

Schlussbericht

Forschungsvorhaben „Kläranlage der Zukunft“ – Themenbereiche Faulgasproduktion, Anaerobtechnik und Deammonifikation

14.12.2009

Autoren:

Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft

TU München

Prof. Dr. Harald Horn

Dr.-Ing. Stephanie Rapp-Fiegle



Technische Universität München

Professur für Siedlungswasser- und Abfallwirtschaft

Universität der Bundeswehr München

Prof. Dr.-Ing. F. Wolfgang Günthert

Dipl.-Ing. Dipl.-Wirt.-Ing Marika S. Holtorff M.Sc.



Labor angepasste Wassertechnologien

Fakultät Maschinenbau/ Umwelttechnik

Hochschule Amberg-Weiden

Prof. Dr.-Ing. Franz Bischof

Dr. Margarete Chwistek



Hochschule Amberg-Weiden
für angewandte Wissenschaften
University of Applied Sciences (FH)

Finanziert durch das Bayerische Landesamt für Umwelt

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	2
Abbildungsverzeichnis	5
Tabellenverzeichnis	9
Formelverzeichnis.....	12
Abkürzungsverzeichnis.....	13
1 Wesentliche Ergebnisse des Berichtes	15
2 Einleitung.....	16
3 Konzeptionelle Herangehensweise an die Kläranlage der Zukunft	17
3.1 Rechtliche Rahmenbedingungen.....	17
3.2 Verfahren – technische Anforderungen und Möglichkeiten	19
3.2.1 Abwassersammlung	19
3.2.2 Stoffstromtrennung	23
3.2.3 Limitierungen der konventionellen Verfahren zur Abwasserreinigung unter Berücksichtigung der derzeit gültigen Rahmenbedingungen	27
3.3 Energieverbrauch von Kläranlagen	32
3.4 Möglichkeiten zur CO ₂ -Einsparung.....	35
4 Verfahren zur Erhöhung der Faulgasproduktion	37
4.1 Prinzipiell zur Verfügung stehende Verfahren der physikalischen Feststoffabtrennung	37
4.1.1 Absetzbecken, Vorklärung.....	40
4.1.2 Flotation.....	42
4.1.3 Siebung	46
4.2 Erzielbare CSB-Abscheideleistungen physikalischer Feststoffabtrennverfahren	50
4.2.1 Ohne Chemikalienzusatz.....	51
4.2.2 Mit Chemikalienzusatz.....	53
4.3 Faulgasproduktion	58
4.3.1 Hintergrund der Betrachtungsweise	58
4.3.2 Allgemeine Einflusskriterien auf die Faulgasproduktion	59
4.3.3 Situationsanalyse hinsichtlich der Faulgasproduktion auf Kläranlagen	64
4.3.4 Zusammenfassende Wertung der Situationsanalyse Faulgasproduktion ..	74
4.3.5 Arten von Reaktoren.....	76
4.3.6 Verfahrenstechnische Einflussgrößen.....	79
4.4 Desintegration zur Steigerung der Faulgasproduktion.....	88

4.4.1	Überblick.....	89
4.4.2	Mechanische Desintegrationsmethoden	89
4.4.3	Nicht-Mechanische Desintegrationsverfahren.....	104
4.4.4	Wirtschaftlichkeit der Desintegrationsverfahren	115
5	Anaerobe Abwasserbehandlung	117
5.1	Einführung in die anaerobe Verfahrenstechnik.....	117
5.1.1	Entwicklung der anaeroben Abwasserbehandlung	117
5.2	Grundlagendarstellung und Verfahrensbeschreibung	118
5.2.1	Biochemische Grundlagen	119
5.2.2	Prozessparameter	121
5.2.3	Anaerobe Reaktortypen.....	123
5.2.4	Durchmischer Reaktor mit Rücklauf (Kontaktschlammverfahren).....	125
5.2.5	Verfahrensweisen.....	125
5.2.6	Energieaspekte.....	127
5.2.7	Energieerzeugung	127
5.2.8	Vor- und Nachteile der anaeroben Abwasserbehandlung.....	129
5.3	Anwendung der Anaerobtechnik auf die Behandlung kommunaler Abwässer und Kosten.....	130
5.3.1	Internationale Anwendungsgebiete	130
5.3.2	Nationales Anwendungsbeispiel - Demonstrationsanlage Stuttgart-Knittlingen.....	134
5.3.3	Eignung kommunaler Abwässer im Hinblick auf ihre anaerobe Behandelbarkeit.....	137
6	Deammonifikation.....	139
6.1	Definition.....	139
6.2	Geschichte.....	142
6.3	Systeme	142
6.4	Großtechnische Anlagen	144
6.4.1	Kläranlage Hattingen (Ruhrverband, Essen).....	145
6.4.2	Kläranlage Strass (mit Universität Innsbruck, Österreich).....	146
6.4.3	Kläranlage Sluisjesdijk (Rotterdam, Niederlande).....	149
6.4.4	Kläranlage Werdhölzli (Zürich, Schweiz).....	150
6.5	Ergebnisse.....	154
6.5.1	Kennzeichen der Deammonifikation.....	154
6.5.2	Kosten	155

6.5.3	Versuchsbetrieb eines SBR zur Deammonifikation am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität München.....	157
6.5.4	Ausblick	160
7	Gegenseitige Beeinflussung von gesteigerter Faulgasproduktion, anaerober Abwasserbehandlung und Deammonifikation	162
8	Mögliche Verfahrenskonzepte unter Einbeziehung der Verfahren zur Steigerung der Faulgasproduktion, Anaeroben Abwasserbehandlung und Deammonifikation	163
8.1	Bilanzierungsannahmen	164
8.2	Konzept 1a.....	165
8.3	Konzept 1b.....	166
8.4	Konzept 2.....	167
9	Umrüstung aerober Stabilisierungsanlagen auf anaerobe Stabilisierung.....	170
9.1	Grundlagen und Verfahren der Klärschlammstabilisierung	170
9.2	Stand der Technik: simultan aerobe und anaerobe Schlammstabilisierung	174
9.2.1	Simultan aerobe Schlammstabilisierung	174
9.2.2	Anaerobe Schlammstabilisierung	177
9.3	Biogasanfall und -verwertung bei der anaeroben Schlammstabilisierung	181
9.4	Anaerobe Schlammstabilisierung am Beispiel der Kläranlage Langerwehe des Wasserverbands Eifel-Rur	184
9.5	Beispielhafte Umrüstung einer Kläranlage mit einer Anschlussgröße von 10.000 Einwohnerwerten mit aerober auf anaerobe Stabilisierung	185
9.6	Alternative Entsorgungskonzepte	191
9.6.1	Zentrales Entsorgungskonzept für Klärschlamm mehrerer Kläranlagen ..	191
9.6.2	Dezentrale thermische Verwertung von Klärschlamm.....	192
10	Empfehlungen und weiterer Forschungsbedarf	194
11	Zusammenfassung und Ausblick.....	197
12	Dank	199
13	Quellen	202

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Einflussnahme des Entwässerungskonzeptes auf Wasseranteil und Konzentration des Abwasser(teil)stroms	20
Abbildung 2: Zusammenhang zwischen der Wachstumsgeschwindigkeit von Nitrosomonas und der Temperatur des Abwassers (nach Gujer (1999))	21
Abbildung 3: Einwohnerspezifische BSB ₅ -, N- und P-Frachten in den verschiedenen Teilströmen [g/(E•d)] (DWA (2009)).....	24
Abbildung 4: Systemdarstellung Urinabtrennung 2-Stoffstromsystem, 1) Höhere Wasserqualitäten für die Nutzung einsetzbar, 2) Verbleib gemäß Tab. 4.2 (DWA (2009)), 3) Nur bei Küchenabfällen sinnvoll (DWA (2009)).....	25
Abbildung 5: Stromverbrauch in Abhängigkeit von Technologie und Größenklasse (Bleisteiner (2008))	33
Abbildung 6: Energieströme in einer Kläranlage (Kroiss (2006)).....	34
Abbildung 7: Rahmenbedingungen und Anforderungen an die „Kläranlage der Zukunft“	36
Abbildung 8: Prinzip der Sedimentation (in Anlehnung an Brauer (1971))	40
Abbildung 9: Prozentuale Entfernung partikulärer Stoffe und von BSB ₅ bzw. CSB aus Rohabwasser durch Vorklärung (Sierp, zitiert in Imhoff (1999)).....	42
Abbildung 10: Arten der Flotation (verändert nach Schubert et al. (1990))	44
Abbildung 11: Schematische Darstellung einer Flotationsanlage mit Begasungseinrichtung (ATV (1999))	45
Abbildung 12: Schematische Darstellung der Siebung (Schubert et al. (1990)).....	47
Abbildung 13: Schematische Darstellung der Funktionsweise der RoMem® (links) und Detail des Maschensiebs (rechts).....	48
Abbildung 14: Schematische Darstellung der Mikrosiebung, Fa. Hans Huber AG (links) und technische Ausführung (rechts) (http://www.huber.de/hp1023/Scheibenfilter.htm ; Stand: 5.11.2008)	49
Abbildung 15: Mikrosiebung von Passavant-Geiger (http://www.passavant-geiger.de/page/page_ID/103?PHPSESSID=87ef5a4b1b25d5d739d69137bf1d584e# ; Stand: 15.10.2008)	50
Abbildung 16: Entnahme von CSB aus Rohabwasser durch Feinsiebung (0,2 mm Maschenweite) in Abhängigkeit der Abwasserzusammensetzung.....	53

Abbildung 17: Entfernung von CSB aus Rohabwasser durch mechanische (Feinstsiebung ohne FHM) und mechanisch-chemische (Feinstsiebung mit FHM) Verfahren, FHM = Flockungshilfsmittel (nach Huber et al. (2005)).....	57
Abbildung 18: Bemessungs- und Kontrollparameter für Anaerobanlagen (geändert nach Brummack (2005))	59
Abbildung 19: Spezifische Faulgasproduktion in Abhängigkeit von der mittleren Belastung (Bleisteiner (2008))	67
Abbildung 20: Einfluss des Enzymstufenpräparates Celluferm auf den Ausfallgrad (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007)).....	72
Abbildung 21: Steigerung der Biogasproduktion in Relation zur oTS-Fracht im Zulauf (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007)).....	73
Abbildung 22: Verläufe der spezifischen Biogasproduktion (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007)).....	73
Abbildung 23: Ergebnisse der Untersuchungen in Augsburg (nach erster Beschickung), (Eder (2004))	74
Abbildung 24: Ergebnisse der Untersuchungen in Augsburg (nach zweiter Beschickung), (Eder (2004)).....	74
Abbildung 25: Faulbehälter in Eiform (Bischof und Hosang (1998)).....	77
Abbildung 26: Zylindrischer Faulbehälter (Handbuch der Umwelttechnik und Umweltschutztechnik (2005))	78
Abbildung 27: Temperaturoptima bestimmter Reinkulturen von Methanbildnern (Zehnder (1981))	79
Abbildung 28: Pufferkapazität in Abhängigkeit vom pH-Wert (https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNiels207427.pdf ; Stand: 22.07.2009).....	81
Abbildung 29: Methangasausbeute in Abhängigkeit von der Verweilzeit	83
Abbildung 30: Schnittzeichnung eines Faulschlammischers der Firma SterlingSIHI (http://www.sterlingsihi.com/cms/index.php?eID=tx_nawsecuredl&u=0&file=fileadmin/Dokumente_WEB/Produkt_Kataloge/Fluessigkeitspumpen/Mischer/MFS_D.pdf&t=1243345207&hash=e64d921cb7cc11fb9a53c51e ; Stand: 22.07.2009).....	86
Abbildung 31: links: Rührwerksystem ITT-Flygt.....	87
Abbildung 32: Schematische Aufbauten der Gaseinpressung (http://www.biogas-netzeinspeisung.at/technische-planung/biogasgestehung/vergaerungsverfahren.html ; Stand: 22.07.2009)	88
Abbildung 33: Desintegrationsverfahren (Eder (2004))	89
Abbildung 34: Energiebilanz bei Verwendung des NDH.....	91

Abbildung 35:	Verfahrensprinzip zur verbesserten Faulung von Klärschlamm	92
Abbildung 36:	Funktionsprinzip des Niederdruckhomogenisators	93
Abbildung 37:	Reaktor der Gegenstromdesintegrationsanlage	96
Abbildung 38:	Ultraschallsystem der Firma CH ₄ -Booster	98
Abbildung 39:	Foto der Anlage HUBER Sludge Squeezer	102
Abbildung 40:	Fließbild des Sludge Squeezer	103
Abbildung 41:	Fließbild des CAMBI-Verfahrens mit Überschussschlammhydrolyse (Verändert nach P. C. S Bericht: „Hydrolyse von organischen Schlämmen“ Technologie zur Verbesserung der anaeroben Umsetzung nach dem CAMBI-Verfahren)	110
Abbildung 42:	Verlauf der Gasproduktion bei Laborfaulungsanlagen mit unbehandeltem und hydrolysiertem Überschussschlamm (P. C. S. Bericht: „Hydrolyse von organischen Schlämmen“ Technologie zur Verbesserung der anaeroben Umsetzung nach dem CAMBI-Verfahren)	113
Abbildung 43:	Schema des anaeroben, methanogenen Abbaus von organischem Material nach Weiland (2001).....	119
Abbildung 44:	Kohlenstoffbilanz für leicht abbaubare Kohlenstoffverbindungen bei aerobem und anaerobem Abbau nach Austermann-Haun (2008).....	121
Abbildung 45:	Abhängigkeit der maximalen Umsatzraten von Methanbakterienstämmen von der Temperatur (Batstone (2002)).....	122
Abbildung 46:	Gliederung der Verfahrenstechniken zur anaeroben biologischen Abwasserreinigung (nach Mudrack und Kunst (1994) und ATV-Fachauschuß-7.5 (1990))	124
Abbildung 47:	Schematische Darstellung einiger Anaerob-Reaktoren (Mudrack und Kunst (1994))	125
Abbildung 48:	Wasserhaus in Stuttgart-Knittlingen.....	135
Abbildung 49:	Verfahrensschema der anaeroben Abwasserreinigung in Stuttgart- Knittlingen	136
Abbildung 50:	Keramische Rotationsscheibenfilter (Bellmer Fine Filter)	137
Abbildung 51:	Deammonifikation (Thöle et al. (2005)).....	140
Abbildung 52:	Brocadia anammoxidans	141
Abbildung 53:	Trägermaterial KALDNES®	145
Abbildung 54:	Fließschema der potenziellen Wärme- und thermischen Energieinhalte für die Kläranlage Strass im Abwasser im Vergleich zu den Energieflüssen zwischen den Flüssigkeiten, Feststoffen und der Kraft-Wärme-Kopplung bezogen auf Einwohnergleichwerte und Tag (Wett (2007))	148

Abbildung 55: Kohlenstoffbilanz der Kläranlage Strass auf Basis einer zweiwöchigen Messperiode im Sommer 2004 (Wett (2007)).....	149
Abbildung 56: Großtechnischer Reaktor in Sluisjesdijk (van der Star et al. (2007)) ...	150
Abbildung 57: Reaktoren PNAA Werdhölzli (ERZ (2008)).....	152
Abbildung 58: Messwerte Betriebsweise intermittierende Belüftung (Leitfähigkeit, Sauerstoff und NH ₄ -N) (nach Burger (2008))	153
Abbildung 59: Messwerte Betriebsweise intermittierende Belüftung (pH-Wert) (nach Burger (2008))	153
Abbildung 60: Einsparungen bei der Deammonifikation	154
Abbildung 61: SBR zur Deammonifikation mit „Swinging Redox“.....	158
Abbildung 62: Ergebnisse einer Laborversuchsanlage zur Deammonifikation.....	159
Abbildung 63: Grundvariante Kläranlage	164
Abbildung 64: Konzept 1a – Intensivierte Vorreinigung (Siebung)	165
Abbildung 65: Konzept 1b – Tropfkörper mit vorgeschalteter anoxischer Belebung ..	167
Abbildung 66: Konzept 2 – Hochlastbelebung	168
Abbildung 67: Empfohlene Einsatzbereiche für die wichtigsten biologischen Verfahren der Klärschlammstabilisierung (ATV-DVWK-M 368 (2003)).....	173
Abbildung 68: Schema der Stoffwechselprozesse bei der aeroben Stabilisierung, verändert nach Mudrack (1966).....	175
Abbildung 69: Abhängigkeit der Ausfallzeit von der Temperatur für thermophile bzw. mesophile Bakterien (Fair und Moore (1937))	177
Abbildung 70: Schema des Verfahrens zur Klärschlammfäulung (ATV (1996)).....	180
Abbildung 71: Schematische Darstellung einer Kläranlage mit simultaner aerober Schlammstabilisierung (nach Schreff (2008)).....	186
Abbildung 72: Schematische Darstellung einer Kläranlage mit anaerober Schlammstabilisierung (nach Schreff (2008)).....	187
Abbildung 73: Faulbehälter mit integriertem Gasraum in Stahlbauweise mit Blockheizkraftwerk (BHKW) in Containeraufstellung der Fa. Lipp GmbH, Tannhausen (aus Meyer und Biebersdorf (2008): Bilddokumentation der Fa. Lipp GmbH).....	189
Abbildung 74: Verfahrensschema der PYREG-Anlage (Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH (2009a)).....	193

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1:	Mindestanforderungen nach der Abwasserverordnung (deutsches Recht)	18
Tabelle 2:	Anforderungen nach der EU-Richtlinie (98/15/EG) für empfindliche Gebiete. Je nach den Gegebenheiten vor Ort können ein oder beide Parameter verwendet werden. Anzuwenden ist der Konzentrationswert oder die prozentuale Verringerung.....	19
Tabelle 3:	International gültige kinetische Koeffizienten zur Kohlenstoffentfernung durch heterotrophe Bakterien in Belebtschlamm (nach Metcalf & Eddy (2003)).....	30
Tabelle 4:	International gültige kinetische Koeffizienten zur Bemessung der Nitrifikation mit Belebtschlamm (Metcalf & Eddy (2003)).....	31
Tabelle 5:	Kennzahlen von Belevungsverfahren, Biofiltration und Tropfkörperverfahren	32
Tabelle 6:	Energieverbrauchende Komponenten einer Kläranlage (nach http://www.gfm-ingenieure.de/downloads/wwt20080331energetischeklaeranlagenoptimierung.pdf ; Stand: 20.06.2009)	34
Tabelle 7:	Verfahren der Stofftrennung und Stoffumsetzung (nach Geiger (1999))....	37
Tabelle 8:	Zusammensetzung von Rohabwasser (verändert nach Bischof und Hosang (1998))	39
Tabelle 9:	Erforderliche Durchflusszeiten in Abhängigkeit der Vorbehandlung bzw. des nachfolgenden Reinigungsverfahrens (Bischof und Hosang (1998))	41
Tabelle 10:	Einwohnerspezifische Frachten in $g/(E \cdot d)$ und Einfluss der Vorklärung (DWA A-131 (2000)).....	42
Tabelle 11:	Reduktion von BSB_5 und abfiltrierbaren Stoffen durch Vorklärbecken aufgrund empirischer Korrelationsgleichung	51
Tabelle 12:	Untersuchungen mit Abwasser der Kläranlage Garching in Bezug auf Reduzierung der abwasserrelevanten Parameter durch 2 Stunden Sedimentationszeit im Vorklärbecken (Teleman et al. (2004))	52
Tabelle 13:	Zusammenstellung von Chemikalien für Fällung und Flockung in der Abwasserreinigung (übersetzt nach Metcalf & Eddy (2003)).....	56
Tabelle 14:	Zusammenfassung der Ergebnisse für die Reduzierung abwasserrelevanter Parameter durch Feinsiebung (Köppl und Frommann (2004)).....	57
Tabelle 15:	Einflusskriterien auf die Faulgasproduktion.....	60
Tabelle 16:	Gemittelte Werte der Faulgasproduktion in der Kläranlage Theuern	66
Tabelle 17:	Spezifischer Gasanfall ausgewählter bayerischer Kläranlagen.....	68

Tabelle 18: Spezifischer Gasanfall ausgewählter Kläranlagen und Laborfermenter.....	69
Tabelle 19: Spezifischer Gasanfall einer ausgewählten Kläranlage (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007)).....	71
Tabelle 20: Löslichkeit einiger Gase in Wasser (https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNils207427.pdf ; Stand: 22.07.2009).....	80
Tabelle 21: Generationszeiten bei anaeroben Umwandlungsprozessen (https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNils207427.pdf , Stand: 22.07.2009)	82
Tabelle 22: Gegensätzlichkeiten der Durchmischung (Saake (1986))	84
Tabelle 23: Technische Daten des GSD-Reaktors	97
Tabelle 24: Technische Daten für das Reaktorsystem der Ultrawaves Wasser & Umwelttechnologien GmbH.....	98
Tabelle 25: Ertragsrechnung für Ultraschallsystem der Firma CH ₄ -Booster (http://www.ch4-booster.de/produkt/produkt.html ; Stand: 26.05.2009)	99
Tabelle 26: Ertragsrechnung für GSD-Reaktoren der Kläranlage Halle Nord.....	101
Tabelle 27: Realisierte Anlagen nach dem Verfahren der Thermodruckhydrolyse	111
Tabelle 28: Wirtschaftlichkeitsberechnung (http://www.projektinfoseite.de/Fachfirmen/Innovationspool/Gutachten/Gutachten-Optimierung-Moosburg-Fortschreibung.pdf , Stand 27.05.2009)	115
Tabelle 29: Energiebilanzen für eine Modellkläranlage mit 100.000 EW und Überschussschlamm-Desintegration (nach DWA (2005)).....	116
Tabelle 30: Günstige Konzentration gelöster Spurenelemente im Anaerobreaktor (ATV-FA 7.5 (1990)).....	123
Tabelle 31: Gegenüberstellung von Vor- und Nachteilen der ein- und zweistufigen Verfahrensweise (Böhnke et al. (1993))	126
Tabelle 32: Milieuanforderungen einer zweistufigen anaeroben Verfahrensweise (Weiland (2001)).....	127
Tabelle 33: Strombedarf verschiedener Behandlungsverfahren in Entwicklungsländern (kWh/kg BSB ₅ abgebaut) (GTZ/TBW (1998)).....	127
Tabelle 34: Maximale Biogasausbeuten bei vollständigem Abbau der organischen ..	128
Tabelle 35: Faustzahlen für Methan- und Energieproduktion bei der anaeroben Abwasserbehandlung in warmen Klimazonen (GTZ/TBW (1998)).....	128
Tabelle 36: Emissionsverhalten von UASB + Nachreinigungsteichen, Fakultativteichen und Belebtschlammverfahren bei kommunaler Abwasserreinigung in warmen Klimazonen (GTZ/TBW (1998)).....	129

Tabelle 37: Große anaerobe Reaktoren zur kommunalen Abwasserreinigung (GTZ/TBW (1998)).....	131
Tabelle 38: Beispielhafte Werte für UASB-Systeme im Vergleich zu Referenzverfahren (GTZ/ TBW (1998)).....	132
Tabelle 39: Übersicht über Betriebs-, Bemessungs- und Leistungsdaten von UASB-Reaktoren (Alaerts et al. (1990))	132
Tabelle 40: Anwendungsvergleich der Anaerobtechnologie im Sektor kommunale Abwässer (GTZ/TBW (1998) nach Switzenbaum (1995))	133
Tabelle 41: Systeme zur Stickstoffentfernung (Jetten et al. (2002))	144
Tabelle 42: Jahreskosten der bestehenden Anlage in Hattingen zur Deammonifikation auf der Basis abgerechneter Investitions- und Betriebskosten im Vergleich zu anderen Verfahren der Stickstoffentfernung (Thöle et al. (2005))	156
Tabelle 43: Betriebskosten für die Prozesswasserbehandlung der Kläranlage Strass (Wett (2008))	157
Tabelle 44: Wechselwirkung von gesteigerter Faulgasproduktion, anaerober Abwasserbehandlung und Deammonifikation	162
Tabelle 45: Nährstoffabbau, Energiebedarf, Biomasse- und Biogasproduktion für die vorgestellten Verfahrenskonzepte	169
Tabelle 46: Erforderlicher Stabilisierungsgrad in Abhängigkeit vom Verwertungs- oder Beseitigungsziel (nach ATV-DVWK-M 368 (2003)).....	171
Tabelle 47: Übersicht der wichtigsten Verfahren zur Schlammstabilisierung (nach ATV-DVWK-M 368 (2003))	172
Tabelle 48: Methangehalte und Heizwerte unterschiedlicher Biogase (nach ATV-DVWK-M 363 (2002))	181
Tabelle 49: Abhängigkeit des zu erwartenden Biogasanfalls von der eingesetzten Abwasserreinigungstechnik (nach Kapp (1984) und ATV-DVWK-M 363 (2002))	183
Tabelle 50: CO ₂ -Emissionen verschiedener Reinigungsverfahren innerhalb Kanadas (Monteith et al. (2005))	188
Tabelle 51: Vereinfachte Kostenabschätzung für eine Faulungsanlage für eine Kläranlage mit 10.000 Einwohnerwerten (nach Schreff (2008)).....	190

Formelverzeichnis

Formel 1:	Wachstumsgeschwindigkeit	22
Formel 2:	Einfluss der Temperatur auf die Wachstumsgeschwindigkeit der Bakterien bei biologischen Prozessen (Metcalf & Eddy (2003)).....	29
Formel 3:	Nitrifikation.....	29
Formel 4:	Grundsätzliche Abhängigkeit der Umsatzrate einer biochemischen Reaktion von Wachstumsrate μ_{max} [1/d], Biomassekonzentration X [g/m ³], Ertragskoeffizient $Y_{X/S}$ [g/g], Halbsättigungskonstante K_S [g/m ³] und Substratkonzentration c_S [g/m ³]	30
Formel 5:	BSB-Reduktion durch Vorklärung (Crities und Tchobangolous (1998))	51
Formel 6:	Carbonat-Puffer	80
Formel 7:	Hydraulische Verweilzeit	82
Formel 8:	Geschwindigkeitsamplitude	94
Formel 9:	Druckamplitude.....	94
Formel 10:	Anammox-Reaktion	141
Formel 11:	Nitritation	146
Formel 12:	Denitritation	146

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Erläuterung
AFS	Abfiltrierbare Stoffe
AOX	Adsorbierbare organisch gebundene Halogene
ATZ Sulzbach-Rosenberg	Applikations- und Technikzentrum Entwicklungszentrum
BHKW	Blockheizkraftwerk
BMBF	Bundesministerium für Bildung und Forschung
B _R	Raumbelastung
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf
BSB ₅	Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
C	Kohlenstoff
CHP	Kraft-Wärme-Kopplung
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
DEUS 21	Dezentrales Urbanes Infrastruktursystem
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V.
E	Einwohner
EEG	Erneuerbare-Energien-Gesetz
EGSB	Expanded Granular Sludge Bed
ERZ	Entsorgung + Recycling Zürich
EW	Einwohnerwerte
EWG	Einwohnergleichwerte
FHM	Flockungshilfsmittel
GSD	Gegenstromdesintegration
GV	Glühverlust
HRT	Hydraulic Retention Time (hydraulische Verweilzeit)
HSS	HUBER Sludge Squeezer
KA Abwasser, Abfall	Korrespondenz Abwasser, Abfall – Zeitschrift der DWA

KAT	Kläranlage Theuern
MAP	Magnesium-Ammonium-Phosphat-Fällung
N/N ₂	Stickstoff
NDH	Niederdruckhomogenisator
NH ₃	Ammoniak
NH ₄ ⁺	Ammonium
NO ₂ ⁻	Nitrit
NO ₃ ⁻	Nitrat
NOB	Nitritoxidierer
ORP	Redoxpotenzial
P	Phosphor
PAK	Polyzyklische aromatische Kohlenwasserstoffe
PNAA	Partielle Nitritation/ Anaerobe Ammoniumoxidation
RGT-Regel	Reaktionsgeschwindigkeit-Temperatur-Regel
SBR	Sequencing Batch Reactor
t	Zeit
TDH	Thermodruckhydrolyse
t _h	Hydraulische Verweilzeit
TR	Trockenrückstand
TS	Trockensubstanz
t _s	Feststoffaufenthaltszeit
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (Schlammbedtrektor)
V	Volumen
VDMA	Verein Deutscher Maschinen- und Anlagenbauer

1 Wesentliche Ergebnisse des Berichtes

- Grundsätzlich ist in Zukunft die Frage der Abwasserableitung zu überdenken: Mischsystem oder besser: Trennsystem (Stoffstromtrennung)
- Die Stoffstromtrennung beinhaltet das Potenzial für neue verfahrenstechnische Ansätze zur Reinigung von Abwasser
- Vor jeglicher Verfahrensänderung oder –ergänzung ist eine Aufnahme der IST-Belastung der Abwasserbehandlungsanlage und des Schlammanfalls vorzunehmen.
- Vorhandene Kläranlagen weisen bereits Kennzeichen auf, die bei einer Verfahrensänderung grundsätzlich berücksichtigt werden müssen
- Die in der organischen Masse des Rohabwassers gebundene Energie beträgt in Deutschland 159 kWh/(EW*a)
- Durch den Einsatz von elektrischer Energie bei der Abwasserreinigung werden derzeit in Deutschland pro Einwohner 12 bis 54 kg CO₂ pro Jahr erzeugt
- Die Anaerobtechnik für Abwasser ist in warmen Klimazonen hoch interessant, in Deutschland ist der Einsatz aufgrund der Abwassertemperatur schwierig.
- Die Anaerobtechnik für die Schlammreduktion bzw. -behandlung bei Kläranlagen bis runter zu 10.000 EW hat eine gute Umsetzbarkeit, vor allem bei neuen Anlagen.
- Desintegrationsverfahren zur Behandlung von Klärschlamm zur Steigerung der Faulgasausbeute sollten im Einzelfall vorab durch Bilanzierungen (CSB, Energie u. a.) vorgeprüft und ggf. durch halbtechnische Versuche getestet werden.
- Zur Erhöhung der Faulgasproduktion kann über die mechanische Reinigung Kohlenstoff aus dem Abwasser entzogen werden.
- Diese Erhöhung der Faulgasproduktion wird zum Teil mit dem Einsatz einer künstlichen C-Quelle für die Denitrifikation erkauf.
- Die Deammonifikation sollte für die Behandlung von Prozesswasser auf jeden Fall eingesetzt werden, da bis zu 10 % der elektrischen Energie eingespart werden können.
- Die geforderte Reinigungsleistung von Kläranlagen sollte mit Einschränkungen nicht nur anhand von Ablaufkonzentrationen festgesetzt werden, sondern sich auch an Frachten orientieren.

2 Einleitung

Gemäß der EU-Richtlinie 91/271 vom 21. Mai 1991 über das Sammeln, Behandeln und Einleiten von kommunalem Abwasser und das Behandeln und Einleiten von Abwasser bestimmter Industriebranchen soll die Umwelt vor den schädlichen Auswirkungen dieses Abwassers geschützt werden. Des Weiteren sind aufgrund der EU-Richtlinie 2006/32/EG bis zum neunten Jahr deren Anwendung generell 9 % der Energie mittels Energiedienstleistungen und anderen Energieeffizienzmaßnahmen einzusparen (Artikel 4 (1)). Hierbei soll der öffentliche Sektor als Vorbild dienen und Energieeffizienzmaßnahmen ergreifen, deren Schwerpunkt auf kostenwirksamen Maßnahmen liegt (Artikel 5). Dies ist vor allem im Hinblick darauf sehr wichtig, dass die Kläranlage in der Regel der größte Stromverbraucher einer Kommune ist und rund 20 bis 50 % des kommunalen Stromverbrauchs zu Lasten der Abwasserreinigung gehen. Etwa 15 % der Betriebskosten einer Kläranlage beinhalten die Energieversorgung, wobei über 60 % des Stromverbrauchs im Bereich der Belebung und Nachklärung anfallen (Müller et al. (1999)).

Vor diesem Hintergrund wurde das Forschungsvorhaben „Kläranlage der Zukunft“ vom Bayerischen Landesamt für Umwelt an den Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität München, die Professur für Siedlungswasserwirtschaft der Universität der Bundeswehr München und das Labor angepasste Wassertechnologien der Hochschule Amberg-Weiden vergeben, um Energieeinsparpotentiale für Kläranlagen in den Bereichen Faulgasproduktion, Anaerobtechnik und Deammonifikation aufzuzeigen und deren Umsetzung auf kommunalen Kläranlagen zu untersuchen.

Über diesen Ansatz der kostenwirksamen Maßnahmen hinaus gehen auch die Aspekte und Fragstellungen im Zusammenhang mit der Abwassererfassung und -ableitung sowie der Aufteilung und separaten Behandlung verschiedener Abwasserteilströme in den vorliegenden Bericht ein. Aus diesem Grund werden dazu einige Anmerkungen in einem einleitenden Kapitel vorgestellt und deren Potenziale diskutiert, selbst wenn sie unter Berücksichtigung des derzeitigen Ausbauszustands der abwassertechnischen Infrastruktur keine Schwerpunkte kurzfristig realisierbarer Konzepte darstellen können.

3 Konzeptionelle Herangehensweise an die Kläranlage der Zukunft

3.1 Rechtliche Rahmenbedingungen

Die Rahmenbedingungen für das Einleiten von gereinigtem Abwasser in einen Vorfluter in Bayern ergeben sich vor allem aus den deutschlandspezifischen Rechtsgrundlagen. Die Anforderungen an Nährstoffgehalte im Ablauf kommunaler Abwasserbehandlungsanlagen in der Bundesrepublik Deutschland sind seit dem 21.03.1997 in der Abwasserverordnung (AbwV), deren Neufassung am 1.01.2005 in Kraft getreten ist, geregelt. Dem gegenüber steht die EU-„Richtlinie des Rates vom 21.05.1991 (91/271/EWG) über die Behandlung von kommunalem Abwasser“, geändert durch die Richtlinie vom 27. Februar 1998 (98/15/EG).

Die beiden Vorschriften differenzieren vor allem durch die Unterscheidung nach verschiedenen Größenklassen der Kläranlagen (siehe Tabelle 1 und Tabelle 2):

Tabelle 1: Mindestanforderungen nach der Abwasserverordnung (deutsches Recht)

Proben nach Größenklassen der Abwasserbehandlungsanlagen BSB ₅ /d (EW)	Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) (mg/l)	Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen (BSB ₅) (mg/l)	Ammoniumstickstoff (NH ₄ -N) (mg/l)	Stickstoff, gesamt, als Summe von Ammonium-, Nitrit- und Nitratstickstoff (N _{ges}) (mg/l)	Phosphor, gesamt (P _{ges}) (mg/l)
	Qualifizierte Stichprobe oder 2-Stunden-Mischprobe Höchstens eine der letzten fünf Überprüfungen darf den Grenzwert übersteigen, höchstens um 100%				
Größenklasse 1 kleiner als 60 kg/d BSB ₅ (roh) (<1.000)	150	40	-	-	-
Größenklasse 2 60 bis 300 kg/d BSB ₅ (roh) (1.000 bis 5.000)	110	25	-	-	-
Größenklasse 3 300 bis 600 kg/d BSB ₅ (roh) (5.000 bis 10.000)	90	20	10	-	-
Größenklasse 4 600 bis 6000 kg/d BSB ₅ (roh) (10.000 bis 100.000)	90	20	10	18	2
Größenklasse 5 größer als 6000 kg/d BSB ₅ (roh) (> 100.000)	75	15	10	13	1

Die Anforderungen gelten für Ammoniumstickstoff und Stickstoff gesamt, bei einer Abwassertemperatur von 12°C und größer im Ablauf des biologischen Reaktors der Abwasserbehandlungsanlage. An die Stelle von 12°C kann auch die zeitliche Begrenzung vom 1. Mai bis 31. Oktober treten. In der wasserrechtlichen Zulassung kann für Stickstoff gesamt, eine höhere Konzentration bis zu 25 mg/l zugelassen werden, wenn die Verminderung der Gesamtstickstofffracht mindestens 70 % beträgt.

Grundsätzlich können in den einzelnen Mitgliedsstaaten der Europäischen Union eigene Regelungen – wie in Deutschland – angewandt werden, solange diese den Anforderungen der EU-Richtlinie gerecht werden (siehe Tabelle 2):

Tabelle 2: Anforderungen nach der EU-Richtlinie (98/15/EG) für empfindliche Gebiete. Je nach den Gegebenheiten vor Ort können ein oder beide Parameter verwendet werden. Anzuwenden ist der Konzentrationswert oder die prozentuale Verringerung.

Parameter	Jahresmittlere Konzentration 10.000 bis 100.000 EW	Jahresmittlere Konzentration größer 100.000 EW	Prozentuale Mindestverringierung (¹)
Phosphor insgesamt	2 mg/l	1 mg/l	80
Stickstoff insgesamt (²)	15 (³) mg/l	10 (³) mg/l	70-80

(¹) Verringerung bezogen auf die Belastung des Zulaufs.

(²) Stickstoff insgesamt bedeutet die Summe von Kjeldahl-Stickstoff (organischer N + NH₃), Nitrat-Stickstoff und Nitrit-Stickstoff.

(³) Bei diesen Konzentrationswerten handelt es sich um jährliche Durchschnittswerte gemäß Anhang I Punkt D.4.c). Die Erfüllung der Anforderungen für Stickstoff kann jedoch anhand von täglichen Durchschnittswerten überprüft werden, wenn gemäß Anhang I Punkt D.1 das gleiche Umweltschutzniveau nachgewiesen werden kann. In diesem Fall darf der tägliche Durchschnittswert für Stickstoff bei allen Proben 20 mg/l insgesamt nicht überschreiten; dies gilt bei einer Abwassertemperatur im biologischen Reaktor von mindestens 12° C. Anstatt der Temperatur kann auch eine begrenzte Betriebszeit vorgegeben werden, die den regionalen klimatischen Verhältnissen Rechnung trägt.

Die Grundanforderungen für ein „Normalgebiet“ liegen bei CSB ≤ 125 mg/l (75 %) und BSB₅ ≤ 25 mg/l (70 - 90 %), wobei die zulässige Anzahl der Proben über dem Grenzwert von dem Probenumfang abhängt. Die Höchstüberschreitung der einzelnen Probe liegt bei 100 %. Wichtig ist hier, dass für die Nährstoffe Stickstoff und Phosphor Jahresmittelwerte der Proben verwendet werden.

Insbesondere für die Probenahme (qualifizierte Stichproben bzw. 2 h-Mischprobe gegenüber 24 h-Mischprobe) und den Probenumfang (4 aus 5 -Regel gegenüber probenumfangabhängige Überschreitung für die organischen Schmutzstoffe bzw. Jahresmittelwerte für die Nährstoffe) unterscheidet sich die Regelung in Deutschland deutlich von der in Tabelle 2 dargestellten Vorgehensweise.

3.2 Verfahren – technische Anforderungen und Möglichkeiten

3.2.1 Abwassersammlung

Die Stoffumsetzungsraten und Stoffumsetzungsgeschwindigkeiten bei der Abwasserreinigung sind abhängig von der Abwasserkonzentration, der Abwasserzusammensetzung und der Abwassertemperatur. Diese Faktoren wiederum sind abhängig vom eingesetzten Entwässerungsverfahren und vom vorherrschenden Entwässerungssystem sowie andererseits von den Reaktortypen. Die Abbildung 1 stellt dabei die Abhängigkeiten der Abwasserbeschaffenheit dar.

Beim Entwässerungsverfahren liegen entweder Misch- oder Trennkanaalisation vor, wobei der Zustand des Kanals erheblichen Einfluss auf die im abgeleiteten Abwasserstrom zusätzlich mit abfließende, teilweise erhebliche, Fremdwassermenge hat. Beim Mischverfahren nimmt die zusätzlich mit abgeführte Regenwassermenge einen großen

Volumenanteil ein. Die Konzentrationen der im Abwasser enthaltenen Inhaltsstoffe nehmen gleichzeitig mit abnehmendem Wasseranteil zu und auch die Temperaturen liegen bei der Trennkanalisation (in den Wintermonaten) um rund 3° C höher als bei der gemeinsamen Ableitung von Schmutz- und Regenwasser. Beim Entwässerungssystem wird zwischen Druck- und Vakuumsystem unterschieden und auch hierbei ist der Einfluss auf die oben genannten Bezugsgrößen sehr unterschiedlich. Die Vakuumentwässerung kommt mit einer sehr geringen Spülwassermenge für die Toilettenspülung aus (ca. 9 l/(E*d)), wohingegen bei der Druckentwässerung bis zu 10 Liter pro Spülvorgang verbraucht werden. Mit sinkendem Wasserverbrauch steigen weiterhin sowohl die Temperatur als auch die Konzentration des Abwasserstroms.

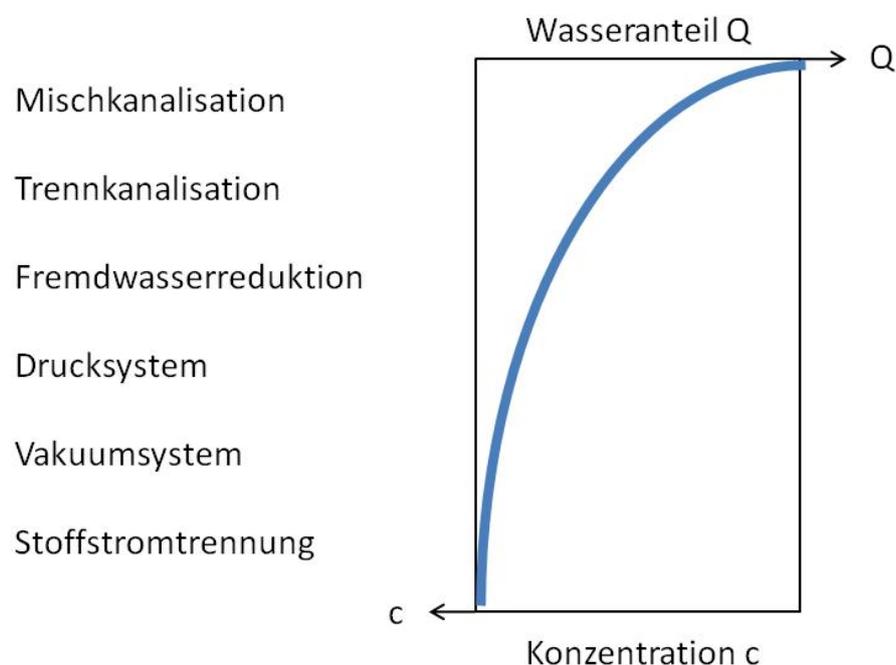


Abbildung 1: Einflussnahme des Entwässerungskonzeptes auf Wasseranteil und Konzentration des Abwasser(teil)stroms

Die Trennung und separate Ableitung einzelner Abwasserteilströme (Grauwasser, Gelbwasser, Braunwasser) schließlich führen zur deutlichsten Reduktion im Wasserverbrauch bei gleichzeitiger Erreichung höchster Konzentrationen und Temperaturen im Abwasserteilstrom.

Bei einem sinkenden Abwasseraufkommen sinkt gleichzeitig auch der Energieverbrauch für die Abwasserableitung und -behandlung. Bereits bei der Abwasserableitung fällt entsprechend der Wasserreduktion weniger Pumpenergie und bei der Abwasseraufbereitung, je nach Behandlungsverfahren, weniger Prozessenergie (z. B. für die Belüftung) an. Es wird approximiert, dass die Stoffstromtrennung eine Kläranlage von

einem Energieverbraucher in einen Energieproduzenten umwandeln könnte: Statt 11 Watt pro Einwohner und Tag zu verbrauchen, können 2 Watt Primärenergie pro Einwohner und Tag erzeugt werden (Larsen, T. (2009)).

Darüber hinaus führt ein abnehmender Wasseranteil zu einer Temperaturerhöhung im abgeführten Abwasser(teil)strom und wirkt sich damit auch positiv auf die Prozesse der Abwasserreinigung aus (Holtorff et al. (2008)). Die Temperatur spielt für die biologischen Vorgänge eine entscheidende Rolle. Stoffwechselfvorgänge wie die Nitrifikation sind bei niedrigen Temperaturen verlangsamt, was mit der Forderung einer vollständigen Nitrifikation nur für Abwassertemperaturen über 12° C einhergeht (ATV-DVWK A 131 (2000)). Eine Temperaturerniedrigung von 12°C auf 10°C wirkt sich dabei bereits geschwindigkeitsmindernd auf die Reaktionsvorgänge aus. Abbildung 2 verdeutlicht dabei diesen Zusammenhang.

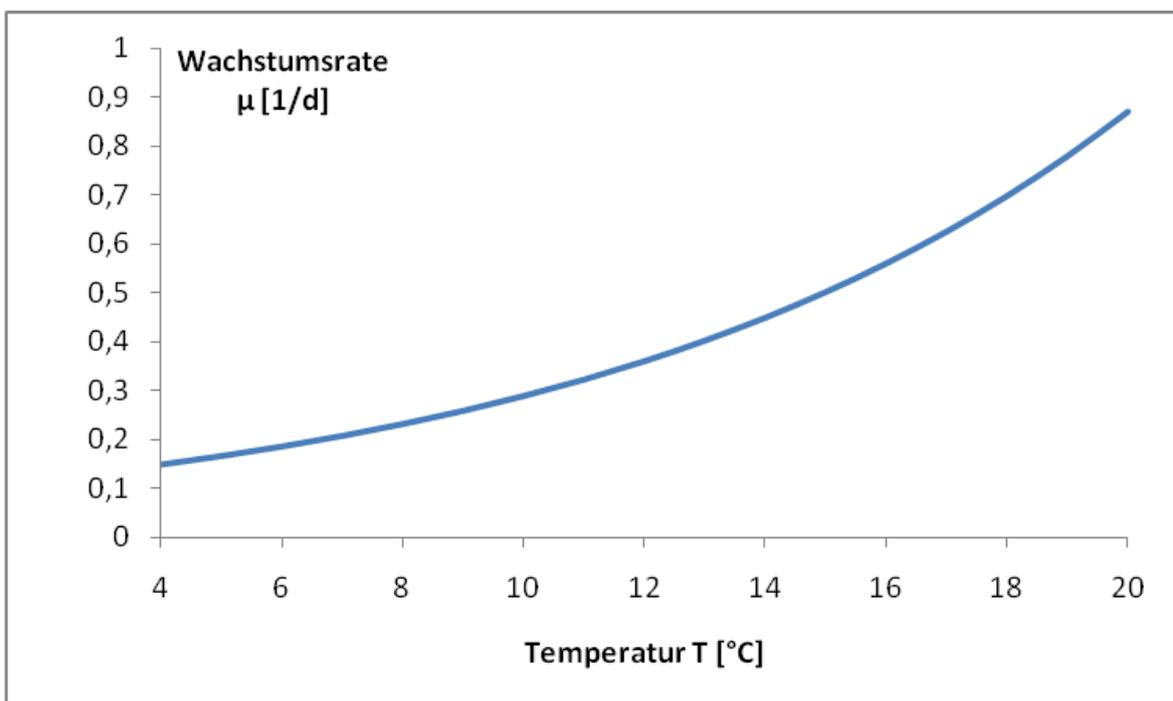


Abbildung 2: Zusammenhang zwischen der Wachstumsgeschwindigkeit von Nitrosomonas und der Temperatur des Abwassers (nach Gujer (1999))

Bei der höheren Temperatur von 12° C leisten die Bakterien gemäß folgender Formel 1

$$\mu = 0,29/d * e^{(0,11*(T-10^{\circ} C))}$$

μ : Wachstumsgeschwindigkeit

d: Tag

T: Temperatur

Formel 1: Wachstumsgeschwindigkeit

$0,36 / 0,29 = 1,25$ (25 %) mal mehr als bei der tieferen Temperatur von $10^{\circ} C$

mit $e^{(0,11*(12^{\circ} C-10^{\circ} C))} = 0,36$ ($T = 12^{\circ} C$)

und $e^{(0,11*(10^{\circ} C-10^{\circ} C))} = 0,29$ ($T = 10^{\circ} C$).

Eine Verlangsamung der Raten (z. B. Wachstumsraten, BSB-Abbau, Nitrifikation, etc.) führt in der Konsequenz wegen der notwendigen höheren Konzentration an Biomasse zu einem höheren Energie- und Sauerstoffverbrauch in der Belebung oder zu einer geringeren Reinigungsleistung.

Es muss grundsätzlich bedacht werden, dass die von Kläranlagen in die Vorfluter eingeleiteten Frachten bei einem hohen Abwasseraufkommen pro Einwohner (ohne gewerbliche oder industrielle Einleitungen) ansteigen. Da die Zulauffrachten von den angeschlossenen Einwohnern abhängen und vom Abwasservolumenstrom unabhängig sind, ergibt sich mit zunehmendem Wasseranteil und konstanter Zulauffracht eine Abnahme des Wirkungsgrades der Abwasserreinigung.

In der Folge hat ein zu Gunsten konzentrierterer Abwasser(teil)ströme verändertes Abwasserentsorgungskonzept erhebliche Auswirkungen auf den Wirkungsgrad und damit den Betrieb einer Kläranlage. In Bayern beispielsweise beträgt der CSB bzw. BSB₅ im Zulauf zur Kläranlage gemäß DWA Leistungsvergleich (2007) 503 mg/l bzw. 255 mg/l. Um die geforderten Ablaufwerte für eine Kläranlage von 100.000 EW einzuhalten (CSB: 90 mg/l, BSB₅: 20 mg/l), beträgt der Wirkungsgrad der Reinigung 82 % bzw. 92 %. Im wassersparenden Mecklenburg-Vorpommern hingegen beträgt der CSB bzw. BSB₅ im Zulauf zur Kläranlage 1035 mg/l bzw. 406 mg/l. Bei Einhaltung der Ablaufanforderungen ergibt sich damit ein Wirkungsgrad von 91 % bzw. 95 %. Volumenmäßig geringere, jedoch hochkonzentrierte Abwasserströme bedingen bei gleichbleibendem Reinigungswirkungsgrad der Kläranlage höhere Ablaufkonzentrationen. Sie erzeugen aber in der Summe reduzierte Ablauffrachten. Gleichzeitig kann der Energiebedarf einer Kläranlage deutlich und nachhaltig reduziert werden. Darüber hinaus können mit einer Reduzierung und Vergleichmäßigung der Zuflüsse zur Kläranlage Kapazitätsreserven eingespart werden.

3.2.2 Stoffstromtrennung

Neuartige Sanitärsysteme (NASS) streben die Wiederverwendung von Wasser und die Verwertung von Abwasserinhaltsstoffen (Nährstoffe, org. Stoffe etc.) an. Grundgedanke dieser ressourcenorientierten Sanitärsysteme ist die getrennte Erfassung und gezielte Behandlung von Teilströmen aus zu Wohnzwecken genutzten Anlagen oder ähnlichen Herkunftsbereichen.

Ziele von NASS sind

- die Nutzung oder Wiederverwertung von Stoff- und Wasserströmen im betrachteten Einzugsgebiet,
- das Angebot von kosteneffizienten Alternativen zu bestehenden Systemen,
- das Angebot an die abwasserbeseitigungspflichtigen kommunalen Körperschaften zur Ergänzung der konventionellen Entwässerungssysteme sowie
- die Darstellung einer erweiterten Verfahrenspalette (auch zur Verwendung im Ausland).

NASS entsprechen in Deutschland derzeit noch nicht der etablierten konventionellen Technik; sie unterliegen aber oftmals dem Stand der Technik (DWA (2009)).

Als Teilströme des im Haus anfallenden Abwassers gelten Gelbwasser (Urin), Grauwasser (ohne Fäkalien) und Schwarzwasser (Fäkalien (Urin und Fäzes)) mit Spülwasser. Die Verteilung der Nährstoffe ergibt sich gemäß nachfolgender Abbildung 3:

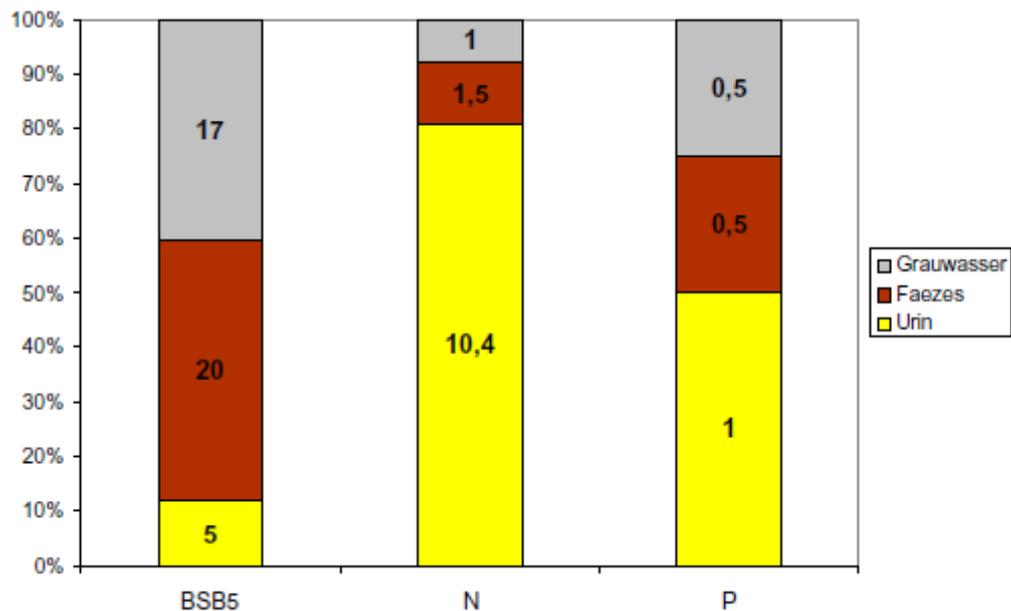


Abbildung 3: Einwohnerspezifische BSB₅-, N- und P-Frachten in den verschiedenen Teilströmen [g/(E•d)] (DWA (2009))

Deutlich ist zu erkennen, dass der Nährstoffanteil im Urin mit 81 % des Stickstoffs und 50 % des Phosphors besonders hoch ist. Eine Abtrennung des Urins aus dem konventionellen Abwasserstrom weist damit ein großes Potenzial auf: Zum einen in der Möglichkeit der Rückgewinnung der Elemente Phosphor und Stickstoff, zum anderen in der Möglichkeit, die biologischen Abbauprozesse in einer Kläranlage einfacher, kostengünstiger und mit weniger Energieeinsatz zu gestalten und darüber hinaus mit dem Potenzial, eine höhere Klärschlammqualität zu produzieren. Ein denkbares Erfassungsmodell ist in Abbildung 4 dargestellt:

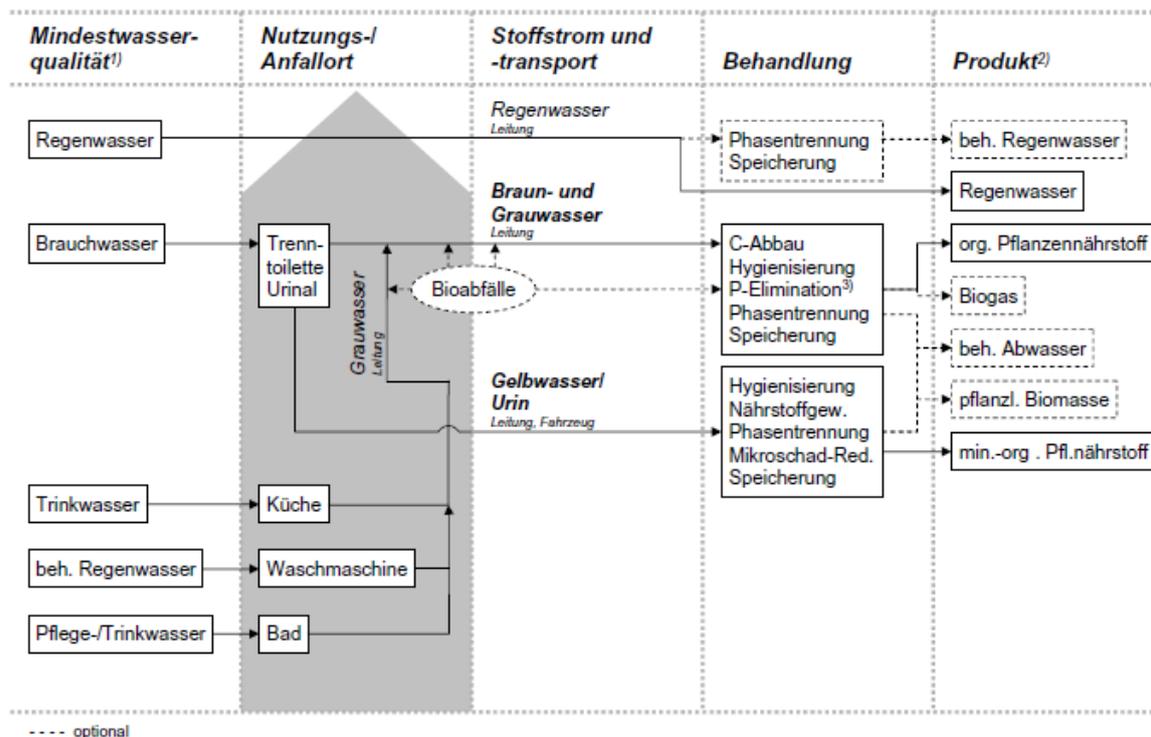


Abbildung 4: Systemdarstellung Urinabtrennung 2-Stoffstromsystem, 1) Höhere Wasserqualitäten für die Nutzung einsetzbar, 2) Verbleib gemäß Tab. 4.2 (DWA (2009)), 3) Nur bei Küchenabfällen sinnvoll (DWA (2009))

Welche Auswirkungen sich auf den Betrieb einer Kläranlage ergeben, soll kurz an dieser Stelle aufgezeigt werden (Bischof (2007)):

Konzipiert man für 100.000 Einwohner eine konventionelle biologische Behandlung mit Vorklärung nach dem DWA-Arbeitsblatt der A 131, so errechnet sich die Größe für die biologische Stufe einer Abwasserreinigung mit Nitrifikation und Denitrifikation für normal zusammengesetztes Abwasser zu ca. 19.400 m³. Dabei werden etwa 460 kg/h Sauerstoff benötigt und täglich fallen ca. 7.800 kg Schlamm an. Mit diesem Bemessungsansatz kann eine Ablaufkonzentration von ca. 10 mg/l Stickstoff erreicht werden.

Für den Fall, dass der Urin nicht mehr im Abwasser enthalten ist, beträgt der Zulauf in die Kläranlage nur noch 12 mg/l Gesamtstickstoff. Da während des Abbaus der Kohlenstoffverbindungen auch Stickstoff und Phosphor benötigt wird, wird der Ablaufwert für den Stickstoff ohne zusätzliche biotechnische Verfahrensabläufe in gleicher Größenordnung wie bei geregelter Nitrifikation und Denitrifikation bei Behandlung von Abwasser mit Urin liegen. Allerdings kann nun in diesem Fall eine Kläranlage mit alleiniger Kohlenstoffreduzierung geplant werden. Dies hat zur Folge, dass das notwendige Reaktionsvolumen für das Belebungsbecken auf etwa 5.500 m³ reduziert werden kann, was einer theoretischen Einsparung von etwa 70 % entspricht. Die

Einsparung der Investitionskosten lässt sich für diesen Fall entsprechend der Datenerhebung von Günthert (2001) mit 2,5 Mio. Euro berechnen. Der für diesen Fall notwendige Sauerstoffeintrag reduziert sich um ca.40% auf 260 kg/h. Der täglich produzierte Schlamm liegt mit ca. 8.000 kg in vergleichbarer Größenordnung. Diskutiert man die Auswirkungen nicht alleine unter abwasserspezifischen Aspekten, sondern ergänzt diese um die Aspekte der Nachhaltigkeit, lassen sich folgende Punkte feststellen (Bischof (2007)):

Neben der Einsparung von Beckenvolumen und daraus resultierenden Investitionskosteneinsparungen von 2,5 Millionen €, ergeben sich für Abwasserreinigungskonzepte ohne Urin weitere interessante Aspekte.

Die Anlagen könnten relativ einfach aufgebaut und geregelt werden, was den notwendigen Einsatz gerade auch in Entwicklungs- und Schwellenländern zu Gute käme, da dort oftmals von geringerem Kenntnisstand im Zusammenhang mit dem Betrieb von Kläranlagen auszugehen ist. Ferner wird aufgrund eines hohen Rückhalts endokriner Stoffe und Arzneimittelrückstände aus dem restlichen Abwasserstrom eine vergleichsweise hohe Klärschlammqualität erzeugt, was einer Rückführung in die landwirtschaftliche Nutzung zu Gute kommen könnte. Durch den geringeren Sauerstoffverbrauch lassen sich weiterhin die Energiekosten beträchtlich reduzieren.

Interessante Aspekte ergeben sich zusätzlich bei der Diskussion der eingesparten Energie. Durch die Reduzierung des erforderlichen Sauerstoffeintrags von ca. 200 kg/h resultiert bei einem mittleren Sauerstoffeintragswert von 2,2 kg O₂/kWh für Belüftungsvorrichtungen eine jährliche Einsparung von knapp 785.000 kWh, bzw. von 117.000 € bei Kosten von 0,15 €/kWh; einwohnerspezifisch entspricht dies einer Einsparung von 7,85 kWh/(E*a) bzw. von mehr als 20 % in Bezug auf den durchschnittlichen Energieverbrauch von 35 kWh/(E*a).

Unter dem Gesichtspunkt der Nachhaltigkeit und der Klimadiskussion entspricht diese Energieeinsparung einer Reduzierung von produziertem CO₂ in Höhe von ca. 488.000 kg jährlich.

Gerade in Hinblick auf die Einsparung von CO₂ aus fossilen Energieträgern laufen in Deutschland enorme Anstrengungen, um die Abhängigkeit von Kohle und Öl zu reduzieren. Aus diesem Grund wurde das Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) geschaffen, das die Vergütung von Strom für einen Zeitraum von 20 Jahren festgelegt. An dieser Stelle soll ein Vergleich zur Photovoltaik hergestellt werden: Um in Deutschland

785.000 kWh/a Solarstrom zu produzieren, sind nach heutigem Stand der Technik ca. 800 kW_{peak} installierte Leistung erforderlich, was zu Investitionskosten von 3,3 Mio. € führt. Bezogen auf die 20jährige Vertragslaufzeit nach dem EEG ist der Gesetzgeber bereit, die jährliche Produktion von 785.000 kWh mit Hilfe der Photovoltaik mit einem Betrag in einer Größenordnung von ca. 7.000.000 €/20a zu vergüten.

Der separierte Urin kann darüber hinaus, in Abhängigkeit der organischen Spurenstoffe und der eingesetzten Aufbereitungstechnologien, das Potenzial aufweisen, eine Wertschöpfung aufgrund der enthaltenen Nährstoffe zu ermöglichen. Welches Potenzial gegeben ist, liefert der Vergleich mit dem Marktwert von mineralischen Düngern. So liegen marktübliche Preise (Stand: Januar 2008) von Ammonsalpeter (27 % N) mit 46 € pro 100 kg und für einen Phosphordünger mit 46 % Anteil (Triple-Super gek.) bei 82 € pro 100 kg. Legt man wiederum den von 100.000 EW jährlich separierten Urin zugrunde und berechnet den Nährstoffanteil aufgrund der Zusammensetzung, so liegen annähernd 400 t Stickstoff und 36,5 t Phosphor mit einem Marktwert von ca. 680.000 € für Stickstoff und 65.000 € für Phosphor vor.

Vorstehende Betrachtungen stellen eine Potenzialbetrachtung dar und zeigen, dass eine Kläranlage der Zukunft Abstand vom bislang praktizierten Verdünnungsansatz der einzelnen Abwasserteilströme nehmen muss und der aufgezeigte Nutzen bei Abwesenheit von Urin im häuslichen Abwasser den Aufwand mit Separation und Monobehandlung unter Aspekten der Energieeinsparung und Nachhaltigkeit rechtfertigt. Die in Deutschland bereits realisierte Infrastruktur erlaubt eine wirtschaftliche Umsetzung der Urinseparierung jedoch nur noch in Ausnahmefällen; sollte jedoch exemplarisch in Pilotprojekten demonstriert werden, um die Marktchancen für deutsche Unternehmen im Ausland zu erhöhen.

3.2.3 Limitierungen der konventionellen Verfahren zur Abwasserreinigung unter Berücksichtigung der derzeit gültigen Rahmenbedingungen

Planung, Bau und Betrieb einer Kläranlage sind sehr stark an die Rahmenbedingungen Entwässerung und Einleitbedingungen gekoppelt. Wie in den obigen Abschnitten gezeigt werden konnte, hat das gewählte Entwässerungsverfahren/-system einen starken Einfluss auf die Verfahrensschritte, mit denen das Abwasser behandelt werden kann. Die Einleitbedingungen geben auf der anderen Seite vor, ob gemittelte Ablaufwerte (wie in anderen Ländern der EU üblich) eingehalten, oder ob auch kurzfristige Spitzenwerte

abgefangen werden müssen. Beides bestimmt zurzeit in Deutschland maßgeblich die Kläranlagenverfahrenstechnik.

Die unterschiedlichen Reaktortypen haben beispielsweise erheblichen Einfluss auf die Reinigungsleistung und die Ablaufkonzentrationen. Für ein voll durchmischtes Becken gilt, dass an jeder Stelle jeweils die gleiche Konzentration vorliegt, die gleich derjenigen im Beckenablauf ist. Unterteilt man das Mischbecken in mehrere kleinere Einheiten (Mischbeckenkaskade), so ändert sich bei einem sprunghaften Anstieg der Zulaufkonzentration die Ablaufkonzentration zuerst langsamer und dann schneller als im voll durchmischten Becken gleicher Größe. Bei einem Pfropfenreaktor ist bei einer stoßartigen Konzentrationserhöhung zunächst nichts zu bemerken. Je nach Verweilzeit erfolgen ein rascher Anstieg und ein langsames Abklingen im Ablauf des Reaktors.

Die biologischen Stoffumsetzungsprozesse beeinflussen maßgeblich den Prozess der Abwasserreinigung. Beim aeroben Kohlenstoffabbau werden ca. 50 % des Kohlenstoffs im Abwasser in CO₂ umgewandelt, ca. 50 % verbleiben im aeroben Überschussschlamm. Dieser Stoffwechselprozess zeichnet sich durch hohe Wachstumsraten (Überschussschlammproduktion) und bei konzentrierten Abwässern oder bei hohen Feststoffgehalten durch eine Selbsterwärmung des Prozesses aus. Allerdings muss hierfür erhebliche Energie (z. B. Belüftung) aufgewendet werden. Beim anaeroben Abbau (unter Luftabschluss) verbleibt nur ein geringer Kohlenstoffanteil im anaeroben Überschussschlamm, wohingegen über 90 % des Kohlenstoffs in Faulgas umgewandelt wird, welches maßgeblich zur Elektrizitäts- und Wärmegewinnung auf Kläranlagen beiträgt. Sowohl hohe organische Kohlenstoffkonzentrationen als auch hohe Frachten tragen somit bei geeigneter Betriebsweise zur Energiegewinnung auf Kläranlagen bei.

Die Abbauleistungen der verschiedenen in Deutschland eingesetzten Verfahrensschritte sind unterschiedlich. Sie werden in physikalische, biologische und chemische Verfahren unterschieden. Chemische Verfahren werden im Rahmen dieser Studie nicht betrachtet.

Physikalische Verfahrensgrundlagen

Die physikalischen Verfahrensgrundlagen werden im Rahmen der Steigerung der Faulgasproduktion in Kapitel 4.1 - Prinzipiell zur Verfügung stehende Verfahren der physikalischen Feststoffabtrennung - erläutert.

Biologische Verfahrensgrundlagen

Zur Beschreibung der biologischen Verfahrensgrundlagen sollen zunächst grundlegende Begriffe zusammenfassend erläutert werden.

Die **Nährstoffe** im häuslichen Abwasser liegen im Normalfall in einem Verhältnis von etwa CSB:N:P = 120:10:2 vor.

Die **Temperatur** ist ein für die Umsatzrate entscheidender Parameter und beeinflusst die Wachstumsgeschwindigkeit der Bakterien bei biologischen Prozessen. Dies kann, wie auch in Formel 1 beschrieben, mit der folgenden Formel 2 dargestellt werden:

$$\mu_T = \mu_{20} * \Theta^{(T-20)}$$

μ_T = Wachstumsgeschwindigkeit der Bakterien für die Temperatur T, ° C [1/d]

μ_{20} = Wachstumsgeschwindigkeit der Bakterien bei 20° C [1/d]

Θ = Temperaturaktivitätskoeffizient

T = Temperatur, ° C

Formel 2: Einfluss der Temperatur auf die Wachstumsgeschwindigkeit der Bakterien bei biologischen Prozessen (Metcalf & Eddy (2003))

Die Werte für Θ können in biologischen Systemen von 1,02 bis 1,25 variieren. Dadurch wird z. B. die Nitrifikation bei Temperaturen unter 12° C deutlich verlangsamt.

Die Temperatur beeinflusst aber auch die Löslichkeit von Sauerstoff. Die maximale Wachstumsrate und die Diffusion (Transport aus der Wasserphase in die Belebtschlammflocke oder den Biofilm) steigen mit der Temperatur an. Im Gegensatz dazu sinkt die Sauerstoffsättigungskonzentration mit zunehmender Temperatur (Bischof (1994)).

Die **Konzentration** der an der biologischen Reinigung beteiligten Inhaltsstoffe beeinflusst – ebenso wie die Temperatur – die einzelnen Stoffwechselprozesse. Gemäß der Gleichungen für die Nitrifikation (siehe Formel 3) werden für die vollständige Nitrifikation von einem mg Ammonium ca. 4,5 mg Sauerstoff benötigt.



Formel 3: Nitrifikation

Aber auch bei Deckung des stöchiometrisch erforderlichen Sauerstoffbedarfs kann im Besonderen die zweite Teilreaktion durch niedrige Sauerstoffkonzentrationen limitiert werden, da die Halbsättigungskonstante K_{O_2} der Nitritoxidierer größer (siehe Formel 4 und später Kapitel 6 zur Deammonifikation) und damit die Affinität zum Sauerstoff deutlich niedriger ist (BMBF (2005)).

$$r_S = \frac{\mu_{max} * X * c_S}{Y_{X/S} * (c_S + K_S)}$$

Formel 4: Grundsätzliche Abhängigkeit der Umsatzrate einer biochemischen Reaktion von Wachstumsrate μ_{max} [1/d], Biomassekonzentration X [g/m³], Ertragskoeffizient $Y_{X/S}$ [g/g], Halbsättigungskonstante K_S [g/m³] und Substratkonzentration c_S [g/m³]

An Formel 4 kann das Dilemma der aktuellen Abwasserreinigung deutlich gemacht werden:

- μ_{max} und $Y_{X/S}$ sind von der Mikroorganismenspezies abhängig (Nitrifikanten wachsen langsamer als Kohlenstoffoxidierer und erzeugen weniger Biomasse). μ_{max} ist auch noch stark von der Temperatur abhängig (siehe Formel 2).
- X , die Biomassekonzentration, ist vom Reaktortyp abhängig (Belebtschlamm- oder Festbettverfahren). X , und damit direkt die Umsatzleistung eines Reaktors, kann z. B. durch eine Membranbiologie gesteigert werden, das muss jedoch mit deutlich mehr Energie erkaufte werden.
- K_S variiert je nach beteiligten Mikroorganismen über einen weiten Bereich und bestimmt die Affinität zum Substrat oder zum Sauerstoff (siehe Formel 3 und Tabelle 3 bis Tabelle 4).
- c_S ist von den Einleitbedingungen abhängig. Ist die geforderte Ablaufkonzentration des Stoffes S in der Nähe des K_S – Wertes, dann sinkt die maximal mögliche Reaktionsgeschwindigkeit stark ab. Dies ist speziell für Ammonium der Fall.

Einige der oben genannten Parameter für den Kohlenstoffabbau und die Nitrifikation sind in Tabelle 3 und Tabelle 4 zusammengestellt.

Tabelle 3: International gültige kinetische Koeffizienten zur Kohlenstoffentfernung durch heterotrophe Bakterien in Belebtschlamm (nach Metcalf & Eddy (2003))

Koeffizient	Einheit	Spannweite	Typischer Wert
μ_{max}	1/d	3,0-13	6
K_S	g CSB/m ³	5 - 40	20
$Y_{X/S}$	g TS/g CSB	0,30-0,60	0,5
Θ -Werte			
$\mu_{heterotroph}$	-	1,03-1,08	1,07

Tabelle 4: International gültige kinetische Koeffizienten zur Bemessung der Nitrifikation mit Belebtschlamm (Metcalf & Eddy (2003))

Koeffizient	Einheit	Spannweite	Typischer Wert
μ_{\max}	1/d	0,20-0,90	0,75
K_N	g N/m ³	0,50-1,0	0,74
$Y_{X/N}$	g TS/g N	0,10-0,15	0,12
K_{O_2}	gO ₂ /m ³	0,40-0,60	0,50
Θ-Werte			
$\mu_{\text{autotroph}}$	-	1,06-1,123	1,07

Ob nun letztendlich für die Elimination von CSB und Stickstoff das Belebungsverfahren, Biofilter oder auch Tropfkörper eingesetzt werden, immer bewegt sich die mögliche Optimierung im Rahmen der oben angegebenen kinetischen Prozesse bzw. Parameter und, wie bereits anfänglich erwähnt, zwischen Entwässerungsverfahren/ -system und Einleitbedingungen. Im Hinblick auf die „**Kläranlage der Zukunft**“ sind damit die Rahmenbedingungen in den allermeisten Fällen bereits so fest gesetzt, dass ein größeres Einsparpotenzial für CO₂ oder Energie nur sehr schwer identifizierbar ist.

In der folgenden Tabelle 5 sind einige Kennzahlen von Belebungsverfahren, Biofiltration und Tropfkörpern zusammenfassend dargestellt. Es ist deutlich zu sehen, dass das Belebungsverfahren im Vergleich zu den Biofilmverfahren (Biofilter und Tropfkörper) leichte Vorteile hat. Biofilter brauchen mehr Energie (für Belüftung und Abwasserförderung) und Tropfkörper sind weitestgehend für die Denitrifikation ungeeignet, da durch die Reinigungsleistung meist die Einleitbedingungen nicht ausreichend erfüllt werden können.

Tabelle 5: Kennzahlen von Belebungsverfahren, Biofiltration und Tropfkörperverfahren

	Belebungsverfahren	Biofiltration	Tropfkörperverfahren
Temperatur	Nitrifikation > 10° C Denitrifikation > 12° C	Für Nitrifikation temperaturunabhängig	Für Nitrifikation temperaturunabhängig
Nährstoffzusammensetzung des Abwassers	CSB:N:P = 80:10:2	CSB:N:P = 80:10:2	CSB:N:P = 80:10:2
Reinigungsleistung			
CSB-Abbau	+	+	+
Nitrifikation	+	+	+/-
Denitrifikation	+	+	-
Betriebsstabilität	hoch	mittel	mittel
Wartungs- und Kontrollaufwand	hoch	hoch	gering
Investkosten	mittel	mittel	gering
Betriebs- und Energiekosten	mittel	hoch	gering
Platzbedarf	hoch	gering	gering

3.3 Energieverbrauch von Kläranlagen

Der Energieverbrauch von kommunalen Kläranlagen sollte nach (<http://www.gfm-ingenieure.de/downloads/wwt20080331energetischeklaeranlagenoptimierung.pdf>; Stand: 20.06.2009) idealerweise bei 25 kWh/(EW*a) liegen, wobei der Schwankungsbereich in Deutschland zwischen 20 und 90 kWh/(EW*a) liegt.

Der Stromverbrauch (Energieverbrauch exklusive Wärmeverbrauch) für bayerische Kläranlagen – unterschieden nach Belebungsanlagen, gemeinsamer Stabilisierung, Tropfkörperanlagen und Abwasserteichanlagen – nach Bleisteiner (2009) ist der folgenden Abbildung 5 zu entnehmen:

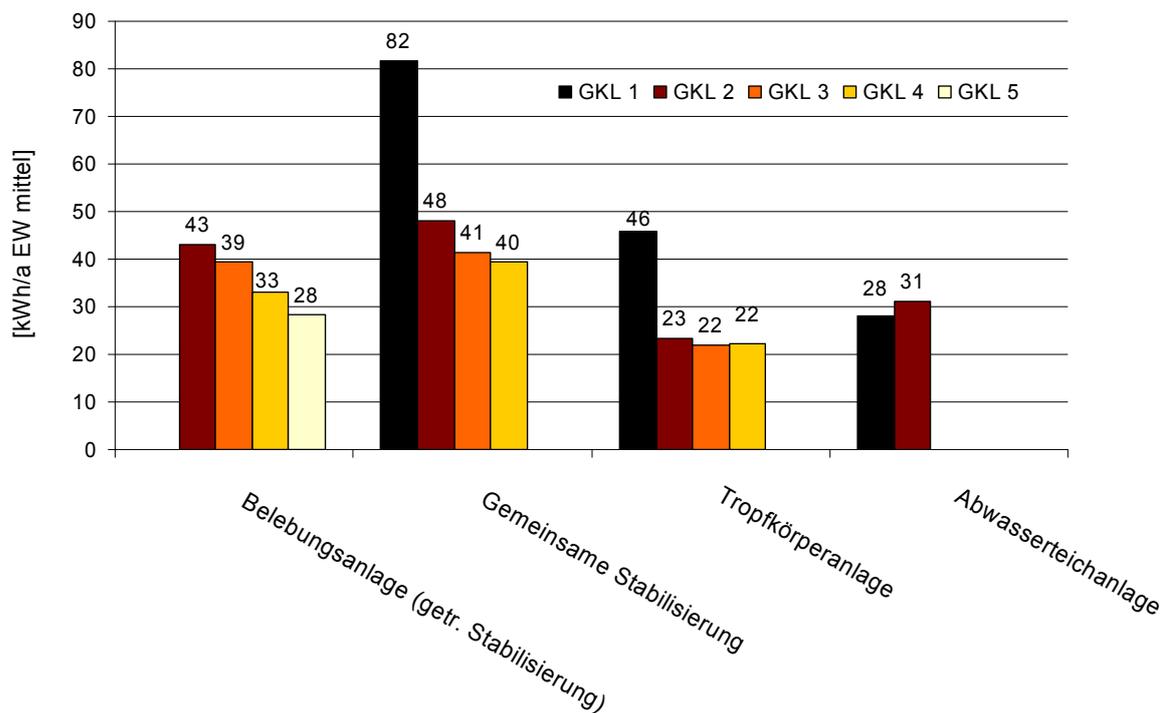


Abbildung 5: Stromverbrauch in Abhängigkeit von Technologie und Größenklasse (Bleisteiner (2008))

Nach Kroiss (2006) kann über die spezifische CSB-Fracht von 120 g/(EW*d) eine in der organischen Masse gebundene Energie von 159 kWh/(EW*a) im Zulauf einer Kläranlage bestimmt werden. Über Primär- und Überschussschlamm werden der anaeroben Schlammbehandlung davon 120 kWh/(EW*a) zugeführt. Der durchschnittliche Abbau von Organik beträgt im Faulgasbehälter 40 %. Damit können einem Blockheizkraftwerk der zugehörigen Kläranlage im Mittel 48 kWh/(EW*a) in Form von Faulgas zugeführt werden. Geht man von einem Wirkungsgrad von 33 % des Blockheizkraftwerkes aus, so werden maximal 16 kWh/(EW*a) an Eigenstrom erzeugt. Moderne Blockheizkraftwerke erreichen heute sogar Wirkungsgrade zwischen 38 und 42 %. Bei einer idealen Anlage mit einem Gesamtenergiebedarf von 25 kWh/(EW*a) müssten demnach noch 9 kWh/(EW*a) an Fremdenergie bezogen werden. Von den 25 kWh/(EW*a) Gesamtenergiebedarf werden etwa 2 kWh/(EW*a), also 8 %, dem Faulturm zugeführt. Die restlichen 92 % (23 kWh/(EW*d)) werden für den Reinigungsprozess verwendet (siehe Abbildung 6).

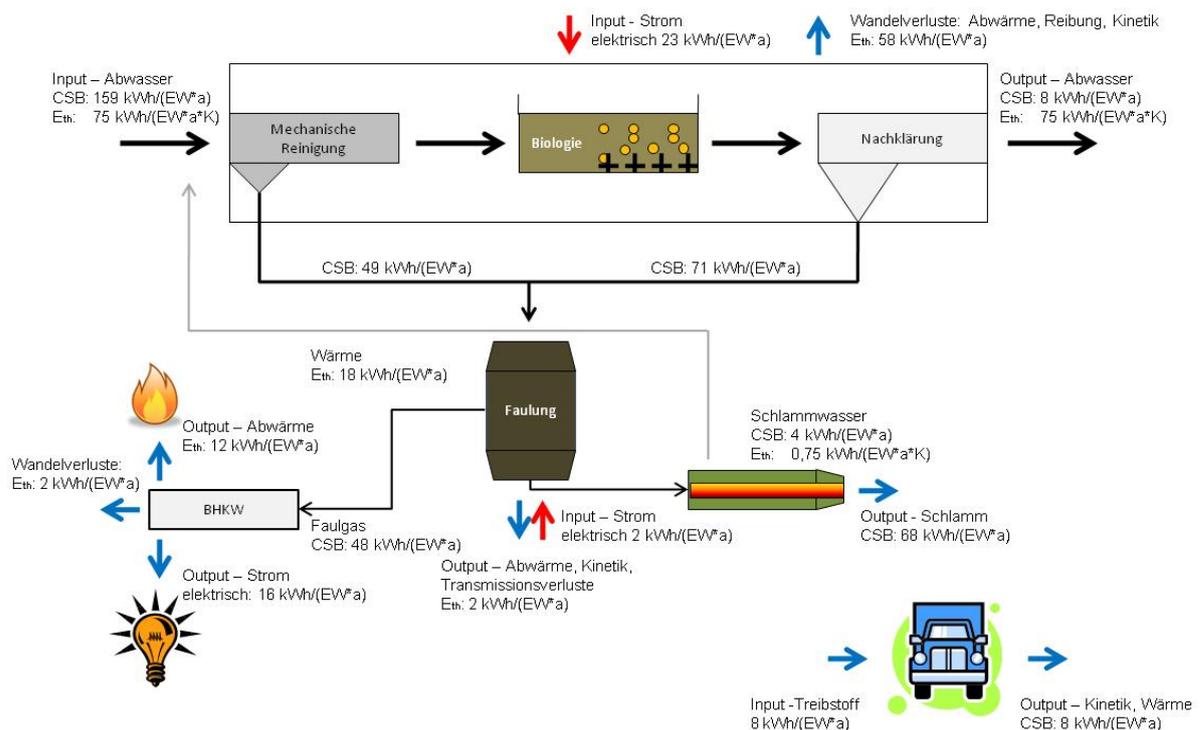


Abbildung 6: Energieströme in einer Kläranlage (Kroiss (2006))

Die biologische Reinigungsstufe benötigt rund 66 % des gesamten Stromverbrauchs. Maßgeblich sind Pumpen für die Rezirkulation, den Rücklaufschlamm und Zwischenhebewerke, sowie insbesondere Gebläse und Rührwerke. Hier ist der Stromverbrauch von der Bemaßung sowie der Leistungsfähigkeit und dem Wirkungsgrad der Kläranlage abhängig. Diese und weitere energieverbrauchende Komponenten einer Kläranlage sind, bezogen auf das entsprechende Bauwerk bzw. den entsprechenden Verfahrensschritt, in der folgenden Tabelle 6 zusammengefasst:

Tabelle 6: Energieverbrauchende Komponenten einer Kläranlage (nach <http://www.gfm-ingenieure.de/downloads/wwt20080331energetischeklaeranlagenoptimierung.pdf>; Stand: 20.06.2009)

Bauwerk/ Verfahrensschritt	Energieverbrauch abhängig von/ beeinflusst durch
Zulaufhebewerk	Wirkungsgrad je nach Wartung 30 - 60 %
Rechen	Belüftung des Rechengebäudes
Belüfteter Sandfang	Gebläse, Rührwerk
Biologische Reinigungsstufe	Pumpen, Gebläse, Rührwerk
Nachklärbecken	Pumpen, Rümer
Schlammbehandlung	Erwärmung, Trocknung, ggf. Transport

3.4 Möglichkeiten zur CO₂-Einsparung

Vor allem durch die Freisetzung der gasförmigen Abbauprodukte fällt auf Kläranlagen Kohlenstoffdioxid (CO₂) an. Dieses Kohlenstoffdioxid gilt aber als klimaneutral, da es weitestgehend nicht aus fossilen Energieträgern stammt und über die Nahrungsmittel bzw. die Fäkalien in die Kläranlage gelangt. Zu berücksichtigen ist hier, dass Energie aufgewendet werden muss. Eine Ausnahme stellen hier die Tenside (immerhin bis zu 1/3 des CSB) dar, die zum Teil aus fossilen Energieträgern (aber auch Palmöl) hergestellt werden. Im weiteren Bericht wird nur auf die möglichen Einsparpotenziale durch einen geringeren Energieverbrauch und eine bessere energetische Nutzung der im Abwasser enthaltenen Kohlenstoffverbindungen durch die Anaerobtechnik abgehoben.

Auf der Basis des Verbrauches an elektrischer Energie zur Abwasserreinigung (siehe oben) werden derzeit in Deutschland pro Einwohner **12 bis 54 kg CO₂** pro Jahr erzeugt (0,6 kg CO₂ pro 1 kWh elektrische Energie (UBA (2008))).

Gemessen an der Gesamtkohlendioxidherzeugung jedes Einzelnen in Deutschland, liegt dieser Wert im Bereich von 0,5 %. Trotzdem besteht bei den Kommunen, wo die Kläranlagen einen der größten Energieverbraucher darstellen, ein großes Interesse an der Einsparung von Energie.

Mittels weiterentwickelter Technologien könnte jedoch Biogas – wie im Folgenden in Kapitel 4 beschrieben – verstärkt gesammelt und in Energie umgesetzt werden. Der Wärmegehalt des Abwassers, mit Temperaturen von 10 bis 12° C selbst im Winter, bietet ebenfalls energetisches Potenzial. Diese wertvolle Wärmeenergie kann durch Wärmepumpen zurückgewonnen werden. Diese kann in größeren Gebäuden, beispielsweise Betriebsgebäuden von Kläranlagen, für die Heizung (Winter) oder Kühlung (Sommer) oder für die Klärschlamm-trocknung nutzbar gemacht werden. (Dieser Bereich wird im vorliegenden Bericht nicht behandelt, sollte aber nicht unterschätzt werden.)

Es bleibt festzuhalten, dass die Konzeption einer „Kläranlage der Zukunft“ zwangsläufig auch ein Eingreifen in die grundlegenden Strukturen der Siedlungsentwässerung bedingt. Diese Strukturen wiederum sind maßgeblich durch die vorherrschenden gesetzlichen Anforderungen beeinflusst.

Abbildung 7 stellt die Komponenten dar, die den Weg hin zu einer energieoptimierten, nachhaltigen und ressourcenschonenden „Kläranlage der Zukunft“ beeinflussen.

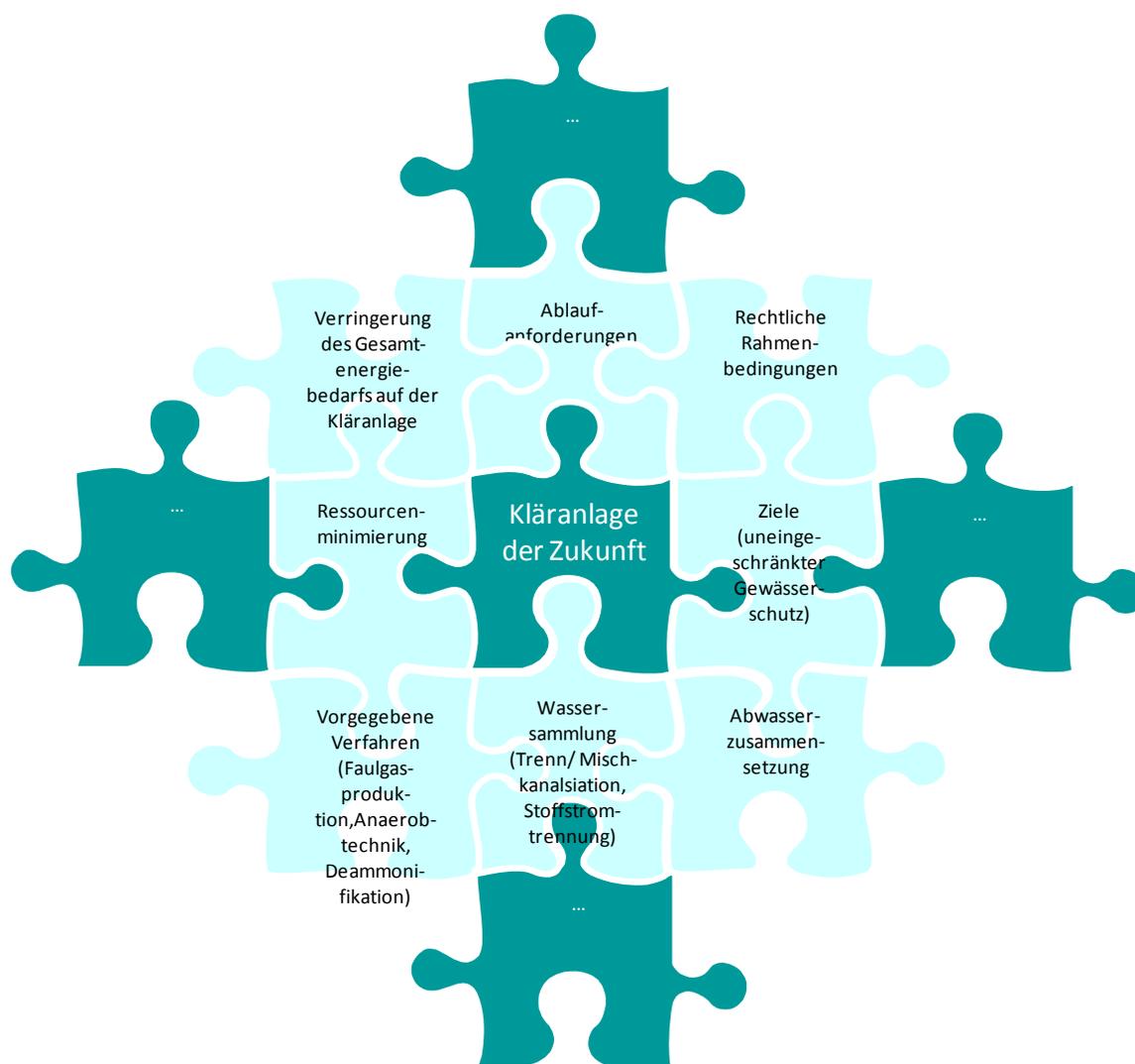


Abbildung 7: Rahmenbedingungen und Anforderungen an die „Kläranlage der Zukunft“

4 Verfahren zur Erhöhung der Faulgasproduktion

4.1 Prinzipiell zur Verfügung stehende Verfahren der physikalischen Feststoffabtrennung

Die physikalischen Verfahren (Sedimentation, Flotation, Siebung) stellen nach Entfernung von Grobstoffen und Sand in aller Regel eine kostengünstige Möglichkeit dar, um partikuläre Stoffe aus Abwasser zu entfernen. Weitergehende Behandlungsschritte unter Heranziehung verfahrenstechnischer Grundoperationen helfen, die Qualität des Abwassers weiter zu verbessern und der jeweiligen Bedarfssituation anzupassen. In der nachfolgenden Tabelle 7 sind die wichtigsten Verfahren der Stofftrennung und Stoffumsetzung zusammenfassend dargestellt:

Tabelle 7: Verfahren der Stofftrennung und Stoffumsetzung (nach Geiger (1999))

		Grundoperation	Ziel und Erläuterung
		Mechanisch	
Wassermengen- bewirtschaftung		Volumenstromaufteilung	Unmittelbare Weiterleitung eines in seiner stofflichen Zusammensetzung unveränderten Volumenstroms mittels Trennbauwerk, Regenüberlauf
		Speicherung	Speicherung einer in seiner stofflichen Zusammensetzung unveränderten Wassermenge. Beispiel: Speicherung in TW-Behälter, Regenrückhaltebecken
		Physikalisch	
Stofftrennung		Rechen und Siebung	Abtrennung von Feststoff aus einem Volumenstrom unter Ausnutzung der Partikelgröße, wobei die Partikel an der Oberfläche eines Filtermediums (z. B. Rechen, Siebe) zurückgehalten werden.
		Sedimentation	Auftrennung in einem feststoffarmen und –reichen Volumenstrom unter Ausnutzung der Schwerkraft und des Dichteunterschiedes zwischen Wasser und Feststoff. Beispiel: Sedimentation im Sandfang, Absetzbecken
		Flotation	Auftrennung in einen feststoffarmen und –reichen Volumenstrom unter Ausnutzung der unterschiedlichen Benetzbarkeit von Feststoffen
		Filtration	Abtrennung von Feststoff aus einem Volumenstrom unter Ausnutzung des Unterschiedes zwischen Partikelgröße und Porenweite eines Filtermediums. Partikel werden im Porenvolumen eines Filtermediums (z. B. Sandfilter,

		Bodenfilter) zurückgehalten.
	Adsorption	Abtrennung von gelösten Substanzen durch Anlagerung an das Adsorbens (z. B. Aktivkohle) unter Ausnutzung von Oberflächenkräften. Das Adsorbens muss in der Regel entsorgt werden.
	Gasaustausch	Austreibung oder Anreicherung von Gasen im Volumenstrom (z. B. Austreibung von CO ₂ und Anreicherung von O ₂ durch Belüftung)
	Chemisch	
	Fällung, Flockung	Verbesserung der mechanischen/ physikalischen Grundoperationen zur Stofftrennung durch Veränderung des Phasenzustandes und der Partikelgröße unter Ausnutzung eines begrenzten Löslichkeitsproduktes und von Oberflächenkräften
	Chemisch	
Stoffumsetzung	Oxidation	Verminderung der Menge eines Stoffes oder einer Stoffgruppe durch Oxidation aufgrund der Zugabe eines chemischen Oxidationsmittels
	Ionenaustausch	Austausch einer äquivalenten Menge anderer Ionen gleichen Ladungsvorzeichens mit Hilfe spezifischer Kunstharze
	Biochemisch	
	Oxidation, Reduktion, Inkorporation	Verminderung der Menge eines Stoffes oder einer Stoffgruppe durch die Stoffwechselvorgänge, Energiegewinnung und Biomasseaufbau von Organismen. Beispiel: Nitrifikation, Denitrifikation, Faulgas

Bei der Stofftrennung kann vereinfacht unterschieden werden in physikalische und chemische Grundoperationen, bei denen die Aufteilung eines bestehenden Feststoff-Flüssigkeits-Gemisches in ein relativ feststoffarmes und ein mit Feststoff angereichertes Gemisch erfolgt. Anlagenbeispiele der Stofftrennung sind Grobrechen, Siebe, Sandfänge, Absetzbecken.

Bei der Stoffumsetzung kann unterschieden werden in chemische und biochemische Grundoperationen. Im Gegensatz zur Stofftrennung, bei der die Gesamtmenge eines Stoffes konstant bleibt, wird bei der Stoffumsetzung die vorliegende Menge eines Stoffes verändert. Bei den chemischen und biochemischen Grundoperationen entstehen aus in Wasser gelösten Stoffen mit wenigen Ausnahmen ungelöste, partikuläre Stoffe, die mit einem nachgeschalteten physikalischen Trennprozess aus dem Wasser entfernt werden können.

Ausschlaggebend für einen Trennerfolg sind die Abwasserzusammensetzung und die darin enthaltenen partikulären und gelösten Substanzen. Dieses Verhältnis variiert in Abhängigkeit der jeweiligen Abwasserart (häusliches, industrielles Abwasser, Niederschlagswasser) und des vorliegenden Kanalsystems und ist außerdem von der Jahreszeit (Abwassertemperatur) aufgrund der im Kanalsystem vorliegenden biologischen Aktivität abhängig.

Tabelle 8: Zusammensetzung von Rohabwasser (verändert nach Bischof und Hosang (1998))

Inhaltsstoffe						
		Gesamt-Inhaltsstoffe	CSB	P_{ges}	Dimension	Abtrennung
Ungelöste Stoffe	Absetzbare Stoffe	50	40	k. A.	[g /E*d]	mechanisch
	Nicht-absetzbare Stoffe	15	20	k. A.	[g /E*d]	mechanisch-chemisch (FHM)
	Summe	65	60	k. A.	[g /E*d]	
Gelöste Stoffe		125	60	1,8	[g /E*d]	mechanisch-chemisch (Fällung + FHM)
Gesamtsumme		190	120	1,8	[g /E*d]	

Für kommunales Abwasser ist das Verhältnis $CSB_{ungelöst}$ zu $CSB_{gelöst}$ etwa 1:1 und $Masse_{ungelöst}$ zu $Masse_{gelöst}$ etwa 1:2 (65 zu 125). Rein mechanisch kann in Bezug auf die Gesamtinhaltsstoffe maximal 77 % der Masse der ungelösten Stoffe zurückgehalten werden. Dies sind ca. 27 % der Gesamtmasse und entspricht einer Reduktion des CSB_{gesamt} (= $CSB_{ungelöst}$ + $CSB_{gelöst}$) von maximal 33 %. Beim Einsatz von Flockungsmitteln ist eine Steigerung der CSB_{gesamt} -Reduktion auf maximal 50 % zu erreichen. Kommen zusätzlich noch Fällungsmittel zur Anwendung, so steigt die Reduktionsrate noch weiter an. Diese Zahlenwerte sind übersichtlich auch in Tabelle 8 zusammengestellt.

Im Folgenden sollen die Verfahren des Absetzens, die Siebung und die Flotation näher betrachtet werden, die prinzipiell geeignet wären, die vorstehend genannten Abscheidegrade zu erreichen. Dabei lässt sich bereits an dieser Stelle festhalten, dass Absetzbecken sehr viel Bauvolumen und wenig Energie, Siebung und Flotation bei

geringer Platzanforderung vergleichsweise mehr Energie erfordern. Im Vergleich zwischen Siebung und Flotation können Feststoffe und Flocken bei der Flotation bei höherem Energieaufwand scherkraftärmer und damit „schonender“ entnommen werden.

4.1.1 Absetzbecken, Vorklärung

Die Entfernung partikulärer Stoffe erfolgt in einem Vorklärbecken durch Sedimentation. Die Kraft, aufgrund derer es zu einer Stofftrennung kommt, ergibt sich aus der Dichtedifferenz zwischen Partikel und Flüssigkeit und dem wirkenden Kraftfeld. Dies können das natürliche Kraftfeld der Erde, aber auch erzeugte Kraftfelder wie ein Zentrifugalfeld oder ein elektrisches Feld sein. Der idealisierte Ablauf der Sedimentation ist in Abbildung 8 dargestellt.

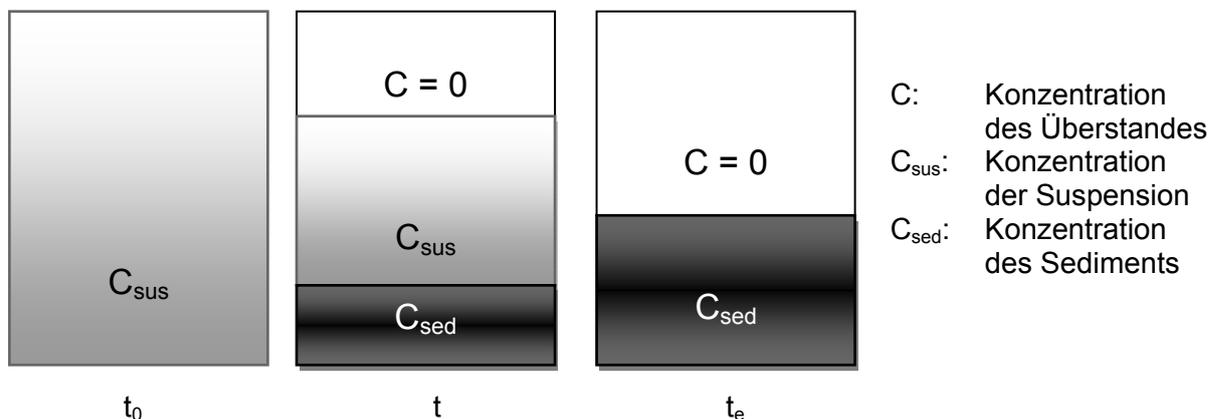


Abbildung 8: Prinzip der Sedimentation (in Anlehnung an Brauer (1971))

Zum Zeitpunkt t_0 sei der Feststoff gleichmäßig in der Flüssigkeit verteilt, und die Sedimentation soll beginnen. Nachdem eine gewisse Zeit vergangen ist, hat sich ein Teil der Feststoffe als Sediment der Konzentration c_{sed} abgesetzt, und es hat sich ein partikelfreier Überstand mit $c = 0$ ausgebildet. Die Sedimentation ist beendet, wenn der gesamte in der ursprünglichen Suspension befindliche Feststoff als Sediment vorliegt. Betrachtet man eine Einzelpartikel, so wäre deren Sedimentation beendet, wenn sie die Sedimentschicht erreicht hat. Im engeren Sinne gilt eine Partikel als sedimentiert, wenn sie den Boden der Sedimentationsanlage (Absetzbecken) erreicht.

Beim Einsatz der Sedimentation als Trennverfahren durch ein Vorklärbecken steht überwiegend das folgende Ziel im Vordergrund:

- Klärung des Rohabwassers zur weitgehenden Abscheidung der suspendierten Feststoffe

Für Vorklärbecken vor Belebungsanlagen kann als zulässige Flächenbeschickung $q_A = 2,5 - 4,0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ gewählt werden. Die Beckentiefe h_{ges} beträgt üblicherweise 2 bis 3 m. Mit der rechnerischen mittleren Fließgeschwindigkeit für den Trockenwetterzufluss von 1 cm/s kann das erforderliche Volumen und über die Flächenbeschickung die erforderliche Oberfläche berechnet werden (ATV-DVWK AB KA-5 (2003)).

Erforderliche Durchflusszeiten und zulässige Flächenbeschickungen sind nachfolgend in Tabelle 9 aufgelistet und können so zur Auslegung von Vorklärbecken dienen.

Tabelle 9: Erforderliche Durchflusszeiten in Abhängigkeit der Vorbehandlung bzw. des nachfolgenden Reinigungsverfahrens (Bischof und Hosang (1998))

	Vorklärbecken	Nachklärbecken	Zwischenklärbecken
Nur mechanische Reinigung	1,7 – 2,5	-	-
Bei chemischer Fällung	0,5 – 0,8	2 – 3	1
Bei Tropfkörperanlagen	1,7 – 2,5	2 – 3	2,5
Bei Belebungsanlagen	0,5 – 1,0	2,0 – 3,5	1,5

Vorklärbecken sind je nach Reinigungsanforderung unterschiedlich zu bemessen. Bei reiner Kohlenstoffelimination und Nitrifikation (ohne Denitrifikation) sollte die Durchflusszeit bei Trockenwetterzufluss Q_t nicht weniger als 1,5 bis 2,0 Stunden betragen. Bei vorgeschalteter Denitrifikation und Mangel an organischen Kohlenstoffverbindungen kann die Durchflusszeit auf 0,5 bis 1,0 Stunden bei Trockenwetter vermindert werden (DWA A 281 (2003)).

Als Folge der Durchflussdauer im Vorklärbecken reduziert sich aufgrund der Abtrennung partikulärer Stoffe die Fracht der abwasserrelevanten Parameter, wie in Tabelle 10 gezeigt.

Tabelle 10: Einwohnerspezifische Frachten in g/(E•d) und Einfluss der Vorklärung (DWA A-131 (2000))

Parameter	Rohabwasser	Durchflusszeit in der Vorklärung bei Q_t	
		0,5 bis 1,0 h	1,5 – 2,0 h
BSB ₅	60	45	40
CSB	120	90	80
TS	70	35	25
TKN	11	10	10
P	1,8	1,6	1,6

Die erzielbare Abscheidung zeigt sich in nachfolgender Abbildung 9.

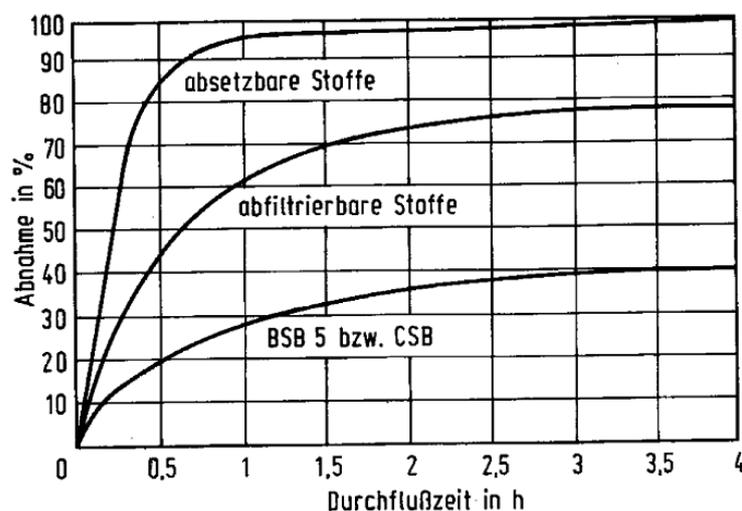


Abbildung 9: Prozentuale Entfernung partikulärer Stoffe und von BSB₅ bzw. CSB aus Rohabwasser durch Vorklärung (Sierp, zitiert in Imhoff (1999))

In Bezug auf eine besonders hohe Faulgasausbeute interessiert eine maximal mögliche und ökonomisch sinnvolle Entfernung von Kohlenstoff. Diese ergibt sich gemäß Abbildung 9 bei einer Durchflusszeit von 2 Stunden in einer Größenordnung von 35 %.

4.1.2 Flotation

Gemäß VDMA-Einheitsblatt 24430 handelt es sich bei der Flotation um ein Trennverfahren, bei dem in Wasser dispergierte oder suspendierte Stoffe durch anhaftende Gasblasen an die Wasseroberfläche transportiert und dort mit einer Räumereinrichtung entfernt werden.

Bei der Flotation macht man sich ganz allgemein die unterschiedliche Oberflächenbenetzbarkeit des Feststoffs mit Wasser bzw. Luft zu nutze. Partikel, die schlecht mit Wasser zu benetzen sind, haften an den Luftblasen und steigen mit diesen auf. Oben angekommen, können sie mit einem Räumler entfernt werden. Das Verfahren kann durch die Zugabe von Chemikalien unterstützt werden:

- Schäummer dienen zum Stabilisieren der Luftblasen
- Sammler machen den Feststoff hydrophob. Als Sammler eignen sich nur bestimmte Schwefelverbindungen (wie Xanthate, Dithiophosphate, Mercaptane), Amine, Alkylsulfonate, sowie manche Fettsäuresalze
- Regler wie pH-Regulatoren, Flockungsmittel und andere dienen zur Optimierung und selektiven Auftrennung
- Drücker (z. B. Natrium, Kaliumsilikat bei Kunststoffflotation) verbessern die Benetzbarkeit (Hydrophilie) und verstärken das Absinken im Trennmedium

In der Abwassertechnik werden, wenn notwendig, vorrangig Schäummer und Sammler eingesetzt; bei der kommunalen Abwasserbehandlung wird zumeist darauf verzichtet.

Flotationsapparate lassen sich nach der Art, die Luftblasen einzubringen, unterscheiden (siehe Abbildung 10):

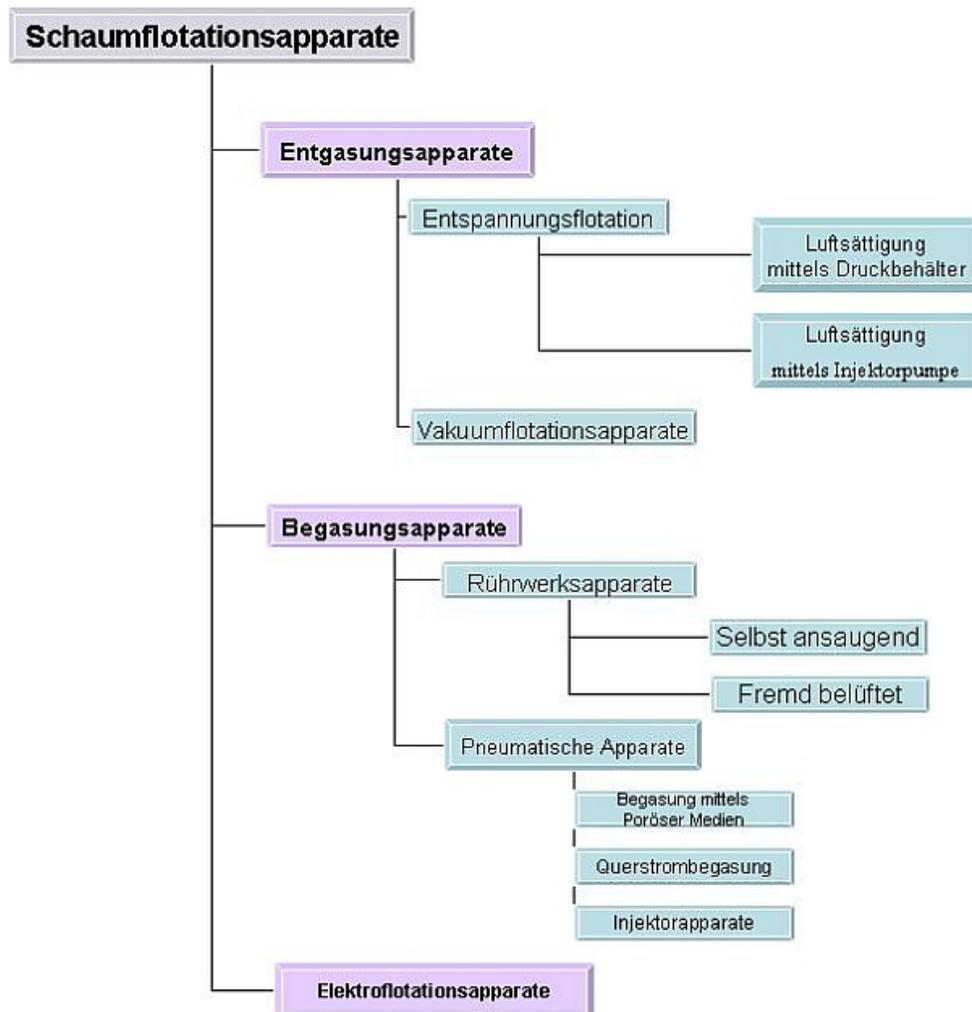
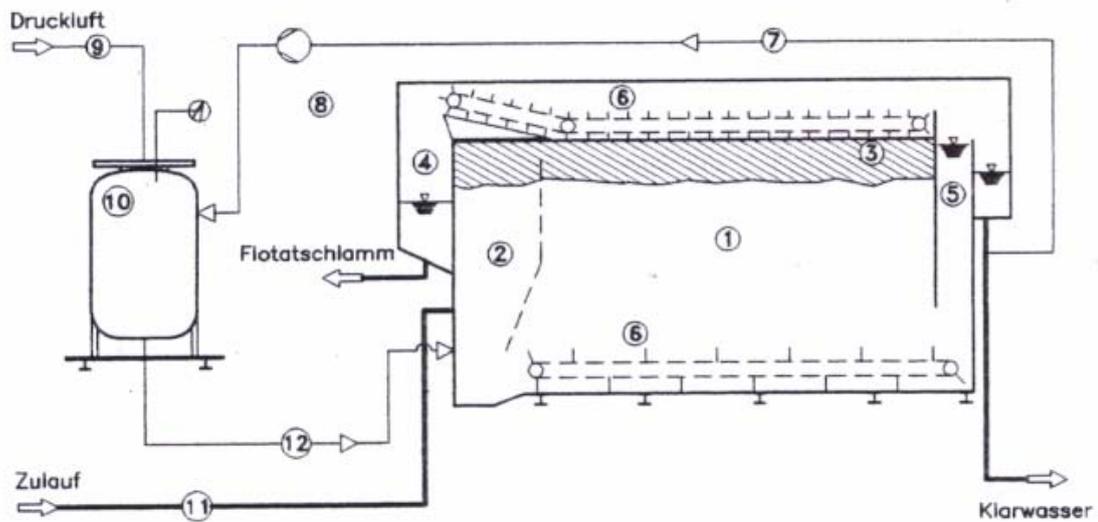


Abbildung 10: Arten der Flotation (verändert nach Schubert et al. (1990))

In der Abwasserreinigung findet in der Regel die Druckentspannungsflotation Anwendung und die meisten Anbieter dieser Technik verwenden eine Mehrphasenpumpe anstelle eines Druckkessels. Das Funktionsprinzip unterscheidet sich bei den einzelnen Herstellern wenig. An nachfolgender Schemaskizze einer Flotationsanlage mit Begasungseinrichtung soll das Prinzip veranschaulicht werden (siehe Abbildung 11):



- | | |
|--------------------------|---|
| ① Flotationsraum | ⑧ Recyclewasserpumpe |
| ② Mischzone | ⑨ Luft / Druckluft |
| ③ Flotatschicht | ⑩ Sättigungsbehälter |
| ④ Flotatkammer | ⑪ Zulauf (TS _{BB} , TS _{RS}) |
| ⑤ Klarwasserbereich | ⑫ Zufluß vom Sättigungsbehälter |
| ⑥ Bandräumer | ⑬ Flockungsmittelzugabe |
| ⑦ Abfluss/ Recyclewasser | ⑭ Statischer Mischer |

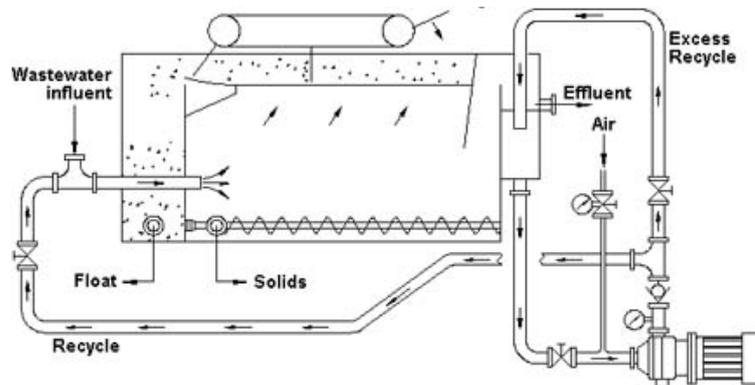


Abbildung 11: Schematische Darstellung einer Flotationsanlage mit Begasungseinrichtung (ATV (1999))

Das zu behandelnde Abwasser gelangt über die Zulaufleitung in den Flotationsbehälter. Hier wird das mit Luft gesättigte Druckwasser über Düsen entspannt und die dabei entstehenden Mikrobblasen (40 – 70 µm Durchmesser) werden intensiv mit den suspendierten Wasserinhaltsstoffen vermischt. Es kommt zur Anlagerung von Gasblasen an die Feststoffteilchen und dadurch zur Bildung von Feststoff-Gas-Flocken, die leichter als Wasser sind und deshalb aufschwimmen und eine Flotatschicht an der

Wasseroberfläche bilden, die vom Bandräumer in den Flotatabzugsschacht abgeschoben wird. Von dort kann sie, je nach Einsatz, zum Teil zurück ins Belebungsbecken geschickt werden und überschüssiges Flotat wird in den Faulturm geleitet.

Die Klarwasserphase strömt über ein höhenverstellbares Wehr in den Klarwasserablauf. Zur Druckwasseraufbereitung wird aus dem Klarwasser im Ablaufbereich ein Teilstrom an gereinigtem Wasser entnommen und mit Luft angereichert, wobei auf die Abhängigkeit der Luftlöslichkeit von Druck und Temperatur hinzuweisen ist. Die nach der Sättigung mit Luft am Entspannungsventil proportional zur Druckdifferenz frei werdende Blasenluft gelangt in der Mischzone mit den im Abwasser befindlichen oder erzeugten Flocken in Kontakt. Um zu gewährleisten, dass Luftblasen und Flocken mit hoher Wahrscheinlichkeit zusammentreffen, sind sehr viele Blasen notwendig. Wird das Luftgewicht mit der zu flotierenden Masse in Bezug gebracht, so ergibt sich ein spezifischer Lufteintrag LTS in g Luft je kg Feststoffe. Dem spezifischen Lufteintrag kommt die Bemessung von Flotationsanlagen maßgebliche Bedeutung zu. Weitere Beispiele zur Feststoffabtrennung durch Entspannungsflotation finden sich im ATV-Arbeitsbericht (1999).

Aufgrund der im Bezug zu den räumlichen Abmessungen sehr hohen Abscheideleistung zeichnet sich die Flotation durch eine breite Anwendung in der Behandlung industrieller Abwässer auf. Bei Einsatz in der kommunalen Abwasserbehandlung wirken sich das vergleichsweise geringe Volumen und damit geringes hydraulisches Puffervermögen sowie schwankende Zulaufmengen, die eine optimale Bemessung der strömungsmechanisch sensiblen Flotationszelle erschweren, als nachteilig aus. Vergleichmäßigung des Zulaufs durch Abflusssteuerung im Kanal wie auch vorgeschaltete Pufferbecken, die von vornherein die Leistungsfähigkeit einer biologischen Abwasserreinigungsanlage erhöhen, wirken sich gleichermaßen positiv auf Flotationsanlagen aus und würden deren Einsatz auch im Bereich der kommunalen Abwasserreinigung positiv beeinflussen.

Die rein mechanische Abscheidung des **CSB wird in einer Größenordnung von 25 % abgeschätzt**; unter Zuhilfenahme von Fällungs- und Flockungsmitteln sowie dem Einsatz von Flockungshilfsmitteln schätzt man den **entfernbaren CSB-Wert bei einer Fachfirma auf eine Größenordnung von 50 bis 75 % ab**. Systematisch durchgeführte und wissenschaftlich ausgewertete Untersuchungen für kommunales Abwasser diesbezüglich konnten in der Literatur nicht gefunden werden.

4.1.3 Siebung

Die Siebung ist ganz allgemein ein Fest-Flüssig-Trennverfahren, bei der suspendierte Feststoffpartikel vom Suspensionsmittel aufgrund ihrer Partikelgröße auf einer

Sieboberfläche zurückgehalten werden. Man spricht ebenfalls von Oberflächenfiltration. Die sich infolge des Prozesses auf der Oberfläche des Filtermediums bildende Partikelschicht wird als Filterkuchen bezeichnet; dieser bewirkt eine Abtrennung von Teilchen, die auch kleiner als die Öffnungen des Filtermediums sind.

Siebe, wie sie in der Abwassertechnik Einsatz finden, werden gemäß DIN 19 569 Teil 2 durch ihre technischen Merkmale unterschieden:

Nach der Größe der Sieböffnungen e (Spaltweite, Siebloch, Maschenweite):

- Grobsiebe ($e \geq 1 \text{ mm}$)
- Feinsiebe ($e < 1 \text{ mm}$)
- Mikrosiebe ($e \leq 0,05 \text{ mm}$)

Nach der Art des Siebkörpers:

- Bogensiebe
- Siebtrommeln
- Siebbänder
- Siebscheiben

Aufgrund der großen Verbreitung in der Abwassertechnik sollen im Folgenden unter dem Gesichtspunkt der hier behandelten Thematik die Siebtrommeln näher behandelt werden; speziell die Feinsiebe und Mikrosiebe (siehe Abbildung 12).



Abbildung 12: Schematische Darstellung der Siebung (Schubert et al. (1990))

Realisiert wird die Feinsiebung beispielsweise von der Firma Hans Huber AG mit der Feinsiebtrommel RoMesh® oder der so genannten RoMem®, deren zentrales Element eine Siebtrommel mit Öffnungen in einem Bereich von insgesamt 0,2 – 1 mm ist (siehe Abbildung 13 und Abbildung 14).

Die RoMesh® besteht aus einem horizontal angestellten Feinsiebkorb, der mit einem Quadratmaschengewebe (Maschenweite 0,2 – 1 mm) oder einem Spaltsieb (Spaltweite 1 – 2,5 mm) bestückt werden kann. Das zu reinigende Abwasser durchströmt die Siebfläche von innen nach außen. Anschließend wird das Filtrat durch einen Ablauf vertikal nach unten aus der Maschine geleitet, während das Siebgut durch die Rotation der Trommel horizontal zum Auswurf gefördert wird, an den sich eine Entwässerungs- oder Förderstufe anschließt. Die Reinigung der Siebfläche erfolgt durch eine stufenweise getaktete Spritzdüsenleiste während der Rotation der Trommel. Durch die Abscheidung von Haaren, Faserstoffen und feiner Suspensa aus kommunalen und industriellen Abwässern ist ein störungsfreier Betrieb nachgeschalteter Reinigungsstufen gewährleistet. Insbesondere für Tropfkörper- und Membranbelebungsanlagen ist diese Abscheidung sehr wichtig, da diese sonst den Betrieb durch schnelles Zusetzen und Verstopfen des Tropfkörpers und unerwünschte Verzopfungen erschweren und möglicherweise Betriebsprobleme verursachen.

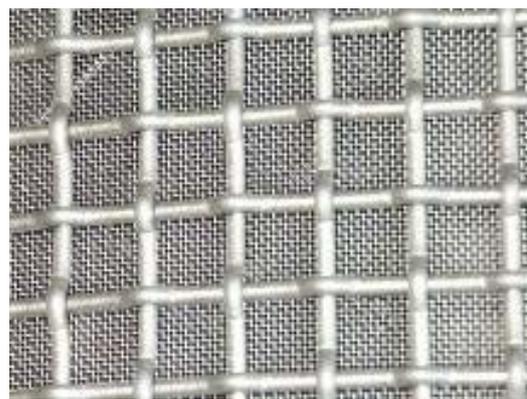
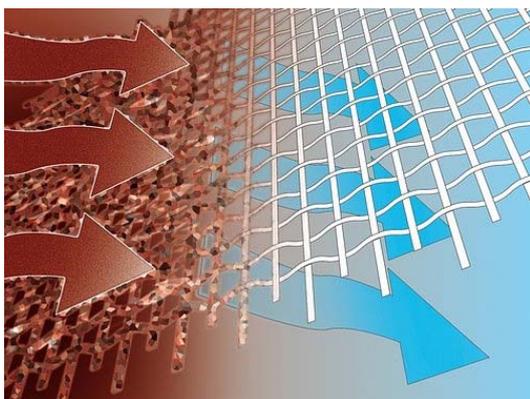


Abbildung 13: Schematische Darstellung der Funktionsweise der RoMem® (links) und Detail des Maschensiebs (rechts)

(http://www.huber.de/upload/C344d0175X1199c31a8d5XY1995/1209539043473/romem_d.pdf;
Stand: 5.11.2008)

Als Siebelement wird bei der RoMem® ein Quadratmaschengewebe aus Edelstahl mit einer Maschenweite zwischen 0,5 bis 1 mm verwendet. Im Unterschied zur RoMesh® kann diese Maschine in ein Gerinne eingebaut werden.

Mikrosiebung

Eine weitere Verbesserung bei der Entfernung nicht gelöster Bestandteile des Abwassers ergibt sich durch eine an die Feinsiebung anschließende Mikrosiebung (siehe Abbildung 14).

Entwickelt wurden die Mikrosiebe erstmalig, um einer unzureichenden Nachklärung in kommunalen Abwässern Platz sparend entgegenzutreten. Bei deren Einsatz kann somit eine oftmals kostspielige Erweiterung der Becken oder der zusätzliche Einsatz von Sandfiltern vermieden werden.

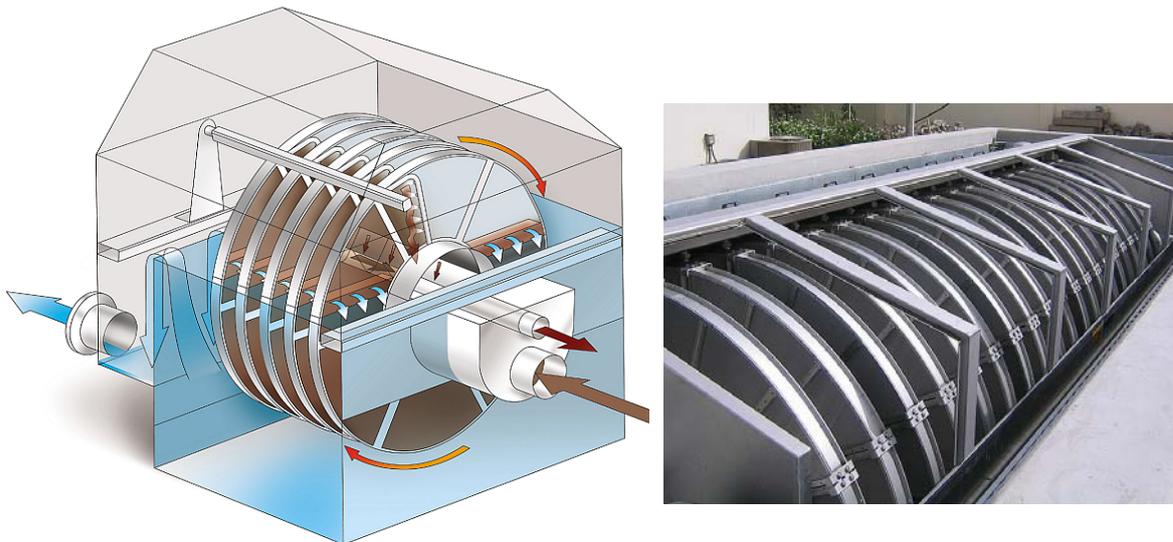


Abbildung 14: Schematische Darstellung der Mikrosiebung, Fa. Hans Huber AG (links) und technische Ausführung (rechts) (<http://www.huber.de/hp1023/Scheibenfilter.htm>; Stand: 5.11.2008)

Das so genannte RoDisc® - Mikrosiebverfahren arbeitet nach dem Prinzip von Trommelfiltern. Die Maschine besteht aus horizontal gelagerten und drehbaren Filterscheiben, die auf einer Zentrumschleife montiert und bis zu 60 % eingestaut werden. Eine Filterscheibe besteht aus einzelnen Edelstahlsegmenten. Die Segmente sind mit einem Quadratmaschengewebe (kleinste realisierte Öffnung 10 µm; geplant 5 µm) bestückt und werden durch das zu reinigende Abwasser von innen nach außen durchströmt, wobei das gewonnene Filtrat stirnseitig aus der Maschine geleitet wird. Während der Filtration verbleiben die Scheiben in der Ruhestellung. Die Feststoffpartikel lagern sich unter dem Einfluss der Schwerkraft an der Siebfläche ab, wobei mit zunehmender Filtrationsdauer der Filter durch zurückgehaltene Feststoffe belegt wird. Dies hat einen Anstieg der Druckdifferenz zur Folge. Bei Erreichen einer vorgewählten maximalen Druckdifferenz erfolgt die Reinigung der Siebfläche von den abgelagerten Feststoffen durch eine getaktete Spritzdüsenleiste während der langsamen Rotation der Scheibe. Die Beschickung der Düsen erfolgt über eine Pumpe mit bereits filtriertem Abwasser. Die sich durch die Wirkung der Strahlen ablösenden Feststoffe werden über

einen unterhalb der Segmentöffnungen angeordneten Trichter aus dem Behälter entfernt. Der Filtrationsprozess wird bei diesem Reinigungsprozess nicht unterbrochen. Aufgrund der großen Filtrationsflächen, die innerhalb einer Maschine realisiert werden können, sind Durchsatzleistungen von bis zu 1500 m³/h möglich.

Eine prinzipiell ähnliche Mikrosiebmaschine wurde bei Passavant-Geiger entwickelt (siehe Abbildung 15).



Abbildung 15: Mikrosiebung von Passavant-Geiger (http://www.passavant-geiger.de/page/page_ID/103?PHPSESSID=87ef5a4b1b25d5d739d69137bf1d584e#; Stand: 15.10.2008)

Diese kann bis zu 5 µm kleine Partikel herausfiltern. Allerdings sind die Siebkörbe aus Polyester oder Edelstahl flach ausgeformt und es entsteht nur relativ wenig Filterfläche. Das Funktionsprinzip ist mit dem der RoDisc® vergleichbar: die Trommel rotiert, sobald sich das Rohwasser staut und wird durch Düsen mit Spritzwasser oder Druckluft gereinigt.

4.2 Erzielbare CSB-Abscheideleistungen physikalischer Feststoffabtrennverfahren

Je höher das Verhältnis aus ungelöstem zu gelöstem CSB, desto besser die Abscheideleistung durch mechanische Verfahren, da ohne den Einsatz von Chemikalien nur die ungelösten Stoffe entfernt werden können. Um eine Leistungssteigerung zu erreichen, muss man zusätzlich Fällungs- und Flockungsmittel einsetzen.

Durch eine Fällung werden die im Abwasser gelösten Inhaltsstoffe durch eine chemische Reaktion in eine partikuläre Form umgewandelt. Die gebildeten Mikroflocken können durch Flockungshilfsmittel in mechanisch leichter abtrennbare Agglomerate überführt werden. Durch diese Maßnahmen kann neben dem Phosphor auch der CSB-Gehalt im Abwasser deutlich reduziert werden.

4.2.1 Ohne Chemikalienzusatz

Bezüglich der Entfernung der nicht im Abwasser gelösten Substanzen wurden bereits in 4.1.1 Angaben gemacht. Mit der Abtrennleistung von Absetzbecken hat man sich überdies seit langem beschäftigt und auch wissenschaftlich versucht, die Zusammenhänge zu beschreiben. Auf Grundlage verschiedener Beobachtungen und der darauf aufgestellten grafischen Auswertung haben Crities und Tchobangolous die nachfolgenden Beziehungen für die Abtrennung von BSB bzw. abfiltrierbaren Stoffen (AFS) bei 20° C entwickelt (Crities und Tchobangolous (1998)), siehe Formel 5).

$$\text{BSB-Reduktion}_{\text{Vorklärung}} = t/(0,018 + 0,020*t)$$

$$\text{AFS-Reduktion}_{\text{Vorklärung}} = t/(0,0075 + 0,014*t)$$

mit t = Sedimentationszeit in Stunden

Formel 5: BSB-Reduktion durch Vorklärung (Crities und Tchobangolous (1998))

Für verschiedene Absetzzeiten zeigt Tabelle 11 das Ergebnis gemäß vorstehender Gleichungen.

Tabelle 11: Reduktion von BSB₅ und abfiltrierbaren Stoffen durch Vorklärbecken aufgrund empirischer Korrelationsgleichung

Zeit (h)	BSB ₅ -Abnahme (%)	AFS-Abnahme (%)
0,5	17,9	34,5
1,0	26,3	46,5
2,0	34,5	56,3
4,0	40,8	63,0
5,0	42,4	64,5

Die Ergebnisse zeigen, dass die in der Praxis genannte Größenordnung von ca. 1/3 Reduktion der BSB₅-Fracht bzw. CSB-Fracht für kommunales Abwasser bei maximaler Aufenthaltsdauer von 2 Stunden sehr gut wiedergegeben wird. Auch werden die in Abbildung 9 gezeigten Zusammenhänge für abfiltrierbare Stoffe sehr gut dargestellt. Die weitere Abnahme der BSB₅-Fracht bei Verlängerung der Absetzzeit kann durch einsetzende Flockungsprozesse begründet werden; Aufenthaltszeiten über 4 Stunden sind in Bezug auf Abscheideeffizienz, insbesondere auch unter Berücksichtigung der Bauvolumina, nicht zu empfehlen.

Wissenschaftliche Untersuchungen an der TU München lieferten ein Ergebnis, wie in Tabelle 12 dargestellt:

Tabelle 12: Untersuchungen mit Abwasser der Kläranlage Garching in Bezug auf Reduzierung der abwasserrelevanten Parameter durch 2 Stunden Sedimentationszeit im Vorklärbecken (Teleman et al. (2004))

Parameter	Anfangswert (mg/l)	Endwert (mg/l)	Eliminationsleistung (%)
Gesamt CSB	472	324	31,30
BSB ₅	270	184	31,89
NH ₄ -N	42,3	42,3	0
N _{gesamt}	71	66	7,04
PO ₄ -P	8,7	6,44	25,97
TSS	267,2	87,2	67,36
T	19,6°C	20,6°C	
pH	9,14	9,10	

Die Abtrennung von CSB ist im Fall der Entfernung durch Siebe stark von der Abwasserzusammensetzung und der Aufenthaltsdauer im Kanal abhängig. Dies resultiert in einem entsprechenden Verhältnis zwischen nicht gelöstem CSB-Anteil und bereits gelöstem CSB-Anteil. Entsprechend den Angaben in Tabelle 8 erlauben Siebverfahren nur die Entfernung der absetzbaren Stoffe; eine zusätzliche Entfernung gelöster Stoffe wie bei einem Absetzverfahren aufgrund einsetzender Fällungs- und Flockungsprozesse durch verlängerte Aufenthaltsdauer ist nicht möglich. Rein theoretisch könnte die CSB-Fracht bei einem Siebverfahren somit um maximal 33,3 % reduziert werden.

Untersuchungen aus der Praxis (Köppl und Frommann (2004)) haben zu folgendem Ergebnis geführt (siehe Abbildung 16):

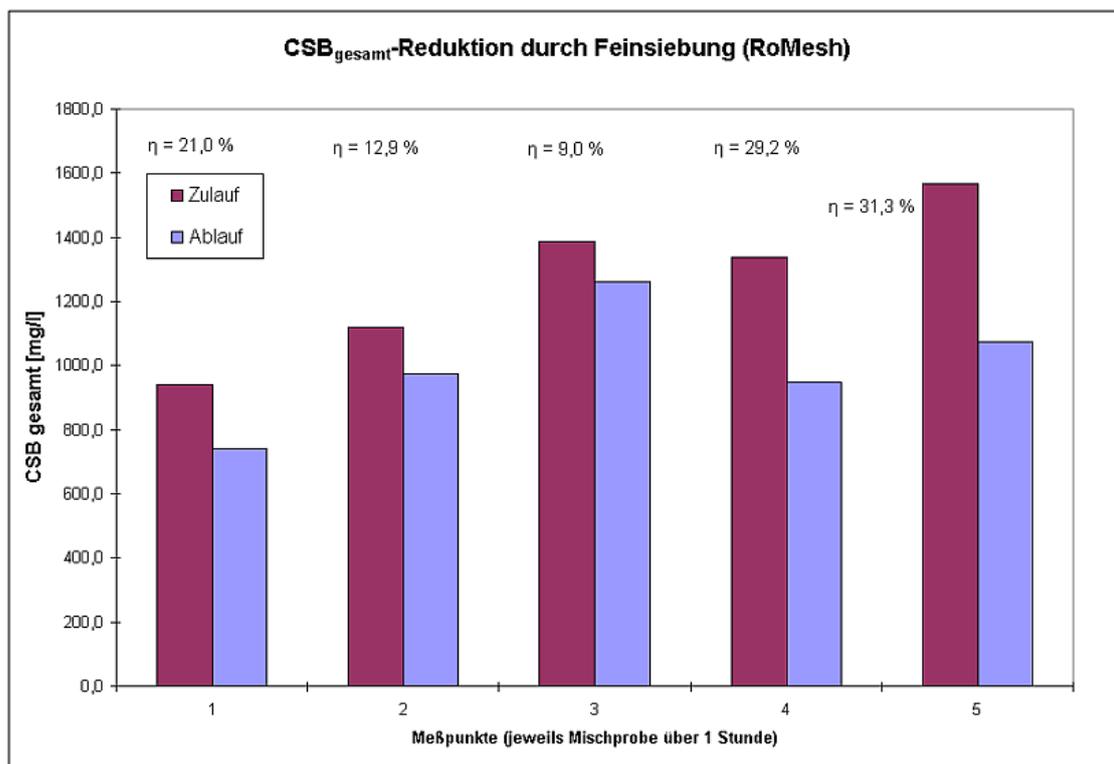


Abbildung 16: Entnahme von CSB aus Rohabwasser durch Feinsiebung (0,2 mm Maschenweite) in Abhängigkeit der Abwasserzusammensetzung

Berücksichtigt man die mechanische Beanspruchung des gesiebten Materials in der Maschine, lässt sich aufgrund der Ergebnisse feststellen, dass ein Feinsieb mit 0,2 mm Maschenweite in der Lage ist, die mechanisch entfernbare CSB-Fracht mit einem Abscheidewert von 31,3 % vollständig zu entfernen (94 % Wirkungsgrad in Bezug auf den theoretischen Wert).

Für die Flotation finden sich in der Literatur keine vergleichbaren Untersuchungen. Aufgrund physikalischer Gegebenheiten ist davon auszugehen, dass Ergebnisse in vergleichbarer Größenordnung erzielt werden können, wobei durch die scherkraftärmere Entnahme der gebildeten Flocken das jeweilige Abscheideergebnis im direkten Vergleich geringfügig besser ausfallen sollte.

4.2.2 Mit Chemikalienzusatz

Mit Hilfe von Chemikalien ist es möglich, sowohl nicht absetzbare Bestandteile als auch bereits gelöste Stoffe in eine feste Form zu überführen und somit einer mechanischen Abtrennung zugänglich zu machen. In Abhängigkeit der verwendeten Chemikalien sowie der Einsatzmengen beschreibt die Literatur die Entfernung von 50 bis 80 % von CSB, 80 bis 90 % in Bezug auf abfiltrierbare Stoffe und 80 bis 90% in Bezug auf Bakterien in

Absetzbecken (Metcalf & Eddy (2003)). Teleman et al. (2004) führten an der TU München Untersuchungen durch und geben in ihrer Veröffentlichung Untersuchungsergebnisse von Poon und Chu an, dass mit 30 ppm FeCl_3 eine Reduktion von mehr als 80 % an abfiltrierbaren Stoffen möglich ist.

Als Flockung bezeichnet man Verfahren, die vorwiegend kolloidale und andere in stabiler Suspension befindliche anorganische und/ oder organische Wasserinhaltsstoffe durch Flockungsmittel bzw. Flockungsmittelkombinationen in eine abscheidbare Form überführen.

Die entscheidenden Teilschritte der Flockung sind die Entstabilisierung, die Fällung bzw. Mitfällung und der Transport der entstabilisierten Teilchen. Die Entstabilisierung kann in Abhängigkeit von der Art des eingesetzten Flockungsmittels auf verschiedene Weise erfolgen, und zwar durch Koagulation, Einschlussflockung (sweep coagulation) infolge einer Mitfällung oder durch Flockulation, wobei es sich nur bei der Koagulation um einen echten Entstabilisierungsvorgang handelt. Das Wirkprinzip der Koagulation beruht auf der Verminderung der elektrostatischen Abstoßungskräfte der Teilchen, so dass einem gemeinsamen Kontakt ein Haftungsvorgang folgen kann. Die Flockulation nutzt eine Vernetzung der Teilchen durch Polymerzusätze. Unter der Fällung sind das Entstehen und die Ausscheidung unlöslicher Stoffe aus einer Lösung nach Überschreitung des Löslichkeitsproduktes zu verstehen, wobei sich kristalline oder amorphe, gelartige und voluminöse Produkte bilden. Die Fällung ist eine chemische Reaktion, die durch das entsprechende Reaktionsgleichgewicht hinsichtlich ihrer Kinetik und Verteilung der Ausgangs- sowie Endstoffe definiert ist. Bei der sog. Mitfällung handelt es sich hingegen um einen Flockungsmechanismus, bei dem suspendierte, kolloidale oder gelöste Stoffe angelagert oder eingeschlossen werden; Fällungs- und Flockungsoptimum fallen dabei zusammen. In der Praxis laufen häufig verschiedene Entstabilisierungsmechanismen nebeneinander ab.

Bei den Transportvorgängen, bei denen eine hohe Kontakt- und Hafttrate zwischen den entstabilisierten Teilchen erfolgen soll, unterscheidet man zwischen perikinetischem und orthokinetischem Transport. Perikinetische Transportvorgänge ergeben sich aus der Brown'schen Molekularbewegung, d. h. aus der Diffusion der Teilchen. Durch Zusammenstöße der entstabilisierten Wasserinhaltsstoffe, bzw. durch Anlagerung von Flockulanten an dieselben, werden Mikroflocken gebildet. Die perikinetische Phase einer Flockung wird nach der Ausbildung von Aggregaten mit Durchmessern oberhalb von etwa 1 μm beendet. Der Transport der gebildeten Mikroflocken zueinander, d. h. die Bildung von Makroflocken aus diesen, wird als orthokinetische Phase der Flockung bezeichnet.

Orthokinetische Transportvorgänge erfordern einen konvektiven Transport, d. h. definierte Schergradienten in der Strömung infolge von Energieeinträgen, beispielsweise durch langsames Rühren oder durch Geschwindigkeitsprofile in Rohrströmungen.

Die eingesetzten Flockungsmittel lassen sich in drei Kategorien einteilen:

- Flockungsmittel
- Flockungshilfsmittel
- sonstige Zusatzstoffe

Als Flockungsmittel bezeichnet man die Substanzen, die primär für die Entstabilisierung von dispergierten Stoffen verantwortlich sind. In der Wasserreinigung versteht man unter Flockungsmitteln überwiegend hydrolysierende Eisen(II)-, Eisen(III)- und Aluminiumsalze. Flockungshilfsmittel setzt man dem Wasser überwiegend nach einer Bildung von Mikrofloken durch Flockungsmittel zu, um die Flokenausbildung zu verbessern und gewünschte Flokeneigenschaften einzustellen. Als sonstige Zusatzstoffe, die neben Flockungsmitteln und -hilfsmitteln angewendet werden, dienen Chemikalien zur Unterstützung der Einzelmechanismen, indem u. a. der optimale pH-Wert eingestellt wird (Säuren, Basen), ausreichend Partikel für eine hohe Kollisionsrate und Flokkenbeschwerung zur Verfügung gestellt werden (Feinsand, Tonsuspensionen) oder Fällungsvorgänge durch Stoffe mit oxidativer Eigenschaft eingeleitet oder intensiviert werden (Luft, Ozon oder Kaliumpermanganat). Einen Überblick über anorganische Substanzen, die häufig in der kommunalen Abwasserreinigung eingesetzt werden, liefert nachfolgende Tabelle 13:

Tabelle 13: Zusammenstellung von Chemikalien für Fällung und Flockung in der Abwasserreinigung (übersetzt nach Metcalf & Eddy (2003))

Chemikalie	Summenformel	Molekulargewicht	Äquivalentgewicht	Verfügbarkeit	
				Form	Prozent
Alaun	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}^a$	666,5		flüssig	8,5 (Al_2O_3)
				fest	17 (Al_2O_3)
	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}^a$	594,4	114	flüssig	8,5 (Al_2O_3)
				fest	17 (Al_2O_3)
Aluminiumchlorid	AlCl_3	133,3	44	flüssig	
Calciumhydroxid (Kalk)	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	56,1 als CaO	40	fest	63-73 als CaO
				Pulver	85-99
Eisenchlorid	FeCl_3	162,2	91	flüssig	20 (Fe)
				fest	20 (Fe)
Eisen (III)-sulfat	$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	400	51,5	Granulat	18,5 (Fe)
Eisen (II)-sulfat (Melanterit)	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	278,1	139	Granulat	20 (Fe)
Natriumaluminat	$\text{Na}_2\text{Al}_2\text{O}_4$	163,9	100	Flocken	46 (Al_2O_3)

^aDie Anzahl der gebundenen Wassermoleküle variieren typischerweise von 14 bis 18.

Umfangreiche Untersuchungen wurden sowohl von der Universität der Bundeswehr München (Günthert und Narr (2003)) als auch von der Hans Huber AG durchgeführt, um die Effizienz der Feinsiebung mit 0,2 mm Maschenweite zu untersuchen. Ergebnisse der Hans Huber AG sind zusammenfassend sowohl ohne Zusatz von Chemikalien (siehe Abbildung 17) als auch mit Chemikalienzusatz dargestellt.

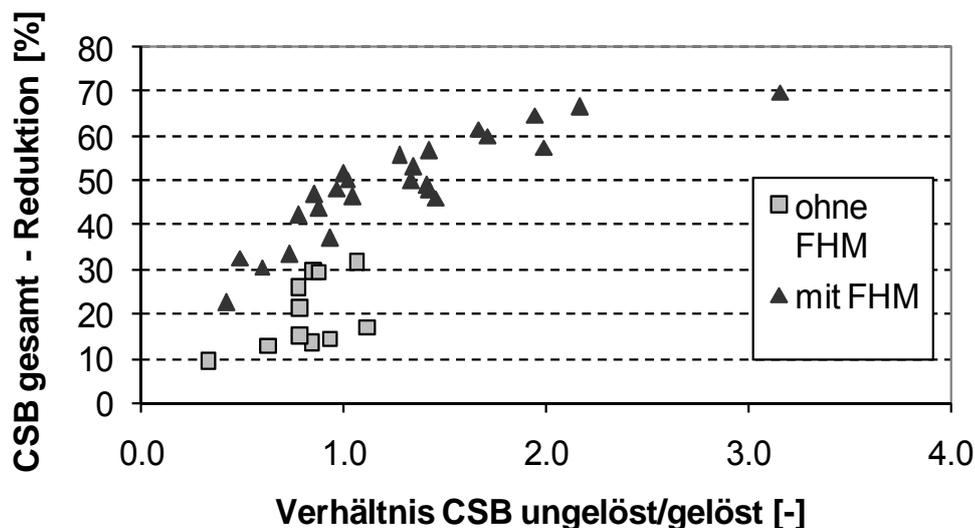


Abbildung 17: Entfernung von CSB aus Rohabwasser durch mechanische (Feinstsiegung ohne FHM) und mechanisch-chemische (Feinstsiegung mit FHM) Verfahren, FHM = Flockungshilfsmittel (nach Huber et al. (2005))

Eine zusammenfassende Darstellung der Ergebnisse über die CSB-Reduktion hinaus liefert Tabelle 14:

Tabelle 14: Zusammenfassung der Ergebnisse für die Reduzierung abwasserrelevanter Parameter durch Feinstsiegung (Köppel und Frommann (2004))

Reduktionsmöglichkeit für kommunales Rohabwasser

Ergebnisse für Feinstsiegung mit 0,2 mm Maschenweite

	Abfiltrierbare Stoffe	BSB ₅	CSB	P _{ges}	Dimension
rein mechanisch abtrennbar	32,5	12 – 18	24 - 36	0,04	g/(E*d)
	50	20 – 30	20 – 30	2,5	%
mechanisch-chemisch abtrennbar (FHM)	62,0	30	60	1,08	g/(E*d)
	95	50	50	60	%
mechanisch-chemisch abtrennbar (Fällung + FHM)	62,0	39	78	1,62	g/(E*d)
	95	65	65	90	%
Gesamtes Abwasser	65,0	60	120	1,8	g/(E*d)

Eine höhere Reduktion als 65 % für die CSB-Entfernung mit Feinsiebung erscheint mit additiver Mikrosiebung möglich; limitierend wird im praktischen Betrieb die Durchsatzleistung aufgrund der möglichen Belegung der Siebfläche durch Flockungshilfsstoffe. Ergebnisse für die Kombination mit Feinsiebung und nachfolgender Mikrosiebung finden sich nicht in der Literatur.

4.3 Faulgasproduktion

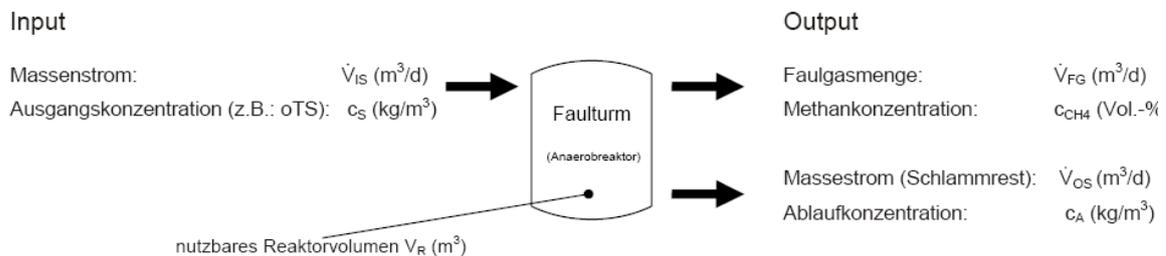
Schlämme aus kommunalen Kläranlagen können durch die Einwirkung von Bakterien im Faulbehälter organisch abgebaut werden, wobei Biogas, in der Abwassertechnik zumeist als Faulgas bezeichnet, entsteht, dessen Energieinhalt (im Sinne der Zielsetzung dieses Projekts) genutzt werden kann. Die Faulgasbildung während der anaeroben Schlammbehandlung ist das Resultat von mikrobiologisch verketteten Abbauprozessen. Der Gesamtbiogasprozess, welcher als natürlich ablaufender mikrobiologischer Stoffumwandlungsprozess anzusehen ist, unterliegt bestimmten Randbedingungen und Prozessvariablen. Die Faulgasproduktion und die damit verbundene Menge an erzeugtem Biogas hängen also von einer Vielzahl verschiedener Prozessparameter und Einflusskriterien ab.

4.3.1 Hintergrund der Betrachtungsweise

Im Zusammenhang mit dem Forschungsvorhaben „Kläranlage der Zukunft“ soll bezüglich des Themas Faulgasproduktion ein Trend aufgezeigt werden, der verdeutlicht, inwiefern mit bestimmten Verfahren die Faulgasproduktion erhöht werden kann, um dem Ziel der Wirtschaftlichkeit, der Energie- und Kosteneinsparung gerecht zu werden. Aus diesem Grund sind die in Tabelle 15 dargestellten Einflusskriterien in Betracht zu ziehen, um eventuelle Korrelationen und Zusammenhänge zwischen Zustandsvariablen, Steuervariablen und der verfahrenstechnischen Methodik der anaeroben Schlammbehandlung mit der spezifischen Faulgasausbeute als Leistungsparameter (Energienutzung, Kosteneinsparung) nachzuweisen und zu dokumentieren. Der wichtigste Leistungsparameter bei dieser Betrachtung ist die spezifische Faulgasausbeute, siehe dazu Abbildung 18 (Brummack (2005)).

Ausgangsparameter

(IS: Input Schlamm, OS: Output Schlamm, FG: Faulgas, R: Reaktor, S: Schlamm, A: Ablauf)



Belastungsparameter

Mittlere Verweilzeit: $\bar{t} = V_R / \dot{V}_{IS}$ (d)

Raumbelastung: $B_R = \dot{V}_{IS} \cdot c_S / V_R = c_S / \bar{t}$ (kg/m³ · d)

Leistungsparameter

Faulgasausbeute: $y_{FG} = \dot{V}_{FG} / \dot{V}_{IS} \cdot c_S$ (m³/kg)

Faulgasrate: $r_{FG} = \dot{V}_{FG} / V_R = y_{FG} \cdot B_R$ (m³/m³ · d)

spezifische Biogasrate: $r_{sFG} = \dot{V}_{FG} / V_R \cdot c_A$ (kg/m³ · d)

Abbildung 18: Bemessungs- und Kontrollparameter für Anaerobanlagen (geändert nach Brummack (2005))

Unter dem Aspekt der Energiegewinnung durch Faulgasverwertung ist es natürlich sinnvoll, relevante Möglichkeiten für eine verfahrenstechnische Optimierung der Faulgasproduktion mit einzubeziehen. Potenzielle Steigerungsmöglichkeiten der Faulgasproduktion sind zum Beispiel:

- die Desintegration, wobei die Verfahrensweise wiederum maßgeblichen Einfluss auf die Faulgasausbeute hat (siehe Kapitel 4.4)
- TDH (siehe Kapitel 4.4.3)
- Co-Vergärung
- Einsatz von Flockungshilfsmitteln (siehe Kapitel 4.2.2)

Die Beschreibung der Desintegration zur Steigerung der Faulgasproduktion und die Skizzierung unterschiedlicher Desintegrationsverfahren mit Erläuterung an Referenzbeispielen aus der Praxis werden im Kapitel 4.4 beschrieben.

4.3.2 Allgemeine Einflusskriterien auf die Faulgasproduktion

a) Verfahrenstechnische Parameter und Randbedingungen

Grundsätzlich ist die Substratart entscheidend für die produzierte Menge an Faulgas, denn jede unterschiedliche Substratart bringt seine eigene Biologie mit sich. In Tabelle 15 sind mögliche Einflusskriterien vereinfacht zusammengefasst. In Kapitel 4.3.4 und 4.3.5 werden einige Einflussgrößen wie zum Beispiel Reaktortyp, Temperatur, Generationszeit

und Durchmischung näher erläutert und Kapitel 5 liefert hinsichtlich des verfahrenstechnischen Einflusses auf die Faulgasproduktion einen Einblick in die Grundlagendarstellung und Verfahrensbeschreibung der Anaerobtechnik.

Tabelle 15: Einflusskriterien auf die Faulgasproduktion

Eingesetztes Verfahren	Milieubedingungen (Zustandsvariablen, Kenngrößen) und Reaktionskinetik	Verfahrenstechnische Steuerung (Steuervariablen, Regelgrößen)
<p>Anlagenkonfiguration und apparative Spezifikation der anaeroben Schlammbehandlung</p> <ul style="list-style-type: none"> - Beheizung, Gasaustrag - Biomasserückführung - Durchmischung - Intensität der Koaleszenz - Füllstandsteuerung - Verwendete Baumaterialien - Reaktorvolumen etc. 	<p>Substrat</p> <ul style="list-style-type: none"> - Substratart - Substrateigenschaften (TS) - Substratzusammensetzung - Zellmorphologie (rheologische Eigenschaften) - Kontaktmöglichkeit zwischen Bakterienmenge und Nährstoffmenge 	<p>Art der Beschickung/Dosierung</p> <p>Intensität des Gasanfall ist von der Schlammbeschickung abhängig</p> <ul style="list-style-type: none"> - Batch - Semi-Kontinuierlich - Kontinuierlich <p>Einsatz von Desinterationsverfahren</p> <ul style="list-style-type: none"> - Mechanisch, - nicht mechanisch
<p>Art des Durchmischungssystem und dessen verfahrenstechnische Auslegung</p> <ul style="list-style-type: none"> - Rührwerk (Dimensionierung und Auslegung des Rührwerkes) - Gaseinpressung - Externe Pumpanlagen 	<p>Kenngrößen</p> <ul style="list-style-type: none"> - Temperatur - Sauerstoff; H₂S - Ammonium, Ammoniak - pH-Wert, H₂-Partialdruck - Redox-Potenzial - Spurenelemente - Nährstoffbedarf (C/N; C:N:P:S) 	<p>Durchmischung</p> <ul style="list-style-type: none"> - Intensität - Intervall, Häufigkeit - Energieeintrag <p>Beheizung/Wärmeeintrag</p> <ul style="list-style-type: none"> - Intensität - Energieeintrag - Intervall, Häufigkeit

<p>Reaktorgeometrie und- typ</p> <ul style="list-style-type: none"> - Eiform, zylindrisch - liegend, stehend - UASB, Wirbelbettreaktor, Festbettreaktor 	<p>Hemmstoffe</p> <ul style="list-style-type: none"> - flüchtige Fettsäuren - Schwermetalle - Desinfektionsmittel - Antibiotika 	<p>Raumbelastung abhängig von:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Zuführten Menge an organischer TS - Reaktorvolumen
<p>Messtechnik</p> <ul style="list-style-type: none"> - Art der Gasdurchflussmessung - Messprinzip zur Ermittlung der Faulgaszusammensetzung 	<p>Negative Randeffekte</p> <ul style="list-style-type: none"> - Licht, Druckeffekte - Turbulenzen, Übersäuerung - Lokale Überhitzung - Energiedissipationsdichte (Scherbeanspruchung) 	<p>Verweilzeit abhängig von:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Temperatur - Konzentration an aktiver Biomasse - Fermenterbelastung - Gewünschter Abbaugrad
<p>Anlagenkomponenten und deren Dimensionierung/Auslegung</p> <ul style="list-style-type: none"> - Art des Pumpensystems - Gasableitung - Art der Beheizung und Isolierung - Rohrleitungstechnik - Art der Gasaufbereitung, Gasreinigung 	<p>Reaktionskinetik</p> <ul style="list-style-type: none"> - Wassergehalt - Stoffwechselaktivität der Mikroorganismen - Aufschlusspotential der Nährstoffe für die Mikroorganismen 	<p>Steuer - und Regelsystem</p> <ul style="list-style-type: none"> - SPS - Fuzzy

Die DWA verweist in Kapitel 4 des Merkblattentwurfes DWA-M 363 zum Teil auf die oben aufgezeigten Einflusskriterien (Merkblatt DWA-M 363 „Herkunft, Aufbereitung und Verwertung von Biogas auf die Faulgasproduktion“ (2009)).

Speziell bei der anaeroben Schlammbehandlung in Kläranlagen muss auch bedacht werden, dass im Zusammenhang mit dem gesamten Abwasserbehandlungsprozess abwasserspezifische Einflussgrößen für die Faulgasproduktion eine Rolle spielen. Darunter gehören unter anderem:

- Abwassertemperatur
- Abwasserkonzentration
- BSB₅- Raumbelastung

- Aufstromgeschwindigkeit
- Abwasserkonzentration (CSB)
- Hemmstoffe

sowie

- Aufenthaltszeit Vorklärung
- Schlammalter (Belebungsbecken)

und der Einsatz von

- Flockungshilfsmitteln zur Aufkonzentrierung bzw. Schlammmentwässerung

Hinzu kommen noch Einflussgrößen wie lokale Randbedingungen am Standort der Kläranlage selbst. Sowohl Niederschlagsaufkommen, Fremdwasserzuläufe (Industrie oder Sonstiges), meteorologische Randbedingungen als auch der spezifische Wasserverbrauch der Einwohner, jahreszeitliche Schwankungen und zeitliche Spitzenfrachten haben enormen Einfluss auf die Abwasserbeschaffenheit und somit auch auf die Eigenschaften des zu behandelnden Schlammes.

Die Menge und die spezifischen Inhaltsstoffe des Rohschlammes sowie die Abbaubarkeit der organischen Schlamminhaltsstoffe werden durch die eingeleiteten Abwässer sowie das angewandte Verfahren der Abwasserreinigung beeinflusst (Bischofsberger et al. 2005)). Den Einfluss der Aufenthaltszeit (biologische Reinigungsstufe) sowie der Betriebsweise der biologischen Reinigungsstufe auf die spezifische Faulgasproduktion zeigt Tabelle 49 (Abhängigkeit des zu erwartenden Biogasanfalls von der eingesetzten Abwasserreinigungstechnik (nach Kapp (1984) und ATV-DVWK-M 363 (2002))) in Kapitel 9.3.

b) Erfassung und Messung des Faulgases

Wie schon aus der Tabelle 15 ersichtlich, hat die Messtechnik auch eine enorme Wichtung bezüglich der anfallenden Menge an Faulgas. Die Messgenauigkeit der Gasmessung ist demnach die entscheidende Einflussgröße. In labor- und halbertechnischen Anlagen ist es möglich, das durch die Faulung der Schlämme anfallende Gas auf Zehntelliter genau zu bestimmen. Auf Kläranlagen liegen meist veraltete Gasmesssysteme vor, deren Genauigkeit nur $\pm 15\%$ beträgt. Um grobe Fehler auszuschließen, sind Angaben von spezifischen Gasmengen geeignet, z. B. bezogen auf die zugegebene organische Fracht, von denen Vergleichsdaten in der Literatur vorliegen (Eder (2004)). Ein weiterer Punkt ist die Qualität der Ergebnisse bei großtechnischen Untersuchungen, welche besonders stark von der Art der Probenahme abhängig sind. Insbesondere bei TR-Bestimmungen der Schlämme ist es entscheidend, wo und wie die Probenahme durchgeführt wird. Dabei muss besonders darauf geachtet werden, dass die

Probe erst nach dem Ablassen einer bestimmten Schlammmenge genommen wird, dass eine ausreichende Menge gezogen und dass sie unmittelbar nach der Entnahme analysiert wird (Eder (2004)).

Schwankungsbreiten und Messungenauigkeiten existieren natürlich auch bei der Messung der Gasmatrix des entstehenden Faulgases. Für die quantitative Ermittlung des zu nutzenden energiereichen Methans gibt es diverse Messprinzipien (u. a.: Wärmeleitfähigkeitssensor, Spektrometer Valenzelektronen (Nahes Infrarot), Spektrometer Molekülschwingungen). Inwiefern Kalibrierungen des Messsystems sowie die Temperatur und der Wassergehalt der Gasphase Einfluss auf die Fehlerhäufigkeit und Messungenauigkeit des jeweiligen Messverfahrens haben, ist noch ungeklärt.

Die Faulgasqualität und das damit verbundene Energiepotenzial wird auch durch die nachgeschaltete Gasaufbereitung enorm beeinflusst. Eine ökonomische Verwertung bzw. Nutzung des Faulgases durch BHKWs sollte eine Gastrocknung (Kondensatfalle), eine Entschwefelungsanlage und eine eventuelle Siloxanentfernung einbeziehen.

Des Weiteren ist die Verwendung der bezugsrelevanten Einheit für die spezifische Faulgasausbeute sowohl in der Literatur als auch in der Praxis unterschiedlich. Üblicherweise wird die spezifische Faulgasproduktion in $[\text{l}/\text{kg oTS}_{\text{zugef.}}]$ angegeben. Es kommt aber auch vor, dass die spezifische Faulgasproduktion in $[\text{m}^3/(\text{E} \cdot \text{a})]$ angegeben wird. Für eine angestrebte Datenerhebung oder Situationsanalyse führt dies zu einer Erschwerung der Vergleichbarkeit und zu einer Verringerung der Repräsentativität relevanter Aussagewerte, da über Umrechnungsfaktoren erneut Ungenauigkeiten einfließen.

c) Einflussgrößen bei der Ultraschall-desintegration

Speziell unter dem Gesichtspunkt „Desintegration“ gibt es im Rahmen der Dissertation von Dr.-Ing. Bernhard Eder (Universität der Bundeswehr München) schon durchgeführte großtechnische Untersuchungen zu der Thematik Klärschlammminimierung und Steigerung der Faulgasausbeute mit Hilfe von Zellaufschluss durch Ultraschall.

Insbesondere bei Ultraschallverfahren ist das Desintegrationspotenzial des Schlammes der wichtigste Einflussparameter auf die Faulgasausbeute. Das Desintegrationspotenzial des Schlammes ist wiederum abhängig von der Schlammszusammensetzung, von den Eigenschaften, dem Polymergehalt und der Entstehungsgeschichte des Schlammes (Eder (2004)). Auch die Art der Ultraschallanlage, deren Betriebsweise (Beschallungszeit-

Intervalle, Beschallungsintensität, Energieeintrag) sowie deren Anlagenkonfiguration haben ebenfalls Einfluss auf das Aufschlusspotential des Schlammes. Eder weist weiter darauf hin, dass generell Primärschlamm nur eine begrenzte Desintegrationsfähigkeit hat, da dieser aus mehr oder weniger kompakten Flocken von mineralischen und organischen Stoffen besteht. Überschussschlämme hingegen (biologische Schlämme), die aus Mikroorganismen bestehen, weisen eine gute Desintegrationsfähigkeit auf.

Der aktive Anteil der Biomasse im Schlamm ist hauptsächlich vom Schlammalter abhängig. Je höher das Schlammalter ist, umso geringer wird der Anteil der aktiven Biomasse. Dadurch wird umso mehr organische Masse bereits im Belebungsbecken mineralisiert, was wiederum eine Abnahme des Desintegrationspotenzials des Schlammes zur Folge hat. Denn je höher der organische Anteil im Schlamm, desto mehr Material steht für den Aufschluss zur Verfügung. Nur der organische Anteil im Schlamm wird biologisch abgebaut und bewirkt die Verringerung der Schlammmenge durch die Stabilisierung (Eder (2004)). Folgende wichtige Schlammeigenschaften müssen vor einem Einsatz einer durchzuführenden Ultraschalldesintegration untersucht werden:

- der organische Anteil im Schlamm (Schlammalter),
- die Bestandteile der organischen Masse (Qualität) und
- die rheologischen Eigenschaften (Viskosität bzw. der Trockenrückstand des Schlammes) (Eder (2004)).

4.3.3 Situationsanalyse hinsichtlich der Faulgasproduktion auf Kläranlagen

Die ca. 10.200 Kläranlagen in Deutschland benötigen rund 4.400 GWh/a (ca. 0,7 % des bundesweiten Stromverbrauchs). Das entspricht bei 126 Mio. angeschlossenen Einwohnerwerten einem spezifischen Verbrauch von 35 kWh/(EW*a), bzw. insgesamt 3 Mio. t CO₂-Äquivalenten (Haber Kern (2008)). 86 % des Stromverbrauchs konzentriert sich dabei auf Anlagen größer als 10.000 EW. Die spezifische Faulgasproduktion liegt bei 8,54 m³/(E*a) (Haber Kern (2008)). Dieses Faulgas wird aus der Vergärung von durchschnittlich 29 kg/(E*a) Schlamm-trockenmasse aus Primär- und Sekundärschlamm gewonnen. Auswertungen der spezifischen Faulgasproduktion verschiedener Kläranlagen zeigen oft einen großen Schwankungsbereich infolge der Einflussfaktoren und der Messwerterfassung auf.

a) Analyse einer ausgewählten Kläranlage

Im Nachfolgenden soll anhand der Analyse der Kläranlage Theuern überprüft werden, in wie weit in der Praxis die gemittelten Werte angetroffen werden. Abweichungen davon sollen anhand der Situationsanalyse diskutiert werden.

Die Kläranlage Theuern (KAT) ist eine mechanisch-biologisch-chemische Abwasserreinigungsanlage. Das Einzugsgebiet umfasst den städtischen Bereich mit 50.000 E und zwei Gemeinden mit insgesamt 13.000 E. Mit dazugehörigen Industriebetrieben wurde die KAT für 170.000 EW geplant und vor mehr als 15 Jahren in Betrieb genommen. Der Abwasserzufluss betrug laut der Planung $Q_t = 15.000 \text{ m}^3/\text{d}$. Die Inhaltsstoffe des mechanisch gereinigten Abwassers werden im Klärprozess bis zu 95 % abgebaut und dem Vorfluter zugeleitet. Eine Mischung von Primär- und Überschussschlamm leitet man in die Biogasreaktoren. Die durchschnittliche Biogasproduktion betrug $1,4 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{a}$ in der Untersuchungsperiode von 2003 bis 2007. Alle weiteren Daten und Zusammenstellungen werden aus den zur Verfügung gestellten Ergebnissen der Jahrgänge 2003 bis 2007 erstellt.

Funktionsprinzip

Der mechanische Teil der Kläranlage besteht aus dem Einlaufhebewerk und einer Rechenanlage. Das Abwasser wird durch den Rechen von groben Verschmutzungen befreit. Das entwässerte Rechengut ($111 - 187 \text{ Mg/a}$) mit hohem Kunststoffanteil sammelt man in einem Container für die spätere thermische Entsorgung. Dem Abwasserstrom werden in den Nachtstunden die Fäkalschlämme aus umliegenden Hauskläranlagen zudosiert. Der mittels Tankfahrzeugen angelieferte Schlamm wird in zwei Behältern zwischengelagert und bei niedriger Belastung dem Kläranlagenzulauf zudosiert. Im belüfteten Sandfang erfolgt durch Verringerung der Fließgeschwindigkeit die Trennung der Sandfraktion und die Abscheidung der Fettphase. Die Sandmengen variieren in der Untersuchungsperiode zwischen 130 und 220 t/a. Die fett- und ölhaltige Fraktion wird dem Zulauf zum Faulreaktor zugefügt. Im Vorklärbecken setzen sich die ungelösten Stoffe in Form von Primärschlamm ab. Mit Hilfe eines Räumers wird der Schlamm in den Schlammtrichter geschoben, eingedickt und in den Rohschlammumpenschacht abgezogen. Das mechanisch gereinigte Abwasser wird anschließend dem Belebungsbecken der Kläranlage zugeleitet.

Nach Aufenthalt in der biologischen Reinigungsstufe, bestehend aus Nitrifikation und Denitrifikation, erfolgt die Trennung vom Belebtschlamm im Nachklärbecken. Der Überschussschlamm wird nach der Eindickung der anaeroben Vergärung (Faulturm) zugefügt. Andere Substrate der anaeroben Vergärung sind Primär- und Fäkalschlamm sowie Fett und Ölfraktion. Genauere Angaben über diese Stoffströme werden in den Bilanzen angegeben.

Die Kläranlage Theuern verfügt über zwei Faultürme. Beide Reaktoren arbeiten in dem thermophilen Grenzbereich bei Temperaturen zwischen 40 bis 43° C. Die Erwärmung der Reaktoren erfolgt vollständig mit der aus dem Biogas erhaltenen Wärme aufgrund der Verwertung in einem Blockheizkraftwerk (BHKW). Damit eine gute Vermischung der eingedickten Substrate mit dem Faulschlamm stattfindet, sind in beiden Behältern Schlammriser vorhanden. Die Faulzeit beträgt ca. 25 Tage. Das beim Faulprozess entstandene Biogas wird in einem drucklosen Gasbehälter mit $V = 2000 \text{ m}^3$ gesammelt und nach Entschwefelung zum BHKW für Strom und Wärmeerzeugung durchgeleitet.

Die Gasproduktion der KAT stellt folgende Tabelle 16 dar.

Tabelle 16: Gemittelte Werte der Faulgasproduktion in der Kläranlage Theuern

Jahr	Abwasserzufluss m ³ /a	BSB₅ g/m ³	EGW (BSB₅)	Gasanfall m ³ /a	spez. Faulgaspro- duktion (m³/E*a)
2003	9.383.402	333,0	142.679	1.033.057	7,2
2004	6.888.098	493,7	154.857	1.356.632	8,8
2005	7.378.750	445,3	150.035	1.371.472	9,1
2006	9.100.221	562,8	233.863	1.442.033	6,2
2007	9.564.717	689,8	301.267	1.395.466	4,6
Mittelwert	8.463.038	504,9	196540	1.319.732	6,7

Wie die Ergebnisse zeigen, stieg in den Anfangsjahren des Betrachtungszeitraums die spezifische Faulgasproduktion erwartungsgemäß mit steigender Kohlenstoffbelastung. In den Jahren 2004 und 2005 liegt die „produzierte Energie“ im Rahmen der für Deutschland gemittelten Werte bzw. mit ca. 6,5 % leicht darüber. Auffällig sind der Abfall im Jahr 2006 und der scheinbare Einbruch im Jahr 2007 trotz weiter gesteigerter Kohlenstofffracht im Zulauf der Kläranlage. Da keine verfahrenstechnischen Umstellungen im Reinigungsprozess der KAT stattfanden, sind die Ursachen an anderer Stelle zu suchen und konnten nach Rücksprache mit der KAT auch geklärt werden:

Zum einen liegen die Ursachen bei einer veränderten Methode der Berechnung, zum anderen und dies ist bedeutend wichtiger und beispielhaft für in der Praxis gemachten Erfahrungen: durch Wechsel des Gasmengenerfassungssystems, Probleme mit der Gaserfassung und zusätzliche Umbauarbeiten an Faulreaktoren.

Diese betrieblichen Störungen bzw. notwendigen Arbeiten auf einer Kläranlage wirken sich in zweierlei Hinsicht nachteilig aus. Auf der einen Seite resultieren verfahrenstechnische Probleme, weil die im Falle von KAT noch mit Organik belasteten Faulschlämme ein schlechteres Entwässerungsverhalten zeigten. Auf der anderen Seite zeigt dieses Beispiel deutlich, dass starke Abweichungen in aller Regel nicht im Zusammenhang mit den klärtechnischen Prozessen stehen und im Falle einer Momentaufnahme nicht überbewertet werden sollten. In jedem Fall sollten sie jedoch Anlass sein, eine „energetische Bestandsaufnahme“ der Kläranlage zu veranlassen.

b) Spezifische Gasausbeute verschiedener Kläranlagen

Auswertungen der spezifischen Faulgasproduktion bayerischer Kläranlagen zeigen den großen Schwankungsbereich infolge der Einflussfaktoren und der Messwerterfassung auf (siehe Abbildung 19).

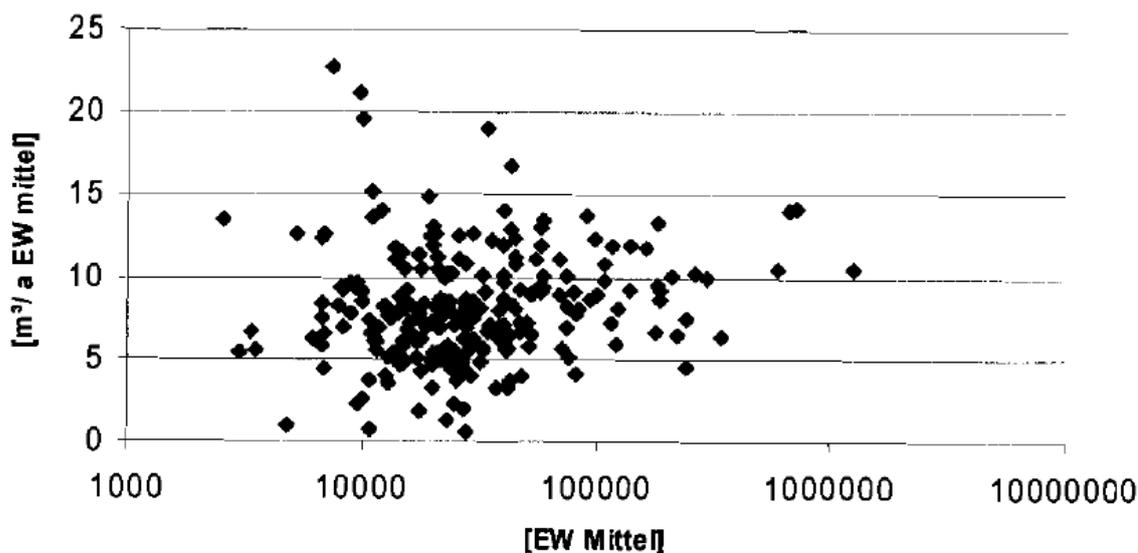


Abbildung 19: Spezifische Faulgasproduktion in Abhängigkeit von der mittleren Belastung (Bleisteiner (2008))

Zur Verdeutlichung des sehr unterschiedlichen Gasanfalls in Abhängigkeit der vielfältigen Einflussgrößen sind einige Kläranlagen und Laborfermenter beispielhaft in der folgenden Tabelle 17 und der Tabelle 18 aufgezeigt.

Tabelle 17: Spezifischer Gasanfall ausgewählter bayerischer Kläranlagen

Kläranlage/Ort	Forschungseinrichtung	Verfahren/Betriebsweise Faulungsprozess	Reaktorvolumen/ Faulraumvolumen	EW	Schlammtyp/Schlammalter	Verweilzeit	spezifische Faulgasausbeute
Pilotanlage Bodenmais	SC Abwasser und Umwelttechnik GmbH TU-Dresden	- 2-stufige Schlammfäulung - liegender Fermenter - 1. Stufe mesophil/thermophil - 2. Stufe mesophil	200 m ³	20.000	k.A.	24 d	325 l/kg oTR zugef.
KA-Geiselbullach	Ampervorband	Thermische Hydrolyse nach Cambi - Verfahren	2x 3.200 m ³	247.000	ÜS	20 -25 d	Erhöhung der Methangasproduktion bei ca. 15 %.
KA-Regensburg	Kläwerk Regensburg	biologische P-Elimination während der Abwasserreinigung, anaerob- mesophile Schlammfäulung mit anschließender Entwässerung in Zentrifugen	3 x 6000 m ³	400.000	50 % ÜS / 50 PS	43 d	bis max. 1000 m ³ /t oTR zugef. laut Betreiber
KA-Erdinger Moos	Abwasserzweckverband Erdinger Moos	mesophile Faulungsanlage mit 2 Faultürmen	2 x 4.125 m ³	320.000		40 d (36-37 °C)	400-500l/kg oTR zugef.
KA-Holzkirchen	B. Eder, Uni Bundeswehr München	labortechnische Untersuchungen mit Ultraschallidesintegration, Untersuchung des Schlammes aus der KA- Holzkirchen	Sonoreaktor 5 l				k.A. Ermittlung des Aufschlussgrades, Aufschlussgrad im Durchschnitt ca. 45 %
KA-Finsing	Abwasserzweckverband München Ost	Faulungsanlage mit 3 Faultürmen	2 x 2000 m ³ , 1 x 4000 m ³	110.000-135.000	PS	ca. 22 d	aktuellster Wert: 400 l/kg oTR zugef.
KA-Augsburg	B. Eder, Uni Bundeswehr München	Untersuchungen mit Ultraschallidesintegration im labortechnischen Maßstab	6 Faulbehälter mit 100 l Füllvolumen			20 d	Schwankungsbreite (je nach Beschickung und Ultraschallbetriebsweise): 315- 465 l/kg oTR zugef.
KA-Freising	B. Eder, Uni Bundeswehr München	einstufige Faulanlage, Untersuchungen mit Ultraschallidesintegration 2003	2 x 1200 m ³	65.000-110.000	PS+ÜS	22 d	Schwankungsbreite (je nach Beschickung und Ultraschallbetriebsweise): 259,8-1060 l/kg oTR zugef.
KA-Dachau	B. Eder, Uni Bundeswehr München	einstufige Faulanlage, Untersuchungen mit Ultraschallidesintegration	2 x 2340 m ³	95.000	PS + ÜS	60 d	keine Erhöhung der Gasausbeute
KA-Wolfratshausen	B. Eder, Uni Bundeswehr München	einstufige Faulanlage, Untersuchungen mit Ultraschallidesintegration	2 x 2000 m ³	100.000-120.000	10 d	25 d	organische Abbauleistung der Faulbehälter in Wolfratshausen von nahezu 56 %.

Tabelle 18: Spezifischer Gasanfall ausgewählter Kläranlagen und Laborfermenter

Kläranlage/Ort	Forschungseinrichtung	Verfahren/Betriebsweise Faulungsprozess	Reaktorvolumen/ Faulraumvolumen	EW	Schlammtyp/Schlammalter	Verweilzeit	spezifische Faulgasausbeute
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	3 doppelwandige Glasreaktoren mit Rührwerk,	7 l	-		24 d	460-502 l/kg oTR zugef.
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	Laborfermenter mit Rührwerk mesophil	4-6l	-	15 d	6 d	200 l/kg oTR zugef.
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	Laborfermenter mit Rührwerk mesophil	4-6l	-	15 d	12 d	250 l/kg oTR zugef.
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	Laborfermenter mit Rührwerk mesophil	4-6l	-	15 d	24 d	300 l/kg oTR zugef.
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	Laborfermenter mit Rührwerk thermophil	4-6 l	-	15 d	6 d	300 l/kg oTR zugef.
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	Laborfermenter mit Rührwerk thermophil	4-6 l	-	15 d	12 d	330 l/kg oTR zugef.
Laborreaktor/Dresden	TU-Dresden	Laborfermenter mit Rührwerk thermophil	4-6 l	-	15 d	24 d	330 l/kg oTR zugef.
Kläranlage Wasserfeld Pustertal	Abwasserverband Oberes Pustertal	Faulturm mit vorgeschalteter Ultraschall-Desintegration	1450 m ³	10.000 -max 40.000 saisonal abhängig	k.A.		461 l/kg oTR zugef.
Fraunhofer IKTS	Fraunhofer IKTS	Ultraschall-desintegration		72.500			Erhöhung der Gasausbeute
KA-Leonberg	Fraunhofer Allianz Wasser	2. Stufe Klärschlammvergärung (Schwärtung-Unde-Verfahren)	560 m ³ je Fermenter (1120 m ³ gesamt)			5,5 d je Stufe 11 d gesamt	500 l/kg oTR zugef.
KA-Asten	Linz AG	Faulungsanlage mit vorgeschalteter Primär- Schlamm-Eindickung und maschinelle Überschuss- Schlamm-Eindickung	3 x 10.400 m ³	950.000	5,5 d (37 °C)	30 d	18.000 m ³ /d

Unter Einbeziehung aller angeführten Kläranlagen bzw. anaeroben Schlammbehandlungssysteme lassen sich keine generellen Zusammenhänge von Einflussgrößen wie Schlammalter, EW, Temperatur, Verweilzeit, Verfahren des Faulprozesses und Reaktorvolumen auf die spezifische Faulgasausbeute nachweisen. Nur in Einzelfällen kann im Hinblick auf eine Situationsanalyse ein Zusammenhang zwischen der spezifischen Gasausbeute und bestimmten Bezugsparametern dokumentiert und nachgewiesen werden.

Auf der Kläranlage Freising konnte zum Beispiel nach Installation und einer Anpassung der Ultraschallanlage an die örtlichen Rahmenbedingungen ein Dauerbetrieb über fünf Monate eingestellt und die Wirkung der Desintegration anhand der Referenzfäulung dargestellt werden. Durch die Ultraschallbehandlung von ca. 30 % bis 40 % des Überschussschlammes, der in Faulbehälter 1 gelangt, wurden folgende Verbesserungen erzielt: 1. Steigerung des organischen Abbaugrades um 2,1 % absolut, bzw. 5 % relativ betrachtet, 2. Steigerung des Kohlenstoffumbaugrades in Gas um rund 3 %, 3. Steigerung der spezifischen Gasausbeute ($l/kg \text{ oTR}_{zu}$) um 11 % mehr Gas pro Tag gegenüber dem Referenzsystem (Eder (2004)).

Bei der Optimierung der großtechnischen Ultraschallanlage auf der Kläranlage Dachau wurde ein Dauerbetrieb mit drei in Serie geschalteten Modulen vom 19.08.2002 - 06.12.2002 durchgeführt. Während der Untersuchungen wurde der gesamte Überschussschlamm, der in Faulbehälter 1 gefördert wurde, mit Ultraschall behandelt, doch es konnten keine Verbesserungen hinsichtlich der Gasausbeute oder bezüglich des organischen Abbaugrades in Faulbehälter 1 erreicht werden. Die langen Faulzeiten von bis zu 60 Tagen sind jedoch verantwortlich für einen relativ hohen organischen Abbaugrad von ca. 59 %. Der trotz dieser guten Abbauraten doch etwas hohe organische Anteil in den Faulschlämmen von durchschnittlich 53 % Glühverlust (GV) konnte auch durch den Einsatz der Desintegration nicht verbessert werden (Eder (2004)).

Das Gutachten über einen ganzheitlichen Optimierungsansatz zur Leistungssteigerung der Abwasserbehandlung bei gleichzeitiger Kosteneinsparung am Beispiel der Kläranlage Moosburg a. d. Isar (vereinfachte Übersicht siehe Tabelle 19) aus dem Jahr 2007 konnte auch nur im Einzelfall dokumentieren, dass ein bestimmtes Verfahren oder eine bestimmte Technologie einen Einfluss auf die Faulgasausbeute hat.

Tabelle 19: Spezifischer Gasanfall einer ausgewählten Kläranlage (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007))

Kläranlage/Ort	Betreiber/Institution	Verfahren/Betriebsweise Faulungsprozess	Reaktorvolumen/ Faulraumvolumen	EW
KA-Moosburg	IWB e.V.	einstufige Faulanlage	2.400 m ³	40.000
Untersuchungsmethode (Ziel: Steigerung der Gasausbeute und der Energieeffizienz)				
<i>I. Zugabe des Enzymstufenpräparates CELLUFERM in die Rohschlammabwicklungsleitung Der wirtschaftliche Ertrag dieses Produktes beträgt 32.317 EUR/a (ohne Bioabfälle) bzw. 72.330 EUR/a (mit Bioabfälle) (brutto).</i>				
<i>II. Einsatz von nicht besonders überwachungsbedürftigen Abfällen (z.B. Alkohole), Co-Vergärung</i>				
<i>III. Elektrokinetik mit dem Prozessziel (Teil-)Desintegration (Fa. Innovum); Desintegration von Überschussschlamm mit Hilfe der Elektropolymerisation</i>				
<i>IV. Einsatz eines Gaswandlers mit dem Prozessziel Erhöhung der Methanausbeute im Faulgas (Fa. Aktan GmbH i.G.); In dem durchgeführten Pilot-Versuch mit dem halbertechnischen Gasfilter konnte grundsätzlich nachgewiesen werden, dass eine mikrobielle CO₂-Reduktion möglich ist. Im mittleren Versorgungsbereich wurden bei kontinuierlichem CO₂-Durchfluss durchschnittlich rund 25 % des zugeführten CO₂ zu CH₄ reduziert</i>				
<i>V. Einsatz einer Brennstoffzelle mit dem Prozessziel Steigerung der Energieeffizienz</i>				
				spezifische Faulgasausbeute/ Bemerkung
				310 - 570 l/kg oTR zugef.
				k.A. Erhöhung der Biogasausbeute
				k.A. erhöhter Entwässerungsgrad
				k.A.
				k.A.

Insbesondere folgende Abbildung 20 zeigt den Einfluss des Enzymstufenpräparates Celluferm auf den Ausfallgrad (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007)).

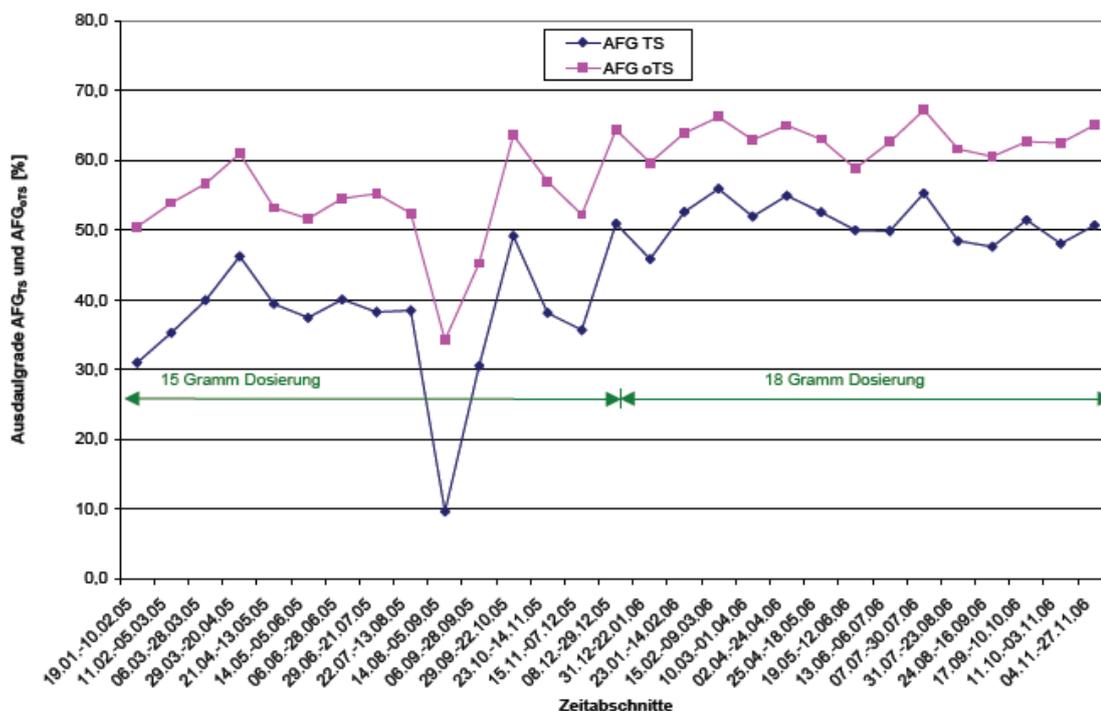


Abbildung 20: Einfluss des Enzymstufenpräparates Celluferm auf den Ausfallgrad (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007))

Mit der Steigerung des Ausfallgrades erfolgte erwartungsgemäß auch eine Zunahme der Biogasproduktion. Der etwa Mitte 2005 einsetzende starke Anstieg der Biogasproduktion ist auf die zusätzlich verarbeiteten Bioabfälle (Zunahme der oTS-Fracht in den Faulbehälter) zurückzuführen (Co-Vergärung). Bei hohen organischen Raumbelastungen des Faulbehälters ist eine Abnahme des spezifischen Biogasanfalls zu beobachten (Erreichung der Leistungsgrenze). Die nachfolgende Abbildung 21 und die Abbildung 22 verdeutlichen diese Zusammenhänge (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007)).

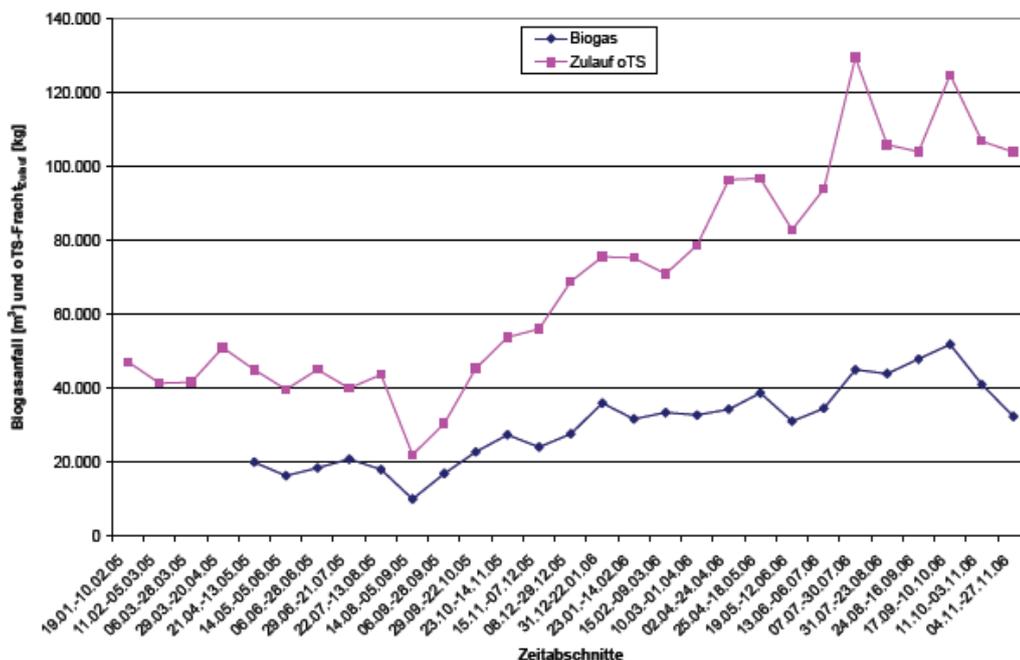


Abbildung 21: Steigerung der Biogasproduktion in Relation zur oTS-Fracht im Zulauf (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007))

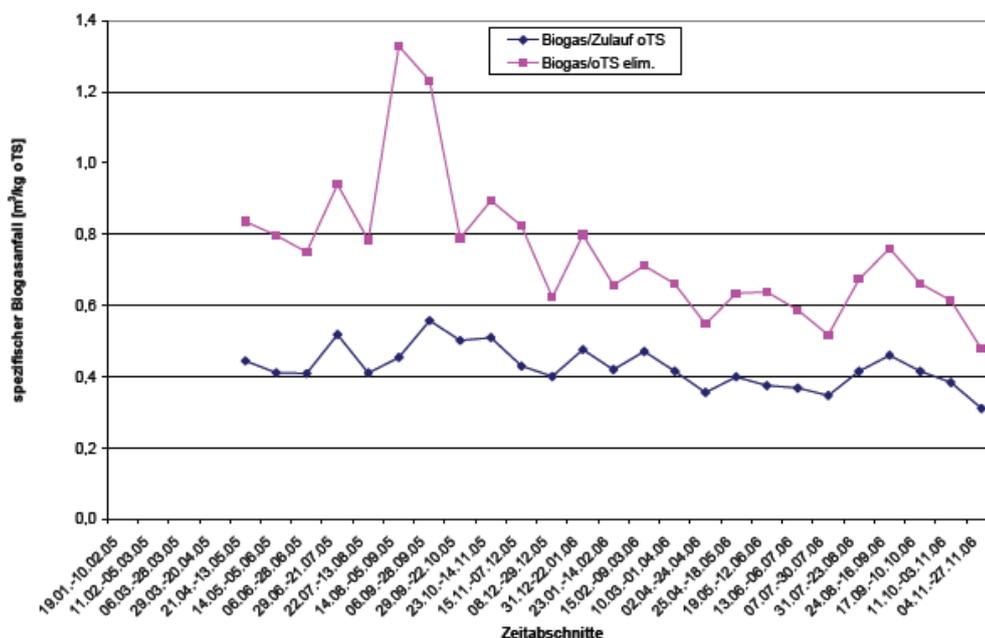


Abbildung 22: Verläufe der spezifischen Biogasproduktion (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V. (2007))

Die halbtechnischen Untersuchungen mit Ultraschallintegration von Eder auf der Kläranlage Augsburg zeigen auch stark schwankende Werte hinsichtlich der spezifischen Biogasausbeute. Dies liegt darin begründet, dass die Faulgasausbeute wiederum von

bestimmten Parametern abhängig ist. Folgende Abbildung 23 und Abbildung 24 verdeutlichen diesen Umstand.

<i>Einstellung I: 1000 Watt</i>	<i>Ohne Aufschluss</i>	<i>10 min Aufschluss</i>	<i>15 min Aufschluss</i>
<i>Gasanfall Liter Gas / Tag je Behälter</i>	<i>29,9 l/d</i>	<i>32,1 l/d</i>	<i>33,1 l/d</i>
<i>Gasausbeute bezogen auf zugeführtem oTR</i>	<i>400 l/kg oTR</i>	<i>430 l/kg oTR</i>	<i>445 l/kg oTR</i>
<i>oTR Faulschlamm</i>	<i>58,0 %</i>	<i>57 %</i>	<i>56,5 %</i>
<i>Abbaugrad der org. Substanz in der Faulung</i>	<i>44 %</i>	<i>47 %</i>	<i>48 %</i>
<i>Aufschlussgrad</i>		<i>30 %</i>	<i>40 %</i>
<i>Steigerung der Gasausbeute</i>		<i>7 %</i>	<i>11 %</i>
<i>Steigerung des org. Abbaugrades</i>		<i>8 %</i>	<i>10 %</i>
<i>Die eingesetzte spezifische Energie bzw. Dosis</i>		<i>5700 kJ/kg 55 Wh/l</i>	<i>8540 kJ/kg 83 Wh/l</i>

Abbildung 23: Ergebnisse der Untersuchungen in Augsburg (nach erster Beschickung), (Eder (2004))

<i>Einstellung II: 800 Watt</i>	<i>Ohne Aufschluss</i>	<i>10 min Aufschluss</i>	<i>15 min Aufschluss</i>
<i>Gasanfall Liter Gas / Tag je Behälter</i>	<i>27,7 l/d</i>	<i>31,2 l/d</i>	<i>32,2 l/d</i>
<i>Gasausbeute bezogen auf zugeführtem oTR</i>	<i>370 l/kg oTR</i>	<i>415 l/kg oTR</i>	<i>425 l/kg oTR</i>
<i>oTR Faulschlamm</i>	<i>59,5 %</i>	<i>57 %</i>	<i>57 %</i>
<i>Abbaugrad der org. Substanz in der Faulung</i>	<i>42 %</i>	<i>47 %</i>	<i>47 %</i>
<i>Aufschlussgrad</i>		<i>20 %</i>	<i>25 %</i>
<i>Steigerung der Gasausbeute</i>		<i>13 %</i>	<i>16 %</i>
<i>Steigerung des org. Abbaugrades</i>		<i>14 %</i>	<i>14 %</i>
<i>Die eingesetzte spezifische Energie bzw. Dosis</i>		<i>4570 kJ/kg 44 Wh/l</i>	<i>6860 kJ/kg 67 Wh/l</i>

Abbildung 24: Ergebnisse der Untersuchungen in Augsburg (nach zweiter Beschickung), (Eder (2004))

4.3.4 Zusammenfassende Wertung der Situationsanalyse Faulgasproduktion

Neue Technologien bzw. innovative verfahrenstechnische Systeme, welche eine Steigerung der Faulgasproduktion versprechen, werden nur Eingang in die Kläranlagen finden, wenn sich deren Wirtschaftlichkeit entsprechend dokumentieren und nachvollziehen lässt bzw. wenn gesetzliche Rahmenbedingungen existieren. Demnach

wird immer eine Bewertung, Beurteilung und Einbeziehung der abwassertechnischen Randbedingungen der jeweiligen Kläranlage sowie der möglichen relevanten Einflusskriterien auf die Faulgasproduktion erfolgen müssen. Da aber eine sehr große Bandbreite sowohl an Einflussgrößen während der Abwasserbehandlung als auch Einflusskriterien während der anaeroben Schlammbehandlung vorliegt und zusätzlich jede Kläranlage spezifischen Randbedingungen unterliegt, ist eine generelle Abschätzung zur Möglichkeit (Technologien) der Faulgassteigerung und ein Korrelationsnachweis von Einflussparametern auf die Faulgasausbeute sehr schwierig. Viele Einflussgrößen lassen sich nicht standardisieren und auch nicht im Rahmen einer Datenerhebung sowohl vollständig als auch teilweise erfassen. Eine Datenerhebung und Bewertung von Zusammenhängen bestimmter Einflussparameter auf die spezifische Faulgasausbeute lässt sich hinsichtlich der ganzheitlichen Einbeziehung aller relevanten Kläranlagen mit anaerober Schlammbehandlung nicht durchführen und wäre auch nicht sinnvoll, zumal der Leistungsparameter Faulgasausbeute als Messwert immer nur eine Momentaufnahme kennzeichnet. Aus diesen Gründen und wegen der in der Praxis häufig vorkommenden Messungenauigkeit der Gasmessung wird hinsichtlich der Thematik Faulgasproduktion an dieser Stelle auf eine weitere generelle Situationsanalyse verzichtet. Tabelle 15 verweist auf die unterschiedlichen Verfahrensweisen der anaeroben Schlammbehandlung sowie deren sehr unterschiedliche spezifische Faulgasausbeuten. Für einzelne Anlagen macht eine Untersuchung von Technologien zur Steigerung der Gasausbeute und Verbesserung der Schlammmentsorgung Sinn. Beispiele hierfür sind nachfolgend angeführt:

- Steigerung der spezifischen Gasausbeute durch Ultraschalleinsatz in Welsberg, Kläranlage Wasserfeld (VTA Umwelttechnik GmbH, Ingenieurbüro Eberl, (2004))
- VTA-Bericht (Einsatz der VTA-GSD Ultraschallintegration auf der Kläranlage Halle Nord, 2006), (siehe auch Kapitel 4.4.2)
- Gutachten über einen ganzheitlichen Optimierungsansatz zur Leistungssteigerung der Abwasserbehandlung bei gleichzeitiger Kosteneinsparung am Beispiel der Kläranlage Moosburg a. d. Isar (IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e.V., (2007))
- Klärschlammbehandlung auf Abwasserbehandlungsanlagen (DesintegrationsModulSystem, Fraunhofer IKTS)
- Zweistufiges Hochleistungsverfahren zur Vergärung von Klärschlamm, Kläranlage Leonberg (Fraunhofer Allianz Syswasser)
- Thermische Klärschlammhydrolyse auf der Kläranlage Geiselbullach (Cambi-Verfahren, Amperverband), Cambi-Verfahren, (vgl. Kapitel 4.4.3)

- Untersuchungen zur Verbesserung des Stoffstrommanagements auf Kläranlagen - Auslegungsansätze von Ultraschallanlagen zur Klärschlammbehandlung (Eder (2004))
- Ultrawaves Wasser & Umwelttechnologien GmbH, Einsatz des CH₄-Boosters, (siehe auch Kapitel 4.4.2)
- Entwicklung eines Verfahrens zur erhöhten Energieproduktion und Klärschlamminderung, CUTEC – Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH, Kläranlage in Scharzfeld, Landkreis Osterode (vgl. Kapitel 4.4.2)

4.3.5 Arten von Reaktoren

Die Wahl des Reaktors hat großen Einfluss auf Ausbeute und Umsatz der gewünschten Reaktionen, die in diesem ablaufen sollen. In den nachfolgenden Absätzen werden daher die Reaktoren kurz betrachtet.

Aufbau der Reaktoren

Faulbehälter gibt es in verschiedenen Bauformen, z. B. in Eiform (siehe Abbildung 25). Häufig werden sie aber in zylindrischer Bauform mit Kegelspitzen als Sohle und Behälterdecke gefertigt.

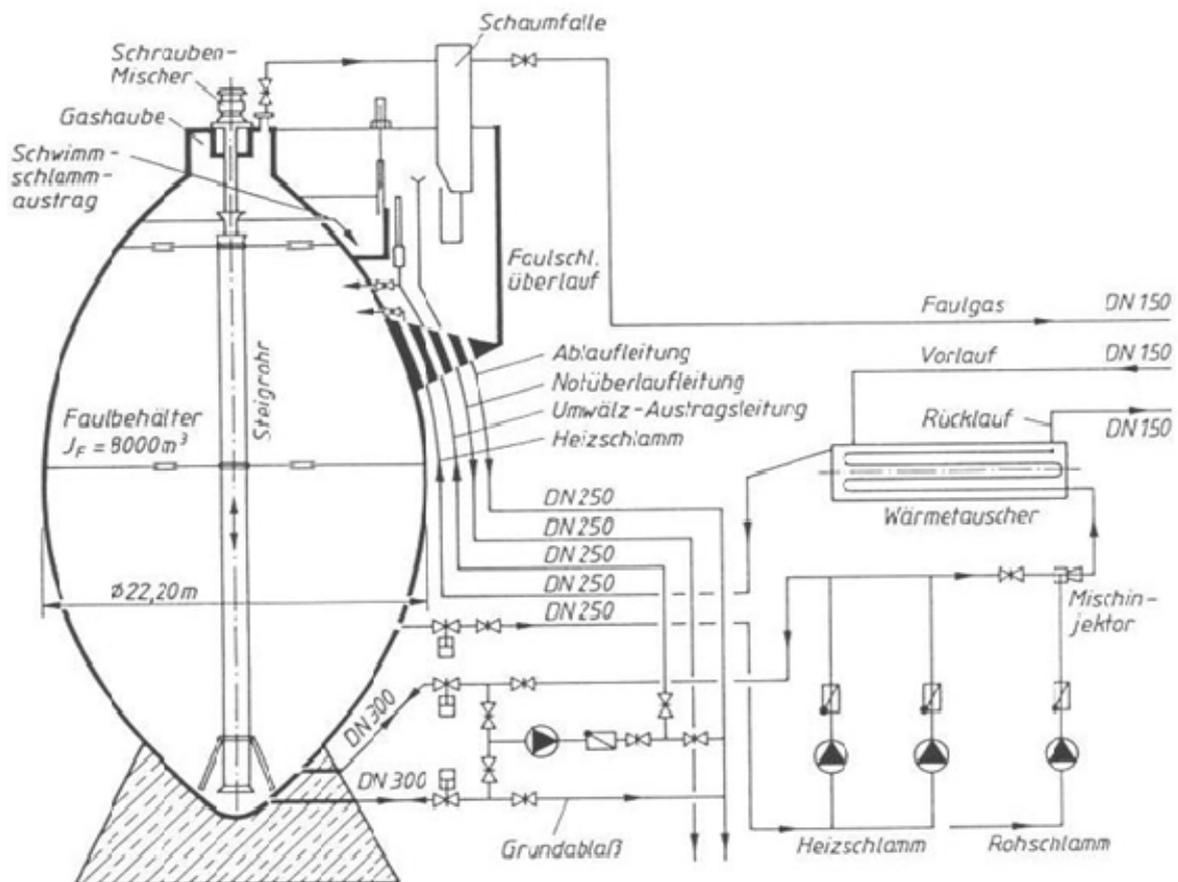


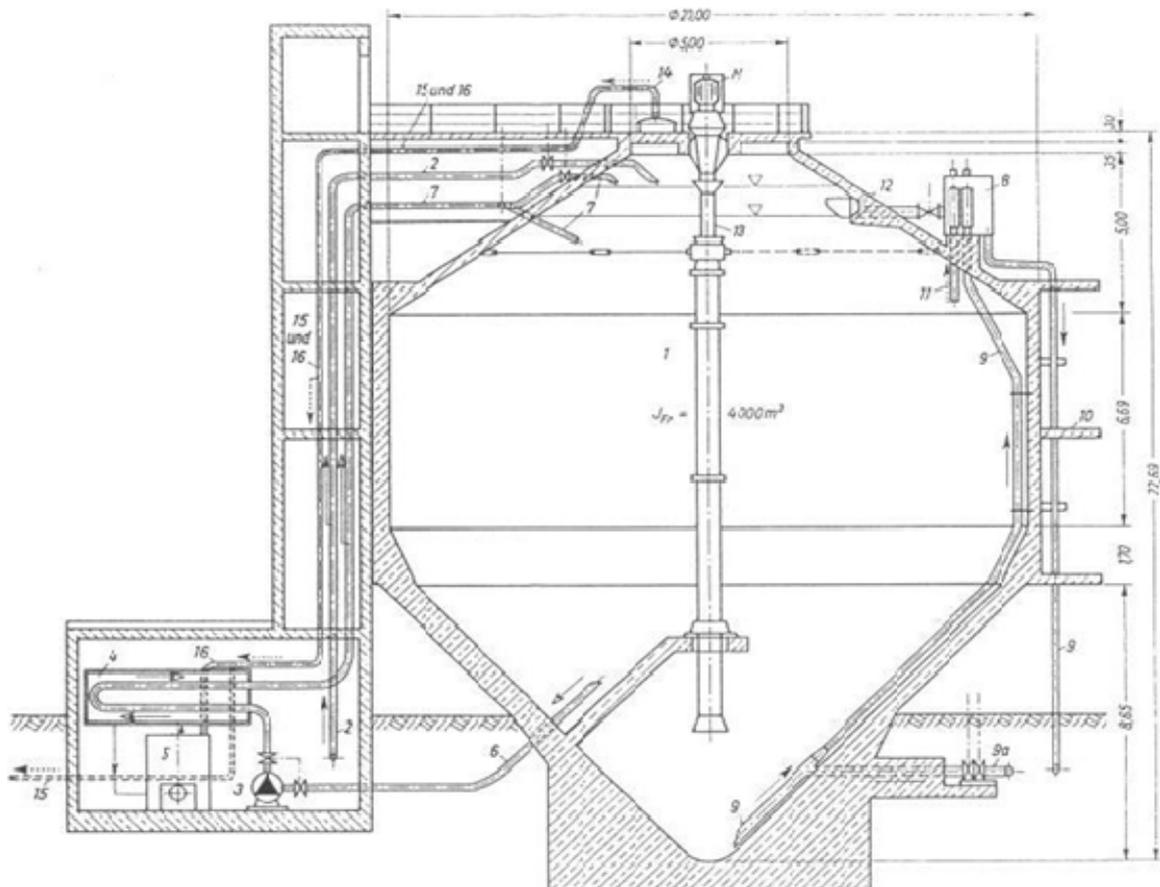
Abbildung 25: Faalbehälter in Eiförm (Bischof und Hosang (1998))

Faalbehälter in Eiförm, wie in Abbildung 25 dargestellt, sind geschlossene Faalräume und statisch sehr günstig. Sie haben eine kegelförmige Sohle und Decke. Diese Form hat im Verhältnis zum Rauminhalt eine relativ kleine Oberfläche, wodurch Energieverluste reduziert werden.

Damit sich der Schlamm selbstständig ohne jegliche Bildung von Ablagerungen zur Behälterspitze hin nach unten bewegt, sollte die Sohle eine hohe Steigung von z. B. 60° C aufweisen. Damit werden technische Räumvorrichtungen eingespart, was weiterhin zu einer Verringerung des Energiebedarfs des Reaktors führt. Bei der Behälterspitze erfolgt im Allgemeinen die Entnahme des ausgefaulten, stabilisierten Schlamms über das Steigrohr bzw. durch den Austrag des Schwimmschlammes.

Die Verwendung von flachen Sohlen wird häufig dann eingesetzt, wenn entsprechende von der Decke her eingehängte und höhenverstellbare Lanzen montiert sind, die keine Bodenablagerungen mehr zulassen. Dadurch entstehen Kostenvorteile bei der Gründung und Wasserhaltung. Falls solche Vorrichtungen nicht vorhanden sind, muss der abgelagerte Schlamm mit entsprechenden Räumvorrichtungen aus dem Behälter entfernt werden.

In Abbildung 26 ist ein Reaktor in zylindrischer Bauform dargestellt:



4.209 Schlammfaulturm

- | | |
|----------------------------------|-------------------------------------|
| 1 Faulraum | 9 Faulschlammernahme |
| 2 Frischschlammeingabe ← | 9a Faulschlammernahmeweg 2 |
| 3 Schlammpumpe für Umwälzschlamm | 10 Treppe |
| 4 Wärmeaustauscher | 11 Faulwasserentnahme |
| 5 Heizkessel | 12 Schwimmschlammernahme |
| 6 Umwälzschlamm, Entnahme } ← | 13 Schraubenmischer mit E-Motor (M) |
| 7 Umwälzschlamm, Eingabe } ← | 14 Gasdom |
| 8 Beobachtungstopf | 15 Gas zum Speicher } ← |
| | 16 Gas zum Heizkessel } ← |

Abbildung 26: Zylindrischer Faulbehälter (Handbuch der Umwelttechnik und Umweltschutztechnik (2005))

Durch die Kegelspitze wird eine geringe Ausdehnung der Schwimmschlammdecke erzielt und somit die Zerstörung der Schlammschicht zum Zwecke des besseren Gasaustritts erleichtert. Diese kann z. B. durch eine Klappe in Höhe des Schlammspiegels leicht entfernt werden. Das anfallende Faulgas wird im Gasdom, der auf der Kegelspitze montiert ist, gesammelt und abgezogen.

4.3.6 Verfahrenstechnische Einflussgrößen

a) Temperatur

Methanogene Bakterien existieren in einem weiten Temperaturbereich, allerdings besitzt jede Bakterienart ein individuelles Temperaturoptimum (siehe Abbildung 27), bei dem es am meisten Methan produziert. Grundsätzlich muss man bei den Methanbildnern in der Biogastechnik zwischen mesophilen (32° C - 42° C) und thermophilen (50° C – 58° C) Bakterien unterscheiden.

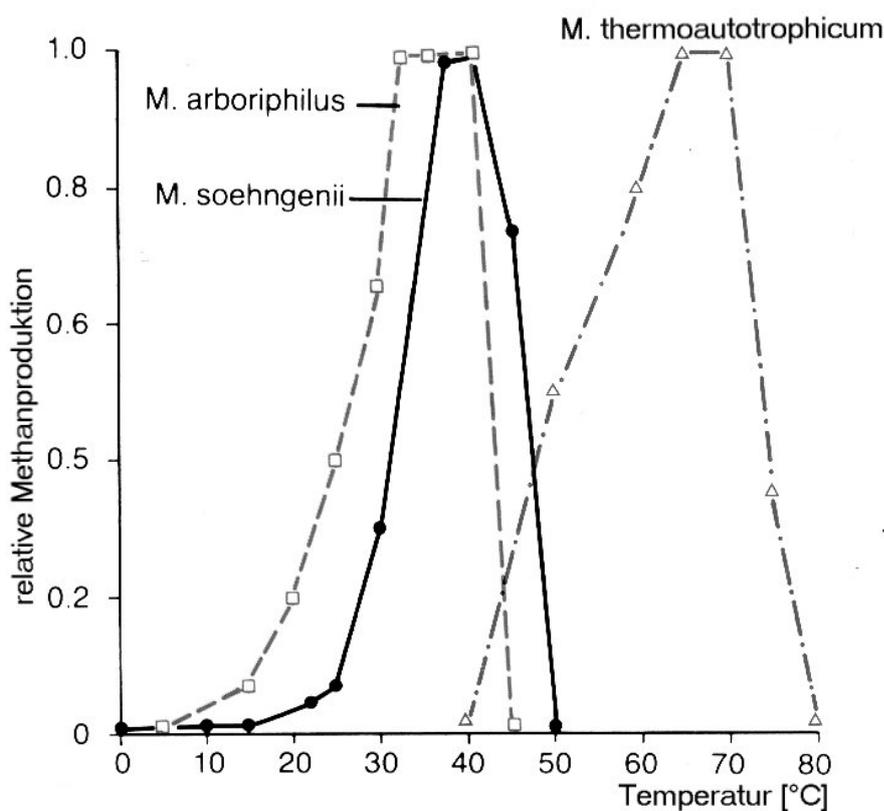


Abbildung 27: Temperaturoptima bestimmter Reinkulturen von Methanbildnern (Zehnder (1981))

Auswirkungen einer Temperaturerhöhung im Fermenter

Methanproduktion:

Grundsätzlich gilt für die Methanproduktion wie auch für andere Reaktionen die RGT-Regel (Reaktionsgeschwindigkeits-Temperatur-Regel). Diese besagt: je höher die Temperatur, desto schneller verläuft die Reaktion. Daraus lässt sich schließen, dass eine höhere Temperatur im Biogasreaktor eine höhere Abbaurrate und somit eine größere Methangasausbeute bei höherem Energieeinsatz nach sich zieht.

Prozessstabilität

Bei relativ niedrigen pH-Werten im Reaktor kann der Faulprozess „umkippen“. Die Stabilität des Prozesses ist abhängig von der Löslichkeit von Gasen in Wasser, da bestimmte Gase (CO₂ und NH₃) die pH-Verschiebung puffern. Die Löslichkeit selbst ist temperaturabhängig; aus diesem Grund wird der Prozess bei höheren Temperaturen instabiler (siehe Tabelle 20).

Tabelle 20: Löslichkeit einiger Gase in Wasser (<https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNils207427.pdf>; Stand: 22.07.2009)

Gas		Löslichkeit [g Gas/ kg Wasser] bei 101,3 kPa					
Name	Chemisches Zeichen	Bei einer Temperatur [°C] von					
		0	20	25	40	60	80
Wasserstoff	H ₂	0,0019	0,0016	0,0015	0,0014	0,0012	0,0008
Sauerstoff	O ₂	0,0694	0,0434	0,0393	0,0308	0,0227	0,0138
Ammoniak	NH ₃	897	529	480	316	168	65
Schwefelwasserstoff	H ₂ S	7,07	3,85	3,38	2,36	1,48	0,77
Kohlendioxid	CO ₂	3,35	1,69	1,45	0,973	0,576	
Methan	CH ₄	0,0396	0,0232	0,0209	0,0159	0,0114	0,0070

Typischerweise besitzt der Reaktorinhalt allerdings die Eigenschaft, den pH-Wert innerhalb bestimmter Grenzen relativ konstant zu halten. Diese Eigenschaft wird am Beispiel des Carbonat-Puffers gezeigt (siehe Formel 6):



Formel 6: Carbonat-Puffer

Der pKs- Wert der ersten Dissoziationsstufe liegt bei 6,52, das heißt bei einem pH-Wert von 6,52 ist genau die Hälfte des Kohlendioxids CO₂ als Hydrogencarbonat HCO₃⁻ in der Lösung vorhanden. Steigt der pH-Wert, so wird das Gleichgewicht zu Gunsten des Carbonats verschoben und es kann mehr CO₂ aus der Gasphase in Lösung übergehen. Fällt dagegen der pH-Wert unter 6,52, so verschiebt sich das Gleichgewicht auf die Seite des Kohlendioxids, welches dann bei Überschreiten der Löslichkeit in Wasser als Gas ausgetrieben wird. Durch dieses Entfernen aus der Lösung wird der pH-Wert des Fermenters bei 6,5 solange abgepuffert, wie genügend Hydrogencarbonat vorhanden ist (siehe Abbildung 28).

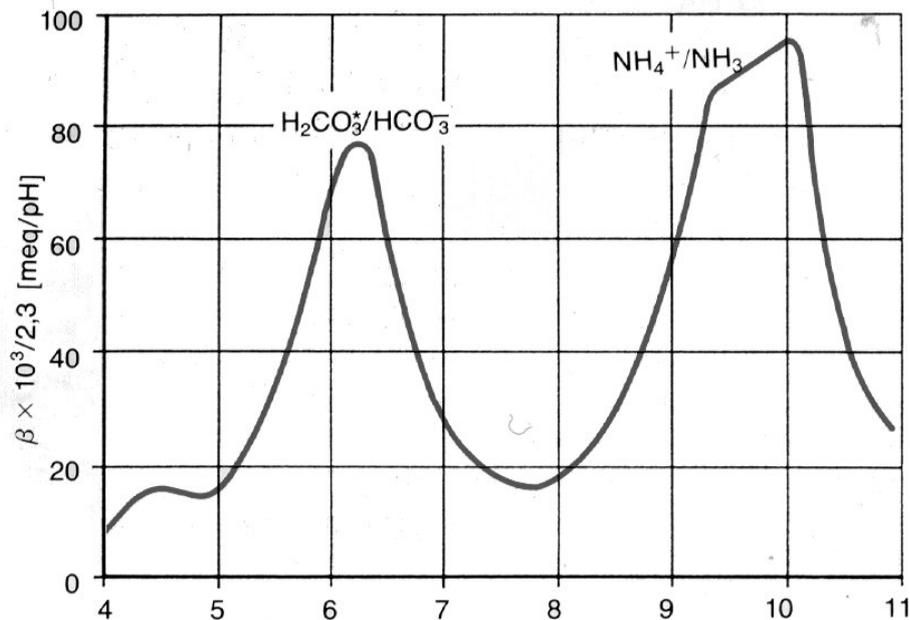


Abbildung 28: Pufferkapazität in Abhängigkeit vom pH-Wert (<https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNils207427.pdf>; Stand: 22.07.2009)

Abtötung von Keimen

Eine höhere Prozesstemperatur bewirkt neben beschleunigter Reaktion auch eine Abtötung von Keimen, so dass bei entsprechender Verfahrensgestaltung (Temperatur: 55°C, reale Verweilzeit: größer als 23 h) auf eine separate Hygienisierung bei entsprechend vorliegenden Anforderungen bzgl. einer weiteren Nutzung verzichtet werden kann.

Zusammenfassung

Vorteile bei höheren Temperaturen im Fermenter

- höhere Methangasausbeute
- Abtötung von Keimen

Nachteile bei höheren Temperaturen im Fermenter

- schlechtere Prozessstabilität
- höherer Energiebedarf

b) Verweilzeit

Definition der Verweilzeit

Die Verweilzeit Θ (siehe Formel 7) ist ganz allgemein als die mittlere Aufenthaltsdauer definiert, die das Substrat bis zur Entnahme im Reaktor verbleibt. Sie wird aus dem Quotient von Reaktorvolumen V zu Substratvolumenstrom \dot{V} ermittelt:

$$\theta = \frac{V}{\dot{V}} [h]$$

Formel 7: Hydraulische Verweilzeit

Die für den ordnungsgemäßen Betrieb einer Faulgasanlage erforderliche Verweilzeit ist im Wesentlichen von vier Einflussfaktoren abhängig:

- Temperatur
- Konzentration an aktiver Biomasse
- Fermenterbelastung (organische Trockensubstanz, Zulaufvolumen, Substratzusammensetzung)
- gewünschter Abbaugrad

Generationszeit

Von großer Bedeutung für die Auswahl der Verweilzeit ist die Generationszeit der am Abbauprozess beteiligten Mikroorganismen. Unter Generationszeit versteht man die Zeitdauer, nach der sich die Anzahl von Lebewesen einer Population verdoppelt hat. Bei Bakterien ergeben sich unterschiedliche Generationszeiten, abhängig vom Stamm und den vorliegenden Wachstumsbedingungen. Tabelle 21 gibt einen Überblick über die Generationszeiten der beim anaeroben Umwandlungsprozess beteiligten Bakterien.

Tabelle 21: Generationszeiten bei anaeroben Umwandlungsprozessen (<https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNils207427.pdf>, Stand: 22.07.2009)

Mikroorganismen	Generationszeit
<i>Acidogene Bakterien</i>	
Clostridien	24 – 36 h
Bacterioides	< 24 h
<i>Acetogene Bakterien</i>	80 – 90 h
<i>Methanogene Bakterien</i>	
Methanosarcina bakterii	5 – 15 d
Methanococcus	ca. 10 d

Abhängigkeit der Verweilzeit von der Methangausausbeute

Die Verweilzeit muss bei kontinuierlicher Betriebsweise so gewählt werden, dass in einer bestimmten Zeit t nicht mehr Bakterien aus dem Faulturm ausgeschwemmt werden, als in gleicher Zeit zugeführt und nachwachsen können. Es ist zu beachten, dass die Verweilzeit, insbesondere die der methanogenen Mikroorganismen bei mehreren Tagen liegt. Daher sind Verweilzeiten von mehr als 15 Tagen notwendig, sofern keine Maßnahmen für Biomasserückhalt ergriffen werden können, um hohe Faulgasausbeuten zu erzielen.

Die folgende Abbildung 29 stellt ganz allgemein die substratbezogene Methangausausbeute in Abhängigkeit der Verweilzeit bei konstanter Raumbelastung dar:

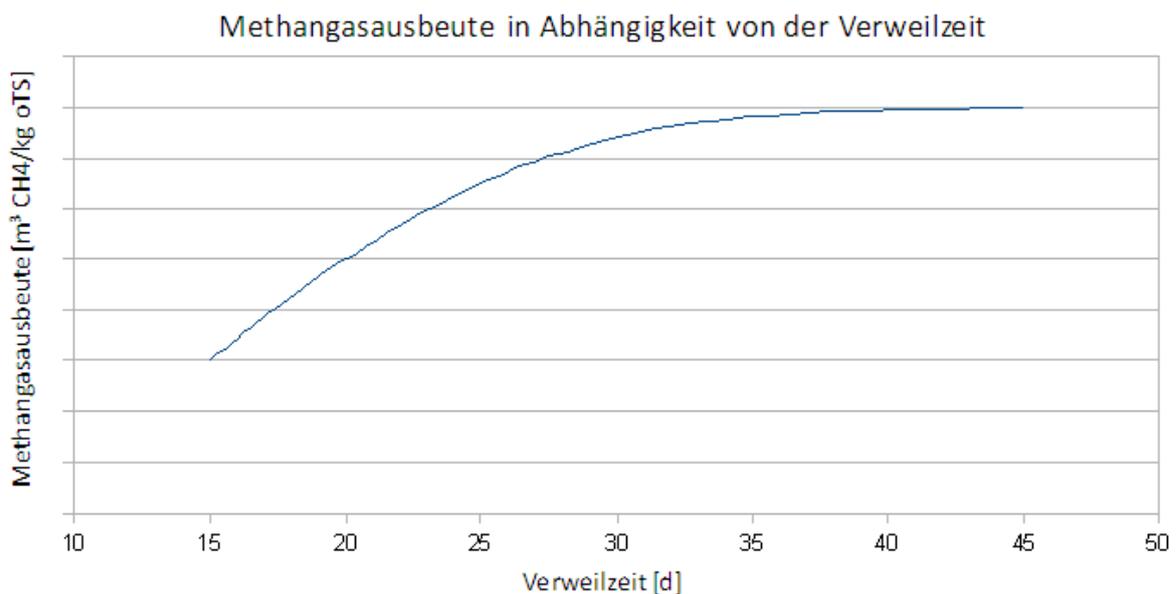


Abbildung 29: Methangausausbeute in Abhängigkeit von der Verweilzeit

Die Abbildung 29 zeigt, dass die substratbezogene Methangausausbeute kontinuierlich ansteigt und nach etwa 30 Tagen ein konstantes Niveau erreicht. Dies lässt sich darauf zurückführen, dass mit zunehmender Verweilzeit das Substrat im Faulturm nicht mehr so schnell wie zu Beginn des Abbauprozesses abgebaut werden kann, wenn die leicht abbaubaren Substanzen umgesetzt werden. Faulgasanlagen werden daher, entsprechend des Verhaltens wie in Abbildung 29 gezeigt, in der Regel mit Verweilzeiten von 20 bis 30 Tagen betrieben. Leichtere Abbaubarkeit des Substrates und Möglichkeiten des Biomasserückhaltes könnten die notwendige Aufenthaltsdauer jedoch stark verkürzen.

Neben der gleichmäßigen Substratzusammensetzung ist eine in allen Bereichen des Reaktors gleichmäßig verteilte Temperatur erforderlich; beides wird durch eine stetige und intensive Umwälzung des Faulschlammes im Reaktor erzielt.

Darüber hinaus ist es notwendig, dass die Bakterien in direktem Kontakt mit den ab- und umzubauenden Stoffen stehen; hierfür muss eine stetige Umwälzung erfolgen. Zudem werden Totzonen-, Sedimentations- und Schwimmschlamm-schichtbildungen durch einen, sich ständig in Bewegung befindlichen, Faulschlamm beseitigt.

Die Durchmischung des Faulschlammes ist somit eine weitere Grundvoraussetzung zur Gewährleistung effizienter Biogasproduktion.

Das Hauptziel der Umwälzung im Faulturm ist die Homogenisierung des Schlammes. Außerdem hat der Mischvorgang noch zusätzliche Funktionen:

Die Abführung von Stoffwechselprodukten aus dem Schlamm und die Vermeidung von unterschiedlichen Temperatur- und Abbaugeschwindigkeitszonen gewährleisten einen zuverlässigen Ablauf der Methanogenese.

In Tabelle 22 werden die Vor- und Nachteile unterschiedlicher Durchmischungsintensitäten dargestellt:

Tabelle 22: Gegensätzlichkeiten der Durchmischung (Saake (1986))

	starke Durchmischung	schwache, schonende Durchmischung
Vorteil:	<ul style="list-style-type: none"> - Stofftransport optimal (Einmischung v. Abwasser, Abtransport d. Faulgases) - homogene Situation im Reaktor (Temperatur, Trockenmassekonz., Substratverteilung, pH-Wert) - keine störenden Schwimm- und Sinkschichten im Reaktor 	<ul style="list-style-type: none"> - Reduzierung der Scherbelastung auf Bakterien - geringer Energieaufwand - Reduzierung der Trockenmassekonz im Reaktorabfluss
Nachteil:	<ul style="list-style-type: none"> - hohe Scherkraftbelastung der methanogenen Bakterien - hoher Energiebedarf - hohe Trockenmassenkonz. im Reaktorablauf, Belastung der externen Trenneinrichtungen 	<ul style="list-style-type: none"> - Gefahr der Bildung von Schwimmschlamm u. bleibenden Ablagerungen - Gefahr von Kurzschlussströmen und Totzonen - Stofftransport ist nicht optimal

c) Arten der Umwälzanlagen

Die dem derzeitigen Stand der Technik entsprechenden Anlagen lassen sich in drei Haupttypen unterteilen:

- I. Externe Pumpanlagen
- II. Rührwerke im Faulraum und
- III. Gaseinpressungsanlagen

I. Externe Pumpanlagen

Die Hauptaufgabe externer Pumpanlagen besteht in der Durchmischung des Faulbehälters. Zusätzliche Aufgaben sind das Impfen des Primärschlammes und eine Temperaturstabilisierung im gesamten Faulturm. Dabei werden die Frischschlamm- und Umwälzschlammumpfen parallel betrieben und in Relation zur Zeit und Menge geregelt. Der Schlamm wird dem Faulturm abgezogen und über den Wärmetauscher zurück in den Faulturm gepumpt.

Für die Pumpen in dieser Anwendung sind zwei Anforderungen besonders hervorzuheben:

1. Da die Pumpen in diesem kontinuierlichen Prozess im Dauerbetrieb betrieben werden, sollten sie einen hohen Wirkungsgrad haben.
2. Aufgrund der häufig hohen Belastung mit Faserstoffen ist eine möglichst verstopfungssichere Hydraulik auszuwählen.

Außerdem gibt es die Möglichkeit, die Funktionalität der Umwälzung und der Desintegration durch spezielle Pumpen zu kombinieren. Dabei wird im ersten Schritt der Schlamm homogenisiert und danach fadenförmige Mikroorganismen inaktiviert. Diese Methode kann die Gasausbeute bis auf 30 % erhöhen, wobei kein größerer Energieaufwand notwendig ist. Ein Beispiel dafür ist der „Sludge Squeezer HSS“ der Hans Huber AG. Laut Aussagen einer Fachfirma, die mehrmonatige, nicht veröffentlichte Untersuchungen im Großmaßstab durchgeführt hat, lässt sich die Gasausbeute um bis zu 30 % erhöhen, wobei der Energieaufwand als gering anzusetzen ist, wie Untersuchungen über mehrere Monate mit dem sogenannten „Sludge Squeezer HSS“ der Hans Huber AG gezeigt haben (http://www.huber.de/fileadmin/01_Produnkte/04_Schlammbehandlung/05_Desintegration/01_HUBER_Sludge_Squeezer_HSS/Prospekte/hss_de.pdf; Stand: 12.10.2009).

II. Rührwerke im Faulraum

Bei Rührwerken im Faulraum wird aufgrund der hohen Umwälzleistung innerhalb relativ kurzer Zeit mit wenig Energieaufwand der gesamte Behälterinhalt umgewälzt.

- Faulschlammischer

Bei dieser Vorrichtung wird der Faulschlamm durch ein Steigrohr gefördert, man spricht von Zwangsumwälzung (siehe Abbildung 30).

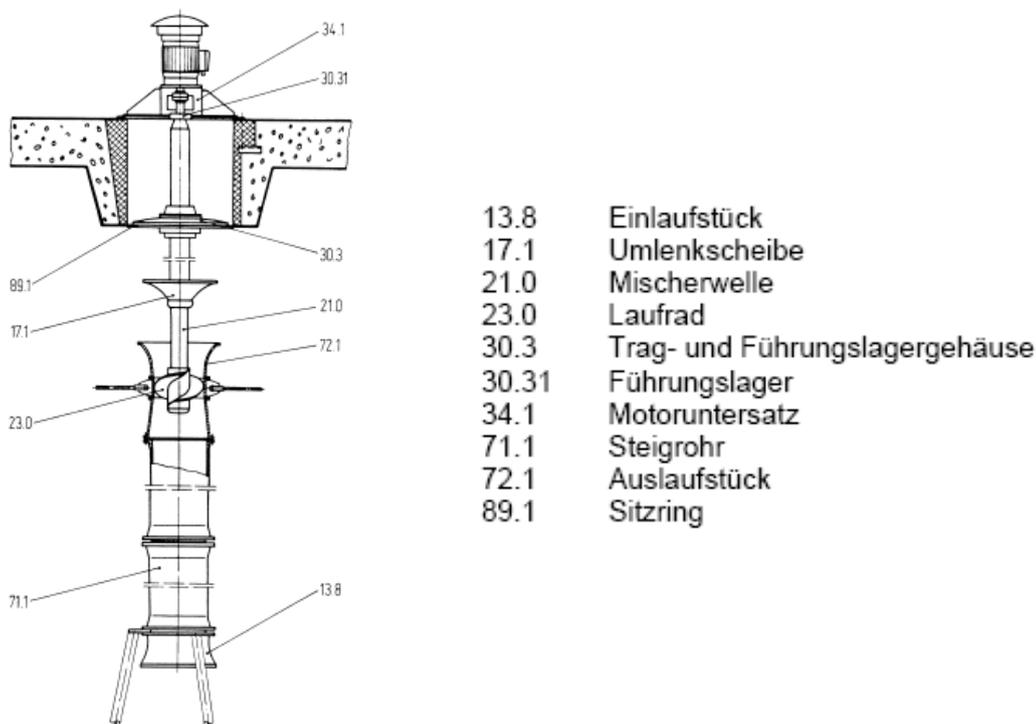


Abbildung 30: Schnitzzeichnung eines Faulschlammischers der Firma SterlingSIHI (http://www.sterlingsihi.com/cms/index.php?eID=tx_nawsecuredl&u=0&file=fileadmin/Dokumente_WEB/Produkt_Kataloge/Fluessigkeitspumpen/Mischer/MFS_D.pdf&t=1243345207&hash=e64d921cb7cc11fb9a53c51e; Stand: 22.07.2009)

Bei der Förderung von oben nach unten werden Schaum und aufschwimmende Anteile von oben abgezogen und durch das Steigrohr dem unteren Teil des Faulbehälters zugeführt, um eine optimale Durchmischung und eine bessere Ausgasung des Schlammes zu erreichen.

Bei der Förderung von unten nach oben wird der Schlamm aus dem unteren Teil durch die Steigrohrleitung hochgefördert und über die rotierende Umlenkscheibe auf den Schlamm Spiegel großflächig aufgespritzt. Eine Schwimmschlammdeckenbildung wird verhindert, eine bestehende Decke wird zerstört.

- Tauchmotor-Rührwerke

Tauchmotor-Rührwerke bieten im Gegensatz zu trocken aufgestellten Rührwerken große Flexibilität hinsichtlich der Positionierung und Ausrichtung. Der Rührwerkshalter ist höhenverstellbar und weitreichend schwenkbar. Der Rührwerksstrahl kann so ausgerichtet werden, dass er über lange Distanz wirkt. Dazu wird die Rührwerksposition der Form des Beckens angepasst. Das bewirkt eine optimal wirksame Strömung.

Die niedrige Drehzahl und die strömungsoptimierten Propellerformen ermöglichen eine hohe Schubkraft und Durchmischungsleistung bei relativ geringem Energiebedarf.

Ein weiterer Vorteil dieser Anlagen sind die Verstellungsmöglichkeiten auch bei gefülltem Becken.

Nachfolgende Abbildung 31 zeigt verschiedene Arten und Installationen von Tauchmotorrührwerken. Durch eine Kombination der verschiedenen Installationen können alle Zonen in einem Faulgasbehälter durchmischtes werden.

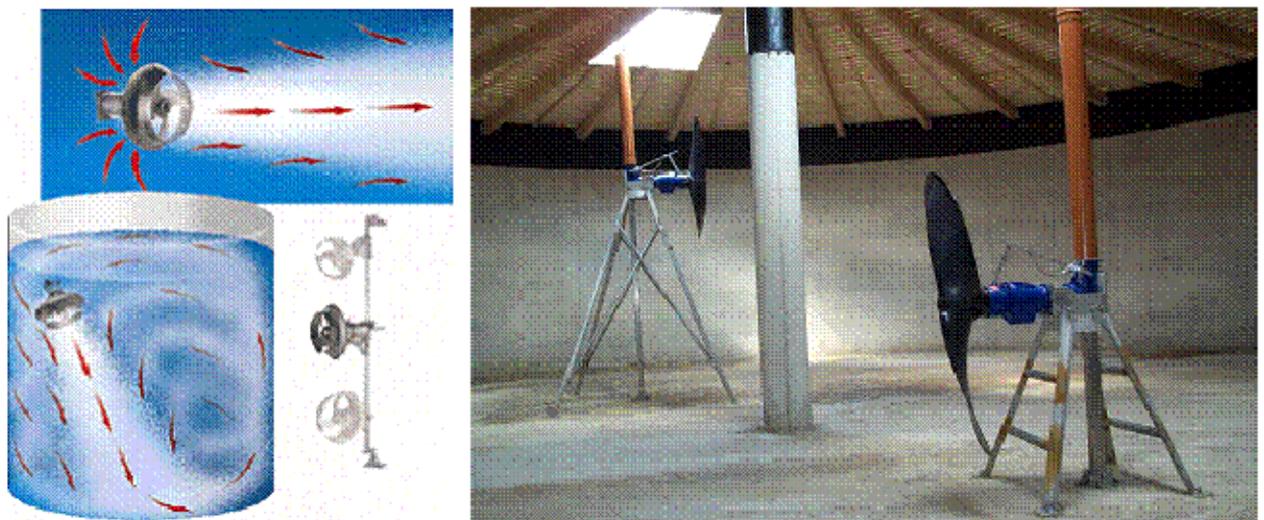


Abbildung 31: links: Rührwerkssystem ITT-Flygt

(http://www.novatechgmbh.net/fileadmin/user_upload/Biogas/Biogas/Komponenten/R%C3%BChrwerke/Ruehrwerke_Prospekt.pdf; Stand: 22.07.2009)

Die linke Abbildung zeigt ein System in Faultürmen, der rechte Aufbau ist hier in einer Biogasanlage eingesetzt und kann prinzipiell auch in Faultürmen verwendet werden.

III. Gaseinpressungsanlagen

Bei der Gaseinpressung wird das Faulgas mittels Einpresslanzen oder Mammutpumpen in den Faulschlamm eingebracht. Dabei gibt es die Möglichkeit, das Gas entweder von unten waagrecht oder an den Seiten durch senkrechte Eindüsung einzutragen. Diese Art

der Umwälzung birgt aber das Risiko der Schaumbildung und wird deshalb eher selten oder in Kombination mit anderen Umwälzverfahren in Anwendung gebracht.

Abbildung 32 zeigt verschiedene Arten der Gaseinpressung, abhängig von der Lage der Einpresslanzen.

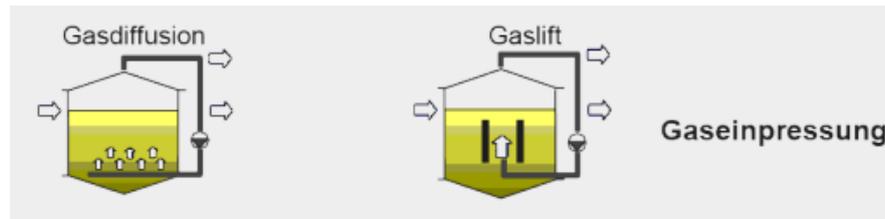


Abbildung 32: Schematische Aufbauten der Gaseinpressung (<http://www.biogas-netzeinspeisung.at/technische-planung/biogasgestehung/vergaerungsverfahren.html>; Stand: 22.07.2009)

Fazit

Temperatur, Verweilzeit und Durchmischung haben, wie in den vorstehenden Ausführungen gezeigt wurde, erheblichen Einfluss auf die Effizienz der Biogasausbeute. Ferner spielt das Wachstum der Mikroorganismen und deren Rückhalt im Reaktor eine entscheidende Rolle für die Größe des Reaktors und letztendlich für den externen Energiebedarf, um die anaeroben Prozesse unter optimalen Bedingungen zu ermöglichen. Wie bereits angesprochen, können Aufschluss des Substrats und optimale Durchmischung einen deutlichen Mehrertrag des Energieträgers Methan zur Folge haben. Verflüssigungen des Substrates könnten möglicherweise sogar die Anwendung anderer Reaktorarten, beispielsweise Festbettreaktoren, zur Folge haben. Diese Möglichkeiten sollen im nächsten Unterkapitel weitergehender diskutiert werden.

4.4 Desintegration zur Steigerung der Faulgasproduktion

Unter Desintegration wird das Zerlegen eines Ganzen in seine Bestandteile durch Einwirkung äußerer Kräfte verstanden. Desintegration hat das Ziel, die Stoffe des Klärschlammes zu zerkleinern, sowie die Freisetzung von gelösten organischen Substanzen zu ermöglichen, um die Biogasausbeute zu erhöhen und das zu verwertende Schlammvolumen nach der Faulung zu reduzieren. Die Faulgasmenge steigt dabei in etwa gleichem Maß wie die organische Schlammfeststoffmasse reduziert wird. Diese Wirkungen wurden in zahlreichen Untersuchungen nachgewiesen. Die deutlichsten Effekte zeigten sich dabei bei der Desintegration von Überschussschlämmen (hoher Gehalt an Mikroorganismen) und Faulschlämmen. Der Grad der Zerkleinerung des

Schlammes hängt u. a. vom eingesetzten Verfahren, der eingesetzten Energie und den Eigenschaften des Schlammes ab.

4.4.1 Überblick

Folgende Abbildung 33 zeigt eine Zusammenstellung der in der Praxis verwendeten Desintegrationsverfahren. Die Art der zugeführten Energie erlaubt eine Unterteilung in „mechanische“ und in „nicht-mechanische“ Verfahren. Die mechanischen Verfahren werden ausführlich im 1. und 2. Arbeitsbericht der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK 1.6 dargestellt (2000, 2001). Die nicht-mechanischen Desintegrationsverfahren sind Gegenstand des 3. Arbeitsberichts der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe AK 1.6 (2003).

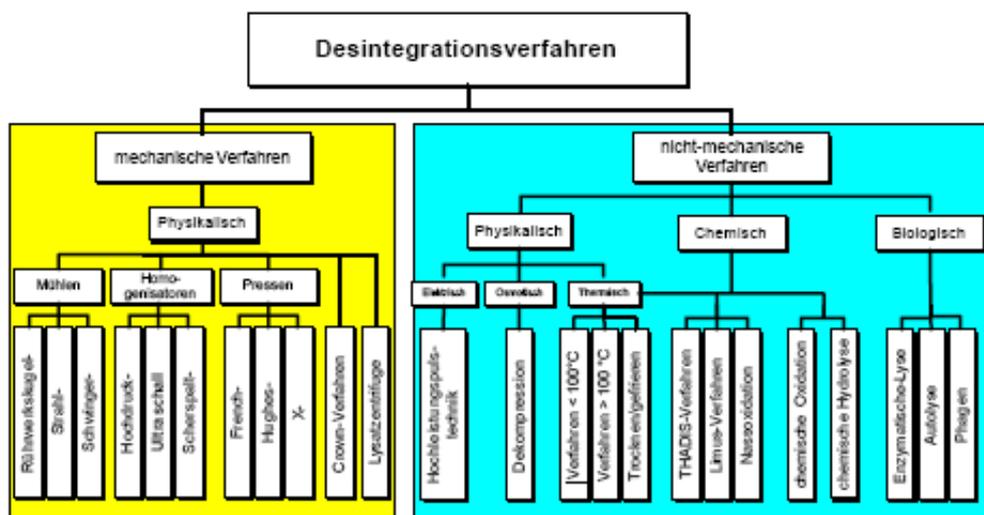


Abbildung 33: Desintegrationsverfahren (Eder (2004))

Des Weiteren kann prinzipiell mit Hilfe der Desintegration der so genannte Blähschlamm bekämpft und somit Schaumprobleme bei Kläranlagen verhindert werden.

Trotz der Vielzahl von Verfahrensvarianten haben sich in der Praxis nur einige wenige Verfahren bewährt. Viele Verfahren fanden nur einmalige Anwendung oder sind in ihrer Entwicklung nicht über die Pilotphase hinausgekommen. Darüber hinaus fehlt den meisten Entwicklungen der Nachweis im Parallelbetrieb.

4.4.2 Mechanische Desintegrationsmethoden

Ziel dieser Desintegrationsmethoden ist es, mit verschiedenen Aggregaten die Struktur der Zellen so weit zu zerstören, dass mit dem erzielten Aufschlussgrad der Mikroorganismen ein weiterer Abbau möglich ist und, dass gleichermaßen die für den Abbau nötige Reaktionszeit reduziert wird.

Beim mechanischen Verfahren wird mechanische Energie in Form von Druck-, Translations- und/ oder Rotationsenergie zugeführt. Die Zelle wird aufgrund der auftretenden Scherkräfte zerrissen.

a) Verfahrensvarianten

Es gibt verschiedene Apparate, die eine mechanische Desintegration durchführen und einsetzen. Ein grober Überblick soll die Vielfalt darstellen:

I. Rührwerkskugelmühle

Dieses Aggregat weist einen zylindrischen Mahlraum auf, meistens sind es Vollraummühlen. Im Mahlraum bringt ein Rotor die Schlammsuspension ein und durchmischt diese automatisch mit den Mahlkugeln, welche sich ebenfalls in diesem Raum befinden. Die Scherkräfte, welche von den Mahlkugeln auf die Mikroorganismen wirken, führen zu einer Zerstörung der Zellwand.

II. Hochdruckhomogenisator

In einem Hochdruckhomogenisator nutzt man die Kavitationskraft, um die Zellen der Mikroorganismen zu zerstören. Die Schlammsuspension wird stark verdichtet und durch ein Homogenisierungsventil entspannt.

Die Anlage besteht aus zwei Hauptkomponenten, einer mehrstufigen Hochdruckpumpe und einem Homogenisierventil. Die Hochdruckpumpe verdichtet die Suspension auf Drücke von mehreren hundert bar und ermöglicht je nach Maschinengröße Volumenströme von 40 Litern bis zu mehreren Kubikmetern pro Stunde.

Die eigentliche Aufschlusseinheit ist das Homogenisierventil. Der stationäre Ventilsitz und der verstellbare Ventilkörper bilden den Homogenisierspalt, dessen Spaltweite variabel eingestellt werden kann. In der Einlaufzone wird die Suspension stark eingeschnürt und auf Geschwindigkeiten bis 300 m/s beschleunigt. Es entsteht durch die Umwandlung von potentieller in kinetische Energie eine deutliche Druckabnahme. Der statische Druck erreicht im Ventilspalt den Dampfdruck der Flüssigkeit und es entstehen Dampfblasen, die zu einer weiteren Beschleunigung der Gas-Flüssigkeitsströmung führen. Es entsteht eine Überschallströmung, die sich im Kavitationsstoß verlangsamt. Die Kavitationsblasen kollabieren und induzieren energiereiche Schubspannungsfelder, in denen die Zellen aufgeschlossen werden. Die Suspension trifft auf den Prallring und verlässt die Maschine. Der Homogenisierungsdruck ist ein wichtiger variierbarer Parameter. Je mehr Druck, desto mehr Energie steht für die Zerkleinerung zur Verfügung und entsprechend verbessert sich das Aufschlussresultat.

Verfahrensbeispiel

CUTEC- Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH

Die Firma CUTEC hat sich auf die Erhöhung der Energieproduktion durch mechanischen Schlammaufschluss und Klärschlamminderung spezialisiert. Ihr Ziel ist es, einen optimierten Faulprozess zu entwickeln. Als Lösungsansatz ist eine Erhöhung der Gasausbeute gedacht, die bei möglichst geringem Energieeintrag des mechanischen Aufschlussystems erfolgt.

Zunächst hat sie in einem Projekt Vorversuche zum Einfluss von Schlammeindickung und Schlamm-desintegration auf Faulgasproduktion durchgeführt.

Dabei kamen Desintegrationstechniken mit den Aufschlussgeräten Niederdruck-homogenisator, Ultraschallhomogenisator und Rührwerkskugelmühle zum Einsatz.

Die Ergebnisse sollten eine möglichst zusätzliche Schlammreduktion und das energetische Potential aufzeigen. Zur Ermittlung wurde der elektrische Energieaufwand für die Eindickung und Desintegration zum elektrischen Energiegewinn aus der Faulgasverstromung gegenüber gestellt.

Ergebnisse

Das beste Resultat von den drei Geräten lieferte der Niederdruckhomogenisator (NDH) mit einer positiven Energiebilanz, d. h. ein zusätzlicher Energiegewinn wird ermöglicht.

Bei einem Homogenisierdruck von 100 bis 200 bar ist der mögliche Energiegewinn durch Faulgasverstromung ca. zwei- bis dreimal so groß wie die benötigte Energie des Homogenisators. Dies zeigt die folgende Abbildung 34:

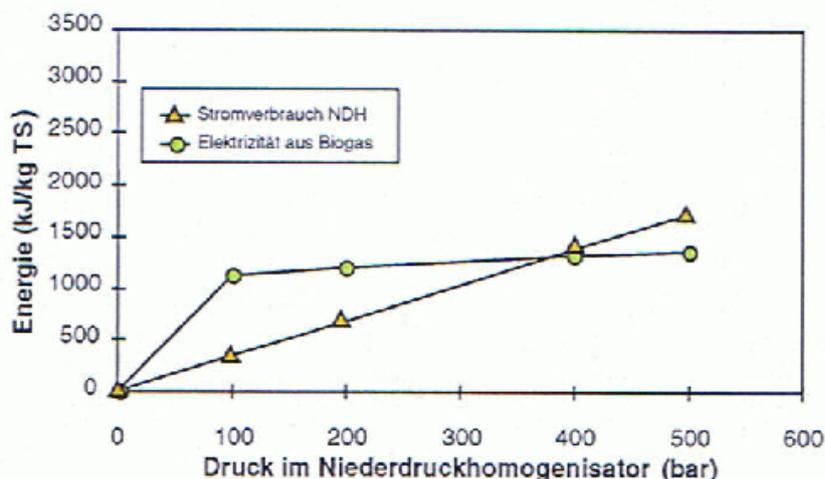


Abbildung 34: Energiebilanz bei Verwendung des NDH

(http://www.cutec.de/projekte/physikalische/projekt_6.php; Stand: 26.05.2009)

Somit wurde für den Niederdruckhomogenisator ein Desintegrationsverfahren entwickelt, das sich in den Faulprozess integrieren lässt.

In diesem Verfahren wird ein Teilstrom des ausgefaulten Schlammes eingedickt und dem NDH zugeführt (siehe Abbildung 35). Nach der Homogenisierung gelangt der Schlamm anschließend wieder in den Faulprozess zurück. Dadurch werden teilweise Zellinhaltsstoffe frei, die für den weiteren Abbau durch die Mikroorganismen im Faulturm zur Verfügung stehen.

Auch die Aufenthaltsdauer im Faulbehälter wird durch die vorgeschaltete Eindickung erhöht und der Betrieb stabilisiert.

Weitere Vorteile ergeben sich durch die Kopplung von Eindickung und Niederdruckhomogenisator (siehe Abbildung 36) und den dadurch entstehenden geringen Energiebedarf, sowie einen weitergehenden möglichen oTS-Abbau (>60 %) bei der Faulung und das Vermeiden von CSB-Rückbelastungen.

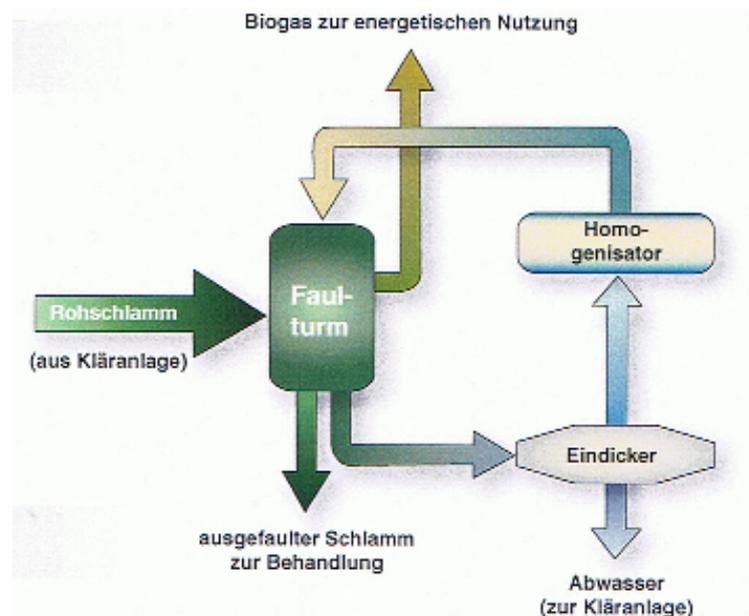


Abbildung 35: Verfahrensprinzip zur verbesserten Faulung von Klärschlamm
(http://www.cutec.de/projekte/physikalische/projekt_6.php; Stand: 26.05.2009)

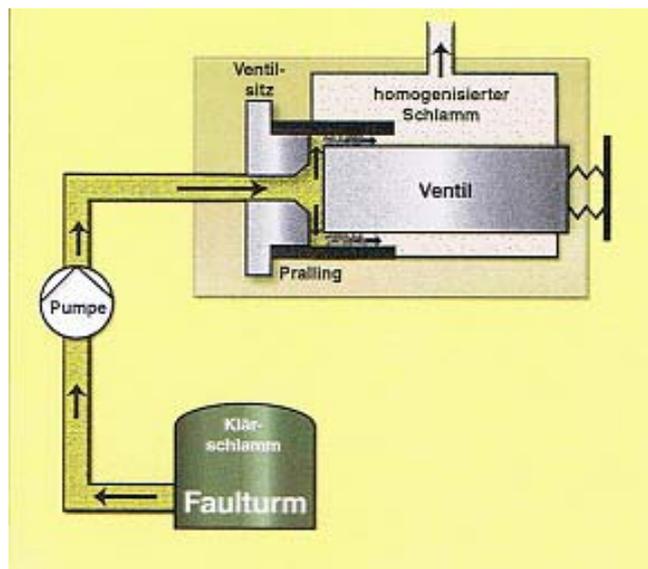


Abbildung 36: Funktionsprinzip des Niederdruckhomogenisators

(http://www.cutec.de/projekte/physikalische/projekt_6.php; Stand: 26.05.2009)

In einem Probeversuch wurde auf zwei Kläranlagen jeweils ein Homogenisator installiert:

- Kläranlage A mit ca. 25.000 EGW
- Kläranlage B mit ca. 50.000 EGW

Beide leisteten 7000 Betriebsstunden.

Bei Anlage A wurde im Mittel eine gesteigerte Faulgasproduktion von 20 – 25 % ermittelt. Abweichend davon wurde in Anlage B ein Teil des Schlammes, der dem Faulturn direkt zugeführt wurde, vorher ebenfalls mit dem NDH behandelt. Dies zeigte eine erhöhte Biogasausbeute um 28 %.

Gemeinsam zeigte sich bei beiden Anlagen eine verringerte zu entsorgende Klärschlammmenge von 20 %.

Erfolgreiche Feldversuche wurden auf zwei kommunalen Kläranlagen durchgeführt, unter anderem auf der Kläranlage Schwarzfeld.

Die Systemkomponenten für einen störungsfreien Betrieb sind bereits technisch ausgereift und ein Eintritt in die Vermarktungsphase unter dem Markennamen „SludgeValue“ ist vorhanden.

III. Hochleistungspulstechnik

Mit diesem Verfahren werden anhand von zwei Elektroden elektrische Durchschläge erzeugt, wodurch eine Druckwelle auftritt. Dadurch entstehen Scherkräfte, welche die Zellen der Mikroorganismen perforieren, was einer Desintegration gleich kommt.

IV. Ultraschallhomogenisator/-desintegration

Mit diesem Aggregat werden mit Hilfe von piezo-keramischen Wandlern hochfrequente Schwingungen erzeugt und in die Schlamm suspension eingebracht. Durch die Schwingungen entsteht eine periodische Kompression und Expansion des Mediums. Daraus resultieren Kavitationskräfte, welche die Mikroorganismenzelle zerstören.

Grundlagen der Ultraschallbehandlung

Ultraschall liegt im für Menschen nicht wahrnehmbaren Frequenzbereich von 20 kHz bis 10 GHz. Er kommt ausschließlich als Longitudinalwelle, also als mechanische Längswelle vor, das heißt, er schwingt in Ausbreitungsrichtung.

Um Ultraschall zur Schlamm desintegration einzusetzen, muss er die Fähigkeit besitzen, die im Schlamm enthaltenen Flocken und Aggregate aus Bakterien und diversen Kohlehydraten zu zerkleinern, beziehungsweise Zellwände anzugreifen. Hierfür nutzt man den Effekt der Kavitation. Aufgrund von Druckschwankungen entstehen und implodieren im Schlamm Dampfblasen.

Da sich Ultraschallwellen in Form von Druckschwankungen im Medium ausbreiten, erhält man an einer Stelle einen Über- oder Unterdruck. Mit steigender Frequenz nimmt auch der Über- oder Unterdruck an dieser Stelle zu. Den Zusammenhang zwischen Frequenz und Schalldruck erhält man über die Schallschnelle. Die maximale Schnelle (Geschwindigkeitsamplitude) v steht mit der Frequenz f in folgender Beziehung (siehe Formel 8):

$$v = 2 * \pi * f * y \text{ (mit } y: \text{ Schwingungsamplitude)}$$

Formel 8: Geschwindigkeitsamplitude

Bei dieser Geschwindigkeit ergibt sich die Druckamplitude (siehe Formel 9) zu:

$$p = \rho * c * v \text{ (mit } \rho: \text{ Dichte des Mediums, } c: \text{ Schallgeschwindigkeit im Medium)}$$

Formel 9: Druckamplitude

Dem Gesetz von Bernoulli zufolge nimmt der statische Druck mit steigender Strömungsgeschwindigkeit ab. Sinkt der Druck nun unter den Verdampfungsdruck des Wassers im Schlamm, so verdampft dieses, es bilden sich mit Dampf gefüllte Hohlräume. Steigt der Druck wieder an, kondensiert das Wasser in den Dampfblasen und benötigt damit ein wesentlich kleineres Volumen als im vorherigen, gasförmigen Aggregatzustand. Umliegender Schlamm strömt implosionsartig in die Hohlräume und es entstehen kurzzeitig hohe Druckstöße. Die bei der Implosion entstehenden schnellen Strömungen

(„jet-streams“) und hohen Temperaturen zerstören umliegende Agglomerate oder auch Zellwände im Klärschlamm.

Durch dieses Prinzip werden Flocken- und Zellstrukturen im Klärschlamm aufgelöst. An den Zellwänden sind extrazelluläre Substanzen wie Polymere und Enzyme gebunden, die durch die Desintegration freigesetzt werden und zu einem besseren Abbau von organischen Substanzen beitragen. Daneben werden Inhaltstoffe auch für die Hydrolyse besser zugänglich, welche die Grundbausteine, die Monomere, für die spätere Vergärung im Faulturm liefert.

Verfahrensbeispiele zur Ultraschallbehandlung

Untersuchungen im labor-, halbtechnischen und großtechnischen Maßstab geben einen Anhaltspunkt, in welcher Größenordnung sich eine Verbesserung der anaeroben Stabilisierung durch die Desintegration mit Ultraschall bewegt.

Aus labor- und halbtechnischen Untersuchungen ging hervor, dass die Behandlung von Überschussschlamm und Faulschlamm durch Ultraschall eine Verringerung des organischen Schlammanfalles um bis zu 25 % und eine Steigerung des Faulgasanfalles um bis zu 25 % ergab (Eder (2002)). Die ermittelten Steigerungen des Gasertrages stimmen weitgehend mit den Ergebnissen anderer Untersuchungen von Seiler und Pöpel (1998) und Friedrich et al. (2003) überein.

In großtechnischen Untersuchungen auf der Kläranlage in Freising erbrachte der Desintegrationsansatz eine Gassteigerung um rund 11 % (Eder (2004)). Dieser Wert wird auch durch Untersuchungen von Winter (2003) (zwischen 6 % und 10 %) in Schermbeck bekräftigt. Eine weitere Steigerung der **spezifischen Gasausbeute auf 24 % (241 auf 300 l/kg oTR_{ZU})** konnte auf der Kläranlage Darmstadt Süd erzielt werden (Günthert und Eder (2004)).

Der spezifische Energieeintrag liegt bei der Ultraschalldesintegration zwischen 9 und 16 kWh/m³. Die erforderliche Energie zur Desintegration von Klärschlamm wird durch den erhöhten und in Energie umgesetzten Gasanfall zum Teil kompensiert.

Neben einer erhöhten Gasproduktion und einer Verringerung des Schlammanfalls zeigten die Untersuchungen auch positive Ergebnisse bezüglich der Verbesserung der Entwässerungseigenschaften des Schlammes und der Verringerung des Flockungshilfsmittel-Einsatzes.

Eine Rückbelastung auf die Kläranlage durch den Ultraschalleinsatz konnte nicht festgestellt werden (Eder (2004)). Weder die Steigerung der CSB- bzw. Ammonium-

Frucht noch die Schwermetall-Akkumulation der Schlämme wiesen auf messbare Verschlechterungen hin.

Weitere Praxisbeispiele

Die Ultraschalldesintegrationsanlage (siehe Abbildung 37) der Firma VTA Technologie GmbH besteht aus einem Reaktor, in welchem maximal 12 Ultraschallsonden, so genannte Ultraschallschwinger, und ein Rührwerk eingebaut sind. Das patentierte Verfahren wird als Gegenstromdesintegration (GSD) bezeichnet. Ein Teil des eingedickten Überschussschlammes wird von unten nach oben durch den Reaktor geführt und durch das Rührwerk an den Ultraschallschwingern vorbeigeleitet. Eine Frequenz von 25 kHz schließt dabei das Medium, abhängig von der Aufenthaltsdauer, Durchflussmenge, Rührgeschwindigkeit und dem Energieeintrag auf.

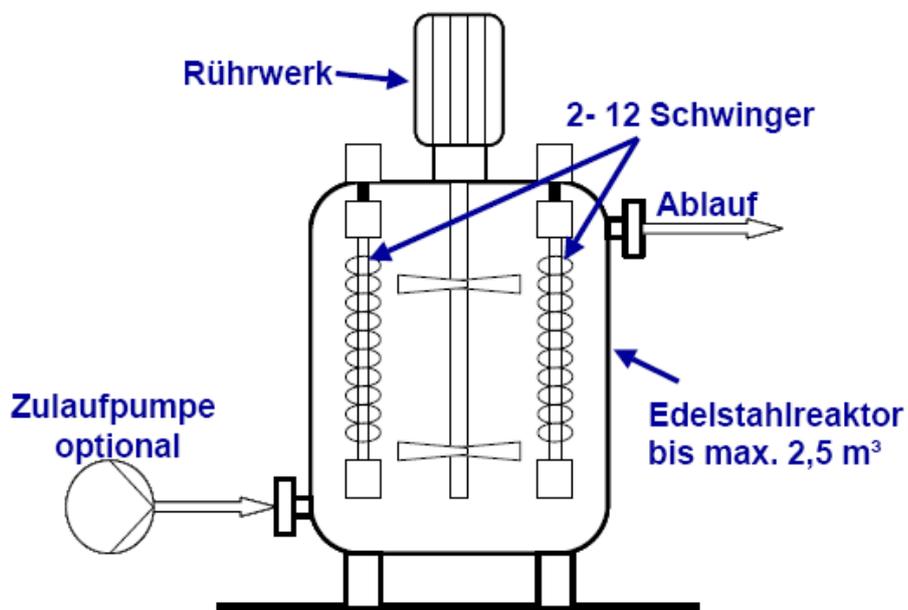


Abbildung 37: Reaktor der Gegenstromdesintegrationsanlage

(http://www.vta.cc/dateien/desintegration/zwischenbericht_halle_gsd.pdf, Stand: 7.06.2008)

Der Energieeintrag wird von der Anzahl und Art der Ultraschallschwinger beeinflusst. Diese Parameter bestimmen schließlich den Aufschlussgrad ACSB.

Nach der Behandlung wird der Klärschlamm dem Faulturm zugeführt.

Der Hersteller gibt als Anwendungsgebiete neben der Steigerung der Faulgasausbeute auch die Behandlung von Rücklaufschlamm zur Nutzung als interne C-Quelle für die Denitrifikation, die Reduktion von Blähschlamm und Fadenbakterien und die Verbesserung des Entwässerungsverhaltens an.

Bereits in der Erprobungsphase der Technologie wurde die Wirkungsweise der Ultraschalldesintegrationsanlage im echten Parallelbetrieb untersucht (d. h. gleichzeitige Beschickung zweier Faultürme, einmal mit und einmal ohne desintegrierten Rohschlamm), und nicht, wie bei anderen Verfahren, zeitversetzt hintereinander. Somit konnte ein echter verfahrenstechnischer Nachweis der Funktionsweise erbracht werden – unabhängig von sonstigen Randbedingungen (Eder (2004)).

Als größter Vorteil dieser Technologie sind die einfache Anlagentechnik und die relativ einfache Betriebsweise im Vergleich zu anderen Desintegrationsverfahren zu nennen. Die Technologie ist bereits jahrelang erprobt und hat sich im Kläranlagenbetrieb bewährt (z. B. VTA-Abschlussbericht Miltenberg (2005), VTA-Abschlussbericht Großostheim (2006), VTA-Abschlussbericht Villach (2006), KA-Betriebs-Info (2006)). In über 20 Kläranlagen europaweit ist die VTA-Desintegrationstechnologie bereits im Einsatz, ca. 20 weitere Anlagen befinden sich entweder in der Einbauphase bzw. bereits im Pilotbetrieb (http://www.vta.cc/dateien/desintegration/referenzliste_gsd.pdf, Stand: 25.08.2009). Technische Daten des GSD-Reaktors liefert Tabelle 23:

Tabelle 23: Technische Daten des GSD-Reaktors

Schwingerelemente pro Reaktor	1 - 12
Leistung Schwingerelemente	max. 2 kW
Werkstoff der Schwingerelemente	Spezialtitanlegierung
Leistung Rührwerk	4 kW
Drehzahl	30 - 120 rpm
Zulässiger Überdruck	3 bar
Reaktorvolumen	0,3 - 2,5 m ³

Ultrawaves Wasser & Umwelttechnologien GmbH

Die Firma Ultrawaves Wasser & Umwelttechnologien GmbH mit Sitz in Hamburg hat die Lizenz auf das Patent der Firma CH₄-Booster GmbH & Co. KG für Ultraschallsysteme. Das Reaktorsystem (siehe Abbildung 28) ist in modularer Bauweise gefertigt. Die fünf Ultraschallgeneratoren im Modul, welche den Ultraschall erzeugen, sind in einem Stahlkörper aus nicht rostendem Chrom-Nickel Stahl befestigt. Der zu behandelnde Schlamm durchströmt von unten nach oben die fünf Ebenen mit jeweils einer Sonotrode und wird aufgeschlossen. Technische Daten für das Reaktorsystem sind der Tabelle 24 zu entnehmen:

Tabelle 24: Technische Daten für das Reaktorsystem der Ultrawaves Wasser & Umwelttechnologien GmbH

Beschalltes Volumen	0,025 m ³
Sonotrodenamplitude (Einstellung: 100%)	17 - 20 µm
Dauerleistungsabgabe je Modul	5 kW
Zulässiger Überdruck	1,5 bar
Empfohlener Substrat-Durchsatz	1,25 m ³ /h

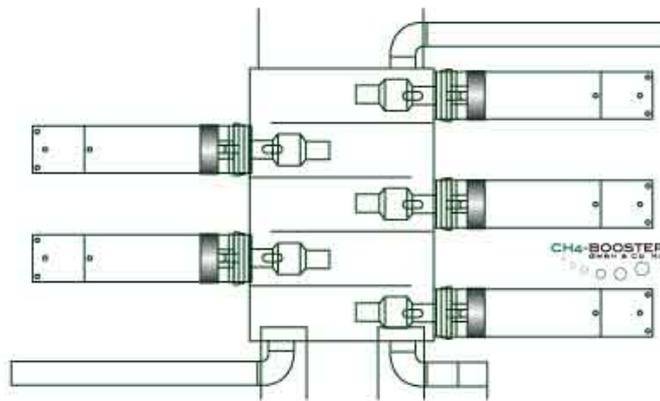


Abbildung 38: Ultraschallsystem der Firma CH₄-Booster
 (<http://www.ch4-booster.de/produkt/produkt.html>; Stand: 26.05.2009)

Als Vorteile des Systems werden eine erhöhte Biogausbeute, schnellere Fermentationszeiten, Verbesserung der Viskosität, Verringerung der Klärschlammmenge und kurze Amortisationszeiten genannt.

Gemäß der folgenden Tabelle 25 werden die Vorteile des Systems mittels einer Ertragsrechnung der Firma CH₄-Booster aufgezeigt (entspricht einer Anlage mit ca. 200.000 EWG):

Tabelle 25: Ertragsrechnung für Ultraschallsystem der Firma CH₄-Booster
 (<http://www.ch4-booster.de/produkt/produkt.html>; Stand: 26.05.2009)

kW _{el}	500					
Betriebsstunden p.a.	7.500					
Produzierte kWh p.a.	3.750.000					
Methan (m ³) p.a.	1.875.000					
BOOSTER Effekt I (mehr Biogas)	10%	15%	20%	25%	30%	50%
BOOSTER Effekt II (Anstieg CH ₄ -Gehalt)	5%					
BOOSTER Effekt (m ³ CH ₄)	281.250	375.000	468.750	562.500	656.250	1.031.250
BOOSTER Effekt in kWh p.a.	256.500	750.000	937.500	1.125.000	1.312.500	2.062.500
Einspeisevergütung lt. EEG	0,16 €					
Mehrerlös p.a.	90.000 €	120.000 €	150.000 €	180.000 €	210.000 €	330.000 €
Durchschn. Nutzungsgebühr p.a.	33.600 €					
Max. Eigenstromkosten p.a.	7.500 €					
Wartungs-/ Servicekosten	7.400 €					
Max. Gesamtkosten p.a.	48.500 €					
Zusätzlicher Ertrag	41.500 €	71.500 €	101.500 €	131.500 €	161.000 €	281.500 €

Die Angaben sind weder belegt noch vom Projektteam überprüft.

Den Daten liegt ein Wert von 2 kWh/m³ (elektrische Energie) Biogas zugrunde. Je nach Methangehalt im Biogas schwankt dieser zwischen 1,5 - 2,2 kWh/m³.

Die maximalen Eigenstromkosten beziehen sich auf die fünf Ultraschallgeneratoren mit insgesamt 5 kW bei 7500 Betriebsstunden und die Stromkosten für die dazugehörigen Pumpen. Als Wartungs- und Servicekosten fallen pro Jahr ca. 4000 € für neue Ultraschallgeneratoren inklusive der Vergütung für Arbeitsstunden an.

Der als „BOOSTER Effekt I“ angegebene Wert von über 30 % ist in keiner der veröffentlichten Fallstudien zu finden.

Die Wirtschaftlichkeit des Systems wird anhand der Fallstudie der Kläranlage Bamberg dargestellt. Hierbei handelt es sich um eine kommunale Abwasserreinigung mit einer

Belastung von 280.000 EWG. 30 % des eingedickten Überschussschlamm werden über die Ultraschalldesintegration geführt. Ergebnis des viermonatigen Testzeitraums ist laut Aussage des Herstellers Ultrawaves eine um 30 % gestiegene Faulgasausbeute. Amortisiert hat sich demnach die Investition nach zwei Jahren. Kritisch zu diesen Ergebnissen äußern sich jedoch zwei Leserbriefe in der Ausgabe der KA Abwasser, Abfall 9/2009 der DWA.

Referenzanlage Kläranlage Halle Nord

Für den Aufschluss wurden drei in Reihe geschaltete GSD-Reaktoren mit je 8 Ultraschallschwingern installiert, welche drucklos mit 30 – 50 % des eingedickten Überschussschlammes beaufschlagt werden. Über einen Entspannungsbehälter kann der behandelte Schlamm der Druckleitung zum Faulurm mittels einer zwischengeschalteten Pumpe zugeführt werden. Die Aufenthaltszeit im Reaktor beträgt 100 bis 120 Minuten.

Nach 12-monatigem Betrieb der Desintegrationsanlage konnte mit der Anlage eine 10 %ige Steigerung der spezifischen Faulschlammasbeute erreicht werden. Hierbei sei erwähnt, dass sich die Faulgasmenge nicht erhöht hat, sondern lediglich die organische Belastung im Zulauf höher war als im Zeitraum ohne Desintegration (http://www.vta.cc/dateien/desintegration/zwischenbericht_halle_gsd.pdf; Stand: 26.05.2009)

Folgende Tabelle 26 soll die Wirtschaftlichkeit und gleichzeitig einen Vergleich zur Ultraschalldesintegration der Firma Ultrawaves darlegen:

Tabelle 26: Ertragsrechnung für GSD-Reaktoren der Kläranlage Halle Nord

kW _{el}	674
Betriebsstunden p.a.	7.500
Produzierte kWh p.a.	5.591.196
Methan (m ³) p.a.	2.795.598
Erhöhung der Faulgasausbeute	10%
Erhöhung in kWh	500.000
Einspeisevergütung lt. EEG	0,16 €
Mehrerlös p.a.	80.000 €
Durchschnittlicher Stromverbrauch p.a. in kWh	300.000
Eigenstromkosten p.a.	48.000 €
Zusätzlicher Ertrag	32.000 €

V. Prallstrahlverfahren

Mittels einer Hochdruckpumpe wird die Suspension auf Drücke von 20 bis mehreren hundert bar verdichtet und dann durch eine Düse entspannt. Die Suspension trifft nach dem Durchtritt im Freistrahls mit hoher Geschwindigkeit auf eine Prallplatte.

Es treten im Staupunkt des Flüssigkeitsstrahls Druckkräfte, Geschwindigkeiten und Schubspannungen auf, die für die Desintegration der Partikel verantwortlich sind.

Um die Mikroorganismen einer ausreichenden mechanischen Belastung zu unterziehen, wird die Flüssigkeit mehrere Male rezirkuliert. Somit erhöht sich die Wahrscheinlichkeit, dass die Zellwand aufbricht und das Innere der Zelle in Lösung geht.

Wichtige Parameter für die gewünschte Optimierung sind der Druck des aus der Düse austretenden Flüssigkeitsstrahles, die Düsenform, der Düsendurchmesser und die Aufprallhäufigkeit.

Verfahrensbeispiel

Gemäß Firmenangaben verspricht der HSS Huber Sludge Squeezer (siehe Abbildung 32) durch eine bestimmte Düsengeometrie eine Homogenisierung und Viskositätsabsenkung des Faulschlammes, sowie die Beseitigung von Fadenmikroorganismen, was eine Verminderung von Flotatdecken bzw. Schäumen in den Faulungsanlagen begünstigt.



Abbildung 39: Foto der Anlage HUBER Sludge Squeezer

(http://www.huber.de/fileadmin/01_Produnkte/04_Schlammbehandlung/05_Desintegration/01_HUBER_Sludge_Squeezer_HSS/Prospekte/hss_de.pdf; Stand: 26.05.2009)

Aufbau:

Die Klärschlamm-Homogenisierung besteht aus einer mechanischen Prall-Strahl-Düse, die Faul- und/ oder eingedickten Überschussschlamm (Feststoffgehalt bis zu 8 %) homogenisiert, die Viskosität senkt und damit die Fließeigenschaften positiv beeinflusst.

Mit der Vergrößerung der Stoffaustauschfläche wird eine bessere Durchströmung und Durchmischung erzielt.

Die spezielle Geometrie der Behandlungseinheit erlaubt es, bei geräuscharmem Betrieb mit einer hohen Strömungsgeschwindigkeit zu arbeiten, ohne dabei mit der entsprechenden Druckverteilung unerwünschte Hohlräume in der Flüssigkeit (Kavitation) zu bilden. Gleichzeitig werden fädige Mikroorganismen inaktiviert und die Schaumneigungen minimiert.

Die Möglichkeit zum Einbau der Behandlungseinheit besteht fast an jeder Stelle des Schlammkreislaufes der Faulungs- und Reinigungsanlage.

In Fällen, wo der Feststoffgehalt des Schlammes kleiner als 1,5 % ist, kann die Verdüsung so eingestellt werden, dass neben der Strömungsgeschwindigkeit auch ein Kavitationsfeld entsteht. Wenn diese erzeugten Gasblasen implodieren, wird die Behandlungsintensität gesteigert. Trotz der diskontinuierlichen Volumenströme wird durch die Verdüsungstrecke innerhalb der Einheit ein gleich bleibend hoher Homogenisierungsgrad erzielt.

Ablauf:

Der Prozess der Homogenisierung läuft mit einer Prall-Strahl-Düse in zwei Stufen ab. Zuerst werden die Klärschlammflockungen mechanisch aufgebrochen und dann in der zweiten Stufe durch ein hydrodynamisches Strömungsfeld in den Klärschlamm eingebracht und homogenisiert.

Die Gesamtanlage wird semi-kontinuierlich betrieben, wobei die Behandlung kontinuierlich über den HSS durchgeführt wird (siehe Abbildung 40).

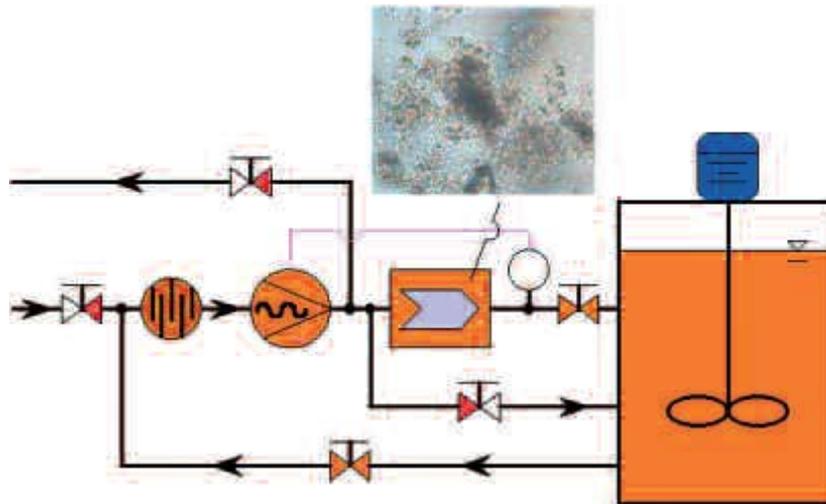


Abbildung 40: Fließbild des Sludge Squeezer

(http://www.huber.de/fileadmin/01_Produkte/04_Schlammbehandlung/05_Desintegration/01_HUBER_Sludge_Squeezer_HSS/Prospekte/hss_de.pdf; Stand: 26.05.2009)

Im ersten Schritt läuft eine Befüllung des Vorlagebehälters mit Klärschlamm. Danach wird der Schlamm durch den HSS gepumpt und behandelt, bis das gewünschte Ergebnis erzielt ist. Der Durchsatz pro System liegt hier bei 10 m³/h.

Mit dieser homogenisierenden Behandlung werden die Stoffaustauschflächen vergrößert und somit die Hydrolyse innerhalb des Faulungsprozesses begünstigt.

Eine gesteigerte Gasentwicklung wird schon nach wenigen Wochen erzielt und kann je nach spezifischer Gasausbeute eine zusätzliche Steigerung des Klärgases von 30 % bedeuten. Der spezifische Energiebedarf der Anlage liegt bei 0,97 kWh/m³.

b) Fazit zur mechanischen Desintegration

Die mechanische Vorbehandlung von Überschussschlämmen und Faulschlämmen hat verschiedene Vorteile:

- erhöhte Bioverfügbarkeit organischer Stoffe im Klärschlamm
- Beschleunigung anaerober Abbauprozesse

- Weitergehender Abbau organischer Inhaltsstoffe im Faulbehälter
- Steigerung der spezifischen Gasausbeute

Der Umfang der Verbesserungen hängt neben der hydraulischen Aufenthaltszeit im Faulbehälter insbesondere von den Schlammigenschaften (Schlammalter, Anteil der fakultativ anaeroben Organismen u. a.) ab. Als sinnvoller Betriebsbereich wird gemäß DWA Arbeitsbericht 2 (2001) eine Aufenthaltszeit im Faulbehälter zwischen 7 und 15 Tagen angegeben. Bei solch kurzen Aufenthaltszeiten muss eine gute Durchmischung gewährleistet sein, um Kurzschlussströmungen zu vermeiden. Bei sehr hohen Aufenthaltszeiten (> 20 d) in einstufigen Faulbehältern mit suspendierter Biomasse wird keine nennenswerte Verbesserung der anaeroben Stabilisierung erreicht.

Bei den Betriebskosten haben die Energiekosten für den Aufschluss der Mikroorganismenzellen den größten Anteil. Bei allen mechanischen Verfahren wird durch den Einsatz konzentrierter Schlämme eine bessere Ausnutzung der Energie erreicht (Lehne und Müller (1999)). Ein annähernd kompletter Aufschluss der Mikroorganismen (> 95 %) wurde bisher mittels Rührwerkskugelmühle, Ultraschalldesintegrator und Hochdruckhomogenisator erzielt.

Es bleibt festzuhalten, dass sich die größten Einsparungen bei den Betriebskosten hauptsächlich durch die verringerten Schlammtransportkosten ergeben. An zweiter Stelle folgen die Einsparungen aus der zusätzlichen Stromproduktion durch die Verwertung der zusätzlich erzielten Faulgasmengen. Neuere Untersuchungen haben gezeigt, dass inzwischen auch mechanische Desintegrationsverfahren verfügbar sind, die weniger Energie verbrauchen und schon bei geringen Abbaugradsteigerungen eine positive Gesamtenergiebilanz ermöglichen (DWA-Arbeitsgruppe AK 1.6 „Klärschlamm-desintegration“ (2009)).

4.4.3 Nicht-Mechanische Desintegrationsverfahren

Thermische Desintegration

Mit der thermischen Desintegration soll eine Verbesserung der Abbauprozesse erfolgen. Es werden organische und extrazelluläre Bestandteile in den Überstand gebracht, indem Wärme zugeführt wird. Der biologische Abbau erfolgt anschließend schneller und die Faulgasausbeute steigt. Der Restschlamm weist am Ende eine bessere Entwässerbarkeit auf.

Die anaerobe biologische Behandlung des Schlammes im Faulturm stößt auf zweierlei Arten an eine Limitierung. Zum einen sind das die erforderlichen Energien von einer

Vielzahl biochemischer Abbauschritte, zum anderen ist es die Kinetik der ablaufenden Reaktionen. Bei den kinetischen Einschränkungen der Faulprozesse handelt es sich vor allem um die niedrigen Reaktionsgeschwindigkeiten der extrazellulären Hydrolyse.

Die Steigerung der Effizienz der Biogasproduktion kann man durch Zerlegung des natürlichen Gärprozesses in optimierbare Teilschritte erreichen. Als technologisch realisierbar hat sich die Kopplung der Thermodruckhydrolyse (TDH) mit der anaeroben Vergärung erwiesen. Durch temperatur- und druckaktivierte Spaltung des makromolekularen Biosubstrats erreicht man eine weitgehende Verflüssigung der behandelten Stoffströme. Die Steigerung der biologischen Abbaubarkeit und die Anreicherung der flüssigen Phase mit den kleinmolekularen Hydrolyseprodukten tragen zur Beschleunigung der Gärprozesse bei. Durch eine TDH-Behandlung können somit zusätzliche Kapazitäten, für die Annahme von externen Schlämmen oder Co-Substraten, im Faulreaktor erreicht werden. All das erweitert die Möglichkeiten der Prozessoptimierung, ermöglicht die Einstellung eines günstigen C:N:P-Verhältnisses und trägt schließlich zur Steigerung der Effizienz der Biogasproduktion bei.

In Abhängigkeit von ihren Betriebsparametern unterscheiden sich die thermischen Desintegrationsverfahren von ihrer Bauausführung. Liegt die Betriebstemperatur unter 100° C, kann die Erhitzung bei Normaldruck erfolgen, während bei Temperaturen über 100° C Druckbehälter erforderlich sind.

Zur Aufheizung des Schlammes werden Wärmetauscher verwendet, die in direktem Kontakt mit dem Medium stehen. Um Betriebsprobleme an wärmetauschenden Flächen und somit Verschleiß (Korrosion, Anbackung) zu vermeiden, kann dies alternativ durch Injektion von Heißdampf erfolgen.

Die thermische Behandlung > 100° C, die so genannte Thermo-Druck-Hydrolyse (TDH), führt mit ansteigender Temperatur bis 220° C zur verbesserten Desintegration. Beste Aufschlussgrade für Überschussschlamm von 45 % ($CSB_{\text{gelöst}}/CSB_{\text{gesamt}}$) wurden bei 175° C für 30 – 60 Min. erzielt. Allerdings führen höhere Temperaturen aufgrund der Entstehung schwer abbaubarerer organischer N-Verbindungen zur Verringerung der Biogasbildung.

Sehr effektiv lässt sich die Faulgasausbeute bei Faulschlämmen steigern, wohingegen bei der Behandlung von Primärschlämmen Steigerungen von lediglich 20 % nachzuweisen sind.

Der Ablauf der Thermo-Druck-Hydrolyse (TDH)

Der Anteil der leicht-abbaubaren Substanzen ist durch die chemische Struktur, die Art der Bindung, die Molekülgröße sowie durch die mikrobiologische Zugänglichkeit der behandelten Stofffraktionen bestimmt. Die Hydrolyse der Biomasse stellt in der anaeroben Vergärung den langsamsten, d. h. Prozess limitierenden, Schritt dar. Eine Erhöhung der Temperatur und des Druckes bewirkt die chemische Spaltung der Biopolymere und die Anreicherung der polaren Bruchstücke in der flüssigen Phase.

Die Hydrolyse von partikulärem Anteil der Schlämme kann man in drei Prozessgruppen unterteilen:

1. Hydrolyse von Kohlenhydraten wie: Zellulose, Hemizellulose, Stärke, Zucker mit der Glukose als Hauptprodukt
2. Hydrolytische Spaltung vom Eiweißmaterial über Peptide zu Aminosäuren
3. Hydrolyse von Fetten mit Bildung von Glycerin und langkettigen Fettsäuren

Der Stoffübergang von der festen in die flüssige Phase hängt von den Temperaturen (Drücken) und von der Reaktionszeit ab. Im Temperaturbereich von 150 bis 220° C und bei Verweilzeiten bis 2 h steigt der Hydrolyseumsatz der organischen Substanz bis zu 70 %. Für Überschussschlamm wurden die besten Aufschlussgrade von 45 % ($CSB_{\text{gelöst}}/CSB_{\text{gesamt}}$) bei 175° C für 30 bis 60 Minuten erzielt (Li und Noike (1992)). Die Faulgasentwicklung konnte bei Rohschlämmen lediglich um 20 % gesteigert werden (Rand et al. (2008)), dagegen steigt sie um das Vielfache bei Faulschlämmen (Pinnekamp (1987), Chwistek et al. (1997)). Die Hydrolysate weisen beträchtliche Steigerungen der Abbaubarkeit sowohl im aeroben als auch im anaeroben Milieu gegenüber ihrer nicht behandelten Ausgangssubstanz auf. Mit der Verschärfung der Reaktionsbedingungen, d. h. mit Steigerung der Temperatur und Druckerhöhung (220 bis 300° C), beobachtet man eine nur geringfügige Erhöhung des Hydrolysegrades bis ca. 80 %, jedoch eine sehr intensive Verwandlung der organischen Substanz. In den niedrigeren Temperaturen dominiert die Hydrolyse der Lipide, Polysaccharide und Proteine. Der hydrolytische Prozess weist dabei die pH-Wert-Absenkung auf. Eine Erhöhung der Thermodruckbedingungen verursacht z. B. weitere Zersetzung der Aminosäuren mit der Abspaltung des Ammoniaks und damit einhergehend eine pH-Wert-Steigerung. Die gasförmigen Produkte der hochtemperaturigen Hydrolyse beinhalten Kohlendioxid (bis 75 Vol. %), Methan (bis 8 Vol. %) und in kleinen Mengen Ammoniak und Schwefelwasserstoff (Lang (1994)). Gleichzeitig sind auch Verkokungsprozesse mit der Bildung von elementarem Kohlenstoff und die Maillard–Cyclisierungen (zwischen Kohlenhydraten und Polypeptiden)

zu beobachten. Beide Produktgruppen wirken sich negativ auf die Effizienz der Biogasproduktion aus. Elementarer Kohlenstoff ist als Substrat für biologische Umsetzungen nicht verfügbar. Die Maillard-Produkte in höheren Konzentrationen weisen hemmende Wirkung auf die metabolischen Prozesse der Faulung aus (Chwistek et al. (1997)).

Schadstoffverhalten im TDH Prozess

Der intensive Verlauf der thermodruckhydrolytischen Zersetzungsprozesse wirkt sich positiv auf Schadstoffgehalte der Schlämme aus. Bei einer Temperatur von 180° C werden PAK's und Karbazole im Klärschlamm weitgehend zersetzt (Nicholls et al. (1979)). Bei Temperaturen um 300° C werden chlorierte Kohlenwasserstoffe, als AOX in Faulschlämmen gemessen, zu 80 % eliminiert. Die Schwermetalle reichern sich in der festen Phase an. Ein effektiver Übergang der Schwermetalle von der flüssigen in die feste Phase minimiert die Belastung der Rücklaufströme und führt im Endeffekt zu einer Schwermetallentgiftung im Stoffkreislauf der Kläranlage.

Thermodruckhydrolyse von Schlämmen, technologische Anwendungen

Die Thermodruckhydrolyse von Schlämmen wurde bereits um 1940 zur Schlammkonditionierung (180 bis 220° C) entwickelt (Brooks (1968)). Ein erster TDH-Großversuch fand in Tampere (Finnland) statt (Peuraniemi et al. (1992)). Eine weitere TDH-Anlage arbeitete als Bestandteil der Kläranlage in Helsingborg in Schweden (Karisson et al. (1992), Mönich und Jung (1994)). In Deutschland wurde eine Technikumsanlage zur Spaltung von Schlämmen in Bochum entwickelt (Tippmer (1995)) und am ATZ in Sulzbach-Rosenberg für Vorbehandlung von Schlämmen und anderen Substraten biogener Herkunft eingesetzt (Hertle et al. (1994), Schieder et al. (1996)).

Das ATZ-TDH-Verfahren wird in einem kontinuierlichen Reaktorsystem durchgeführt. Aufgrund des Zellaufschlusses erfolgten eine wesentliche Beschleunigung des biologischen Abbaus und eine Steigerung des Biogasertrags um 30 %. Durch die TDH-Schlammbehandlung lässt sich eine deutlich verbesserte Entwässerbarkeit (ca. 50 % TS) des behandelten Klärschlammes erzielen. Die für die TDH notwendige thermische Energie kann aus der Abwärme (Abgaswärmetauscher) des BHKWs bezogen werden. Der Einsatz des ATZ-TDH-Verfahrens kann generell dem Faulturm vorgeschaltet oder nachgeschaltet sein (Faulstich et al. (2006)). Eine Optimierung des Verfahrens erfolgte sowohl in einer Pilotanlage (Durchsatz 2 Mg/h) des ATZ Entwicklungszentrums, als auch in einer Anlage der Thöni Industriebetriebe GmbH, Telfs, Tirol, am Standort einer

kommunalen Kläranlage in Österreich. Das ATZ-TDH-Verfahren ist auch zur Behandlung von anderen Biomassen geeignet. Eine Verfahrensvariante ist die gemeinsame Ausfäulung von Klärschlamm und Bioabfällen nach thermischer Vorbehandlung (Prechtl et al. (1998)). Orientierende Untersuchungen zeigten, dass nach der thermischen Behandlung über 60 Minuten bei 160 – 200° C (4 Mpa) und nach der anschließenden Fermentation der flüssigen Phase innerhalb **von 10 Tagen Abbaugrade von bis zu 90 % des CSB erzielt wurden.**

Die Firma Scheuchl GmbH hat das Verfahren zweimal für eine Substratmenge von 35.000 Mg realisiert. Es handelt sich dabei vor allem um Gülle und nachwachsende Rohstoffe.

Ein weiteres TDH-Projekt wurde auf der Kläranlage Blümeltal, Pirmasens, realisiert. Die Entwicklungs- und Investitionskosten betragen rund 1,8 Mio. €. Die Prozesstemperatur von 200° C wird mittels Wärmetauschern mit Thermalöl erreicht. In der Abkühlphase wird Wärmeenergie zurück gewonnen, die zur Vorerwärmung des Rohschlammes eingesetzt wird. Durch die Entspannung erfolgt zusätzlich zur Hydrolyse eine Desintegration der Biomasse im Schlamm. Im Anschluss an die hydrothermale Behandlung gelangt der Schlamm mit einer Temperatur von 40 - 45° C in den Faulturm. Die wirtschaftliche Einsatzmöglichkeit der Thermodruckhydrolyse scheint für Kläranlagengrößen ab 50.000 Einwohnerwerten (EW) gegeben zu sein. Die geplanten Effekte sind: Reduzierung des zu entsorgenden Klärschlammes um bis zu 30 %, Erhöhung der Gas- und Stromproduktion um bis zu 25 %. Der TDH-Betrieb erfolgt ausschließlich aus Abwärme. Durch die Änderung der Schlammeigenschaften wird ein Schäumen im Faulturm aufgrund von Fadenbakterien verhindert. Der Klärschlamm kann vollständig hygienisiert werden (www.pirmasens.de; Stand: 5.11.2008).

Die verfahrenstechnische Implementierung einer Thermodruckhydrolyse zur Desintegration sämtlicher anfallender Schlämme wurde auf verschiedenen Kläranlagen im Temperaturbereich von 150 bis 200° C realisiert.

Verfahrensbeispiele

- CAMBI-recycling energy & P. C. S Pollution Control Service GmbH

Die Firma CAMBI AS (Norwegen) betreibt die thermische Desintegration in großtechnischen Anlagen in Dänemark, Norwegen, Großbritannien und Irland.

Durch ihren Auftragsnehmer P. C. S wird dieses Verfahren nun auch in Deutschland bekannt.

Die thermische Hydrolyse nach dem „CAMBI-Verfahren“ kann auf zwei unterschiedliche Arten in den Kreislauf der Kläranlage eingebunden werden:

- Hydrolyse des Überschussschlammes (ÜSS)
- Hydrolyse des Überschuss- und Primärschlammes (PS)

Beide Varianten weisen, je nach Menge und Beschaffenheit der Schlammarten, Vor- und Nachteile auf und sind für die Anlagen spezifisch abzuwägen.

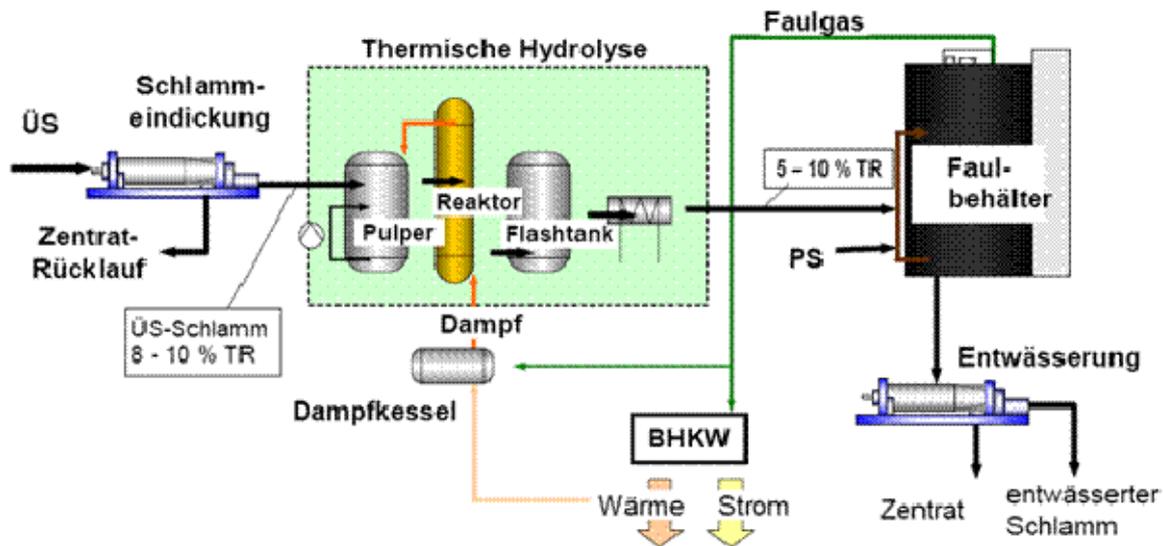
Den höchsten Hydrolysegrad weist der biologische Überschussschlamm auf. Die alleinige Hydrolyse führt schon zur deutlichen Verbesserung des Faulprozesses.

Die Hydrolyse des PS bei ca. 160° C für 30 Minuten bietet zwei Vorteile gegenüber der alleinigen Hydrolyse des ÜS:

- da vor der Faulung die gesamten Schlämme auf 12 – 16 % TR eingedickt und verflüssigt werden, werden kleinere Reaktorvolumina in der Faulung benötigt, bzw. längere Aufenthaltszeiten erreicht
- gute Hygienisierung des Schlammes mit der Möglichkeit, diesen anschließend landwirtschaftlich zu nutzen

Prozessablauf

Das nachfolgende Schema in Abbildung 35 einer Überschussschlammhydrolyse zeigt eine Variante der Einbindung des Verfahrens in eine Kläranlage:



Verfahren des CAMBI-Prozesses zur ÜS-Behandlung

Abbildung 41: Fließbild des CAMBI-Verfahrens mit Überschussschlammhydrolyse (Verändert nach P. C. S Bericht: „Hydrolyse von organischen Schlämmen“ Technologie zur Verbesserung der anaeroben Umsetzung nach dem CAMBI-Verfahren)

Nach der Eindickung auf 8 – 15 % TR wird der Klärschlamm mittels Heißdampf bei 5 – 6 bar Druck auf 150 - 165° C erhitzt und für 20 – 30 Minuten der Hydrolyse unterzogen. Anschließend wird der vorbehandelte, hydrolysierte Schlamm auf die erforderliche Faulraumtemperatur abgekühlt. Im Falle der reinen Überschussschlammhydrolyse wird dieser mit kaltem Primärschlamm gemischt.

Die bei der Kühlung abzuführende Wärme kann entweder zum Vorheizen des Hydrolyseschlammes oder des Speisewassers zur Dampferzeugung genutzt werden. Der behandelte Schlamm wird dem Faulraum zugegeben und dem Anaerobprozess ausgesetzt.

Der Faulraum-Zulauf kann bei der Gesamt-Schlammhydrolyse mit TS-Werten von bis zu 12 % gefahren werden, da die Viskosität des Schlammes durch die Hydrolyse sinkt und die Fließ- und Pumpfähigkeit, wie gewohnt, erhalten bleiben. Die anschließende Faulung mit 17 Tagen Aufenthaltszeit führt zur Reduktion des CSB um 60 %.

Bisherige Umsetzung der CAMBI THP-Verfahren und Erfahrungen aus der Praxis

Großtechnisch wurden von der Firma CAMBI bereits mehrere Hydrolyseanlagen errichtet. Bei diesen Anlagen werden alle in den Faulraum gehenden Schlammarten der Hydrolyse unterzogen. Die Gründe dafür sind Einsparung von Reaktorvolumina, Verkürzung der Aufenthaltszeiten oder eine vollständige Hygienisierung für die landwirtschaftliche

Verbringung. Die Zusammenstellung der gebauten und geplanten CAMBI-Großanlagen ist in Tabelle 27 enthalten:

Tabelle 27: Realisierte Anlagen nach dem Verfahren der Thermodruckhydrolyse

Anlage	Land	Jahr	Größe t TS/Jahr	Bemerkungen
HIAS, Hamar	Norwegen	1996	3.600	90.000 EW, für kommun. und chem. Schlämme
Thames Water, Chertsey	England	1999	8.000	Für kommun. und chem. Schlämme
Naestwed	Dänemark	2000	1.600	Für Primär- und Überschussschlamm
Borregard Industries Sarpsborg	Norwegen	2000	4.000	Für Primär- und Überschussschlamm
NOSES, Aberdeen	Schottland	2001	16.500	600.000 EW, für kommun. Schlämme,
Patterson Candy Ltd. Dublin	Irland	2002	36.000	1,2 Mio. EW, 4x4.500 m ³ Faultürme, 45.000 m ³ Biogas/Jahr 4 MW elektr.Energie
Anlage	Land	Jahr	Größe t TS/Jahr	Bemerkungen
Fredericia	Dänemark	2002	8.000	Für kommun. und Industrieschlämme
Niigata	Japan	2003	1.200	Testanlage für kommun. Schlämme
Kapusciska, Bydgoszcz	Polen	2005	7.650	Für Primär- und Überschussschlamm
Oxley Creek, Brisbane	Australien	2006	12.000	Für Primär- und Überschussschlamm
Brüssel, Nord	Belgien	2006	18.800	Im Bau bzw. in Planung, für feste Abfälle und Schlämme

Verfahrensvarianten

In Abhängigkeit von ihren Betriebsparametern unterscheiden sich die thermischen Desintegrationsverfahren von ihrer Bauausführung. Liegt die Betriebstemperatur unter 100° C, kann die Erhitzung bei Normaldruck erfolgen, während bei Temperaturen über 100° C Druckbehälter erforderlich sind.

Zur Aufheizung des Schlammes werden Wärmetauscher verwendet, die in direktem Kontakt mit dem Medium stehen. Um Betriebsprobleme an wärmetauschenden Flächen und somit Verschleiß (Korrosion, Anbackung) zu vermeiden, kann dies alternativ durch Injektion von Heißdampf erfolgen.

Die thermische Behandlung > 100° C, die so genannte Thermo-Druck-Hydrolyse, führt mit ansteigender Temperatur bis 220° C zur verbesserten Desintegration. Beste Aufschlussgrade für Überschussschlamm von 45 % ($CSB_{gelöst}/CSB_{gesamt}$) wurden bei 175° C für 30 – 60 Min. erzielt. Allerdings führen höhere Temperaturen aufgrund der Entstehung schwer abbaubarerer organischer N-Verbindungen zur Verringerung der Biogasbildung.

Sehr effektiv lässt sich die Faulgasausbeute bei Faulschlämmen steigern, wohingegen bei der Behandlung von Primärschlämmen Steigerungen von lediglich 20 % nachzuweisen sind.

Effekte der thermischen Hydrolyse

Nach der Behandlung der thermischen Hydrolyse und dem daraus resultierenden Substrataufschluss liegt das Medium sofort für den anaeroben Abbau bereit. Nach der Zugabe des Hydrolysates in den Faulturm ist eine sofortige Gasbildung zu beobachten.

Die folgende Grafik zeigt die Gasproduktion bei Faulversuchen im Labor über 40 Tage, wobei die Gasproduktion im Mittel um ca. 40 % gesteigert werden konnte (siehe Abbildung 42):

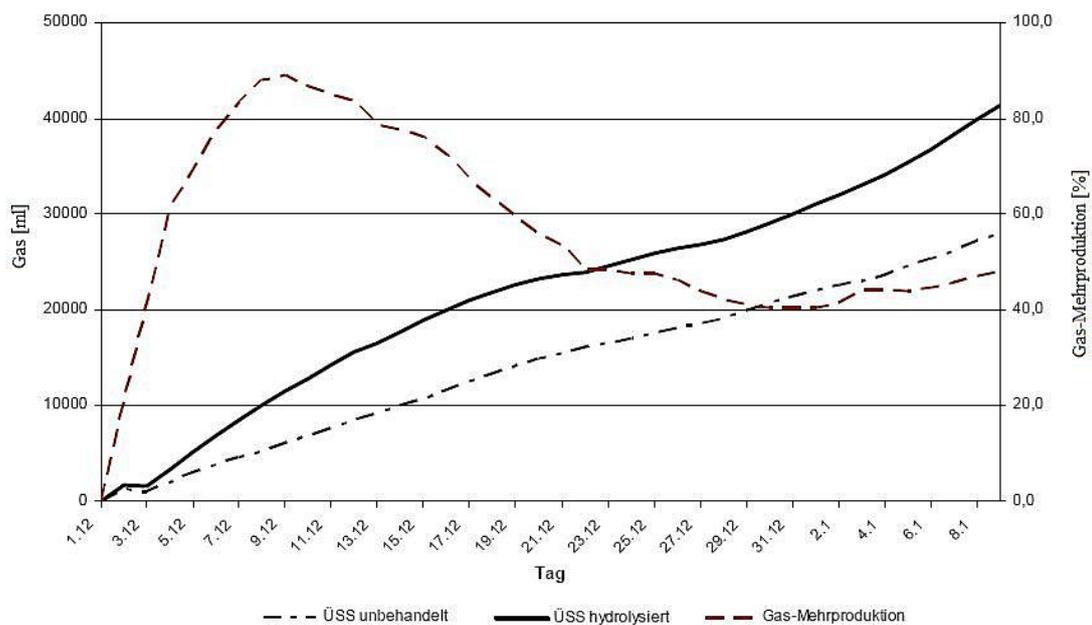


Abbildung 42: Verlauf der Gasproduktion bei Laborfaulungsanlagen mit unbehandeltem und hydrolysiertem Überschussschlamm (P. C. S. Bericht: „Hydrolyse von organischen Schlämmen“ Technologie zur Verbesserung der anaeroben Umsetzung nach dem CAMBI-Verfahren)

Die, über drei Jahre dauernden Versuche zur thermischen Schlammhydrolyse mit dem CAMBI-Verfahren (165° C, 6 bar, ca. 30 Minuten) in Schottland brachten folgende Ergebnisse: 33 % mehr Biogas, 46 % weniger Schlamm zur Entsorgung und Verkürzung der Fermentationsdauer bis zu 18 Tagen, Die ausgefaulten Schlämme wiesen mittlere TS-Gehalte von 30 % auf. Für die Eindickung wurden kleinere Mengen vom Polyelektrolyt verwendet. Ähnliche Ergebnisse wurden im Dauerbetrieb an der Kläranlage Bydgoszcz – Kapusciska in Polen erzeugt (Jolly et al. (2004)).

Relevante Parameter und nachteilige Auswirkungen bei der TDH

Neben den gewünschten Auswirkungen (Substrataufschluss mit Viskositätssenkung, erhöhte Gasproduktion und Verbesserung des Entwässerungsgrades der ausgefaulten Schlämme) werden auch unerwünschte Effekte ausgelöst, die berücksichtigt werden müssen.

- es folgt eine vermehrte Entstehung von Ammonium (NH₄) um ca. 15 %. Die dem erhöhten Abbaugrad entsprechenden NH₄-Werte müssen als erhöhte Rückbelastung im Schlammwasser bei der Entwässerung berücksichtigt werden
- es muss mit einer Erhöhung der CSB-Ablaufwerte um rund 10 % gerechnet werden

- exopolymere Substanzen werden größtenteils abgebaut, es erfolgt ein freier Feinstoffanteil im Schlammsystem. Die Konditionierung muss entsprechend angepasst werden

Wirtschaftlichkeit der Thermo-Druck-Hydrolyse

Die Wirtschaftlichkeit einer Anlage zur thermischen Hydrolyse ist nicht unbedingt gegeben. Es müssen verschiedene Faktoren einbezogen und Rechenmodelle erstellt werden. Dabei sind entscheidende Parameter zu berücksichtigen:

- der vorliegende Ausfallgrad
- die Entwässerungsleistung
- der Polymerverbrauch
- die Entsorgungskosten
- die Möglichkeit der Nutzung der gewonnenen Energie

Der Energieverbrauch der thermischen Hydrolyse wurde aus der Erhöhung der Gasproduktion gedeckt. Aus heutiger Sicht ist der wirtschaftliche Gewinn mit der Reduzierung der zu entsorgenden Schlammmenge (bis ca. 50 %) verbunden. Dazu gehört auch der verringerte Verbrauch der Polyelektrolyte (Jolly et al. (2004)).

Fazit

Neben den positiven Effekten der thermischen Hydrolyse sind auch unerwünschte Auswirkungen zu berücksichtigen, die in die Planung und Berechnung einzubeziehen sind.

Nach der Behandlung sind insgesamt erhöhte Rückbelastungen durch Ammonium und CSB aus dem Schlammwasser in der Kläranlage zu erwarten. Diese Rückbelastung kann jedoch mit entsprechenden Behandlungsmaßnahmen (Flockung, Abtrennung) um 50 – 70 % vermindert werden. Weiterhin ist die Wahl der geeigneten Entwässerungsmethode für die ausgefaulten Schlämme nötig. Dies muss bei der Planung berücksichtigt werden. Somit hat die Anlage eine positive Wirkung auf die Energienutzung von Rohschlamm, die Reduktion der zu entsorgenden Schlammengen und die Gasproduktion. Durch die komplizierte Vernetzung der Parameter ist aber auf jeden Fall eine individuelle Wirtschaftlichkeitsberechnung, wie in Tabelle 28 dargestellt, notwendig.

Tabelle 28: Wirtschaftlichkeitsberechnung

(<http://www.projektinfoseite.de/Fachfirmen/Innovationspool/Gutachten/Gutachten-Optimierung-Moosburg-Fortschreibung.pdf>, Stand 27.05.2009)

Wirtschaftlichkeitsbetrachtung des Einsatzes des Produktes Celluferm mit Co-Substraten				Tab. 7
Zeile	Berechnung		Einheit	KA Moosburg
1		Einsparpotenzial Faulschlammmenge		
		Ermittlung des Ausfallgrades $AFG_{TS, ohne C}$ (ohne CELLUFERM)	%	30,9
2	Ermittlung (1)	Ermittlung des Ausfallgrades $AFG_{TS, mit C}$ (mit CELLUFERM) (Auswertung vorhandener Betriebsdaten)	%	55,2
3		jährliche Rohschlammmenge incl. Bioabfälle (Zulauf Faulung)	m ³ /a	30.052
4		mittlerer TS-Gehalt des Rohschlammes (Zulauf Faulung)	g/l	68
5	(3) * (4)/1.000	jährliche TS-Fracht _{Zulauf} (Zulauf Faulung)	t TS/a	2.044
6		jährliche TS-Fracht _{Ablauf} (Ablauf Faulung) (ohne CELLUFERM): TS-Fracht _{Ablauf, ohne C} = TS-Fracht _{Zulauf} * (1 - $AFG_{TS, ohne C} / 100$)	t TS/a	1.412,1
7		jährliche TS-Fracht (Ablauf Faulung) (mit CELLUFERM): TS-Fracht _{Ablauf, mit C} = TS-Fracht _{Zulauf} * (1 - $AFG_{TS, mit C} / 100$)	t TS/a	915,3
8	(6) - (7)	reduzierte jährliche TS-Fracht (mit CELLUFERM) nach der Faulung	t TS/a	496,8
Kosteneinsparpotenziale Schlammbehandlungsprozess				
<i>Maschinelle Entwässerung (nach der Faulung)</i>				
9		spezifische Kosten	€/t TS	50
10	(8) * (9)	Einsparpotenzial <i>Trocknung (von 26 auf 90 % TS)</i>	€/a	24.839
11		spezifische Kosten	€/t TS	180
12	(8) * (11)	Einsparpotenzial	€/a	89.421
<i>Klärschlamm Entsorgung</i>				
13		spezifische Kosten	€/t TS	110
14	(8) * (13)	Einsparpotenzial	€/a	54.646
15	(10)+(12)+(14)	Summe Kosteneinsparpotenzial	€/a	168.906
Produktkosten CELLUFERM				
16		spezifische Einsatzmenge CELLUFERM (18 ml/m ³ Rohschlamm)	l/m ³ Rohschlamm	0,018
17	(3) * (16)	jährliche CELLUFERM -Menge	l/a	541
18		spezifische Produktkosten	€/l	21
19	(17) * (18)	jährliche CELLUFERM-Kosten	€/a	11.360
20	(15) - (19)	wirtschaftlicher Gesamtertrag	€/a	157.547

Wie aus der Berechnung ersichtlich, erhöht sich der Ausfallgrad um 24,3 %. Des Weiteren reduziert sich die jährliche AFG TS-Fracht um 496,8 t TS/a, was eine Kostenersparnis bei der Entwässerung von 24.839 €/a und der Trocknung von 89.421 €/a bedeutet. Die Entsorgungskosten des Klärschlammes sinken durch die Volumenreduktion um 54.646 €/a. Somit ergibt sich ein jährliches Einsparpotential von 168.906 €. Die Kosten für Celluferm belaufen sich auf 11.360 €/a. Ein Gewinn von 157.547 €/a ist zu verzeichnen.

4.4.4 Wirtschaftlichkeit der Desintegrationsverfahren

Eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung für Anlagen, die derzeit Stand der Forschung oder allenfalls mit relativ wenigen Referenzanlagen Stand der Technik entsprechen, ist geprägt von einer Vielzahl von Annahmen, die das Ergebnis stark beeinflussen. Insbesondere spielt der energetische Aspekt (sowohl der Energieverbrauch als auch die Energieproduktion des Desintegrationsverfahrens) eine große Rolle bei der Betrachtung. In einem Arbeitsbericht der DWA-Arbeitsgruppe „Klärschlamm desintegration“ wurde der Einfluss der Überschussschlamm-Desintegration auf die Energiebilanz einer

Modellkläranlage mit 100.000 Einwohnerwerten für die Varianten mechanische (A) und thermische (B) Desintegration untersucht. Die Ergebnisse der Berechnungen werden in Tabelle 29 auszugsweise dargestellt.

Tabelle 29: Energiebilanzen für eine Modellkläranlage mit 100.000 EW und Überschuss-schlamm-Desintegration (nach DWA (2005))

	Variante A	Variante B
Erhöhung oTR-Abbaugrad	+ 20 %	+ 30 %
Erhöhung Faulgasanfall		
oTR-Abbau, absolut	48 %	52 %
spezifischer Energieeintrag	9 kWh/m ³ _{ÜS}	5 kWh/m ³ _{ÜS}
Stromverbrauch der Desintegration	142.900 kWh/a	77.438 kWh/a
zusätzliche Stromerzeugung durch Desintegration	297.947 kWh/a	446.920 kWh/a
Energiebilanz	+ 122.573 kWh/a	+ 320.772 kWh/a

Im dargestellten Beispiel stellt sich die thermische Desintegration durch den erhöhten oTR-Abbaugrad und damit auch Biogasanfall und Stromerzeugung aus dem BHKW gegenüber der mechanischen Variante energetisch besser dar. Unter Berücksichtigung weiterer Einflussgrößen wie Schlammmentsorgungskosten und Investitionskosten („hoch“ bei der thermischen Desintegration) schneidet das thermische Verfahren jedoch schlechter ab. Es wird deutlich, dass ein wirtschaftlicher Einsatz der Desintegrationsverfahren möglich ist, wenn die erzielten Verbesserungen (erhöhte Faulgasausbeute, Verringerung der Schlammmasse durch gesteigerten oTR-Abbau, verbesserte Entwässerbarkeit, etc.) und die Rahmenbedingungen (Schlammmentsorgungskosten, Schlammmentwässerungskosten, Anschaffungskosten der Anlagenkomponenten, Wirkungsgrad, etc.) berücksichtigt und mit einer Kostenvergleichsrechnung bewertet werden.

5 Anaerobe Abwasserbehandlung

5.1 Einführung in die anaerobe Verfahrenstechnik

Seit jeher wird die Anaerobtechnik bei der Stabilisierung von Klärschlämmen und bei der Methanproduktion zur Generierung erneuerbarer Energiequellen eingesetzt. Darüber hinaus bietet sich die Anaerobtechnik auch für die Abwasserbehandlung an. Klare Vorteile neben der Biogasproduktion sind u. a. ein gegenüber konventionellen aeroben Verfahren geringerer Platz- und Energiebedarf sowie eine geringere Überschussschlammproduktion (bis zu 90 % weniger) (z. B. Austermann-Haun (2008)). Mit Hilfe der anaeroben Verfahren können CSB-Abbaugrade von 65 - 95 % erreicht werden; eine gezielte Stickstoffelimination ist jedoch derzeit nicht möglich. Im Bereich der anaeroben Abwasserreinigung wird zwischen der industriellen und der kommunalen Anwendung unterschieden. In der industriellen Anwendung ist der Einsatz der Anaerobtechnik schon seit längerem erforscht und verbreitet, bei der kommunalen Abwasserbehandlung besteht noch intensiver Forschungsbedarf.

5.1.1 Entwicklung der anaeroben Abwasserbehandlung

Die Anaerobtechnik kommt vor allem in tropischen und subtropischen Ländern zum Einsatz, wo aufgrund der höheren Abwassertemperatur relativ einfach und kostengünstig akzeptable Reinigungsleistungen ermöglicht werden können (Louwe und Kooijmans (1986), Alaerts et al. (1990), GTZ (2001), Kloss (2002)).

Traditionelle chinesische und indische Faulbehälter, Faulgruben (seit 1895), Imhoff-Tanks (seit 1905), Teiche und Vergärungsanlagen sind typische Anwendungsbeispiele. Diese traditionellen Systeme gelten als sogenannte Schwachlastsysteme, weil sie vorwiegend auf empirischen Erfahrungen beruhen und sie darüber hinaus durch lange Vergärungszeiten und große Behandlungsvolumina gekennzeichnet sind.

In den siebziger Jahren verschoben sich die Bemühungen aufgrund von Einsparungen bei Energie- und Landverbrauch zugunsten der Anaerobtechnik als hochtechnologisches Verfahren. Ergebnis waren Hochtechnologiereaktoren (Hochlastsysteme) wie Wirbel- und Schwebebettreaktoren (Fluidized Bed Reactor), Anaerobfilter (Anaerobic Filter), Schlammbedtreaktoren (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor - UASB), die erfolgreich für die Behandlung hochkonzentrierter Industrieabwässer eingesetzt worden sind (Bischofsberger et al. (2005)). Diese Reaktoren zeichnen sich durch hohe Konzentrationen an aktiver Biomasse, verkürzte Aufenthaltszeiten und eine sehr gute Durchmischung von Mikroorganismen und Substrat aus.

Ab den achtziger Jahren wurde die Forschung auf die Behandlung von kommunalen Abwässern mittels Hochleistungsreaktoren erweitert. Der großtechnische Einsatz konzentrierte sich dabei auf warme Klimazonen, also Schwellen- und Entwicklungsländer, wie z. B. Brasilien, Kolumbien, Indien, Vietnam, Indonesien (z. B. RIVM et al. (1988), Alaerts et al. (1990)). Studien (GTZ Länderberichte, z. B. Brasilien (1996), Kolumbien (1996)) zeigten, dass die Behandlung kommunaler Abwässer unter tropischen Bedingungen und Abwassertemperaturen über 20° C durchaus ökonomische Vorteile hat. Wesentlicher Vorteil ist die energieeffiziente Abwasseraufbereitung unter Gewinnung von Nährsalzen zur Düngung und Wasserwiederverwendung. Fraglich hingegen blieb die Anwendbarkeit unter sowohl ökologischen als auch ökonomischen Gesichtspunkten in gemäßigten Klimazonen und bei Abwassertemperaturen unter 20° C (Banik und Boruff (1996), van Lier et al. (1997)). Aufgrund der geringen Umgebungs- und Abwassertemperaturen wurde die Forschung und Entwicklung angepasster Technologien im Bereich der anaeroben Kommunalabwasserbehandlung in Europa und Nordamerika lange vernachlässigt.

Vor dem Hintergrund steigender Energie- und Rohstoffpreise haben sich in jüngerer Zeit die Aktivitäten wieder zu Gunsten der Erforschung des wirtschaftlichen Einsatzes der Anaerobtechnik zur Behandlung kommunaler Abwässer intensiviert. Dies gilt vor allem für Mittel- und Südamerika sowie für Asien. Seit Ende der 1980er Jahre wurden ca. 150 Anaerobreaktoren für kommunales Abwasser errichtet oder durch anaerobe Verfahrensstufen erweitert. Die Kapazitäten installierter Anlagen reichen von einigen tausend bis zu mehreren hunderttausend Einwohnerwerten. Doch auch im europäischen und deutschsprachigen Raum sind Forschungsaktivitäten zur kommunalen Abwasserbehandlung mittels Anaerobtechnik dokumentiert, wie zum Beispiel das Forschungsprojekt ANAMEM und das Demonstrationsprojekt DEUS 21, beides durch das BMBF geförderte Projekte.

5.2 Grundlegendarstellung und Verfahrensbeschreibung

Der anaerobe Abbauvorgang ist ein komplexer mehrstufiger Prozess, an dem unterschiedliche Bakteriengruppen (siehe Kapitel 4.3.6, Tabelle 21) beteiligt sind, die unter Luftabschluss organische Inhaltsstoffe des Abwassers in ein als Biogas bezeichnetes Gemisch aus Kohlendioxid (ca. 40 %) und Methan (ca. 60 %) umwandeln. Da sie deutlich langsamer wachsen als aerobe Mikroorganismen, entsteht deutlich weniger Klärschlamm als bei der konventionellen aeroben Belebung. Außerdem entfällt zusätzliche Energie für die Sauerstoffversorgung. Aus dem gewonnenen Biogas kann

Elektrizität und Wärme gewonnen werden. Bei geschlossener Verfahrensweise entfallen als weiterer positiver Nebeneffekt Geruchsprobleme.

5.2.1 Biochemische Grundlagen

Organische Substanzen wie Kohlenhydrate, Fette und Eiweiße werden in vier aufeinanderfolgenden Phasen (Hydrolyse-Phase, Versäuerungs-Phase, Acetogene-Phase, Methanogene-Phase) in anorganische Endprodukte und in das energiereiche Methan abgebaut. Für eine möglichst vollständige Umwandlung ist die Zusammenarbeit unterschiedlicher Bakteriengruppen notwendig, wie in folgender Abbildung 43 dargestellt.

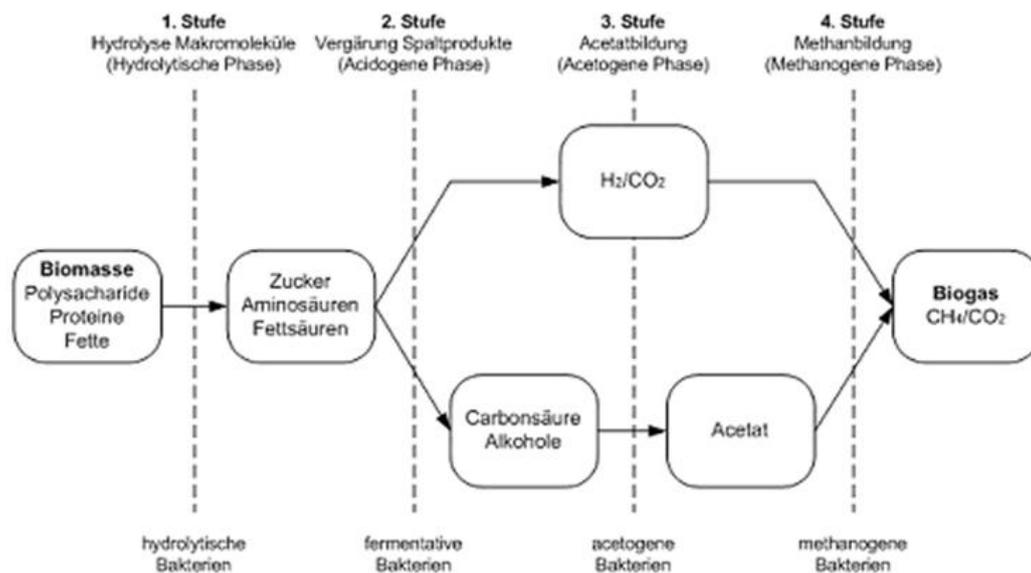


Abbildung 43: Schema des anaeroben, methanogenen Abbaus von organischem Material nach Weiland (2001)

Der erste Abbauschritt wird von hydrolytischen und säurebildenden (fermentativen) Bakterien unterstützt. Sie setzen sich aus überwiegend obligat und fakultativ anaeroben Mikroorganismen zusammen. Zu ihnen zählen beispielsweise für den

- Stärke- und Cellulose-Abbau: Clostridium, Bacillus, Pseudomonas, Micrococcus
- Eiweiß-Abbau: Peptococcus, Bifidobacterium, Staphylococcus, Bacillus, Clostridium
- Fett-Abbau: Bacillus, Anacardium, Pseudomonas (Böhnke et al. (1993))

Da diese Organismen bereits in großer Zahl im Rohschlamm enthalten sind, stehen sie gleich zu Beginn des Faulprozesses für den Substratabbau zur Verfügung.

Die acetogenen Bakterien wie z. B. Syntrophobacter wolnii und Desulfovibrio, verarbeiten die Stoffwechselprodukte der Vorstufen weiter zu Acetat und Wasserstoff.

Dabei anfallendes H_2 und CO_2 wird von homoacetogenen Bakterien ebenfalls zu Acetat umgewandelt.

Die methanogenen Bakterien sind für den letzten Abbauschritt, die Umwandlung von Acetat, H_2 und CO_2 zu Methan (CH_4) verantwortlich. Die Methanbakterien gehören zu den Archaeobakterien und damit zu den ältesten Lebewesen der Erde. Sie sind morphologisch sehr unterschiedlich und reagieren sehr empfindlich auf Sauerstoff. Sie nutzen Wasserstoff als einzige Energiequelle und Kohlendioxid als C-Quelle sowie Elektronenakzeptor.

Die Umwandlung organischer Verbindungen zu Methan kann nur in dem Maße erfolgen, wie den Bakterien der methanogenen Phase verwertbares Substrat bereitgestellt wird. Dies wiederum ist abhängig vom Abbauefolg der Vorphasen. Dabei ist bei biologisch leicht abbaubaren Substanzen, die in den ersten beiden Schritten relativ leicht zersetzt werden können, die acetogene Phase der geschwindigkeitsbestimmende Schritt. Bei biologisch schwer abzubauenden Abwasserinhaltsstoffen kann bereits die Aufspaltung in Bruchstücke während der Hydrolysephase limitierend wirken.

Infolge der sauerstofffreien Oxidation ist der Energiegewinn von anaeroben Bakterien nur etwa $1/20$ so groß wie der von aeroben Bakterien. Dies hat zur Folge, dass anaerobe Bakterien sehr langsam wachsen. Beispielsweise baut der Buttersäureverwerter, eine acetogene Spezies mit einer Generationszeit von 84 h, eine Buttersäureanreicherung im Faulbehälter erst bei einer Verweilzeit von ca. fünf Tagen (bei $35^\circ C$) vollständig ab (Böhnke et al. (1993)). Der größte Teil der Energie der umgewandelten Substrate bleibt im Produkt (Biogas) erhalten. Lediglich ca. fünf bis 15 % des umgewandelten Kohlenstoffs wird zur Neubildung von Biomasse genutzt (Bischofsberger et al. (2005)). Ein Vergleich der Kohlenstoffbilanzen zwischen aerobem und anaerobem Abbau zeigt Abbildung 44. Aufgrund der Energiebilanz findet bei der anaeroben Behandlung auch keine nennenswerte Selbsterwärmung statt, sondern die erforderliche Prozesswärme muss unter Einsatz von Energie bereit gestellt werden.

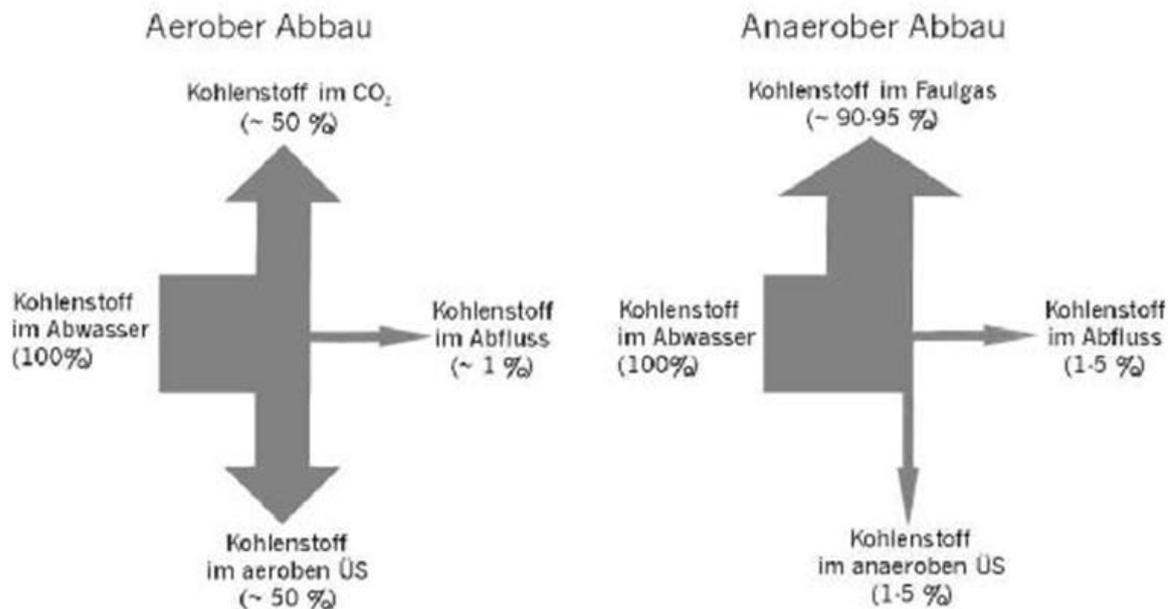


Abbildung 44: Kohlenstoffbilanz für leicht abbaubare Kohlenstoffverbindungen bei aerobem und anaerobem Abbau nach Austermann-Haun (2008)

5.2.2 Prozessparameter

Der anaerobe Abbauprozess hat für alle beteiligten Bakteriengruppen unterschiedlich optimale Umweltbedingungen.

Temperatur:

Die Mikroorganismen sind in „Temperaturklassen“ (siehe auch Abbildung 27) auf Basis ihres Wirkungsoptimums eingeteilt, innerhalb deren Grenzen sie wachsen und sich vermehren:

- Psychrophil (< 25° C), „kalter“ Bereich
- Mesophil (25 - 40° C)
- Thermophil (45 - 60° C)

Die Grenzen zwischen den drei klassischen Temperaturklassen sind fließend. Die Auswirkung unterschiedlicher Temperaturbereiche auf den Metabolismus der versäuernden Mikroorganismen ist bisher noch wenig dokumentiert. Bisherige praktische Erfahrungen zeigen, dass diese Bakteriengruppen hinsichtlich ihrer Umgebungstemperatur unempfindlich und flexibel sind (Zoetmeyer et al. (1982)). Im Vergleich dazu sind die Methanbildner bedeutend temperaturempfindlicher. Das Mikroorganismenwachstum von anaeroben Methanbakterien in der Schlammbehandlung des mesophilen und thermophilen Bereichs ist hinreichend bekannt (Zoetmeyer et al. (1982), Henze und Harremoës (1983), Haandel und Lettinga (1994)). Sogar für den

hochthermophilen Temperaturbereich (65 – 75° C) wurden Methanbakterienkulturen (z. B. Methanobakterium thermoautotrophicum) identifiziert und dokumentiert (Zeikus und Wolff (1972)). Im Gegensatz zu aeroben Bakterien sind Methanbildner, die ein Temperaturoptimum unter 30° C aufweisen, noch wenig erforscht (Kroiss (1988)). Die im psychrophilen Temperaturbereich stattfindenden biologischen und chemischen Prozesse verlaufen jedoch deutlich langsamer und somit weniger effizient. Abbildung 45 stellt beispielhaft die Wachstumsrate der Methanbildner in Abhängigkeit vom Temperaturbereich dar.

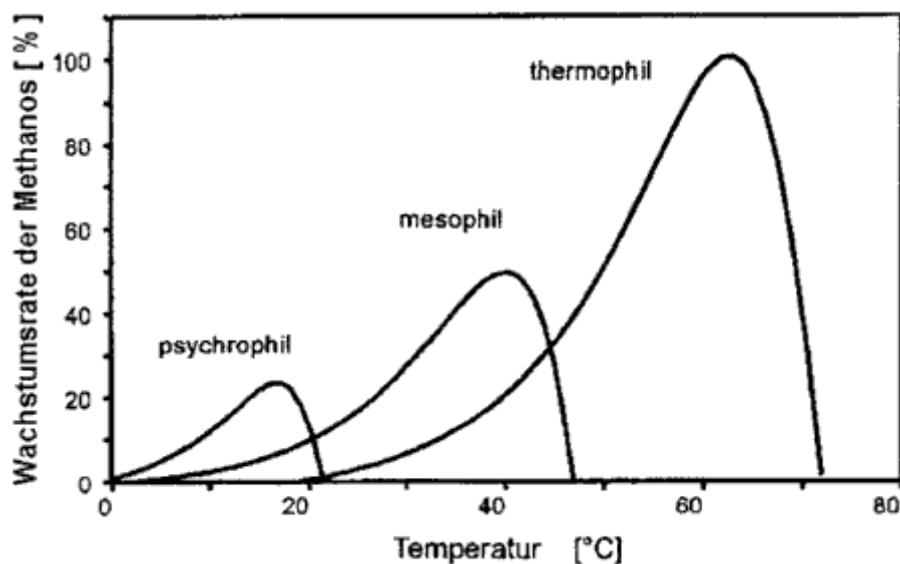


Abbildung 45: Abhängigkeit der maximalen Umsatzraten von Methanbakterienstämmen von der Temperatur (Batstone (2002))

Die bekannten anaeroben Verfahren reagieren empfindlich auf die Zulauftemperatur und Temperaturveränderungen des eingeleiteten Abwassers. Einleittemperaturen im europäischen Raum schwanken i. d. R. zwischen 4 C und 30° C. Gerade bei niedrigen Temperaturen (d. h. weniger als 20° C) können diese Verfahren ohne weitere Maßnahmen der Temperierung die Abwässer nicht ausreichend reinigen (Lettinga et al. (2001), Elmitwalli et al. (2001)).

pH:

Für die Methanbakterien sollte ein Bereich von pH 6,8 – 7,2 eingehalten werden, wenn eine ungehemmte Methanbildung erfolgen soll. Für die versäuernden Bakterien ist ein schwach saurer pH günstig (Mudrack und Kunst (1994)).

Nährstoffe, Spurenelemente, Hemmstoffe:

Zur Aufrechterhaltung notwendiger Lebensfunktionen und zum Aufbau von Zellsubstanz benötigen die am anaeroben Abbauprozess beteiligten Mikroorganismen geeignete Substrate in Form von Nährstoffen, Spurenelementen und Vitaminen. Essentielle Nährstoffe sind im Wesentlichen Stickstoff-, Phosphor- und Schwefelverbindungen. Im Gegensatz zur aeroben Behandlung von Abwässern, wo ein Nährstoffverhältnis $BSB_5:N:P$ von etwa 100:5:1 optimal ist, gilt bei der anaeroben Abwasserreinigung ein Mindestnährstoffverhältnis $CSB:N:P$ von ca. 800:5:1 als zwingend erforderlich¹ (u. a. Bischofsberger et al. (2005), Bayerisches Landesamt für Umwelt (2007)). Als essentielle Spurenelemente sind, je nach Bakterienart, Nickel, Kobalt, Molybdän, Eisen, Selen und Wolfram nachgewiesen worden. In Tabelle 30 sind die günstigsten Konzentrationsbereiche der wichtigsten Spurenelemente aufgeführt.

Tabelle 30: Günstige Konzentration gelöster Spurenelemente im Anaerobreaktor (ATV-FA 7.5 (1990))

Spurenelement	Konzentrationsbereich [mg/l]
Fe	1 - 10
Ni	0,005 - 0,5
Co	0,0003 - 0,06

Oft gelangen Stoffe ins Abwasser, die die Lebensfunktionen der Bakterien negativ beeinflussen. Bei den anaeroben Mikroorganismen wirken sich folgende Stoffe hemmend oder gar toxisch aus: Sauerstoff, Schwefelverbindungen, organische Säuren, Nitrat- und Ammoniumstickstoff, Schwermetalle, Antibiotika, Detergentien, chlorierte Kohlenwasserstoffe, Cyanide, etc. Die hemmende bzw. toxische Wirkung eines Stoffes ist dabei von seiner Konzentration oder der Dosis abhängig.

5.2.3 Anaerobe Reaktortypen

Ziel aller modernen Anaerobreaktoren ist es, gute Abbauergebnisse bei niedrigen hydraulischen Verweilzeiten (t_h) und großen Raumbelastungen (B_R) bei gleichzeitig hoher Prozessstabilität zu erreichen.

Die Belastbarkeit anaerober Reaktoren ist, im Gegensatz zur aeroben Abwasserbehandlung, nicht von der Zufuhr eines Reagenz, wie z. B. Sauerstoff,

¹ Beim anaeroben Abbau ist der Kohlenstoffanteil als CSB und nicht als BSB5 ausgedrückt, da der BSB5 im aeroben Milieu bestimmt wird und somit keine belastbaren Aussagen zum anaeroben Abbau getroffen werden können.

abhängig, sondern wird durch folgende Faktoren beeinflusst (nach Lettinga und Hulshoff (1988)):

- Menge an im Reaktor zurückgehaltenen Mikroorganismen
- Kontakt zwischen Abwasser und Mikroorganismen (Durchmischung)
- Umsatzrate der einzelnen biologischen Prozesse, die wiederum beeinflusst wird von
- Temperatur, pH-Wert und Abwasserzusammensetzung.

Die wichtigste Aufgabe von Anaerobreaktoren ist es, die Bakterien ausreichend lange im System zu halten, also eine ausreichende Feststoffaufenthaltszeit sicherzustellen. Andernfalls wird die am langsamsten wachsende Bakteriengruppe ausgeschwemmt und der Prozess kommt zum Erliegen. Abbildung 46 gibt einen Überblick über die verschiedenen Methoden der Biomassenanreicherung und den dazugehörigen Reaktoren.

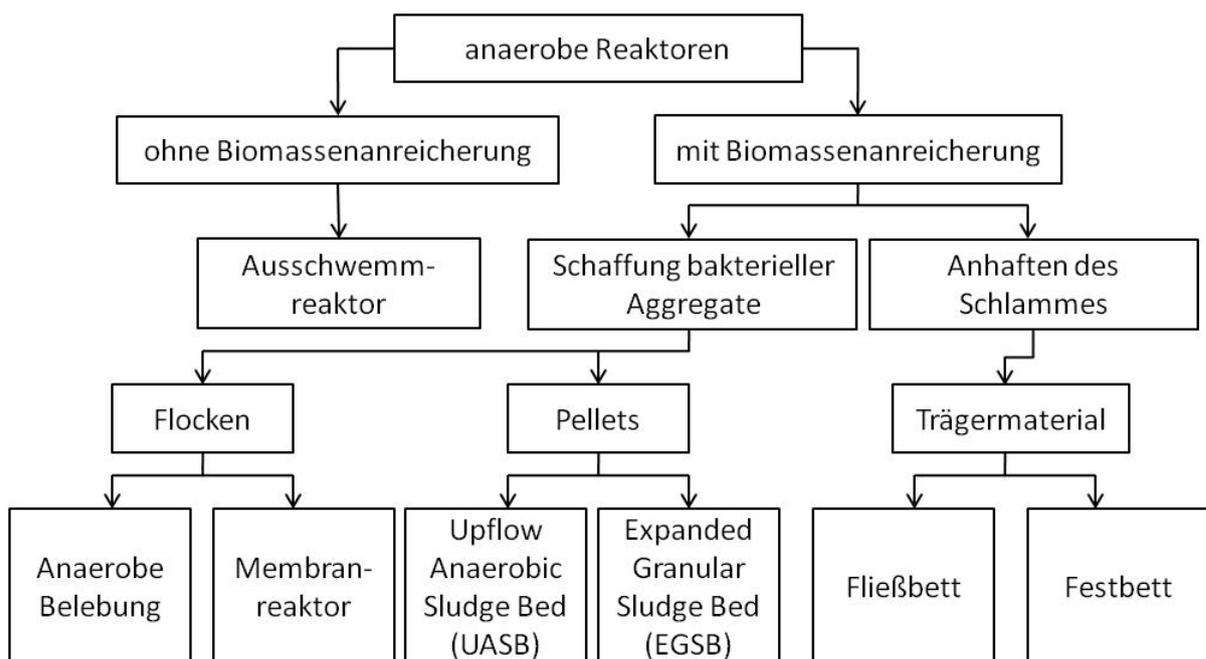


Abbildung 46: Gliederung der Verfahrenstechniken zur anaeroben biologischen Abwasserreinigung (nach Mudrack und Kunst (1994) und ATV-Fachausschuß-7.5 (1990))

Die Reaktoren können auch danach unterschieden werden, ob die Feststoffaufenthaltszeit (t_s , Schlammalter) gleich oder größer ist als die hydraulische Verweilzeit (t_h) ist. Bei volldurchmischten Systemen ist $t_s = t_h$, bei Systemen mit Feststoffrückhalt bzw. -rückführung ist $t_s > t_h$ (z. B. UASB, EGSB, Festbett-Reaktor, Fließbett-Reaktor).

5.2.4 Durchmischer Reaktor mit Rücklauf (Kontaktschlammverfahren)

Moderne Hochleistungsreaktoren müssen durch eine geeignete Durchmischung eine ausreichende Versorgung der aktiven Biomasse mit abbaufähigem Substrat gewährleisten. Abbildung 47 zeigt verschiedene Möglichkeiten, eine solche Durchmischung zu gewährleisten. Gleichzeitig darf die Symbiose zwischen den einzelnen Bakteriengruppen durch eine allzu intensive Umwälzung (Scherbeanspruchung) nicht gestört werden.

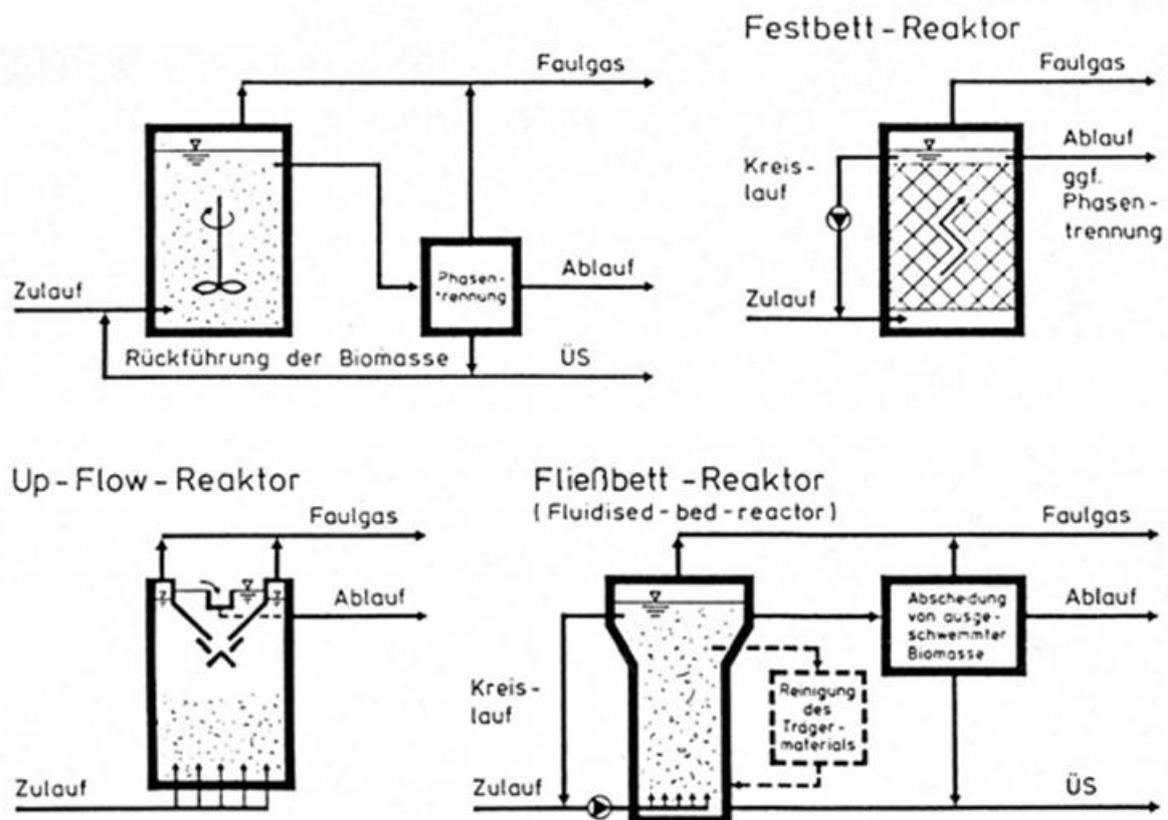


Abbildung 47: Schematische Darstellung einiger Anaerob-Reaktoren (Mudrack und Kunst (1994))

Die Umsatzrate der einzelnen biologischen Prozesse ist abhängig von der Abwassertemperatur und der Temperatur im Reaktor, dem pH-Wert, dem C:N-Verhältnis, dem Feststoffgehalt im Reaktor und der Abwasserzusammensetzung. Unter ungünstigen Bedingungen ist die Umsatzrate gering bzw. kommt sogar ganz zum Erliegen.

5.2.5 Verfahrensweisen

Man unterscheidet einstufige und zweistufige Verfahrensweisen. Bei der einstufigen Verfahrensweise findet der biochemische Abbauprozess in einem Reaktor statt. Beim

zweistufigen Abbau wird die Hydrolyse- und Versäuerungsphase von der methanogenen Phase getrennt und der Abbau findet in zwei verschiedenen Reaktoren statt. Die Vor- und Nachteile beider Verfahrensweisen sind stichwortartig in folgender Tabelle 31 zusammengefasst.

Tabelle 31: Gegenüberstellung von Vor- und Nachteilen der ein- und zweistufigen Verfahrensweise (Böhnke et al. (1993))

	Einstufige Verfahren (Einstufige Methanisierung)	Zweistufige Verfahren (Zweistufige Methanisierung)
Vorteile	<ul style="list-style-type: none"> - Geringer Platzbedarf - Einfache Verfahrenstechnik - Geringe Investitionen - Geringere Betriebskosten - Gute Leistungsfähigkeit bei sehr gleichmäßiger Zusammensetzung der Abwasserinhaltsstoffe und –menge 	<ul style="list-style-type: none"> - Bevorzugt einzusetzen bei stark schwankender Abwasserzusammensetzung (Mengen) – individuell optimierbar - Größere Betriebssicherheit - Schnellere Einarbeitung - Höhere Raumbelastung in der Methanstufe - Reduktion pathogener Keime
Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> - Gegensätzlichkeiten können nicht optimiert werden – nur globale Optimierung - Relativ störanfällig - Als „Schwachlast-Anlage“ erfordern sie relativ große Reaktionsvolumina 	<ul style="list-style-type: none"> - Höherer Platzbedarf - Verfahrenstechnisch aufwändigere Anlagenausführung - Höhere Betriebskosten

Der größte Vorteil der zweistufigen Verfahrensweise liegt in der individuellen Optimierbarkeit der jeweiligen Reaktoren. Erste Anhaltspunkte für die Einstellung optimaler Milieubedingungen sind in Tabelle 32 dargestellt.

Tabelle 32: Milieuanforderungen einer zweistufigen anaeroben Verfahrensweise (Weiland (2001))

Einflussgröße	Hydrolyse Versäuerung	Methangärung
Temperatur	25 – 35°C	mesophil: 32 – 42°C thermophil: 50 – 58°C
pH-Wert	5,2 – 6,3	6,7 – 7,5
C:N-Verhältnis	10 : 14	20 : 30
Feststoffgehalt	< 40% TS	< 30% TS
Nährstoffbedarf C:N:P:S	500 : 15 : 5 : 3	600 : 15 : 5 : 3
Spurenelemente	Keine spez. Ansprüche	essentiell: Ni, Co, Mo, Se

5.2.6 Energieaspekte

Der Strombedarf von anaerob betriebenen Reinigungsverfahren für kommunale Abwässer ist im Gegensatz zur Mehrzahl der aeroben Verfahren – insbesondere dem Belebungsverfahren - gering. Beispielhaft stellt folgende Tabelle 33 die Stromverbräuche verschiedener Abwasserbehandlungsverfahren in Entwicklungsländern dar.

Tabelle 33: Strombedarf verschiedener Behandlungsverfahren in Entwicklungsländern (kWh/kg BSB₅ abgebaut) (GTZ/TBW (1998))

UASB + Nachreinigungsteich	Natürlich belüftete Teiche	Belebtschlammverfahren
0,1-0,15	ca. 0,1 - 0,15*	0,8 - 1,0

* Vergleichbar mit UASB + Nachreinigung

5.2.7 Energieerzeugung

Beim anaeroben Abbau entsteht Faulgas, das zu ca. 65 % - 75 % aus dem energiereichen Methan (ca. 90 % der Energie des Ausgangsmaterials) und zu ca. 25 % - 35 % aus Kohlenstoffdioxid und anderen Gasen (z. B. Wasserdampf, Stickstoff, Sauerstoff) besteht (Haandel und Lettinga (1994)). Faulgas ist ein Energieträger mit relativ hohem Heizwert (H_u 18 bis 25 MJ/Nm³), der beispielsweise zur Stromerzeugung in einem BHKW (Blockheizkraftwerk) und zur Wärmeproduktion eingesetzt werden kann. Mit dem produzierten Strom kann beispielsweise die Anaerobanlage betrieben werden, überschüssige Energie (bis zu 2/3) kann abgegeben werden.

Der Methangehalt im Biogas hängt von der Zusammensetzung des Ausgangssubstrates (Kohlenhydrat, Fett, Protein) ab. Tabelle 34 gibt theoretische Werte für Gasertrag, Methangehalt und Energieausbeute in Abhängigkeit vom Ausgangssubstrat an.

Tabelle 34: Maximale Biogasausbeuten bei vollständigem Abbau der organischen Inhaltsstoffe (ATV-A 301 (2003))

Stoffart	Methangehalt [%]	Gasertrag ^{*)} [Nm ³ /kg oTS _{abg}]	Energie [MJ/kg oTR]	Energie [kWh/kg oTR]
Kohlenhydrat	50	0,83	15,1	4,2
Fett	70	1,43	36,0	10,0
Protein	71	0,72	18,4	5,1

^{*)} Werte hängen von der chemischen Zusammensetzung der Kohlenhydrate, Proteine und Fette ab und schwanken entsprechend

Auf den CSB bezogen ergeben sich die in folgender Tabelle 35 überschlägig ermittelten Werte für die Biogas- und Methanproduktion.

Tabelle 35: Faustzahlen für Methan- und Energieproduktion bei der anaeroben Abwasserbehandlung in warmen Klimazonen (GTZ/TBW (1998))

Biogasproduktion	Methanproduktion	Bruttoenergie
0,3 m ³ Biogas/kg CSB _{abgebaut}	0,20 m ³ CH ₄ /kg CSB _{abgebaut}	2,0 kWh/kg CSB _{abgebaut}

Damit wird deutlich, dass die energetischen Vorteile der anaeroben Abwasserreinigung umso stärker werden, je höher die organische Belastung der Abwässer ist.

Methan ist gleichzeitig ein sehr starkes Treibhausgas, dessen Wirkung ca. 25mal höher ist als die von CO₂ (u. a. Bayerisches Landesamt für Umwelt (2008)). Das beim Anaerobverfahren produzierte energiereiche Gas sollte somit möglichst vollständig zur Energiegewinnung genutzt werden. Tabelle 36 stellt spezifische einwohnerbezogene Emissionswerte in CO₂-Äquivalenten gemäß einer Modellrechnung dar.

Tabelle 36: Emissionsverhalten von UASB + Nachreinigungsteichen, Fakultativteichen und Belebtschlammverfahren bei kommunaler Abwasserreinigung in warmen Klimazonen (GTZ/TBW (1998))

	UASB + Nachreinigungsteich			Fakultativteiche	Belebtschlammverfahren	
	+ Gasnutzung	+ Abfackelung	Ohne Gasnutzung		ohne Faulung	+ Faulung und Gasnutzung
CO ₂ Emissionen kg/EG*a	- 3	+ 8	+ 61	+ 8	+ 27	+ 1

5.2.8 Vor- und Nachteile der anaeroben Abwasserbehandlung

Im Folgenden sind die wichtigsten Vor- und Nachteile der anaeroben Abwasserreinigung stichpunktartig aufgeführt.

Vorteile: (Die Vorteile der anaeroben Verfahrensweise sind teilweise Nachteile der aeroben Behandlung)

- Geringer Energieverbrauch und damit geringe Betriebskosten, da eine energieaufwändige Belüftung/ Sauerstoffversorgung entfällt
- Hochlastreaktoren ermöglichen $B_{R,CSB}$ von 20 – 35 kg CSB/(m³*d) und somit kleine Behandlungsvolumina
- Hohe und schlanke Bauform der Hochlastreaktoren (platzsparend)
- Kostengünstige Realisierung und Verfahrensweise
- Um bis zu 90 % geringerer Schlammanfall im Vergleich zu aerober Abwasserbehandlung (van Lier (2008)), damit kein Faulturm notwendig bzw. wesentlich geringere Schlammensorgungskosten
- Direkte Wiedernutzung der behandelten Abwässer z. B. zur Bewässerung in der Landwirtschaft (nährstoffreich)
- Entstehung von energiereichem Biogas (Methangehalt zwischen 60 und 80 % und Heizwert von ca. 6 – 8 kWh/m³ zur thermischen und/ oder elektrischen Nutzung)
- Vor dem Hintergrund steigender Energiepreise wird die Anaerobtechnik an Bedeutung gewinnen

Nachteile:

- Anaerobverfahren ist i. d. R. nur ein Vorbehandlungsverfahren (zu 99 % in Europa)
- Hohe organische Kohlenstoffkonzentration und eine hohe Fracht notwendig für einen optimalen Betrieb
- Geringer Schlammanfall bedeutet lange Phasen der Inbetriebnahme

- Keine Elimination von Stickstoff und Phosphor, sondern lediglich Inkorporation in Biomasse. Damit Verschiebung des C:N-Verhältnisses für nachfolgende Aerobstufe und damit problematische Denitrifikation möglich.
- Empfindlichkeit gegenüber Temperatur, pH-Wert und Belastungsschwankungen sowie hemmenden bzw. toxischen Abwasserinhaltsstoffen oder Zwischenprodukten
- Unter Umständen komplexe Verfahrenstechnik (u. a. wegen verschiedener Biozönosen)

5.3 Anwendung der Anaerobtechnik auf die Behandlung kommunaler Abwässer und Kosten

5.3.1 Internationale Anwendungsgebiete

Der Einsatz der Anaerobtechnik für die Behandlung kommunaler Abwässer beschränkt sich noch größtenteils auf Schwellen- und Entwicklungsländer. Hier gibt es bereits größere Anlagen, die aus dem Entwicklungsstadium hinaus sind (Alaerts et al. (1990), Haandel und Lettinga (1994), GTZ/TBW (1998)). In folgender Tabelle 37 sind exemplarisch einige Anaerobanlagen für die Behandlung kommunaler Abwässer mit Angaben zu Standort, Kapazität, Reaktorgröße und Ablaufwerten aufgeführt.

Die Übersicht macht deutlich, dass der UASB-Reaktor die am weitesten verbreitete Technologie für die Behandlung kommunaler Abwässer ist und besonders bei mittleren und größeren Anlagen mit Abwassertemperaturen über 20° C zum Einsatz kommt. Etwa 75 % der anaeroben Verfahren in dieser Größenordnung sind UASB-Anlagen (GTZ/ TBW (1998)).

Tabelle 37: Große anaerobe Reaktoren zur kommunalen Abwasserreinigung (GTZ/TBW (1998))

Ort	Land	Typ ^A	Betrieb seit	Kapazität in 1.000 E	Reaktorgröße [m ³] ^C	η CSB ^D [%]	HRT [h]	Temp [°C]
Tulare ¹⁾	USA	Teich	1988	ca. 130	116.000	80	168	26
Kanpur ²⁾	Indien	UASB	1989	50-360 ^B	9.000	bis 75	6	20-30
Miyun I	China	HUSB	1990	ca.150 ^B	2•1.600	-	5,1	-
Kunmin	China	HUSB	1991	ca.200 ^B	4•860	-	4,1	-
Mirzapur ²⁾	Indien	UASB	1992	ca.200 ^B	4.800	bis 75	6	20-30
Londrina-N	Brasilien	UASB	1996	400	?	-	-	-
Faridabad II	Indien	UASB	1996	ca.170 ^B	5.625	-	8	-
Faridabad III	Indien	UASB	1996	ca.190 ^B	6.250	-	8	-
Guryaon	Indien	UASB	1996	ca.110 ^B	3.750	-	8	-
Sonipat	Indien	UASB	1996	ca.110 ^B	3.750	-	8	-
Yamunanagar II	Indien	UASB	1996	ca.100 ^B	3.125	-	8	-
Paripat II	Indien	UASB	1996	ca.130 ^B	4.375	-	8	-
Medan	Indonesien	UASB	1996	ca.100 ^B	3.000	-	8	26
Rio Frio ³⁾	Kolumbien	UASB	1996	240	3•3.300	65	5-7	26
Puerta la Cruz	Venezuela	UASB	1997 in Bau	400	2•10.800	-	5	25
Hyderabad	Indien	UASB	1996 im Bau	ca.100 ^B	3.125	-	8	-
Jiaonan	China	HUSB	1996 im Bau	ca.200 ^B	4.800	-	5,8	-
Veracruz ⁴⁾	Mexiko	UASB	1996 im Bau	1100-3500 ^B	5•16.000	-	18	35
Obregon ⁵⁾	Mexiko	Teich	1996 im Bau	2.150	8•10.000	-	16	-
Atuba Sul	Brasilien	UASB	1997 im Bau	580	16•2.000	80	8	-
Babahayo	Equador	UASB	1997 im Bau	110	6.000	-	8	25

A: UASB: Upflow Anaerobic Sludge Blanket; HUSB : Hydrolisis Upflow Sludge Blanket, Teich = abgedeckter Anaerobteich

B: berechnet aus CSB-Fracht und Abwassermenge, 100 l/E•d, bzw. 100 g CSB/E•d

C: Anzahl der Reaktoren • Volumen der Einzelreaktoren

D: CSB-Reinigungsleistung

1): häusliches und Abwasser aus Molkerei und Hühnerzucht, Anaerobteich mit Gaserfassung nach dem ADI-Verfahren

2): häusliches und Abwasser der Leder- und Textilindustrie (Verhältnis ca. 3:1)

3): Erste Ausbaustufe 1989 mit 160 000 E und 6600 m³

4): häusliches und industrielles Abwasser

5): aufwärts durchströmte Anaerobteiche ohne Dreiphasentrennung (Sunwater Systems Inc.) zwei baugleiche Anlagen Obregon-Nord und Obregon Süd mit jeweils der angegebenen Ausbaugröße

Anfängliche Schwierigkeiten mit der Prozessführung von UASB-Reaktoren sind weitgehend ausgeräumt oder inzwischen beherrschbar. Tabelle 38 stellt einen Leistungsvergleich zwischen ausgewählten Abwasserreinigungsverfahren dar.

Tabelle 38: Beispielhafte Werte für UASB-Systeme im Vergleich zu Referenzverfahren (GTZ/ TBW (1998))

	Abbau (%)				Schwebstoffe (TSS) Auslauf mg/l	Gasproduktion* $\ell/(EG \cdot d)$	Schlamm-erzeugung kg TS/kg E_{s+} CSB _{effluent}	Referenz
	BSB ₅	Nkj	N _{tot}	P				
UASB	75-90	ca. 0	ca. 0	ca. 0	ca. 100	19***	0,2-0,4	E
UASB + Nachreinigungsteich*****	bis 98	bis 20	-	-	<30	19***	0,2-0,4	E
Belebtschlammverfahren:								
hoch belastet	90	25	30	45	25	17-35	0,9-1,0	A,B,C
schwach belastet	95	75	55	10-20	10	20	0,5-0,7	A,B,C
Teichsystem*****	80-90**	-	50-90	-	50-75% (Abbau)	0	0,03-0,08 m ³ /E•a	A,B,D

A = Länderbericht Indien des Sektorvorhabens, 1997; B = Metcalf and Eddy (1984); C = STORA (1988); D = Arthur (1983); E = Statusbericht des Sektorvorhabens, 1998.

* ca. 65% CH₄ bei Schlammfäulung, ca. 75% CH₄ bei anaerober Abwasserreinigung; ** L. Sasse geht von einem BSB₅-Abbau von 70-95% aus (DEWATS, Borda, 1998); *** bei 70% CSB-Abbau, **** Verhältnis CSB/BSB₅ = 2-2,5, ***** Ein Teil des BSB und der Schwebstoffe wird in Algen transformiert.

Die BSB₅-Abbauleistung wird mit 75 % - 90 % angegeben. Eindeutige Vorteile der Anaerobtechnik liegen in der verminderten Schlamm-erzeugung und bei der Gasproduktion. Die Tabelle 39 gibt einen Überblick über weitere ausgewählte Kenngrößen und Leistungsdaten von UASB-Reaktoren weltweit.

Tabelle 39: Übersicht über Betriebs-, Bemessungs- und Leistungsdaten von UASB-Reaktoren (Alaerts et al. (1990))

	Bergambacht ¹ The Netherlands	Sao Paulo ² Brazil	Bucaramanga ³ Colombia	Calit ⁴ Colombia	Bombay ⁵ India	Kanpur ⁶ India
	UASB	UASB	UASB	UASB	Anaerobic filter/Upflow sludge bed	UASB
Reactor volume (m ³)	20	120	35	64	200	1,200
HRT (h)	8-15	4,7-9,0	5	6	12	6
Volumetric loading (kg COD/m ³ d)	0,4-0,9	-	-	2 (max)	0,7	-
T (°C)	4-18	21-25	23-27	25	-	> 20
COD/BOD	2-3,5	2	-	2-3	2,5	2,9
BOD removal (%)	24-53	61-80	80	70-90	69-83	65-70
COD removal (%)	24-54	50-70	66	50-75	49-78	62-70
TSS removal (%)	43-64	56-79	70	60-85	68	67-79
P removal (%)	-	3	-	40	-	-
N removal (%)	-	0	-	-	-	-
Effluent						
BOD (mg/L)	40-110	31-59	39	25-45	22-55	50-56
COD (mg/L)	170-303	96-132	145	120-140	92-198	91-103
TSS (mg/L)	43-80	33-61	70	30-60	117	111-165
Nkj	-	26	-	-	-	-
Pathogens/100 mL	-	10 ⁷	-	10 ⁷	-	-
Sludge prod (kg DM/kg COD _{in})	0,17-0,34	0,15-0,20		0,1 kg COD/kg COD _{in} 0,4-0,6 kg DM/kg COD _{in}	-	0,19-0,23 kg DM/m ³

¹ De Man and Lettinga (1987)

² Vieira (1988)

³ Jakma, Collazos and Schellinkhout (1987)

⁴ Haskoning (1989)

⁵ Joshi et al (1989)

⁶ Alaerts et al (1989)

Trotz klimatisch ungünstiger Bedingungen (niedrige Abwassertemperaturen) verzeichnet die Anaerobtechnologie auch in Industrieländern mit knappen Naturressourcen und starkem umweltpolitischen Bewusstsein in den letzten Jahren ein großes Nachfragewachstum im Sektor der Abfall- und Schlammbehandlung. Auf dem Gebiet der Behandlung kommunaler Abwässer hingegen spielt die Anaerobtechnik keine Rolle, wie die folgende Tabelle 40 verdeutlicht. Lediglich als dezentrale Lösung für die Behandlung kleinerer Volumenströme kommt die anaerobe Behandlung in Form von Schlammteichen und Sickerbeeten („Septic Tank“) zum Tragen, allerdings eher mit biologischer Teilreinigung.

Tabelle 40: Anwendungsvergleich der Anaerobtechnologie im Sektor kommunale Abwässer (GTZ/TBW (1998) nach Switzenbaum (1995))

	Kommunale Abwässer		Industrielle Abwässer		Organische Abfälle
	dezentral	zentral	kleine Industrien	große Industrien	kommunale und industrielle
Anwendung in IL	Weit verbreitet V.a. Septic Tanks	Keine Anwendung Wegen niedriger Temperaturen nur Schlammfäulung	Wenig verbreitet Da häufig Anbindung an Kanalisation	Weit verbreitet	Wenig verbreitet Einsatzhäufigkeit steigt
Reifegrad in IL	Hoher Reifegrad Wenig technisierter Lösungen	Nicht vorhanden	Hoher Reifegrad Relativ technisierter und high-tech Lösungen	Hoher Reifegrad Relativ technisierter und high-tech Lö- sungen	Geringer Reifegrad
Anwendung in EL	Weit verbreitet V.a. Septic Tanks, Imhoff Tanks, Ana- erobfilter und zuneh- mend UASB	Wenig verbreitet Aber sehr starke Zunahme, i.d.R. UASB	Wenig verbreitet Wenige Standardlösungen vorhanden	Weit verbreitet Besonders in Asien	Wenig verbreitet Erste Anwendungen gehen in Betrieb, bzw. befinden sich in Bau
Reifegrad in EL	Hoher Reifegrad Wenig technisierte Lösungen	Geringer Reifegrad Wenig technisierte Lösungen	Geringer Reifegrad Wenig technisierter Lösungen	Hoher Reifegrad Relativ technisierter und high-tech Lö- sungen	Geringer Reifegrad Wenig technisierter Lösungen

Neben einem Demonstrationsprojekt in Stuttgart-Knittlingen (siehe Kapitel 5.3.2) ist dem Projektteam derzeit keine weitere Anlage zur anaeroben kommunalen Abwasserreinigung mit Vollreinigung in Deutschland bekannt, obschon eine Vielzahl von Projekten im labor- und halbtechnischen Maßstab in der Literatur dokumentiert sind. So wurde im Labor- und Pilotmaßstab der Leistungsbereich von UASB-Reaktoren zur Behandlung von kommunalem Rohabwasser und vorgeklärtem Abwasser im Temperaturbereich von 14 - 37° C ermittelt (Abdel-Halim (2005)). Im Rahmen des Projektes ANAMEM, einem in Kooperation zwischen der TU München und der Hans Huber AG unter der Gesamtkoordination von Prof. Bischof durchgeführtem Forschungsvorhaben, wird derzeit der Einsatz der anaeroben Membrantechnologie zur Reinigung von kommunalem Abwasser im Pilotmaßstab untersucht und optimiert (Bujalance et al. (2008)).

5.3.2 Nationales Anwendungsbeispiel - Demonstrationsanlage Stuttgart-Knittlingen

In Deutschland wird seit 2004 unter dem Namen DEUS 21 (Dezentrales Urbanes Infrastruktursystem, BMBF-Projekt) unter der Federführung von Prof. Trösch am Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik, Stuttgart, ein Verfahren zur anaeroben Reinigung häuslichen Abwassers erprobt. In einer Pilotanlage, die sich in einem Neubaugebiet im Stadtteil Knittlingen bei Stuttgart befindet, wird das Abwasser der Anwohner durch eine Vakuumanlage gesammelt und einer anaeroben Membranbiologie (Sternad et al. (2007), Fitzke et al. (2003)) zugeführt, die aus den organischen Schmutzstoffen bei niedriger Temperatur Biogas entstehen lässt. Die im Filtrat enthaltenen Stickstoff- und Phosphatverbindungen werden zu Dünger umgewandelt. Aus dem Biogas kann Elektrizität und Wärme gewonnen werden. Ziel der eingesetzten Abwasserreinigungstechnologie ist es, Stoffkreisläufe zu schließen, indem die Inhaltsstoffe des Abwassers zu Wertstoffen umgewandelt werden (Trösch (2006)).

Beschreibung der Demonstrationsanlage:

Die Anlage ist für 350 – 400 EW dimensioniert. Bisher sind 120 EW angeschlossen, davon sind 5 Haushalte mit Vakuumtoilette und Küchenabfallzerkleinerer ausgestattet.

Die eingesetzte Technik zur Abwasserreinigung ist im sogenannten „Wasserhaus“, einem Betriebsgebäude und Informations- und Präsentationzentrum, untergebracht (Abbildung 48):



Abbildung 48: Wasserhaus in Stuttgart-Knittlingen

Das Gesamtabwasser der angeschlossenen Haushalte wird in einer anaeroben Membrananlage gereinigt. Die Biomassekonzentration (Methanbakterien) in der Biologie beträgt ca. 8 – 10 %. Die kohlenstoffhaltigen Abwasserbestandteile (CSB: 1 – 2 g/l) werden zu Biogas umgewandelt. Der Biogasanfall beträgt bei der momentanen Auslastung ca. 2 bis 3 m³/d (dabei: 1 g CSB = 0,3 – 0,4 l Biogas). Bei Vollauslastung sollen ca. 120 m³ Biogas erzielbar sein.

Der Abbaugrad beträgt ca. 90 % (Ablauf-CSB beträgt ca. 80 – 120 mg/l). Die Nährstoffe Stickstoff und Phosphor werden durch Strippung bzw. MAP-Fällung zu einem verwertbaren Düngersalz umgewandelt (Die Produktion ist jedoch z. Zt. noch zu gering und die Herstellkosten für das Düngersalz sind noch sehr hoch).

Eine Übersicht über die einzelnen Verfahrensschritte ist in Abbildung 49 dargestellt.

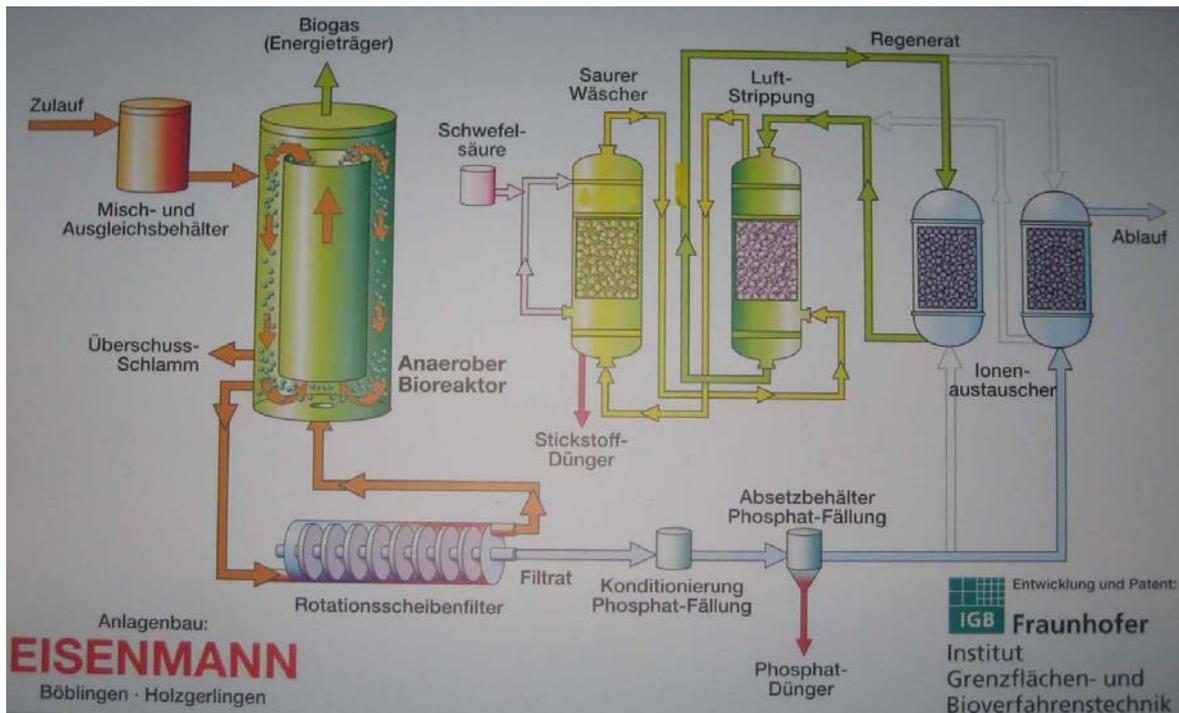


Abbildung 49: Verfahrensschema der anaeroben Abwasserreinigung in Stuttgart-Knittlingen

Die Zulauftemperaturen betragen 15° C im Winter und 20° C - 25° C im Sommer. Die Verweilzeit im anaeroben Bioreaktor beträgt zwischen 12 und 24 Stunden.

Die Biomasse wird durch einen speziell vom Fraunhofer-Institut entwickelten und patentierten Membranfilter im System zurückgehalten (Abbildung 50). Der keramische Rotations-scheibenfilter hat eine Porengröße von 2 µm, einen Durchsatz von 20 l/(m²*h) und eine Standzeit von ca. 1 Jahr. Der Überschussschlammfall ist sehr gering.



Abbildung 50: Keramische Rotationsscheibenfilter (Bellmer Fine Filter)

5.3.3 Eignung kommunaler Abwässer im Hinblick auf ihre anaerobe Behandelbarkeit

Kommunale Abwässer eignen sich in vielerlei Hinsicht für die Anaerobbehandlung. Die Gefahr plötzlicher Schocks durch z. B. toxische Chemikalien im Zufluss ist bei der Behandlung von kommunalem Abwasser als gering einzuschätzen, da kommunales Abwasser in der Regel gut gepuffert und stark verdünnt ist. Die Konzentration von z. B. Giftstoffen in kommunalen Abwässern ist so gering, dass ein negativer Einfluss auf den anaeroben Abbauvorgang nicht zu befürchten ist. Darüber hinaus ist die Nährstoffzusammensetzung in kommunalem Abwasser weitestgehend ausgewogen (im Gegensatz zu der in Industrieabwässern).

Die Herausforderungen, die sich bei der anaeroben Behandlung kommunaler Abwässer ergeben, leiten sich aus den Prozessparametern ab und lassen sich folgendermaßen stichpunktartig zusammenfassen:

- Kommunale Abwässer sind aufgrund der noch mehrheitlich im Mischsystem entwässerten Siedlungsgebiete bzw. wegen hoher Fremdwasserzuflüsse bei der

Trennkanalisation sehr „dünn“ und die organischen Abwasserinhaltsstoffe sowie die im Abwasser enthaltenen Nährstoffe nur gering konzentriert.

- Das „Idealnährstoffverhältnis“ CSB:N:P von 800:5:1 wird mit den herkömmlichen Abwassersammelfahren nicht erreicht.
- Die Zulauftemperaturen liegen, gerade in den Wintermonaten, weit unter dem Temperaturoptimum, was wiederum Auswirkungen auf Verweilzeit und damit Bemessung (und somit Baukosten) hat.
- Anaerob behandeltes Abwasser ist nährstoffreich. Die Nährstoffe müssen in einem nachfolgenden Reinigungsschritt entfernt werden.
- Für eine nachhaltige Abwasserreinigung müssen die Konzentrationen an gelöstem Methan im Ablauf berücksichtigt werden.

6 Deammonifikation

Die Deammonifikation wurde vor etwas mehr als 10 Jahren als Möglichkeit zur Stickstoffentfernung aus dem Abwasser entdeckt und seitdem vor allem an Universitäten (Delft, Hannover und Innsbruck) wissenschaftlich untersucht. Ursprünglich wurde das Verfahren zur Behandlung hoch stickstoffhaltiger Abwässer ($> 500 \text{ g/l NH}_4\text{-N}$), wie sie beispielsweise bei industriellem Abwasser auftreten können, entwickelt. Für das vorliegende Forschungsvorhaben ist insbesondere zu prüfen, ob und an welchen Stellen die Deammonifikation auf kommunalen Kläranlagen umgesetzt werden kann.

6.1 Definition

Bei der Deammonifikation werden in einer ersten Stufe ca. 50 - 60 % des anfallenden Ammoniumstickstoffs bis zum Nitrit abgebaut. In der zweiten Stufe wird mit Hilfe von Anammox-Bakterien der restliche Ammoniumstickstoff mit Hilfe des Nitrits als Elektronenakzeptor in gasförmigen Stickstoff umgewandelt.

Mit Hilfe von aeroben Nitrifizierern wird zunächst das Ammonium bis zum Nitrit abgebaut (siehe Abbildung 51). Hierbei dürfen sich im weiteren Verlauf auf keinen Fall Nitritoxidierer (NOB) bilden, da das dann entstehende Nitrat nur durch die klassische heterotrophe Denitrifikation abgebaut werden kann. Eine Nitritoxidation wird z. B. dadurch verhindert, dass die Alkalinität nach der Umwandlung der Hälfte des Ammoniums nahezu aufgebraucht ist, was zu einem Absinken des pH-Wertes führt (Jetten et al. (2002)). In der zweiten Stufe wird mit Hilfe von Anammox-Bakterien der restliche Ammoniumstickstoff mit Hilfe des Nitrits als Elektronenakzeptor in anoxischem Milieu in gasförmigen Stickstoff umgewandelt. Dazu wird berichtet, dass der Prozess bei Sauerstoffkonzentrationen von $0,05 - 0,1 \text{ mg/l}$ bereits zum vollständigen Erliegen kommen kann (Thöle et al. (2005)). Als Zwischenprodukt wird zunächst Hydroxylamin gebildet und dieses mit Ammonium zu Hydrazin und Wasser umgewandelt.

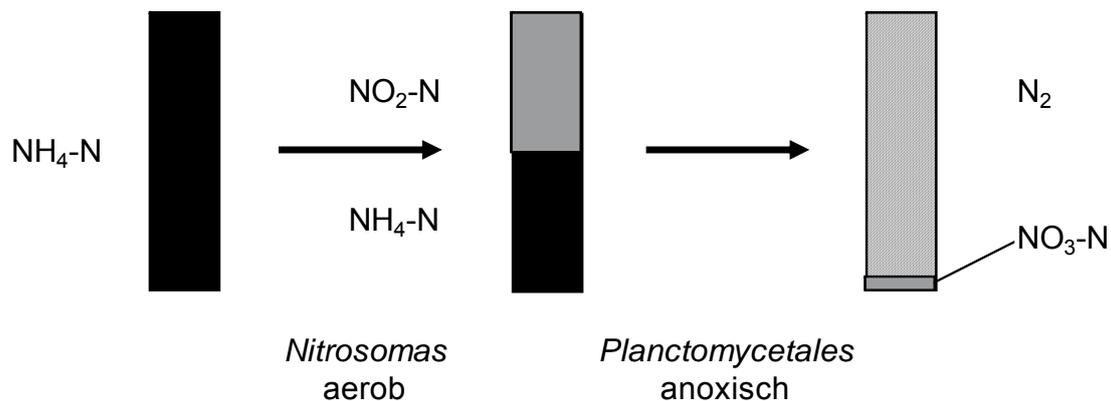


Abbildung 51: Deammonifikation (Thöle et al. (2005))

Bisher wurden drei Arten von Anammox-Bakterien gefunden:

- *Candidatus Brocadia anammoxidans*
- *Candidatus Kuenenia stuttgartiensis*
- *Candidatus Scalindua sorokinii* (in marinen Ökosystemen)

Brocadia anammoxidans (siehe Abbildung 52) wurde nach dem Ort der Pilotanlage von Mulder (Brocadia) benannt (Jetten et al. (2002)). „Anammoxidans“ spiegelt die einzigartigen, den Stoffwechsel betreffenden Eigenschaften des Bakteriums, wider: geringer Sauerstoffbedarf und hohe Stickstoffeffizienz. *Brocadia anammoxidans* ist dem Erbgut nach eindeutig ein Bakterium. Es besitzt jedoch eine Organelle, wie sie eigentlich nur in komplizierter aufgebauten Eukaryonten (Einzeller mit Zellkern, z. B. Pilze) zu finden ist. Das Bakterium ist den Planctomyceten zuzuordnen. Die ungewöhnlichste Eigenschaft des Bakteriums ist sein Stoffwechsel. Es nutzt die so genannte Anammox-Reaktion, bei der Ammoniak (NH_3) unter anaeroben Bedingungen mit Nitrit zu molekularem Stickstoff (N_2) oxidiert wird, zur Energiegewinnung. Als Zwischenprodukt entsteht hoch giftiges Hydrazin, das als leistungsfähiger Raketentreibstoff gilt und von keinem anderen Lebewesen hergestellt wird. Vermutlich verwenden die Bakterien diese Substanz, um die Anammox-Reaktion aufrecht zu erhalten. Das Ammoniak wird in einer Organelle, dem sog. Anammoxosom, verarbeitet. Da dieses eine außergewöhnlich dicke Membran hat, bleibt das giftige Hydrazin dort gefangen und hat keine toxische Wirkung auf die Zelle.

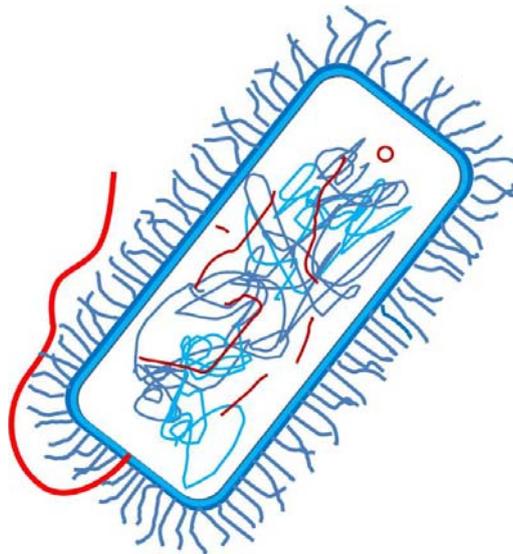


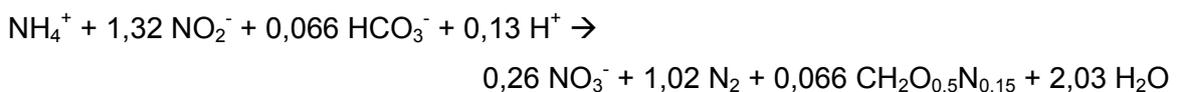
Abbildung 52: Brocadia anammoxidans

(<http://www.ncbi.nlm.nih.gov/sites/entrez?db=genomeprj&cmd=search&term=Candidatus%20Brocadia%20anammoxidans>; Stand: 15.10.2008)

Kuenenia stuttgartiensis ist *Brocadia anammoxidans* sehr ähnlich: Die Bakterien haben dieselbe Zellstruktur und produzieren Hydrazin mittels exogenem Hydroxylamin.

Bereits geringe Mengen an Sauerstoff verhindern die Anammox-Aktivität der *Brocadia anammoxidans*. Aerobe Ammonium-Oxidierer hingegen sind bekannt als fakultativ-aerob (Jetten et al. (2002)).

Die chemische Reaktion, die mit Hilfe der Bakterien abläuft, ist der folgenden Formel 10 zu entnehmen:



Formel 10: Anammox-Reaktion

Nitrit ist bei Konzentrationen von über 50 – 150 mg/l gegenüber Anammox-Bakterien toxisch und stoppt umgehend den Prozess (van der Star et al. (2007)).

Das Verfahren zur Deammonifikation kann nach einer Einfahrphase von mehreren Monaten bis zu ein paar Jahren dauerhaft und effizient installiert werden. Voraussetzung dafür ist, dass keine Hemmung der Reaktion durch Nitrit auftritt und der Biomasserückhalt sichergestellt werden kann.

6.2 Geschichte

Bereits 1890 wurde von Winogradsky die aerobe Oxidation von Ammonium durch nitrifizierende Bakterien entdeckt. Die Untersuchung der biochemischen Prinzipien des Prozesses erfolgte 1926 durch Kluyver & Donker (Jetten et al. (2002)).

Bis in die 1970er Jahre konnte Ammonium nur unter oxidischen Bedingungen und somit nur mit molekularem Sauerstoff oxidiert werden. Bereits 1977 sollte Nitrit oder Nitrat statt Sauerstoff als Elektronenakzeptor verwendet werden. Es dauerte jedoch noch weitere 10 Jahre, bis diese „Lithotrophen, die von der Natur vermisst werden“, gefunden wurden (van der Star et al. (2007)).

Ein experimenteller Nachweis der anaeroben Ammoniumoxidation mit Nachweis der mikrobiellen Eigenschaften des Prozesses wurde von Mulder 1995 bzw. 1992 durchgeführt. Dabei wurden Nitrit als Elektronenakzeptor und Hydroxylamin sowie Hydrazin als wichtige Zwischenprodukte erkannt (van der Star et al. (2007)).

Bereits erste Untersuchungen zeigen, dass die Wachstumsrate der Bakterien, die zur Deammonifikation dienen, sehr gering ist (Verdopplungsrate mehr als drei Wochen). Deshalb wurden Reaktorsysteme mit effizientem Biomasserückhalt eingeführt, um genug Biomasse zu erzielen. Beispielsweise wurde der SBR (Sequencing Batch Reactor) für die quantitative Beurteilung der Anammox-Bakterien herangezogen (van der Star et al. (2007)).

6.3 Systeme

Grundsätzlich kann die Deammonifikation über ein bzw. zwei Reaktoren veranlasst werden. Die Nitrifikation (Ammonium → Nitrit) erfolgt dabei entweder mit suspendierter Biomasse oder über Diffusion in einen Biofilm. Für die zweite Stufe der anaeroben Ammoniumoxidation liegen weitestgehend nur Erfahrungen mit Biofilmsystemen (Moving Bed) und granuliertem Schlamm (Airlift-Reaktor) vor (Beier et al. (2008)).

Der Vorteil von als Granula ausgebildeten Biofilmen ist eine deutliche Erhöhung der Raumumsatzleistung durch eine erheblich größere Biofilmoberfläche (ca. 3.000 m²/m³) im Vergleich zu Reaktoren mit aus Trägermaterial kultivierten Biofilmen (200 m²/m³) (Abma et al. (2006)).

Um beide Prozesse (1. Ammonium → Nitrit und 2. Ammonium + Nitrit → Stickstoff) unter jeweils optimalen Milieubedingungen betreiben zu können, erfolgt in zweistufigen Anlagen die Oxidation des Ammoniaks zu Nitrit getrennt von der anaeroben Ammoniumoxidation. Dieses Verfahrenskonzept führt meist zu höheren Umsatzraten der Einzelprozesse. Aufgrund der hohen Nitritkonzentrationen in der ersten Stufe muss die Beschickung der zweiten Stufe äußerst sensibel erfolgen.

Bei einstufigen Anlagen erfolgen Nitritation und anaerobe Ammoniumoxidation (Anammox) in einem Reaktor. Der zusammengefasste Prozess wird als Deammonifikation bezeichnet. Anoxische Zonen werden entweder durch eine zeitliche Begrenzung der Belüftung oder in tieferen Schichten durch Sauerstofflimitierung geschaffen (Beier et al. (2008)).

Man unterscheidet nach van der Star et al. (2007) folgende Begriffe (keine einheitliche Terminologie):

- Anammox-Prozess: anoxische Kombination aus Ammonium und Nitrit, um gasförmigen Stickstoff zu produzieren
- Ein Reaktor Nitritation-Anammox: Nitritproduktion und Anammox-Prozess in einem (belüfteten) Reaktor
- Zwei Reaktoren Nitritation-Anammox: für die partielle Ammoniumoxidation von Nitrit, gefolgt von einem anoxischen Reaktor, in dem nur der Anammox-Prozess stattfindet
- Ein Reaktor Denitrifikation-Anammox: für den anoxischen Prozess Denitrifikation von Nitrat zu Nitrit kombiniert mit dem Anammox-Prozess; Ursprüngliche Prozess-Gestaltung, in der der Anammox-Prozess entdeckt wurde (Mulder et al. (1995))
- Anammox-Reaktor für den Reaktor, in dem nur der Anammox-Prozess stattfindet

Die Unterschiede verschiedener Systeme zur Deammonifikation sind in der folgenden Tabelle 41 in Abhängigkeit der jeweiligen Reaktoranzahl und der Art des Stickstoffabbaus mit den jeweiligen Fachbegriffen zusammengefasst:

Tabelle 41: Systeme zur Stickstoffentfernung (Jetten et al. (2002))

System	Sharon (=Single reactor system for High activity Ammonia Removal Over Nitrite, teilweise Nitrifikation)	Anammox (anaerobe Ammonium-oxidation)	CANON (völlig autotrophe Ammonium-entfernung über Nitrit)	Nitrifikation - Denitrifikation
Anzahl der Reaktoren	1	1	1	2
Zulauf	Abwasser	Ammonium – Nitrit-Mischung	Abwasser	Abwasser
Ablauf	NH_4^+ , NO_2^-	N_2 , NO_3^-	N_2 , NO_3^-	NO_3^- , N_2O , N_2
Bedingungen	Oxisch	Anoxisch	Begrenzter Sauerstoff	Oxisch, anoxisch
Sauerstoffbedarf	Gering	Nein	Gering	Hoch
pH-Regulierung	Nein	Nein	Nein	Ja
Biomasse-Rückhalt	Nein	Ja	Ja	Nein
CSB-Bedarf	Nein	Nein	Nein	Ja
Schlammanfall	Gering	Gering	Gering	Hoch
Reaktorkapazität [kg N/(m ³ *d)]	1	6-12	1-3	0,05-4
Bakterien	Aerobe NH_4^+ Oxidierer	Planctomyceten	Aerobe NH_4^+ Oxidierer + Planctomyceten	Nitrifizierer + diverse heterotrophe

Für den Betrieb der Reaktoren ist grundsätzlich zu berücksichtigen, dass Nitritoxidierer (beispielsweise durch Auswaschen oder durch Veratmung) aus dem System ausgeschlossen werden müssen. Wenn der Zulauf nicht die geforderte Alkalinität wie Industrieabwasser hat, ist eine Anpassung des pH-Wertes erforderlich (Jetten et al. (2002)).

Wichtig für die Implementierung von SHARON-Anammox und CANON sind nach Jetten et al. (2002) effektives online-Monitoring der Stickstoffkomponenten, effizienter Biomasserückhalt, guter Ausgleich zwischen aerober und anaerober Ammoniumoxidation und Langzeitstabilität des Prozesses.

6.4 Großtechnische Anlagen

In immer mehr Anlagen kommt die Deammonifikation derzeit großtechnisch zum Einsatz. Einige dieser Beispiele, die zum Teil im Rahmen des Forschungsvorhabens besucht wurden, werden im Folgenden vorgestellt:

6.4.1 Kläranlage Hattingen (Ruhrverband, Essen)

Auf der Kläranlage Hattingen (100.000 EW) ist eine großtechnische Anlage mit dem sog. KALDNES®-Schwebebettverfahren (Moving Bed) zum Abbau des Ammoniums aus dem Prozesswasser sowie dem Sickerwasser einer benachbarten Deponie installiert. Die Kunststoffträgererelemente (siehe Abbildung 53) mit stabilem Innenkreuz weisen zur problemlosen Umwälzung eine Dichte auf, die ähnlich der von Wasser ist. Die rechnerische Oberfläche liegt bei $750 \text{ m}^2/\text{m}^3$, der Füllgrad liegt bei 40 % (Thöle et al. (2005)).

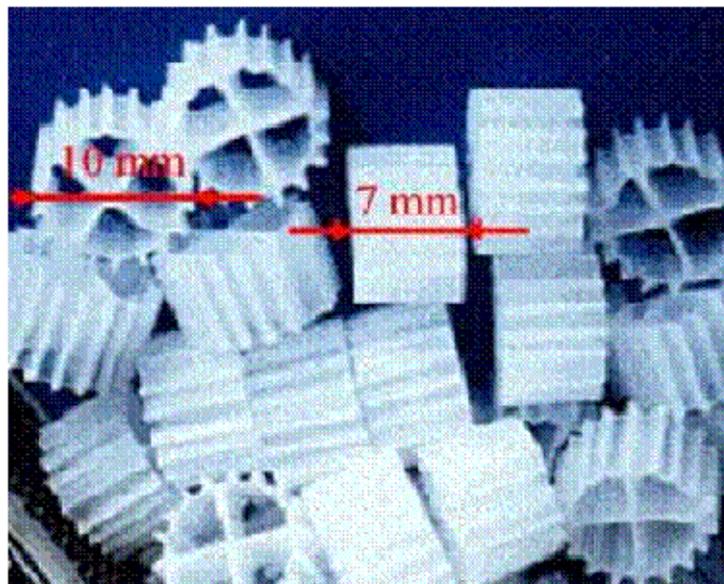


Abbildung 53: Trägermaterial KALDNES®

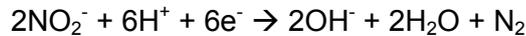
(<http://www.araschoenenwerd.ch/Biologie/Kaldnes.htm>; Stand: 11.10.2008)

Drei der insgesamt fünf Becken dienten zunächst der Nitritation/ Denitritation, wobei zwei zur Nitritation belüftet und eins zur Denitritation anoxisch betrieben wurden (Thöle et al. (2005)).

Nitritation/ Denitritation (siehe Formel 11 und Formel 12) ist eine Verfahrensmodifikation der Nitrifikation/ Denitrifikation, bei dem der Abbauweg verkürzt und die Oxidation des Ammoniums beim Nitrit abgebrochen wird (<http://www.lwr.kth.se/Forskningsprojekt/Polishproject/JPS3s65.pdf>; Stand: 29.10.2008):



Formel 11: Nitritation



Formel 12: Denitritation

Aufgrund verschiedener Wachstumsraten der Nitrifikanten können bei geringem Schlammalter (< 4 d) und hohen Temperaturen die Nitritoxidierer für die Nitratation aus dem System ausgeschwemmt werden, so dass nur die Umwandlung des Ammoniums in Nitrit stattfindet. Das gebildete Nitrit wird in einem zweiten Schritt, der Denitritation, durch heterotrophe Mikroorganismen unter der Verwendung von Kohlenstoff zu molekularem Stickstoff reduziert. Mit diesem Verfahren können bereits wesentliche Kosten- und Energieeinsparungen im Vergleich zur Nitrifikation/ Denitrifikation erzielt werden, da etwa 25 % des Sauerstoffbedarfs und 40 % des Kohlenstoffbedarfs eingespart werden können (Beier et al. (2008)).

Im Vergleich hierzu ist das System zur Deammonifikation, auf das in einem weiteren Schritt umgestellt wurde, ein System mit extrem langsam wachsenden autotrophen Bakterien, das zudem keinen zusätzlichen Kohlenstoff für die Reaktion benötigt. Der Reaktor zur Deammonifikation der großtechnischen Anlage auf der Kläranlage Hattingen ist für einen mittleren Durchfluss von 200 m³/d und eine Stickstofffracht von 120 kg/d ausgelegt. Die angestrebte Eliminationsleistung lag bei 80 % und wurde mit 89 % sogar noch übertroffen. Die Belüftung erfolgt in 20 – 40 Minuten langen Intervallen in Abhängigkeit von der Temperatur, während die Belüftungspausen 20 Minuten dauern. Die Temperatur liegt bei 25° C, wobei bei einer Absenkung der Temperatur die Umsatzleistung und damit auch die Eliminationsleistung erwartungsgemäß abnehmen.

6.4.2 Kläranlage Strass (mit Universität Innsbruck, Österreich)

Seit 1996 wird in der Kläranlage Strass (200.000 EW) Prozesswasser aus einer Faulschlammwässerung in einem einstufigen großtechnischen SBR (Nitritation/ Denitritation) mit intermittierender Belüftung behandelt.

Ziel einer neuen Prozessentwicklung mit Deammonifikation war es, die Ressourcennachfrage zu reduzieren, ohne die bewährte Robustheit des Behandlungssystems zu gefährden. Die Anreicherung der für die Prozessumstellung erforderlichen langsam wachsenden Anammox-Biomasse (*Brocadia anammoxidans*) erfolgte stufenweise. Die Phase der Anreicherung dauerte zwei Jahre, die eigentliche Anlaufphase begann noch ein halbes Jahr später – Ende 2004. Die Farbe des Anammox-

Schlamm änderte sich zu diesem Zeitpunkt von bräunlich zu charakteristischem Rot. Die mittlere täglich gemessene Ammoniumelimination liegt in dem SBR mit einem Volumen von 500 m³ bei 90,3 % ± 2,95 %, die Zulaufcharge beträgt 300 – 400 kg N/d. Die totale Stickstoffentfernungsrates ist nur geringfügig niedriger (85,8 % ± 4,93 %). Grundsätzlich fallen bei der Deammonifikation neben elementarem Stickstoff (89 %) auch noch 11 % Nitrat-N an. In Abhängigkeit von der Menge an abbaubarem CSB im Prozesswasser kann das Nitrat jedoch teilweise denitrifiziert werden. Die erwartete Erhöhung des Schlammindex durch Unterbrechung der Zugabe des Primärschlamm trat tatsächlich auf.

Die einzelnen Belüftungsintervalle werden über den pH-Wert gesteuert. So lange belüftet wird, überwiegt die Nitritation. Sobald der untere pH-Schwellenwert erreicht ist, bricht die Belüftung ab und die Anammox-Reaktion beginnt. Der Sollwert für den Sauerstoff ist mit 0,3 mg/l sehr niedrig. Folgende drei wesentlichen Steuerungsziele sind dabei zu berücksichtigen (Wett (2008)):

- Kontrolle der Nitritkonzentration im Reaktor
- Repression der Nitritoxidierer durch Abbruch der Belüftung nach dem ersten Oxidationsschritt und relativ hohe NH₃-Konzentrationen
- Kontrolle des CO₂-Strippens zur Sicherstellung der Kohlenstoffversorgung der Bakterien

Der Energieverbrauch der Anlage, der sich vor allem aus der Belüftung ergibt (mischen und pumpen), liegt bei maximal 1,2 kWh/kg N_{eli}. Im Vergleich dazu wurden zuvor unter Verwendung der Nitritation/ Denitritation 2,9 kWh/kg N_{eli} aufgewendet. Unter anderem durch die Umstellung der Prozesswasserbehandlung auf die Deammonifikation und Co-Vergärung in der Anaerobstufe konnte auf der Kläranlage Strass eine Energieautarkie erzielt werden. Der entstehende Energieüberschuss von 8 % wird als erneuerbare Energie in das öffentliche Elektrizitätsnetz eingespeist (Wett (2008)).

In der folgenden Abbildung 54 ist eine Übersicht über die potenziellen Wärme- und thermischen Energieinhalte im Abwasser im Vergleich zu den Energieflüssen zwischen den Flüssigkeiten, Feststoffen und der Kraft-Wärme-Kopplung für die Kläranlage Strass aufgezeigt, wobei zu beachten ist, dass nur 12 % der Wärmeenergie tatsächlich für die Belüftung des Reaktors benötigt werden.

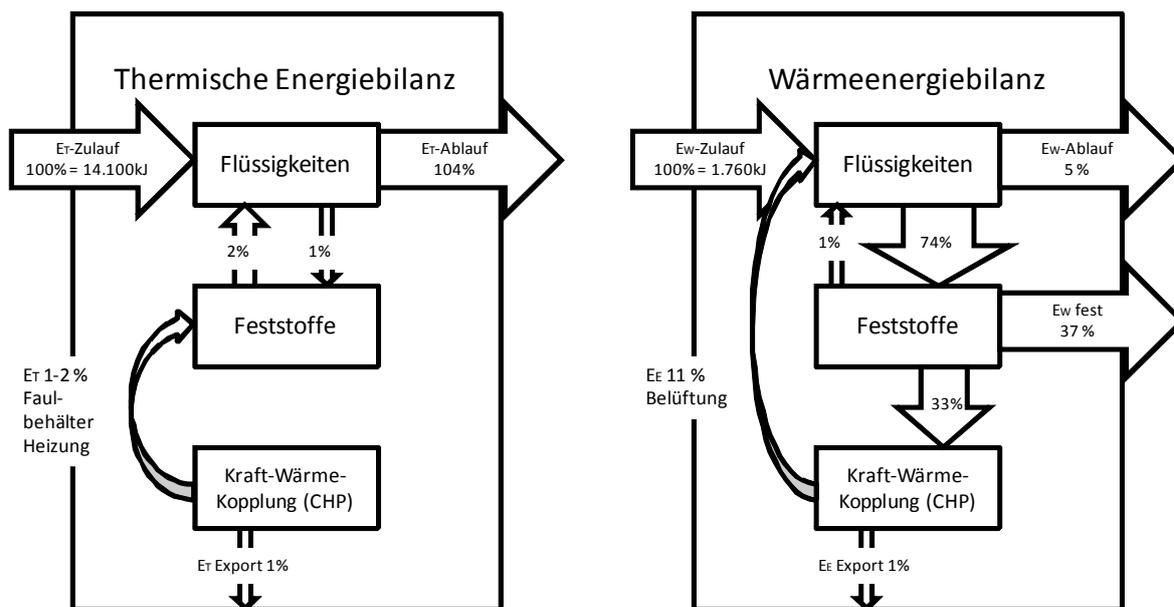


Abbildung 54: Fließschema der potenziellen Wärme- und thermischen Energieinhalte für die Kläranlage Strass im Abwasser im Vergleich zu den Energieflüssen zwischen den Flüssigkeiten, Feststoffen und der Kraft-Wärme-Kopplung bezogen auf Einwohnergleichwerte und Tag (Wett (2007))

Nach Umstellung der Anlage auf Deammonifikation konnte auf die Kohlenstoffdosierung, die bei einer klassischen Denitrifikation mit heterotrophen Organismen erforderlich ist, völlig verzichtet und der Schlamm den Faultürmen zugeführt werden, in denen sich das Biogaspotenzial beim anaeroben Abbau um ca. 7 % erhöht hat (Wett (2008)).

Die Biologie der Kläranlage Strass teilt sich in zwei Stufen. Zunächst wird das mechanisch vorgereinigte Abwasser mit Primärschlamm im Verhältnis 1:1 vermischt und dann der ersten Stufe, die als hochbelastete aerobe Biologie konzipiert ist, zugeführt (Beckenvolumen: 644 m³). Hier werden vor allem leicht abbaubare Kohlenstoffverbindungen entfernt (bis zu 60 % der CSB-Fracht), bzw. schwerer abbaubare Verbindungen aufgespaltet und so für die nächste Reinigungsstufe leichter zugänglich gemacht. Des Weiteren können in dieser Stufe Belastungsspitzen abgepuffert werden, was sich positiv auf den Betrieb der zweiten biologischen Reinigungsstufe auswirkt. Die zweite Stufe der Biologie beinhaltet die Schwachlastbiologie, die aus vier Becken mit einem Gesamtvolumen von 10.456 m³ besteht, von denen je zwei Becken in Serie geschaltet sind. Sowohl die Größe des Belüftungsbereiches als auch die Dauer der intermittierenden Belüftung wird über die Ammonium-Onlinemessung im Ablauf der Belebung gesteuert. Die Schwachlastbiologie wird mit vorgeschalteter Denitrifikation betrieben (<http://www.cyklar.ch/DOWNLOADS/Aachen%20Hell-Wett%202006-11.pdf>; Stand: 6.11.2008).

In der folgenden Abbildung 55 ist die Kohlenstoffbilanz der gesamten Kläranlage Strass, basierend auf einer zweiwöchigen Messperiode im Sommer 2004, dargestellt:

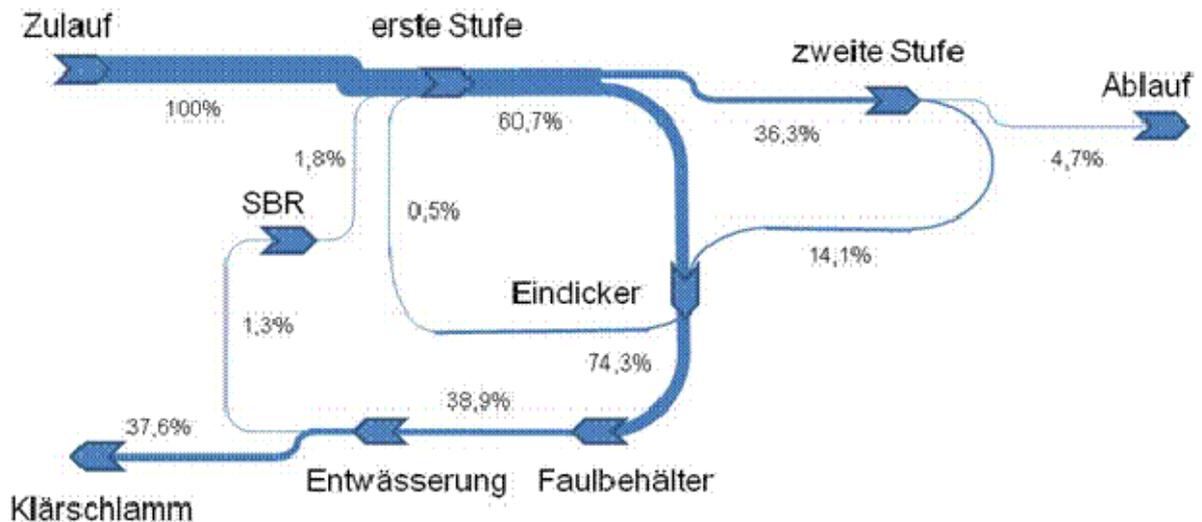


Abbildung 55: Kohlenstoffbilanz der Kläranlage Strass auf Basis einer zweiwöchigen Messperiode im Sommer 2004 (Wett (2007))

6.4.3 Kläranlage Sluisjesdijk (Rotterdam, Niederlande)

Im Jahr 2002 wurde in der Kläranlage Sluisjesdijk (ca. 620.000 EW) die erste großtechnische Anlage zur Deammonifikation von Prozesswasser gebaut. Heute ist die Anlage in vollem Betrieb. Der Reaktor (siehe Abbildung 56) mit zwei Kammern, der ein Volumen von 70 m³ hat, kombiniert einen hohen Zulauf mit starkem Biomasserückhalt – Eigenschaften, die er mit anaeroben Abwasserreinigungen gemeinsam hat (van der Star et al. (2007)). Die Anlage wurde mit nitrifizierendem Schlammwasser aus der Kläranlage Rotterdam-Dokhaven geimpft, wobei das Inokulum ein Schlammalter von 7 Tagen hatte. Der untere Teil des Reaktors wird sowohl mit Prozesswasser als auch mit Gas aus dem oberen Teil des Reaktors beschickt. Am unteren Ende des unteren Teils erfolgt der Zulauf.

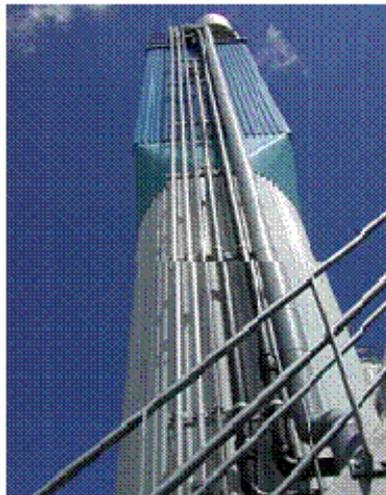


Abbildung 56: Großtechnischer Reaktor in Sluisjesdijk (van der Star et al. (2007))

Geplant wurde der Reaktor für einen Zulauf von 500 kg N/d, durchschnittlich werden dem Reaktor jedoch nun täglich 700 kg Stickstoff zugeführt. Der Schlamm wird bei einer Aufenthaltszeit von 30 Tagen und einer Temperatur von 32 - 33° C in der Kläranlage angedickt und aufgeschlossen. Der zentrifugierte Rest wird entweder erhitzt oder gekühlt und in den SHARON-Reaktor zur Nitritation gegeben. Die Temperatur liegt in diesem Reaktor, der sowohl mit Nitrifikation/ Denitrifikation als auch nur Nitrifikation gefahren werden kann, bei 33° C. Sowohl die Temperatur als auch die Leitfähigkeit und der pH-Wert werden mittels Sensoren, die im unteren Bereich der Anlage installiert sind, gemessen. Der Sensor für die pH-Wert-Messung wird alle zwei Monate kalibriert. Die Werte werden zur weiteren Auswertung über 24 Stunden gemittelt. Der Ablauf des Reaktors wird zurück in die Kläranlage geführt. Pro Tag werden in etwa 10 m³ Stickstoffgas pro m³ Reaktorvolumen produziert (van der Star et al. (2007)). Die Gesamtabbaurate für Ammonium liegt für diese Anlage bei 94 % (van Haandel und van der Lubbe (2007)).

6.4.4 Kläranlage Werdhölzli (Zürich, Schweiz)

Der Abwasseranfall in der Kläranlage Werdhölzli beträgt 70 bis 90 Mio. m³ pro Jahr (ca. 670.000 EW). Aus dem Rücklaufwasser, das sich aus Faulwasser aus dem Faulturn und Zentratwasser aus der Kammerfilterpresse (insgesamt 1800 m³/d mit einer Konzentration von 600 mg/l NH₄-N) zusammensetzt, erfolgt die Stickstoffelimination mittels des sog. „PNAA“-Verfahrens (Partielle Nitritation/ Anaerobe Ammoniumoxidation). 1800 m³/d Rücklaufwasser entsprechen ca. 25 % des Kläranlagenzulaufs.

Der Grund für die Installation des sog. PNAA-Verfahrens war die erhoffte Kosteneinsparung. Zum Zeitpunkt der Besichtigung der Anlage im November 2008 konnte

noch nicht abgeschätzt werden, wie hoch die Energieeinsparung ist, diese wird im Jahr 2009 untersucht.

Die Umstellung auf das PNAA-Verfahren erfolgte in verschiedenen Schritten: Zunächst erfolgte während einer viermonatigen Dauer eine Auswaschung mit einem Schlammalter von vier Tagen. Mit Hilfe von 40 m³ Impfschlamm aus der Kläranlage St. Gallen wurde auf eine funktionierende Nitritation/ Denitritation umgestellt. Wichtig während dieser Anfahrphase war es, dass kein Nitrit akkumulierte, dazu wurde stets die Nitritkonzentration überwacht.

Der Betrieb der Anlage erfolgt in verschiedenen Phasen. Für die intermittierende Betriebsweise gilt:

- Nur Beschicken
- Belüften
- Mischen
- Nachbelüften
- Sedimentieren
- Abziehen
- Pause

Dabei kann jeder Schritt zeitlich definiert werden, die Anzahl der Wiederholungen der Zyklen muss bestimmt werden. Pro Tag werden 3 Zyklen gefahren.

Das PNAA-Verfahren läuft, wie der Abbildung 57 zu entnehmen ist, in zwei geschlossenen Reaktoren ab. Je Reaktor liegen zwei Sätze Belüftungsgitter vor. Der Reaktor 1 ist ein SBR, der mit folgendem Zyklus gefahren wird: Pumpen, Belüften (ca. 30 Minuten, fest), Mischen (ca. 20 Minuten, fest), danach: Sedimentieren, Abziehen, Pause. Beim Reaktor 2 hingegen dauert die Phase der Belüftung fünf Stunden. Die Reaktionen laufen simultan ab. Die Deammonifikation wird – je nach Einstellung - bei 30 mg/l Ammonium bzw. auch höher im vollaufmischen Reaktor abgebrochen. Somit wird die Reaktion (Belüften/ Rühren) unterbunden und der Zyklus geht in die Sedimentation.



Abbildung 57: Reaktoren PNAA Werdhölzli (ERZ (2008))

Zunächst wurde eine externe C-Quelle zur Sicherheit installiert (falls die Deammonifikation nicht funktioniert). Diese wird nicht mehr benötigt.

Eine zeitweise starke Schaumbildung kann durch Besprühen bekämpft werden. Der Prozess kann über die elektrische Leitfähigkeit kontrolliert und gesteuert werden. Die Leitfähigkeit sinkt mit dem Abbau des Ammoniums zum molekularen Stickstoff.

Da der Prozess exotherm abläuft, sinkt die Temperatur während der Nitritation zunächst, um dann während der anaeroben Ammoniumoxidation wieder anzusteigen. Die Temperatur des Abwassers liegt während des gesamten Prozesses immer in etwa bei 30° C (siehe beispielhaft für intermittierende Belüftung Abbildung 58 und Abbildung 59).

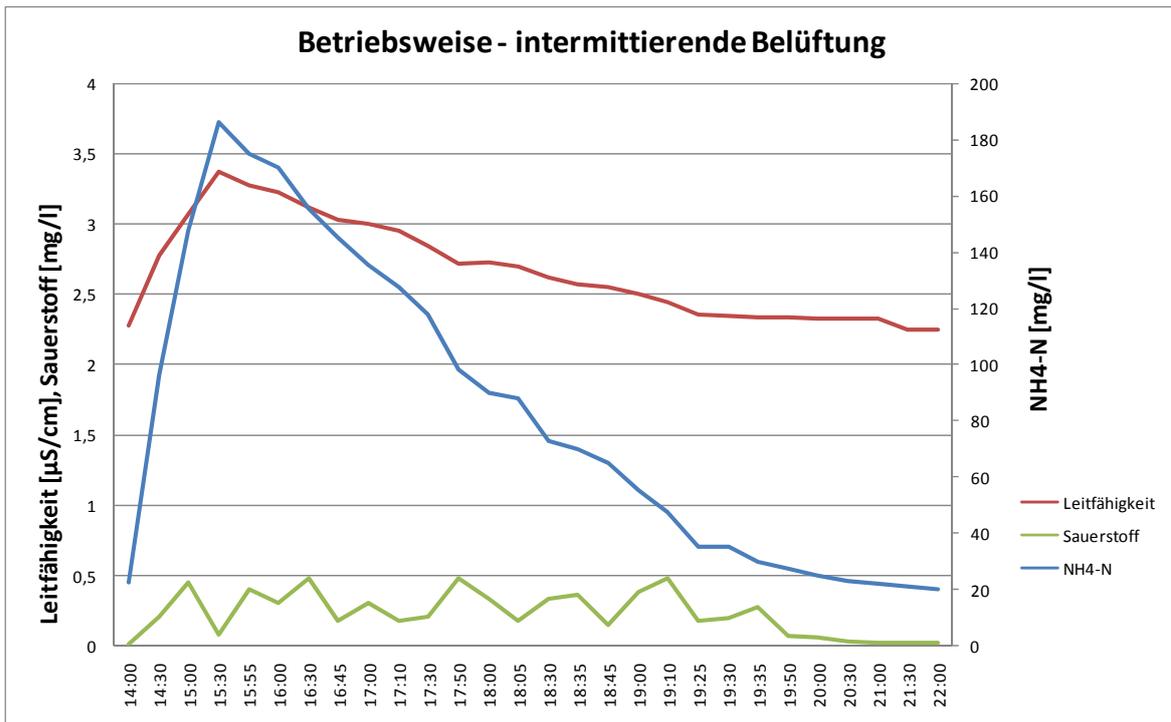


Abbildung 58: Messwerte Betriebsweise intermittierende Belüftung (Leitfähigkeit, Sauerstoff und NH₄-N) (nach Burger (2008))

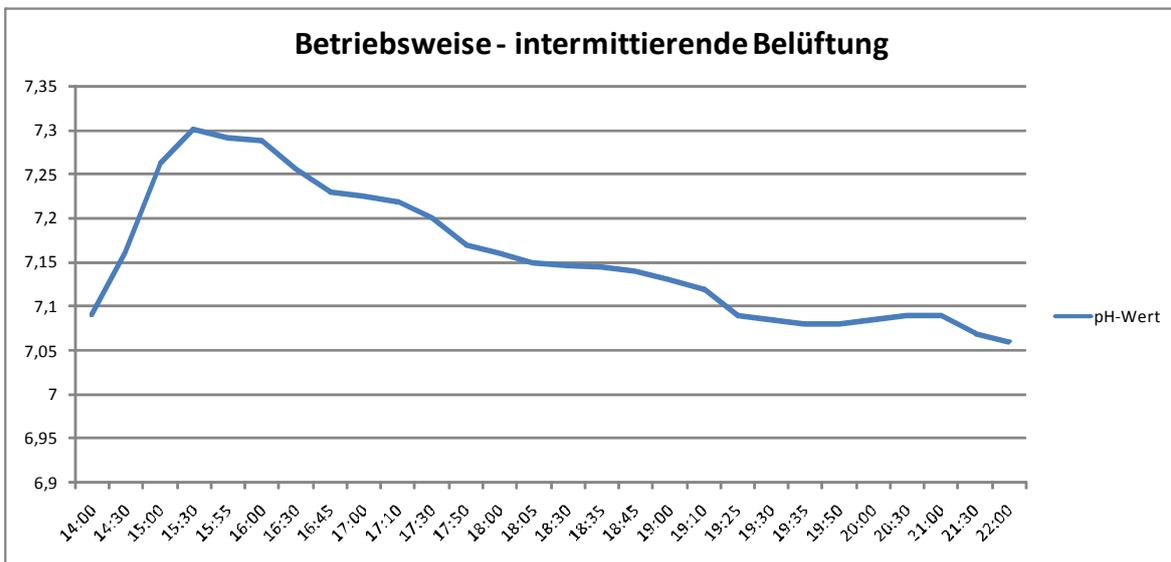


Abbildung 59: Messwerte Betriebsweise intermittierende Belüftung (pH-Wert) (nach Burger (2008))

6.5 Ergebnisse

6.5.1 Kennzeichen der Deammonifikation

Für den Prozess der Deammonifikation liegen bereits diverse Patente vor (siehe u. a. University Delft und Paques, Universität Innsbruck, Universität Hannover).

In der Regel ist die Anlaufphase am aufwändigsten, da die Anammox-Biomasse nur sehr langsam wächst. Die Anlaufphase eines Deammonifikationsprozesses kann jedoch wesentlich verkürzt werden, wenn man eine erhebliche Menge an Impfschlamm aus einer bestehenden Anlage übernimmt.

Aufgrund des reduzierten Sauerstoffbedarfs um 60 % (Fux (2003)) können der Energieverbrauch und somit auch die Betriebskosten erheblich gesenkt werden (siehe Abbildung 60). Des Weiteren benötigen Anammox-Bakterien im Gegensatz zur Nitrifikation/ Denitrifikation, wo organischer Kohlenstoff z. B. mittels Methanol hinzugefügt werden muss, für ihr Wachstum keine organische Kohlenstoffquelle.

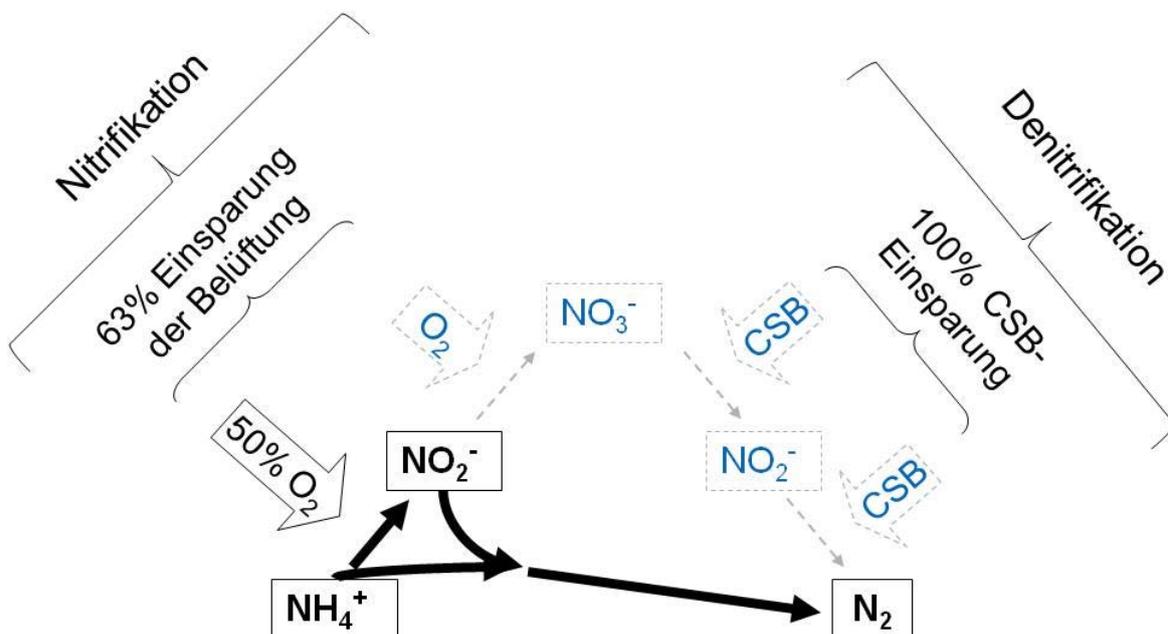


Abbildung 60: Einsparungen bei der Deammonifikation

(http://www.lgp.qld.gov.au/docs/local_govt/grants_subsidies/funding/awtt/awmc_1006_01_04_pres_file.pdf; Stand: 14.08.2008)

Da Anammox-Bakterien kaum Biomasse produzieren, ist die zu entsorgende Schlammmenge gering.

Stellgrößen für den Prozess der Deammonifikation sind die Temperatur im Reaktor, die Länge der Belüftungsintervalle und -pausen, die Zulaufkraft und die eingestellte

Sauerstoffkonzentration. Eine pH-Wert-Einstellung ist bei funktionierender Deammonifikation hingegen nicht mehr notwendig.

Folgende drei Punkte müssen bei der Umstellung zur Deammonifikation unbedingt berücksichtigt werden (Wett und Hell (2008)): Das langsame Wachstum der anaerob Ammonium oxidierenden Bakterien mit Verdoppelungszeiten von mindestens elf Tagen steht im Gegensatz zu den höheren Wachstumsraten der anderen am Prozess beteiligten Mikroorganismen. Die Mikroorganismen reagieren sehr sensibel auf das Nitrit, das zur Umwandlung des Ammoniums in gasförmigen Stickstoff benötigt wird. Dieses wirkt bereits in geringen Konzentrationen toxisch. Des Weiteren muss bei der Anpassung der maschinellen Einrichtung an die jeweilige Anlagenkapazität darauf geachtet werden, dass während der Inbetriebnahme die Belüfterleistung ebenso wie die Zu- und Ablaufmengen an die sich nur langsam steigenden Stoffumsätze angepasst werden.

6.5.2 Kosten

Die Kosten für die Deammonifikation können sehr gering gehalten werden, da die Überschussschlammproduktion sehr gering ist, eine zusätzliche Kohlenstoffquelle zur Stickstoffelimination (wie bei der Denitrifikation) nicht nötig ist und zudem Belüftungsenergie eingespart werden kann (Wett (2007)). Der erzielte Energiegewinn durch die anaerobe Vergärung kann mit den Kosten verglichen werden, die durch die Betriebs- und Kapitalkosten im Zuge der Deammonifikation entstehen.

Beispielhaft für die bestehende Anlage zur Deammonifikation in Hattingen sind in der Tabelle 42 folgenden die Jahreskosten im Vergleich zu anderen Verfahren zur Stickstoffelimination zusammengefasst:

Tabelle 42: Jahreskosten der bestehenden Anlage in Hattingen zur Deammonifikation auf der Basis abgerechneter Investitions- und Betriebskosten im Vergleich zu anderen Verfahren der Stickstoffentfernung (Thöle et al. (2005))

Verfahren	Gesamtkosten		Betriebskosten	
	[€/m ³]	[€/kg N _{eli}]	[€/m ³]	[€/kg N _{eli}]
SBR-Biologie	3,59	3,76	1,06	1,11
SHARON-Anammox	3,93	4,12	1,39	1,45
Deammonifikation*	2,81	2,94	0,28	0,29
MAP	4,02	4,21	2,86	3,00
Dampfstrippung	5,80	6,08	1,90	1,99
Luftstrippung	3,60	3,77	1,27	1,33

*Die Investitionskosten wurden jeweils mit 4 %iger Verzinsung und folgenden Abschreibungszeiten berücksichtigt:

- MSR-Technik, Sonstiges: 10 Jahre
- Maschinentechnische Ausrüstung, Elektrotechnik: 20 Jahre
- Bautechnik: 30 Jahre

Auf der Kläranlage Strass konnten mit dem DEMON-Verfahren ähnliche Werte für die Betriebskosten bezogen auf die eliminierte NH₄-N-Fracht, wie in Tabelle 43 dargestellt, erzielt werden:

Tabelle 43: Betriebskosten für die Prozesswasserbehandlung der Kläranlage Strass (Wett (2008))

Kostenfaktor	Jahreskosten [€/a]	N-spezifische Kosten [€/kg N]
Personal	10.950	0,15
Energie	9.410	0,13
Laborbedarf	2.070	0,03
Externe C-Quelle	0	0,00
Summe	22.430	0,32

Da hier die Umstellung auf Deammonifikation in Bestandsbecken erfolgte, sind kaum Investitionskosten angefallen. Es ergeben sich daher Jahreskosten von 0,52 €/kg N. Bei einer kompletten Neuerrichtung der Anlage im Freien müssen Investitionskosten mit ca. 700 €/m³ Reaktorvolumen angenommen werden. Das würde für die bestehende Anlage mit 500 m³ Reaktorvolumen und 160 m³ Speichervolumen sowie 15jähriger Abschreibung Jahreskosten von mindestens 0,75 €/kg N bedeuten (Wett (2008)).

Die Betriebskosten liegen mit 0,29 €/N_{eli} (Thöle et al. (2005)) und 0,32 €/N_{eli} (Wett (2008)) sehr nah beieinander. Die unterschiedlichen Jahres- bzw. Gesamtkosten ergeben sich aus den unterschiedlichen Randbedingungen sowie unterschiedlichen Reaktorbauweisen (geschlossen/ offen, Materialien, z. B. Edelstahl/ Beton, etc.).

6.5.3 Versuchsbetrieb eines SBR zur Deammonifikation am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität München

Bereits zu Beginn dieses Jahres wurde am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der TU München eine Versuchsanlage zur Deammonifikation in Betrieb genommen. Eine Hauptmotivation ist es, eigene Erfahrungen mit dem Verfahren zu gewinnen und geeignete Regelstrategien für die Praxis zu entwickeln. Je nach ausgeführtem Konzept kann die Prozessregelung anhand der Konzentrationen von NH₄-N/NO₃-N, O₂ aber wie oben bereits erwähnt auch anhand der elektrischen Leitfähigkeit erfolgen.

Am aufwändigsten für die Inbetriebnahme einer solchen Anlage ist die Adaption der entsprechenden Biomasse. Die Einfahrzeit kann allerdings wesentlich verkürzt werden, wenn eine bestimmte Menge an Impfschlamm aus einer bestehenden Anlage zugegeben wird.

Im Februar 2009 wurde die Anlage zur Behandlung von Prozesswasser der Kläranlage Garching zunächst mit „normalem“ Belebtschlamm in Betrieb genommen. Zur Kultivierung der deammonifizierenden Biozönose kam ein Sequencing-Batch Reaktor (SBR, siehe

Abbildung 61) mit 150 l Volumen zum Einsatz, dessen Zyklussteuerung im Rahmen eines von der Oswald-Schulze-Stiftung geförderten Forschungsprojektes entwickelt wurde.



Abbildung 61: SBR zur Deammonifikation mit „Swinging Redox“

Dieser zeigte bei der Prozesswasserbehandlung die für das Redoxpotenzial (ORP) typischen Signale beim Wechsel vom aeroben zum anoxischen Milieu. Für die nun ausgeführte einstufige Prozesswasserbehandlung wurde die Steuerung dahingehend optimiert, dass der Zulauf in mehreren Intervallen je Austauschzyklus erfolgt und übermäßige Sauerstoffzufuhr sowie das Abfallen des ORP ins Anaerobe vermieden wird. Prozesswasser der Kläranlage Garching fließt mit etwa gleichen Konzentrationen von 1,0 g/l $\text{NH}_4\text{-N}$ und CSB dem SBR zu. Der SBR ist auf 30° C temperiert. Als Reinigungsziel gilt eine Ablaufkonzentration von weniger als 40 mg/l $\text{NH}_4\text{-N}$ und $\text{NO}_2\text{-N}$ kleiner als 0,3 mg/l. Dabei liegen im Ablauf Werte an $\text{NO}_3\text{-N}$ um 25 mg/l vor. Der pH-Wert schwankt mit $\pm 0,1$ bei Werten um 7,2.

Im April wurde ein Drittel des Schlammes ausgetauscht. Hinzugegeben wurden deammonifizierende Bakterien aus der Züricher Prozesswasserbehandlung. Ohne Schwierigkeiten zeigte die so eingestellte Population unter den eingestellten Betriebsbedingungen sofort stabile Abbauraten. Bereits zwei Wochen nach der Zugabe der deammonifizierenden Biozönose wurde eine Stickstoffelimination von 95 % bei einer hydraulischen Verweilzeit von drei Tagen erreicht. In Abbildung 62 ist der Verlauf der

Ammoniumzulauf- und -ablaufkonzentration zusammen mit den Ablaufwerten für Nitrat und Nitrit dargestellt. Zusätzlich ist auch die Umsatzrate dargestellt.

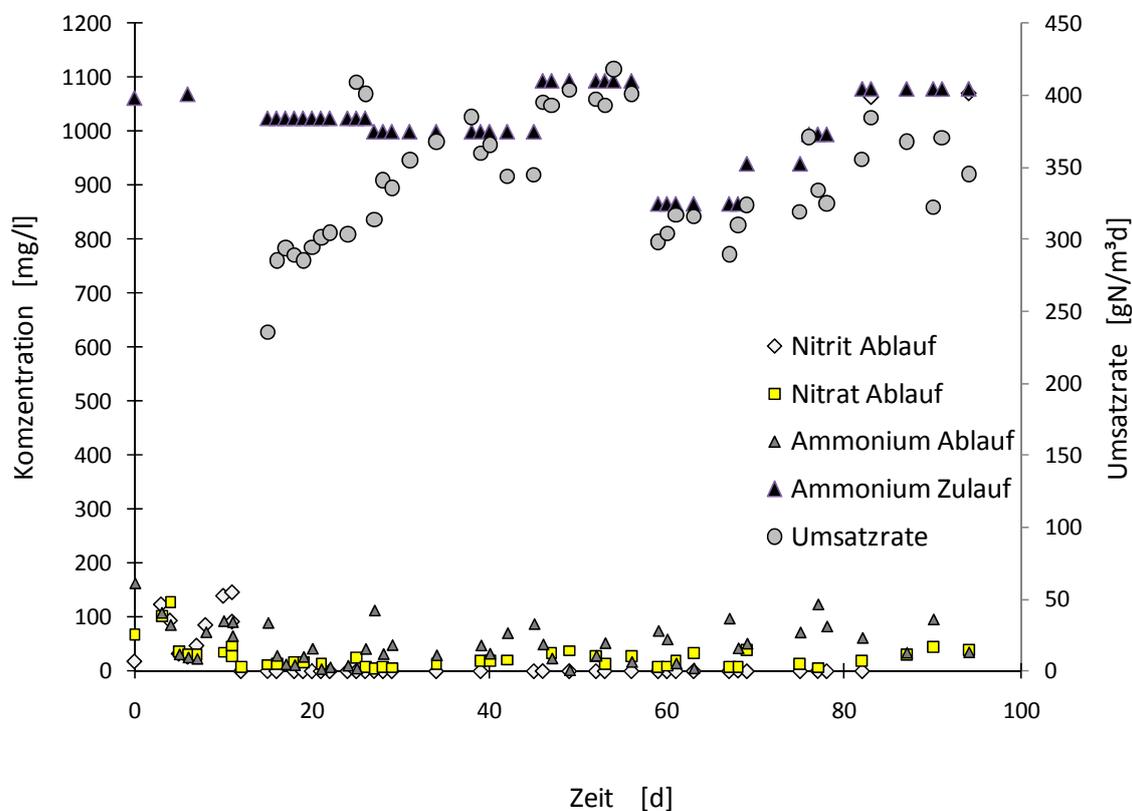


Abbildung 62: Ergebnisse einer Laborversuchsanlage zur Deammonifikation

Aus den Ergebnissen der ersten drei Monate Versuchsbetrieb geht hervor, dass die Prozesswasserbehandlung mit den Parametern Zulaufmenge, Belüftungsintensität, Leitfähigkeit und ORP im SBR betriebsstabil geführt werden kann. Veränderungen der im Stundentakt schwingenden Amplituden des Redoxpotenzials zeigen den Regelungsbedarf frühzeitig auf. Besonderes Interesse gilt dem Mindestschlammalter bei höheren TS- und CSB-Konzentrationen im zufließenden Prozesswasser.

Parallel laufende Batchversuche im Litermaßstab wurden von einer Masterstudentin des Studiengangs Environmental Engineering im Rahmen ihrer Masterarbeit wöchentlich durchgeführt. Die Versuche zeigen sehr schön, dass die Nitritoxidierer (NOB) durch die gewählte Fahrweise aus dem System verdrängt wurden. Offensichtlich ist die Strategie der limitierten und intervallartigen Sauerstoffdosierung (unterhalb 0,5 mg/l) zurzeit ausreichend, um den Prozess stabil zu führen. Die Masterarbeit wird im Oktober vollständig vorliegen.

Im Hinblick auf eine großtechnische Umsetzung der Deammonifikation auf einer bayerischen Kläranlage zeigen die Ergebnisse, dass bei dem Einsatz einer

Verfahrenstechnik in Anlehnung an die Kläranlage in Werdhölzli große Chancen auf einen stabilen Betrieb bestehen. Mit der erzielten Raumumsatzrate von 0,3 bis 0,4 kgN/(m³*d) könnten bei einer typischen Ammoniumstickstoffkonzentration des Prozess- oder Schlammwassers von rund 1 g/l mit einem Reaktorvolumen von 3 m³ rund 1 m³ Schlammwasser pro Tag behandelt werden. Entsprechende Reaktoren und Zwischenspeicher müssten aber gut isoliert sein, um die notwendige Betriebstemperatur von 30° C zu gewährleisten. Die Umsatzrate deckt sich sehr gut mit den Ergebnissen der Anlagen zur Deammonifikation in der Schweiz (Joss et al. (2009)).

Kostenabschätzungen zum Einsatz von Energie (Belüftung, Pumpen und Rühren) können mit der Laboranlage nicht gemacht werden. Aufgaben, die noch detailliert erarbeitet werden müssen, sind bei den Regelstrategien zu finden. Für einen sicheren Betrieb auf kommunalen Kläranlagen müssen solche Strategien verfügbar gemacht werden, um für das Bedienpersonal sichere Kriterien zum Betrieb zur Verfügung zu stellen.

6.5.4 Ausblick

Die Umstellung der Prozesswasserbehandlung auf Deammonifikation ist möglich, kann aber je nach Startbedingungen einige Zeit in Anspruch nehmen. Verwendet man jedoch Impfschlamm einer bereits gut funktionierenden Anlage, so hat es sich am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der TU München bereits im Versuchsmaßstab gezeigt, kann der Anlauf einer solchen Anlage problemlos laufen. Wichtig für eine funktionierende Deammonifikation ist jedoch die Temperatur, die bei mindestens 25° C, besser 30° C liegen muss. Somit eignet sich das Verfahren in erster Linie für die Behandlung von Prozesswasser aus der Schlammwässerung, welches in der Regel eine Temperatur von 30° C haben sollte.

Insbesondere in Bezug auf Kohlenstoff- und Sauerstoffverbrauch können mittels der Deammonifikation Einsparungen gemacht werden. Da für die Umwandlung von Nitrit in gasförmigen Stickstoff keine zusätzliche Kohlenstoffquelle erforderlich ist, bietet sich die anaerobe Behandlung des eingesparten Kohlenstoffs zur Biogasproduktion an. Zur möglichen Bildung von klimarelevantem Lachgas N₂O beim Prozess der Deammonifikation liegen noch keine umfangreichen Erfahrungen vor.

Mit der Einsparung von Sauerstoff wird Energie eingespart – bis zu 60 %. Auf der Kläranlage Strass in Österreich kann nach Umstellung der Prozesswasserbehandlung auf die Deammonifikation (hier: DEMON) insgesamt 8 % mehr Energie erzeugt werden als für die Kläranlage benötigt wird.

Für eine Kläranlage mit 100.000 Einwohnerwerten können durch den Einsatz der Deammonifikation für das Prozesswasser rund 1000 kg CSB/d eingespart werden. Diese

können dann bei geschickter Betriebsführung in der Anaerobstufe zu Biogas umgewandelt werden.

7 Gegenseitige Beeinflussung von gesteigerter Faulgasproduktion, anaerober Abwasserbehandlung und Deammonifikation

Im Folgenden wird abgeschätzt, wie die im Rahmen der vorliegenden Studie näher untersuchten Verfahren sich gegenseitig beeinflussen. Da auf der einen Seite Stickstoff eliminiert wird, auf der anderen Seite organischer Kohlenstoff aus dem gesamten Prozess entfernt wird, ist eine solche Abschätzung sinnvoll. In Tabelle 44 sind die Daten zusammengestellt. Es ist zu sehen, dass bei einer Steigerung der Faulgasproduktion eine höhere Stickstofffracht in die Deammonifikation zu erwarten ist. Ansonsten ist keine gegenseitige Beeinflussung zu erwarten. Sehr wohl wird es Auswirkungen auf den gesamten Prozess der Abwasserreinigung geben. Zum einen wird die konventionelle Denitrifikation bei verstärkter anaerober Behandlung durch den fehlenden Kohlenstoff negativ beeinflusst. Zum anderen wird die biologische Stufe entlastet, wenn das Schlammwasser durch Deammonifikation behandelt wird.

Tabelle 44: Wechselwirkung von gesteigerter Faulgasproduktion, anaerober Abwasserbehandlung und Deammonifikation

Verfahren	Auswirkung	Folge für Faulgasproduktion	Folge für anaerobe Abwasserbehandlung	Folge für Deammonifikation
Maßnahmen zur Erhöhung der Faulgasproduktion	Reduzierung des organischen Kohlenstoffs im Abwasserstrom	-	Es ist unwahrscheinlich, dass beide Maßnahmen parallel ergriffen werden.	Höhere Stickstofffracht über das Schlammwasser
Anaerobe Abwasserbehandlung	Reduzierung des Kohlenstoffs im Abwasserstrom	Es ist unwahrscheinlich, dass beide Maßnahmen parallel ergriffen werden.	-	Keine
Deammonifikation (für Prozesswasser)	Reduzierung der Stickstofffracht in der biologischen Stufe	Keine	Keine	-

8 Mögliche Verfahrenskonzepte unter Einbeziehung der Verfahren zur Steigerung der Faulgasproduktion, Anaeroben Abwasserbehandlung und Deammonifikation

Im Rahmen des Projektes „Kläranlage der Zukunft“ wurden drei Verfahrenskonzepte geprüft, bei denen mögliche Energieeinsparungen und/ oder CO₂-Einsparpotenziale im Vergleich zu einer sogenannten „Grundvariante“ erzielbar erschienen. Diese Verfahrenskonzepte ergeben sich zum großen Teil aus der Aufgabenstellung des Projektes, die die Verfahren zur gesteigerten Faulgasproduktion, anaeroben Abwasserbehandlung und Deammonifikation beinhaltet. Zunächst wird die Grundvariante einer Kläranlage, wie sie meist in Bayern zu finden ist, vorgestellt (siehe Abbildung 63).

Die Grundvariante stellt ein Belebungsverfahren mit vorgeschalteter Denitrifikation dar. Die mechanische Reinigung enthält Rechen, Sandfang und Vorklärung. Der Primärschlamm aus der Vorklärung wird in einen Faulbehälter abgegeben, das Prozesswasser wird direkt in die Belebung zurückgeführt. Die NH₄-N Rückbelastung aus der Schlammwässerung beträgt dabei für 100.000 EW rund 146 kg/d, die in die Anaerobstufe überführte Biomasse (ohne Phosphatschlamm) liegt bei 4000 kg CSB/d Primärschlamm und 3600 kg oTR/d Sekundärschlamm mit einer möglichen Faulgasausbeute von 2420 m³/d. Die Faulgasausbeute entspricht rund 8,8 m³/(E*a) und liegt damit sehr gut bei dem Wert von 8,54 m³/(E*a) (Haberker (2008)). Das Prozesswasser aus der Schlammwässerung wird zur Nährstoffelimination in die Belebung der Kläranlage zurückgeführt und in der Bilanzierung berücksichtigt. Die wichtigen Zahlen sind in Tabelle 45 zusammengestellt.

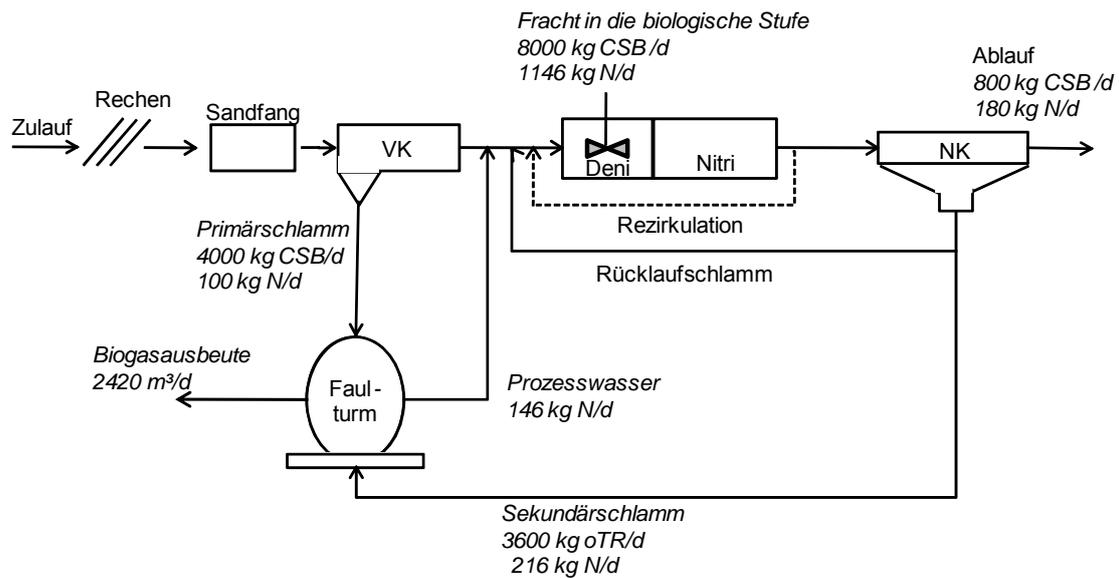


Abbildung 63: Grundvariante Kläranlage

8.1 Bilanzierungsannahmen

Der Gesamtabbau für Stickstoff ergibt sich für alle Varianten die Differenz der in die Vorflut eingeleiteten Fracht (generell 180 kgN/d für alle Varianten entsprechend 84 % Gesamtelimination) zur Fracht im Zulauf zur biologischen Stufe (Ablauf Vorklämung plus Rückbelastung). Die Abbaugrade des DWA-Leistungsvergleichs Bayern für CSB liegen bei 94 %, für BSB₅ bei 98 % und für N_{ges} bei 78 %. Die Abbaugrade für CSB werden für die Bilanzierungen mit 90 % (Ausnahme Hochlastbiologie mit 80 %) angenommen. D.h. es werden generell 800 kg CSB/d in die Vorflut eingeleitet. Die CSB-Belastung aus dem Primärschlamm geht zunächst in den Faulturm über. Hier erfolgt eine Rückbelastung. Grundsätzlich wird für die Bilanzierung der Verfahrenskonzepte davon ausgegangen, dass eine Vorklämung mit 2 Stunden Aufenthaltszeit (außer Konzept 1a) vorliegt (gemäß ATV-DVWK-Arbeitsblatt 131).

Für die erforderliche Kohlenstoffquelle zur Denitrifikation wurde die Annahme getroffen, dass 1 g Stickstoff mit 5 g CSB aus dem Abwasser denitrifiziert werden kann. Aufgrund der erhöhten Faulgasproduktion aus dem CSB des Abwassers wird für die Konzepte 1a und 2 Methanol zur Denitrifikation benötigt. Da Methanol effizienter zur Stickstoffelimination eingesetzt werden kann, sind hiervon nur 2,5 g je g Stickstoff anzusetzen.

Der Ertragskoeffizient für die Produktion von Biomasse in den biologischen Stufen beträgt 0,5 g oTR/g CSB. Somit werden je g CSB (abgebaut) 0,5 g Biomasse (oTR) gebildet, in der 6 % der Trockenmasse Stickstoff ist. Der Stickstoff wird in der anaeroben Stufe wieder freigesetzt, wenn die Biomasse in der Anaerobstufe in Faulgas umgewandelt wird. Bei der

Hochlaststufe (CSB-Abbau 80 %) wird ein Ertragskoeffizient von 0,7 g TS/g CSB mit 4 % Stickstoffgehalt angesetzt.

Die Bilanzierung erfolgt jeweils für eine Anlage mit 100.000 EW.

Ausgangswerte für die Berechnung der einzelnen Konzepte sind:

- 180 L / (EW*d)
- 120 g CSB/(EW*d)
- 60 g BSB₅/(EW*d)
- 70 g AFS/(EW*d) (wird nicht bilanziert, da im CSB enthalten)
- 11 g N_{ges}/(EW*d)
- 1,8 g P/(EW*d) (wird nicht bilanziert)

Faulgas wird mit 0,5 m³ pro kg abgebautem CSB im Primärschlamm berechnet. Es wird angenommen, dass 60 % des CSB des Primärschlamm abbaubar ist. Dabei wird entsprechend 60 % des gebundenen Stickstoffs in das Schlammwasser freigesetzt.

Beim Überschussschlamm wird mit 0,85 m³ Faulgas pro kg abgebauter organischer Trockenmasse (40 % Abbaugrad) gerechnet. Der Stickstoff aus der abgebauten Trockenbiomasse wird komplett freigesetzt und findet sich im Schlamm- oder Prozesswasser wieder.

8.2 Konzept 1a

Konzept 1a enthält eine intensivierte Vorreinigung, die die Entfernung von organischem Kohlenstoff durch Fällung/ Flockung zur anaeroben Behandlung verstärkt (vergleiche hierzu Tabelle 14 in Kapitel 4.1.1). Für den Rest C-Abbau und die Nitrifikation ist ein Biofilter vorgesehen (siehe Abbildung 64).

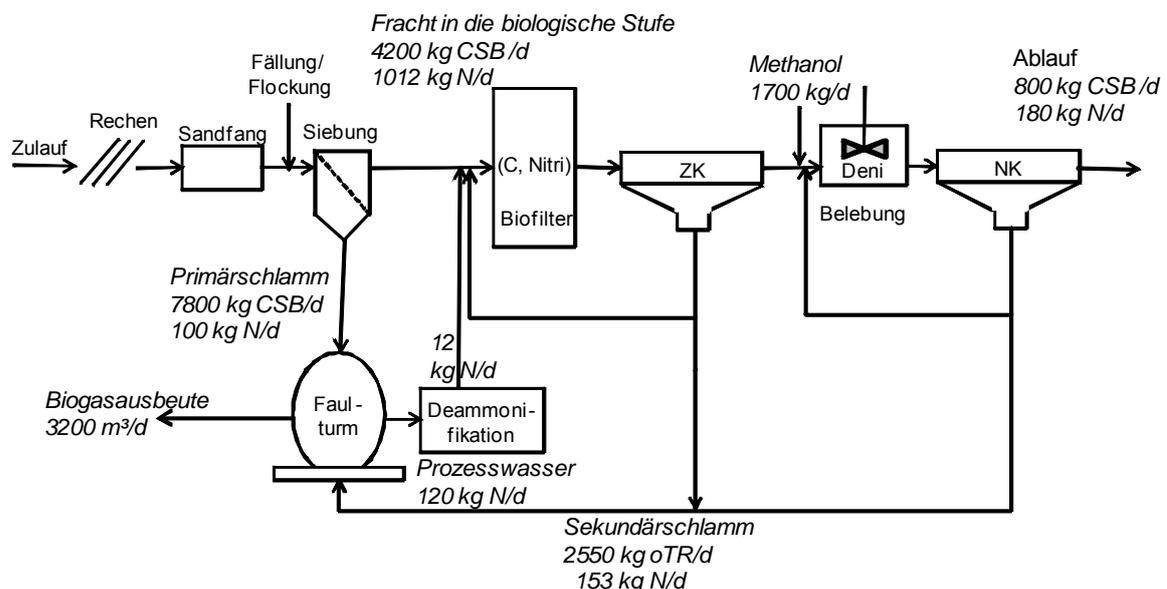


Abbildung 64: Konzept 1a – Intensivierte Vorreinigung (Siebung)

Das Konzept 1a (siehe Abbildung 64) beinhaltet eine Siebung und verzichtet auf die Vorklärung. Durch die Siebung kann mehr organischer Kohlenstoff (7800 kg CSB/d im Vergleich zu 4000 kg CSB/d) entfernt werden. Wird dieser als Primärschlamm in den Faulturm geschickt, so kann die Faulgasausbeute im Vergleich zur Grundvariante von 2420 auf **3200 m³/d** gesteigert werden. Wichtig ist, dass es sich um eine sehr feine Siebung handelt (siehe auch Kapitel 4.1.3), da es sonst zu einer Verblockung des Biofilters kommen kann. Die Nitrifikation findet im Biofilter statt. Die Behandlung des Prozesswassers aus dem Faulturm erfolgt mittels dem in Kapitel 6 beschriebenen Verfahren der Deammonifikation. Für das Konzept 1a ist in jedem Fall eine Kohlenstoffquelle zur Denitrifikation erforderlich, da der Kohlenstoff durch Siebung und Biofilter größtenteils entfernt wird. Für eine Kläranlage mit 100.000 EW sind in diesem Fall 1700 kg/d Methanol erforderlich, die durch den Einsatz der Deammonifikation eingesparte Denitrifikationsfracht liegt nur bei 108 kg/d Stickstoff (vgl. Tabelle 45).

Ein Vorteil dieses Verfahrenskonzeptes liegt vor allem in einer deutlichen Volumenreduktion der Bauwerke sowie in den hohen Stickstoffkonzentrationen, die gut abgebaut werden können.

Nachteilig bei diesem Verfahrenskonzept ist, dass das in der Denitrifikation zugeführte Methanol vollständig entfernt werden muss, bevor der Ablauf in den Vorfluter erfolgt. Offensichtlich wird die um annähernd 800 m³/d gesteigerte Faulgasausbeute mit einem höheren Bedarf an elektrischer Energie und einem zusätzlichen Verbrauch an Methanol teuer erkaufte. Da die heutige Messtechnik so ausgereift ist, kann das Methanol hoch genau dosiert werden, so dass es im Prozess aufgebraucht wird.

8.3 Konzept 1b

In dem Konzept 1b (siehe Abbildung 65), die einen Tropfkörper zur Nitrifikation und eine vorgeschaltete anoxische Denitrifikation enthält, ist eine Zwischenklärung zwischen den beiden Verfahrensschritten erforderlich. Die Denitrifikationsfracht, die hier durch den Einsatz der Deammonifikation eingespart werden kann, liegt täglich bei 131 kg Stickstoff/d. Zu berücksichtigen ist hier, dass eine vorgeschaltete Denitrifikationsstufe nicht unmittelbar bedeutet, dass der gesamte Kohlenstoff abgebaut wird. Da in diesem Konzept aufgrund eines Tropfkörpers keine Belüftung erforderlich ist, kann der Energieverbrauch gering gehalten werden. Demgegenüber stehen jedoch höhere Pumpkosten, da das Abwasser mehrfach über den Tropfkörper gefahren werden muss. Zudem ist – außer dem Zwischenklärbecken – insgesamt eine Volumenreduktion der einzelnen Reaktoren im Vergleich zum Grundkonzept möglich, was eine Reduzierung des Platzbedarfs bedingt.

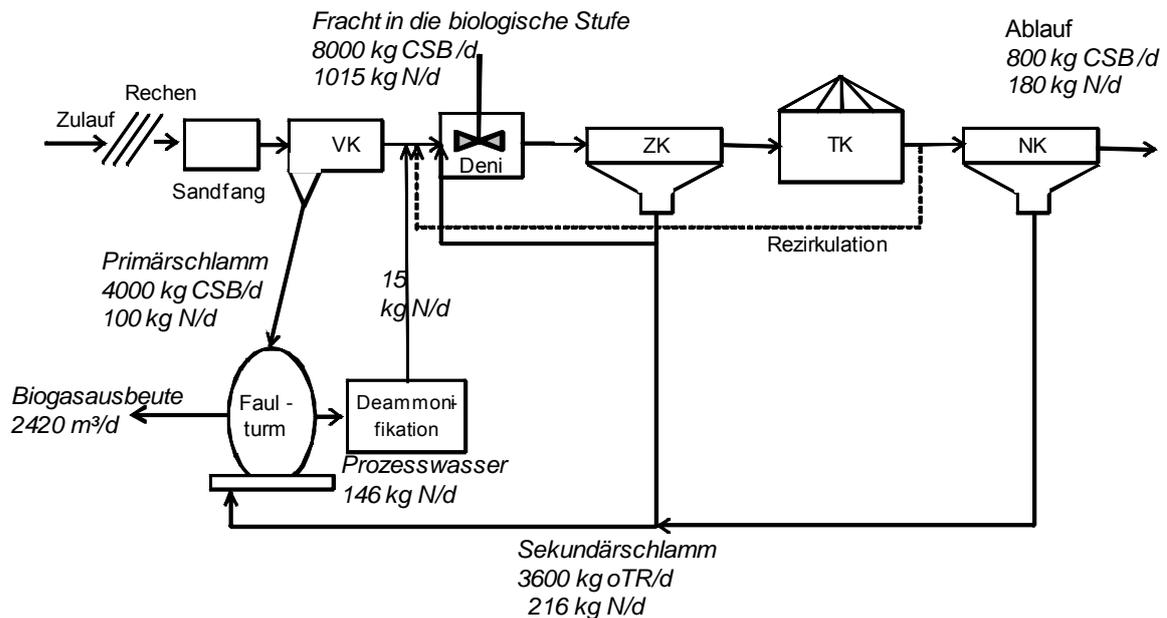


Abbildung 65: Konzept 1b – Tropfkörper mit vorgeschalteter anoxischer Belebung

Die der Anaerobstufe zugeführte organische Fracht beträgt bei diesem Konzept wie in der Grundvariante täglich **4000 kg CSB/d Primärschlamm** und **3600 kg oTR/d Sekundärschlamm** mit einer möglichen Faulgasausbeute von **2420 m³/d** (vgl. Tabelle 45).

Vorteil dieser Variante ist ganz klar die geringere Energie, die aufgewendet werden muss, um das Abwasser zu reinigen.

8.4 Konzept 2

In Konzept 2 (siehe Abbildung 66) wird zusätzlich zu einer Belebung eine Hochlastbelebung mit entsprechender Zwischenklärung vorgeschaltet. Auch dies dient der Zuführung größerer Kohlenstofffrachten in die Anaerobstufe. Aus der Nachklärung wird die Hochlastbelebung zusätzlich mittels eines Bypasses beschickt. Die Stickstoffelimination aus dem Prozesswasser erfolgt hier ebenfalls mittels Deammonifikation und anschließender Rückführung des Wassers in die Belebung. Nachteil des Konzeptes 2 bleibt wie bei der Grundvariante ein hoher Sauerstoffverbrauch in der Belebung für die Nitrifikation. Zusätzlich müssen täglich für die beispielhaft berechnete Kläranlage mit 100.000 EW **1100 kg Methanol** zugegeben werden.

Der Kohlenstoff aus dem Abwasser wird bereits in der mechanischen Stufe entfernt und direkt in den Faulturn eingespeist. Somit verbringt man **4000 kg CSB/d Primärschlamm** und **5430 kg oTR/d Sekundärschlamm** an Biomasse in die Anaerobstufe und erzielt eine maximale Faulgasausbeute von **3050 m³/d** (siehe Tabelle 45). Für die Hochlastbelebung in Konzept 2 wird ein erhöhter Ertragskoeffizient von 0,7 g Biomasse/g CSB

Verfahrenskonzepten nicht zu erzielen sind. Zwei gewichtige Gründe behindern zurzeit die Konzeption einer Abwasserbehandlung mit deutlich geringerem CO₂-Ausstoß:

- Der für die Denitrifikation benötigte organische Kohlenstoff dominiert die gesamte Verfahrenskonzeption.
- Zusätzlich gehen die oben dargestellten Konzepte von einem gleichmäßigen Anfall der Schmutzfracht (im Wesentlichen Stickstoff) im Zulauf der Kläranlage aus, was in der Realität nicht der Fall ist. Es ist daher zum Betrieb der Anlage eine Online-Messtechnik erforderlich, die heutzutage sehr zuverlässig ist.

Tabelle 45: Nährstoffabbau, Energiebedarf, Biomasse- und Biogasproduktion für die vorgestellten Verfahrenskonzepte

	Grund- variante	Konzept 1a Intensivierte Vorreinigung (Siebung) mit Biofilter	Konzept 1b Tropfkörper mit vorgeschnitteter anoxischer Belebung	Konzept 2 Hochlastbelebung
Ablauffracht				
CSB	800 kg CSB/d	800 kg CSB/d	800 kg CSB/d	800 kg CSB/d
Stickstoff	180 kg N/d	180 kg N/d	180 kg N/d	180 kg N/d
Bedarf an elektrischer Energie im Vergleich zur Grundvariante	-	Wegen der Biofiltration eher höher	Niedriger	Vergleichbar
Biomassefracht im Primärschlamm	4000 kg CSB/d	7800 kg CSB/d	4000 kg CSB/d	4000 kg CSB/d
Biomassefracht im Sekundärschlamm (ohne Phosphatfällung)	3600 kg oTR/d	2550 kg oTR/d	3600 kg oTR/d	5430 kg oTR/d
Mögliche Faulgasausbeute	2420 m ³ /d	3200 m ³ /d	2420 m ³ /d	3050 m ³ /d
Zugabe Methanol	-	1700 kg/d	-	1100 kg/d
In der Deammoni- fikation eliminierte N-Fracht	-	108 kg/d	131 kg/d	149 kg/d

9 Umrüstung aerober Stabilisierungsanlagen auf anaerobe Stabilisierung

9.1 Grundlagen und Verfahren der Klärschlammstabilisierung

Bei der gesamten Klärschlammbehandlung gilt die Stabilisierung von Klärschlamm als die wichtigste Grundoperation. Weltweit werden biologische Verfahren zur Klärschlammstabilisierung genutzt. Die Bemessung erfolgt seit Jahrzehnten nach empirischen Ansätzen. Eine alleinige Bemessung nach mikrobiologischen oder reaktionskinetischen Ansätzen ist nicht sinnvoll, da mit der Errichtung und dem Betrieb von Klärschlammstabilisierungsstufen zumeist mehrere Verfahrensziele zu erfüllen sind. Derzeitige wissenschaftliche Untersuchungen verfolgen das Ziel, das Stabilisierungsvolumen bzw. die Stabilisierungszeit zu verringern, um die Investitionskosten zu reduzieren.

Das Hauptziel der Klärschlammbehandlung ist die Stabilisierung des Schlamms, d. h. durch mikrobiologische Prozesse werden die organischen Schlamminhaltsstoffe abgebaut und der Schlamm wird mineralisiert. Weitere Ziele der Klärschlammbehandlung sind die Reduzierung der Schlammmenge, die Verbesserung der Entwässerbarkeit, die Verminderung von Krankheitserregern sowie die Schaffung von Puffer- und Speicherraum für die Schlammbehandlung. Bei einer anaeroben Schlammstabilisierung wird des Weiteren die Gewinnung von Biogas verfolgt.

Je nach Verwertungs- oder Beseitigungsweg werden unterschiedliche Stabilisierungsgrade des Klärschlammes benötigt (siehe Tabelle 46).

Tabelle 46: Erforderlicher Stabilisierungsgrad in Abhängigkeit vom Verwertungs- oder Beseitigungsziel (nach ATV-DVWK-M 368 (2003))

Verwertungs- oder Beseitigungsziel	Erforderlicher Stabilisierungsgrad
Verwertung im Landbau oder in der Landwirtschaft im flüssigen Zustand	Vollstabilisiert *
Verwertung im Landbau oder in der Landwirtschaft sowie im Landschaftsbau und in der Rekultivierung im entwässerten Zustand	Vollstabilisiert * für die Landwirtschaft, sonst bedingt stabilisiert bis vollstabilisiert *
Flüssigschlammzwischenlagerung in Schlammteichen	Bedingt stabilisiert **
Ablagerung nach Verbrennung etc.	Stabilisierung nicht zwingend erforderlich
Ablagerung nach mechanisch-biologischer Behandlung	Stabilisierung nicht zwingend erforderlich
* Erreichen der technischen Stabilisierungsgrenze ** gemäß ATV-DVWK-A 131 (2000)	

Um die genannten Ziele zu erreichen, können unterschiedliche Verfahrenstechniken genutzt werden. Die wichtigsten Verfahren und ihre Hauptanwendungsbereiche sind in Tabelle 47 dargestellt.

Tabelle 47: Übersicht der wichtigsten Verfahren zur Schlammstabilisierung (nach ATV-DVWK-M 368 (2003))

Prozessart/ Wirkungsweise	Milieu	Phase bzw. Aggregatzustand	Mit/ ohne Selbst-/ Fremderhitzung mit/ ohne Fremdenergie mit Zusatz von Fremdstoffen	Verfahren	Anwendungsbereich	Bemerkungen
	aerob	in der flüssigen Phase	ohne wirksame Selbsterhitzung	Langzeitbelüftung z. B. mit BTS ? 0,05 kg/(kg*d)	für kleinere Klärwerke	
		in der entwässerten Phase	mit (wirksamer) Selbsterhitzung	aerob-thermophile Schlammstabilisierung (sog. Flüssigkompostierung)	kleinere bis mittlere Klärwerke	gleichzeitige Entseuchung
biologisch	anaerob	in der entwässerten Phase	mit (wirksamer) Selbsterhitzung	Kompostierung (z. B. in sog. „Bio-Reaktoren“)	kleinere bis mittlere Klärwerke	gleichzeitige Entseuchung
		in der flüssigen Phase	ohne Fremderhitzung	Emscherbrunnen	kleinere Klärwerke	bei Neuanlagen nicht mehr anzuwenden
		in der flüssigen Phase	mit Fremdenergie	offener unbeheizter Faulbehälter	früher: kleinere bis mittlere Klärwerke	
		in der flüssigen Phase	mit Fremdenergie	selbständiger beheizter Faulbehälter	mittlere bis große Klärwerke	
chemisch	aerob/anaerob	in der flüssigen Phase	mit Selbstenergie oder Fremderhitzung	meist Kombination aus aerob- thermophiler/ anaerob mesophiler bzw. anaerob- thermo-philier und anaerob- mesophiler Stufe -Reaktoren mit Wärmerückgewinnung	mittlere Klärwerke	gleichzeitige Entseuchung
		in der flüssigen Phase	mit Fremdenergie	Nass-Oxidation	größere Klärwerke	sehr gering verbreitet
		in der getrockneten Phase	mit/ohne Fremdenergie	Verbrennung/Veraschung/ Vergasung	möglichst nur große Klärwerke	
chem., Verhinderung einer kurzfristig wirk- samen Stoffumsetz- ung durch starke pH- Wert-Anhebung	(aerob)	in der entwässerten oder flüssigen Phase	mit Zusatz von Fremdstoffen	sog. Kalk-„Stabilisierung“	kleinere bis mittlere Klärwerke	nur in Skandinavien auch mit Rohschlamm

Grundsätzlich ist zwischen chemischen und biologischen Verfahren der Klärschlammstabilisierung zu unterscheiden. In der Praxis hat die biologische Schlammstabilisierung die größere Bedeutung. Chemische Verfahren werden üblicherweise nur unter besonderen Rahmenbedingungen wie z. B. einem erhöhten Schadstoffgehalt im Schlamm genutzt. Die biologischen Stabilisierungsverfahren werden wiederum in aerobe und anaerobe Verfahren eingeteilt (Böhnke et al. (1993).)

Die Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V. (DWA) gibt in ihrem Merkblatt ATV-DVWK-M 368 „Biologische Stabilisierung von Klärschlamm“ Einsatzempfehlungen für biologische Stabilisierungsverfahren je nach Ausbaugröße der Kläranlage. Die zugehörige Übersicht über die Einsatzbereiche der wichtigsten Verfahren der biologischen Klärschlammstabilisierung ist in Abbildung 67 dargestellt.

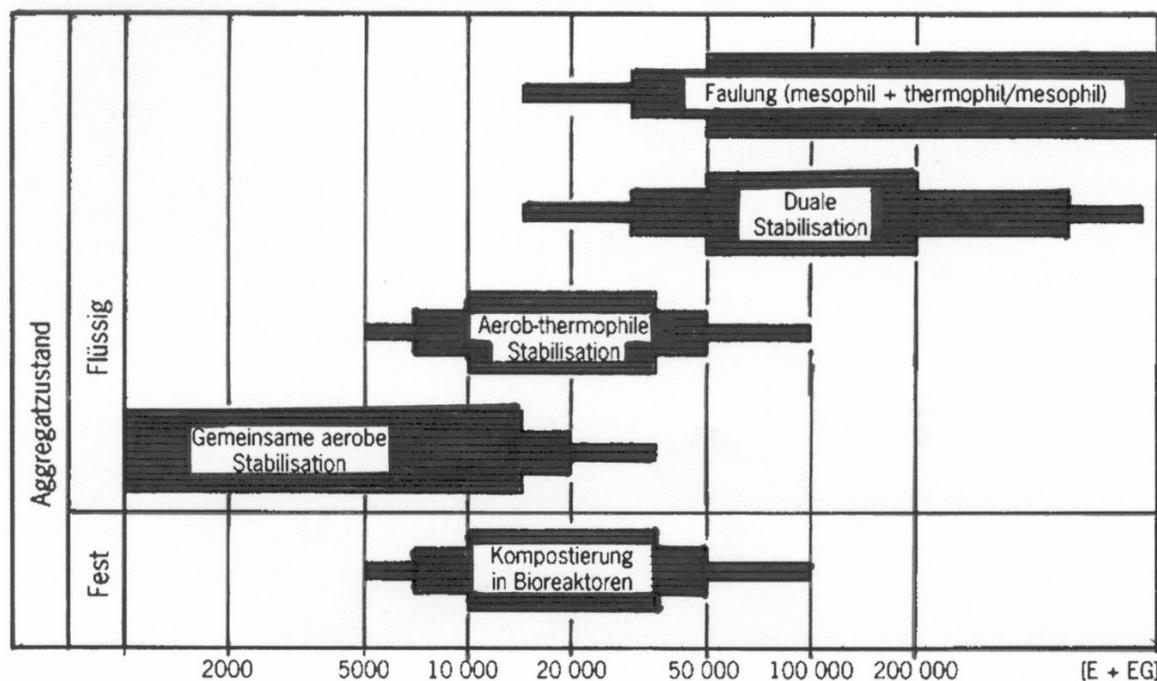


Abbildung 67: Empfohlene Einsatzbereiche für die wichtigsten biologischen Verfahren der Klärschlammstabilisierung (ATV-DVWK-M 368 (2003))

Anzumerken ist, dass derartige Empfehlungen immer nur das Ergebnis subjektiver Bewertungsmaßstäbe einzelner Fachleute bzw. Fachgruppen sind. Unterschiede ergeben sich durch die Gewichtung von ökologischen, ökonomischen und betriebstechnischen Einflussfaktoren. Es handelt sich also bei der dargestellten Verfahrenseinstufung nicht um ein festzuschreibendes und rechenbares Generalschema. Die Berücksichtigung von dynamischen Verschiebungen bei der Einsatzbereichsgliederung, die üblicherweise durch veränderte gesetzgeberische Zielvorgaben in den Bereichen der Abwasserreinigung

sowie der Verwertung bzw. Beseitigung des Klärschlammes hervorgerufen werden, ist notwendig. Beispielsweise hatte die Forderung der Stickstoffelimination bei der Abwasserreinigung die Folge, dass das Verfahren der simultan aeroben Stabilisierung wieder eine erweiterte Anwendung fand und findet. Entsprechend gegenläufig verhält sich die Anwendung von Verfahren mit Entseuchungseffekt, d. h. von aerob-thermophiler und dualer Stabilisierung, die vor allem vor einer landwirtschaftlichen Verwertung von Klärschlamm eingesetzt werden. Gründe für die reduzierte Anwendungshäufigkeit sind Gesetze und Verfügungen, die die landwirtschaftliche Klärschlammverwertung einschränken bzw. die Nutzung auf Grünland und Feldfutteranbauflächen in Deutschland untersagen.

Für die Mehrheit der Fachexperten gilt, dass bei Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von weniger als 10.000 Einwohnerwerten die simultan aerobe Schlammstabilisierung anzuwenden ist, bei einer Kläranlagenausbaugröße von mehr als 50.000 Einwohnerwerten soll das Verfahren der Schlammfäulung, auch mit thermophiler anaerober Vorstufe oder dualer Verfahrenskombinationen, eingesetzt werden. Bei Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von 10.000 bis 50.000 Einwohnerwerten ist für jede Kläranlage ein differenzierter Verfahrensvergleich unter Berücksichtigung der jeweiligen Stabilisierungs- und Entsorgungsziele sowie der Entwicklung der Energiepreise zu empfehlen.

9.2 Stand der Technik: simultan aerobe und anaerobe Schlammstabilisierung

9.2.1 Simultan aerobe Schlammstabilisierung

Durch aerobe Mikroorganismen wird während der aeroben Schlammstabilisierung ein Teil der abbaubaren organischen Substanz zu anorganischen Endprodukten oxidiert (siehe Abbildung 68). Die wichtigsten Endprodukte sind unter anderem Kohlendioxid CO_2 , Wasser H_2O und Nitrat NO_3^- . Bei diesem Energiestoffwechsel wird Sauerstoff benötigt und verbraucht. Der verbliebene Teil der abbaubaren organischen Substanz wird von den Mikroorganismen zum Aufbau von neuer Zellmasse sowie zur Bildung von Reservestoffen genutzt. Die benötigte Grundenergiemenge wird durch das Nährstoffangebot im Schlamm bereitgestellt. Ist dieses erschöpft, so verwenden die Mikroorganismen zuerst ihre gespeicherten Reserven, und dann schließlich ihre körpereigenen endogenen Substrate.

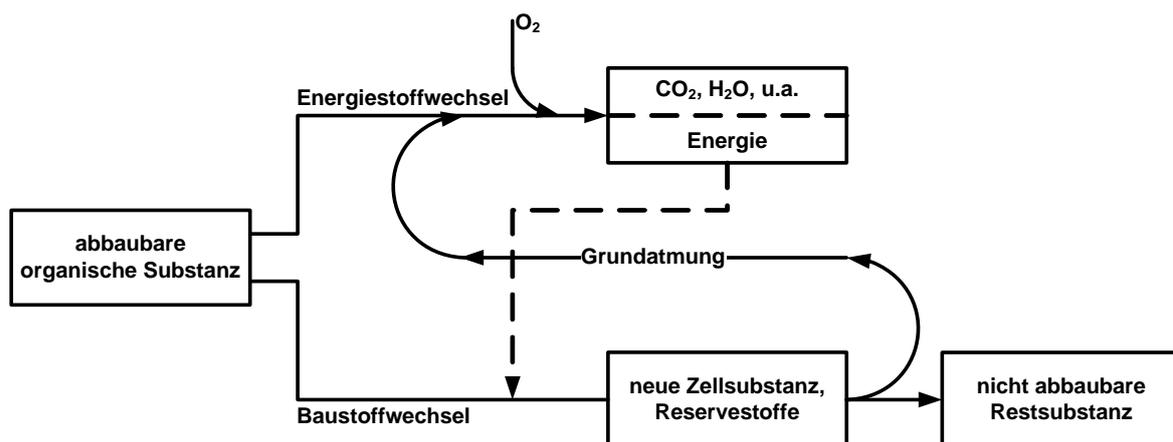


Abbildung 68: Schema der Stoffwechselprozesse bei der aeroben Stabilisierung, verändert nach Mudrack (1966)

Bei der simultanen aeroben Schlammstabilisierung erfolgt die Stabilisierung des Schlammes gemeinsam mit der biologischen Abwasserreinigung in einem Verfahrensschritt. D. h., die mit dem Rohabwasser zur Kläranlage gelangenden absetzbaren Stoffe und der bei der biologischen Abwasserreinigung nach dem Belebungsverfahren gebildete Überschussschlamm werden in einem Reaktor simultan zur biologischen Elimination der Kohlenstoff- und Stickstoffverbindungen stabilisiert. Die Vorklärung entfällt.

Das Belebungsverfahren mit simultaner gemeinsamer aerober Schlammstabilisierung und optionaler Denitrifikation ist durch die Wahl eines hohen Schlammalters und einer damit verbundenen niedrigen Schlammbelastung im Belebungsbecken gekennzeichnet, was eine anaerobe Schlammstabilisierung entbehrlich und darüber hinaus durch eine zeitliche oder räumliche Einrichtung einer anoxischen Zone eine gezielte Denitrifikation möglich macht.

Für eine überschlägige Bemessung dienen folgende Ansätze (ATV-DVWK-A 131 (2000)):

- Schlammalter $t_{TS} \geq 20$ d
(Temperatur $T \geq 10^\circ \text{C}$; mit Nitrifikation)
- Schlammalter $t_{TS} \geq 25$ d
(Temperatur $T \geq 10^\circ \text{C}$; Nitrifikation und gezielte Denitrifikation)
- Belebtschlammgehalt im Stabilisierungsbecken $TS_{BB} = 4 - 5 \text{ kg TS/m}^3$
- Sauerstofflast $O_B \geq 3,0 \text{ kg O}_2/\text{kg BSB}_5$

Die genaue Ermittlung des mittleren TS-Gehaltes im Stabilisierungsbecken (TS_{BB}) erfolgt unter Vorgabe von Reinigungsziel und Schlammindex (ISV). Die Bestimmung der erforderlichen Sauerstoffzufuhr erfolgt in Abhängigkeit von verschiedenen Einflussfaktoren wie der Abwasserbeschaffenheit, dem Reinigungsziel sowie Stoßbelastungszuständen.

Vorteile der simultanen aeroben Schlammstabilisierung sind:

- eine gute Reinigungsleistung mit der Möglichkeit zur Nährstoffelimination,
- eine einfache Stabilisierung des Schlammes,

(Aufgrund des fehlenden Vorklärbeckens fällt kein zu behandelnder Primärschlamm an, der aus dem Belebungsbecken entfernte Überschussschlamm wird unter aeroben Bedingungen weitgehend stabilisiert. Dabei wird die organische Substanz des Schlammes so weit vermindert, dass dieser ohne nennenswerte Geruchsbildung gelagert, entwässert, transportiert und entsorgt werden kann.)

- niedrige Investitionskosten,
- die betriebliche Sicherheit durch eine große Pufferkapazität,

(Die bei kleinen Ausbaugrößen typischen Belastungsschwankungen können in den großvolumigen Belebungsbecken aufgefangen werden.)

- der geringe Betriebs- und Überwachungsaufwand sowie
- die problemlose mögliche Einrichtung anoxischer Bereiche zur Denitrifikation und dadurch eine wirtschaftliche Betriebsweise, wenn durch eine gezielte Denitrifikation die Möglichkeit besteht, Belüftungsenergie einzusparen.

(Durch eine gezielte Denitrifikation kann eine wilde Denitrifikation in der Nachklärung vermieden werden.)

Wegen dieser Merkmale bieten Belebungsanlagen mit gemeinsamer aerober Schlammstabilisierung und gezielter Stickstoffelimination günstige Voraussetzungen zur Behandlung des Abwassers aus kleinen Gemeinden, Ortschaften und Siedlungen.

Nachteile der simultanen aeroben Schlammstabilisierung sind:

- hohe Betriebskosten infolge der langen Belüftungszeit,

(Bei dem Verfahren der simultanen aeroben Schlammstabilisation darf die Belüftungszeit 65 – 70 % der Gesamtzeit nicht unterschreiten, da sonst keine weitgehende Stabilisierung erzielt werden kann und die Gefahr der Blähschlamm-Bildung besteht. Die Bildung von Blähschlamm kann z. B. dann auftreten, wenn gewerbliche oder industrielle Einleiter das Rohabwasser merklich beeinflussen oder große Stoßbelastungen verursachen.)

- und die deutlich schlechtere Eindickfähigkeit und Entwässerbarkeit des Schlammes. (Dies gilt vor allem dann, wenn die Schlämme verfahrensbedingt – für die simultan ablaufende Abwasserreinigung ist noch aktiver Belebtschlamm erforderlich – nicht vollständig stabilisiert sind.)

Eine bessere Eindickfähigkeit und Entwässerbarkeit des Schlammes tritt dann ein, wenn der Schlamm vollständig stabilisiert ist. Dies kann durch eine anaerobe Nachbehandlung in Schlammteichen oder anderen Speicherbecken erreicht werden.

(ATV-DVWK-M 368 (2003); DWA-A 226 Entwurf (2006))

9.2.2 Anaerobe Schlammstabilisierung

Der anaerobe Abbauvorgang ist ein komplexer mehrstufiger Prozess, der bereits ausführlich im Zusammenhang mit der anaeroben Abwasserbehandlung (Kapitel 5) beschrieben worden ist. Die einzelnen Phasen der Zersetzung lassen sich auf den anaeroben Stabilisierungsprozess übertragen.

Der anaerobe Abbau des Rohschlammes bewirkt eine deutliche Reduzierung des Feststoffs, d. h., etwa die Hälfte der im Rohschlamm enthaltenen organischen Stoffe wird abgebaut. Zudem liefert der Prozess Biogas (Faulgas), welches als Energieträger verwendet werden kann.

Bei der Schlammfäulung kann grundsätzlich zwischen offenen und geschlossenen sowie zwischen unbeheizten und beheizten Faulräumen unterschieden werden. Üblicherweise werden offene bzw. unbeheizte Faulräume nur noch in sehr einfachen Verhältnissen oder warmen Klimazonen eingesetzt.

In Deutschland wird üblicherweise die anaerobe Schlammstabilisierung in geschlossenen und beheizbaren Reaktoren betrieben. Da die Faulzeit stark abhängig von der Temperatur ist (Abbildung 69), führt die Aufheizung des Schlammes in geschlossenen Behältern zu einer deutlichen Verkleinerung des erforderlichen Behandlungsvolumens.

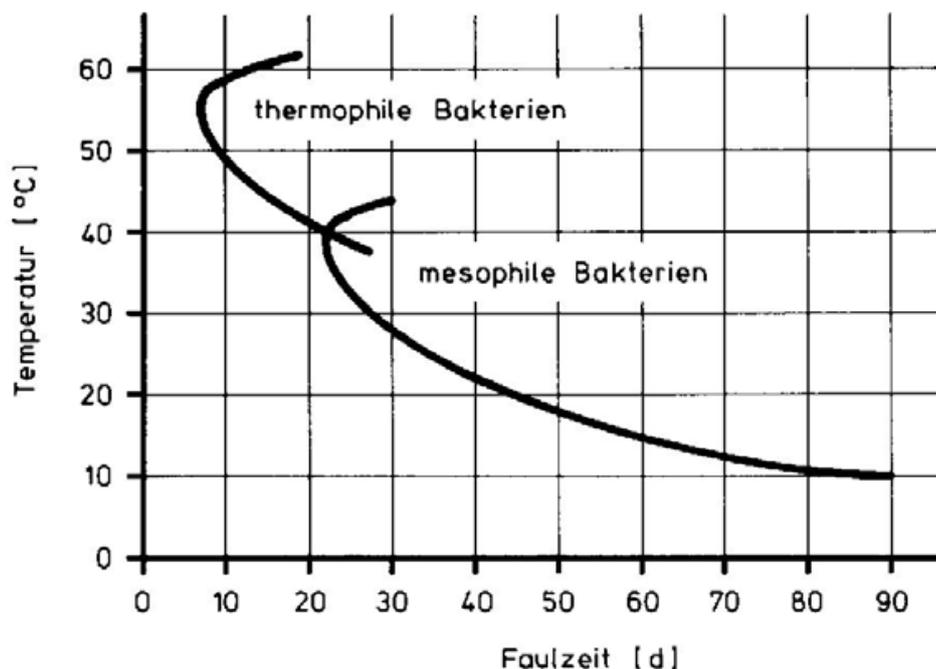


Abbildung 69: Abhängigkeit der Ausfäulzeit von der Temperatur für thermophile bzw. mesophile Bakterien (Fair und Moore (1937))

Die beheizte anaerobe Stabilisierung in geschlossenen Faulbehältern kann als

- mesophile Faulung in einem Temperaturbereich zwischen 30 und 40° C oder als
- thermophile Faulung in einem Temperaturbereich zwischen 50 und 60° C betrieben werden.

Um eine Entseuchung des Klärschlammes zu gewährleisten, müssten im Reaktor Temperaturen von über 55° C eingehalten werden. In der Praxis wird die mesophile Betriebsweise der Reaktoren bevorzugt.

Des Weiteren kann die anaerobe Schlammfäulung in eine einstufige oder zweistufige Betriebsweise unterteilt werden. Beim zweistufigen Betrieb dient die erste hochbelastete anaerobe Stufe zur Hydrolyse und Versäuerung des zugeführten Substrates. Die zweite Stufe dient der acetogenen und methanogenen Phase. In der Praxis wird sowohl die einstufige als auch die zweistufige anaerobe Schlammstabilisierung betrieben.

Vorteil des zweistufigen Betriebs ist, dass sich Belastungsschläge, die beispielsweise durch besondere industrielle Belastungen oder Giftschläge entstehen können, durch die sinkende Gasentwicklung des ersten Behälters rechtzeitig bemerkbar machen. Der dann noch funktionsfähige zweite Behälter kann zeitweise den anfallenden Rohschlamm alleine behandeln, bis die Mikroflora des ersten Reaktors wieder funktionsfähig ist.

Nachteil der zweistufigen anaeroben Schlammstabilisation ist, dass bei gleicher Behältergröße die betrieblich relevante Raumbelastung im ersten Reaktor sehr groß ist, während sie entsprechend dem inzwischen erzielten Abbau für den zweiten Reaktor immer kleiner wird.

Bemühungen, das Faulbehältervolumen mit Berechnungsmodellen darzustellen bzw. die Abbaukinetik exakt zu erfassen, sind bislang aufgrund zahlreicher Einflussfaktoren erfolglos geblieben. Die wichtigsten Einflussfaktoren sind hierbei der Rohschlammanteil, die Temperatur, die Durchmischung der Reaktoren, die Inhaltsstoffe des Schlammes sowie deren gegenseitige Beeinflussung. Der biologische Abbauprozess während der Fäulung verläuft asymptotisch, wobei sich die letzten Phasen sehr lange hinziehen, so dass diese schließlich technisch bedeutungslos werden. Der Prozess wird deshalb an einem Punkt abgebrochen, der als technische Faulgrenze bezeichnet wird. Diese Grenze ist jedoch kein exakt fixierter Wert, sondern hängt von verschiedenen Randbedingungen sowie unterschiedlichen Kriterien zur Beurteilung des Stabilisierungsprozesses ab. Insbesondere fallen hierbei der Stabilisierungsgrad, die Gaserzeugung, die Entwässerbarkeit des ausgefauten Schlammes, der Geruchsabbau und der Gehalt an organischen Säuren ins Gewicht. Für die Bemessung muss zumeist ein Kompromiss gewählt werden, da diese Kenngrößen hinsichtlich ihrer optimalen Berücksichtigung zu unterschiedlichen Ergebnissen führen können. Bei bestehenden Anlagen gilt es daher,

Vorversuche mit dem anfallenden Klärschlamm durchzuführen, um die erforderlichen Kennwerte des Schlammes zu ermitteln. Die maßgebende Bemessungsgröße ist die Faul- bzw. Aufenthaltszeit. Um Belastungsspitzen ausreichend abpuffern zu können, können als Richtwerte folgende Faulzeiten genutzt werden (ATV-DVWK-M 368 (2003)):

- beheizte Faulräume bei ca. 35° C: 20 Tage
- beheizte Faulräume bei ca. 55° C: 12 Tage

Der Trockenrückstand (TR) des Rohschlammes sollte 3 bis 8 % betragen. Eine ausreichende Durchmischung des Reaktors ist insbesondere für höhere Feststoffgehalte zu gewährleisten.

Für eine ausreichende, jedoch gleichzeitig wirtschaftliche Dimensionierung der Faulbehälter ist ein möglichst genauer Überblick über die anfallenden Schlammengen und deren Wassergehalt erforderlich. Bei bereits existierenden Kläranlagen können hierzu die Ganglinien des Schlammmanfalls genutzt werden, wobei die Ermittlung der gleitenden Mittelwerte unter Berücksichtigung einer Höchstwertbetrachtung notwendig ist. Bei Neuplanungen müssen Annahmen über die über das Jahr möglichen Schwankungsbreiten des Klärschlammmanfalls getroffen werden, so dass eine sichere Aufenthaltszeit im Faulraum gewährleistet werden kann.

Bei Einhaltung der Faulzeit und ordnungsgemäßem Betrieb und Ausrüstung des Faulbehälters kann von einem Abbau der organischen Feststoffmasse von 45 bis 50 % ausgegangen werden. Bei kommunalen Kläranlagen ohne signifikante Industrieeinleitung ist mit einer spezifischen Faulgasproduktion zwischen 400 und 500 Litern pro zugeführtem Kilogramm organischer Feststoffmasse zu rechnen. Die Faktoren Faulzeit, Faulbehältertemperatur, Umwälzung des Faulbehälters, der Anteil der Überschussschlammmenge an der Gesamtrohschlammmenge, der Betrieb und die Auslastung der Abwasserreinigung, das Schlammalter und die Schlammbelastung sowie die Art und Menge des Fällmittels zur Phosphorelimination im Abwasserreinigungsprozess haben maßgeblichen Einfluss auf die Produktion des Faulgases (ATV-DVWK-M 368 (2003)).

Günstig gewählte Formen von Faulbehältern unterstützen eine gute Durchmischung, wirken Ablagerungen am Boden entgegen, reduzieren die Schwimmdeckenproblematik und erleichtern die Gassammlung. Die Form, die üblicherweise eingesetzt wird, setzt sich aus einem zylindrischen Mittelteil ($D:H \sim 1$) sowie einem unteren und einem oberen Konus zusammen. Wählt man die Steigung für den unteren Konus mit 1,0 bis 1,7 und für den oberen Konus mit 0,6 bis 1,0, so bietet diese Form ideale Voraussetzungen für die Umwälzung bzw. Homogenisierung des Behälterinhaltes. Die Eiform stellt die beste Bauform dar, da der steile untere Trichter, die geringe Schlammoberfläche und die

kontinuierliche Wandkrümmung optimale Voraussetzungen für die Umwälzung des Schlammes sind. Des Weiteren ist bei dieser Form das Verhältnis von Oberfläche zu Inhalt im Hinblick auf eine erforderliche Beheizung des Faulraums ideal (ATV-DVWK-M 368 (2003)).

Um Faulbehältervolumen und somit Heizenergie zu sparen, sollten die Faulreaktoren möglichst mit Rohschlamm mit einem hohen Feststoffgehalt beschickt werden. Ebenfalls ist im Hinblick auf einen optimalen Betrieb eine kontinuierliche Beschickung, das Vorwärmen des Rohschlammes auf die Behältertemperatur sowie ein Animpfen des Schlammes sinnvoll (siehe Abbildung 70). Weitere Beispiele für Faulbehälter sind ausführlich in Kapitel 4.3.5 - Arten von Reaktoren - beschrieben.

Bei einer intensiven Umwälzung des Reaktorinhalts werden die erforderlichen Stoff- und Wärmetransporte gewährleistet, die unabdingbar für den Abbau der organischen Substanz, für die Gasentwicklung und für eine gleichmäßige Temperaturverteilung im Schlamm sind. Um Toträume und Kurzschlussströme im Reaktor zu vermeiden, sollte der gesamte zur Verfügung stehende Raum mit zeitlich und örtlich konstanter Temperatur, Feststoffgehalt und Mikroflora betrieben werden. Zur Umwälzung des Faulbehälters können außen liegende Pumpen, Schraubenschaufler bzw. Faulschlammischer, Rührwerke oder das Verfahren der Gaseinpressung genutzt werden.

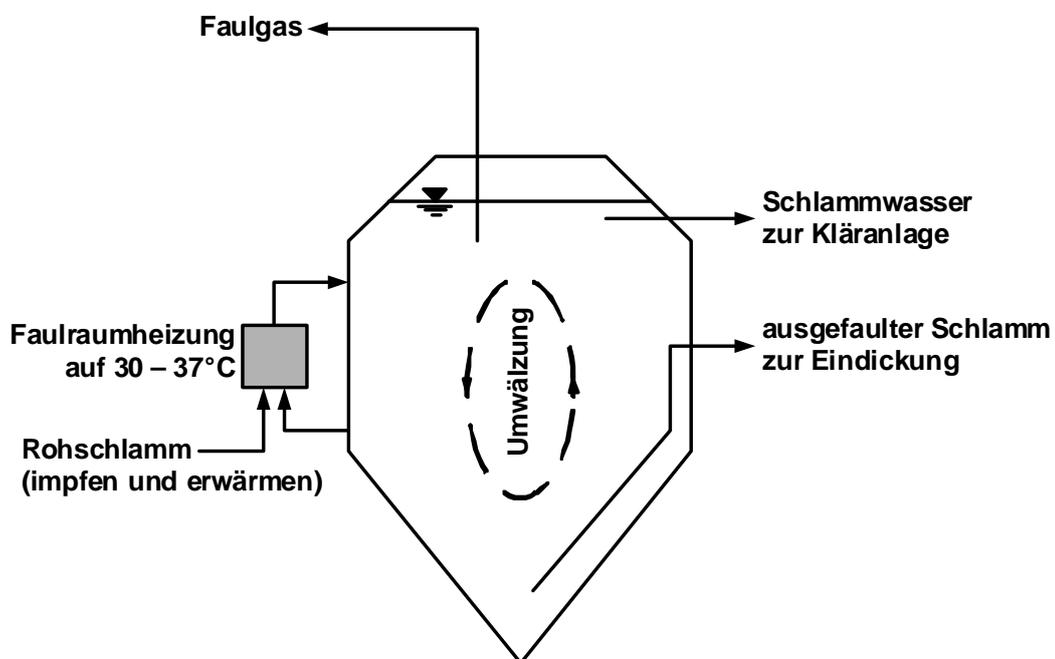


Abbildung 70: Schema des Verfahrens zur Klärschlammfaulung (ATV (1996))

Die Temperatur im Reaktor sollte möglichst konstant bleiben, da die Methanbakterien auf kurzfristige Änderungen der Temperatur empfindlich reagieren und die Abbauleistung

dadurch gemindert wird. Üblicherweise erfolgt eine Faulbehälterheizung durch außen liegende Wärmetauscher, seltener werden innen liegende Wärmetauscher oder Niederdruck-Dampfheizungen genutzt. Die Bemessung des Heizungssystems muss so ausgelegt werden, dass auch im Winter bei niedrigen Rohschlamm- und Außentemperaturen eine Aufheizung des Rohschlammes unter Berücksichtigung von Abstrahlverlusten sicher gestellt werden kann.

9.3 Biogasanfall und -verwertung bei der anaeroben Schlammstabilisierung

Biogas, das bei der anaeroben Schlammstabilisierung entsteht, wird auch Faulgas genannt. Faulgas ist ein Gasgemisch mit den Hauptkomponenten Methan CH_4 und Kohlendioxid CO_2 . Des Weiteren enthält das Gas geringere Mengen an Stickstoff N_2 , Sauerstoff O_2 , Schwefelwasserstoff H_2S sowie Spuren anderer Stoffe.

Der Energieinhalt der Biogase hängt vom Methananteil im jeweiligen Gasgemisch ab. In Tabelle 48 sind die Methangehalte mit Schwankungsbreiten unter normalen Betriebsbedingungen für die verschiedenen Biogase sowie die entsprechenden Energiegehalte, die als Heizwerte angegeben werden, dargestellt.

Tabelle 48: Methangehalte und Heizwerte unterschiedlicher Biogase (nach ATV-DVWK-M 363 (2002))

Biogas	CH₄-Gehalt [Vol-%]	Heizwert H_{i,n} [kWh/m³]
Biogas aus Klärschlammfaulungsanlagen	60 - 70	6,0 - 7,0
Biogas aus anaerober Behandlung organisch hochbelasteter Abwässer	50 - 85	5,0 - 8,5
Biogas aus landwirtschaftlichen Vergärungsanlagen	55 - 75	5,5 - 7,5
Biogas aus Bioabfallvergärungsanlagen	55 - 65	5,5 - 6,5
Biogas aus Ablagerungen von Abfällen	55 - 60	5,5 - 6,0

Im Gegensatz zu Biogas aus Substraten wie z. B. Bioabfall enthält Gas, das in Klärschlammfaulungsanlagen erzeugt wird, einen hohen Methangehalt zwischen 60 und 70 Vol- %, was zu einem ebenfalls relativ hohen Heizwert von 6 bis 7 kWh/m³ führt.

Bei der anaeroben Schlammstabilisierung hängen die Gasausbeute, die erzielbare Gasproduktionsrate und die Gasqualität von einer Vielzahl verfahrenstechnischer Faktoren ab. Die wichtigsten Faktoren sind:

- die Schlammbeschaffenheit, insbesondere der Anteil an biologisch abbaubaren organischen Substanzen,
- toxische Einflüsse,

(Toxische Einflüsse können den Faulungsprozess negativ beeinträchtigen.)

- optimale Verfahrenstechnik,

(Optimale Biogasausbeuten und -produktionsraten erfordern optimale verfahrenstechnische Randbedingungen. Diese Bedingungen sind eine intensive Reaktorumwälzung, gute Rohschlammanimpfung, gleichmäßige Substrattemperaturen und ein hinreichendes Prozesstemperaturniveau.)

- reale Belastungszustände und

(Die Biogasausbeuten bzw. -produktionsraten hängen ebenfalls von den real gegebenen Belastungs- bzw. Auslastungsgraden der Faulräume bzw. der zugehörigen Faulzeit ab.)

- das Faulraumvolumen.

(Die Prozessbedingungen sind neben dem Verhältnis von vorhandenem Faulraumvolumen und beaufschlagter Rohschlammmenge auch von der Absolutgröße der Reaktorräume abhängig. Bei größeren Reaktoren werden oftmals bessere Ergebnisse bzgl. der Faulgasproduktion erzielt.)

Für die Anlagenbemessung zur Faulgasverwertung ist insbesondere der tägliche Gasanfall von Bedeutung. Relevant sind der spezifische Gasanfall je Einwohnerwert oder je zugeführter organischer Trockenmasse und die Biogasproduktionsrate, die das Verhältnis der erzeugten Gasmenge zum Reaktionsvolumen des Faulbehälters und der zugehörigen Faulzeit wiedergibt. Laut Kapp (1984) und ATV-DVWK-M 363 (2002) kann je nach Betriebsweise der biologischen Reinigungsstufe der Abwasserbehandlung und der organischen Belastung im Zulauf zu den Belebungsbecken der in Tabelle 49 dargestellte Gasanfall erwartet werden.

Tabelle 49: Abhängigkeit des zu erwartenden Biogasanfalls von der eingesetzten Abwasserreinigungstechnik (nach Kapp (1984) und ATV-DVWK-M 363 (2002))

Betriebsweise der biologischen Reinigungsstufe	Organische Belastung aus Vorklärung und Belebungsstufe (Zulauf Belegung)	zu erwartender spezifischer Biogasanfall	
		Mittelwert	Schwankungsbreite
Schlammalter $t_{S, BB} = 8$ d Nitrifikation im Sommer, ggf. Teidenitrifikation	35 g BSB ₅ /(EW*d) große Vorklärung	20,7 l/(EW*d)	16,5 - 25,0 l/(EW*d)
Schlammalter $t_{S, BB} = 15$ d weitgehende Nitrifikation und Denitrifikation ganzjährig	35 g BSB ₅ /(EW*d) große Vorklärung	18,3 l/(EW*d)	14,5 - 22,0 l/(EW*d)
Schlammalter $t_{S, BB} = 15$ d	48 g BSB ₅ /(EW*d) kleine Vorklärung, Grobentschlammung	13,2 l/(EW*d)	10,5 - 15,9 l/(EW*d)
Schlammalter $t_{S, BB} = 15$ d	60 g BSB ₅ /(EW*d) ohne Vorklärung	7,8 l/(EW*d)	6,2 - 9,4 l/(EW*d)
Aerobe Stabilisationsanlage mit $t_{S} = 25$ d	60 g BSB ₅ /(EW*d) ohne Vorklärung	4,4 l/(EW*d)	3,5 - 5,3 l/(EW*d)

Laut ATV-DVWK-M 363 (2002) kann unter optimalen Verfahrensbedingungen bei mittelgroßen Anlagen über kürzere Betriebsperioden und bei Großanlagen über längere Betriebsperioden ein Gasanfall von bis zu 33 l/(EW*d) erreicht werden. Oftmals werden in der Praxis noch höhere Anfälle von Biogas gemessen, was auf die theoretische Bemessungsgröße der organischen Fracht in Höhe von 60 g BSB₅/(E*d) zurückzuführen ist, die oftmals durch Industrie- und Gewerbeinflüsse nicht der Realität entspricht.

Von daher ist bei der Berechnung des Gasanfalls und der Bemessung der Gasspeicherung und -verwertung das Einbeziehen von standort- bzw. projektspezifischen Untersuchungswerten unbedingt notwendig. Grundsätzlich sollten aber die im folgenden Text dargestellten Hinweise (ATV (1996); ATV-DVWK-M 363 (2002)) beachtet werden.

Bei der Ermittlung des nutzbaren Energiepotentials sollten grundsätzlich die niedrigsten Werte des zu erwartenden Biogasanfalls berücksichtigt werden. Hierbei kann von einem spezifischen Gasanfall von 16,5 l/(EW*d) ausgegangen werden, falls kein höherer Wert aus einem längerfristigen Betrieb einer bereits bestehenden Faulungsanlage sicher abgeleitet werden kann (ATV-DVWK-M 363 (2002)).

Bei rein thermischer Nutzung des Gases kann die Gasspeicherkapazität ebenfalls auf den niedrigsten Erwartungswert ausgelegt werden.

Werden Gasmotoren bzw. Blockheizkraftwerke zur Gasverwertung vorgesehen, so sollte die Speicherkapazität auf höhere Erwartungswerte bemessen werden, auch wenn diese nur über bestimmte Betriebsphasen des Jahres (mehrere Monate) erwartet werden.

Eine Anlagenauslegung auf einen extremen spezifischen Biogasanfall von mehr als 25 l/(EW*d) sollte nur dann vorgenommen werden, wenn auf entsprechende Messwerte über mehrjährige Betriebsphasen hinweg Bezug genommen werden kann.

Falls Gasmotoren zur Verwertung genutzt werden, sollten bzgl. ihrer Kapazität, Anzahl und eines optimalen Betriebs Schwankungen des Biogasanfalls beachtet werden.

Unterschiedliche spezifische Biogasausbeuten bzw. Biogasproduktionsraten, jahreszeitliche Einflüsse auf die verfahrenstechnischen Betriebsbedingungen und sich verändernde Auslastungsgrade der Faulräume können zu Belastungsänderungen führen. Aus ökologischer und ökonomischer Sicht ist die Verwertung von Biogas als Sekundärenergieträger notwendig. Eine ungenutzte Ableitung, d. h. das Abfackeln des Faulgases, sollte der Ausnahmefall bleiben und betrifft ausschließlich das betriebsbedingte Ansprechen von Sicherheitseinrichtungen der Biogasanlage.

Folgende Möglichkeiten der Verwertung von Faulgas sind technisch ausgereift und praktisch erprobt (ATV-DVWK-M 363 (2002)):

- Verwertung in Gaskesseln,
- Verwertung in stationären Gasmaschinen (BHKW oder Mikroturbine),
- Verwertung als Kraftstoff zum Betrieb von Kraftfahrzeugen,
- Einspeisung ins Erdgasnetz und
- Abgabe des Gases an Dritte zur Verwertung.

Für jeden Einzelfall sollte die geeignete Verwertungsmöglichkeit unter Einbeziehung wirtschaftlicher und ökologischer Faktoren ermittelt werden. Hierbei kann die Erstellung eines standortspezifischen Energiekonzeptes helfen.

9.4 Anaerobe Schlammstabilisierung am Beispiel der Kläranlage Langerwehe des Wasserverbands Eifel-Rur

Der Wasserverband Eifel-Rur (WVER) betreibt die Kläranlage Langerwehe. An die Kläranlage sind 10.810 Einwohnerwerte angeschlossen, die sich aus 9.538 Einwohnern und 1.272 Einwohnergleichwerten zusammensetzen. Die jährlich zu behandelnde Abwassermenge beträgt 1.036.363 m³ (AIDA (2009)).

Die Anlage ist seit dem 01.10.1992 in Betrieb und behandelt den anfallenden Klärschlamm trotz der doch relativ kleinen Anschlussgröße in einer anaeroben Schlammbehandlung. Der Faulturm hat eine leicht bauchige Zylinderform.

Da die Kläranlage Langerwehe nur eine Grobstoffentfernung, aber keine direkte Vorklärung besitzt, fällt kein Primärschlamm an. D. h., die anaerobe Schlammbehandlung wird lediglich mit Überschussschlamm beschickt. Der Klärschlammanfall beträgt ca. 303 Mg TS/a. Hinzu kommen Fremdschlämme in Höhe von 60 Mg TS/a, die auf der Anlage mit behandelt werden. Der mittlere Feststoffgehalt des Schlamms (Input zur Faulung) beträgt ca. 27 % (nach Eindickung und Entwässerung) (AIDA (2009)).

Durch die anaerobe Schlammbehandlung werden jährlich 9.790 m³ Faulgas produziert. Dieses wird zu 100 % direkt zur Beheizung genutzt (AIDA (2009)).

Laut Aussage des Klärmeisters ist der Betrieb des Faulturms derzeit nicht wirtschaftlich, da zurzeit nur Überschussschlamm behandelt wird. Die alleinige Behandlung dieser Schlammart führt dazu, dass bei niedrigen Außentemperaturen der Faulbehälter nicht energieautark betrieben, sondern unter Zuführung zusätzlicher Energie beheizt werden muss, damit die mikrobiellen Prozesse des anaeroben Abbaus nicht zum Erliegen kommen. Versuche, bei denen zum Überschussschlamm Primärschlamm von anderen Kläranlagen hinzugegeben wurde, haben aufgezeigt, dass unter diesen Voraussetzungen der Faulbehälter ökonomisch sinnvoll betrieben werden kann. Gründe sind, dass während des Abbaus dieser Substratmischung ausreichend Eigenwärme entsteht und eine Beheizung des Reaktors nicht mehr nötig ist und dass die Gasproduktion durch die Zugabe des Primärschlammes deutlich erhöht und eine Nutzung des Gases zur Gewinnung von elektrischer Energie möglich wird.

9.5 Beispielhafte Umrüstung einer Kläranlage mit einer Anschlussgröße von 10.000 Einwohnerwerten mit aerober auf anaerobe Stabilisierung

Kläranlagen mit simultaner aerober Schlammstabilisation setzen sich üblicherweise aus einer Grobstoffentfernung, einem Belebungsbecken, einer Nachklärung, einer Schlammeindickung, die im Regelfall als statischer Eindicker ausgebildet ist, und in Ausnahmefällen aus einer maschinellen Schlammmentwässerung zusammen (Abbildung 71). Eine Vorklärung entfällt. Das Belebungsbecken ist nahezu proportional zum Schlammalter, welches bei simultan aerober Schlammstabilisation ca. 25 Tage beträgt, größer als bei Anlagen, die eine anaerobe Schlammstabilisation (Faulung) betreiben ($t_{TS} = 10 - 18$ d) (ATV-DVWK-A 131 (2000)). Aufgrund des hohen Schlammalters ist auch der Belüftungsaufwand und somit der Energieverbrauch größer. Hierbei wird zur Nitrifikation der größte Teil des Sauerstoffs benötigt. Auch der Klärschlammfall ist bei der simultan aeroben Schlammstabilisation ca. 20 % höher als bei Anlagen mit Klärschlammfaulung (Schreff (2008)).

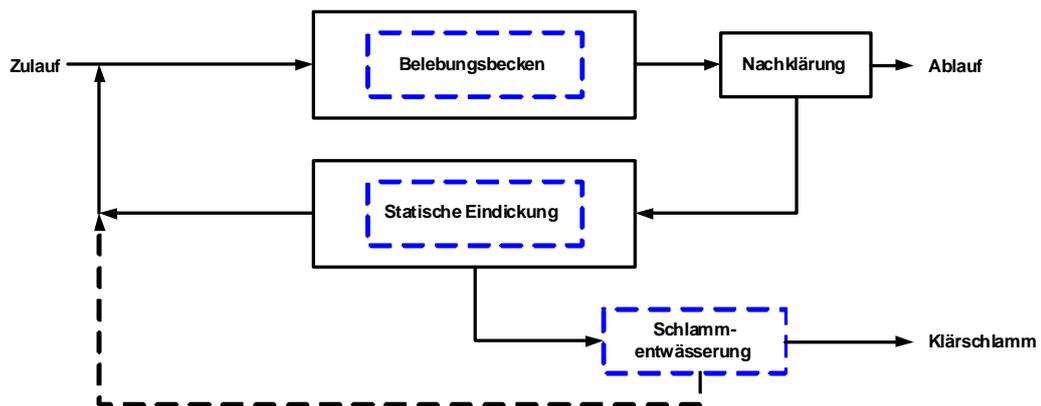


Abbildung 71: Schematische Darstellung einer Kläranlage mit simultaner aerober Schlammstabilisierung (nach Schreff (2008))

Um eine Kläranlage mit simultan aerober Schlammstabilisation in eine Anlage mit Schlammfäulung umzurüsten, müssen hauptsächlich folgende bauliche Maßnahmen vorgenommen werden (vgl. Abbildung 72):

- Bau eines Vorklärbeckens oder einer anderweitigen Einrichtung zur Abtrennung von Primärschlamm,
- Verkleinerung des Belebungsbeckens,
- Bau einer anaeroben Schlammstabilisation.

Die Vorklärung kann als klassisches Vorklärbecken bemessen nach ATV-DVWK-A 131 (2000) gebaut werden. Alternativ dazu wird seit einiger Zeit der Einsatz von Siebanlagen zur Abtrennung des Primärschlammes in der Fachwelt diskutiert. Eine Vorklärung ist für eine wirtschaftlich zu betreibende Faulungsanlage unbedingt notwendig, da der Primärschlamm aufgrund seines höheren organischen Anteils und des größeren CSB/oTR-Verhältnis energiereicher ist als Überschussschlamm. Die Verwertung von Primärschlamm führt somit zu einer höheren Gasproduktion bei der Klärschlammfäulung (siehe Kapitel 4).

Das Belebungsbecken kann bei einer Umrüstung auf eine anaerobe Schlammstabilisation erheblich verkleinert werden. Je nach Ausbildung des vorhandenen Klärbeckens kann der überflüssige Raum abgetrennt und für andere Zwecke z. B. als Regenüberlaufbecken genutzt werden.

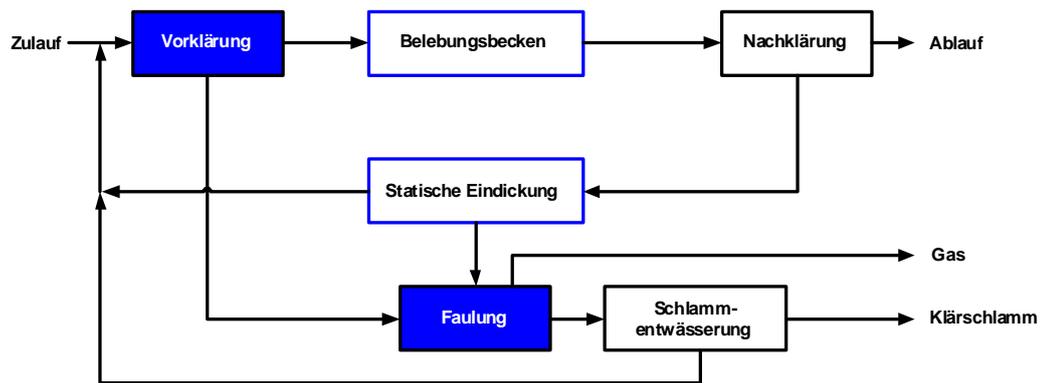


Abbildung 72: Schematische Darstellung einer Kläranlage mit anaerober Schlammstabilisierung (nach Schreff (2008))

Durch den besseren Abbau der organischen Feststoffe in der Faulung muss im Gegensatz zu Anlagen mit simultan aerober Schlammstabilisierung wesentlich weniger Schlamm nach der Schlammbehandlung entsorgt werden. Bei Kläranlagen mit simultan aerober Stabilisierung fällt etwa 56 g TR/(E*d) zur Entsorgung an, während bei der Klärschlammfaulung nur 45 g TR/(E*d) anfällt (Schreff (2008)). Die Kosten für die landwirtschaftliche Klärschlammverwertung betragen derzeit etwa 150 €/Mg TR. Dieser Verwertungsweg ist jedoch auch bei kleinen Anlagen nicht mehr durchgehend gesichert. Andere Entsorgungswege wie z. B. die Klärschlammverbrennung kosten jedoch zwischen 400 und 600 €/Mg TR. Umfragen haben ergeben, dass sowohl Landwirte, die Klärschlamm verwerten, als auch Kraftwerksbetreiber, die Klärschlamm in ihren Anlagen mit verbrennen, ausgefaulten Schlamm gegenüber aerob stabilisiertem Schlamm vorziehen (Meyer und Biebersdorf (2008)). Des Weiteren ergibt sich durch den geringeren organischen Feststoffanteil im durch eine Faulung behandelten Schlamm sowohl eine höhere Mengenreduzierung als auch eine bessere Stabilisierung. Darüber hinaus ergibt sich durch eine Umrüstung von aerob auf anaerob stabilisierend eine verbesserte CO₂-Bilanz auf der Kläranlage. Wie Tabelle 50 verdeutlicht, sind die CO₂-Emissionen von simultan stabilisierenden Anlagen um mindestens das Dreifache höher als bei konventionellen Belebungsanlagen mit anaerober Faulung. Die Verbesserung der CO₂-Bilanz ist nicht in der Umwandlung der organischen Substanz begründet, sondern beruht hauptsächlich auf der Substitution fossiler Brennstoffe durch Biogas bei der Stromproduktion und/ oder Wärmeerzeugung.

Tabelle 50: CO₂-Emissionen verschiedener Reinigungsverfahren innerhalb Kanadas (Monteith et al. (2005))

Reinigungsverfahren	CO₂-Emissionen [kg/m³ gereinigtes Abwasser]
Vorklärung	0,005 – 0,020
Vorklärung + Faulung	0,013 – 0,061
Belebungsverfahren	0,153 – 0,280
Belebungsverfahren + Faulung	0,148 – 0,369
Simultan aerobe Stabilisierung	0,832 – 0,994
Belüfteter Abwasserteich	0,334 – 0,349

Das Faulraumvolumen ist abhängig von der vorhergehenden Schlammehindung und liegt üblicherweise zwischen 25 und 45 l/E. Die spezifischen Investitionskosten liegen für einen klassischen Faulbehälter wie z. B. den eiförmigen Faulbehälter je nach Bauform und Ausrüstung der Faulreaktoren zwischen 800 und 1.000 €/m³. Bei einer einfacheren Konzeption und Bauweise der Faulbehälter wie z. B. einem zylinderförmigen Behälter in Leichtbauweise (siehe Abbildung 73) reduzieren sich die spezifischen Investitionskosten auf etwa 600 €/m³ (Günther und Reicherter (2001), Schreff (2008)).

Bei dem abgebildeten System handelt es sich um einen Faulbehälter mit integriertem Gasspeicher. Die Investitionskosten dieser Anlagen mit einem Faulbehältervolumen ab 300 m³ und einem Gasspeicher ab 150 m³ liegen deutlich unter dem Preisniveau von Anlagen herkömmlicher Bauart (Meyer und Biebersdorf (2008)).



Abbildung 73: Faulbehälter mit integriertem Gasraum in Stahlbauweise mit Blockheizkraftwerk (BHKW) in Containeraufstellung der Fa. Lipp GmbH, Tannhausen (aus Meyer und Biebersdorf (2008): Bilddokumentation der Fa. Lipp GmbH)

Bei einer gut funktionierenden Faulung mit einer Aufenthaltszeit zwischen 15 und 25 Tagen kann in Summe von einem Gasanfall von sieben bis elf Normkubikmetern je Einwohner und Jahr ausgegangen werden. Üblicherweise beträgt der Heizwert von Faulgas etwa $6,4 \text{ kWh/m}^3$. Ausgehend von einem Gasnutzungsgrad von 90 % und einem elektrischen Wirkungsgrad von 35 % eines Blockheizkraftwerks kann Eigenstrom in Höhe von 18 kWh/(E*a) durch eine Faulung erzeugt werden. Zusätzlich zu der Erzeugung von Strom kann die durch die Faulung produzierte Wärme zur Beheizung genutzt werden (UBA (2008)). Laut UBA (2008) können bei einer Anlagengröße von 10.000 Einwohnerwerten durch die Verwertung des Faulgases etwa 50 % des Gesamtenergiebedarfs der Kläranlage gedeckt werden. Die Gasverstromung kann bei Kläranlagen mit einer Größe von 10.000 Einwohnerwerten in Blockheizkraftwerken, die in Containerbauweise erhältlich sind, erfolgen. Laut Meyer und Biebersdorf (2008) sind für einen Gasanfall von $180 \text{ m}^3/\text{d}$ z. B. Tandemaschinen mit einer Leistung von $2 \times 6 \text{ kW}$ einsetzbar, die sich bereits im Dauerbetrieb bewährt haben.

Für den Betrieb einer Faulungsanlage mit den zugehörigen technischen Einrichtungen beträgt der zusätzliche personelle Aufwand je Monat acht bis zehn Stunden nach ATV-M 271 (1998).

Bei Kläranlagen mit Schlammfäulung ist zu beachten, dass durch die Prozesse der anaeroben Schlammstabilisierung der in den Schlamm eingebaute Stickstoff zum größten Teil wieder freigesetzt wird und mit dem Zentrat oder Filtrat aus der Schlamm-entwässerung wieder als Ammonium in den Zulauf der Abwasserreinigungsanlage gelangt. Durch diese Rückbelastung wird die Gesamtstickstofffracht im Zulauf der Kläranlage um 15 bis 20 % erhöht (Schreff (2008)), wobei Spitzenbelastungen auftreten können. Eine Speicherung und gleichmäßige Zugabe wird somit empfohlen.

Nach Schreff (2008) kann eine vereinfachte Kostenabschätzung für eine Faulungsanlage für eine Kläranlage mit 10.000 Einwohnerwerten, wie in Tabelle 51 dargestellt, vorgenommen werden.

Tabelle 51: Vereinfachte Kostenabschätzung für eine Faulungsanlage für eine Kläranlage mit 10.000 Einwohnerwerten (nach Schreff (2008))

Anlagengröße	10.000 EW
Faulbehältervolumen	300 m ³
Ersparnis	
durch Eigenstromerzeugung	30.000 €/a
durch reduzierte Klärschlammmenge zur Entsorgung	7.500 €/a
Fäulung und zugehörige technische Einrichtungen	
Investitionskosten	500.000 €
Mittlere Nutzungsdauer	20 Jahre
Externe Wartungskosten	5.000 €/a
Jahreskosten	30.000 €/a
Tatsächliche Ersparnis	7.500 €/a

Wie das Beispiel zeigt, beträgt die tatsächliche Ersparnis bei einer ersten überschlägigen Kostenabschätzung rund 7.500 €/a, wobei hier der zusätzliche Aufwand für das Betriebspersonal und weitere Kapitalkosten (z. B. Vorklärbecken) nicht angesetzt worden sind. Andererseits ergeben sich zusätzliche Einsparpotentiale durch einen deutlich reduzierten Belüftungsaufwand und ein kleineres Belebungsvolumen. Diese Einsparungen sind im Falle von Umrüstungen bestehender Anlagen jedoch schwer aufgrund der bereits bestehenden Infrastruktur (Becken, Aggregate) zu quantifizieren. Bei neuen Anlagen gestaltet sich eine Bilanzierung der Kosten wesentlich einfacher. Eine detailliertere Ermittlung der Einsparpotentiale bei aerob stabilisierenden bayerischen

Kläranlagen ab 10.000 EW (die entweder überlastet oder mittelfristig saniert werden müssen, wie z. B. Kläranlage Ismaning, Kläranlage Kemnath) sollte in einem Folgeprojekt durchgeführt werden.

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass das Verfahren der anaeroben Stabilisierung für Anlagen mit mittlerer Ausbaugröße (ab 10.000 EW) technisch möglich und, bei reduziertem Ausrüstungsstandard und unter günstigen Randbedingungen, wirtschaftlich sinnvoll ist. Hierbei wird unter reduziertem Ausrüstungsstandard ein einfacher zylindrischer und oberirdischer Faulbehälter aus Stahl in Leichtbauweise mit einfacher Ausstattung, jedoch dem herkömmlichen Sicherheitsstandard verstanden. Die wirtschaftliche Betriebsführung einer Kläranlage ergibt sich in erster Linie durch die Minimierung des Energieverbrauchs und des Schlammmanfalls. Die Vorteile einer Faulung liegen in der Energieerzeugung und Klärschlammreduzierung. Laut Meyer und Biebersdorf (2008) zeigen sowohl die Investitionskosten als auch die spezifischen Annuitäten bzw. Kapitalwerte bei Kläranlagengrößen ab 10.000 Einwohnerwerten eindeutige Vorteile für die anaerobe Schlammstabilisierung (Faulung). Auch im Zeichen des Klimawandels erscheint eine Klärschlammfaulung sinnvoll, da die Schlammstabilisierung mit Energiegewinn betrieben werden kann und nicht wie bei der simultan aeroben Stabilisierung mit großen benötigten Energiemengen verbunden ist. Meyer und Biebersdorf (2008) weisen des Weiteren darauf hin, dass der Umgang mit ausgefaultem Schlamm bzgl. Immissionsschutz und Arbeitshygiene vorteilhafter ist.

9.6 Alternative Entsorgungskonzepte

Falls eine Umrüstung von Kläranlagen mit einer Anschlussgröße von 10.000 Einwohnerwerten mit aerober auf anaerobe Stabilisierung aufgrund von beispielsweise zu hohen Investitions- und Betriebskosten nicht sinnvoll erscheint, können alternative Entsorgungskonzepte in Betracht gezogen werden. Im Folgenden werden zwei Alternativen dargestellt.

9.6.1 Zentrales Entsorgungskonzept für Klärschlamm mehrerer Kläranlagen

Eine Möglichkeit eines alternativen Entsorgungskonzeptes für Klärschlamm mehrerer Kläranlagen mit simultan aerober Schlammstabilisierung und einer Anschlussgröße von 10.000 Einwohnerwerten in einer Region ist die Planung regionaler Klärschlamm Entsorgungskonzepte. Hierzu sollten die Kläranlagen den Betrieb ihrer biologischen Abwasserreinigung von simultan aerober Schlammstabilisation auf das konventionelle Belebungsverfahren umstellen. Dies bedeutet, dass die Anlagen mit einer

Vorklärung und einer Schlammverdickung ausgestattet werden müssen. Zur Einrichtung einer Vorklärung kann, je nach Ausbildung der Belebungsbecken, ein durch die Verfahrensumstellung frei gewordenes Beckenvolumen umgestaltet werden. Zur Schlammverdickung können Schlammstapelbehälter genutzt werden. Der eingedickte Schlamm wird zur zentralen Schlammbehandlung mittels Tankwagen transportiert. Die zentrale Schlammbehandlung mit einer anaeroben Schlammstabilisierung (Faulreaktoren) sollte auf einer der Kläranlagen errichtet werden, um die bereits vorhandene Infrastruktur nutzen zu können. Da in diesem Konzept nur eine zentrale große Schlammbehandlung errichtet wird, können Investitions- und Betriebskosten minimiert und der Gasanfall maximiert werden.

Dieses Konzept findet in der Praxis Anwendung. Beispielhaft sollen hier die Kläranlage Straubing, die den umliegenden Gemeinden eine Mitbehandlung des dort anfallenden Klärschlammes anbietet (Buchmeier (2006)) und der Niersverband, der den Klärschlamm seiner 25 Kläranlagen, an die zwischen 670 und 410.000 Einwohner angeschlossen sind, in nur acht Schlammbehandlungsanlagen mit anaerober Schlammstabilisation behandelt (Niersverband (2009)), genannt werden.

9.6.2 Dezentrale thermische Verwertung von Klärschlamm

Die Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH, das Pyreg Ingenieurbüro Helmut Gerber und die Scherer GmbH haben in Zusammenarbeit mit der Fachhochschule Bingen ein Verfahren zur dezentralen thermischen Verwertung von Klärschlamm aus Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von ca. 15.000 Einwohnerwerten entwickelt. Das Kernstück des Verfahrens ist die PYREG-Anlage (gemäß Abbildung 74), die aus einem Pyrolysereaktor mit einer nachgeschalteten FLOX®-Feuerung besteht.

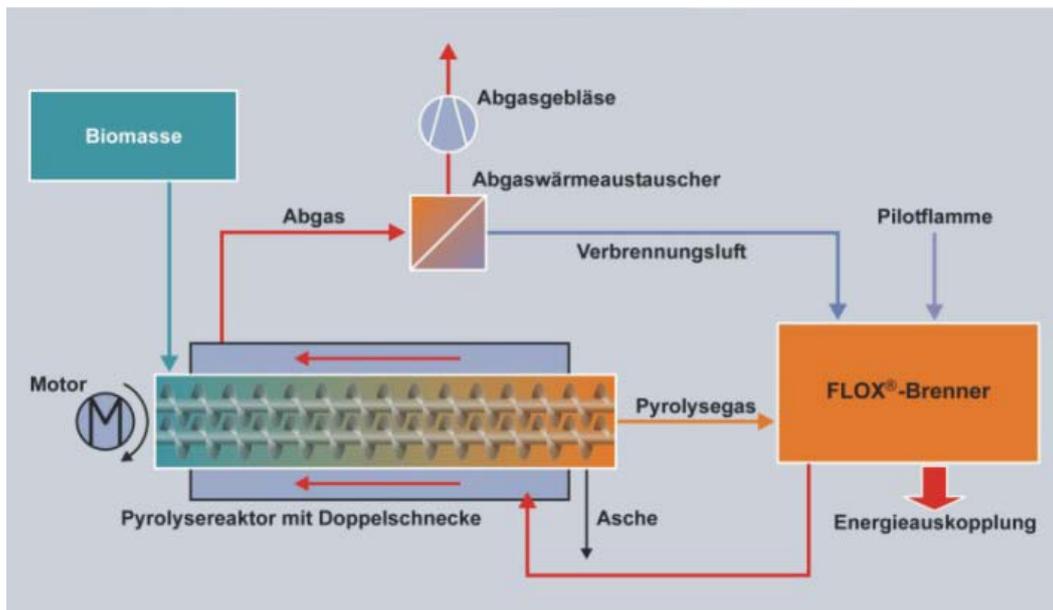


Abbildung 74: Verfahrensschema der PYREG-Anlage (Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH (2009a))

Die Zufuhr des Klärschlammes zum Pyrolyseaktor erfolgt über eine gasdichte Zelleradschleuse. Innerhalb des Reaktors wird der Klärschlamm durch ineinander kämmende Förderschnecken kontinuierlich transportiert und somit eine gleichmäßige Erhitzung ermöglicht. Der Reaktor wird von außen durch die heißen Rauchgase der nachgeschalteten FLOX®-Feuerung beheizt. Während der Pyrolyse, die allotherm unterhalb der Ascheerweichungstemperatur von 800°C betrieben wird, werden die organischen Inhaltstoffe des Klärschlammes durch Ent- und Vergasung unter Luftabschluss thermisch zersetzt. Das entstehende Pyrolysegas wird im nachgeschalteten FLOX®-Brenner verbrannt. FLOX® steht hierbei für FlammenLose OXidation. Mit der Abwärme der Anlage kann der Klärschlamm vor der Behandlung getrocknet werden oder sie kann zu Heizzwecken genutzt werden. (Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH, 2009a)

Die PYREG-Anlage hat eine Brennerleistung von ca. 100 kWth. und eine Durchsatzleistung von ca. 40 kg TS/h (Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH (2009a)). Laut Aussagen der Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH (2009b) kann die Anlage für Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von 15.000 Einwohnerwerten wirtschaftlich sinnvoll betrieben werden.

10 Empfehlungen und weiterer Forschungsbedarf

Die vorgestellten Verfahrensvarianten in Kapitel 8 würden nur bei einer vorhandenen Trennkanalisation optimal funktionieren. Durch Mischkanalisation würden sich die Bilanzierungen der Varianten verschlechtern.

Unstrittig ist, eine Optimierung der Faulgasausbeute auf bestehenden Anlagen voranzutreiben, die Verfahrensvarianten haben aber gezeigt, dass der für die Denitrifikation benötigte organische Kohlenstoff eine Limitierung darstellt. Wie die vorgelegte Studie weiter zeigt, ist eine Umstellung von aerober Schlammstabilisation auf eine anaerobe Variante auch für Kläranlagengrößen von 10.000 EW zu erwägen.

Prof. Bischof sieht zur Erhöhung der Faulgasausbeute weiteren Forschungsbedarf in den folgenden Feldern:

- Kombination der Feinstsiebung mit nachfolgender Mikrosiebung (bislang keine systematischen Untersuchungen) ohne Chemikalieneinsatz, um die maximale CSB-Entnahme zu bewerten
- Flotation anstelle der Siebung mit dem Ziel der maximalen CSB-Entnahme durch scherkraftarme Entfernung gebildeter Flocken bei vorausgehender Vergleichmäßigung des Zulaufs
- Gezielte Hydrolyse der Siebrückstände in einer vorgeschalteten Stufe zur Beschleunigung der nachfolgenden Prozesse im Faulturm
- Integration einer Desintegration (Ultraschall bzw. Thermodruckhydrolyse) mit dem Ziel, eine verwertbare Kohlenstoffquelle für die Denitrifikation bereit zu stellen (Biogas um ca. 25 % - 30 % erhöht)
- Kombination einer Desintegration – Anammox – Magnesium-Ammonium-Phosphat (MAP)-Fällung

Neben der Optimierung der Faulgasausbeute ist die Einrichtung einer Schlamm- oder Prozesswasserbehandlung mit der Deammonifikation sinnvoll, da sich dadurch der Aufwand an elektrischer Energie bis zu 10 % des Anteils der biologischen Stufe einsparen lassen. Bei einem mittleren Verbrauch an elektrischer Energie von 40 kWh/(E*a) und einem Anteil von 60% für die biologische Stufe sind das nur rund **2,4 kWh/(E*a) oder 1,4 kg CO₂** pro Jahr und Einwohner.

Für die Wahl zukünftiger Verfahrensvarianten ist die Art der Entwässerung entscheidend. Für bestehende Systeme ist eine Umstellung des Kanalsystems schwierig zu realisieren,

wohingegen bei Neubauprojekten darauf geachtet werden sollte, eine Trennung der Abwasserströme herbeizuführen. Gleiches gilt für die Sanierung großer Teile von Kanalsystemen. Dies bedingt höhere Frachten und somit auch leistungsstärkere Reaktoren in den Kläranlagen. Da in den letzten Jahren im häuslichen Bereich immer mehr Wasser gespart wurde, steigen die Nährstoffkonzentrationen, die im Abwasser enthalten sind und entfernt bzw. reduziert werden müssen, an. Dies bedeutet einen höheren Reinigungsaufwand. Durch eine konsequente Trennkanalisation können diese Konzentrationen noch erhöht werden, was wiederum beim Beibehalten der auf Konzentrationen basierenden Überwachung nicht zwangsläufig zur Energieeinsparung führt.

Für die Planung der Kläranlage der Zukunft sollte durchaus auch die Urinseparation in Betrachtung gezogen werden. Sogenannte NASS (Neuartige Sanitärsysteme) erfassen und behandeln getrennt Teilströme wie Regenwasser, Grauwasser, Fäzes und Urin. Diese Systeme entsprechen bisher in Deutschland noch nicht der etablierten konventionellen Technik, aber oft dem Stand der Technik bzw. von Wissenschaft und Lehre. Man unterscheidet beispielsweise das Schwarzsysteem, das 2-Stoffstromsystem mit Urintrennung, das 3-Stoffstromsystem mit Urintrennung, das Fäkaliensystem mit Trockentoiletten sowie das 3-Stoffstromsystem mit Urintrennung und Trockentoiletten (Londong (2009)). Ein Beispiel für die Urinseparation ist die sog. „NoMix“-Technologie, bei der speziell konstruierte WCs im vorderen Teil den Urin auffangen und mit wenig Spülwasser bzw. unverdünnt in einen lokalen Speicher leiten. Die Nährstoffe Stickstoff und Phosphor aus dem Urin werden zur Herstellung von Pflanzendünger verwendet oder mit ähnlichen Verfahren wie in Kläranlagen eliminiert. Vorteile der Urinseparation sind vor allem kleinere Kläranlagen und der Schutz der Gewässer vor Stickstoff und Phosphor (Larsen (2009)). In Kapitel 5.3.2 wurde das Demonstrationsprojekt in Stuttgart-Knittlingen vorgestellt. Es beinhaltet eine semi-(de)-zentrale Systemlösung mit modularem Charakter. Diese Lösung beinhaltet neben sparsamer Sanitärtechnik in den Häusern, Vakuumkanalisation, einer demontierbaren und wiederverwendbaren Kläranlage auch die Nutzung des gereinigten Abwassers (Trösch (2009)). Beispielsweise wird in verschiedenen Orten in der Schweiz mittlerweile in Speichertanks der Urin gesammelt und gezielt nachts in das Kanalnetz abgegeben. Aber auch die vollständige separate Behandlung des Urins würde die Energieeffizienz von kommunalen Kläranlagen erheblich steigern. Bei einer weitestgehenden Umsetzung dieser Technik würden sich die Anlagen dann zu reinen Energielieferanten umgestalten lassen. Die notwendigen Investitionen zur Umrüstung von Sanitäranlagen und Sammeleinrichtungen stehen zurzeit wohl in keinem

wirtschaftlichen Verhältnis zur Energieeinsparung. Dies sollte aber in einem getrennten Projekt näher ermittelt werden.

Die anaerobe Schlammbehandlung wurde im Rahmen dieses Projektes wiederholt in die verschiedenen Überlegungen eingebunden. In Zukunft könnten neue Verfahren wie die Thermodruckhydrolyse angewandt werden. Der Schlamm kann ggf. aufgeschlossen werden, um eine höhere Gasausbeute zu erreichen. Hierzu eignen sich z. B. das sog. CAMBI-Verfahren oder die Behandlung mit Ultraschall. Möglich ist dies auch bei nachgeschalteter MAP-Fällung. Es wurde gezeigt, dass mittlerweile für Anlagen ab 10.000 EW eine Umstellung von aerober Schlammstabilisierung auf anaerobe Schlammfäulung sowohl technisch machbar als auch, unter bestimmten Randbedingungen, wirtschaftlich sinnvoll ist. Insbesondere bei Kläranlagen, die entweder überlastet sind oder mittelfristig saniert werden müssen, bietet sich eine detaillierte Prüfung an.

Die Kläranlage profitiert von einem geringeren Energieverbrauch und einem geringeren Schlammanfall. Zudem entfallen bei dezentralen Lösungen die teilweise erheblichen Transport- und Energiekosten.

Unter den heute gültigen Rahmenbedingungen ist es schwierig, Energieeinsparungen, die deutlich über 30 % des Ist-Zustandes hinausgehen, zu erzielen. In einer am 11.05.2009 durchgeführten Besprechung war dies Konsens zwischen den beauftragten Hochschulen und den Ingenieurbüros (Dr.-Ing. Steinle Ingenieurgesellschaft f. Abwassertechnik mbH, vertreten durch Herrn Dr.-Ing. Eberhard Steinle, GFM Beratende Ingenieure GmbH, vertreten durch Herrn Dr.-Ing. Ralf Mitsdörffer und Herrn Dr.-Ing. Oliver Christ) sowie Herrn Dr.-Ing. Bernhard Böhm von der Münchner Stadtentwässerung, die gemeinsam beratend an diesem Forschungsprojekt „Kläranlage der Zukunft“ tätig waren. Bei einer veränderten Rechtslage, die eine Frachtelimination für Stickstoff (wie z. B. in Österreich) anstatt von Konzentrationsgrenzwerten vorsieht, wäre eine wesentlich energieeffizientere Abwasserbehandlung in Deutschland möglich. Die Auswirkungen auf die Gewässer (teilweise höhere Nitratkonzentrationen) wären vor dem Hintergrund einer hohen diffusen Belastung zu diskutieren.

11 Zusammenfassung und Ausblick

Zwischen den Projektpartnern und den beteiligten Ingenieurbüros Dr.-Ing. Steinle, vertreten durch Herrn Dr.-Ing. Eberhard Steinle, und GFM Beratende Ingenieure GmbH, vertreten durch Herrn Dr.-Ing. Ralf Mitsdörffer und Herrn Dr.-Ing. Oliver Christ, sowie Herrn Dr.-Ing. Bernhard Böhm von der Stadtentwässerung München besteht bezüglich der folgenden Bewertungen Konsens:

Die Untersuchung im Rahmen des Projektes „Kläranlage der Zukunft“ stellt die Erfahrungen in den Bereichen Erhöhung der Faulgasproduktion, Anaerobe Abwasserbehandlung und Deammonifikation zusammen.

Des Weiteren wurden verschiedene Verfahrenskonzepte erstellt, die zu einer Reduzierung des Energieverbrauchs auf Kläranlagen führen. Diese Verfahrenskonzepte basieren auf dem Stand der Technik. Dabei hat sich vor allem das Verfahren der Deammonifikation für die Stickstoffelimination aus dem Prozesswasser als sehr effizient herausgestellt. Hierbei wird neben der Energiereduktion auch eine Verminderung des Kohlenstoffverbrauchs erzielt. Die Deammonifikation wird in einem Versuchsreaktor bereits am Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität München untersucht. Es hat sich gezeigt, dass es sich um ein sehr stabiles Verfahren handelt.

Die Erhöhung der Faulgasproduktion auf bis zu $12 \text{ m}^3/(\text{EW} \cdot \text{a})$ durch Entnahme des Kohlenstoffs in der mechanischen Reinigung hingegen bedingt, dass für die Denitrifikation Methanol zugegeben werden muss. Hierfür ist in einem weiteren Schritt unbedingt zu prüfen, welchen finanziellen sowie energetischen Vorteil die Zugabe von Methanol in die Denitrifikation und damit die Reduzierung des Kohlenstoffs in der mechanischen Reinigung gegenüber der konventionellen Grundvariante hat. Eine detaillierte Erhebung der Faulgasproduktion für Kläranlagen in Bayern war im Rahmen des Projektes nicht mit vertretbarem Aufwand möglich. Desintegrationsverfahren in Kombination mit erhöhter CSB-Entnahme können bei entsprechender Verfahrensführung eine eigene und kostengünstige Kohlenstoffquelle für die Denitrifikation darstellen.

Die Prüfung der Umstellung der aeroben Schlammstabilisierung auf eine anaerobe Schlammfäulung auf Kläranlagen ab 10.000 EW zeigte ein vielversprechendes Ergebnis. Sowohl eine Minimierung des Energieverbrauchs als auch des Schlammanfalls führen unter bestimmten Randbedingungen eine Wirtschaftlichkeit bei bestehenden Anlagen herbei. Vor dem Hintergrund steigender Energie- und Entsorgungspreise für Klärschlamm als auch verschärfter Anforderungen an den ausgefaulten Schlamm bzgl. Immissionsschutz und Arbeitshygiene sollte eine detaillierte Prüfung der Verfahrensumstellung auf eine anaerobe Schlammbehandlung vorgenommen werden.

Jedoch bieten sich auch zentrale Lösungskonzepte (vgl. Kapitel 9.5) insbesondere für kleine Anlagen unter 10.000 EW an.

Für die Bilanzierung der verschiedenen Verfahrenskonzepte konnten nur Bemessungswerte, nicht aber tatsächliche Abbaugrade verwendet werden. Diese sind nicht allgemein erfasst bzw. gültig.

Im Rahmen des Projektes wurde von einer Trennkanalisation ausgegangen, da diese optimale Bedingungen für die Senkung des Energieverbrauchs bietet (u. a., da geringere Wassermengen gepumpt werden müssen). Für die „Kläranlage der Zukunft“ ist es wünschenswert, eine Trennkanalisation zur Verfügung zu stellen, da hierdurch erhöhte Konzentrationen erreicht und somit eine effizientere Abwasserreinigung erzielt werden. Für weitere Betrachtungen sollte geklärt werden, ob dies in Bayern grundsätzlich denkbar ist, da zum Teil Kanalsysteme saniert werden müssen und ggf. angepasst werden können oder die Berechnungen für die Mischkanalisation angepasst werden und auch Gewässerschutzaspekte berücksichtigt werden müssen.

Des Weiteren müssen für künftige Untersuchungen die Einleitbedingungen für die Nährstoffe stets in Betracht gezogen werden. Das Belebungsverfahren ist in Deutschland das am häufigsten verwendete biologische Verfahren zur Abwasserreinigung. Dies liegt darin begründet, dass die Ablaufwerte gemäß deutschem Recht eingehalten werden. Bei Tropfkörpern hingegen besteht das Problem, dass diese durch die Rückführung nicht so sicher sind. Sind Anpassungen an das europäische Recht in Bayern möglich, so können neben den bisher vorgeschlagenen Verfahrensvarianten weitere Verfahren zum Nährstoffabbau, die sehr effizient sind, vorgestellt werden. Diese sind zudem weniger energieaufwändig. Grundsätzlich ist zu klären, welche Qualität des Abwassers mit welchem Reinigungs-, Energie- und Kostenaufwand erzielt werden soll.

Unter den gegebenen Randbedingungen in Kombination mit den Verfahrensvorgaben des Forschungsvorhabens ist, wie gezeigt, eine Optimierung von Kläranlagen im Vergleich zu einer konventionellen Kläranlage – wie hier in der sog. Grundvariante dargestellt – möglich, eine „Kläranlage der Zukunft“ sollte jedoch neue Verfahren beinhalten, die weitergehende Ressourcen- bzw. Energieeinsparungen mit sich bringen. Innovationen im Bereich der Verfahrenstechnik können am besten über weitergehende Forschungsvorhaben initiiert und untersucht werden.

12 Dank

Die Bearbeiter des Forschungsvorhabens "Kläranlage der Zukunft" - Themenbereiche Faulgasproduktion, Anaerobtechnik und Deammonifikation; 76 e 97 des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität München, der Professur für Siedlungswasser- und Abfallwirtschaft der Universität der Bundeswehr München und des Labors für angepasste Wassertechnologien der Hochschule Amberg-Weiden bedanken sich beim Bayerischen Landesamt für Umwelt für die Finanzierung des Forschungsvorhabens sowie die fachliche Begleitung während dessen Durchführung.

13 Quellen

Abdel-Halim, W. (2005). Anaerobic Municipal Wastewater Treatment, Schriftenreihe des Lehrstuhls für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz-Universität Hannover, Band 133

Abma, W.R.; Schultz, C.E.; Wouter, J.W.; Mulder, J.W.; van Loosdrecht, M.C.M.; van der Star, W.R.L.; Strous, M.; Tokutomi, T. (2006): Full scale Granular Sludge ANAMMOX process; 4th CIWEM Annual Conference, 12.-14. September 2006, New Castle upon Tyne

Abwasser-Richtlinie (Richtlinie 91/271/EWG über die Behandlung von kommunalem Abwasser) vom 21. Mai 1991, ABl. L. 135

AbwV - Abwasserverordnung (Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer in der Fassung der Bekanntmachung vom 17. Juni 2004 (BGBl. I S. 1108, 2625)

AIDA (2009): Informationsplattform Abfall in NRW. Stand 2007, Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz NRW, URL: http://www.abfall-nrw.de/aida/einzel.php?objtype=komka&kajid=2007_54; Stand: 06.07.2009

Alaerts, G. J., Veenstra, S., Bentvelsen, M., van Duijl, L. A. (1990): Feasibility of Anaerobic Sewage Treatment in Sanitation Strategies in Developing Countries. Report by the International Institute for Hydraulic and Environmental Engineering, Delft, NL

Anthonisen, A.C.; Loehr, R.C.; Prakasam, T.B.S.; Srinath, E.G. (1976): Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid, Journal Wat. Poll. Contr. Fed., 48 (5), 835-852, 1976

ATV (1996): ATV-Handbuch Klärschlamm. Abwassertechnische Vereinigung e.V., Ernst & Sohn Verlag für Architektur und technische Wissenschaften GmbH, Berlin 1996, ISBN 3-433-00909-0

ATV (1999): Feststoffabtrennung durch Entspannungsflotation, ATV-Arbeitsbericht des ATV Fachausschusses 2.5 „Absetzverfahren“, Hennef, Juni 1999

ATV Fachausschuss 7.5 (1990): „Anaerobtechnik“

ATV-A 301 (2003): Klärschlammreinigung in Deponien, ATV-DVWK, Hennef

ATV-DVWK (2003): Thermische, chemische und biologische Desintegrationsverfahren, 3. Arbeitsbericht der Arbeitsgruppe AK-1.6, KA Heft 6, Juni 2003

ATV-DVWK AB KA-5 (2003): Vorklärbecken in modernen Kläranlagen; DWA, Hennef

ATV-DVWK-A 131 (2000): Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef, Mai 2000, ISBN 3-933707-41-2

ATV-DVWK-M 363 (2002): Herkunft, Aufbereitung und Verwertung von Biogasen. Merkblatt ATV-DVWK-M 363, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef, August 2002, ISBN 3-936514-11-9

ATV-DVWK-M 368 (2003): Biologische Stabilisierung von Klärschlamm. Merkblatt ATV-DVWK-M 368, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef, April 2003, ISBN 3-924063-52-4

ATV-M 271 (1998): Personalbedarf für den Betrieb kommunaler Kläranlagen. Merkblatt ATV-M 271, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef, September 1998, ISBN 3-927729-52-3

Austermann-Haun, U. (2008): Anaerobverfahren – Übersicht, GWF Spezial, Wasser Abwasser, 2008, 149 (14), 6-11

Balmelle, B., Nguyen, K.M., Capdeville, B., Cornier, J.C., Deguin, A. (1992): Study of factors controlling nitrite build-up in biological processes for water nitrification, Water Science and Technology 25 (5-6), 1017-1025, 1992

Banik, G.C., Boruff, C.B. (1996): ASBR treatment of dilute Wastewater at psychrophilic treatment, the 69th annual Water Environmental Federation Conference, Chicago, USA

Batstone DJ, Keller J et al. (2002) Anaerobic Digestion Model No.1, JWQ Scientific and Technical Report No.13, London, JWA Publishing

Bauer, H. (1971): Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmung, Verlag Sauerländer, Aarau und Frankfurt

Baum, F. (1998): Umweltschutz in der Praxis, 3. Auflage; ISBN 3-8356-6398-4 , Oldenbourg Industrieverlag, München

Bayerisches Landesamt für Umwelt (2006): Neue Entsorgungswege für den bayerischen Klärschlamm - Technische Möglichkeiten und Erfahrungsberichte, Fachtagungsband, Augsburg, S. 55-64

Bayerisches Landesamt für Umwelt (2007): Biogashandbuch Bayern – Materialienband, Kapitel 1.6, Stand März 2007, Augsburg

Bayerisches Landesamt für Umwelt (2007a): Gewässerschutz in Bayern – Abwasseranalgen (Lagebericht 2006). Hrsg.: Bayerisches Landesamt für Umwelt, Augsburg, Oktober 2007, ISBN: 978-3-940009-80-7

BBR (2005): Bundesamt für Bauwesen und Raumordnung «Raumordnungsbericht 2005.», Berichte des Bundesamtes für Bauwesen und Raumordnung, Bd. 21, S. 32-33, Bonn

Beckmann, K. J. (2005): Demografische Entwicklungen und ihre Konsequenzen für die Stadtentwicklung, DWA Landesverbands-Tagung in Witten 22.06.2005 „Den Wandel erkennen und nutzen“, Hrsg.: DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V. DWA Landesverband NRW, Witten

Beier, M.; Sander, M.; Schneider, Y., Rosenwinkel, K.H. (2008): Energieeffiziente Stickstoffelimination; KA Korrespondenz Abwasser, Abfall 55 (6), 671-678

Bergeron, P. (1978): Untersuchungen zur Kinetik der Nitrifikation, Karlsruher Berichte zur Ingenieurbiologie, Heft 12, 1978

Bever, J., Stein, A., Teichmann, H. (1995): Weitergehende Abwasserreinigung. 3. Aufl., R. Oldenbourg Verlag, München

Bever, J.; Stein, A.; Teichmann, H. (2002): Weitergehende Abwasserreinigung; ISBN: 978-3-8356-6527-9; Oldenbourg Industrieverlag, München

Bischof, F. (1994): Untersuchung der Blasenbildung und des Stoffaustausches unter dem Einfluss oberflächenaktiver Substanzen und gelöster Gase, Dissertation, Universität Erlangen-Nürnberg

Bischof, F. (2007): New aspects for wastewater treatment after urine separation, International Conference Advanced Sanitation, 12-13 March 2007, Aachen

Bischof, W., Hosang, W. (1998): Abwassertechnik. – 11. Neubearb. u. erw. Aufl. –

Stuttgart : Teuber

Bischofsberger, W., Dichtl, N., Rosenwinkel, K.-H., Seyfried, C.F., Böhnke, B. (2005): Anaerobtechnik, Springer Verlag, 2. Auflage, ISBN 3-540-06850-3

Bleisteiner, S. (2008): Energieeffizienz bayerischer Kläranlagen – Auswertung von Eigenüberwachungsdaten; 36. Abwassertechnisches Seminar, Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft, Nr. 194, Technische Universität München, ISSN 0942-914X, , S. 103, 2008

BMBF (2005): Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung Teil I: Trinkwasser, Technische Verfahren Schlussbericht Teilprojekt C3, Bundesministerium für Bildung und Forschung, Berlin

Böhnke, B, Bischofsberger, W., Seyfried, C.F. (Hrsg.) (1993): Anaerobtechnik - Handbuch der anaeroben Behandlung von Abwasser und Schlamm. Springer-Verlag Berlin Heidelberg 1993, ISBN 3-540-56410-1

Brooks, R. B. (1968): Heat treatment of activated sludge; Wat. Pollut. Control, 592-601

Brummack, J. (2005): Vorlesungsskript zur Anaerobtechnik, April 2005, Technische Universität Dresden, Institut für Verfahrens- und Umwelttechnik, Dresden

Buchmeier, J. (2006): Entsorgung dezentraler Kläranlagen - Das „Modell Straubing“.

Bujalance, L., Wichern, M., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Martinez, D., Horn, H. (2008). Increasing methane yield in municipal wastewater treatment at ambient temperature in an Vacuum Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR), IWA

Burger, S. (2008): Betriebserfahrungen einer Rücklaufwasserbehandlung mittels PNAA, unveröffentlicht; Besichtigung der Kläranlage Werdhölzli am 18. November 2008

Chwistek, M.; Jung, R.; Bischof, F. (1997): Minimierung der Klärschlammmenge, das Verfahren der temperaturaktivierten Druckhydrolyse, GWA 3(77), 168-173

Cornel, P.; Rother, E. (2003): Biofiltration in der Abwassertechnik – Anforderungen und Einsatzgebiete, 70. Darmstädter Seminar Abwassertechnik, 06.11.2003, Schriftenreihe des Instituts WAR der TU-Darmstadt, Band 153

Crities, R., Tchobangolous, G. Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw-Hill, New York

DIN 19569-2 (2002): Kläranlagen - Baugrundsätze für Bauwerke und technische Ausrüstungen - Teil 2: Besondere Baugrundsätze für Einrichtungen zum Abtrennen und Eindicken von Feststoffen, Beuth Verlag GmbH

DIN 4045 (2003): Abwassertechnik – Grundbegriffe; Beuth Verlag GmbH, Berlin, 2003

DWA (2005): Wirtschaftlicher und betrieblicher Vergleich verschiedener Verfahren zur Klärschlammintegration, Arbeitsbericht der DWA Arbeitsgruppe AK-1.6 „Klärschlammintegration“, in: KA – Abwasser, Abfall 2005(52) Nr. 2

DWA A-281 (2003): Bemessung von Tropfkörpern und Rotationstauchkörpern, Hennef

DWA Leistungsvergleich (2007): [http://www.dwa.de/portale/dwa_master/dwa_master.nsf/C12571DA003F68C9/FCAA592DA273EFAFC12574D60044612A/\\$FILE/LV_2007.pdf](http://www.dwa.de/portale/dwa_master/dwa_master.nsf/C12571DA003F68C9/FCAA592DA273EFAFC12574D60044612A/$FILE/LV_2007.pdf)

DWA-A 226 Entwurf (2006): Grundsätze für die Abwasserbehandlung in Belebungsanlagen mit gemeinsamer aerober Schlammstabilisierung ab 1.000 Einwohnerwerte. Arbeitsblatt DWA-A 226 Entwurf, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., November 2006, ISBN 978-3-939057-51-2

DWA-Arbeitsgruppe AK 1.6: Energiebilanz der Desintegration, KA, 2009, 56 (8), 797-801

DWA-Arbeitsgruppe 1.6 “Klärschlammintegration” (2000): 1. Arbeitsbericht, Hennef

DWA-Arbeitsgruppe 1.6 “Klärschlammintegration” (2001): 2. Arbeitsbericht, Hennef

Eder, B. (2002): Großtechnische Untersuchungen zur Klärschlammminimierung durch Zellaufschluss mit Hilfe von Ultraschall, Bericht, nicht veröffentlicht

Eder, B. (2004): Untersuchungen zur Verbesserung des Stoffstrommanagements auf Kläranlagen - Auslegungsansätze von Ultraschallanlagen zur Klärschlammbehandlung, Dissertation, Mitteilungen, Heft 92, Universität der Bundeswehr, München

Elmitwalli, T., Zeeman, G., Lettinga, G. (2001): Anaerobic treatment of domestic sewage at low temperature, in Water Science and Technology, 44 (4), 33-40

Energieeffizienz-Richtlinie (Richtlinie 2006/32/EG über Endenergieeffizienz und Energiedienstleistungen und zur Aufhebung der Richtlinie 93/76/EWG) vom 5. April 2006, L 114/64

Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) (2009): Gesetz zur Neuregelung des Rechts der Erneuerbaren Energien im Strombereich und zur Änderung damit zusammenhängender

Vorschriften, amtliche Fassung vom 25. Oktober 2008

ERZ (2008): Entsorgung und Recycling Zürich, mündliche Information November 2008

Fair, G.M.; Moore, E.W. (1937): Observations on the digestion of a sewage sludge over a wide range of temperatures. Sewage Works Journal, 1937

Faulstich, M.; Hamatschek, E.; Prechtel, S.; Jung, R. (2006): Innovative Klärschlammverwertung im ländlichen Raum, Informationstagung „Innovative Wege der Klärschlamm Entsorgung für Niederbayern“, 21. September 2006, FH Landshut

Fh IGB (2009): Fotomaterial durch Fraunhofer-Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik IGB, Stuttgart.

Firmenprospekt; Prüf- und Forschungsinstitut Pirmasens

Fitzke, B., Geißen, S.-U., Vogelpohl, A. (2003): Ein anaerob betriebener Membranbioreaktor zur vollständigen Kohlenstoffelimination aus schwach belasteten Abwässern, Vortrag anlässlich der GVC/DECHEMA-Fachausschusstagung „Produktionsintegrierte Abwasser-/Abwassertechnik“, 17. bis 18. September 2002 in Bremen

Friedrich, E.; Friedrich, H.; Drescher, D.; (2003): 3. Industrie – Betriebskostenreduzierung auf Kläranlagen – 4. Februar 2003, Dresden

Fux, C. (2003): Biological Nitrogen Elimination from Ammonium-Rich Sludge Digester Liquids, EAWAG Dissertation ETH Nr. 15018

Geiger, W. F. (1999): Grundlagen der Wasserversorgung und Abwasserreinigung, Teil 1, Vorlesungsmanuskript, Universität Essen

Google Earth (2009): Google Earth

Groeneweg, J.; Sellner, W.; Tappe, W. (1994): Ammonia oxidation in Nitrosomonas at NH_3 concentrations near K_m : Effects of pH and temperature, Water Research 28 (12), 2561-2566, 1994

GTZ (2001): Anaerobic methods of municipal wastewater treatment, Eschborn, Germany, German Appropriate Technology Exchange (GATE) /Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) no. W3e, www.gtz.de/gate/gateid.afp.

GTZ Länderbericht Brasilien. (engl.) (1996): Companhia de Tecnologia de Saneamento

Ambiental (CETESB), Sao Paulo, Brasilien; Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA) da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG), Belo Horizonte, Brasilien; Fontes&Haandel, Engenharia Ambiental, Salvador, Brasilien, Oktober 1996

GTZ Länderbericht Kolumbien. (span.) (1996): Conil, P.; Orozco, A.; Rodriguez Patiño, A.; Stöcklein, A.; Chavarro, P., September 1996

GTZ/TBW (1998): Promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial sewage and wastes, Supraregional Sector Project, Final Report, Eschborn/Frankfurt, Germany

Gujer, W. (1999): Siedlungswasserwirtschaft; Springer Verlag, Berlin Heidelberg New York

Gujer, W., Jenkins, D. (1975): A nitrification model for the contact stabilization activated sludge process, Wat. Res. 9, 561-566, 1975

Günther, H. (1996): Beitrag zum Einsatz von überstauten Festbettreaktoren zur Nitrifikation, Hamburger Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft Heft 19, 1996

Günther, F. W., Eder, B. (2004): Begutachtung der Ultraschallintegration auf dem Klärwerk Darmstadt Süd (Eberstadt), Bericht, nicht veröffentlicht

Günther, F. W., Narr, N. (2003): Ermittlung der Reinigungsleistung mittels Fein- und Spezialsieben, Bericht, nicht veröffentlicht

Günther, F. W., Reicherter, E. (2001): Kommunale Kläranlagen – Bemessung, Erweiterung, Optimierung und Kosten, Kontakt & Studium, Band 510, Expert-Verlag

Haandel, A. van; Lettinga, G. (1994): Anaerobic Sewage Treatment

Haberkern, B. (2008): Potenziale und mögliche Standards für Energieeffizienz auf Kläranlagen, Tagungsband, 41. Essener Tagung, Band 211, 6/1-6/13

Hajek, P.-M. (1984): Stickstoffoxidation in Fließgewässern, Berichte aus der Wassergütwirtschaft und Gesundheitsingenieurwesen, Technische Universität München, Band 52, 1984

Handbuch des Umweltschutzes und der Umweltschutztechnik (2005): Band 4, 1. Auflage (November 2005), Springer Verlag, Berlin

Henze, M., Harremoës, P. (1983): Anaerobic Treatment of wastewater in fixed film

reactors – A literature review, Water Sci. Tech., 15,1-101.

Herbst, H. (2008): Bewertung zentraler und dezentraler Abwasserinfrastruktursysteme, technische Dissertation, RWTH Aachen, Fakultät für Bauingenieurwesen, Selbstverlag, Aachen, 2008

Herbst, H.; Hiessl H. (2002): „Umsetzungsstrategien zur Einführung neuer Wasserinfrastruktursysteme in Deutschland“, in: Gewässerschutz - Wasser - Abwasser 188, 35. Essener Tagung für Wasser- und Abfallwirtschaft S. 46/1 - 46/13

Hertle, A.; Renner, G. (1994): Kostengünstige Klärschlammentsorgung mittels Flüssighydrolyse, AWT Abwassertechnik 2, 38-44

Holtorff, M., Günthert, W., Wild, T. (2008): Untersuchungen zur Auswirkung von Fremdwasser auf die Betriebskosten einer Kläranlage, 36. Abwassertechnisches Seminar (ATS), 10. Juli 2008, Neubiberg.

[http:// www.deus21.de](http://www.deus21.de); Stand: 28.10.2008

<http://www.araschoenenwerd.ch/Biologie/Kaldnes.htm>; Stand: 11.10.2008

<http://www.biogas-netzeinspeisung.at/technische-planung/biogasgestehung/vergaerungsverfahren.html>; Stand: 22.07.2009

<http://www.ch4-booster.de/produkt/produkt.html>; Stand: 26.05.2009

http://www.cutec.de/projekte/physikalische/projekt_6.php; Stand: 26.05.2009

<http://www.cyklar.ch/DOWNLOADS/Aachen%20Hell-Wett%202006-11.pdf>; Stand: 6.11.2008

<http://www.energieportal24.de/lex-621.htm>; Stand: 4.07.2009

http://www.gfm-ingenieure.de/downloads/wwt20080331_energetischeklaeranlagenoptimierung.pdf; Stand: 20.06.2009

http://www.huber.de/fileadmin/01_Produkte/04_Schlammbehandlung/05_Desintegration/01_HUBER_Sludge_Squeezer_HSS/Prospekte/hss_de.pdf; Stand: 26.05.2009

http://www.huber.de/fileadmin/01_Produkte/04_Schlammbehandlung/05_Desintegration/01_HUBER_Sludge_Squeezer_HSS/Prospekte/hss_de.pdf; Stand: 12.10.2009

<http://www.huber.de/hp1023/Scheibenfilter.htm>; Stand: 5.11.2008

http://www.huber.de/upload/1ee3914Xfc3600a4f0XY6943/1083312789080/romesh_raso_d.pdf; Stand: 5.11.2008

http://www.huber.de/upload/C344d0175X1199c31a8d5XY1995/1209539043473/romem_d.pdf; Stand: 5.11.2008

http://www.huber.de/upload/C5d8105e8X11955c5d7f5XY4b50/1208333501326/hdf_d.pdf; Stand: 8.11.2008

http://www.hydro-ingenieure.de/img/publikationen/Gassen/18.Bochumer_Tagung_2000.pdf; Stand: 02.07.2009

<http://www.klaeranlagen-vergleich.de/kleinklaeranlagen/technik/systembeschreibungen/tropfkoerper.htm>; Stand: 5.07.2009

<http://www.klaeranlagen-vergleich.de/kleinklaeranlagen/technik/systembeschreibungen/tropfkoerper.htm>; Stand: 5.07.2009

http://www.lgp.qld.gov.au/docs/local_govt/grants_subsidies/funding/awtt/awmc_1006_01_04_pres_file.pdf; Stand: 14.08.2008)

<http://www.lwr.kth.se/Forskningsprojekt/Polishproject/JPS3s65.pdf>; Stand: 29.10.2008

<http://www.ncbi.nlm.nih.gov/sites/entrez?db=genomeprj&cmd=search&term=Candidatus%20Brocadia%20anammoxidans>; Stand: 15.10.2008

http://www.novatechgmbh.net/fileadmin/user_upload/Biogas/Biogas/Komponenten/R%C3%BChrwerke/Ruehrwerke_Prospekt.pdf; Stand: 22.07.2009

http://www.passavant-geiger.de/page/page_ID/103?PHPSESSID=87ef5a4b1b25d5d739d69137bf1d584e#; Stand: 15.10.2008

<http://www.projektinfoseite.de/Fachfirmen/Innovationspool/Gutachten/Gutachten-Optimierung-Moosburg-Fortschreibung.pdf>; Stand: 27.05.2009

http://www.sterlingsihi.com/cms/index.php?eID=tx_nawsecuredl&u=0&file=fileadmin/Dokumente_WEB/Produkt_Kataloge/Fluessigkeitspumpen/Mischer/MFS_D.pdf&t=1243345207&hash=e64d921cb7cc11fb9a53c51e; Stand: 22.07.2009

<http://www.ultrawaves.de/de/fallstudie-bamberg.htm>, Stand 7.06.2008

<http://www.ultrawaves.de/de/fallstudie-bamberg.htm>, Stand 7.06.2008

<http://www.umweltaktion.de/magazin/magazin.php?menuid=77&topmenu=3><http://www.umweltaktion.de/magazin/magazin.php?menuid=77&topmenu=3>; Stand: 7.07.2009

http://www.vta.cc/dateien/desintegration/referenzliste_gsd.pdf, Stand: 25.08.2009

http://www.vta.cc/dateien/desintegration/zwischenbericht_halle_gsd.pdf, Stand: 7.06.2008

<http://www.wasser-wissen.de/abwasserlexikon/t/temperaturvonabwasser.htm>; Stand: 3.07.2009

<http://www.wasser-wissen.de/abwasserlexikon/t/tropfkoerper.htm>; Stand: 5.07.2009

<https://fridolin.tu-freiberg.de/archiv/pdf/MaschinenbauOhlyNils207427.pdf>; Stand: 22.07.2009

Huber, H., Bischof, F., Köppl, S., Frommann, C. (2005): Maschinelle und verfahrenstechnische Methoden zur Abwasserreinigung, 32. Abwassertechnisches Seminar (ATS), Abwasserreinigung ohne Biologie?, 15. Juli 2005, Garching

Imhoff (1999), S. 43 – Imhoff, K., Imhoff, K. (1999): Taschenbuch der Stadtentwässerung, Oldenbourg Verlag GmbH, 29. Auflage, München

Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH (2009a): Pyrolysereaktor. Flyer, URL: <http://www.siekmann-ingenieure.de/index.php?id=4/10&lang=de>; Stand: 09.07.2009

Ingenieurgesellschaft Dr. Siekmann + Partner mbH (2009b): mündliche Information

IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden e. V. (2007): Gutachten über einen ganzheitlichen Optimierungsansatz zur Leistungssteigerung der Abwasserbehandlung bei gleichzeitiger Kosteneinsparung am Beispiel der Kläranlage Moosburg a. d. Isar, Januar 2007 Hattingen,

Jardin, N.; Thöle, D.; Wett, B. (2006): Treatment of sludge return liquors: Experiences from the operation of full-scale plants; Water Environment Foundation; 5237-5255

Jetten, M. S.M.; Schmid, M.; Schmidt, I.; Wubben, M.; van Dongen, U.; Abma, W.; Sliemers, O.; Revsbech, Niels P.; Beaumont, H. J.E.; Ottosen, L.; Volcke, E.; Laanbroek,

H.J.; Campos-Gomez, J. L.; Cole, J.; van Loosdrecht, M.; Mulder, J. W.; Fuerst, J.; Richardson, D.; van de Pas, K.; Mendez-Pampin, R.; Third, K.; Cirpus, I.; van Spanning, R.; Bollmann, A.; Nielsen, L. P.; Op den Camp, H.; Schultz, C.; Gundersen, J.; Vanrolleghem, P.; Strous, M.; Wagner, M.; Kuenen, J. G. (2002): Improved nitrogen removal by application of new nitrogen-cycle bacteria; *Environmental Science & Bio/Technology* 1, 51-63

Jolly M., Nemeth L., Arant S., Wilson T. (2004): Recent advances in biosolids stabilisation, Session 10

Joss, A.; Salzgeber, D.; Eugster, J.; König, R.; Rottermann, K.; Burger, s.; Fabijan, P.; Leumann, S.; Mohn, J.; Siegrist, H. Full-Scale Nitrogen Removal from Digester Liquid with Partial Nitrification and Anammox in One SBR. *Env. Sci Technology* 43: 5301-5306; 2009.

KA Abwasser, Abfall 9/2009 Hrsg. DWA Deutsche Vereinigung für Wasser, Abwasser und Abfall, Hennef, Leserbrief Roediger, Markus, S. 935 sowie Kapp, Helmut, S. 937

KA-Betriebs-Info (2006): Optimierung der Schlammfäulung mit Hilfe der Ultraschalldesintegration, Ergebnisse der Kläranlage Wasserfeld in Südtirol, 36. Jahrgang, Hennef, Juli 2006

Kainz, H.; Gruber, G. (2009): Abwasserbehandlung – Biologische Abwasserreinigung, Skript Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Landschaftswasserbau, TU Graz

Kapp, H. (1984): Schlammfäulung mit hohem Feststoffgehalt. *Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft*, Band 86, Kommissionsverlag Oldenbourg München 1984, ISBN 3486262416

Karisson, L.; Göransson, J.; Rindel, K. (1992): Use of internal carbon from sludge hydrolysis in biological wastewater treatment, *Chemical Water and Wastewater Treatment II*, R. Klute and H.H. Hahn (Eds), Springer Verlag, 329-339

Kloss, R. (2002): *Abwassertechnik Global - Entwicklungs- und Schwellenländer*, Skriptum, Institut für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Braunschweig

Knowles, G.; Downing, A.L.; Barrett, M.J. (1965): Determination of kinetic constants for nitrifying bacteria in mixed culture, with the aid of an electronic computer, *J. Gen. Appl. Microbiol.* 38, 263-278, 1965

Köppl, S.; Frommann, F. (2004): *Ecoefficient Wastewater Treatment of River- and*

Seaoutfalls, 3rd International Conference on Marine Waste Water Disposal and Marine Environment, Catania, Italien

Krampe, J. (2006): Betriebsoptimierung von Belebungsanlagen, Ulrich Rott, Institut für Siedlungswasserwirtschaft (Hrsg.), Forschungs- und Entwicklungsinstitut für Industrie- und Siedlungswasserwirtschaft sowie Abfallwirtschaft, Oldenbourg Industrieverlag, 2006

Kroiss, H. (1988): Anaerobe Abwasserreinigung – Grundlagen und großtechnische Erfahrung, Wiener Mitteilungen Band 73, Fortbildungskurs des ÖWWV, Wien 28.01.1988

Kroiss, H. (2006): Klärschlamm Entsorgungskonzepte und Optionen in Europa und angrenzenden Ländern, KTBL-Schrift 453, Perspektiven der Klärschlammverwertung, Ziele und Inhalte einer Novelle der Klärschlammverordnung, BMU-Expertentagung vom 6. und 7. Dezember 2006, Bonn

Lang, T. (1994): Inbetriebnahme einer Technikumsanlage zur temperaturaktivierten Druckhydrolyse von Klärschlamm, Diplomarbeit Fachhochschule Nürnberg, durchgeführt am ATZ-EVUS

Larsen, T. (2009): Novaquatis - Neue Wege in der Siedlungswasserwirtschaft; In: Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft, Band 193, 37. Abwassertechnisches Seminar (ATS), ISSN 0942-914X

Lehne, G., Müller, J. (1999): The influence of energy consumption on the sewage sludge disintegration. Ultrasound in Environmental Engineering – 22./23. März 1999, TU Hamburg-Harburg Reports of Sanitary Engineering, Vol. 25, S. 205-216

Lettinga, G., Hulshoff-Pol, L. (1988): Aufwärtsdurchströmter Schlammbedreaktor, in: „Anaerobe Abwasserreinigung – Grundlagen und großtechnische Erfahrungen“, Wiener Mitteilungen, Band 73, Wien

Lettinga, G., Rebac, S., Zeeman, G. (2001): Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment, TRENDS in Biotechnology, 19 (9), 2001

LfW (Bayerisches Landesamt für Wasserwirtschaft) (2002): Biologische Abwasserreinigung mit Tropfkörpern; Stand: Februar 2002

Li, Y-Y.; Noike T. (1992): Upgrading of anaerobic digestion of waste activated sludge by thermal pretreatment, Wat. Sci. Tech. (26) 3-4, 857-866

Londong, J. (2009): Neuartige Sanitärsysteme (NASS), In: Berichte aus der Siedlungs-

wasserwirtschaft, Band 193, 37. Abwassertechnisches Seminar (ATS), ISSN 0942-914X

Louwe Kooijmans, J., Lettinga, G., van Velsen, A.F M. (1986): Applications of the UASB-process for treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions, the Cali case WPCF-conference, Amsterdam, (Sept. 1986)

Metcalf & Eddy (2003): Wastewater Engineering – Treatment and Reuse, fourth Edition; ISBN 0-07-112250-8, 2003

Meyer, H., Biebersdorf, N. (2008): Schlammfäulung oder simultane aerobe Stabilisierung? Tuttahs & Meyer Ingenieurgesellschaft für Wasser-, Abwasser- und Abfallwirtschaft mbH, Bochum 2008

Mönich Jung C. (1994): Erfahrungen mit der Schlammhydrolyse in einer großtechnischen Anwendung, *In*: Hahn, H.H. (Hrsg.) 8. Karlsruher Flockungstage: Klärschlamm – Resource oder kostenintensiver Abfall?, Institut für Siedlungswasserwirtschaft, Universität Karlsruhe: 125-138.

Monteith, H. D.; Sahely, H. R.; MacLean, H. L.; Bagley, D. M. (2005): A Rational Procedure for Estimation of Greenhouse-Gas Emissions from Municipal Wastewater Treatment Plants, *Water Environment Research* 77 (4), 390-403

Mudrack, K. (1966): Die aerobe Schlammstabilisierung. Münchener Beiträge zur Abwasser-, Fischerei- und Flussbiologie, Band 13, Oldenbourg Verlag, München

Mudrack, K.; Kunst, S. (1994): Biologie der Abwasserreinigung, 4. Auflage, Gustav Fischer Verlag, Stuttgart, New York, ISBN 3-437-25700-5

Mulder, A.; van de Graaf, A. A.; Robertson, L. A.; Kuenen, J. G. (1995): Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor, *FEMS Microbiology Ecology* 16, 177-184

Müller, A. et al. (1999): Handbuch Energie in Kläranlagen, Ministerium für Umwelt, Raumordnung und Landwirtschaft des Landes NRW, 9/1999

Müller, E. A.; Kobel, B.; Pinnekamp, J.; Seibert- Erling, G., Schaab, R., Böcker, K. (1999): Handbuch Energie in Kläranlagen NRW, Hrsg.: Ministerium für Umwelt, Raumordnung und Landwirtschaft des Landes Nordrhein- Westfalen, Düsseldorf

Nicholls T. P., Perry R., Lester J.N., The influence of heattreatment on the metallic and

polycyclic aromatic hydrocarbon content of sewage sludge, Sci. Total Environ. 12 (1979), 137-150

Niersverband (2009): URL: <http://www.niersverband.de/>; Stand: 11.07.2009

P. C. S. Bericht: „Hydrolyse von organischen Schlämmen“ Technologie zur Verbesserung der anaeroben Umsetzung nach dem CAMBI-Verfahren

Peuraniemi, P.; Karrisson, I.; Göransson, J. (1992): Försök med kvavereduktion vid Viinikalathi renningsverk, Tammerfors, Finland, Teilbericht Hypro, Helsingborg

Pinnekamp, J. (1987): Steigerung der Leistungsfähigkeit der anaeroben Klärschlammstabilisierung durch eine thermische Vorbehandlung des Schlammes, Schriftenreihe Gewässerschutz Wasser Abwasser, RWTH, Aachen, Band 96

Prechtel, S.; Jung, R.; Bischof, F. (1998): Erhöhung der Faulgasausbeute durch Vorbehandlung mit Thermodruckhydrolyse, EP 5, 66-68

Prospekt Firma Cambi, Thermische Hydrolyse nach dem Cambi-Verfahren; www.pcs-consult.de/html/hydrotext3.html - 11k; Stand: 30.10.2008

Prospekt Firma Cambi; Hydrolyse von organischen Schlämmen; www.cyklar.ch/DOWNLOADS/2005%20Broschuere%20Cambi%20P.C.S.%20de%20470%20KB.pdf; Stand: 29.10.2008

Prospekt Firma Cambi; Hydrolyse von organischen Schlämmen; www.thermal-hydrolysis.com/PCS_Hydrolyse_10_04_2008.pdf; Stand: 29.11.2008

Prospekt TDH, Standort Kläranlage Blüemetal Pirmasens, Prüf- und Forschungsinstitut Pirmasens, Adresse: Marie Curie Str. 19, 66953 Pirmasens, www.pfi-pirmasens.de; Stand: 5.11.2008

Rand, W.; Dichtl, N.; Dockhorn, T. (2008): Untersuchungen zur Klärschlammdeintegration mittels Thermodruckhydrolyse, Müll und Abfall, 9, 456-462

Richtlinie 98/15/EG der Kommission vom 27. Februar 1998 zur Änderung der Richtlinie 91/271/EWG des Rates im Zusammenhang mit einigen im Anhang I festgelegten Anforderungen

RIVM, AUWand St. Borromeus (Nat Inst. Public Health and Envir Hyg., Agricultural University Wageningen and General Hospital St Borromeus) (1988): Upflow Anaerobic

Sludge.Blanket (UASB) Low Cost Sanitation Research Project in Bandung, Indonesia, Final Report. Rijksinstituut voor Volksgezondheid en Milieuhygiëne, RIVM, Bilthoven. 90 pp + appendices

Saake (1986): Gegensätzlichkeiten zur Durchmischung von Anaerobreaktoren in Bischofsberger, W.; Dichtl, N.; Rosenwinkel, K.-H.; Seyfried (2005): Anaerobtechnik, Springer, Berlin

Schieder, D.; Chwistek, M.; Jung, R.; Bischof, F. (1996): Einsatz der temperatur-aktivierten Flüssigphasenhydrolyse für organische Reststoffe als Vorbehandlungsmethode eines biologischen Reinigungsverfahrens, Vortrag beim 3. GVC – Kongreß; Verfahrenstechnik der Abwasser- und Schlammbehandlung, 14. – 16. Oktober 1996

Schreff, D. (2008): Wirtschaftliche Überlegungen zum Einsatz der Faulung. Dr.-Ing. Steinle – Ingenieurgesellschaft für Abwassertechnik mbH, Weyarn 2008

Schubert, H. Heidenreich, E., Liepe, F., Neeße, T. (1990): Mechanische Verfahrenstechnik, 3. erw. Aufl.. – Leipzig, Dt. Verlag für Grundstoffindustrie.

Seiler, K.; Pöpel, H. J. (1998): Klärschlammdeintegration - Verfahren und Ergebnisse. Schriftenreihe WAR, TU Darmstadt, S. 141-176

Siegrist, H.; Gujer, W. (1987): Demonstration of mass transfer and pH effects in an nitrifying biofilm, Wat. Res. 21 (12), 1481-1487, 1987

Sternad, W.; Mohr, M.; Spork, C.; Troesch, W.; Trick, I.; Kruschke, W. (2007): Anaerobe Reinigung von Abwasser, Patent, Nr. DE 2005-102005063228 A: 20051223

Switzenbaum, S. (1995): Obstacles in the Implementation of Anaerobic Treatment Technology, Biores. Technol. 53, 255-262

Teleman D., Wilderer P.A., Teodosiu C. and Koetzle Th. (2004): Evaluation of physical-chemical alternatives to increase removal efficiency of primary wastewater treatment. Environmental Engineering and Management Journal Vol.3, No. 3, 265-274

Thöle, D.; Cornelius, A.; Krause, S. (2003): Großtechnische Versuche zur Prozesswasserbehandlung mit dem KALDNES®-Verfahren auf der Kläranlage Hattingen, 5. Aachener Tagung zur Stickstoffrückbelastung „Erfahrungen und Perspektiven der separaten Behandlung von Prozesswasser aus der Schlammwässerung“, Fulda

Thöle, D.; Cornelius, A.; Rosenwinkel, K.-H. (2005): Großtechnische Erfahrungen zur

Deammonifikation von Schlammwasser auf der Kläranlage Hattingen; gwf - Wasser/ Abwasser 2/2005, 104-109

Thöle, D.; Schmitt, F.; Rosenwinkel, K.-H.; Cornelius, A. (2005): Leistungsfähigkeit der Deammonifikation; Bochumer Workshop "Optimierung von Kanalnetz und Kläranlage bei knappen Kassen"; Schriftenreihe Siedlungswasserwirtschaft Bochum Nr. 49

Tippmer, K. (1995): Kostengünstige Reduzierung der Biomasse und die Zerstörung organischer Schadstoffe mit dem Verfahren der Flüssigphasen-Hydrolyse, Seminar „Klärschlamm“ des ATZ-EVUS, 15/16 Nov.1995

Trösch, W. (2006): Semidezentrale Infrastruktur in Knittlingen – Neubaugebiet „Am Römerweg“, Demonstrationsprojekt im Rahmen von DEUS 21, DWA, Hennef und GTZ, Eschborn

Trösch, W. (2009): Dezentrale anaerobe Abwasserbehandlung im Rahmen des DEUS21-Projektes, In: Berichte aus der Siedlungswasserwirtschaft, Band 193, 37. Abwassertechnisches Seminar (ATS), ISSN 0942-914X

UBA (2008): Steigerung der Energieeffizienz auf kommunalen Kläranlagen. Umweltbundesamt UBA (Hrsg.), UBA-Texte 11/2008, Forschungsbericht 205 26 307, UBA-FB 001075, Dessau-Roßlau März 2008, ISSN 1862-4804

van der Star, W. R.L., Abma, W. R., Blommers, D.; Mulder, J.-W.; Tokutomi, T.; Strous, M.; Picioreanu, C.; van Loosdrecht, M. C.M. (2007): Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: Experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam; Water Research 2007 (41), 4149-4163

van Haandel, A.; van der Lubbe, J. (2007): Handbook Biological Waste Water Treatment; Webshop Wastewater Handbook

Van Lier, J. B. (2008): High-rate anaerobic wastewater treatment: diversifying from end-of-pipe treatment to resource-oriented conversion techniques, Water Sci. Technol. 57, 1137-1148

Van Lier, J. B. et al. (1997): Anaerobic treatment of partly acidified wastewater in a two-stage expanded granular sludge bed (EGSB) system at 8° C. Water Sci. Technol. 36, 317–324

VDMA-Einheitsblatt 24430 (2009): Flotationsanlagen – Hinweise zur Planung,

Projektierung und Ausführung

VTA-Abschlussbericht Großostheim (2006): Abschlussbericht über den Einsatz der VTA-GSD Ultraschallintegration auf der Kläranlage Großostheim (12 Monate Betrieb), Großostheim, 08.08.2006

VTA-Abschlussbericht Miltenberg (2005): Abschlussbericht über den Einsatz der Klärschlammintegration mit Ultraschall auf der Kläranlage Miltenberg Abwasserzweckverband Main-Mud, Miltenberg, 10.11.2005

VTA-Abschlussbericht Villach (2006): Abschlussbericht über den Einsatz der VTA-GSD Ultraschallintegration auf der Kläranlage Villach (32 Monate Betrieb), Villach, 21.09.2006

Weiland, P. (2001): Grundlagen der Methangärung – Biologie und Substrate, in: Biogas als regenerative Energie – Stand und Perspektiven, VDI Berichte Nr. 1620. VDI Gesellschaft Energietechnik. Tagung am 19. und 20. Juni 2001 in Hannover. VDI Verlag GmbH, Düsseldorf

Wett B. (2007): Development and implementation of a robust deammonification process, *Water Science & Technology* 56 (7), 81-88

Wett B. (2008): Solved upscaling problems for implementing deammonification of rejection water, *Water Science & Technology* 53 (12), 121-128

Wett, B.; Hell, M. (2008): Betriebserfahrungen mit dem DEMON-Verfahren zur Deammonifikation von Prozesswasser; *KA Korrespondenz Abwasser, Abfall* 55 (3), 245-255

Winter (2003), S. 96 – Winter, A. (2003): Großtechnischer Vergleich von Desintegrationsverfahren zur Intensivierung der Schlammfäulung, Schriftenreihe des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft der TU-Braunschweig, Heft 70

Wolfbauer, O. (2007) Skriptum zur Vorlesung „Biologische Abwasserreinigung“, TU Graz

Wuhrmann, K. (1964) Zitat nach Nowak (1995)

www.pirmasens.de; Stand: 5.11.2009

Yoshioka, T.; Terai, H.; Saijo, Y. (1982): Growth kinetic studies of nitrifying bacteria by immunofluorescent counting method, *J. Gen. Appl.* 69-180, 1982

Zehnder, A. J. B.; Ingvorsen, K.; Marti, T. (1981): Microbiology of methane bacteria. In:

Hughes et al. (Eds.): Anaerobic Digestion, Elsevier Biomedical Press B. V., 45-68

Zeikus, J. G., Wolff, R. S. (1972): *Methanobacterium thermoautotrophicum* sp. nov., an anaerobic, autotrophic, extreme thermophile, *Journal Bacteriology*, 109, 707 - 713

Zoetmeyer, R.J., Arnoldy, P., Cohnen, A., Boelhouwer, C. (1982): Influence of Temperature on the anaerobic acidification of glucose in a mixed culture forming part of two stage digestion process, *Water Research*, 16, 313-321