanz betrieben, wirkt die höhere Ammonium-Konzentration günstig auf den Prozess, da der pH-Wert angehoben wird und die Pufferkapazität steigt. Erst ab einer Ammonium-Konzentration von etwa 2.000 mg/L ist eine Hemmung und damit einer Verschlechterung des Substratabbaus zu erwarten.

Durch die Erhöhung des pH-Wertes wird die Gefahr verringert, dass H₂S-Toxizitäten maßgeblich werden könnten.

Kommt es in der Fäulung zu einer vorübergehenden Erhöhung der Konzentration an organischen Säuren, wird das Absinken des pH-Werts durch die erhöhte Pufferkapazität aufgrund der hohen Ammonium-Konzentration abgepuffert. Durch ein hohes Schlammalter in der Fäulung kann die Gefahr der Hemmung durch organische Säuren kompensiert werden.

3 Auswertungen: Versuche zur Schlammfäulung

3.1 Versuchsanlage zur Schlammfäulung – Pilotmaßstab

Mit einer Anlage im Pilotmaßstab wurden Fragestellungen untersucht, für die der Labormaßstab nicht geeignet ist. Im Zuge des Projekts EOS sollten vor allem der Abbau von oTS bzw. CSB unter Realbedingungen ermittelt werden. Weiters sollten die Eindickfähigkeit des Schlammes, Polymerverbrauch bei der maschinellen Eindickung, Durchmischung im Faulbehälter, Schäumen, Verzopfungspotential und das Verhalten von Pumpen, Rohrleitungen und Sonden im Betrieb untersucht werden.

Komponenten der Versuchsanlage zur Schlammfäulung:

- Maschinelle Eindickung (Seihband); zur Eindickung des Rohschlammes
- Vorlagebehälter: Stapelung des eingedickten Schlammes (2 Stk., je 10 m³)
- Schlammumwälzung mit Heizsystem
- Faulbehälter (130 m³) mit Gas-Doppelmembranspeicher (60 m³)

- Blockheizkraftwerk zur Gasverwertung
- Gasfackel (Noteinrichtung)

Komponenten der Versuchsanlage zur Trübwasserbehandlung:

- Schlammwässerung (Schneckenpresse)
- Trübwasserpufferbehälter (5 m³)
- Trübwasserbehandlung (2 Stk, je 2 m³)



Abbildung 13: Versuchsanlage, Außenansicht (Aufnahmedatum: 17.04.2013)

Hinweis: Die Fragestellungen zur Behandlung des Trübwassers der Schlammfäulung wurden untersucht bei (Baumgartner, Svardal, Parravicini & Krampe, 2018).

3.2 Auswertung: Verhältnis CSB/oTS

Der Medianwert aller vorliegenden Daten für den Rohschlamm der Pilotanlage beträgt für das Verhältnis CSB/oTS 1,86. Damit liegt dieser zwar über dem typischen Bereich von 1,6 bis 1,8, ist aber plausibel. Deutlich ist eine jahreszeitliche Schwankung auszumachen, die das Maximum in der warmen Jahreszeit (Anfang August) und das Minimum in der kalten Jahreszeit (Anfang Februar) hat.

Beim Faulschlamm beträgt der Medianwert des Verhältnisses CSB/oTS 1,57. Eine jahreszeitliche Schwankung ist nicht festzustellen. Die Qualität der Stabilisierung ist über das Jahr und über alle durchgeführten Betriebseinstellungen bei der Pilotanlage gleich.

3.3 Auswertungsergebnisse der wesentlichen Versuchsphasen

Der oTS-Abbau beim „Standardbetrieb“ liegt bei 50,5 %, der Abbau bei „max. Belastung“ ist mit 52,7 % etwas höher. Dieser Unterschied kann damit begründet werden, dass bei niedriger Temperatur in der Abwasserreinigungsanlage mehr CSB bzw. oTS in den Überschussschlamm eingelagert wird. Gründe hierfür sind die verminderte Sterberate und geringere Hydrolyse bei niedriger Temperatur.

Der CSB-Abbau liegt beim „Standardbetrieb“ und „max. Belastung“ bei etwa 59 %. Analog der oTS-Auswertung sollte der CSB-Abbau bei „max. Belastung“ etwas höher liegen. Der geringere Wert kann mit der Unschärfe der Analytik begründet werden.

Der TS-Abbau beträgt beim „Standardbetrieb“ ca. 37 %, bei „max. Belastung“ ca. 41 %. Dieser Unterschied ist auf den unterschiedlichen Anteil an anorganischer Trockensubstanz (aTS) im Zulauf der Kläranlage zu begründen. Der Glühverlust des Rohschlammes beträgt beim „Standardbetrieb“ 75,1 % und bei „max. Belastung“ 81,1 % und spiegelt den höheren Anteil an Sand während der warmen Monate wieder, in denen es mehr Regenereignisse gab.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass der Betrieb bei einem Schlammalter von etwa 20 Tagen problemlos möglich ist.

Tabelle 2: Zusammenfassung der wesentlichen Versuchsergebnisse

Übergeordneter Parameter	Parameter	Einheit	Standard - betrieb	max. Belastun- g
Betriebsparameter	Ø Temperatur	°C	38,0	37,9
	t _{TS}	d	24,2	19,8
	B _{R,CSB}	kg/(m ³ ·d)	3,79	4,91
	pH-Wert	-	7,52	7,37
Konzentrationen	Ø TS _{FS}	kg/m ³	40,65	38,63
	Ø oTS _{FS}	kg/m ³	24,10	25,06
	Ø NH ₄ -N	mg/L	1.885	1.819
TS	TS-Reduktion	%	37,2	41,0
oTS	oTS _{Abbau}	%	50,5	52,7
	Ø GV _{zu}	%	75,2	81,1
	Ø GV _{ab}	%	59,3	65,0
CSB	Ø CH ₄	%	64,6	63,2
	CSB-Abbau	%	59,4	59,3
	CSB-Bilanz	%	99,7	96,8
Spezifische Werte	Zu: CSB/oTS	-	1,88	1,82
	Ab: CSB/oTS	-	1,60	1,60
	spez. Gasertrag	Nm ³ /kg oTS _{zu}	0,591	0,626
	spez. Gasertrag	Nm ³ /kg CSB _{zu}	0,314	0,343

Auswertungsergebnisse auf Basis von Einwohnerwerten

In Tabelle 2 wurden keine auf Einwohnerwerte spezifischen Kennwerte angegeben, da die Vergleichbarkeit mit der Definition des Einwohnerwertes eingeschränkt ist und die zukünftige Betriebsweise der HKA hierbei nicht abgebildet wäre. Die Ermittlung der spezifischen Gasproduktion erfolgte einerseits auf Daten der Pilotanlage und andererseits mittels dynamischer Simulation und weiterführender Annahmen hinsichtlich der zukünftigen Betriebsweise (Tabelle 3).

Tabelle 3: ermittelte spezifische Gasproduktion

Art/Quelle der Datenermittlung	Betriebsweise	Einheit	Standardbetrieb	max. Belastung
Pilotanlage	derzeitig	L/(EW·d)	25,1	28,6
dynamischer Simulation (mit Transferkoeffizienten der gegenwärtigen Schlammproduktion) und Ergebnisse der Pilotanlage	derzeitig	L/(EW·d)	26,6	29,1
	zukünftig (energieoptimiert: Maximierung der Schlammproduktion; Trübwasserbehandlung)	L/(EW·d)	26,0	28,4

Die auf Basis der TS ermittelte Gasproduktion (25,1 L/EW/d) müsste formal gleich groß sein wie jene auf Basis des CSB (26,6 L/EW/d). Der prozentuelle Unterschied fällt angesichts der zahlreichen Einflussfaktoren mit 6,0 % relativ gering aus und liegt in der Unschärfe der Auswertungsmethoden. Es wird angenommen, dass der als Eingangsparameter erforderliche Wert für die TS ungenauer ist als jener des CSB, weshalb der aus dem CSB ermittelte spezifische Gasertrag als wahrscheinlicher angenommen werden kann. Die Simulationsergebnisse berücksichtigend, ergibt sich ein zukünftiger spezifischer Gasertrag von 26,0 L/EW/d, der etwa jenem bei gegenwärtiger Betriebsweise entspricht.

Wie auch schon in Tabelle 2 ersichtlich, ist die bei maximaler Belastung der Anlage ermittelte spezifische Gasproduktion geringfügig größer als bei einem Schlammalter von etwa 25 Tagen. Erwartungsgemäß müsste dies umgekehrt sein und kann damit begründet werden, dass während der kalten Jahreszeit in der Abwasserreinigungsanlage mehr CSB bzw. oTS in den Überschussschlamm eingelagert wird.

3.4 Stickstoff: Bilanzierung

Im Unterschied zur Methodik der CSB-Bilanzierung wird hier nicht ein Vergleich der zugeführten Frachten durchgeführt. Da beim Stickstoff im Faulbehälter kein Masseverlust zu erwarten ist und davon ausgegangen werden kann, dass der Stickstoff in einem bestimmten, nicht bzw. kaum schwankenden Verhältnis zur

TS, oTS bzw. zum CSB vorliegt, kann die Konzentration des Inputs direkt der Konzentration des Outputs gegenüber gestellt werden.

Nimmt man das mittlere Verhältnis von 47,25 mg NH₄-N/g TS_{FS} als Basis (mit einer Schwankungsbreite des Medianwertes von ± 3,60 mg/L), lässt sich die zu erwartende NH₄-N-Konzentration im Faulbehälter ermitteln. Wird eine bestimmte TS-Reduktion in der Faulung angenommen, kann die zu erwartende Ammonium-Konzentration eine zugehörige Konzentration des TS_{RohS} abgeschätzt werden (Abbildung 14).

Bei einer TS_{FS} von 4,0 % ergibt sich eine NH₄-N-Konzentration von 1.890 mg/L. Die zugehörige TS_{RohS} ist abhängig vom Glühverlust und unterliegt jahreszeitlichen Schwankungen und kann mit TS_{RohS} = 6,8 % abgeschätzt werden.

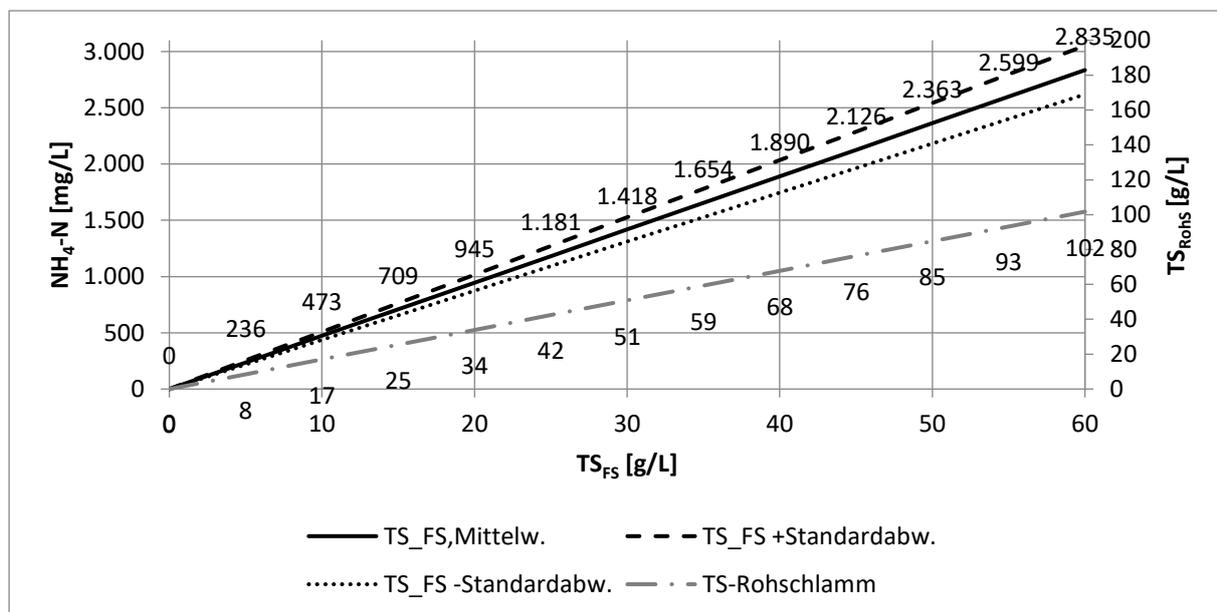


Abbildung 14: Ammonium-Konzentration im Faulschlamm, abhängig von TS im Faulbehälter; Datenbasis: Mittelwerte NH₄-N/TS_{FB} und zugehörige Werte TS_{RohS}, Annahme: TS-Reduktion = 41 %

4 Rheologie

Die Rheologie ist ein wissenschaftliches Teilgebiet, das sich mit dem Verformungs- und Fließverhalten von flüssigen bis plastischen Stoffen beschäftigt. Unterschiedliche Fluide (z. B. Wasser, Öl) weisen auch unterschiedliche rheologische Stoffeigenschaften auf.

Auf Kläranlagen werden Fluide mit unterschiedlichen rheologischen Parametern bewegt (Wasser, verschiedene Klärschlamm mit unterschiedlicher TS). Die unterschiedlichen Parameter hinsichtlich Rheologie führen beim Rohrleitungstransport zu verschiedenen hohen Druckverlusten. Ähnlich verhält es sich auch beim Mischen in Behältern.

4.1 Rheologische Versuche

Die rheologischen Versuche im Labor wurden durchgeführt, um Kennwerte mit einer genormten Messeinrichtung zu ermitteln (Kapitel 4.1.1). In Feldversuchen wurden die Ergebnisse verifiziert (Kapitel 4.1.2).

4.1.1 Laborversuche

Die Rheometrie beschäftigt sich mit der Messung der Fließeigenschaften von Stoffen. Je nach Anwendungsbereich werden unterschiedliche Messsysteme eingesetzt. Für nicht-Newtonsche Flüssigkeiten eignen sich Rotationsviskosimeter und Rotationsrheometer (Moshage, 2004).

Ein **Rotationsviskosimeter** ist ein Messgerät, in dem eine Substanz zwischen einer rotierenden und einer feststehenden Wandung geschert wird. Die Spaltweite zwischen dem rotierenden und dem feststehendem Messkörper sowie die Drehzahl des rotierenden Körpers beeinflussen die Scherrate $\dot{\gamma}$ der Probe. Fließ- bzw. Viskositätsfunktionen können ermittelt werden, indem bei Vorgabe einer definierten Scherrate die resultierende Schubspannung τ bestimmt wird. Bei modernen Rotationsviskosimetern kann die Scherrate über eine elektrische Regelung der Motordrehzahl eingestellt werden (Moshage, 2004).

Mit einem **Rotationsrheometer** kann zusätzlich bei einer definierten Schubspannung die zugehörige Scherrate bestimmt werden.

Die rheologischen Parameter der in dieser Arbeit beschriebenen Schlämme wurden mittels Rotationsrheometer gemessen.

Als Messsystem wurde dabei ein nach DIN 53019-1 (2008) genormtes **koaxiales Zylindermesssystem** verwendet, das von Moshage (2004) als geeignet für die rheologischen Untersuchungen von Klärschlämmen erachtet wird.

Ein solches Messgerät besteht aus einem inneren und einem äußeren Zylinder mit identischer Rotationsachse. In den äußeren Zylinder wird die Messprobe gefüllt.

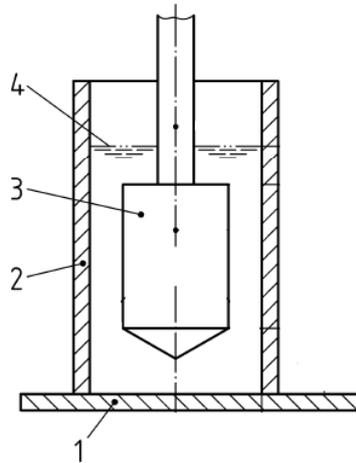


Abbildung 15: Koaxiales Zylindersmesssystem; 1: Boden Außenzylinder, 2: Außenzylinder, 3: Innenzylinder, 4: Füllhöhe der Messprobe; Abbildung übernommen aus DIN 53019-1 (2008)

Damit die Ergebnisse der verschiedenen Schlämme untereinander vergleichbar sind, wurde stets das gleiche Messprogramm absolviert: 500-180/300/180

mit: 500	maximale Scherrate $\dot{\gamma}$ des Messprogramms	[s ⁻¹]
180	Dauer der Aufwärtsrampe	[s]
300	Dauer der konstanten Scherrate	[s]
180	Dauer der Abwärtsrampe	[s]

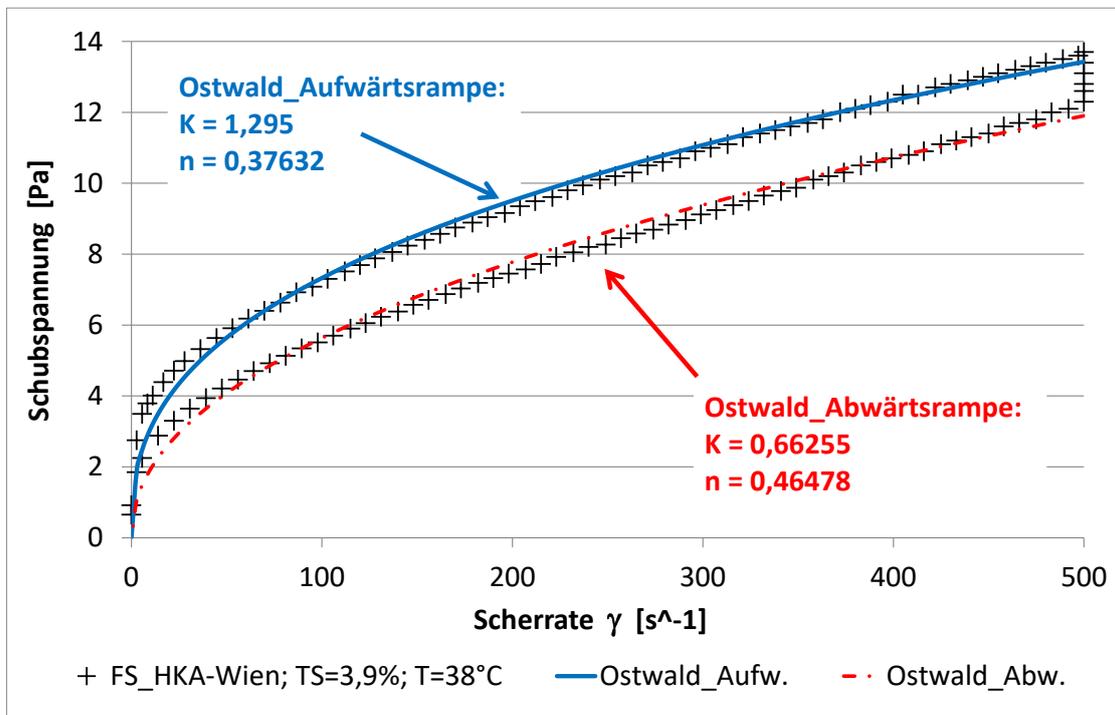


Abbildung 16: Fließkurve Faulschlamm Pilotanlage HKA-Wien – TS = 3,9 %; T = 38 °C; Messprogramm: 500-180/300/180; Anpassungsfunktion Ostwald-de Wale an Aufwärts- und Abwärtsrampe (Füreder, 2014)

Ein Beispiel für das Ergebnis eines Rheometer-Versuches ist in Abbildung 16 dargestellt. Die Aufwärtsrampe zeigt die Fließkurve eines unbeanspruchten Faulschlammes, die Abwärtsrampe stellt sich bei Reduzierung der Scherrate ein, nachdem für einige Zeit die Beanspruchung am Maximum gehalten wurde (hier 300 Sekunden). Der Unterschied erklärt sich aus dem thixotrope Verhalten von Faulschlamm.

Sowohl die Aufwärts-, als auch die Abwärtsrampe wurden mittels Ausgleichsfunktion nach Ostwald-de Waele approximiert (Formel 4-1), sodass man die Koeffizienten n und K erhält, die für weitere hydraulische Berechnungen herangezogen werden können.

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad (4-1)$$

mit:	τ	Schubspannung	[Pa]
	K	Konsistenzfaktor	[Pa·s ⁿ]
	n	Fließindex	[-]
	$\dot{\gamma}$	Scherrate	[s ⁻¹]

4.1.2 Zusammenstellung hydraulischer Kennwerte

Im Zuge der Versuche zum Projekt EOS wurden zahlreiche rheologische Untersuchungen durchgeführt. In den nachfolgenden Tabellen werden ermittelte Fließparameter (n , K) für Rohschlamm und Faulschlamm angegeben.

Tabelle 4: Experimentell bestimmte Fließparameter (n , K) von Rohschlamm

TS %	K Pa·s ⁿ	n -	τ bei 500s ⁻¹ * Pa	Probe -
6,01	4,17	0,44	64,6	RohS 5
6,83	19,33	0,24	85,0	RohS 2
7,19	16,62	0,32	121,9	RohS 15
7,73	12,84	0,36	123,2	RohS 18
8,03	36,50	0,22	145,9	RohS 4
8,51	23,19	0,26	117,6	RohS 1

Tabelle 5: Experimentell bestimmte Fließparameter (n , K) von Faulschlamm

TS %	K Pa·s ⁿ	n -	τ bei 500s ⁻¹ * Pa	Probe -
3,20	0,45	0,43	6,6	FS 5
3,69	0,98	0,38	10,7	FS 6
3,90	1,30	0,38	13,4	FS 8
3,99	0,50	0,45	8,4	FS 1
4,12	1,93	0,32	14,5	FS 7
4,14	2,40	0,32	17,2	FS 9
4,37	1,11	0,39	12,2	FS 4
4,44	1,69	0,36	15,9	FS 11
4,61	1,21	0,36	11,5	FS 3
4,65	1,19	0,37	11,6	FS 2

4.1.3 Feldversuche: Messgerät und Messsystem

Die Validierung der Verlusthöhenberechnung erfolgte über Differenzdruckmessung im Feldversuch. Dies wurde im Zuge des Projekts EOS auf der HKA-Wien realisiert (Abbildung 17). Die Versuchseinrichtung bestand aus einem Behälter ($\sim 5 \text{ m}^3$), in dem der zu untersuchende Schlamm vorgelegt wurde, einer Exzentrerschneckenpumpe, einem IDM und zwei Drucksonden, um den Differenzdruck zu bestimmen. Die Rohrstrecke wurde zwischen den beiden Drucksonden kreisrund ausgelegt, sodass diese weitgehend einer geraden Rohrstrecke entsprach und Verluste aufgrund Rohrkrümmung vernachlässigt werden konnten. Schlämme verschiedener Qualitäten (Faulschlamm, maschinell eingedickter Rohschlamm mit unterschiedlicher TS) wurden durch die Versuchsstrecke gepumpt, die Durchsatzleistung variiert, sodass zu verschiedenen Fließgeschwindigkeiten der zugehörige Druckverlust aufgenommen wurde.

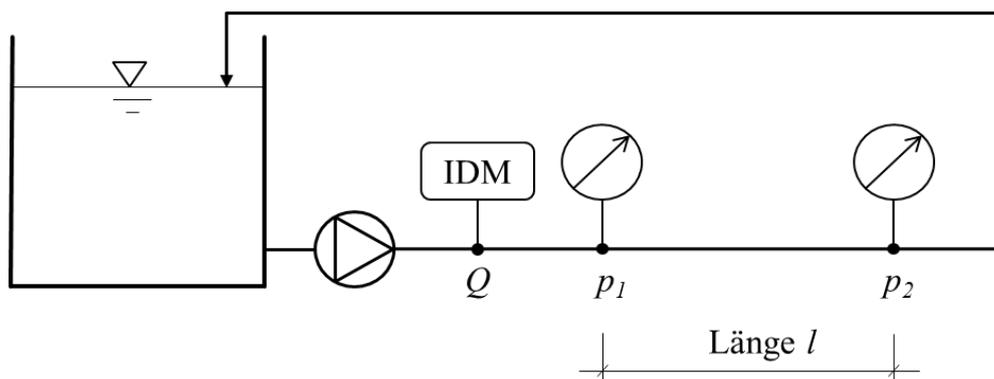


Abbildung 17: Schema der rheologischen Versuchsstrecke

4.2 Berechnung der hydraulischen Verlusthöhe

Mit den im Zuge des Projekts EOS ermittelten Fließparametern werden exemplarische Berechnungen der hydraulischen Verlusthöhe für Rohschlamm und Faulschlamm durchgeführt. Die Ergebnisse werden jenen von Wasser gegenübergestellt.

4.2.1 Berechnung der hydraulischen Verlusthöhe

Die hydraulische Verlusthöhe h_r errechnet sich nach Gleichung (4-2), die sowohl bei laminaren als auch turbulenten Newtonschen und nicht-Newtonschen Flüssigkeiten gilt.

$$h_r = \frac{2 \cdot f \cdot \bar{v}^2 \cdot l}{g \cdot D} \tag{4-2}$$

mit:	h_r	hydraulische Verlusthöhe	[m]
	f	hydraulischer Widerstandsbeiwert ($f = \lambda/4$)	[-]
	\bar{v}	Fließgeschwindigkeit	[m/s]
	l	Länge der Rohrleitung	[m]
	g	Erdbeschleunigung (= 9,81 m/s ²)	[m/s ²]
	D	Durchmesser der Rohrleitung	[m]

In Abbildung 18 findet sich die Zusammenstellung für die systematische Vorgehensweise bei der Berechnung der hydraulischen Verlusthöhe einer Newtonschen bzw. nicht-Newtonschen Flüssigkeit in Abhängigkeit davon, ob die Rohrströmung laminar oder turbulent ist. Anwendungsbeispiele in der Abwassertechnik sind in Tabelle 6 angegeben. Zu beachten ist, dass Formeln für nicht-Newtonsche Flüssigkeiten auch für Newtonsche Flüssigkeiten angewendet werden können. In diesem Fall ist $n = 1$ und $K = \eta$.

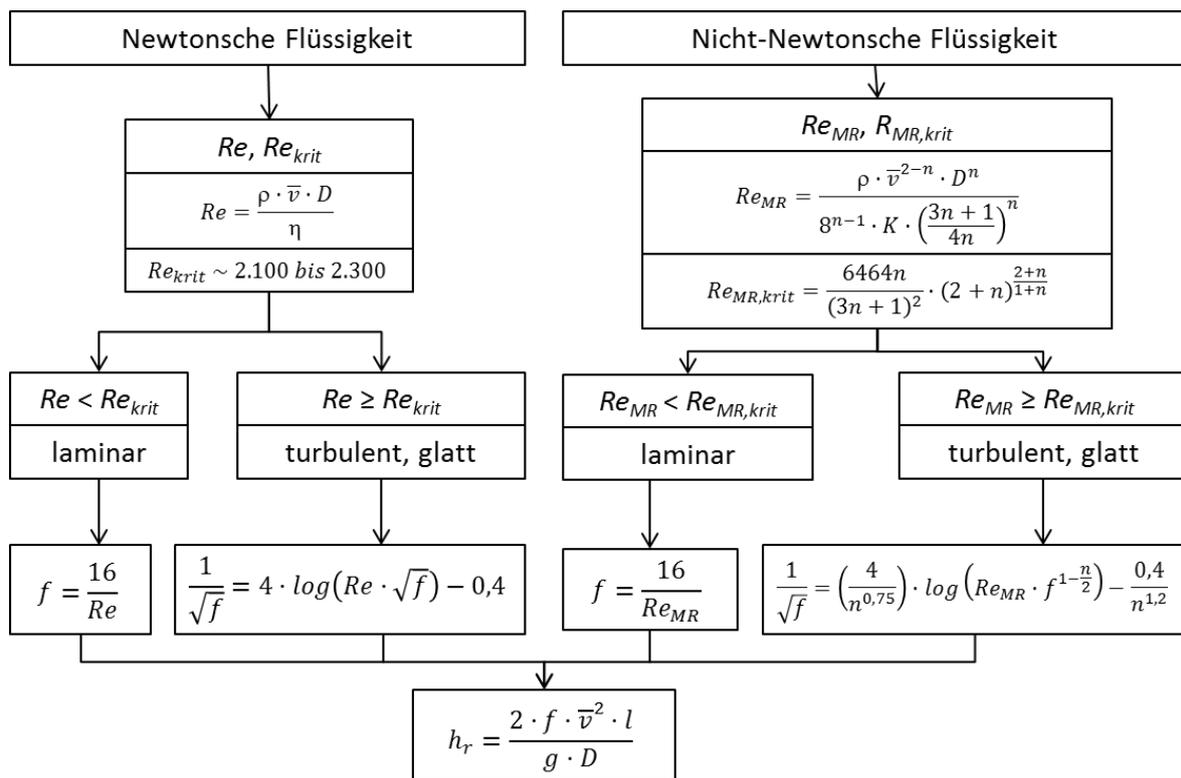


Abbildung 18: Organigramm zur Berechnung der hydraulischen Verlusthöhe in Rohrleitungen von Newtonschen und nicht-Newtonschen Flüssigkeiten (Reichel, 2015)

Tabelle 6: Beispiele für den Anwendungsbereich des Berechnungsorganigramms nach Abbildung 18

Art der Flüssigkeit	Newtonsche Flüssigkeit		nicht-Newtonsche Flüssigkeit	
	laminar	turbulent	laminar	turbulent
Beispiele	keine praktische Bedeutung in der Abwassertechnik	Wasser, Schlamm mit geringer TS (max. 1 bis 2 %)	TS hoch (z. B. maschinell eingedickter RohS)	TS niedrig (z. B. FS)

4.2.2 Beispielhafte Berechnung der hydraulischen Verluste

Für die beispielhafte Berechnung der hydraulischen Verluste wurde die Länge des Rohres l mit 100 m und einem Durchmesser D von 0,2 m gewählt. Es wurde angenommen, dass die Geschwindigkeit v 0,0 bis 2,5 m/s beträgt. In Abbildung 19 sind die errechneten Verlusthöhen für Wasser, Faul- und Rohschlamm dargestellt.

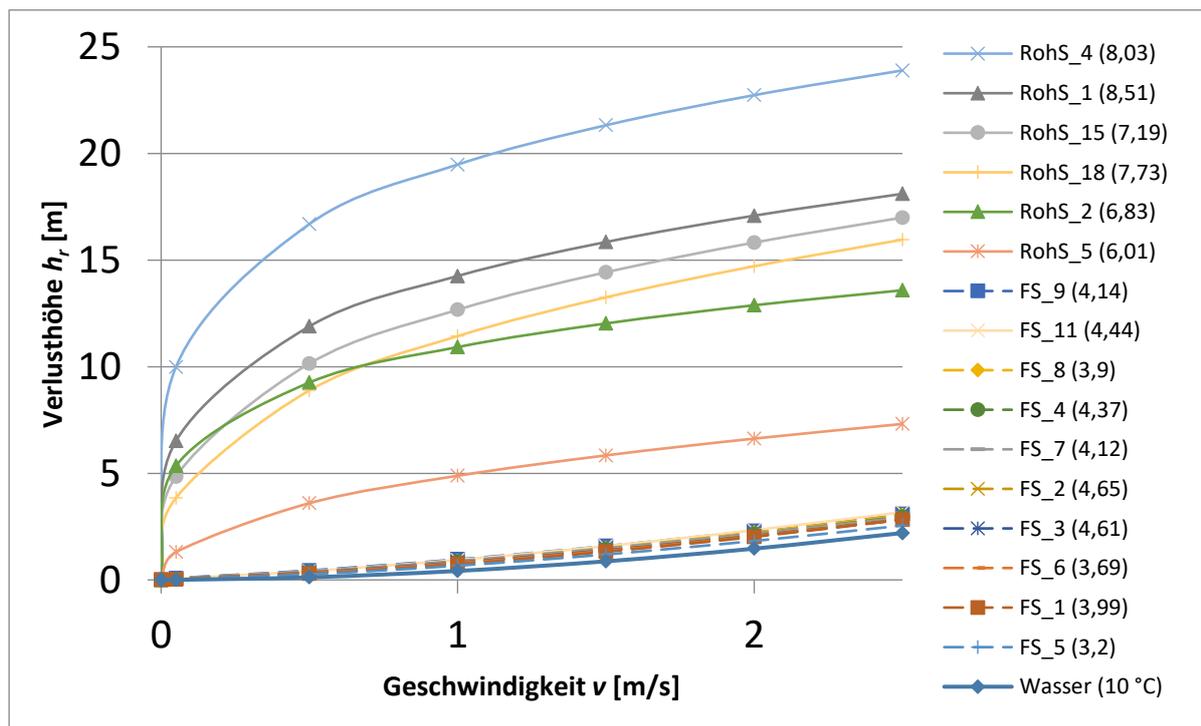


Abbildung 19: Verlusthöhe h_r in einer Rohrleitung ($D = 0,2$ m, $l = 100$ m) unterschiedlicher Medien (Wasser, Faulschlamm, maschinell eingedickter Rohschlamm) in Abhängigkeit von der Fließgeschwindigkeit, rechnerisch ermittelt nach Abbildung 18

Bei niedriger Geschwindigkeit ist das Verhältnis zwischen hydraulischer Verlusthöhe des Faulschlammes zu hydraulischer Verlusthöhe von Wasser ($h_{r,FS} / h_{r,Wasser}$) deutlich größer als bei höherer Geschwindigkeit. Bei 0,5 m/s liegt der Faktor bei etwa 2 bis 3, bei 2 m/s ist der Faktor etwa 1,2 bis 1,5.

Die hydraulische Verlusthöhe bei Rohschlamm ist deutlich größer als jene von Faulschlamm oder Wasser. Bereits bei geringen Geschwindigkeiten ist diese hoch, nimmt allerdings mit steigender Geschwindigkeit degressiv zu. Das Verhältnis der hydraulischen Verlusthöhe von Rohschlamm zur hydraulischen Verlusthöhe von Faulschlamm ($h_{r,Rohs} / h_{r,FS}$) liegt bei 0,5 m/s etwa 12 bis 55, bei 2,0 m/s beträgt der Faktor etwa 3 bis 10.

5 Durchmischung

5.1 Allgemeines zur Durchmischung

Der Durchmischung kommt bei der Faulung eine besondere Bedeutung zu und hat mehrere Aufgaben (Dichtl, Wendler & Schmelz, 2005):

- Die aktive Biomasse soll mit dem Rohschlamm gemischt werden, um einen intensiven Stoffaustausch zu erreichen. Hierfür empfiehlt sich die Einmischung des Rohschlammes in die Faulschlamm-Umwälzleitung, da hier die Mischenergie deutlich größer als im Faulraum ist.
- Durch die ständige Durchmischung soll die biochemische Symbiose der abbauenden Bakterienpopulationen nicht gestört werden. Substrat, pH-Wert, organische Säuren und Temperatur sollen gleichmäßig verteilt sein, damit es nicht zu lokalen Hemmungen kommt.
- Die Turbulenz im Reaktor soll der Bildung einer Schwimmschlammdecke entgegen wirken und Ablagerungen vermeiden.

In großtechnischen Faulanlagen werden folgende Einrichtungen zur Umwälzung eingesetzt:

- Hydraulische Umwälzung durch Pumpen
- Mechanische Umwälzung durch Rühr- und Mischwerke, Schraubenschaufler
- Umwälzung durch Gaseinpressung

Bei der Bemessung einer Umwälzvorrichtung wird üblicherweise der Energieeintrag zur Durchmischung durch das entstehende Gas nicht berücksichtigt. In Kapitel 0 wird hierfür eine Quantifizierung durchgeführt.

Für die Auslegung von Mischeinrichtungen in Faulbehältern existiert keine einheitliche Bemessungsvorschrift. Die Bemessung erfolgt in der Praxis aufgrund von Erfahrungen des jeweiligen Mischsystems. Zum Vergleich der verschiedenen Verfahren kommen dennoch folgende Größen zur Anwendung:

- Leistung pro Reaktorvolumen $[W/m^3]$
- Anzahl der theoretischen Reaktorumwälzungen pro Tag $[d^{-1}]$

Für die Vorplanung kann man nach Dichtl et al. (2005) von folgenden Werten ausgehen:

- Schraubenschaufler: $5 - 20 d^{-1}$
- Außenliegende Umwälzung: $2 - 4 d^{-1}$
- Gaseinpressung: $5 - 10 W/m^3$ Anschlussleistung der Verdichter
- Rührwerke: $2 - 6 W/m^3$ Anschlussleistung

Diese Bemessungsansätze zeigen, dass die Qualität der Reaktordurchmischung im Betrieb sehr unterschiedlich ist. Die Durchmischung ist lediglich ein Faktor für den geordneten Prozessablauf der Schlammfaulung. Zahlreiche Parameter sind bei der Bemessung zu berücksichtigen:

- Geometrie des Faulbehälters
- Viskosität des Schlammes $\rightarrow f(TS_{FS}$ bzw. $oTS_{FS})$
- Wirkungsweise der Umwälzeinrichtung: flächig, punktuell
- Störende Einflüsse, wie z. B. Verzopfungen und Ablagerungen
- Volumen zur reibenden Fläche
- etc.

5.2 Umwälzung durch entstehendes Gas

In diesem Kapitel wird eine allgemein gültige Abschätzung für das Potential der eingebrachten Turbulenz aufgrund der Gasproduktion gegeben. Eine Abschätzung für die erforderliche Energiedichte bei der Durchmischung eines Faulbehälters wird aus Messdaten der Pilotanlage abgeleitet.

5.2.1 Eingebrachte mechanische Energie durch entstehendes Gas

Der Energieeintrag durch aufsteigende Gasblasen kann über deren Wasserverdrängung berechnet werden. Zum Heben von einem m³ Wasser bzw. Schlamm um einen Meter ist Arbeit zu leisten.

$$\begin{aligned} \text{Arbeit} &= \text{Kraft} \cdot \text{Weg} = m \cdot g \cdot h = 1000[\text{kg}] \cdot 9,81 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right] \cdot 1[\text{m}] = & (5-1) \\ &= 9.810[\text{J}] = 9.810 \\ &[\text{Ws}] \end{aligned}$$

Mit der Umrechnung 1 Wh = 3.600 J erhält man die Arbeit zu 9.810 J / 3.600 s · h⁻¹ = 2,72 Wh. Unter der Voraussetzung, dass für die eingebrachte Turbulenz die Zustandsgrößen in halber Tiefe gelten, wurde Gleichung (5-2) für Druckbelüftungsanlagen bei Belebungsanlagen erstellt (DWA-M 229-1, 2013; Frey, 1993).

$$q_L = \frac{\text{spez}P_{BB}}{2,72} \cdot \frac{1}{ET} \cdot \frac{\left(1013 + 98,1 \cdot \frac{ET}{2}\right)}{1013} \cdot \frac{273}{(273 + T_W)} \quad (5-2)$$

mit:	q_L	spezifischer Luftvolumenstrom	[Nm ³ /(m ³ _{BB} ·h)]
	$\text{spez}P_{BB}$	spezifische Energiedichte im BB	[W/m ³ _{BB}]
	ET	Eintauchtiefe	[m]
	T_W	Wassertemperatur	[°C]

Die eingebrachte spezifische Energiedichte ergibt sich umgeformt zu:

$$\text{spez}P_{BB} = q_L \cdot 2,72 \cdot ET \cdot \frac{1013}{\left(1013 + 98,1 \cdot \frac{ET}{2}\right)} \cdot \frac{(273 + T_W)}{273} \quad (5-3)$$

Bei einem Belebungsbecken mit Tiefenbelüftern durchströmt das Gas den Wasserkörper von den Belüfterelementen bis zur Wasseroberfläche, der sog. Eintauchtiefe ET . Soll diese Gleichung sinngemäß auf Faulbehälter angewendet werden, muss ein Abminderungsfaktor eingeführt werden, der die mittlere Höhe der Gasproduktion berücksichtigt.

$$et_{FB,\emptyset} = \left(1 - \frac{h_{\emptyset Gasprod.}}{h_{FB}}\right) \quad (5-4)$$

mit:	$et_{FB,\emptyset}$	Abminderungsfaktor für die Höhe des durchschnittlichen Entstehungsortes des Gases (oben: 0, unten: 1)	[-]
	$h_{\emptyset Gasprod.}$	Höhe des durchschnittlichen Entstehungsortes des Gases	[m]
	h_{FB}	Höhe des Schlammes im Faulbehälter	[m]

Zusätzlich zu Gleichung (5-3) muss der Überdruck im Gasraum des Faulbehälters p_{FB} berücksichtigt werden. Die durch das im Faulbehälter entstehende Gas eingetragene spezifische Energiedichte ergibt sich zu:

$$spezP_{FB} = q_{FB} \cdot 2,72 \cdot h_{FB} \cdot et_{FB,\emptyset} \cdot \frac{1013 + p_{FB}}{\left(1013 + p_{FB} + 98,1 \cdot \frac{h_{FB} \cdot et_{FB,\emptyset}}{2}\right)} \cdot \frac{(273 + T_{FB})}{273} \quad (5-5)$$

mit:	$spezP_{FB}$	spezifische Energiedichte im FB	[W/m ³ _{FB}]
	q_{FB}	spezifische Gasproduktion im FB	[Nm ³ /(m ³ _{FB} ·h)]
	h_{FB}	hydrostatische Höhe im FB	[m]
	$et_{FB,\emptyset}$	Abminderungsfaktor für die Höhe des durchschnittlichen Entstehungsortes des Gases (oben: 0, unten: 1)	[-]
	p_{FB}	Überdruck im Gasraum des Faulbehälters	[mbar]
	T_{FB}	Temperatur des Schlammes im Faulbehälter	[°C]

Bei der Annahme, dass die mittlere Gasproduktion in der halben Tiefe ($et_{FB,\emptyset} = 0,5$) erfolgt und der Überdruck im Faulbehälter vernachlässigt werden kann, ergibt dies:

$$spezP_{FB} = q_{FB} \cdot 2,72 \cdot \frac{h_{FB}}{2} \cdot \frac{1013}{\left(1013 + 98,1 \cdot \frac{h_{FB}}{4}\right)} \cdot \frac{(273 + T_{FB})}{273} \quad (5-6)$$

In Abbildung 20 ist der Zusammenhang zwischen der spezifischen Energiedichte und der spezifischen Gasproduktion für verschiedene Höhen eines Faulbehälters aufgetragen, was folgende Interpretationen zulässt:

- **Größere Energiedichte mit höherer Gasproduktion**
- **Größere Energiedichte durch höheren Reaktor**
- **Größere Energiedichte durch höhere Trockensubstanz des Faulschlammes (TS_{FS})**

Wird ein Faulbehälter mit höherer Trockensubstanz betrieben und bleibt der Gasertrag gleich, steigt die eingetragene Energie proportional zur Erhöhung von TS_{FS}. Zu berücksichtigen ist hierbei die steigende Viskosität mit Zunahme der der TS.

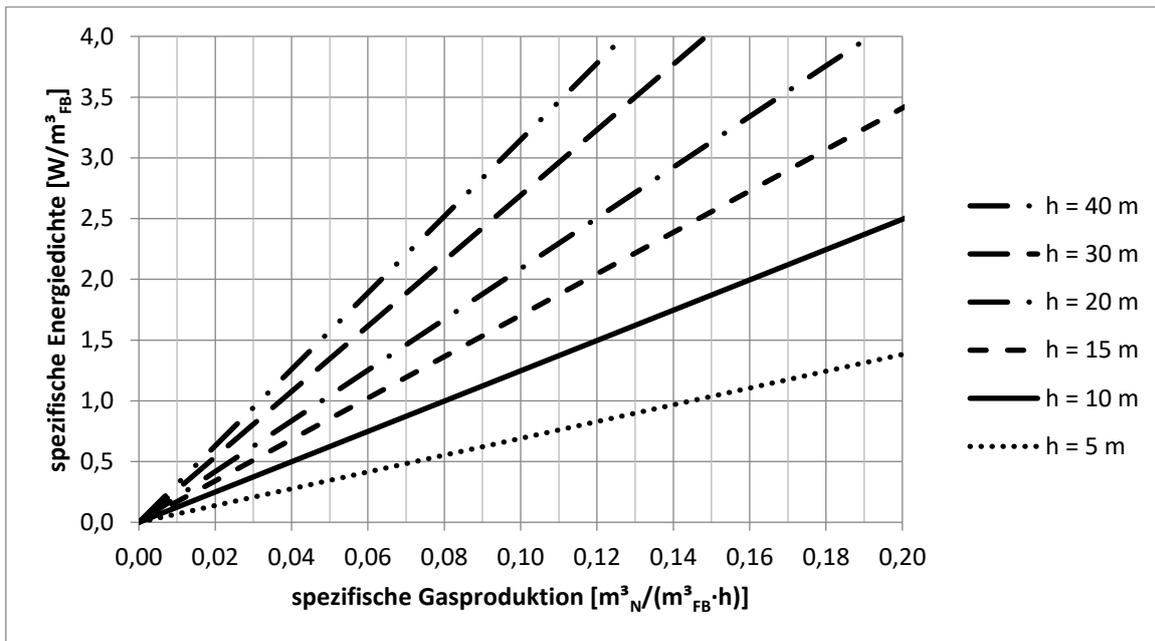


Abbildung 20: Zusammenhang zwischen spezifischer Energiedichte und Höhe des Faulbehälters, in Abhängigkeit der spezifischen Gasproduktion; Annahmen: $T_{FB} = 38 \text{ °C}$, $et_{FB,0} = 0,5$

Zu beachten ist, dass die durch das entstehende Gas eingetragene mechanische Energie steigt, je tiefer der Ort der Gasentstehung im Faulbehälter ist. Wird das Substrat in der Nähe des Faulbehälterbodens gleichmäßig eingebracht ist der Effekt am größten.

Das Energieeinsparungspotential bei der Umwälzeinrichtung kann mit etwa $1 \text{ kWh}/(\text{EW} \cdot \text{a})$ abgeschätzt werden. Dies deckt sich mit Angaben von Lindtner (2008), der einen Energiebedarf für die Faulung mit gesamt von $1,0$ bis $2,5 \text{ kWh}/(\text{EW}_{120} \cdot \text{a})$ angibt.

5.2.2 Ermittlung der erforderlichen Energiedichte zur vollständigen Durchmischung

Ziel einer optimierten Planung kann es sein, den Energiebedarf für die Umwälzung zu minimieren. Daraus leitet sich die Frage ab, bei welcher Energiedichte man von einer vollständigen Durchmischung sprechen kann.

In der Planung ist darauf Rücksicht zu nehmen, ob die Durchmischung kontinuierlich oder diskontinuierlich erfolgt. Bei diskontinuierlicher Durchmischung sind deutlich höhere Energiedichten erforderlich, als bei einer kontinuierlichen Durchmischung. Die Durchmischung durch die Gasproduktion selbst kann also bzgl. der erforderlichen Energiedichte nur mit anderen kontinuierlich betriebenen Mischeinrichtungen verglichen werden. Dies ist insbesondere beim Vergleich von Angaben für erforderliche Energiedichten in Regelwerken zu beachten.

Vollständige Durchmischung liegt dann vor, wenn in jedem Punkt des Reaktors die gleichen Stoffkonzentrationen, allen voran der Trockensubstanz-Konzentration, vorliegen. Durch Tracer-Versuche kann dies quantifiziert werden. Bei diesen gelangt ein Stoff über den Zulauf in den Behälter und im Ablauf wird die Konzentration dieses Stoffes im zeitlichen Verlauf gemessen. Über Modellrechnungen kann man auf die Effektivität der Durchmischung und auf Kurzschlüsse schließen, wie beispielsweise bei Steinle (1984) dargestellt. Diese Methode kann auch dahingehend adaptiert werden, dass anstatt der Zugabe eines Stoffes der Zulauf eine signifikant kleinere oder größere Temperatur gegenüber dem Reaktorinhalt hat und im Ablauf die Temperatur gemessen wird. Setzt man die Temperatur als Tracer zur Beurteilung der vollständigen Durchmischung eines Reaktors ein, kann dies auch im laufenden Betrieb erfolgen. Dazu wird die Temperaturverteilung im Behälter beobachtet. Zu Temperaturunterschieden in der Faulung kommt es durch Einmischung von kaltem Rohschlamm, Erwärmung des Schlammes, Wärmeverluste durch Abstrahlung und Wärmeverluste über den Wasserdampf im Gas. Die Erwärmung aufgrund biologischer Prozesse ist zu vernachlässigen.

Die Ergebnisse der Pilotanlage wurden für die Auswertung herangezogen und sind in Abbildung 21 dargestellt. Die Differenz der mittleren täglichen Temperatur oben und unten ($\Delta T_d = T_{FB,oben} - T_{FB,unten}$) wurde der spezifischen Gasproduktion gegenübergestellt.

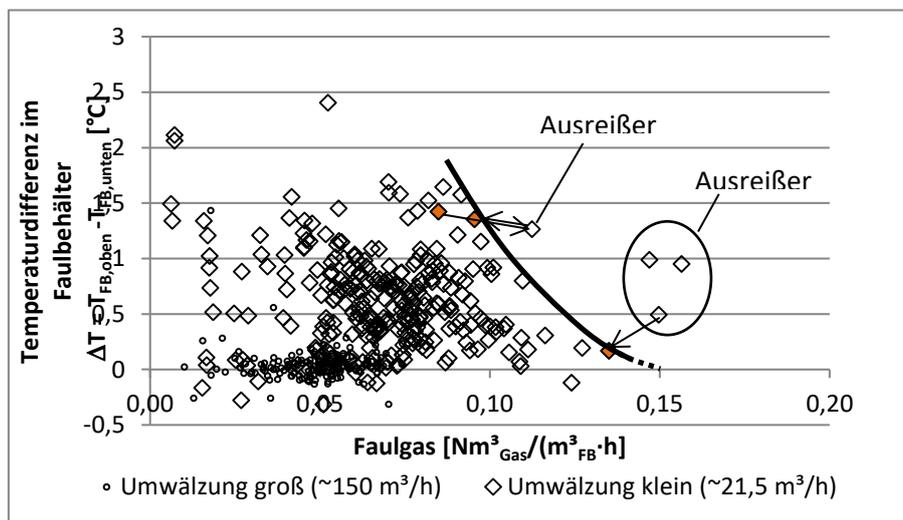


Abbildung 21: Temperaturdifferenz im Faulbehälter der Pilotanlage in Abhängigkeit von der spezifischen Gasproduktion

Hierbei ist zu beachten, dass zahlreiche Fehlerquellen in die Ergebnisse einfließen können (z.B. Temperaturmessungen, Bestimmung der Gasmenge, Dynamik des Systems).

Der Temperaturgradient war bei eingeschalteter außenliegender Umwälzung (min. $Q = 150 \text{ m}^3/\text{h}$; Umwälzung ca. 28 d^{-1}) sehr klein, der Median lag bei $0,03 \text{ }^\circ\text{C}$, sodass man von vollständiger Durchmischung ausgehen kann. War die außenliegende Umwälzung abgeschaltet, sank die Schlammumwälzung, da lediglich die Zirkulationspumpe für den Wärmetauscher in Betrieb war, die eine Förderleistung von $21,5 \text{ m}^3/\text{h}$ hatte (Umwälzung ca. 4 d^{-1}). Der Temperaturgradient war hier größer, mit dem Median $0,6 \text{ }^\circ\text{C}$. Tendenziell sank bei höherer Gasproduktion die Temperaturdifferenz, da mit steigender Gasproduktion die Durchmischung größer wurde. Legt man eine Hüllkurve über die Daten, kann die erforderliche Gasproduktion für vollständige Durchmischung ermittelt werden (Abbildung 21).

Die Auswertung zeigt einige Ausreißer die durch betriebliche Einzelmaßnahmen begründet werden können.

Interpretiert man die in Abbildung 21 eingetragenen Daten, kann für vollständige Durchmischung des Reaktors der Pilotanlage eine spezifische Gasproduktion von $0,15 \text{ Nm}^3_{\text{Gas}}/(\text{m}^3_{\text{FB}} \cdot \text{h})$ angenommen werden. Mit Gleichung (5-6) kann die zugehörige Energiedichte errechnet werden. Der Ort der Gasentstehung wird mit 30 bis 50 % der Faulbehälterhöhe abgeschätzt. Der Abminderungsfaktor $et_{\text{FB},0}$ (Gleichung (5-4) ergibt sich damit zu 0,7 bis 0,5. Die erforderliche spezifische Energiedichte für vollständige Durchmischung beträgt daher zwischen $0,96$ bis $1,29 \text{ W}/\text{m}^3_{\text{FB}}$. Hierbei wurde die eingetragene mechanische Energie durch die außenliegende Umwälzung nicht berücksichtigt.

Vergleicht man diesen errechneten Bereich ($0,96 - 1,29 \text{ W}/\text{m}^3$) mit Empfehlungen nach Dichtl et al.(2005) für Gaseinpressung ($5 - 10 \text{ W}/\text{m}^3$) erscheint dies relativ wenig, auch bei der Anwendung von Rührwerken wird eine höhere Leistungsdichte ($2 - 6 \text{ W}/\text{m}^3$) empfohlen. Gaseinpressungen werden üblicherweise nicht kontinuierlich betrieben, sodass die hohe Anschlussleistung erforderlich ist, um die Massenträgheit des Schlammes zu überwinden. Da Rührwerke kontinuierlich betrieben werden, muss die Massenträgheit also nicht überwunden werden. Rührwerke wirken lokal beschränkt. Die Strömung ist in unmittelbarer Nähe des Rührwerks groß und nimmt mit der Entfernung rasch ab. Bei Faulschlamm handelt es sich um eine nicht-Newtonsche Flüssigkeit, sodass dieser Effekt größer ist als bei Wasser.

Erfolgt die Einbringung des Substrats am Boden des Faulbehälters (idealerweise flächig), trägt das entstehende Gas über die gesamte Grundfläche der Faulung zur Turbulenz bei. In diesem Zusammenhang relativiert sich der Unterschied zwischen der hier ermittelten erforderlichen Energiedichte durch entstehendes Gas im Vergleich zu den Empfehlungen bei Gaseinpressung und Rührwerken.

6 Zusammenfassung

Die HKA-Wien ist bereits von der Planung her eine Anlage mit geringem Energiebedarf mit Rohschlammverbrennung. Durch die 2-stufige Belebungsanlage gelingt es mehr Energie in den Schlamm einzulagern als bei einer einstufigen Anlage. Mit Hilfe einer Schlammfäulung mit Faulgasverstromung kann in der Anlage mehr elektrische Energie erzeugt werden als für den Betrieb notwendig ist.

Im Zuge des derzeit in Umsetzung befindliche Projekt EOS (Energieoptimierung-Schlammbehandlung der Hauptkläranlage Wien) wird eine Schlammfäulanlage errichtet, für die eine Minimierung der Investitionskosten angestrebt wird. Im Rahmen dieses Projektes wurde eine Pilotanlage zur Schlammfäulung im halbtechnischen Maßstab betrieben ($V_{FB} = 130 \text{ m}^3$). Die Anlage wurde mit maschinell eingedicktem Rohschlamm, einer Mischung aus Primär- und Überschussschlamm, der 2-stufigen Abwasserreinigungsanlage, beschickt. Dieser energiereiche Schlamm hatte einen Glühverlust von etwa 75 bis 81 %. Die sich einstellende Trockensubstanzkonzentration des Faulschlammes (TS_{FS}) lag zwischen 3,7 und 4,1 %, die Temperatur betrug im Regelbetrieb etwa 38 °C. Bei einem Schlammalter ($t_{TS,FB}$) von etwa 24 Tagen wurde ein durchschnittlicher oTS-Abbau von 50,5 % und ein CSB-Abbau von 59,4 % ermittelt. Bei Verkürzung des Schlammalters auf etwa 20 Tage war der ermittelte Abbau ähnlich. Der oTS-Abbau lag bei 52,7 % und ist damit etwas höher als bei 24 Tagen Schlammalter. Die leichte Erhöhung kann auf die Unschärfe der Bestimmung bzw. auf den jahreszeitlichen Einfluss zurückzuführen sein. Der CSB-Abbau war mit 59,3 % praktisch gleich groß wie bei 24 Tagen Schlammalter. Der Methangehalt des produzierten Gases lag zwischen 63 und 65 %. Durch die erhöhte Trockensubstanz stellte sich eine Ammonium-Konzentration zwischen 1.800 und 1.900 mg/L ein. Der pH-Wert lag zwischen 7,4 und 7,5.

Durch die Eindickung kommt es zur Veränderung der rheologischen Schlammigenschaften. Ein Algorithmus zur Berechnung der hydraulischen Verluste in Rohrleitungen bei Newtonschen und nicht-Newtonschen Flüssigkeiten wurde vorgestellt. Anhand von ermittelten Fließparametern (Fließindex n und Konsistenzfaktor K) können die hydraulischen Verlusthöhen h_r anhand quantifiziert werden. Bei einem Rohr mit einer Länge $l = 100 \text{ m}$ und einem Durchmesser $D = 0,2 \text{ m}$ errechnet sich bei einer Geschwindigkeit $v = 0,5 \text{ m/s}$ bei Wasser ein hydraulischer Druckverlust von 0,12 m. Bei Faulschlamm ist dieser etwa um den Faktor ($h_{r,FS} / h_{r,Wasser}$) 2 bis 3 größer. Der Faktor für den hydraulischen Druckverlust zwischen Rohschlamm und Faulschlamm ($h_{r,RohS} / h_{r,FS}$) beträgt 12 bis 55. Bei höherer Geschwindigkeit werden die absoluten

Verluste größer, die relativen Verhältnisse jedoch kleiner. So beträgt der Faktor bei $v = 2,0$ m/s bei Faulschlamm zu Wasser ($h_{r,FS} / h_{r,Wasser}$) etwa 1,2 bis 1,5 und bei Rohschlamm zu Faulschlamm ($h_{r,RohS} / h_{r,FS}$) etwa 3 bis 10.

Der Einfluss des in der Faulung entstehenden Gases auf die Durchmischung wird in der vorliegenden Arbeit untersucht. Eine Formel zur Ermittlung der Energiedichte wurde vorgestellt und der Zusammenhang zwischen Gasproduktion, Reaktorhöhe und Energiedichte hergestellt.

7 Literatur

- Barker, H.A. (1956). *Bacterial Fermentations*, New York: John Wiley & Sons.
- Baumgartner, Thomas/Jahn, Lydia (2014). unveröffentlicht. Institut für Wassergüte, Ressourcenmanagement und Abfallwirtschaft, TU Wien.
- Baumgartner, Thomas/Svardal, Karl/Parravicini, Vanessa/Krampe, Jörg (2018). Vergleich von Verfahren der Trübwasserbehandlung. In *Aktuelle biologische Methoden und Verfahren in der Wassergütwirtschaft*. Wiener Mitteilungen. Wien: Institut für Wassergüte, Ressourcenmanagement und Abfallwirtschaft - TU Wien, S. 271–287.
- Bischof, Wolfgang (1998). *Abwassertechnik 11.*, neubearbeitete und erweiterte Auflage., Stuttgart Leipzig: B. G. Teubner.
- Bischofsberger, Wolfgang/Dichtl, Norbert/Rosenwinkel, Karl-Heinz/Seyfried, Carl Franz/Böhnke, Botho (Hrsg.) (2005). *Anaerobtechnik 2. Auflage.*, Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag.
- Dichtl, Norbert/Wendler, D./Schmelz, G. (2005). Verfahrenstechniken zur Behandlung von Klärschlamm. In W. Bischofsberger, N. Dichtl, K.-H. Rosenwinkel, C. F. Seyfried, & B. Böhnke, hrsg. *Anaerobtechnik*. Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag, S. 87–282.
- DIN 53019-1 (2008). *Viskosimetrie - Messung von Viskositäten und Fließkurven mit Rotationsviskosimetern - Teil 1: Grundlagen und Messgeometrie*, o. O.: DIN Deutsches Institut für Normung e. V.
- Durate, A.C./Anderson, G.K. (1982). Inhibition modelling in anaerobic digestion. *Water Science & Technology*, Vol 14(No 6-7), S. 749–763.
- DWA-M 229-1 (2013). *Systeme zur Belüftung und Durchmischung von Belebungsanlagen, Teil 1: Planung, Ausschreibung und Ausführung*, Hennef: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.
- DWA-M 368 (2014). *Biologische Stabilisierung von Klärschlamm*, Hennef: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.
- ebswien (2013). *Abwasserreinigung*. ebswien. Online: <http://www.ebswien.at/hauptklaeranlage/hauptklaeranlage/abwasserreinigung/> [Abruf am 30.05.2014].
- von der Emde, Wilhelm (1957). *Beitrag zu Versuchen zur Abwasserreinigung mit belebtem Schlamm*, Hannover: Institut für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Hochschule Hannover.

- von der Emde, Wilhelm (1982). Design and Operation Interaction — An Example: Main Treatment Plant Vienna. *Water Science & Technology*, Vol 14(No 1-2), S. 493–506.
- Frey, Wilhelm (1993). Anforderungen an Belüftungssysteme. In *Bemessung und Betrieb von Kläranlagen zur Stickstoffentfernung*. Wiener Mitteilungen. Wien: Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft, S. K 1-27.
- Füreder, Klemens (2014). Fließverhalten von Schlämmen mit hohem Trockensubstanzgehalt. In *Abwasserreinigung Werte erhalten, Effizienz steigern und Ressourcen schonen*. Wiener Mitteilungen. Wien: Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau.
- Gujer, Willi (1983). Conversion Processes in Anaerobic Digestion. *Water Science & Technology*, Vol 15(No 8-9), S. 127–167.
- Gujer, Willi (2007). *Siedlungswasserwirtschaft 3.*, bearbeitete Auflage., Berlin Heidelberg: Springer-Verlag.
- Hobiger, Gerhard (1996). Ammoniak im Wasser - Ableitung einer Formel zur Berechnung von Ammoniak in wäßrigen Lösungen, Wien: Umweltbundesamt. Online: <http://www.umweltbundesamt.at/fileadmin/site/publikationen/BE076.pdf> [Abruf am 23.08.2014].
- Hütter, Leonhard A. (1992). *Wasser und Wasseruntersuchung : Methodik, Theorie und Praxis chemischer, chemisch-physikalischer, biologischer und bakteriologischer Untersuchungsverfahren 5.*, Frankfurt am Main: Salle.
- Kainz, Harald/Hofstetter, Herbert (1996). Adaption of the main waste water treatment plant in Vienna to meet Austrian emission regulations. *Water Science & Technology*, Vol 33(No 12), S. 65–72.
- Kapp, Helmut (1984). *Schlammfaulung mit hohem Feststoffgehalt*, Stuttgart: TU Stuttgart.
- Kreuzinger, Norbert (2005). Grundlagen der Wasserchemie - Kinetik und Abwasserreinigung. In *Chemie in der Wassergütewirtschaft*. Wiener Mitteilungen. Wien: Institut für Wassergüte und Abfallwirtschaft, S. 293–321.
- Kroiss, Helmut (1985). *Anaerobe Abwasserreinigung*, Wien: Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau.
- Kroiss, Helmut (Hrsg.) (1988). *Anaerobe Abwasserreinigung - Grundlagen und großtechnische Erfahrungen*, Wien: TU Wien, Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau.
- Kunst, Sabine (2005). Mikrobiologische Grundlagen. In W. Bischofsberger, N. Dichtl, K.-H. Rosenwinkel, C. F. Seyfried, & B. Böhnke, hrsg. *Anaerobtechnik*. Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag.
- Leschber, Reimar/Loll, Ulrich (Hrsg.) (1996). *Klärschlamm 4*. Auflage., o. O.: Ernst & Sohn.
- Lesjean, Karl/Gnirss, Regina/Adam, C./Kraume, M./Luck, F. (2003). Enhanced biological phosphorus removal process implemented in membrane bioreactors to improve phosphorous recovery and recycling. *Water Science & Technology*, (48), 87–94.
- Lindtner, Stefan (2008). Leitfaden für die Erstellung eines Energiekonzeptes kommunaler Kläranlagen Lebensministerium, hrsg., Wien. Online: www.publicconsulting.at/uploads/energieleitfaden_endversion.pdf.

- Meinel, Felix/Gnirss, Regina (2014). Phosphor-Elimination: Ökobilanz und Vergleich der Wirtschaftlichkeit. *wasserwirtschaft wassertechnik*, (10), 28–31.
- Meyer, Hartmut (2005). Leistungsfähigkeit anaerober Reaktoren zur Industrieabwasserreinigung, Hannover.
- Moshage, Uwe (2004). Rheologie kommunaler Klärschlämme - Messmethoden und Praxisrelevanz -, Braunschweig: Gesellschaft zur Förderung des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität Braunschweig e.V.
- O. V. (1996). 1. AEV für kommunales Abwasser, o. O.
- Rautenbach, R./Gebel, J./Frye, A./Kollbach, J.St./Dahm, W. (1995). Bilanzierung einer Ammoniak-Strippkolonie unter Berücksichtigung des Dissoziationsgleichgewichtes Ammoniak/Ammonium. *Korrespondenz Abwasser*, 42(1), 48–55.
- Reichel, Markus (2015). Schlammfäulung mit erhöhtem Feststoffgehalt – Chancen, Grenzen, Herausforderungen, Wien: TU Wien, Institut für Wassergüte, Abfallwirtschaft und Ressourcenmanagement.
- Reichel, Markus/Svardal, Karl (2010). EOS – Energieoptimierung Schlammbehandlung, Wien: TU Wien, Institut für Wassergüte, Ressourcenmanagement und Abfallwirtschaft.
- Roediger, Hanns/Roediger, Markus/Kapp, Helmut (1990). Anaerobe alkalische Schlammfäulung 4. Auflage., München, Wien: Oldenbourg Industrieverlag.
- Schink, B. (1988). Fermentation Degradation of Nitrogenous Aliphatic and Aromatic Com-pounds. Vortrag auf der Anaerobic Digestion 1988. *Advantages in Water Pollution Control*, Oxford: Pergamon Press, 1988.
- Schneider, Klaus-Jürgen (2008). Bautabellen für Ingenieure 18. Auflage., Köln: Werner Verlag.
- Steinle, E. (1984). Abschätzung der Durchmischungseffektivität kontinuierlich umgewälzter Faulbehälter mit Hilfe von Tracer-Versuchen. *Korrespondenz Abwasser*, 34, 604.
- Svardal, Karl (Hrsg.) (1991). Anaerobe Abwasserbehandlung - Ein Modell zur Berechnung und Darstellung der maßgebenden chemischen Parameter, Wien: TU Wien, Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau.
- Svardal, Karl (2002). Schlammbehandlung bei Anlagen mit mesophiler Schlammfäulung. In Klärschlamm, Möglichkeiten und Verfahren zur Verwertung/Entsorgung ab 2004. *Wiener Mitteilungen*. Wien: Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau, TU Wien, S. 1–28.

Korrespondenz an:

DI Dr. Markus Reichel

ebswien hauptkläranlage Ges.m.b.H.
11.Haidequerstraße 7, 1110 Wien

Tel.: +43 (664) 6254761

Mail: m.reichel@ebswien.at