Hamburger Berichte 38
Abfallressourcenwirtschaft
Technische Universität Hamburg-Harburg

Henrich Röper

Pilotstudie zur Anwendbarkeit eines integrierten Konzeptes zur dezentralen Behandlung von Abwasser und Abfall

Verlag Abfall *aktuell*

Röper

Pilotstudie zur Anwendbarkeit eines integrierten Konzeptes zur dezentralen Behandlung von Abwasser und Abfall

Hamburger Berichte

Band 38

Herausgegeben von

Prof. Dr.-Ing. R. Stegmann

Pilotstudie zur Anwendbarkeit eines integrierten Konzeptes zur dezentralen Behandlung von Abwasser und Abfall

Vom Promotionsausschuss der

Technischen Universität Hamburg-Harburg

zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor-Ingenieur (Dr.-Ing.)

genehmigte Dissertation

von

Henrich Röper

aus Bielefeld

2012

Gutachter:

Prof. Dr.-Ing. Rainer Stegmann

Prof. Dr.-Ing. Ralf Otterpohl

Vorsitzender des Prüfungsausschusses:

Prof. Dr. rer. nat. Rudolf Müller

Tag der mündlichen Prüfung:

8. Juni 2012

Bibliographische Information Der Deutschen Bibliothek
Die Deutsche Bibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet unter http://dnb.ddb.de abrufbar.

Alle Rechte vorbehalten
Nachdruck, auch auszugsweise, nur mit Genehmigung des Verlages gestattet.
© 2012 Verlag Abfall *aktuell*, Stuttgart
Druck: Buch- & Offsetdruckerei Stubbemann GmbH, Hamburg
Papier: hergestellt aus 100% chlorfrei gebleichten Faserstoffen

ISBN 978-3-9812867-7-9

Vorwort

Die dezentrale Abfall- und Abwasserbehandlung stellt einen interessanten Ansatz zur Behandlung der Reststoffe am Entstehungsort dar. Wesentliche Vorteile sind die gemeinsame Behandlung von ausschließlich häuslichen festen und flüssigen Abfällen und die damit verbundenen Möglichkeiten der Wiederverwertung des gereinigten Abwassers als Trink- oder Brauchwasser, der Energieerzeugung durch Einsatz der Anaerobtechnik sowie der Verwertung der fermentierten Reststoffe als Kompost. Da das Abwasser vor Ort gereinigt wird, entfallen kosten- und wartungsintensive Abwassersammelsysteme. Durch eine getrennte Erfassung von Gelbwasser (Urin) können Braunwasser (Faeces) und Bioabfall gemeinsam anaerob fermentiert werden. Aus dem Gelbwasser können Phosphor und ggf. Stickstoff abgetrennt und wiederverwertet werden. Das Grauwasser (Wasch- und Duschwasser) kann separat zu Brauch- bzw. Trinkwasser aufbereitet werden. Die Feststoffe aus der Anaerobanlage können, ggf. nach einer Nachkompostierung (u.U. mit Gartenabfällen), als Kompost vor Ort genutzt werden. In einer dezentralen Einheit werden dann nur noch getrennt gesammelte potentielle Wertstoffe wie Verpackungsabfälle und nicht nutzbarer Restabfall gesammelt und in zentralen Anlagen behandelt. In Abhängigkeit der Situation können spezifische Module für getrennte Sammlung und Behandlung bedarfsgerecht zu optimalen Systemen zusammengestellt werden.

Der nachträgliche Einbau von Trennsystemen für die unterschiedlichen Abwasserströme in eine bestehende Infrastruktur ist nur mit sehr großem Aufwand möglich. In der vorliegenden Arbeit wurde daher ein Ansatz gewählt, bei dem das gesamte anfallende Abwasser mittels Membrantechnik aufkonzentriert wird. Das dabei entstehende Permeat erfährt so eine Wiederverwendung als Brauchwasser, während das Konzentrat gemeinsam mit getrennt erfassten Bioabfällen anaerob behandelt wird. Das hierbei entstehende Biogas kann erfasst und einer energetischen Nutzung zugeführt werden. Dieses Konzept erweitert deutlich die Möglichkeiten der Anwendung der dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlung insbesondere in bestehenden Wohngebieten aber auch in vorhandenen Hotels, Universitäten, Kasernen etc.

Herr Dr.-Ing. Henrich Röper hat dieses Verfahren in der vorliegenden Arbeit neu konzipiert und in einer praxisnahen dreistufigen, kontinuierlich betriebenen halbtechnischen Versuchsanlage wissenschaftlich untersucht. Auf Grundlage der erarbeiteten Ergebnisse hat Herr Röper praxisrelevante Überlegungen für eine Anwendung dieses Verfahrens in einem

fiktiven Hotel angestellt und die Anlagen überschläglich dimensioniert. Für diese Situation wurden dann auch Kostenabschätzungen durchgeführt.

Mit dieser Arbeit wurde ein wichtiger neuer Baustein für die dezentrale Abwasser- und Abfallbehandlung entwickelt. Herr Röper hat diesem Konzept neue Impulse gegeben.

Hamburg im September 2012

Prof. Dr.-Ing. Rainer Stegmann

Für Bianca

Verzeichnis der Abbildungen ..... **V**
Verzeichnis der Tabellen ..... **X**
Verzeichnis der Abkürzungen ..... **XII**
Verzeichnis der Parameter ..... **XIII**

1 EINLEITUNG UND AUFGABENSTELLUNG **1**
1.1 EIN INTEGRIERTES KONZEPT ZUR DEZENTRALEN BEHANDLUNG VON ABWASSER UND ABFALL (INKONDA) **2**
1.2 KERNASPEKTE DER ARBEIT **4**

2 GRUNDLAGEN **7**
2.1 DEZENTRALE INFRASTRUKTURPLANUNG **7**
2.1.1 Stoffkreisläufe, ökologische Vorteile und Klimaschutz 7
2.1.2 Lösungsansätze für dezentrale ökologisch verträgliche Entsorgungskonzepte 9
2.1.3 Konventionelle Systeme: Einsatz von Kleinkläranlagen 11
2.1.4 Gesetzliche Anforderungen an Kleinkläranlagen in Europa 12
2.1.5 Bioabfall aus dezentralen Strukturen 13
2.2 GRUNDLAGEN DER MEMBRANTECHNIK IN DER ABWASSERWIRTSCHAFT **13**
2.2.1 Einsatz von Membranverfahren in der Abwasserreinigung 14
2.2.2 Funktionsweise der Ultrafiltration 15
2.2.3 Material und Struktur von Porenmembranen für die Ultrafiltration 15
2.2.4 Begriffsdefinitionen und Betriebsparameter 16
2.2.5 Betriebsarten bei der Ultrafiltration 17
2.2.6 Deckschichtbildung 19
2.2.7 Maßnahmen der Wartung und Reinigung zur Erhaltung der Filtrationsleistung 21
2.3 GRUNDLAGEN DER ANAEROBTECHNIK **23**
2.3.1 Biologische Grundlagen 23
2.3.2 Einflussfaktoren der anaeroben biologischen Vorgänge 25
2.3.3 Verfahrenstechnische Betriebsgrößen 28

3 VORVERSUCHE IM TECHNIKUMSMAßSTAB 33

3.1 MEMBRANTECHNIK ZUR REINIGUNG UND AUFKONZENTRIERUNG VON ROHABWASSER 33

3.1.1 Leistung der Technikumsmembranen – Permeatqualität 36

3.1.2 Leistung der Technikumsmembranen – Konzentratqualität 37

3.1.3 Leistung der Technikumsmembranen – Permeabilität 39

3.1.4 Reinigung und Aufbereitung der Membran 42

3.2 GASBILDUNGSPOTENTIAL BEI DER CO-VERGÄRUNG VON ABWASSERKONZENTRAT UND BIOABFÄLLEN 44

3.3 BETRIEB EINER AUTOMATISIERTEN TECHNIKUMSFERMENTATIONSANLAGE 46

3.3.1 Anlagenaufbau und Steuerung 46

3.3.2 Versuchsprogramm der Technikumsfermentation 47

3.3.3 Ergebnisse der Technikumsversuche 48

3.4 ZUSAMMENFASSUNG DER TECHNIKUMSVERSUCHE 52

4 KONZEPTION UND UMSETZUNG IM PILOTMAßSTAB 53

4.1 STANDORT UND AUSLEGUNG DER PILOTANLAGE 53

4.2 AUFBAU UND TECHNISCHE DATEN DER PILOTANLAGE 54

4.2.1 Aufbau der Membranstufe 54

4.2.2 Aufbau der Anaerobstufe 56

4.2.3 Messtechnik 61

4.2.4 Prozessleitsystem und Monitoring 62

5 PILOTBETRIEB DER MEMBRANSTUFE 65

5.1 CHARAKTERISIERUNG DES ROHABWASSERS 65

5.2 BETRIEBSZUSTÄNDE UND HAUPTEREIGNISSE ÜBER DIE GESAMTE BETRIEBSDAUER 68

5.2.1 Inbetriebnahme und erster automatischer Betrieb der Membranstufe 69

5.2.2 Erster automatischer anaerober Betrieb 72

5.2.3 Langzeitbetrieb einer neuen fabrikneuen Membran im anaeroben Betrieb 74

5.2.4 Langzeitbetrieb einer neuen fabrikneuen Membran im aeroben Betrieb 76

5.2.5 Betriebsdaten der Restlaufzeit 79

5.3 LEISTUNGSBEWERTUNG DER MEMBRANSTUFE 81
5.3.1 Gesamtdurchsatz der Membranstufe über alle Betriebsphasen 81
5.3.2 Aufkonzentrierung des Abwassers 82
5.3.3 Summenparameter TOC, CSB und BSB_5 im Konzentrat 83
5.3.4 pH-Wert und Hydrogencarbonat im Konzentrat 84
5.3.5 Aufkonzentrierung im Verhältnis Konzentrat zu Rohwasser 84
5.3.6 Qualität von Permeat und Reinigungsleistung der Membran 86
5.3.7 Stickstoffrückhalt der Ultrafiltration 88
5.4 WEITERFÜHRENDE UNTERSUCHUNGEN IM PERMEAT 90
5.4.1 Hygieneuntersuchungen und pathogene Keime 90
5.4.2 Untersuchung auf Bestandteile von Medikamentenrückständen und endokrin wirksame Substanzen in Konzentrat und Permeat 91
5.4.3 Vegetationsversuch zur Eignungsprüfung des Permeats zu Bewässerungszwecken 94
5.4.4 Messung der Geruchsstoffemissionskapazität von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat 95
5.4.5 Identifizierung von geruchsaktiven Substanzen in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat mittels SPME-GC/MS 100
5.4.6 Bestimmung der Hauptgeruchsstoffe mittels Odour Index 105
5.5 GESAMTBEWERTUNG DER MEMBRANSTUFE 107

6 PILOTBETRIEB DER ANAEROBSTUFE 109
6.1 AUSWERTUNG DES KONTINUIERLICHEN BETRIEBS 109
6.1.1 Darstellung der Betriebsverläufe von Versuchsphasen I - VII 110
6.2 GASPRODUKTION UND QUALITÄT 122
6.3 ABBAUGRAD VON KOHLENSTOFFVERBINDUNGEN DURCH DIE ANAEROBSTUFE 124
6.3.1 Abbaugrade gemessen an den Flüssigproben 124
6.3.2 Abbaugrade über die Gasphase 125
6.4 GESAMTBEWERTUNG DER ANAEROBSTUFE 128

7 PILOTBETRIEB DER GÄRRESTENTWÄSSERUNG 129
7.1 GÄRRESTERFASSUNG 130
7.1.1 Nährstoffgehalte im Gärrest 131

7.1.2 Schwermetallbelastung im Gärrest 132
7.2 VERARBEITUNG DES GÄRRESTS ZU NUTZPELLETS 133
7.2.1 Pelletierung von Gärrest-Kompost-Mischungen 134
7.2.2 Nährstoffgehalt der Pellets 135
7.2.3 Nachkompostierung der Pellets 136
7.3 VEGETATIONSVERSUCH ZUR ÜBERPRÜFUNG DER DÜNGEWIRKUNG DER PELLETPRODUKTE 137
7.4 EINSATZ DER PELLETS ALS ENERGIETRÄGER IN HEIZUNGEN 139
7.4.1 Heizwertbestimmung der Gärrest-Kompost-Pellets 139

8 ENERGIEBILANZ UND GROßTECHNISCHE UMSETZUNG 141
8.1 MASSENBILANZIERUNG 142
8.2 NUTZUNGSMÖGLICHKEITEN DER OUTPUT-PRODUKTE IN EINEM GESAMTKONZEPT 145
8.2.1 Nutzung des Brauchwassers 145
8.2.2 Biogasverwertung 147
8.2.3 Nutzung des Gärrests 150
8.3 DIMENSIONIERUNG UND FLÄCHENBEDARF EINER INKONDA-ANLAGE 150
8.4 ÜBERSCHLÄGIGE KOSTENBETRACHTUNG IM VERGLEICH MIT KONVENTIONELLEN METHODEN 154
8.4.1 Konventionelle Lösung: Anschluss an ein Kanalnetz mittels Druckrohrleitung 154
8.4.2 Konventionelle Lösung: Klein- / Kläranlage 155
8.4.3 Kostenbetrachtung einer INKONDA-Anlage 156

9 ZUSAMMENFASSUNG 157

10 LITERATUR 161

ANHANG

A 1 Technische Entwurfsplanung der INKONDA-Pilotanlage 169
A 2 Identifizierung der Hauptgeruchsstoffe in unbehandeltem Abwasser und in nach Behandlung in der Membrananlage anfallendem Permeat und Konzentrat 175

VERZEICHNIS DER ABBILDUNGEN

Abb. 1-1 *Konzept zur integrierten Behandlung von Abwasser und Bioabfall* *3*

Abb. 2-1 *Beispiel für einen Stoffkreislauf - Schematische Darstellung der Stoffströme in einem ökologischen Sanitärkonzept [OTTERPOHL, 1997]* *8*
Abb. 2-2 *Darstellung unterschiedlicher Einsatzbereiche von Membranverfahren (PINNEKAMP, 2006)* *14*
Abb. 2-3 *Darstellung unterschiedlicher Betriebsweisen von Ultrafiltrationsmembranen (nach MELIN, 2007)* *19*
Abb. 2-4 *Schematische Übersicht der Filtrationswiderstände auf der Membranoberfläche und in der Membran (KRAMER, 2000)* *19*
Abb. 2-5 *Zusammenhang zwischen Druck und Fluss bei der Cross-Flow-Filtration (RIPPBERGER, 1992)* *21*
Abb. 2-6 *Auswirkung der Membranreinigung auf den Fluss bei konstantem Druck (PINNEKAMP, 2006)* *22*
Abb. 2-7 *Schema des mehrstufigen anaeroben Abbaus (STEGMANN, 1998; SCHLEGEL 1985)* *24*
Abb. 2-8 *Zulässige NH_4-N Konzentration in Abhängigkeit von pH-Wert und Temperatur im Reaktor (KROISS, 1986)* *27*

Abb. 3-1 *Systemskizze Memos Membran Pulse ME-P200 (Memos GmbH, Lichtenstein)* *34*
Abb. 3-2 *Aufbau der Membranfiltration im Technikumsmaßstab, Versuche TM 1-4* *35*
Abb. 3-3 *Technikumsversuch TM 1 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)* *39*
Abb. 3-4 *Technikumsversuch TM 2 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)* *40*
Abb. 3-5 *Technikumsversuch TM 3 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)* *40*
Abb. 3-6 *Modifikation der Belüftung des Membranmoduls - Schematische Darstellung (oben), optischer Effekt während des Technikumsversuchs (unten)* *41*

Abb. 3-7 *Technikumsversuch TM 4 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)* *42*

Abb. 3-8 *Darstellung der Operationspermeabilitäten bezogen auf 25°C - OP_{25} im Vergleich der Versuche TM 1 bis 4, Betrieb im Reinwasser (helle Säulen), Betrieb im Abwasser (dunkle Säulen)* *43*

Abb. 3-9 *Schematischer Versuchsaufbau des volumetrischen Testsystems zur Bestimmung des Gasbildungspotentials GB_{21} nach DIN 38414 (nach HEERENKLAGE, STEGMANN, 2001)* *44*

Abb. 3-10 *Synergieeffekt der Co-Vergärung von Konzentrat und Bioabfällen* *45*

Abb. 3-11 *Aufbau der automatisierten Technikumsanlage, Fließbild eines der vier Teilsysteme* *46*

Abb. 3-12 *Automatisierte Technikumsfermentationsanlage, Reaktor DTR 1 bis 4 (links), Auszug aus einem Screenshot der Steuerung und Überwachung eines Reaktors, exemplarisch DTR 4 (rechts)* *47*

Abb. 3-13 *Verlauf der spezifischen Biogasproduktion DTR 1-4 (oben), Verlauf der Pufferkapazität und pH-Werte DTR 1+4 (Mitte) sowie Verlauf der elektrischen Leitfähigkeit DTR 1-4 (unten) vor und nach der Umstellung von Speiserest-Wasser-Gemisch auf Speiserest-Abwasserkonzentrat-Gemisch; Zeitraum Mai bis November 2006* *50*

Abb. 3-14 *Abbauleistung der Reaktoren DTR 1-4 anhand der Summenparameter (Mittelwerte); CSB und BSB5 (links), volatile Fettsäuren VFA (rechts)* *51*

Abb. 4-1 *Vereinfachtes Fließschema der Membranstufe (Pilotanlage)* *55*

Abb. 4-2 *Vereinfachtes Fließschema der Anaerobstufe (Pilotanlage)* *57*

Abb. 4-3 *Vereinfachtes Fließschema der Gärrestentwässerung (Pilotanlage)* *58*

Abb. 4-4 *Innenansicht der INKONDA-Pilotanlage – Kennzeichnung der wesentlichen Komponenten und Aggregate im Versuchscontainer von rechts (oben) nach links (unten)* *60*

Abb. 4-5 *Grafische Benutzeroberfläche zur Steuerung, Überwachung und Visualisierung der Pilotanlage* *62*

Abb. 4-6 *Exemplarische Darstellung der erfassten Datendichte während des Betriebs der Pilotanlage am Beispiel des Transmembrandrucks [mbar]* *63*

Abb. 5-1 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase I – Inbetriebnahme und Phase II – semi – anaerober Betrieb* *69*

Abb. 5-2 *Phase I und II: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten* *71*

Abb. 5-3 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase III – Kontinuierlich anaerober Betrieb mit einer chemisch gereinigten Membran* *72*

Abb. 5-4 *Phase III: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten* ... *73*

Abb. 5-5 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase IV – Kontinuierlich anaerober Betrieb mit einer fabrikneuen Membran* ... *74*

Abb. 5-6 *Phase IV: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten* ... *75*

Abb. 5-7 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase V und VI – Kontinuierlicher anaerober Betrieb mit einer chemisch gereinigten Membran* ... *76*

Abb. 5-8 *Phase V: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten, ab 8.11.09 Beginn von Phase VI (1)* ... *78*

Abb. 5-9 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase VI (2) (bis 1.04.09) und Phase VII (1.04.09 bis 22.07.09) – Kontinuierlicher anaerober Betrieb mit einer chemisch gereinigten Membran* ... *79*

Abb. 5-10 *Phase VI (2): Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten, ab 1.04.08 Beginn von Phase VII* ... *80*

Abb. 5-11 *Verlauf der Rohabwasseraufkonzentrierung im Membranbehälter; Darstellung des Konzentrationsfaktors der Phasen I-VII gegenüber dem gemessenen Feststoffgehalt $TS_{Konzentrat}/TS_{Permeat}$ basierend auf wöchentlicher Beprobung* ... *82*

Abb. 5-12 *Konzentrationsverlauf organischer Summenparameter im Membranbehälter; Darstellung über die gesamte Dauer der Studie und Zuordnung zu den Betriebszuständen der Membran* ... *83*

Abb. 5-13 *Gegenüberstellung Hydrogencarbonat (HCO_3^-) in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)* ... *84*

Abb. 5-14 *Gegenüberstellung Trockensubstanz (TS) in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)* ... *85*

Abb. 5-15 *Gegenüberstellung Gesamtkohlenstoff (TOC) in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)* ... *85*

Abb. 5-16 *Gegenüberstellung der Summenparameter CSB und BSB_5 in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)* ... *86*

Abb. 5-17 *Gegenüberstellung der Sulfationenkonzentration in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)* ... *86*

Abb. 5-18 *Verlauf von TOC (fl.), CSB, BSB5 im Permeat; Exemplarische Einleitergrenzwerte CSB < 150 mg/ℓ, BSB_5 < 40 mg/ℓ* ... *87*

Abb. 5-19 *Reinigungsleistung Rückhalt von BSB_5 durch die Ultrafiltration - Anteilige Darstellung am Gesamt-BSB_5* ... *88*

Abb. 5-20 *Reinigungsleistung Rückhalt von CSB durch die Ultrafiltration - Anteilige Darstellung am Gesamt-CSB* ... *88*

Abb. 5-21 *Reinigungsleistung Rückhalt vom Gesamtstickstoff TN durch die Ultrafiltration* ... *88*

Abb. 5-22 *Reinigungsleistung Rückhalt von Nitrat NO_3^-N durch die Ultrafiltration* ... *89*

Abb. 5-23 *Reinigungsleistung Rückhalt von Ammonium NH_4^-N durch die Ultrafiltration* *89*

Abb. 5-24 *Wachstumzugewinn durch Bewässerung mit Permeat anstelle von Trinkwasser mittels Kressetest, Darstellung der relativen Trockenmasse zu Referenzversuchen mit Blumenerde und Nullerde, Darstellung anhand von Mittelwerten* *94*

Abb. 5-25 *Messung und Auswertung der Geruchsstoffemissionskapazität (FRECHEN, KÖSTER, 1998)* *96*

Abb. 5-26 *Versuchsaufbau Strippung* *97*

Abb. 5-27 *Bestimmung der Geruchsstoffemissionskapazität (Odourant Emission Capacity, OEC), Betriebszustand Membranstufe - anaerob* *98*

Abb. 5-28 *Bestimmung der Geruchsstoffemissionskapazität (Odourant Emission Capacity, OEC), Betriebszustand Membranstufe: aerob* *100*

Abb. 5-29 *Übereinandergelegte GC/MS Chromatogramme des Permeats von Versuchsreihe 1 – Betriebszustand Membranstufe anaerob (10.05.2007) und Versuchsreihe 2 – Betriebszustand Membranstufe aerob (15.08.2007)* *101*

Abb. 5-30 *Prozentuale Zusammensetzung der Substanzklassen A) Rohabwasser 10.05.07, B) Rohabwasser 15.08.07, C) Konzentrat 10.05.07, D) Konzentrat 15.08.07, E) Permeat 10.05.07, F) Permeat 15.08.07* *103*

Abb. 5-31 *Prozentuale Zusammensetzung der Hauptgeruchsstoffe in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat (OI%), Versuchsreihe 1 – Betriebszustand anaerob (10.05.2007), Versuchsreihe 2 - Betriebszustand aerob (15.08.2007)* *106*

Abb. 6-1 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase I / II, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)* *113*

Abb. 6-2 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase III, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)* *115*

Abb. 6-3 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase IV, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)* *117*

Abb. 6-4 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase V und VI (1), Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)* *119*

Abb. 6-5 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase VI (2) / VII, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Gasproduktion/Substratzufluss (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)* *121*

Abb. 6-6 *Abbaugrad von Kohlenstoffen in der Anaerobstufe Phase A-E; Mittelwerte aus Laborproben, über den Gasaustrag berechnet und mit HCO_3^--Korrektur; CSB (oben), TOC (Mitte), oTS (unten)* *127*

Abb. 7-1 *Sackentwässerung: TS-Gehalte im laufenden Betrieb und nach einer Trocknung von 12 Wochen* *130*

Abb. 7-2 *Funktionsweise einer Kollergangpresse mit Flachmatrix (links, HARTMANN, H., 2001), Versuchsanlage an der TUHH (rechts)* *133*

Abb. 7-3 *Ausgangssubstratmischung Gärrest : Kompost-Mischverhältnis 1:1,5 (links) und Gärprodukt Pellets mit einem Durchmesser von 3 mm (rechts)* *135*

Abb. 7-4 *Ergebnis des Kressetests für die Produkte GR 1-3, Substratmischung Gärrest : Kompost 1:1,5 im Verhältnis zu Blindprobe und unbehandeltem Gärrest* *138*

Abb. 7-5 *Einfacher Kressetest der Gärprodukte, ungedüngte Blindprobe (links), Düngung mit Pellets aus Substratmischung 7 (rechts)* *138*

Abb. 8-1 *Qualitative Massenbilanz des INKONDA-Verfahrens* *142*

VERZEICHNIS DER TABELLEN

Tab. 2-1 *Reinigungsklassen nach DIBt, 2001 und EN 12566-3, gültig für Kleinkläranlagen* *12*

Tab. 3-1 *Leistungsdaten Memos Membran Pulse ME-P200 (Memos GmbH, Lichtenstein)* *35*
Tab. 3-2 *Abscheidegrade verschiedener Membranen für ausgewählte Abwasserparameter (Permeatkonzentration/Rohabwasserkonzentration)* *36*
Tab. 3-3 *Permeatqualität anhand mittlerer Messwerte ausgewählter Abwasserparameter im Vergleich mit zulässigen Einleitungsgrenzwerten der Abwasserverordnung (AbwV 2004)* *37*
Tab. 3-4 *Mittlere Messwerte ausgewählter Parameter im Konzentrat und ihre jeweils prozentualen Anteile an einer theoretisch möglichen Maximalkonzentration (Versuche TM 1-4)* *38*
Tab. 3-5 *Reinigungsabfolge der Unterdruck-Tauchmembran in den Versuchen TM 1 bis 4* *43*
Tab. 3-6 *Zuordnung der Membranversuche zu den Gasbildungsversuchen* *45*
Tab. 3-7 *Zusammensetzung des Biogases während der Technikumsversuche gemittelt über die Reaktoren DTR 1 bis 4 und daher nicht summenecht* *52*

Tab. 4-1 *Komponenten der Membranstufe und deren technische Spezifikationen* *56*
Tab. 4-2 *Komponenten der Anaerobstufe und deren technische Spezifikationen* *58*
Tab. 4-3 *Komponenten der Gärrestentwässerung und deren technische Spezifikationen* *59*
Tab. 4-4 *Komponenten der Gasanalytik und deren technische Spezifikationen* *61*
Tab. 4-5 *Messtechnische Komponenten der Behältnisse der Pilotanlage* *61*

Tab. 5-1 *Zusammensetzung des Rohabwassers über die gesamte Versuchslaufzeit; Mittelwerte aus wöchentlichen Probenahmen, Schwankungsbereich, Standardabweichung σ, Probenanzahl n* *66*
Tab. 5-2 *Zuordnung der Membranen zu den einzelnen Betriebsphasen* *68*
Tab. 5-3 *Überblick des Gesamtdurchsatzes und der mittleren Durchsatzleistung der Membranstufe* *81*
Tab. 5-4 *Abwasserkeime in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat* *90*
Tab. 5-5 *Untersuchung hinsichtlich endokrin wirksamer Substanzen und Medikamentenrückstände in der Flüssigphase von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat* *93*
Tab. 5-6 *Untersuchung auf Medikamentenrückstände und endokrin wirksame Substanzen im Feststoff von Rohabwasser und Konzentrat* *94*
Tab. 5-7 *Geruchsstoffemissionskapazität von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat* *97*
Tab. 5-8 *Geruchsstoffemissionskapazität von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat (belüftet)* *99*
Tab. 5-9 *Identifizierte Substanzen im Permeat mit einem prozentualen Anteil > 2 in mindestens jeweils einer der Versuchsreihen (fett gedruckt: Werte Area a > 2%)* *102*

Tab. 6-1 Betriebsphasen der Anaerobstufe und deren charakteristische Merkmale 110
Tab. 6-2 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase I / II 112
Tab. 6-3 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase III 114
Tab. 6-4 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase IV 116
Tab. 6-5 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase V 118
Tab. 6-6 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase VII (ab 1.05.2008) 120
Tab. 6-7 Biogasertrag und mittlere Gasausbeute der einzelnen Versuchsphasen 122
Tab. 6-8 Gemittelte Biogaszusammensetzung über Versuchsphasen I bis VII 123
Tab. 6-9 Masseaustrag über den Gaspfad für die einzelnen Betriebsphasen 124
Tab. 6-10 Abbau von Kohlenstoffverbindungen gemessen an den Flüssigproben 124
Tab. 6-11 Abbau von Kohlenstoffverbindungen gemessen an der Biogasproduktion 125

Tab. 7-1 Gesamtertrag der Sackentwässerung Mai 2006 bis Juli 2008 131
Tab. 7-2 Nährstoffgehalte im entwässerten Gärrest im Vergleich mit einem Gütekompost 131
Tab. 7-3 Schwermetallgehalte nach Bioabfallverordnung in Stichproben des Gärrestes 132
Tab. 7-4 Materialien und Mischverhältnisse zur Pelletierung 134
Tab. 7-5 Nährstoffgehalt von Pelletprodukten aus Gärrest und Kompost 136
Tab. 7-6 Heizwert Ho_{roh} ermittelt nach DIN 51731 für die zuvor ermittelten Pelletproben 140

Tab. 8-1 Rechnerische Massenbilanz der einzelnen Versuchsphasen; absolute Darstellung (oben), prozentuale Darstellung (unten) 143
Tab. 8-2 Massenermittlung für drei Fallbeispiele: (I) Ökoeffizienter Betrieb, (II) Durchschnitt, (III) Luxusklasse 144
Tab. 8-3 Massenermittlung für drei Fallbeispiele der Hoteltypen „Ökoeffizient“, „Durchschnitt“ und „Luxus“ bezogen auf ein Jahr, gemittelt ohne Berücksichtigung saisonaler Schwankungen, Outputströme gesondert gekennzeichnet 145
Tab. 8-4 Qualitätsanforderungen für Badewässer / Toilettenspülwasser / Waschwasser nach FBR Hinweisblatt H 201, 2005 146
Tab. 8-5 Berechnung entsprechender BHKW Auslegungen für die Hoteltypen „Ökoeffizient“, „Durchschnitt“ und „Luxus“ bezogen auf die Fallbeispiele aus Tabelle 8-3 148
Tab. 8-6 Gegenüberstellung des Energiebedarfs und der möglichen Energieerzeugung aus Methan mittels Heizkessel für die Warmwassererzeugung in den Fallbeispielen 149
Tab. 8-7 Bilanzierung von Volumenströmen und organischer Trockensubstanz (oTS) sowie daraus resultierende Fermenterkenndaten bezogen auf die Leistungsfähigkeit der Membranstufe für verschiedene Konzentrationsfaktoren 151
Tab. 8-8 Überschlägige Volumenermittlung für den Hotelbetrieb anhand des Fallbeispiels „Ökoeffizient“ 152
Tab. 8-9 Netto-Kostenermittlung für den Bau einer Pumpstation mit Leitungsbau, Abwasseranfall 150 m³ / Tag, Entfernung 5 km 155

VERZEICHNIS DER PARAMETER

B_R	Raumbelastung
$BSB_{5/7}$	Biologischer Sauerstoffbedarf
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
GB_{21}	Gasbildungspotential nach 21 Tagen
HO_{roh}	Heizwert
HRT	Hydraulische Verweilzeit
K	Konzentrationsfaktor
L_p	Permeabilität
$N\ell$	Normliter
OI	Odour Index
OP	Operationspermeabilität
OP_{25}	Auf 25°C normierte Operationspermeabilität
oTS	organische Trockensubstanz
Δp_{TM}	Druckdifferenz Transmembrandruck
Q_f	Permeatvolumenstrom
R_a	Widerstand Adsorption
R_c	Widerstand Deckschichtdicke
R_{cp}	Widerstand Konzentrationspolarisation
R_m	Widerstand Membran
R_p	Widerstand Porenverblockung
TOC	Gesamter organischer Kohlenstoff
TMP	Transmembrandruck
TS	Trockensubstanz
v_f	Permeatflux – spezifischer Filtratvolumenstrom
v_p	Brutto-Permeatflux
W	Energiebedarf

1 EINLEITUNG UND AUFGABENSTELLUNG

Etwa die Hälfte aller europäischen Länder muss sich in Zukunft mit dem Problem der Wasserknappheit aufgrund ungenügender Grundwasserneubildung auseinander setzen. Das betrifft etwa 70 Prozent der Bevölkerung [BIXIO ET AL., 2006]. Umweltgefährdungen durch nicht fachgerechte Entsorgung von Abfällen und die Einleitung von ungereinigtem Abwasser in offene Gewässer stellen ein weltweit verbreitetes Problem dar [UNEP, GEMSTAT, 2010]. Die resultierende Verschmutzung von Wasserressourcen auf der einen Seite steht der Verschwendung von Trinkwasser für Zwecke, für die auch Wasser geringerer Qualität ausreichen würde, gegenüber. In vielen Ländern werden aus genau diesem Grunde die Wasserressourcen knapp. Die qualifizierte Wiederverwendung von Abwasser leistet daher einen wichtigen Beitrag zur Schonung der Trinkwasservorräte.

Die Verknappung fossiler Energieträger und die damit verbundenen steigenden Energie- und Rohstoffpreise der vergangenen Jahre haben dazu geführt, dass sich die Forschung zunehmend mit erneuerbaren Energien auseinandergesetzt hat. Neben dem Schwerpunkt Energie aus nachwachsenden Rohstoffen zu gewinnen, wurden zunehmend Abfallprodukte als potentielle Energielieferanten untersucht. Verfahren, die diese Energiequelle nutzen, wie beispielsweise die Biogaserzeugung aus Speiseresten [CARUCCI ET AL., 2005], gehören mittlerweile zum Stand der Technik.

Besiedelte, dezentrale Standorte zeichnen sich unabhängig von ihrer Nutzung durch den gleichzeitigen Anfall von Abwasser und Abfallstoffen aus. Eine gemeinsame Verwendung der Stoffströme Abwasser und Bioabfall bietet sich aufgrund des organischen Anteils beider Medien an. Durch eine Integration der Bioabfallbehandlung in die Abwasseraufbereitung kann somit neben dem regionalen Umweltschutz auch eine kleinräumige Schließung von

Stoffkreisläufen erreicht werden. Auch auf globaler Ebene kann durch die Anwendung eines integrierten Konzepts ein Beitrag zum Klimaschutz geleistet werden, da somit eine CO_2-neutrale Energieerzeugung angestrebt wird.

Diese Arbeit stellt ein Verfahren vor, welches insbesondere an dezentralen Standorten eingesetzt werden kann und eine Weiterverwendung der Abwasser- und Abfallstoffströme vor Ort erlaubt. Die Verknüpfung von Membran- und Biogastechnologie vereint hier die Vorteile beider Verfahren, wodurch ein wertvoller Beitrag zu einer nachhaltigen Abwasser- und Abfallwirtschaft geleistet wird.

Diese Arbeit basiert auf dem BMBF Verbundprojekt „Integrierte Konzepte zur dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlung, Förderkennzeichen 02WD0400“, welches im Zeitraum 01.03.2004 bis 31.07.2007 am Institut für AbfallRessourcenWirtschaft an der Technischen Universität Hamburg-Harburg durchgeführt worden ist. Die Mitarbeit des Projektpartners HAASE Anlagenbau AG ermöglichte eine Umsetzung im Pilotmaßstab. Die Pilotanlage wurde auf dem Gelände des Klärwerks Köhlbrandhöft, Hamburg mit freundlicher Genehmigung der Hamburger Stadtentwässerung (HSE) betrieben.

Externe Untersuchungen wurden durch die Firma CAU Analytik, Dreieich (endokrine Substanzen), Hygiene Institut, Hamburg (Keimbelastungen), Dr. Kim Kleeberg Umweltanalytik (Hauptgeruchsstoffe) sowie IGU BIOBAC, Hamburg (Brennwerte) durchgeführt.

1.1 EIN INTEGRIERTES KONZEPT ZUR DEZENTRALEN BEHANDLUNG VON ABWASSER UND ABFALL (INKONDA)

Das vorliegende Konzept INKONDA „Integriertes Konzept zur Dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlung“ nutzt die Möglichkeit der gemeinsamen Behandlung der sowohl in Abwasser als auch in Bioabfällen vorhandenen organischen Anteile. Insbesondere an dezentralen Standorten bietet dieser Ansatz der gemeinsamen Nutzung der Stoffströme eine Vielzahl von Vorteilen, da so auf die kostenintensive Konstruktion und Wartung einer notwendigen Entsorgungsstruktur nahezu vollständig verzichtet werden kann. Zusätzlich ermöglicht die Wiederverwertung von Brauchwasser eine Senkung des Frischwasserbedarfs; ebenfalls denkbar ist eine Energieersparnis durch die Nutzung von Bioenergie. Bei dezentraler Behandlung von Abfällen ergibt sich zusätzlich eine Kosteneinsparung durch Reduzierung des Transportaufwands der Abfallstoffe zu zentralen Einrichtungen.

Im Rahmen von INKONDA wird zunächst kommunales Rohabwasser aus dezentralen Einrichtungen mittels Membrantechnologie aufkonzentriert. Das dabei entstehende Permeat kann direkt einer Nutzung z.B. zur gartenbaulichen Bewässerung oder als Brauchwasser zugeführt werden, das Konzentrat wird gemeinsam mit Bioabfällen einer anaeroben Behandlung unterzogen. Die Prozessprodukte Biogas und Gärrest können einer energetischen bzw. nach entsprechender Konditionierung einer landwirtschaftlichen Nutzung zugeführt werden. Alternativ ist auch eine thermische Verwertung des Gärrests denkbar.
Dieses Anlagenkonzept wurde am Arbeitsbereich für AbfallRessourcenWirtschaft der Technischen Universität Hamburg-Harburg entwickelt und ist für vergleichsweise kleine Bioabfall- und Abwassermengen konzipiert worden. Ein geeignetes Einsatzgebiet wäre z.B. die Bioabfall- und Abwasserbehandlung für ein Hotel mit etwa 1000 Gästen [BADE ET AL., 2005].

Abbildung 1-1 zeigt schematisch alle Komponenten von INKONDA. In einem ersten Schritt wird das Rohabwasser über eine Membranstufe aufkonzentriert. Es entstehen ein Konzentrat und ein Permeat, welches weitestgehend frei von Mikroorganismen und Schwebstoffen ist.

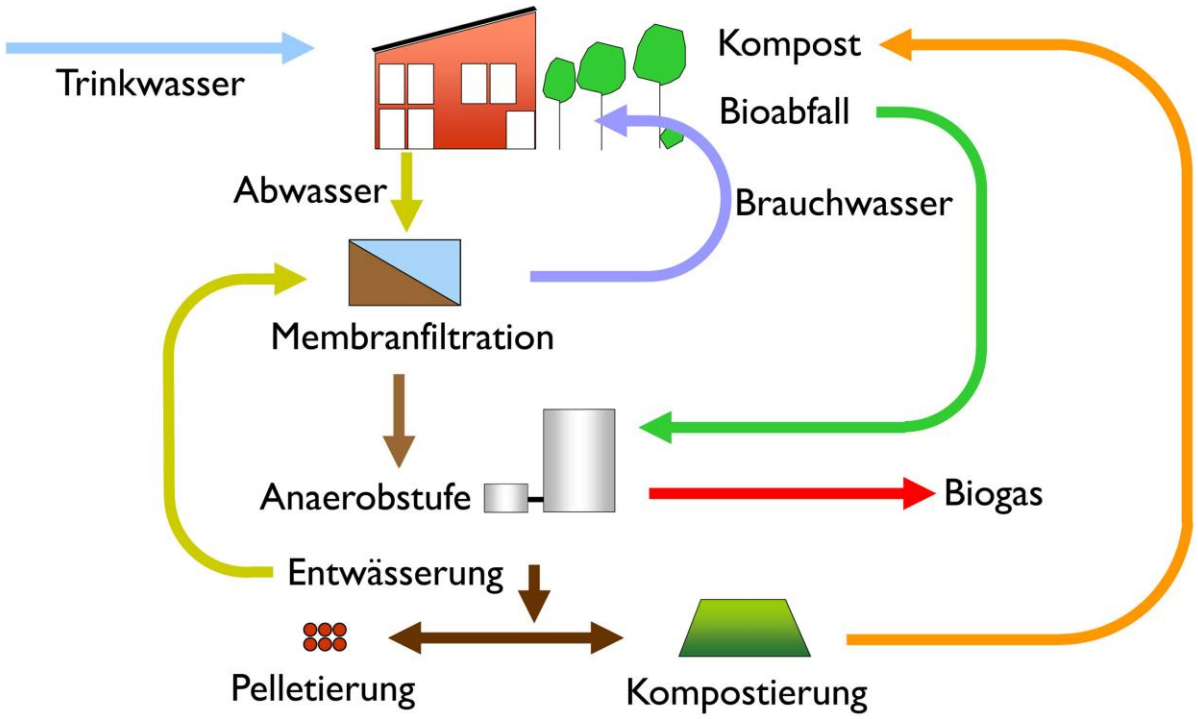


Abb. 1-1 Konzept zur integrierten Behandlung von Abwasser und Bioabfall

Nährstoffe wie Ammonium können die Membran passieren und finden sich teilweise im Permeat wieder. Dieses Wasser kann beispielsweise zur Bewässerung im Gartenbau oder der

Landwirtschaft eingesetzt werden. Abhängig vom eingesetzten Membrantyp können ggf. Nährstoffe in Form von Stickstoff in den Nährstoffkreislauf rückgeführt werden, falls diese nicht von der Membran rückgehalten werden.

Das in der Membranstufe produzierte Konzentrat wird in einem zweiten Verfahrensschritt mit zerkleinerten Speiseabfällen aus Küchenbetrieb und Restaurants vermischt und nach einer Hygienisierung in einem anaeroben Biogasreaktor vergoren. Durch die Zugabe der Bioabfälle wird die Biogasproduktion deutlich erhöht.

Der entstehende Gärrest wird entwässert und anschließend zusammen mit organischen Grünabfällen aus getrennter Sammlung einer Nachkompostierung zugeführt. Um die im Gärrest enthaltenen Nährstoffe wieder in den Nährstoffkreislauf rückzuführen, kann der Kompost als Düngemittel eingesetzt werden. Die flüssige Phase aus dem Entwässerungsschritt wird der Membranstufe zurückgeführt.

Das bei der anaeroben Vergärung produzierte Biogas dient zur Deckung eines Teils des Energiebedarfs der Anlage oder kann bei Bedarf zur Produktion von Warmwasser genutzt werden.

Diese Verfahrensentwicklung ist von anderen Konzepten, bei denen die Abwässerströme wie Grau-, Braun-, Gelb- oder Schwarzwasser getrennt werden, zu unterscheiden [ZURAWSKI ET AL., 2003]. Insbesondere im Unterschied zu alternativen Sanitärkonzepten [vgl. LANGE, J., OTTERPOHL, R., 1997] bzw. dem Ecosan-Konzept [MÜNCH, E. V., SCHÖPE, A., RÜD, S., 2009] sieht INKONDA keine getrennte Erfassung von Grau- und Schwarzwasser vor. Daher eignet es sich insbesondere für die Nachrüstung bereits bestehender Einrichtungen, bei denen die Installation getrennter Erfassungssysteme schwer umsetzbar erscheint bzw. nicht erwünscht ist.

1.2 KERNASPEKTE DER ARBEIT

Die vorliegende Arbeit befasst sich mit der Anwendbarkeit von INKONDA unter praxisnahen Bedingungen. Dazu wurden zunächst Versuche im Technikumsmaßstab durchgeführt, auf deren Grundlage anschließend eine Pilotanlage in Zusammenarbeit mit der Firma HAASE Anlagenbau AG, Neumünster konstruiert wurde. Diese Anlage wurde über einen Zeitraum von zwei Jahren betrieben; weiterführende Untersuchungen an den gewonnenen Substraten der Pilotanlage wurden in Laborversuchen durchgeführt.

Kernaspekt I - Einsatz einer Membran im Rohabwasser

Membrantechnik findet in der Abwassertechnik vor allem bei industriellen Abwässern und damit verbundenen spezifischen Anforderungen Einsatz, eignet sich jedoch auch für den kommunalen Sektor. Membran-Belebungsverfahren sind auch im Bereich der Kleinkläranlagen vertreten und zählen mittlerweile zum Stand der Technik [DORGELOH, 2006; EN 12566]. Allerdings handelt es sich hierbei um Verfahren, welche in Kombination mit biologischer Abwasserreinigung eingesetzt werden, um möglichst hohe Reinheitsgrade des Abwassers zu erzielen. Ebenfalls gängig ist der Einsatz einer Membranstufe an Stelle einer Nachklärung [ATV-DVWK, 2002]. Wenig Erfahrung liegt hingegen beim Einsatz einer Membran im Rohabwasser vor. Bei einer rein mechanischen Reinigung bleibt die im Abwasser vorhandene Biomasse weitgehend erhalten und kann somit in einem weiteren Behandlungsschritt verwertet werden. Die Membranstufe wurde hinsichtlich dieses Aspekts untersucht und betrieben.

Kernaspekt II - Co-Vergärung von Abwasserkonzentrat und Bioabfällen

Die Nutzung von Biomasse zur Energieerzeugung ist in den vergangenen Jahren erheblich intensiviert worden. Vor allem Deutschland hat durch die Einführung des Erneuerbare-Energien-Gesetzes (EEG) und der damit verbundenen gesetzlichen Förderung zur Umsetzung ökologischer Ziele, einen enormen Anreiz für Investitionen in diese Technologien geschaffen darstellt [WENDENBURG, H., 2008]. Im Jahr 2007 betrug der EEG-Anteil am Energiemix ca. 8%, wobei Biomasse innerhalb der erneuerbaren Energien hier mit 71% den wichtigsten Energieträger. Das entspricht einer rechnerischen CO_2-Ersparnis von 102,8 Millionen Tonnen [BEE, 2008].

INKONDA sieht eine Co-Vergärung von Biomasse aus Abwasserkonzentrat und Bioabfällen vor. In dezentralen Einrichtungen, wie beispielsweise Hotelkomplexen oder kleinen Siedlungen, entstehen vor allem im Gastronomie- und Küchenbereich Bioabfälle, welche sich für eine weiterführende Nutzung anbieten. In Technikums- und Pilotmaßstab wurden Versuche zur Co-Vergärung dieser beiden Substrate durchgeführt. Dabei lag der Schwerpunkt auf der Stabilität des Verfahrens als solches und nicht auf einer maximalen Ertragsausbeute der beiden Substrate bei unlimitierter Verfügbarkeit. Die Mischungsverhältnisse wurden denen dezentraler Standorte nachempfunden, um möglichst praxisnahe, realistische Ergebnisse zu erzielen.

Kernaspekt III – Weiterführende Nutzungsmöglichkeiten von Brauchwasser und Gärrest

Durch den Betrieb einer Membranstufe fällt in Relation zum Stoffstrom Abwasser eine hohe Menge Brauchwasser an. Ein wichtiges Qualitätsmerkmal für eine Weiterverwendung ist hier die hygienische Unbedenklichkeit. Membranverfahren eignen sich besonders gut zur Einhaltung niedriger Keimzahlen, da Mikroorganismen von der Membran nahezu vollständig zurückgehalten werden. Obgleich es bisher noch keine länderübergreifenden, einheitlichen Qualitätsstandards für die Wiederverwendung von Abwasser gibt, stellen die mikrobiologischen Anforderungen oft die größte Herausforderung für die Genehmigung derartiger Projekte dar [LAZAROVA ET AL., 2001].

Aufgrund der strengen Vorschriften an die Qualität von recyceltem Abwasser zur landwirtschaftlichen Bewässerung [WHO 1989; BIXIO ET AL., 2006] wurden neben der Bestimmung der üblichen Abwasserparameter ergänzende Hygienetests zur besseren Klassifizierung durchgeführt. Weiterhin wurde die Pflanzenverträglichkeit des Brauchwassers untersucht. Um gegebenenfalls auftretende Geruchsbelästigungen bei der Benutzung des Brauchwassers zu quantifizieren, wurden zusätzlich olfaktorische Untersuchungen durchgeführt.

Weiterhin wurden Möglichkeiten zur besseren Weiterverwendung der produzierten Gärreste untersucht. Schwerpunkte lagen hier in der Konditionierung durch Entwässerung und Pelletierung. Ergänzend wurde die Anwendung als Düngemittel mittels Laboruntersuchungen und einfachen Pflanzentests untersucht. Zusätzlich wurde die thermische Nutzung von Gärresten zur Energiegewinnung betrachtet.

Kernaspekt IV – Großtechnische Umsetzung

Aufbauend auf den Ergebnissen der Pilotanlage wurden exemplarisch drei Szenarien für einen großtechnischen Einsatz einer INKONDA-Anlage entwickelt und mittels einer Massen- und Energiebilanz bewertet.

2 GRUNDLAGEN

Dies Kapitel gibt einen kurzen Überblick über dezentrale Infrastrukturplanung im Bereich der Abwasser- und Abfallbehandlung und erläutert anhand von Beispielen, Konzepte und Ideen, die den aktuellen Stand der Technik widerspiegeln. Die Grundlagen der Membrantechnik werden für den Bereich der kommunalen Abwasserbehandlung näher erörtert. Das Gebiet der Anaerobtechnik wird anhand der wesentlichen verfahrenstechnischen Parameter dargestellt.

2.1 DEZENTRALE INFRASTRUKTURPLANUNG

Dezentrale Infrastruktursysteme gewinnen in Europa immer mehr an Bedeutung. Für die Unterscheidung zwischen zentraler und dezentraler Infrastruktur gibt es keine allgemein gültige Definition [HOLLÄNDER, 2006]. Zur dezentralen Ver- und Entsorgungsinfrastruktur zählen grundsätzlich die Komponenten Trinkwasserversorgung, Abwasserentsorgung, Abfallentsorgung, Strom- und Gasversorgung sowie Netzwerk und Datenanschlüsse für Telefon und TV. Sofern in einem System diese Komponenten nicht nur nebeneinander funktionieren, sondern sich in bestimmten Funktionen ergänzen, spricht man von integrierten Konzepten.

2.1.1 Stoffkreisläufe, ökologische Vorteile und Klimaschutz

Ein Beispiel, wie ein Kreislauf die Umwelt beeinflussen kann, ist die Photosynthese. Sie wandelt Kohlendioxid in energiereichen Zucker um. Durch die Respiration dieses Stoffes wirkt der Kohlenstoff auch indirekt auf die Produktion von atmosphärischem Sauerstoff und

ist damit letztendlich an der Temperaturentwicklung der Erdoberfläche beteiligt [NENTWIG, W. ET AL., 2009].

Neben dem Kohlenstoffkreislauf sind vor allem die Nährstoffkreisläufe von entscheidender Bedeutung. Die enge Verknüpfung mit dem Wasserkreislauf ist in Abbildung 2-1 dargestellt. Mit dem Recycling von Abwasser und Rückführung von Nährstoffen in den Kreislauf wird ein positiver Beitrag zum Bodenschutz geleistet. Ebenso besteht Potential zur energetischen Nutzung, beispielsweise von Abfällen. In beiden Fällen wird der Ressourcenverknappung entgegengewirkt. Der strategische Ansatz für eine nachhaltige Nutzung der natürlichen Ressourcen sollte zu einer besseren Ressourceneffizienz bzw. Ressourcenproduktivität führen [KOMMISSION DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFT, 2005].

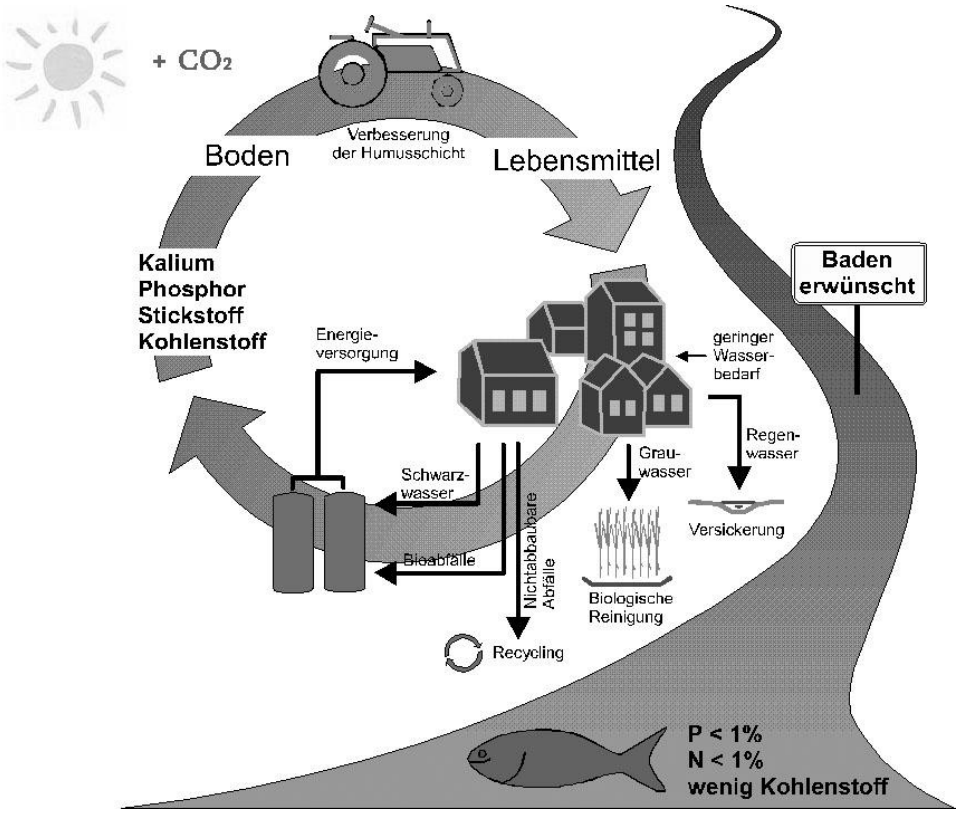


Abb. 2-1 *Beispiel für einen Stoffkreislauf - Schematische Darstellung der Stoffströme in einem ökologischen Sanitärkonzept [OTTERPOHL, 1997]*

Eine zentral vernetzte Infrastruktur hat den Nachteil langer Transportwege. Allein ein Produkt von einem Knotenpunkt aus zu verteilen bzw. ein Abfallprodukt an einem Punkt zu sammeln erfordert einen energetisch aufwendigen Transport. Eine integrierte Bewirtschaftung von Ver- und Entsorgungssystemen an dezentralen Standorten birgt eine Vielfalt von ökologischen Einsparpotentialen. Die somit eingesparten Leistungen können in Form von CO_2-

Equivalenzen erfasst werden. Integrierte Konzepte können somit einen messbaren Beitrag zum Klimaschutz leisten.

Die eher unübliche, abgestimmte Nutzung und Bewirtschaftung eines dezentralen Standortes führt langfristig zu einer Steigerung der Gewässerqualität und damit auch zu einer Verbesserung der Grundwasserqualität. Dies ist in vielen Ländern bereits heute von immenser Bedeutung, da hohes Bevölkerungswachstum und Klimawandel das Problem des Wassermangels in ariden Gebieten weiterhin verschärfen [GEYER, S., MÜLLER, R.-A., 2007]. Grundsätzlich kann ein dezentrales orientierter Lösungsansatz auch innerhalb einer zentral organisierten Infrastruktur erfolgen. Ein nachhaltiges Wasserressourcenmanagement erfordert für schnell wachsende Millionenstädte eine innerstädtische Wasserwiederverwendung, da der Wasserbedarf die lokalen Ressourcen übersteigt. Eine dezentrale, professionelle Behandlung vor Ort ist demnach notwendig um den Bedarf zu decken [CORNEL, P., 2008].

2.1.2 Lösungsansätze für dezentrale, ökologisch verträgliche Entsorgungskonzepte

In diesem Abschnitt werden aktuelle Forschungsprojekte zum Thema dezentrale Infrastruktur vorgestellt, die sich mit dem Thema Wasser/Abwasser bzw. Bioabfall beschäftigen. Thematisch stehen hier Wasserrecycling sowie das Schließen von Nährstoffkreisläufen im Vordergrund.

Das MODULAARE-Verfahren des Instituts für Siedlungswasserbau, Wassergüte- und Abfallwirtschaft der Universität Stuttgart kombiniert ebenso wie INKONDA die anaerobe Behandlung von organischen Abfällen mit der Membrantechnik zur dezentralen Reinigung von Abwasser. Das System besteht aus einer Membranbelebungsanlage, die innerhalb eines Tourismusressorts in der Türkei betrieben wurde. Der Fokus des Vorhabens lag auf der Entwicklung eines nahezu abwasserfreien Ferienhotels mit dem Ziel einer geregelten Kreislaufwirtschaft innerhalb der Tourismusbranche. In einer Vergärungsstufe wurden Speisereste gemeinsam mit Überschussschlämmen aus der Abwasserbehandlung zur Erzeugung von Biogas genutzt. Zur zusätzlichen Energiegewinnung waren Solarkollektoren Bestandteil dieses Verfahrens.

Innerhalb einer Hotelanlage, mit einer maximalen Auslastung von 900 Betten, wurde das System in die bestehenden Strukturen implementiert. Als Projektpartner waren die Firmen MEMOS, GmbH, Lichtenstein, BIO-SYSTEM SELECTA GmbH, Hirschfelde sowie das Iberotel Sarigerme Park, Ortaca (Türkei) in das Projekt eingebunden [KRANERT, M. ET AL., 2006]. Die Membranstufe bestand aus 6 Filtermodulen mit einer Oberfläche von 240 m² und einer hydraulischen Kapazität von 25 m³/d (maximal 40 m³/d möglich). Die

Membranbelebungsanlage produzierte einen täglichen Überschussschlammanteil von 300 Litern. Weiter wurde eine Anaerobstufe als Demonstrationsanlage für die Vergärung von Bioabfällen errichtet. Für die Hotelanlage wurde eine Bioabfallmenge von 600 kg/d mit einem Wassergehalt von 85 % ermittelt. Rechnerisch wurde hier ein täglicher Ertrag von 30 – 40 m³ Biogas mit einem Methananteil von 70 % zugrunde gelegt [HAFNER, G. ET AL., 2007].

Der Einsatz einer vergleichbaren Membrantechnik wurde auch im Forschungsprojekt „Innovatives System zur Schließung von Wasser- und Stoffkreisläufen“ (KOMPLETT) der Universität Kaiserslautern realisiert. Ähnlich wie beim MODULAARE-Verfahren wurde ein Membran-Bioreaktor mit einer Unterdrucktauchmembran eingesetzt. Ziel war hier die Trennung von häuslichem Abwasser in die Teilströme Grau- und Schwarzwasser, um die natürlichen Stoffkreisläufe auf Basis der best-verfügbaren Technologien möglichst vollständig zu schließen. Dazu wurde die Technik in einem Bürogebäude und in einem Wohnblock zu Demonstrationszwecken installiert und auf ihre Funktionsfähigkeit geprüft.
Das hier eingesetzte Grauwasser wies einen mittleren CSB-Gehalt von 600 mg/ℓ, das kommunale Schwarzwasser hingegen 720 mg/ℓ auf. Durch Einsatz eines Membran-Bioreaktors konnte der CSB auf 47,6 mg/ℓ im Grauwasser und 136,4 mg/ℓ im Schwarzwasser reduziert werden. Zur Aufbereitung des Grauwassers wurden Kombinationen aus Ozonierung, UV-Desinfektion, Aktivkohlefilter, Ultrafiltration und Chlorierung eingesetzt. Durch die Membrantechnik wurde ein aus hygienischer Sicht hoher Qualitätsstandard erreicht. Die Kriterien für eine Nutzung als Brauchwasser mit Einsatz im Bereich der Toilettenspülung konnten hier erreicht werden [KNERR, H., 2008].
Ein ähnlicher Ansatz findet sich bei KEYSERS ET. AL., 2008, der ebenfalls das Ziel verfolgt, mittels Membran-Bioreaktoren eine Brauchwassernutzung speziell für einen laufenden Hotelbetrieb zu etablieren.

Der Bedarf für eine Nutzung von Brauchwasser wird auch durch das Projekt „Verbesserung der Ablaufqualität von Abwasserteichanlagen durch den Einsatz von Membranverfahren“, FG Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Universität Berlin deutlich. Hier wurden Möglichkeiten untersucht, Brauchwasserqualität in Teichanlagen für uneingeschränkte landwirtschaftliche Anwendungen zu produzieren. Die Arbeiten wurden unter besonderer Berücksichtigung des kontinentalen Klimas durchgeführt. Wartung und Logistik hinsichtlich einer praktischen Umsetzung standen hier im Vordergrund. Durch Verwendung der Membrantechnik konnte gezeigt werden, dass insbesondere die hygienischen Anforderungen

eingehalten wurden, ohne dass schädliche Nebenprodukte wie bei der Anwendung chlorhaltiger Desinfektionsmittel entstehen [HEGEMANN, W. ET AL., 2006].

Noch weiter geht die Anwendung von neuartigen Sanitärkonzepten, die als Ziel die Wiederverwendung von Wasser und gleichzeitige Verwendung von Abwasserinhaltsstoffen verfolgen. Grundgedanke dieser ressourcenorientierten Sanitärsysteme ist die getrennte Erfassung und gezielte Behandlung von Teilströmen aus zu Wohnzwecken genutzten Anlagen oder ähnlichen Herkunftsbereichen [DWA, 2008]. Ökologische, kreislauforientierte Systeme zur Abwasserbewirtschaftung und Sanitärversorgung werden auch unter dem Begriff Ecosan (Kurzform für ‚Ecological Sanitation') zusammengefasst. Diese Systeme stehen für einen Paradigmenwechsel in der klassischen Siedlungswasserwirtschaft, da hierdurch die Nutzung des Abwassers und der damit einhergehende Wertstoffgedanke geprägt wurden. Ecosan-Systeme beinhalten verschiedene Entwicklungsrichtungen. Dazu gehören z.B. Trockensysteme im Lowtech-Bereich, Wassertoilettenkonzepte mit Urinseparierung sowie dezentrale Hightech-Systeme für dichte Bebauungen [OTTERPOHL, 2006].

2.1.3 Konventionelle Systeme: Einsatz von Kleinkläranlagen

Auf dem Gebiet der Abwassertechnik gelten in Deutschland für Kleinkläranlagen im ländlichen Raum strenge Anforderungen an den Zustand und die Leistungsfähigkeit, welche rechtlich durch die Abwasserverordnung (AbwV) geregelt sind. Die Wasserrahmenrichtlinie (WRRL) der Europäischen Gemeinschaft fordert ähnliche Ziele innerhalb der Länder der EU, was in den vergangenen Jahren zu einer Vielzahl technischer Weiterentwicklungen auf dem Gebiet der Abwassertechnik geführt hat. In den Jahren 1997 bis 2006 hat sich die Zahl der bauaufsichtlichen Zulassungen von Kleinkläranlagen mehr als verdoppelt [TÖWS, 2006]. Durch die entstandene Vielfalt kann im jeweiligen Einzelfall auf eine Vielzahl bereits realisierter Lösungen zurückgegriffen werden, so dass eine Abwasserreinigung auf hohem Niveau gewährleistet werden kann.

Bei der Entscheidung zwischen dezentraler und zentraler Lösung stellt sich grundsätzlich die Frage, ob ein Anschluss an die kommunalen Ver- und Entsorgungsnetze realisierbar und ökonomisch sinnvoll ist. Die Aspekte Aufwand, Umweltverträglichkeit und Kosten sind einer dezentralen Variante gegenüber abzuwägen. Bei einer Entscheidung sollten neben dem bautechnischen Aufwand vor allem die Kosten für die Instandhaltung und Wartung mit einbezogen werden.

Für die Abwasserbehandlung in dezentralen Gebieten werden klassischerweise Kleinkläranlagen eingesetzt. Als biologisches Verfahren kommt auch das Belebtschlammverfahren zum Einsatz, bei dem das Abwasser mit belebtem Schlamm vermischt und belüftet wird, um einen möglichst hohen Abbaugrad der organischen Substanzen zu erreichen. Anschließend wird räumlich oder zeitlich getrennt das gereinigte Wasser vom Schlamm separiert. Ein gängiger Anlagentyp im Kleinkläranlagenbereich ist die SBR-Anlage (SBR - Sequentiell beschickter Reaktor). Hier werden in drei Kammern die Stufen Vorklärung, biologische Reinigung und Nachklärung zur Abtrennung des Belebtschlamms durchlaufen. Membrantechnik kann hier vor allem in der Nachklärungsstufe zum Einsatz kommen [DBU, BERATUNGS- UND INFORMATIONSZENTRUM ABWASSER-DEZENTRAL, 2007].

Weitere gängige Anlagentypen stellen Biofilmverfahren, z.B. Tropfkörperanlagen, Pflanzen- oder Teichkläranlagen da. Bei den konventionellen Anlagentypen steht allein die Reinigung des Abwassers, nicht aber eine mögliche Nutzung im Fokus.

2.1.4 Gesetzliche Anforderungen an Kleinkläranlagen in Europa

In Deutschland gelten für Kläranlagen die Einleitungsbedingungen nach der Abwasserverordnung [AbwV, 2004]. Für die Größenklasse I von 51 bis 1000 Einwohnern sind vorwiegend die Grenzwerte für den Kohlenstoffabbau (CSB u. BSB_5) einzuhalten. Seit Frühjahr 2005 gelten die vom Deutschen Institut für Bautechnik eingeführten Ablaufklassen Kohlenstoffelimination (C), Nitrifikation (N), Denitrifikation (D), Phosphatabbauforderung (+P), Hygieneanforderung (+H) für Kleinkläranlagen, die die Umsetzung der Richtlinie EN 12566-3 darstellen. Je nach Einsatzgebiet und behördlichen Auflagen sind hiernach die entsprechenden Grenzwerte nach Tabelle 2-1 einzuhalten. Da das in dieser Arbeit vorgestellte Verfahren nicht per se auf den europäischen Raum beschränkt ist, gelten diese Werte im weiteren Verlauf als Orientierungshilfe.

Tab. 2-1 Reinigungsklassen nach DIBt, 2001 und EN 12566-3, gültig für Kleinkläranlagen

Klasse	**CSB**	**BSB_5**	**NH_4-N**	**$N_{anorg.}$**	**P_{ges}**	**Fäkal coliforme Keime**	**Abfiltrierbare Stoffe**
	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	je 1000 ml	mg/ℓ
C	150	40					75
N	90	20	10				50
D	90	20	10	25			50
+ P					2		
+ H						100	

2.1.5 Bioabfall aus dezentralen Strukturen

In Deutschland wurden im Jahr 2007 Haushaltsabfälle im Umfang von 37,4 Millionen Mg erfasst. Dies entspricht einer Menge von 454 kg pro Einwohner, wobei hier 107 kg der Fraktion Bioabfall zufällt [DESTATIS, 2008]. Bei etwa gleichen Anteilen von Speiseresten und Grünabfällen an der Bioabfallfraktion kann man diese Werte zu etwa 150 g Speisereste pro Einwohner und Tag umrechnen. Diese Zahlen lassen sich durchaus auf dezentrale Siedlungen übertragen.

Richtet man den Fokus auf andere dezentrale Strukturen, wie beispielsweise eine Hotelanlage, muss von modifizierten Werten ausgegangen werden, da das Nutzungsverhalten der Hotelgäste sich grundlegend von dem einer Siedlung unterscheidet. Gleiches gilt ebenfalls für Kantinen oder Restaurants, in denen eine entsprechend große Menge an Lebensmitteln vorgehalten werden muss. Weiter ist zu beachten, dass diese Werte in anderen Ländern und Kulturkreisen deutlich vom europäischen Mittel abweichen können. Beispielsweise wurde die mittlere Küchenabfallmenge für die VR China anhand einer Studie mit Hilfe von Sortieranlagen zu 640 g pro Einwohner und Tag ermittelt [YUANG ET AL., 2006].

Grundsätzlich ermöglicht die dezentrale Bioabfallbehandlung eine Verringerung der Abfallmenge sowie der damit verbundenen Transportkosten. Der Einzelfall ist hier maßgeblich.

2.2 GRUNDLAGEN DER MEMBRANTECHNIK IN DER ABWASSERWIRTSCHAFT

Membrantechnik wird allgemein zur Auftrennung von Stoffgemischen eingesetzt. Es handelt sich hier um ein physikalisches Trennverfahren, in dem keine Veränderung der abgetrennten Stoffe erfolgt. Ähnlich der Funktionsweise eines Filters wird das Ausgangssubstrat in einen die Membran passierenden Anteil, das Permeat, und einen durch die Membran zurück gehaltenen Anteil, das Konzentrat, separiert. Treibende Kraft ist hier die transmembrane Druckdifferenz.

Technische Membranen lassen sich anhand ihrer Trenngrenze in vier Klassen einteilen: Mikrofiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration und Umkehrosmose. Hierbei ist die Porenweite ausschlaggebend für die Abtrennleistung der Membran. In Abbildung 2-2 sind unterschiedliche Einsatzbereiche von Membranverfahren anhand der Porenweite und die zugehörige Klassifizierung dargestellt.

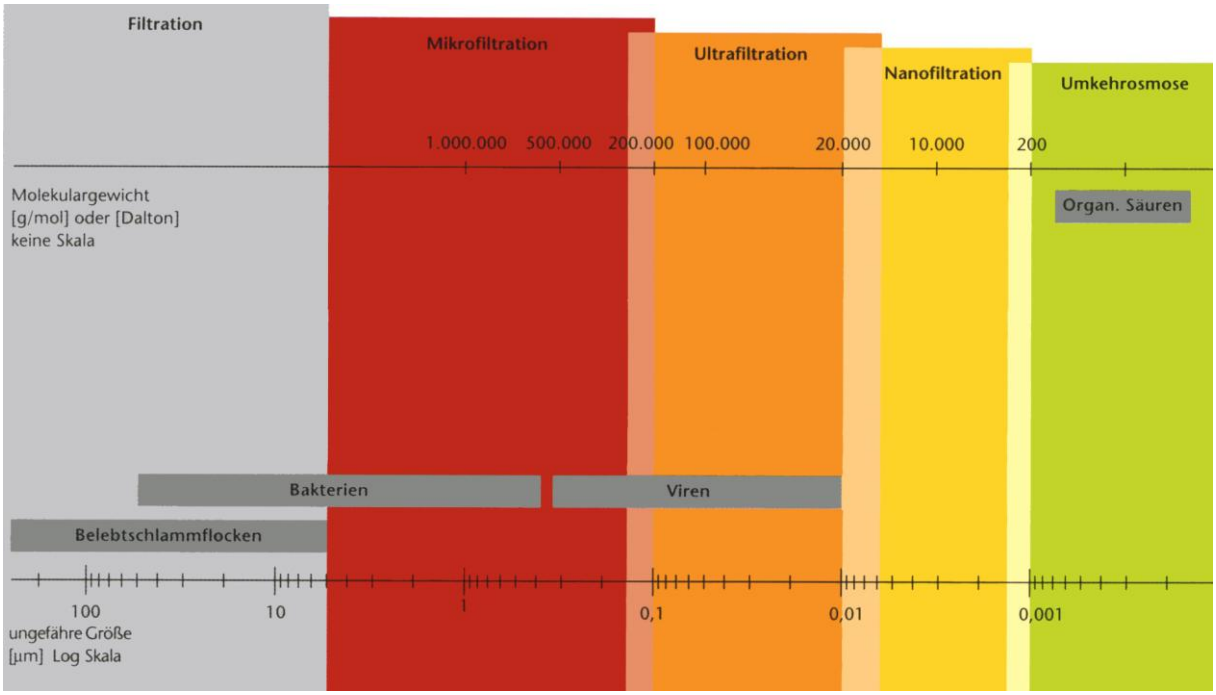


Abb. 2-2 Darstellung unterschiedlicher Einsatzbereiche von Membranverfahren (PINNEKAMP, 2006)

Membranverfahren eignen sich grundsätzlich gut für die Abtrennung von Bakterien und Viren. Bereits mit einer Mikrofiltration kann die sichere Abtrennung von *Escherichia coli*-Bakterien erreicht werden. Für eine sichere Abtrennung von Viren ist eine maximale Porengröße von 0,01 µm notwendig, was bereits in den Bereich der Nanofiltration hineinreicht. Trenngrenzen werden üblicherweise in der Einheit des abtrennbaren molekularen Gewichts [g/mol oder Dalton] oder in der abtrennbaren Größeneinheit angegeben [µm]. Die für die Membranfiltration notwendigen Drücke schwanken je nach Membrantyp und Filtermedium.

2.2.1 Einsatz von Membranverfahren in der Abwasserreinigung

In der kommunalen Abwasserreinigung werden vorwiegend Mikro- und Ultrafiltrationsverfahren angewendet. Typische Einsatzgebiete sind hier die Trennung von Belebtschlamm, Entkeimung von Brauchwasser, Vorreinigung für eine umkehrosmotische Reinigung oder die Phosphatentfernung nach vorheriger Fällung [PINNEKAMP, 2006]. Feine Membrantypen wie die Nanofiltration und Umkehrosmose werden in der Regel in der industriellen Abwasserreinigung oder in der Trinkwasseraufbereitung eingesetzt. Da in dieser Arbeit eine Ultrafiltration zum Einsatz kam, werden nachfolgend die wesentlichen Merkmale dieses Verfahrens beschrieben.

2.2.2 Funktionsweise der Ultrafiltration

Entsprechend dem Prinzip eines porösen Filters werden bei der Ultrafiltration alle Partikel vollständig zurück gehalten, die größer als die Porenweite der Membran sind. Da es jedoch während des Betriebs der Membran bereits nach kurzer Zeit zu einer Deckschichtbildung über der Membranoberfläche auf Seite des Konzentrats kommt, können auch Partikel rückgehalten werden, deren spezifische Größe kleiner ist als der Porendurchmesser. Ein vollständiger Rückhalt dieser Partikel kann dabei nicht gewährleistet werden, wohl aber eine anteilige Konzentrationsreduktion bestimmter Stoffe im Permeat.

2.2.3 Material und Struktur von Porenmembranen für die Ultrafiltration

In der Abwassertechnik kommen ausschließlich synthetische feste Membranen zum Einsatz. Diese unterscheiden sich hinsichtlich des Herstellungswerkstoffs in organische und anorganische Membranen.

Für die Herstellung von organischen Membranen steht eine große Auswahl an Polymeren und Polymermischungen zur Verfügung. Die Wahl eines Polymers für ein gegebenes Trennproblem orientiert sich an definierten strukturellen Erfordernissen. Die Struktureigenschaften bestimmen sowohl die makroskopischen Eigenschaften wie thermische, chemische und mechanische Beständigkeit, als auch die mikroskopischen Eigenschaften wie z.B. die Permeabilität eines Polymers für eine bestimmte Komponente [MELIN, 2007].

Die Entwicklung von anorganischen Membrantypen aus Keramik hat in den vergangenen Jahren an Bedeutung zugenommen. Dieser Membrantyp wurde ursprünglich primär in der Lebensmittelindustrie eingesetzt, findet aber mittlerweile auch Anwendung in der Abwassertechnik. Im Unterschied zu Polymermembranen, die im Laufe der Zeit ersetzt werden müssen, kann das keramische Material fast unbegrenzt lange eingesetzt werden, da es durch geeignete Reinigungsschritte, wie z.B. die thermische Reinigung, wieder in den Ausgangszustand versetzt werden kann [STERNAD, 2006].

Hinsichtlich der Struktur unterscheidet man zwischen symmetrischen und asymmetrischen Membranstrukturen. Während symmetrische Strukturen über die gesamte Membrandicke annähernd homogen aufgebaut sind, bestehen asymmetrische Membranen aus einer feedseitig aktiven Schicht und einer permeatseitigen Stützschicht. Dadurch kann die das Trennverhalten bestimmende aktive Schicht dünn und somit der Gesamtwiderstand gering gehalten werden. Eine ausreichend mechanische Stabilität der Membran ist somit gewährleistet [PINNEKAMP, 2006].

2.2.4 Begriffsdefinitionen und Betriebsparameter

Nachfolgend werden die Kernbegriffe und wichtigsten Betriebsparameter der Ultrafiltration erläutert.

Transmembrandruck

Der Transmembrandruck (TMP) bezeichnet den Druckunterschied bzw. den Druckverlust durch die Membran zwischen der Feed- und der Permeatseite. Je nach treibender Kraft kann der TMP als Unterdruck auf der Feedseite oder als Überdruck auf der Konzentratseite erzeugt werden. Er wird in der Einheit mbar angegeben.

Permeatflux

Als Flux v_f wird der spezifische Filtratvolumenstrom je m² Membranfläche und je Zeiteinheit bezeichnet.

$$v_f = \frac{Q_F}{A_M} = \frac{\Delta V_f}{A_M \cdot \Delta t} \quad \left[\frac{l}{m^2 \cdot h}\right] \qquad \textit{(Gl. 2-1)}$$

V_f	Volumenänderung [m³]
v_f	Permeatflux [l/(m² h)]
Q_f	Permeatvolumenstrom [l/h]
A_M	Membranfläche [m²]
Δt	Zeitintervall

Gleichung 2-1 gilt uneingeschränkt für stationäre Verhältnisse. Bei instationären Verhältnissen kann nur ein mittlerer Permeatflux angegeben werden, der auf ein ausreichend großes Zeitintervall (Δt) bezogen werden muss [PINNEKAMP, 2006]. Da im Dauerbetrieb Filtrationspausen, Rückspülzeiten sowie Rückspülpermeatmenge den Permeatflux verringern, werden diese Größen im Netto-Permeatflux entsprechend berücksichtigt.

Permeabilität L_p

Zur Beschreibung der Durchlässigkeit einer Membran wird die Kenngröße Permeabilität verwendet. Hierzu wird der Quotient aus dem Brutto-Permeatflux und dem Transmembrandruck berechnet. Für eine bessere Vergleichbarkeit sollte die Permeabilität auf eine Bezugstemperatur korrigiert werden.

$$L_P = \frac{v_p}{\Delta p_{TM}} \quad \left[\frac{l}{m^2 \cdot h \cdot bar}\right] \qquad \textit{(Gl. 2-2)}$$

v_p Brutto-Permeatflux [l/(m² h)] (vgl. Kapitel 2.2.7)

Δp_{TM} Transmembrandruck [bar]

Operationspermeabilität OP

Der Betriebsparameter Operationspermeabilität (OP) ist der Quotient aus Netto-Permeatflux (vgl. Kapitel 2.2.7) und Transmembrandruck (TMP) und wird ebenfalls in der Einheit [ℓ/(m²·h·bar)] angegeben. Da die OP von der Viskosität des Mediums und diese wiederum von der Temperatur abhängig ist, wird sie oft über einen Viskositätskorrekturfaktor auf eine bestimmte Temperatur bezogen, im Weiteren auf 25°C (OP_{25}).

Konzentrationsfaktor K

Durch den Einsatz von Membranverfahren können Stoffe nicht nur getrennt, sondern auch aufkonzentriert werden. Als Konzentrationsfaktor *K* wird im Folgenden das Verhältnis Zufluss (Feed) zu Konzentrat definiert. So lassen sich anhand der Tagesmittelwerte die jeweiligen Konzentrationsfaktoren bestimmen.

$$K = K_0 - K_0 \cdot \frac{Konzentrat_t}{Volumen_b}\frac{[l]}{[l]} + \frac{Feed_t - Konzentrat_t}{Volumen_b}\frac{[l]}{[l]} \qquad \textit{(Gl. 2-3)}$$

K_0 Ausgangskonzentration [-]

$Feed_t$ Feedzufluss pro Tag [l]

$Konzentrat_t$ Konzentratabfluss pro Tag [l]

$Volumen_b$ Volumen des Membranbehälters [l]

Um den Konzentrationsfaktor für bestimmte Einzelstoffe zu bestimmen, müssen die Konzentrationen in Feed und Ablauf (Konzentrat) bekannt sein. Da anhand von Einzelmessungen hier nur mit einem verfälschten Ergebnis zu rechnen wäre, muss der Bezugszeitraum entsprechend gewählt werden.

2.2.5 Betriebsarten bei der Ultrafiltration

Beim Betrieb von Membranfiltrationen ist es grundsätzlich das Ziel einen möglichst hohen und konstanten Permeatfluss durch die Membran zu erreichen. Dem entgegen wirkt die Deckschichtbildung durch die festen Bestandteile des zu filternden Mediums. Der

Permeatfluss ist in erster Linie druckbestimmt. Ein Einsatz zu hoher Betriebsdrücke kann zum vollständigen Verblocken der Membran führen und sollte daher unbedingt vermieden werden. Zusätzlich zu beachten sind die Energiekosten, die ebenfalls vom Betriebsdruck abhängig und aus ökonomischen Gründen niedrig zu halten sind.
Man unterscheidet zwischen stationärem Betrieb (Dead-End-Filtration), dynamischem Betrieb (Cross-Flow-Filtration) und dem Betrieb von getauchten Membranen [MELIN, 2007].

Stationärer Betrieb (Dead-End-Filtration)
Beim stationären Betrieb wird die Membran orthogonal durchströmt, wodurch sich alle abzutrennenden Teilchen auf der Membranoberfläche ablagern. Dadurch kommt es zu einem zeitlich zunehmenden Strömungswiderstand, welcher durch periodische Rückspülung mit Permeat reduziert werden kann.
Stationärer Betrieb eignet sich vor allem für Suspensionen mit niedrigem Feststoffgehalt und wird mit Betriebsdrücken zwischen 0,5 und 2,5 bar eingesetzt. Dieses Verfahren gilt aufgrund des niedrigen spezifischen Energiebedarfs als kostengünstig.

Dynamischer Betrieb (Cross-Flow-Filtration)
Beim dynamischen Betrieb wird die Membran parallel überströmt, wodurch die Deckschichtbildung kontrolliert werden kann. Durch das Überströmen wird ein Teil der abgelagerten Partikel mitgerissen, was zu einer Verringerung der Deckschicht führt. Dies bewirkt eine Reduzierung des Filterwiderstands. Diese Betriebsart kann um längere Standzeit zu erreichen ebenfalls mit einer Rückspülung ausgestattet werden.

Getauchte Membranen
Bei diesem Betriebsmodell wird die Membran direkt in das Behältnis mit der zu filternden Suspension eingesetzt. Dabei wird die Triebkraft des Filterprozesses durch einen permeatseitigen Unterdruck erzeugt (Abb. 2-3). Zur Deckschichtkontrolle werden unter der Membran Luftblasen eingespült, die eine Scherkraftwirkung auf die Membran erzeugen. Weiterhin kann eine leichte Bewegung der Kapillaren die Verblockungsneigung des Systems zusätzlich reduzieren [MELIN, 2007].
Bei diesem Verfahren wird die Membran im Dead-End-Modus betrieben und ähnlich wie beim Cross-Flow-Verfahren die Deckschichtbildung kontrolliert. Im Gegensatz zum Dead-End-Betrieb kann so auch ein Substrat mit einem deutlich höheren Feststoffanteil gefiltert werden. Durch die zusätzliche Luftzufuhr erhöht sich der Energiebedarf.

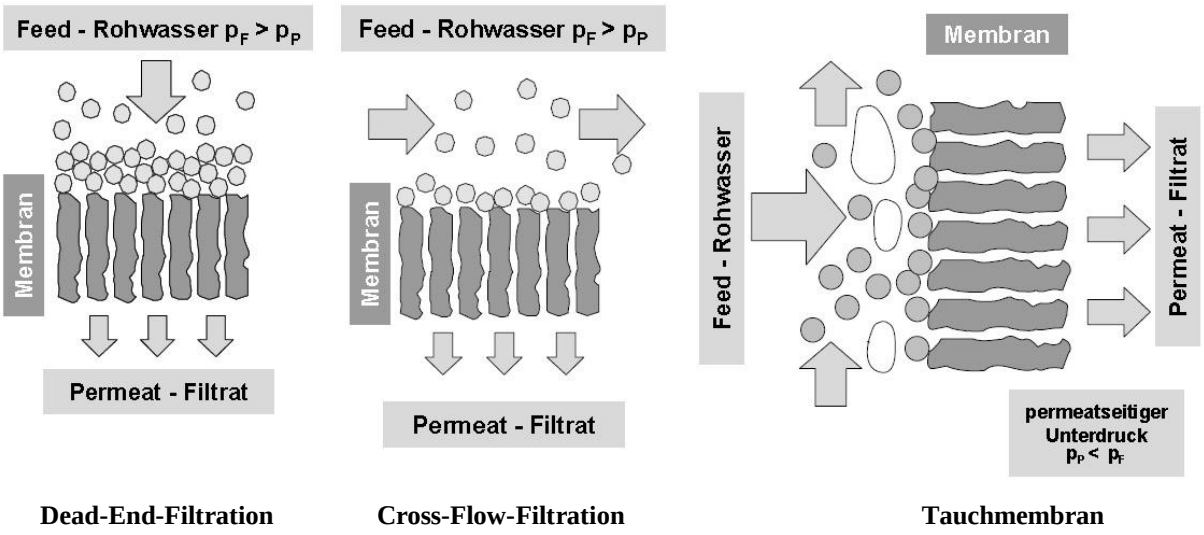
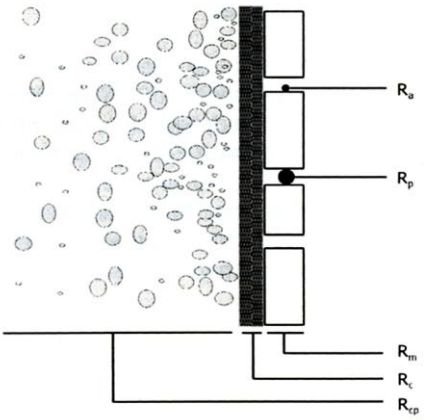


Abb. 2-3 *Darstellung unterschiedlicher Betriebsweisen von Ultrafiltrationsmembranen (nach MELIN, 2007)*

2.2.6 Deckschichtbildung

Neben der Porengröße und der damit verbundenen Trenngrenze hat auch die Bildung einer Deckschicht Einfluss auf die Filtration. Abbildung 2-4 zeigt die für die Verschmutzung der Membran verantwortlichen Prozesse. Der Widerstand R_m ist von den Membranspezifikationen und der Widerstand R_c direkt von der Deckschichtdichte abhängig. Durch Porenverblockung R_p und Adsorption R_a wird das Durchdringen der Membran weiterhin erschwert.



R_a	*Adsorption*
R_p	*Porenverstopfung*
R_m	*Anfangs-Membranwiderstand*
R_c	*Belagfiltration (evtl. mit Kompression)*
R_{cp}	*Konzentrationspolarisation*

Abb. 2-4 *Schematische Übersicht der Filtrationswiderstände auf der Membranoberfläche und in der Membran (KRAMER, 2000)*

Hohe Konzentrationen von Verschmutzungskomponenten auf der Feed-Seite, die sogenannte Konzentrationspolarisation, wird durch den Widerstand R_{CP} erfasst.

Deckschichten sind in erster Linie hinderlich, da der Permeatfluss durch den erhöhten Widerstand verringert wird und damit die Leistung der Membran zurückgeht. Die Ausbildung der Deckschicht kann jedoch auch gezielt zu Filtrationszwecken eingesetzt werden. Insbesondere in der Abwassertechnik kann eine Verbesserung der Reinigungsleistung erreicht werden. Beispielsweise können aufgrund der Deckschichtbildung bei einer Mikrofiltration wesentlich kleinere Viren zurückgehalten werden, obwohl die Membranporen allein keinen Rückhalt erwarten lassen [PINNEKAMP, 2006]. Ferner kann die Deckschicht auch als Schutzschicht fungieren und so innere Membranverblockung durch kleinere Partikel verhindern.

Membranfouling

Der Begriff Membranfouling ist nicht eindeutig definiert und kann daher unterschiedliche Effekte und Mechanismen umfassen. Nach Melin, 2007 werden alle Verschmutzungen der Membran mit Ausnahme der Konzentrationspolarisation als Fouling zusammengefasst. Je nach Art der Verschmutzung kann es zu an-/organischem Fouling sowie zu Biofouling kommen, wobei eine Kombination am Wahrscheinlichsten ist [PANGLISCH, 2001]. Insbesondere bei der Membranbehandlung der Suspension Abwasser ist hiervon auszugehen.

Biofouling

Bei der Filtration von nicht industriell erstellten Medien sind häufig Verschmutzungen aus natürlichem organischen Material (NOM) zu finden. Gerade bei Abwässern treten oftmals Probleme mit der Stoffgruppe der extrazellulären polymeren Substanzen (EPS) auf. Dies sind gel-artige Stoffwechselprodukte von Mikroorganismen, welche vermehrt in der biologischen Abwasserreinigung entstehen. Bei der Biofilmbildung besiedeln Mikroorganismen die Oberfläche der Membran und betten sich in einer Matrix aus EPS ein.

Scaling

Unter Scaling versteht man die Kristallisation von Belägen auf der Membran ($CaSO_4$, CaF_2, SiO_2, $Mg(OH)_2$) [BAUMGARTEN, 1998]. Mit diesem Effekt ist in der Regel nur bei Trenngrenzen unterhalb der Ultrafiltration zu rechnen, wenn die Löslichkeitsgrenze gelöster Salze durch die Konzentrationsüberhöhung überschritten wird. Bei der Ultrafiltration werden keine gelösten Salze direkt zurückgehalten.

Deckschichtkontrollierter Stoffaustausch

Durch den Membranprozess werden gelöste Stoffe feedseitig aufkonzentriert. Theoretisch möglich ist dies bis zum Erreichen der Sättigungskonzentration. Danach kommt es zum Ausfallen dieser Stoffe auf der Membranoberfläche. In vielen Fällen ist festzustellen, dass sich der Permeatfluss bei konstantem Strömungszustand unabhängig von der transmembranen Druckdifferenz auf einen konstanten Endwert einpendelt [MELIN, 2007]. Abbildung 2-5 zeigt die deckschichtkontrollierte Filtration für ein Cross-Flow-Verfahren. Zu Beginn kann mit Zunahme des Transmembrandrucks eine lineare Steigerung des Permeatflusses erreicht werden. Die Filtrationseigenschaften werden primär von den Spezifikationen und dem Widerstand R_M der Membran bestimmt. Bei einer Steigerung des Transmembrandrucks wird durch den Partikeltransport zur Membran die Deckschichtdicke erhöht und somit der Filtrationsfluss beeinflusst. Dieser stellt sich auf einen konstanten Wert ein und ist nicht beliebig steigerungsfähig [GÜNDER, 1999]. In Abbildung 2-5 ist dieser Zustand für zwei Überströmungsgeschwindigkeiten ($w_{Ü1} < w_{Ü2}$) dargestellt; die höhere Überströmung führt zu einem stärkerer Deckschichtabtrag, wodurch sich ebenfalls ein steigender Permeatfluss einstellt.

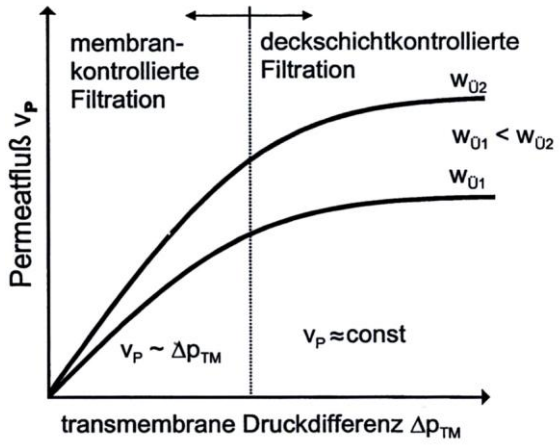


Abb. 2-5 Zusammenhang zwischen Druck und Fluss bei der Cross-Flow-Filtration (RIPPBERGER, 1992)

2.2.7 Maßnahmen der Wartung und Reinigung zur Erhaltung der Filtrationsleistung

Um eine möglichst lange Standzeit der Membran zu erreichen, bieten sich Maßnahmen zur Verminderung und Vermeidung, sowie zur Reinigung oder Entfernung der Deckschicht an.

Je nach Suspension sind ggf. konstruktive Maßnamen zur Vorbehandlung angemessen, besonders bei Abwässern sind große Verschmutzungen zu entfernen. Neben der Auswahl der geeigneten Betriebsart, des richtigen Membrantyps sowie der Optimierung der Prozesskonfiguration muss für eine optimale Standzeit ein Reinigungsschema erstellt werden.

Man unterscheidet grundsätzlich drei Reinigungsarten [PINNEKAMP, 2006]:

1. Rückspülung/Spülung der Membran;
2. Zwischenreinigung mit gering konzentrierten Chemikalien;
3. Intensivreinigung mit höher konzentrierten Chemikalien.

Abbildung 2-6 zeigt qualitativ die Auswirkungen der Reinigung bei einem konstant aufgebrachten Druck. Ohne Reinigungsplan unterliegt der Flux einem schnellen Rückgang und kommt gegen Ende der Laufzeit fast vollständig zum Erliegen. Durch eine Rückspülung bzw. Reinigung verläuft die Kurve deutlich flacher, was zu einer erheblich längeren Standzeit der Membran beiträgt. Allerdings kann die Membran nicht in ihren Ausgangszustand gebracht werden, da sich die Verunreinigungen nicht vollständig entfernen lassen. Dieser Effekt wird als irreversibles Fouling bezeichnet. Bei Keramik-Membranen ist dieser Effekt aufgrund der hohen Unempfindlichkeit und guten Reinigungsmöglichkeit am Geringsten [BENDICK, 2007].

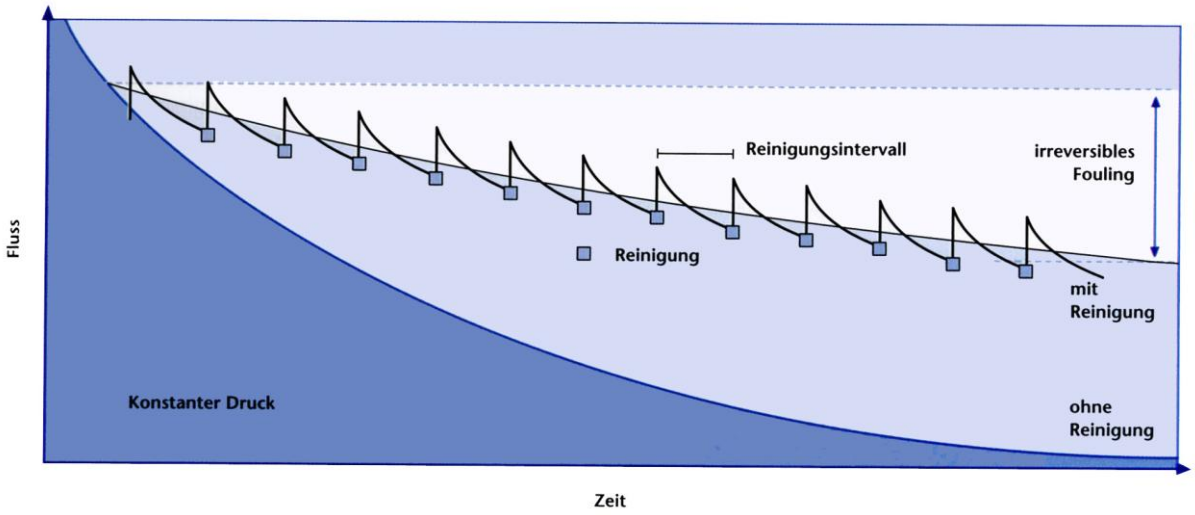


Abb. 2-6 Auswirkung der Membranreinigung auf den Fluss bei konstantem Druck (PINNEKAMP, 2006)

Der tatsächlich im Dauerbetrieb erzielbare spezifische Permeatflux (Netto-Permeatflux), der in einem Zyklus der Membrananlage erreicht werden kann, wird entsprechend der für die Rückspülung benötigten Permeatmenge beeinflusst. Zusätzlich sind Filtrationspausen, Rückspülzeiten und Schaltzeiten zu berücksichtigen.

2.3 GRUNDLAGEN DER ANAEROBTECHNIK

Die Anaerobtechnik nutzt biologische Prozesse unter Abwesenheit von Sauerstoff, wobei organische Stoffe letztendlich zu Methan und anorganischen Stoffen wie Kohlendioxid umgesetzt werden [BISCHOFSBERGER, 2005]. Die Organisation, die Errichtung sowie der Betrieb einer Anlage zur Gewinnung von Biogas aus biogenen Substraten sind aus energie- und umweltpolitischer Sicht sinnvoll und lohnend [FNR, 2005].

Aufgrund der Nutzungsmöglichkeiten von Biogas an Stelle nicht erneuerbarer fossiler Energieträger findet die Anwendung der Anaerobtechnik sowohl in der Landwirtschaft als auch in der Abfallwirtschaft immer häufiger Einsatzmöglichkeiten. Für das Verfahren sprechen die positive Energiebilanz, die gute Kontrollierbarkeit von Gas-/Geruchsemissionen und weiterhin eine Nutzbarmachung der Nährstoffe im Gärrest für eine mögliche Anwendung in der Landwirtschaft [CAPODAGLIO ET AL., 2005].

2.3.1 Biologische Grundlagen

Der vollständige anaerobe Abbau von polymeren Stoffen bis zum Methan erfolgt in vier Stufen. Bei der Methangärung bauen ausschließlich Bakterien organische Masse im sauerstofffreien Milieu unter Freisetzung von Biogas, primär Kohelndioxid (CO_2) und Methan (CH_4), ab. Der anaerobe Abbau wird durch verschiedene Bakteriengruppen realisiert, welche in Serie und in Symbiose einzelne Teilschritte des Abbaus vollziehen [EDELMANN, 2001 IN KALTSCHMIDT ET AL., 2001; KUNST, 2005]. Vereinfacht kann der anaerobe Abbau am Beispiel der Glucose als organische Substanz dargestellt werden (Gl. 2-4):

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3CO_2 + 3CH_4 + \text{Biomasse} + \text{Energie (632kJ / kg)} \qquad \textit{(Gl. 2-4)}$$

In Abbildung 2-7 sind die einzelnen Phasen des anaeroben Abbaus dargestellt, im Einzelnen:

(1) Hydrolyse-Phase

Biomasse besteht aus polymeren organischen Verbindungen (Kohlehydrate, Fette, Eiweiße), welche während der Hydrolyse durch Enzyme in niedermolekulare Verbindungen umgewandelt werden.

(*2) Versäuerungsphase*

Die während der Hydrolyse gebildeten Produkte werden durch fakultativ anaerobe Bakterien zu kurzkettigen organischen Säuren Buttersäure, Propionsäure, Essigsäure

sowie zu Alkoholen und CO_2 umgesetzt. Bei niedrigem Wasserstoffpartialdruck wird viel Essigsäure gebildet, während bei höherem Partialdruck die Bildung von Propion-, Butter-, und Milchsäure sowie Ethanol bewirkt wird. Methanogene Bakterien können zu diesem Zeitpunkt ausschließlich Essigsäure, CO_2 und H_2 zu Methan (CH_4) umsetzen.

(3) Acetogene Phase

Die zuvor gebildeten organischen Säuren und Alkohole werden während der acetogenen Phase zu Essigsäure umgebaut.

(4) Methanbildung

Während der Methanbildungsphase entsteht durch die eigentlichen Methanbakterien das Biogas, welches durch die Aufspaltung der Essigsäure (etwa 70 %) und durch die Verbindung von Wasserstoff und Kohlendioxid zu Methan und Wasser (etwa 30 %) entsteht.

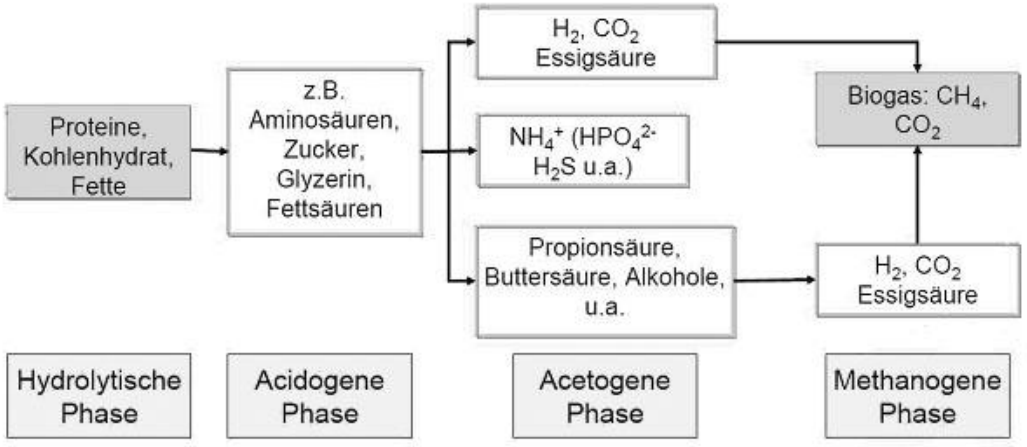


Abb. 2-7 Schema des mehrstufigen anaeroben Abbaus (STEGMANN, 1998; SCHLEGEL 1985)

Beim aeroben Abbau wird organische Substanz unter Vorhandensein von Sauerstoff zu den Produkten Kohlendioxid (CO_2) und Wasser (H_2O) oxidiert (Gl. 2-5):

$$C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O + \text{Biomasse} + \text{Energie (9.300 kJ / kg)} \qquad \textit{(Gl. 2-5)}$$

Die frei werdende Energie wird zu 40 % durch die Mikroorganismen genutzt und zu ca. 60 % als Wärme freigesetzt [MUDRACK, KUNST, 2003].

2.3.2 Einflussfaktoren der anaeroben biologischen Vorgänge

Die in Abbildung 2-7 genannten Prozesse der anaeroben Vergärung finden in einer Biogasanlage gleichzeitig statt und werden durch folgende Rahmenparameter im Wesentlichen beeinflusst:

Temperatur

Die meisten Methanbakterien sind den mesophilen Organismen zuzuordnen und erreichen ihre maximale Stoffwechselaktivität bei Temperaturen von etwa 30° bis 40° C [KUNST, S. IN BISCHOFSBERGER ET AL., 2005]. Für die maximale Versäuerungsrate der Säurebakterien gibt es zwei Temperaturoptima, zum einen im mesophilen Bereich bei 35° C, zum anderen im thermophilen Bereich bei 55° C. Das Maximum im mesophilen Bereich ist stärker ausgeprägt, wodurch der Prozess unanfälliger gegenüber leichten Temperaturschwankungen ist [ZOETEMEYER ET AL., 1982]. Da die meisten Methan produzierenden Bakterienarten dem mesophilen Temperaturbereich zuzuordnen sind, erweist sich die mesophile Betriebsweise eines Faulbehälters robuster und stabiler als die thermophile [SCHMELZ, 2000]. Bei der anaeroben Fermentation entsteht nahezu keine Wärme, so dass das Substrat auf die Gärtemperatur aufgeheizt werden muss [EDELMANN, 2001 IN KALTSCHMIDT ET AL., 2001].

pH-Wert

Die ungestörte Entwicklung von Mikroorganismen ist eng mit dem optimalen pH-Wert verbunden. Dieser liegt für Hydrolyse und Acidogenese zwischen 5,2 und 6,3 und für Acetogenese und Methanogenese zwischen 6,7 und 7,5 [WEILAND, 2001]. Je nachdem ob der anaerobe Abbau in einem ein- oder zweistufigen Verfahren stattfindet, ist der pH-Wert entsprechend anzupassen, um ein zu starkes Absinken des pH-Wertes und eine einhergehende Hemmung der Methanbakterien zu vermeiden [SCHMELZ, 2000].

Durch das beim Abbau freigesetzte Kohlendioxid (CO_2) wird der pH-Wert im Normalfall im Neutralbereich gepuffert: Das CO_2 ist im Gleichgewicht mit dem Hydrogencarbonat, das in Konzentrationen von 2,5 bis 5 g/ℓ stark puffernd wirkt, Gl. 2.6 [EDELMANN, 2001 IN KALTSCHMIDT ET AL., 2001].

<u>Carbonat-Puffersystem</u>

$$CO_2 + H_2O \leftrightarrow H_2CO_3 \leftrightarrow HCO_3^- + H^+ \leftrightarrow CO_3^{2-} + 2H^+ \qquad \textit{(Gl. 2-6)}$$

Nährstoffversorgung

Den Bakterien im Fermenter dient das zugeführte Substrat als Nahrungsquelle. Hieraus wird die notwendige Energie und auch Zellmaterial gewonnen, um die Stoffwechselprozesse durchzuführen. Somit wird eine maximale Biogasausbeute ermöglicht. Ein ausgewogenes Verhältnis von Kohlenstoff zu Stickstoff (C/N-Verhältnis) des eingesetzten Substrates ist daher wichtig, um eine ausreichende Nährstoffversorgung der Bakterien zu gewährleisten [FNR, 2005]. Umgekehrt kann es bei hohem Stickstoffüberschuss zur Bildung von Ammoniak (NH_3) kommen, der hemmend bis toxisch auf die Prozessstabilität wirken kann. Für einen ungestörten Prozessablauf muss das C/N-Verhältnis daher im Bereich 10-30 liegen [WEILAND, 2001].

Klärschlämme aus kommunalen Anlagen und Bioabfälle haben meistens ein ausgewogenes Nährstoffverhältnis und führen selten zu Problemen beim Betrieb einer Biogasanlage [SCHMELZ, 2000].

Nitrat, Ammonium, Ammoniak

Grundsätzlich wird die Methanbildung bei Anwesenheit von Nitrat gehemmt. Unter anaeroben Bedingungen wird das Nitrat schnell von den fakultativen Bakterien denitrifiziert und die Hemmung auf den Prozess damit aufgehoben. Ammonium bzw. Ammoniak entstehen aus dem Abbau von stickstoffhaltigen organischen Verbindungen. Durch das Ammoniak-Puffersystem wird bei sinkendem pH-Wert NH_3 gebunden und NH_4^+ und OH^- gebildet, solange ausreichend Ammoniak vorhanden ist, vgl. Gl. 2-7.

Ammoniak-Puffersystem

$$NH_3 + H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + OH^- \qquad \textit{(Gl. 2-7)}$$

Abbildung 2-8 zeigt den Zusammenhang zwischen pH-Wert und Ammoniumkonzentration sowie deren Auswirkung auf die Hemmung des anaeroben Abbauprozesses.

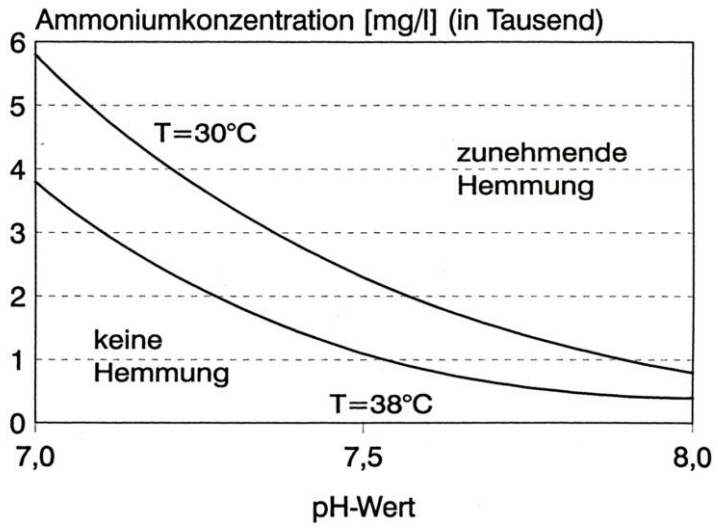


Abb. 2-8 *Zulässige NH_4-N Konzentration in Abhängigkeit von pH-Wert und Temperatur im Reaktor (KROISS, 1986)*

Feststoffgehalt

Der Feststoffgehalt wird als Trockensubstanzgehalt TS in g/ℓ angegeben. Mit zunehmendem TS wird das Substrat dickflüssiger, was bei der Dimensionierung von Pumpen, Rohrdurchmessern und Rührwerken berücksichtigt werden muss. Zusätzlich steigt die Raumbelastung des Reaktors. Eine nicht ausreichende Durchmischung kann in dem Fall dazu führen, dass die angestrebten Abbaugrade nicht erreicht werden, da in Konsequenz die Bakterien nicht ausreichend mit Substrat versorgt werden [SCHMELZ, 2000]. Feststoffgehalte von bis zu 10 % in üblichen Faulbehältern haben keinen Einfluss auf die spezifische Gasproduktion [KAPP, 1984].

Organische Säuren

Eine Anreicherung von organischen Säuren im Anaerobreaktor kann auf ein Überangebot in der Substratzufuhr oder auf eine Hemmung der methanogenen Bakterien zurückzuführen sein, wobei vorwiegend die undissoziierten Anteile toxisch wirken. Das Gleichgewicht zwischen dissoziiertem und undissoziiertem Anteil ist stark vom pH-Wert abhängig [SCHMELZ, 2000].

Schwefelverbindungen

Schwefelverbindungen sind Bestandteil vieler Abwässer und können auch durch den Abbau von organischer Substanz zu Schwefelwasserstoff reduziert werden. Das durch die Sulfatreduktion entstehende Sulfid H_2S kann sowohl in gasförmiger, gelöster als auch in dissoziierter Form vorliegen.

Schwefelwasserstoff-Gleichgewicht

$$H_2S(g) \leftrightarrow H_2S(aq) \leftrightarrow HS^- + H^+ \qquad \textit{(Gl. 2-8)}$$

Toxisch wirkt hierbei nur der undissoziierte Schwefelwasserstoff. Bereits bei einem pH = 6,5 liegen über 70 % des Gesamtsulfids als H_2S vor, mit steigendem pH-Wert sinkt der Anteil an H_2S und damit das Toxizitätspotential [KUNST, S. IN BISCHOFSBERGER ET AL., 2005].
Weiterhin können bei erhöhten Schwefelgehalten die sulfatreduzierenden Bakterien stärker anwachsen und mit den Methanbakterien in Konkurrenz treten, wodurch diese dann eine ungewünschte Symbiose mit den acetogenen Bakterien eingehen. In Abhängigkeit vom abbaubaren CSB (CSB_{red}) zu reduzierbaren Schwefel (S_{red}) kann die Toxizität abgelesen werden. Für die praktische Anwendung werden in den Arbeiten von KROISS, 1986 folgende Empfehlungen gegeben:

$CSB_{red} / S_{red} \geq 100$	Es sind keine Probleme durch H_2S zu erwarten
$15 < CSB_{red} / S_{red} < 100$	Anaerobe Behandlung ist möglich, H_2S-Probleme müssen berücksichtigt werden
$CSB_{red} / S_{red} < 15$	Methanproduktion nur mit speziell angepassten Verfahren möglich

Schwermetalle

Klärschlämme und andere biologische Substanzen können je nach Herkunft Gehalte an Schwermetallen aufweisen. Deren Toxizität ist abhängig von der jeweiligen Konzentration in der Flüssigphase. Schwermetallionen wirken auf bestimmte Enzyme und können so den Stoffwechsel von Bakterien beeinflussen bzw. hemmen [SCHMELZ, 2000].
Bei einer Konditionierung des Gärrests und möglicher Verwendung in der Landwirtschaft ist auf einen tolerierbaren Schwermetallgehalt vergleichbar mit Komposten zu achten.

2.3.3 Verfahrenstechnische Betriebsgrößen

Im Folgenden werden die grundlegenden Parameter zur Beschreibung des Betriebs eines Anaerobsystems erläutert.

Raumbelastung

Die Raumbelastung beschreibt, wie viel abbaubare Substanz pro Zeiteinheit dem Fermenter zugeführt werden kann. Sie kann über den chemischen Sauerstoffbedarf CSB oder den Gehalt an organischer Trockensubstanz oTS ausgedrückt werden.

$$B_R = \frac{\dot{V} \cdot c}{V_R} \quad \left[\frac{kg\ oTS}{m^3 \cdot d} \right] \qquad \textit{(Gl. 2-9)}$$

$\dot{V}$ Substratmassenstrom [m³/d]

c Konzentration der organischen Substanz im Substrat [kg oTS/m³]

V_R Reaktorvolumen [m³]

Hydraulische Verweilzeit

Die hydraulische Verweilzeit ist die Dauer, die ein zugeführtes Substrat im Mittel bis zum Austrag im Fermenter verbleibt.

$$HRT = \frac{V_R}{\dot{V}} \quad [d] \qquad \textit{(Gl. 2-10)}$$

Zwischen der Raumbelastung und der Verweilzeit besteht ein enger Zusammenhang, da dem Fermenter mit steigender Raumbelastung mehr Substrat zugeführt wird und somit die Verweilzeit zurückgeht. Es ist zu beachten, dass nicht mehr Bakterien ausgespült werden als proportional nachwachsen können. Die Verdopplungszeit bestimmter anaeroben Bakterien im mesophilen Bereich kann bis zu 10 Tage betragen [EDELMANN, 2001 IN KALTSCHMIDT ET AL., 2001]. Bei besonders dünnen Substraten können sich sehr kurze Aufenthaltszeiten ergeben.

Abbauleistung

Prinzipiell steht beim Betrieb einer Biogasanlage im Vordergrund, eine möglichst große oTS-Reduktion bei gleichzeitig maximaler Biogasausbeute zu erreichen. Als Abbauleistung einer Anlage bezeichnet man den Grad des biologischen oder chemischen Abbaus organischer Substanzen, der durch das prozentuale Verhältnis zwischen im Reaktor abgebauter und zugeführter Substanz ausgedrückt wird [VDI 4630, 2004].

Abbaugrad über die Substratmenge

Die Bestimmung des Abbaugrads über die Substratmenge ist eher ungenau, da trotz permanenter Durchmischung eine repräsentative Bestimmung nur schwer möglich ist. Der Ansatz kann ebenfalls für die Parameter BSB_5, CSB, TOC (gesamter organischer Kohlenstoff) und VFA (flüchtige Fettsäuren) verwendet werden.

$$Abbaugrad_{oTS,Bilanz} = \left(\frac{\dot{m}_{Feed} - \dot{m}_{Rest}}{\dot{m}_{Feed}} \right) \cdot 100[\%] \qquad \textit{(Gl. 2-11)}$$

$\dot{m}_{Rest}$ Gärrestfluss [g oTS/d]

$\dot{m}_{Feed}$ Substratzufluss [g oTS/d]

Eine genauere Bestimmung des Abbaugrads kann über die Biogasproduktion und Zusammensetzung erfolgen.

$Abbaugrad_{CSB}$ über Biogasproduktion und Methananteil

Im Bereich der Abwasserreinigung ist die Bilanzierung über den Summerparameter CSB gängig. Davon ausgehend, dass aus einem Gramm CSB 350 ml Methan entstehen können, kann anhand Gleichung 2-12 der Abbaugrad bestimmt werden. Zu berücksichtigen ist hierbei, dass beruhend auf Erfahrungswerten etwa 10 % der CSB-Fracht für die Neubildung von Biomasse verwendet wird (Korrekturfaktor $F_{Biomasse}$).

$$Abbaugrad_{CSB} = \frac{\dot{V}_{Gas} \cdot x_{CH_4}}{0{,}35 \frac{\mathrm{Nl}}{g_{CSB}} \cdot \dot{m}_{Substrat} \cdot (1 - F_{Biomasse})} \qquad \textit{(Gl. 2-12)}$$

$\dot{V}_{Gas}$ Biogasproduktion [l_N/d]

$\dot{m}_{Substrat}$ Substratzufluss [kg/d]

x_{CH4} Methananteil [-]

$CSB_{Substrat}$ Substrat-CSB [g/kg]

$F_{Biomasse}$ Korrekturfaktor, der die Bildung von Biomasse berücksichtigt [-]

Nl Normliter

$Abbaugrad_{oTS}$ über Biogasproduktion und Methananteil

Alternativ kann der Abbaugrad über den oTS-Gehalt des Substrats bestimmt werden (Messung des Glühverlusts / oTS-Gehalt nach DIN 18128). Der Anteil an flüchtigen organischen Säuren ist in diesem Ansatz enthalten und muss zu dem Anteil an oTS addiert werden. Hierbei wird das gemessene Biogasvolumen dem theoretisch zu erwartenden gegenübergestellt, vgl. Gl. 2-13.

$$Abbaugrad_{oTS} = \frac{\dot{V}_{Gas} \cdot (x_{CH_4} \cdot M_{CH_4} + x_{CO_2} \cdot M_{CO_2})}{V_m \cdot \dot{m}_{Substrat} \cdot (oTS_{Substrat} + Hac_{äq,Substrat}) \cdot (1 - F_{Biomasse})} \qquad \textit{(Gl. 2-13)}$$

$\dot{V}_{Gas}$	Biogasproduktion [l_N/d]
x_{CH4}, x_{CO2}	Anteile von Methan und Kohlendioxid im Biogas [-]
M_{CH4}, M_{CO2}	Molare Masse von Methan und Kohlendioxid im Biogas [g/mol]
V_M	Volumen eines idealen Gases bei Standardbedingungen [l/mol]
$\dot{m}_{Substrat}$	Substratzufluss [kg/d]
$oTS_{Substrat}$	oTS-Konzentration im Substrat [g oTS/kg FM]
$Hac_{äq,\,Substrat}$	flüchtige Fettsäuren im Substrat [g Hac/kg FM]
$F_{Biomasse}$	Korrekturfaktor, der die Bildung von Biomasse berücksichtigt [-]

Abbaugrad TOC über Biogasproduktion und Gaskonzentration

Zur Berechnung des Abbaugrads über den organischen Kohlenstoffgehalt wird die Masse an Kohlenstoff im produzierten Biogas durch die Masse an organischem Kohlenstoff im Substrat (TOC-Fracht) dividiert. Dafür wird die Anzahl der mol Kohlenstoff im produzierten CH_4 und CO_2 berechnet, wobei berücksichtigt wird, dass ein mol eines idealen Gases bei Standardbedingungen ein Volumen von 22,414 ℓ einnimmt. Anschließend kann mit der molaren Masse von Kohlenstoff (12 g/mol) die Masse an Kohlenstoff im Biogas berechnet werden.

$$Abbaugrad_{TOC} = \frac{\dot{V}_{Gas} \cdot (x_{CH_4} + x_{CO_2}) \cdot M_c}{V_M \cdot \dot{m}_{Substrat} \cdot TOC_{Substrat} \cdot (1 - F_{Biomasse})} \qquad \textit{(Gl. 2-14)}$$

$\dot{V}_{Gas}$	Biogasproduktion [Nℓ/d]
x_{CH4}, x_{CO2}	Anteile von Methan und Kohlendioxid im Biogas [-]
M_C	Molare Masse von Kohlenstoff [g/mol]
V_M	Volumen eines idealen Gases bei Standardbedingungen [ℓ/mol]
$\dot{m}_{Substrat}$	Substratzufluss [kg/d]
$TOC_{Substrat}$	Gehalt an organischem Kohlenstoff im Substrat [g/kg]
$F_{Biomasse}$	Korrekturfaktor, der die Bildung von Biomasse berücksichtigt [-]

Grundsätzlich sollte bei einer Gegenüberstellung aller Berechnungsvarianten der Abbaugrad in den gleichen Größenverhältnissen (± 10 %) liegen.

In den Berechnungen zum Abbaugrad wird die Neubildung von Biomasse mittels des Korrekturfaktors $F_{Biomasse}$ berücksichtigt. In der VDI-Richtlinie 4630 werden hierfür 10 % angesetzt. In dieser Arbeit wird von einem Faktor von 3 % ausgegangen, da es sich bei Speiseresten um ein fett- und proteinhaltiges Substrat handelt, bei dem die Biomasseneubildung eher im unteren Bereich liegt [MUDRACK, KUNST, 2003].

3 VORVERSUCHE IM TECHNIKUMSMAßSTAB

Zur Erprobung des Konzepts INKONDA wurden zunächst unterschiedliche Untersuchungen der einzelnen Komponenten Membranfiltration sowie zum anaeroben Abbau verschiedener Substrate im Labor- bzw. Technikumsmaßstab durchgeführt. Die dabei gewonnenen Erkenntnisse bildeten die Grundlagen für die Umsetzung einer dezentralen Abfall- und Abwasserbehandlungsanlage im Pilotmaßstab (Kapitel 4).

3.1 MEMBRANTECHNIK ZUR REINIGUNG UND AUFKONZENTRIERUNG VON ROHABWASSER

Im INKONDA-Verfahren wird eine direkte Weiter-/Wiederverwertung des gereinigten Abwassers angestrebt. Daher sind ein hoher Reinheitsgrad sowie die hygienische Unbedenklichkeit des Permeats von größtem Interesse. Die Anforderungen an recyceltes Abwasser zur Bewässerung in öffentlich zugängigen Gebieten orientiert sich meistens an den strengen Bestimmungen des kalifornischen *Title 22*, der maximal 2,2 Coliforme pro 100 ml zulässt [ANONYMUS, 1978; FUOG ET AL., 1995] oder den Richtlinien der Weltgesundheits-organisation, die einen Grenzwert von 200 fäkalcoliformen Bakterien pro 100 ml empfehlen [WHO, 1989; BAHRI ET AL., 2001; BIXIO ET AL., 2006].

Aufgrund der physikalisch bedingten Trenngrenze eignen sich Mikrofiltrationsmembranen nur eingeschränkt zum Rückhalt von Bakterien, dieser wäre daher nur im Porenbereich < 0,4 µm möglich.

Entscheidend für die Auswahl der Membran waren hier Permeabilität sowie Handling und Wartung in Bezug auf eine Erprobung im größeren, praxisbezogenen Einsatz des gesamten Verfahrens. Es wurden drei verschiedene Membrantypen im Technikum untersucht. Im Cross-Flow-Verfahren wurden eine 0,45 µm Mikrofiltrationsmembran (Ultran Slice PES 0.45 OC, Schleicher & Schuell, Dassel) und eine Ultrafiltrationsmembran mit einer Trenngrenze von 500 kDa entsprechend einer Porengröße von 0,1 µm (Omega Centramate Suspended Screen, Pall Cooperation, Dreieich) eingesetzt. In diesen Versuchen wurden jeweils 30 Liter Abwasser um Faktor 10 aufkonzentriert.

Weiter wurde eine Ultrafiltration mittels einer Unterdrucktauchmembran mit einer Trenngrenze von 250 kDa (ME-P200-06 Modul mit VFU-250 Röhrenmembran, Memos GmbH, Lichtenstein) durchgeführt. Diese Membranen können mit Transmembrandrücken von deutlich weniger als 1 bar betrieben werden. Zur Deckschichtkontrolle wird hier Luft unterhalb der Membranen eingeblasen; die aufsteigenden Blasen erzeugen eine Querströmung sowie direkte Scherkräfte an der Membranoberfläche und tragen so zu einer Reinigung der Membranen bei. Der Einsatz dieses Membrantyps hat sich mittlerweile für die Reinigung von Abwässern sowie zur nachträglichen Aufrüstung bestehender Anlagen etabliert [CICEK, 2003; SHARMA ET AL., 2005; MELIN ET AL., 2006].

Da dieser Membrantyp auch im Zuge der späteren Untersuchungen im Pilotmaßstab zum Einsatz kam, wird an dieser Stelle bereits im Detail auf die Spezifikationen eingegangen. Abbildung 3-1 zeigt den Aufbau eines Membranmoduls mit Hüllrohr und Belüftungskonus.

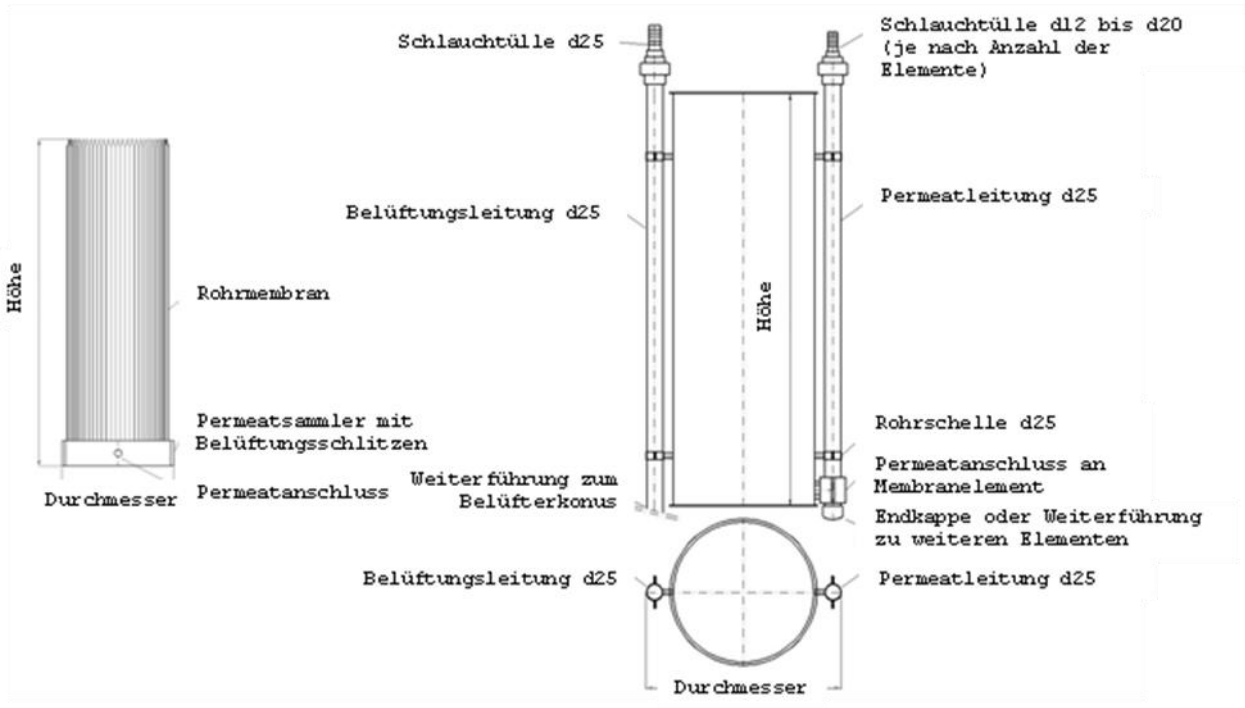


Abb. 3-1 Systemskizze Memos Membran Pulse ME-P200 (Memos GmbH, Lichtenstein)

Weitere technischen Spezifikationen für diesen Membrantyp laut Produktionsbroschüre sind in Tabelle 3-1 dargestellt. Für großtechnische Einsatzmöglichkeiten sind diese Module in größeren Durchmessern erhältlich.

Tab. 3-1 Leistungsdaten Memos Membran Pulse ME-P200 (Memos GmbH, Lichtenstein)

Parameter	**Einheit**	**ME-P200-06**	**ME-P200-12**
Membranfläche	m²	3,3	6,6
Höhe	mm	600	1200
Durchmesser	mm	220	
Permeatanschluss		3/8“	
Transmembrandruck	kPa	50 (Filtration) bis -100 (Rückspülung)	
Belüftung	m³/h	1,15 bis 6,6 m³/h	
Vergußmasse		Polyurethan	
Gewicht (trocken)	kg	2,9	3,9

Der Versuchsaufbau enthält bereits alle wesentlichen Komponenten, die im späteren Verlauf der Untersuchungen im Pilotmaßstab umgesetzt wurden. Eine detaillierte Skizze des Aufbaus ist in Abbildung 3-2 gegeben. Anstelle einer reversiblen Pumpe zur Filtration und Rückspülung der Membran wurde eine Magnetventilschaltung eingesetzt, die eine Beschickung der Membran oder eine Filtrierung durch die Membran ermöglichte. In vier Versuchsreihen wurden Konzentrationsfaktoren zwischen 8 und 10 aus bis zu 2,2 m³ Abwasser erreicht.

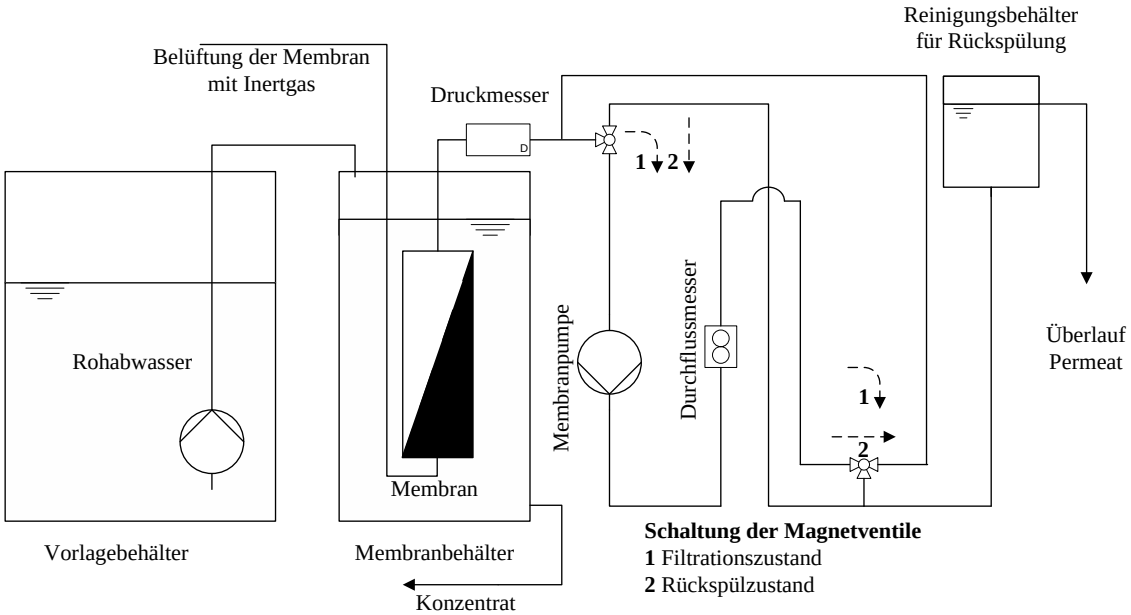


Abb. 3-2 Aufbau der Membranfiltration im Technikumsmaßstab, Versuche TM 1-4

3.1.1 Leistung der Technikumsmembranen – Permeatqualität

Die Technikumsversuche wurden mit Rohabwässern des kommunalen Klärwerks Seevetal durchgeführt. Da die Permeatqualität stets abhängig von der Zusammensetzung des zu filternden Mediums ist, werden im Folgenden neben den erreichten Abscheidegraden die absolut erreichten Werte dargestellt.

In Tabelle 3-2 ist der in den Versuchen jeweils erreichte Abscheidegrad, berechnet als das Verhältnis der Permeatkonzentration zur Rohabwasserkonzentration, für ausgewählte Parameter dargestellt. Mit zunehmender Trenngrenze ließen sich höhere Abscheidegrade erreichen, was insbesondere an der Reduktion von organischen Kohlenstoffen sowie den Summenparametern BSB_5 und CSB deutlich wird.

Eine Reduzierung von Stickstoffverbindungen wurde in allen Versuchen erreicht. Mit einem vollständigen Rückhalt konnte aufgrund der mit dem gewählten Verfahren gegebenen Porengrößen hier nicht gerechnet werden. Rückhalt von Ammonium-N wurde in keiner der Versuchsreihen nachgewiesen (mittlerer Rückhalt < 10 %).

Tab. 3-2 *Abscheidegrade verschiedener Membranen für ausgewählte Abwasserparameter (Permeatkonzentration/Rohabwasserkonzentration)*

Membrantyp	**Cross-Flow**		**Unterdruck-Tauchmembran**			
Filtration	Mikrofiltration	Ultrafiltration	Ultrafiltration			
Trenngrenze	0,45 µm	500 kDa	250 kDa			
Kennung	**CF 1**	**CF 2**	**TM 1**	**TM 2**	**TM 3**	**TM 4**
Konzentrationsfaktor$_{max}$	10	10	8	10	10	10
CSB	41%	61%	81%	85%	80%	88%
TOC	33%	60%	79%	84%	79%	80%
BSB_5	n.b.	n.b.	80%	79%	76%	93%
TN	n.a.	7%	11%	33%	26%	30%
N_{org}	13%	25%	39%	51%	45%	n.b.
NH_4^+-N	2%	11%	3%	13%	4%	9%
PO_4^+-P	n.a.	n.a.	25%	36%	25%	36%
Cl^-	2%	13%	12%	11%	6%	13%

n.b. - nicht bestimmt

n.a. - nicht auswertbar (im Rahmen der Messgenauigkeit)

Eine geringe Phosphatabscheidung von im Mittel 30 % wurde in den Tauchmembranversuchen nachgewiesen, während bei den Cross-Flow-Versuchen kein

Rückhalt messbar war. Ein Rückhalt von gelösten Salzen, beispielhaft dargestellt für das Chlorid-Ion, fand ebenfalls in keinem Fall statt (mittlerer Rückhalt < 10 %).

Für eine sichere, direkte Verwendung des filtrierten Abwassers als Brauchwasser muss ein Mindeststandard eingehalten werden. Als Anhaltswerte wurden die entsprechenden Grenzen der Abwasserverordnung (AbwV) für häusliches und kommunales Abwasser angesetzt (vgl. Tab. 2-1 Klasse C, DIBt). Laut AbwV markiert der Grenzwert von 60 kg BSB_5/d den Übergang zwischen Größenklasse 1 und 2. Bezogen auf das hier verwendete Abwasser entspräche dies in etwa einer Menge von 400.000 ℓ/d oder 2650 Einwohnern bzw. Hotelgästen. Da INKONDA eher für kleinere dezentrale Komplexe gedacht ist, werden im Folgenden die Grenzwerte der Größenklasse 1 als Maßstab genommen. Tabelle 3-3 zeigt die Permeatqualität für ausgewählte Abwasserparameter bei den Tauchmembranversuchen. Einleitergrenzwerte für CSB wurden für beide Größenklassen nach AbwV eingehalten, für BSB_5 in Größenklasse 2 nur im Mittel über TM1 bis TM4.

Tab. 3-3 *Permeatqualität anhand mittlerer Messwerte ausgewählter Abwasserparameter im Vergleich mit zulässigen Einleitungsgrenzwerten der Abwasserverordnung (AbwV 2004)*

			Versuche				**Einleitergrenzwerte**	
	Einheit	**∅ Roh**	**TM 1**	**TM 2**	**TM 3**	**TM 4**	**AbwV Kl.1***	**AbwV Kl. 2***
CSB	mg/ℓ	370	59	72	82	49	150	110
TOC	mg/ℓ	152	31	25	32	32		
BSB_5	mg/ℓ	127	26	35	32	10	40	25
TN	mg/ℓ	70	57	54	58	41		
NH_4^+-N	mg/ℓ	52	49	52	45	45		
PO_4^+-P	mg/ℓ	7,00	5,56	4,83	5,00	4,67		
Cl^-	mg/ℓ	144	105	117	123	170		

* Klasse 1: bis 60 kg/d BSB_5 (roh); Klasse 2: 60-300 kg/d BSB_5 (roh)

3.1.2 Leistung der Technikumsmembranen - Konzentratqualität

Für eine weitere Verwertung des Konzentrats zur Erzeugung von Energie ist ein möglichst hoher Kohlenstoffanteil erstrebenswert. Da das Retentat bei Unterdrucktauchmembranen die Membranoberfläche direkt anströmt, wird hier Luft unterhalb der Membranmodule eingeblasen, um so die Deckschichtbildung zu kontrollieren. Bei Kläranlagen, die das Membranbelebungsverfahren anwenden, ist der damit verbundene Sauerstoffeintrag in das System erwünscht und führt zum aeroben Abbau organischer Substanzen. Soll hingegen eine Weiterverwertung dieser Stoffe nach entsprechender Aufkonzentrierung ermöglicht werden,

so ist der Effekt des frühzeitigen Abbaus als nachteilig einzustufen, da so ein ungewollter Energieverlust stattfindet.

Tabelle 3-4 zeigt eine Zusammensetzung des Konzentrats, wie sie in den Tauchmembran-Versuchen bestimmt wurde. Die absoluten Werte sind ebenfalls als prozentuale Werte des jeweils möglichen Maximums dargestellt. Die theoretische Konzentration wurde anhand der jeweils gemessenen Konzentrationen in Permeat und Rohabwasser ermittelt. Es zeigen sich deutliche Differenzen. Diese Abweichungen sind vor allem auf einen aeroben Abbau während der Lagerung des Abwassers sowie durch den Lufteintrag zur Deckschichtkontrolle zu erklären. Weiterhin wurden die Feststoffablagerungen in den Behältnissen nicht berücksichtigt.

Tab. 3-4 *Mittlere Messwerte ausgewählter Parameter im Konzentrat und ihre jeweils prozentualen Anteile an einer theoretisch möglichen Maximalkonzentration (Versuche TM 1-4)*

	TM 1			**TM 2**			**TM 3**			**TM 4**		
	theor. Maxwert	Konzentrat (gemessen)		theor. Maxwert	Konzentrat (gemessen)		theor. Maxwert	Konzentrat (gemessen)		theor. Maxwert	Konzentrat (gemessen)	
	mg/ℓ	mg/ℓ	[%]	mg/ℓ	mg/ℓ	[%]	mg/ℓ	mg/ℓ	[%]	mg/ℓ	mg/ℓ	[%]
CSB	2104	547	**26**	4189	1550	**37**	3403	1259	**37**	3607	541	**15**
TOC	956	153	**16**	1325	265	**20**	1238	396	**32**	1329	226	**17**
BSB_5	814	57	**7**	1427	157	**11**	1048	325	**31**	1186	83	**7**
TN	111	63	**57**	317	114	**36**	268	174	**65**	215	88	**41**
NH_4^+-N	62	43	**69**	132	66	**50**	62	76	**123**	93	65	**70**
PO_4^+-P	21	10	**47**	33	13	**40**	22	25	**115**	32	12	**38**
Cl^-	223	96	**43**	264	148	**56**	203	142	**70**	420	172	**41**

Im Versuch TM 1 wurde die Membran mit Luft beschickt. Zur Reduzierung des dadurch verursachten, schnelleren aeroben Abbaus wurde in den Versuchen TM 2 bis 4 versucht, durch Abdichtung des Membranreaktors diesen Verlust zu minimieren. Weiterhin wurde in diesen Versuchen die Luft im Reaktor gehalten und zur Membranreinigung rezirkuliert. Es wurde gezielt darauf verzichtet Frischluft zuzuführen. Insgesamt wurde bei den organischen Parametern ein positiver Trend beobachtet; eine Aufkonzentrierung von Kohlenstoffen konnte erreicht werden, jedoch nur bis zu maximal 37 % (CSB, TM 2 und TM 3). Die deutlich geringere Aufkonzentrierung im Versuch TM 4 ist auf die stetige Zunahme von Sauerstoff in der Reaktorluft ab etwa Stunde 70 zurückzuführen (vgl. Abb. 3-7, Sauerstoffkonzentration).

Die Zunahme von Ammoniumstickstoff und Phosphat im Versuch TM 3 könnte auf die Freisetzung zuvor organisch gebundenen Stickstoffs bzw. Phosphors zurückzuführen sein.

3.1.3 Leistung der Technikumsmembranen – Permeabilität

Die Reduzierung des Durchflusses durch Deckschichtbildung kann vor allem für den Langzeiteinsatz von Membranen als limitierender Faktor vieler Einsatzvarianten angesehen werden.

In den Technikumsversuchen TM 1 bis 4 wurde eine Membran mit regelmäßiger Rückspülung verwendet. Es wurden die charakteristischen Parameter Netto-Flux $v_{f,net}$, Transmembrandruck TMP und die Operative Permeabilität OP_{25} untersucht (siehe Kapitel 2.2.4). Die korrespondierenden Ergebnisse sind in den Abbildungen 3-3 bis 3-5 und 3-7 dargestellt. Zur besseren Vergleichbarkeit wurden alle Diagramme achsengleich skaliert (Zeitachse).

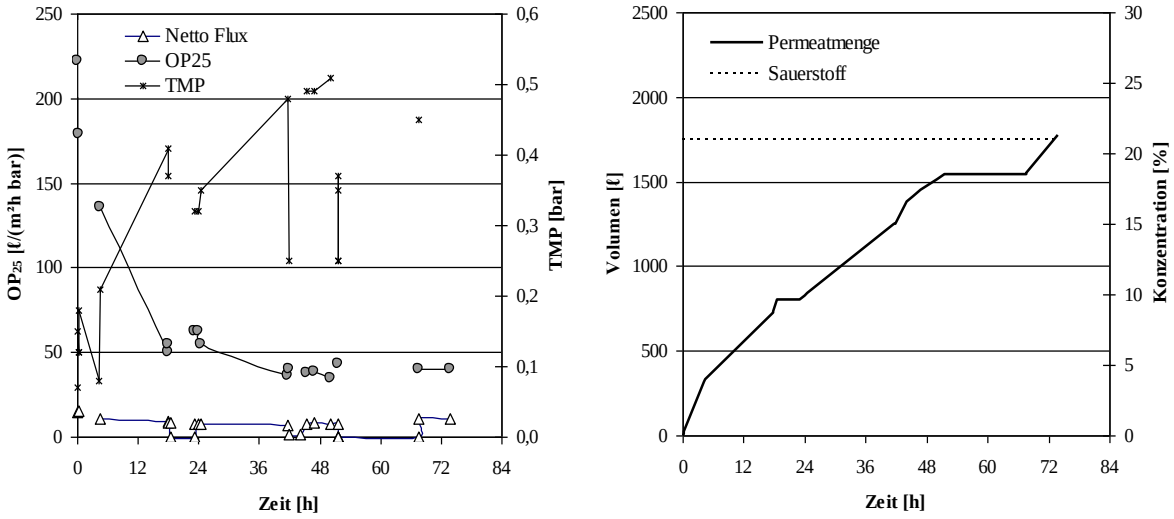


Abb. 3-3 *Technikumsversuch TM 1 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)*

Versuch TM 1 wurde nicht digital erfasst, die Ergebnisse basieren auf manuellen Ablesungen. Die OP_{25} sank von anfangs sehr hohen Werten > 140 ℓ/(m²·h·bar) innerhalb der ersten 24 Betriebsstunden auf einen nahezu konstanten Wert von etwa 35 ℓ/(m²·h·bar). Weiterhin ist ein Anstieg des TMP von anfangs 200 mbar auf Werte im Bereich 400 bis 500 mbar zu verzeichnen. Eine weitere Druckerhöhung war hier nicht möglich, da der Betriebsdruck der verwendeten Membran einen Wert von 500 mbar nicht überschreiten darf.

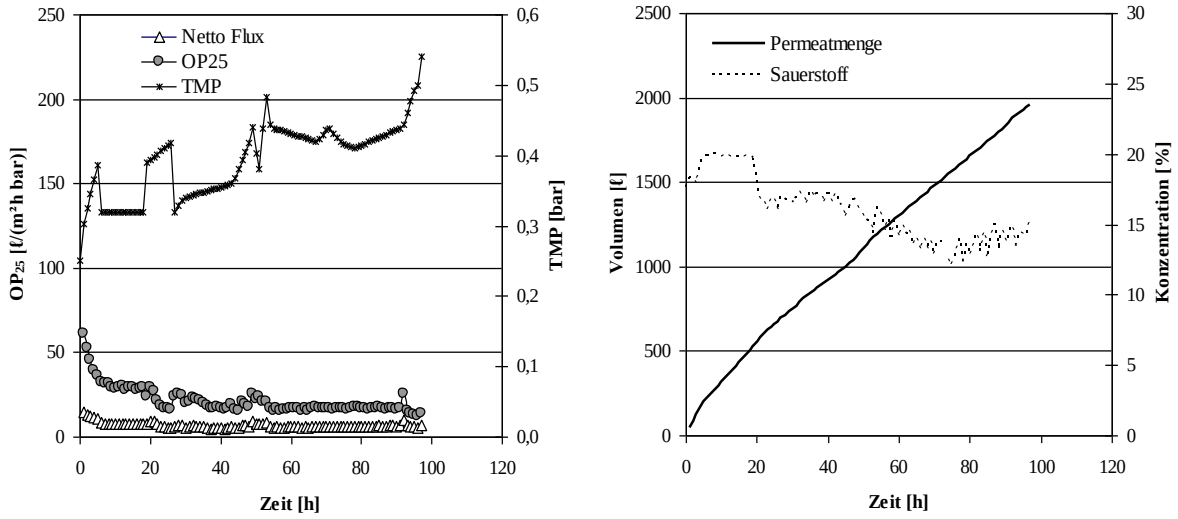


Abb. 3-4 *Technikumsversuch TM 2 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)*

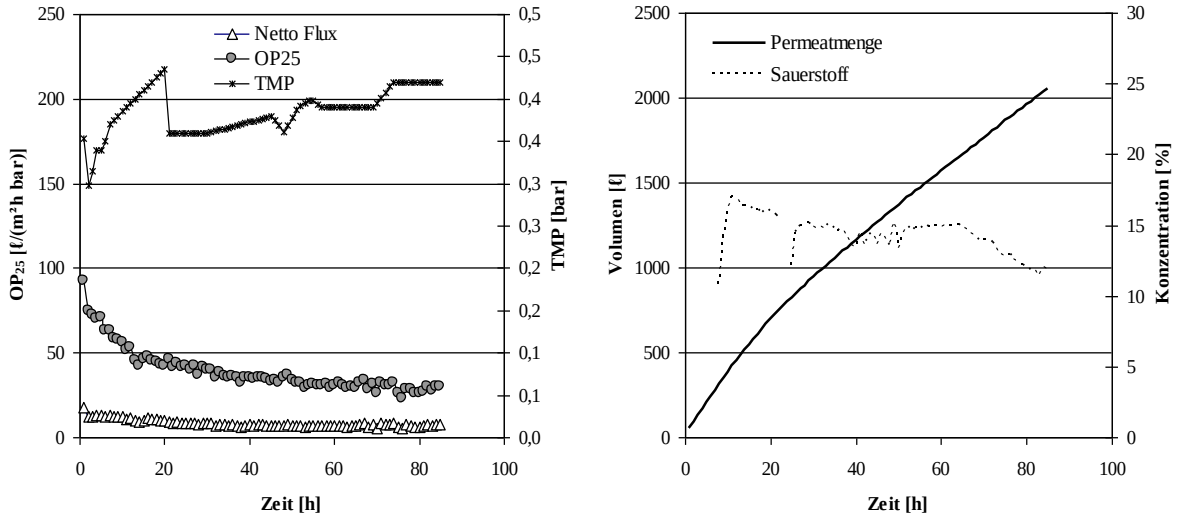


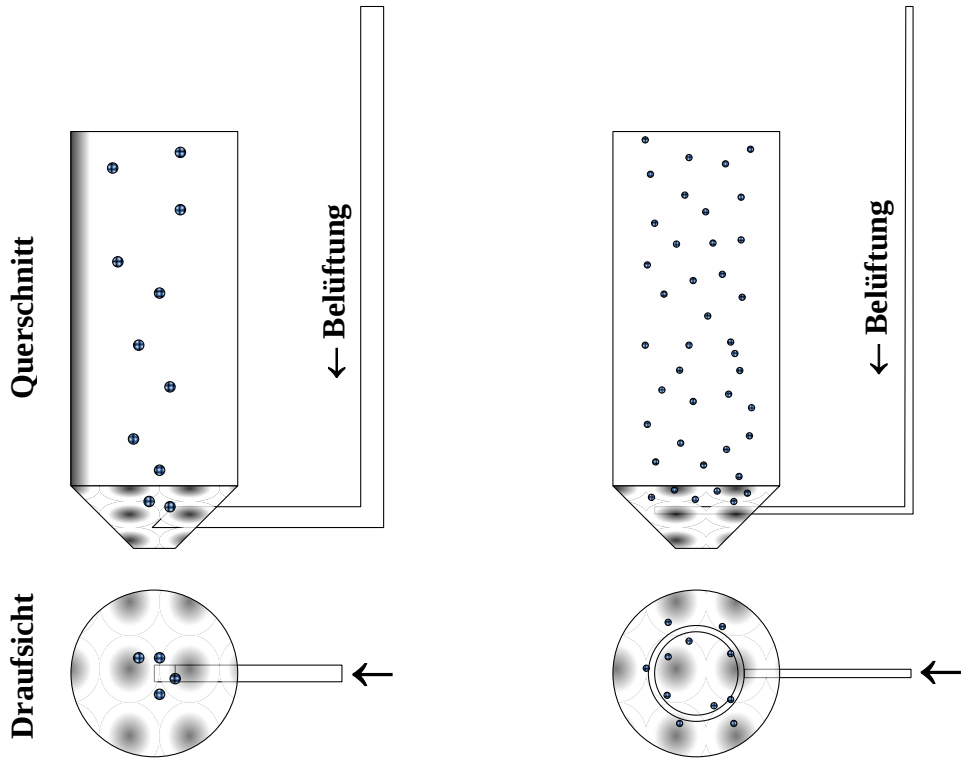
Abb. 3-5 *Technikumsversuch TM 3 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)*

Abbildung 3-4 und 3-5 zeigen die gemessene Permeabilität der Versuche TM 2 und TM 3, wobei eine kontinuierliche Messwerterfassung zum Einsatz kam. Die Membran aus TM 1 wurde nach einer Reinigung im Versuch TM 2 erneut eingesetzt. Ein konstanter Betrieb stellte sich ab Inbetriebnahme ein, wobei die OP_{25} im Vergleich zu TM 1 niedriger ausfiel.

Für Versuch TM 3 wurde die Belüftung der Membran modifiziert, da die Scherwirkung der Luftblasen nicht gleichmäßig über die gesamte Membranfläche wirkte. Dazu wurde die werksseitig eingebaute Punktbelüftung durch eine Ringbelüftung ersetzt. Abbildung 3-6 zeigt

eine schematische Darstellung der Modifikation und den dadurch erzielten Einfluss auf den Reinigungseffekt. Beide Aufnahmen wurden nach Beendigung einer Versuchsreihe aufgezeichnet.

Durch die bessere Belüftung konnte eine gleichmäßigere Nutzung der Membranoberfläche erreicht werden, was sich in einer höheren OP_{25} äußerte (TM 3).



Zustand nach TM 2 (Auslieferungszustand)

Zustand nach TM 3 (modifizierte Belüftung)

Abb. 3-6 *Modifikation der Belüftung des Membranmoduls - Schematische Darstellung (oben), optischer Effekt während des Technikumsversuchs (unten)*

Weiterhin wurde versucht TM 3 unter möglichst anaeroben Bedingungen zu operieren, wobei es durch eine bessere Abdichtung gelang, den Sauerstoffgehalt im Bereich von 10 bis 17 % zu halten (vgl. Abb. 3-5 und Tab. 3-4).

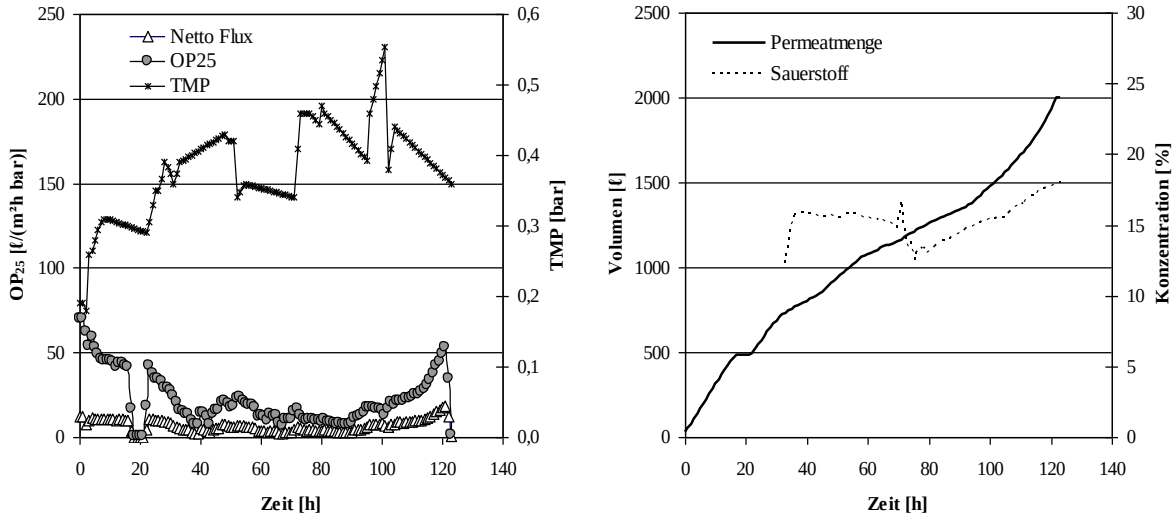


Abb. 3-7 *Technikumsversuch TM 4 – Darstellung von Netto-Permeatflux $v_{f,net}$, operativer Permeabilität OP_{25} und Transmembrandruck TMP (links) sowie Permeatmenge und Sauerstoffgehalt im Membranbehälter während der Versuchsdurchführung (rechts)*

Im Versuch TM 4 war die Permeabilität von Beginn niedriger verglichen mit den vorherigen Untersuchungen. Die Versuchsdauer erhöhte sich deutlich um etwa 50 % im Vergleich zu TM 3, um die gleiche Permeatmenge durchzusetzen.

3.1.4 Reinigung und Aufbereitung der Membran

Die in den Technikumsversuchen eingesetzte Membran wurde nach jedem Versuch physikalisch durch Spülung mit Wasser aufbereitet. Eine chemische Reinigung wurde im Anschluss an Versuch TM 1 und TM 2 durch Rückspülung mit Citronensäure und Natronlauge durchgeführt. Dazu kamen jeweils 15 Liter Lösung zum Einsatz, wobei nach jeweils 7,5 Litern eine Einwirkzeit von einer Stunde zugelassen wurde. Das speziell für Membranen ausgelegte alkalische Reinigungsmittel P3 Ultrasil 11 wurde zur Einweichung der Deckschicht auf der Membran benutzt. Tabelle 3-5 zeigt die jeweiligen Reinigungszyklen, wobei die Reihenfolge durch die Nummerierung in der Tabelle gekennzeichnet ist.

Tab. 3-5 Reinigungsabfolge der Unterdruck-Tauchmembran in den Versuchen TM 1 bis 4

	Physikalische Reinigung		**Chemische Reinigung**		
	Rückspülung mit Wasser	Lagerung in Wasser	Rückspülen mit Citronensäure pH 3	Rückspülen mit Natronlauge pH 11	Lagerung in Ultrasil pH 11,5
TM 1	1.		2.	3.	
TM 2	1.		3.		2.
TM 3	1.	2.			
TM 4	1.	2.			

Der Effekt der Reinigung zeigt sich im Vergleich der OP_{25} in Reinwasser vor und nach dem jeweiligen Reinigungsschritt (Abb. 3-8). Der Einfluss der chemischen Reinigung ist relativ niedrig im direkten Vergleich zur physikalischen Reinigung, so dass ab Versuch TM 3 auf die chemische Reinigung verzichtet wurde. Ein weiterer positiver Effekt wurde bei der einfachen feuchten Lagerung beobachtet, die zu einer weiteren Zunahme der OP_{25} führte (Auswertung nach STREESE-KLEEBERG, J., BADE, O., STEGMANN, R. 2007)

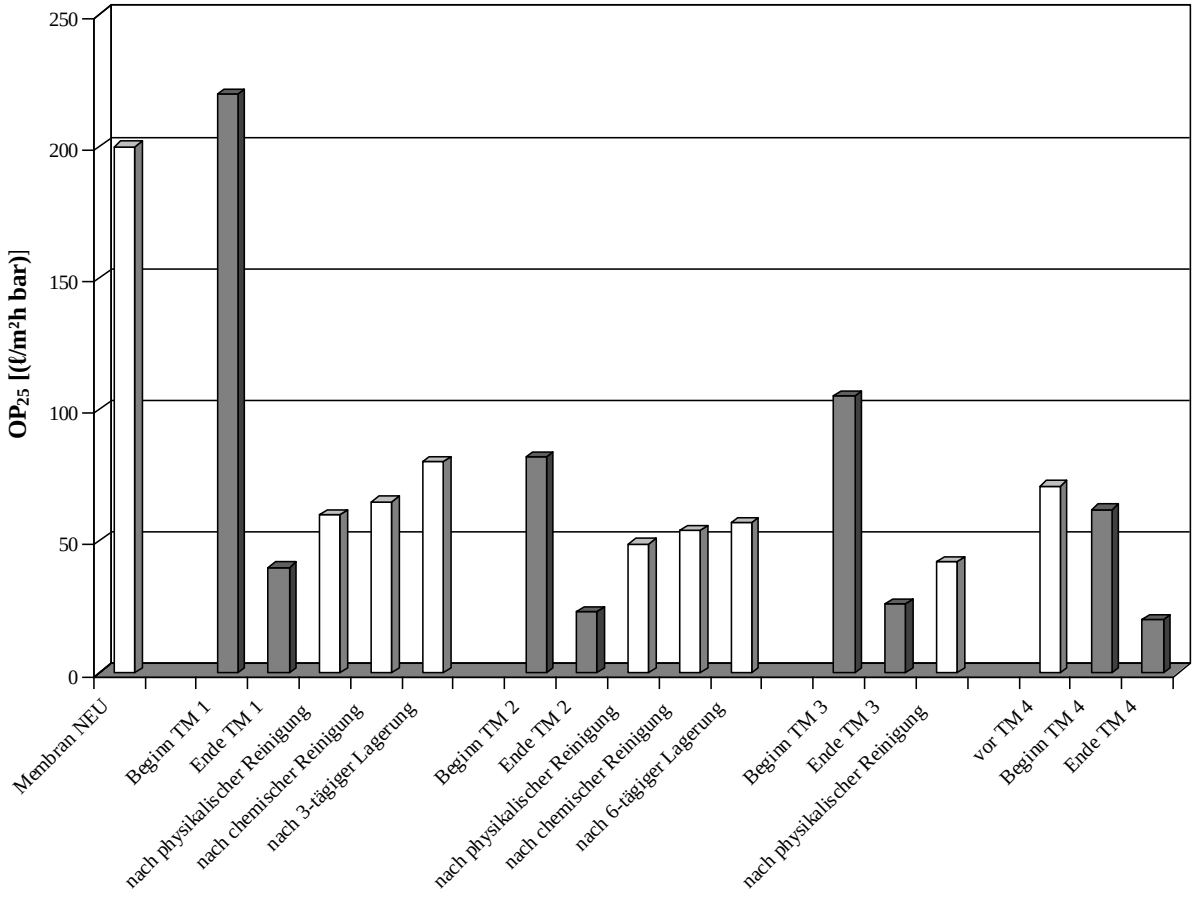


Abb. 3-8 Darstellung der Operationspermeabilitäten bezogen auf 25°C - OP_{25} im Vergleich der Versuche TM 1 bis 4, Betrieb im Reinwasser (helle Säulen), Betrieb im Abwasser (dunkle Säulen)

3.2 GASBILDUNGSPOTENTIAL BEI DER CO-VERGÄRUNG VON ABWASSERKONZENTRAT UND BIOABFÄLLEN

In den Vorversuchen wurden Biogaspotentiale von Abwasserkonzentraten, Bioabfällen und deren Mischungen ermittelt. Die Untersuchungen wurden in einem Batch-Testsystem nach DIN 38414 in Dreifachbestimmung durchgeführt.

Das Testsystem bestand aus Standflaschen mit einem Volumen von 500 ml, die über gasdichte Schläuche jeweils mit einem Gassammelrohr und einem Ausgleichsgefäß verbunden waren (vgl. Abb. 3-9). Eine Sperrflüssigkeit verhinderte das Austreten des Gases. Das entstandene Gasvolumen wurde bei Niveaugleichheit der Sperrflüssigkeit im Gassammelrohr und im Ausgleichsgefäß abgelesen. Die Tests wurden in einer Klimakammer unter mesophilen Temperaturbedingungen (bei 35° C) durchgeführt.

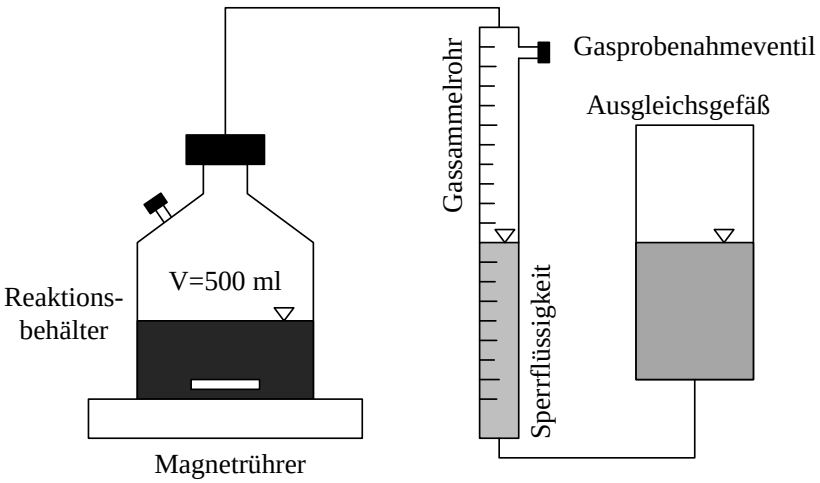


Abb. 3-9 *Schematischer Versuchsaufbau des volumetrischen Testsystems zur Bestimmung des Gasbildungspotentials GB_{21} nach DIN 38414 (nach HEERENKLAGE, STEGMANN, 2001)*

Als Versuchssubstrate wurden die in den Membranversuchen gewonnenen Abwasserkonzentrate mit zerkleinerten Speiseresten verwendet. Dabei wurden jeweils 250 ml Abwasserkonzentrat mit 4 g Speiseresten je Versuchsflasche angesetzt. Bei einem Konzentrationsfaktor von 10 entspricht das einem Verhältnis von 400 g Bioabfall zu 250 ℓ Rohabwasser, welches für einen Hotelbetrieb bzw. eine kleine Siedlung mit vollständiger Küchenabfallerfassung als realistisch einzustufen ist. Als Impfmaterial (Innokulum) wurde Faulschlamm aus einem Hamburger Klärwerk eingesetzt.

Tab. 3-6 Zuordnung der Membranversuche zu den Gasbildungsversuchen

Versuch	Membrantyp	Filtration	Konzentrationsfaktor
GB 1	0.45µm	CF	8
GB 2	500 kD	CF	10
GB 3	250 kD	TM	10

Die Versuchsergebnisse sind in Abbildung 3-10 dokumentiert, wobei das spezifische Gasbildungspotential als GB_{21TS} / GB_{21oTS} auf die Trockensubstanz bzw. organische Trockensubstanz bezogen wurde. Es ergaben sich in allen Fällen Gasausbeuten im Bereich 550 bis 600 ml/gTS. Bezogen auf die organische Trockensubstanz entspricht das 700 ml/g oTS. Weiterhin wurde in allen drei Versuchen ein Zugewinn der Gasausbeute bei gemeinsamer Behandlung im Vergleich zu der separaten Vergärung der einzelnen Substrate festgestellt. Dieser Effekt lässt auf eine optimierte Vergärung des Konzentrats bei Co-Vergärung schließen, sofern man die Milieubedingungen durch eine höhere Raumbelastung berücksichtigt. Der so erzielte Synergieeffekt beträgt in allen Versuchen etwa 15 % Zugewinn der Gasbeute.

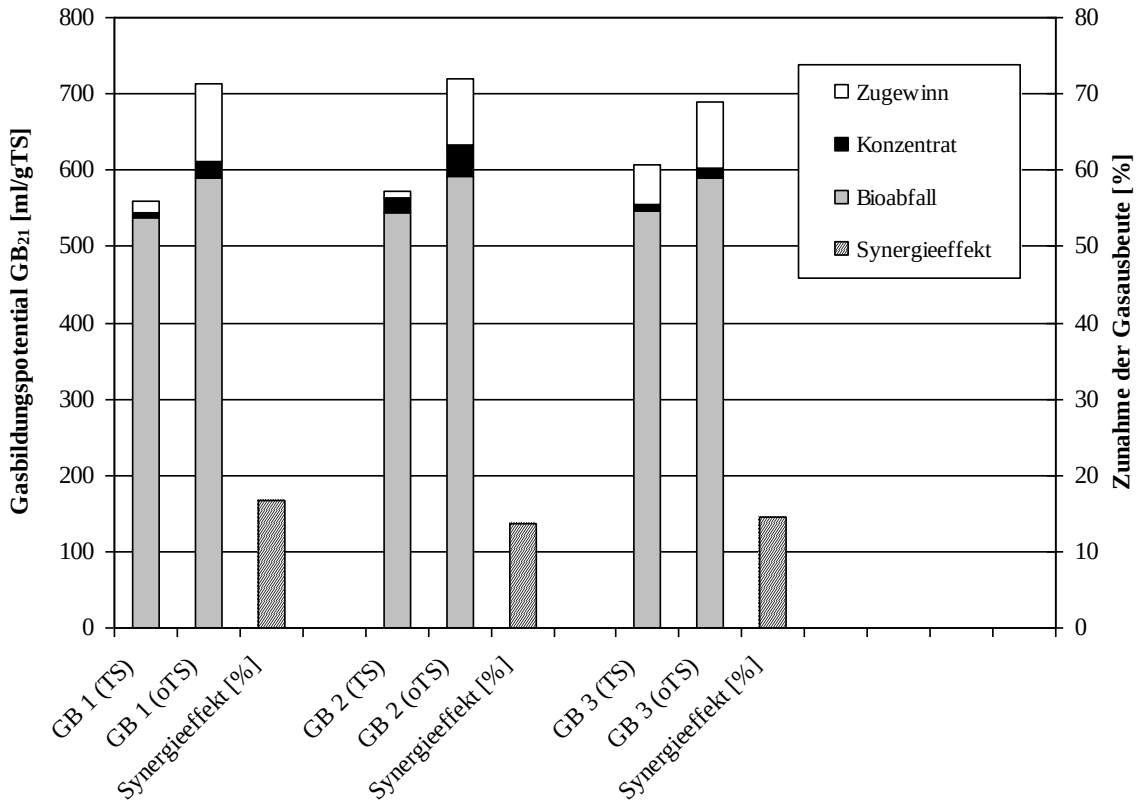


Abb. 3-10 Synergieeffekt der Co-Vergärung von Konzentrat und Bioabfällen

3.3 BETRIEB EINER AUTOMATISIERTEN TECHNIKUMSFERMENTATIONSANLAGE

In einer kontinuierlich beschickten Vergärungsanlage im Technikumsmaßstab wurden zusätzlich Versuche zum Abbauverhalten der Substratmischung Abwasserkonzentrat und Bioabfall durchgeführt. Die Inbetriebnahme sowie diverse Optimierungen an dieser Anlage sind in der Arbeit von KOCH, 2007 im Detail beschrieben und werden an dieser Stelle nicht weiter aufgegriffen. Exemplarisch werden hier für die Co-Vergärung charakteristische Ergebnisse veranschaulicht.

3.3.1 Anlagenaufbau und Steuerung

Die Anlage bestand aus vier 12,5 Liter großen Rührreaktoren, welche anhand einzelner gekühlter Vorlagenbehälter separat beschickt werden konnten. Die Reaktoren waren jeweils mit Messtechnik für die Parameter Temperatur, Druck, Gasmenge, Redoxpotential und pH-Wert ausgestattet. Zur Vermeidung eines frühzeitigen Abbaus der Substratmischung waren die Vorlagebehälter in Kühlschränken außerhalb des Klimaraums untergebracht. Ein schematisches Fließbild ist in Abbildung 3-11 für einen einzelnen Reaktor dargestellt und gilt analog für die anderen drei Reaktoren.

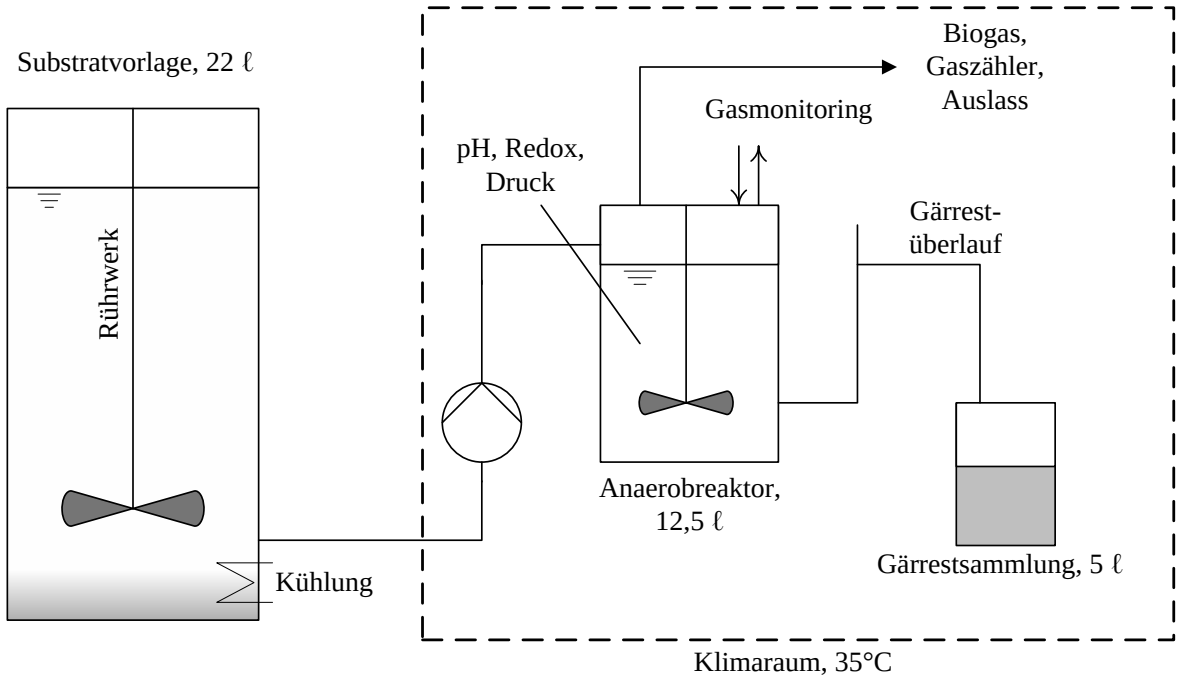


Abb. 3-11 Aufbau der automatisierten Technikumsanlage, Fließbild eines der vier Teilsysteme

Die automatische Steuerung der Substratpumpen wurde zentral über einen Computer realisiert, der ebenfalls die Datenerfassung aller Messwerte regelte. Hierzu wurde die Software LabView (Fa. National Instruments) eingesetzt. Die Gaszusammensetzung wurde von zwei Messgeräten erfasst, wobei die Messung in den Reaktoren nacheinander erfolgte.

Die Gasmesswerte für Methan, Kohlendioxid, Wasserstoff (gemessen durch S710, Fa. Sick Maihak) und Sauerstoff (gemessen durch OXOR 6N, Fa. Sick Maihak) wurden nach entsprechender Konditionierung des Biogases mittels Kondensatabscheider aufgenommen und in regelmäßigen Intervallen gespeichert.

Abgesehen von der Entleerung der Gärrestüberläufe und der Neubeschickung der Substratbehälter wurde somit ein vollautomatischer Ablauf einschließlich Monitoring ermöglicht. Abbildung 3-12 zeigt die Technikumsanlage mit den Reaktoren DTR 1 bis 4 im Klimaraum (35°C) sowie einen Auszug aus einem Screenshot des Steuerungsprogramms, exemplarisch für DTR 4. Dargestellt werden Gaszusammensetzung und Menge (oben), Druck, Temperatur, Redoxpotential und pH-Wert (Mitte), sowie Substrattemperatur und Pumpensteuerung (unten).

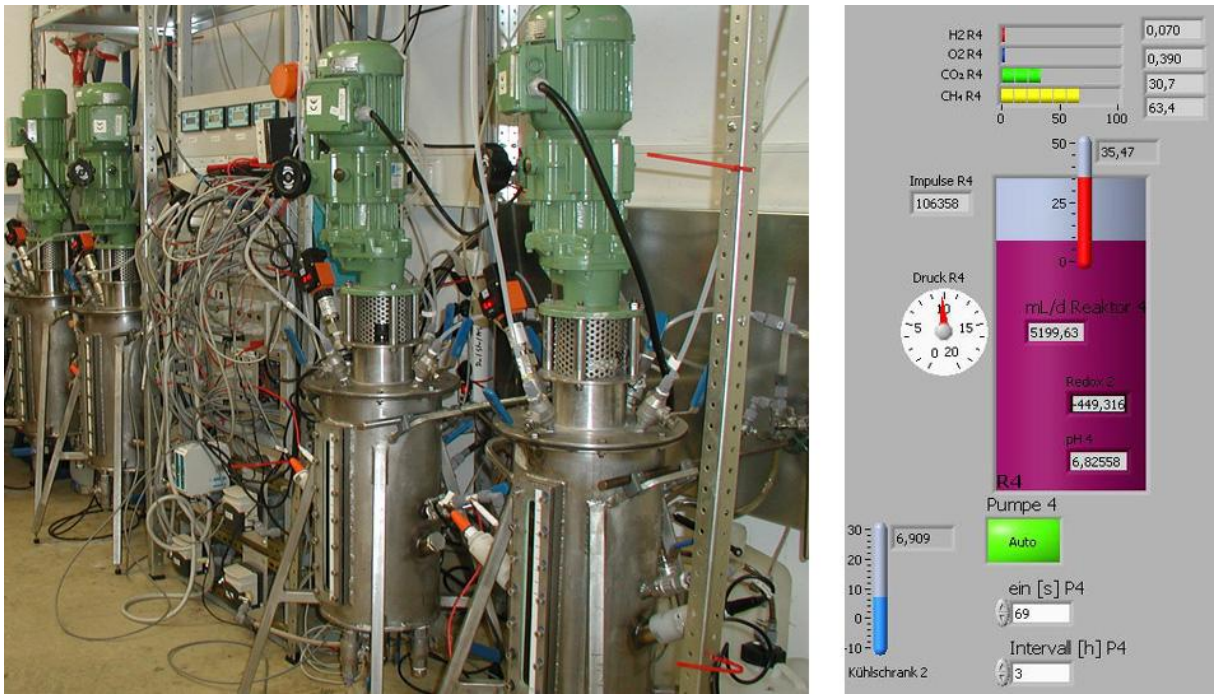


Abb. 3-12 *Automatisierte Technikumsfermentationsanlage, Reaktor DTR 1 bis 4 (links), Auszug aus einem Screenshot der Steuerung und Überwachung eines Reaktors, exemplarisch DTR 4 (rechts)*

3.3.2 Versuchsprogramm der Technikumsfermentation

Bei der Festlegung der Mischungsverhältnisse von Speiseresten und Abwasserkonzentrat wurden exemplarisch praxisnahe Erfahrungswerte für Hotelbetriebe verwendet. Es wurde davon ausgegangen, dass pro Hotelgast täglich 150 Liter Abwasser und 300 g Küchenabfälle anfallen. Die um Faktor 10 aufkonzentrierten Substrate aus den Vorversuchen mit der Tauchmembran (TM 1 bis 4) wurden hier weiterverwertet. Demnach ergibt sich ein

Mischungsverhältnis von 20 g Speiseresten pro Liter Konzentrat. Organische Küchenabfälle und Speisereste wurden dem Mensabetrieb der Technischen Universität Hamburg-Harburg entnommen. Vor dem Einsatz in der Versuchsanlage wurden die Substrate manuell aufgearbeitet, so dass die maximale Partikelgröße 3 mm betrug. Dadurch wurde eine automatische Förderung des Substrats mittels Schlauchpumpen innerhalb des Systems ermöglicht.

Die Untersuchungen wurden durchgeführt, um einen Anhaltspunkt für die zu erwartenden Gaserträge bei der Co-Vergärung aus Abwasserkonzentrat und Speiseresten zu erhalten. Im Fokus der Untersuchungen stand die Rolle der Komponente Abwasserkonzentrat. Zusätzlich wurde die Möglichkeit einer pH-Regulierung als Prozesssteuerungsinstrument in der Arbeit von KOCH, 2007 untersucht. Dabei wurde ein identisches Substrat aus Speiseresten und Konzentrat verwendet. Um einer eventuellen Versäuerung entgegenzuwirken wurde versucht unter Zugabe von NaOH den pH-Wert auf einen Wert von pH = 7 einzustellen. Allerdings wurde dabei festgestellt, dass ein Absinken des pH-Wertes auch im Bereich unterhalb von pH = 6,8 keine Gefahr für die Prozessstabilität darstellt und eine Regulierung auf einen konstanten pH-Wert sich ungünstig auf den Umsatz des Substrates auswirken kann. Eine angemessene Adaptionszeit vorausgesetzt, führte die Selbstregulierung des Systems zu besseren Ergebnissen.

In der Arbeit von KÄGLER, 2009 wurde die Implementierung einer Gärrestrückführung an den Technikumsfermentern untersucht. Mit Hilfe eines nachgeschalteten Sedimentationsgefäßes wurde versucht die absetzfähigen Feststoffe über eine automatisierte Pumpensteuerung in den Fermenter zurückzuführen. Dadurch sollte eine Erhöhung der Feststoffkonzentration in den Reaktoren erreicht werden, die letztendlich zur maximalen Umsetzung der Biomasse hätte führen sollen. In diesen Versuchsreihen konnte keine gesteigerte Umsetzung der Biomasse nachgewiesen werden, was vorwiegend auf die Gesamtgröße des Versuchssystems zurückzuführen war. Grundsätzlich sind hier weitere Betrachtungen zu empfehlen, da der Absetzvorgang im hier produzierten Gärrest erfolgreich verlief. Entgegen des hier verfolgten Ansatzes sollten der verwendete Reaktor in einer Größenordnung > 1 m³ liegen um belastbare Resultate zu erzielen.

3.3.3 Ergebnisse der Technikumsversuche

Zur Inbetriebnahme der Anaerobreaktoren und um eine bereits an anaerobe Bedingungen angepasste Mikroorganismenkultur bereitzustellen, wurde eine Erstbeschickung mit Impfmaterial (Innokulum) vorgenommen. Dazu wurde Klärschlamm bzw. Gärrest verwendet.

Als Substrat wurde in den ersten Wochen eine verdünnte Mischung aus Speiseresten und Wasser benutzt, welche später von der Zielmischung Abwasserkonzentrat in Verhältnis zu Speiseresten abgelöst wurde. Die Raumbelastung wurde entsprechend den Empfehlungen der VDI 4630 (2004) stufenweise gesteigert um die ‚Trägheit' des Anaerobsystems in der Anpassung zu berücksichtigen.

Abbildung 3-13 zeigt den Verlauf der Raumbelastung sowie die zugehörige spezifische Gasproduktion (oben). Nach einer Adaptionszeit von 8 Wochen wurde das Wasser im Feed durch Abwasser ersetzt (markiert durch die senkrechte Linie), was sich vorrangig positiv auf die Prozessstabilität auswirkte. Im mittleren Diagramm ist neben dem pH-Wert die Pufferkapazität, ausgedrückt als Konzentration von HCO_3^--Ionen, dargestellt. Ein stabiler Betrieb war mit der Wasser-Speiserest-Mischung nicht zu erreichen, was sich ebenfalls in einem sinkenden pH-Wert und im Absinken der Pufferkapazität zeigt. Das starke Absinken der Pufferkapazität auf Werte zwischen 500-1000 mg/ℓ HCO_3^- konnte durch Zugabe des Abwasserkonzentrats stabilisiert werden, so dass es nach kurzer Verzögerung auch zu einem Anstieg des pH-Wertes kam. Nach der Umstellung wurden bei der spezifischen Gasproduktion Werte um die 0,8 Nℓ/g oTS erreicht. Im Vergleich zu theoretischen Werten von etwa 1 Nℓ/g oTS kann dies als guter Mittelwert angesehen werden.

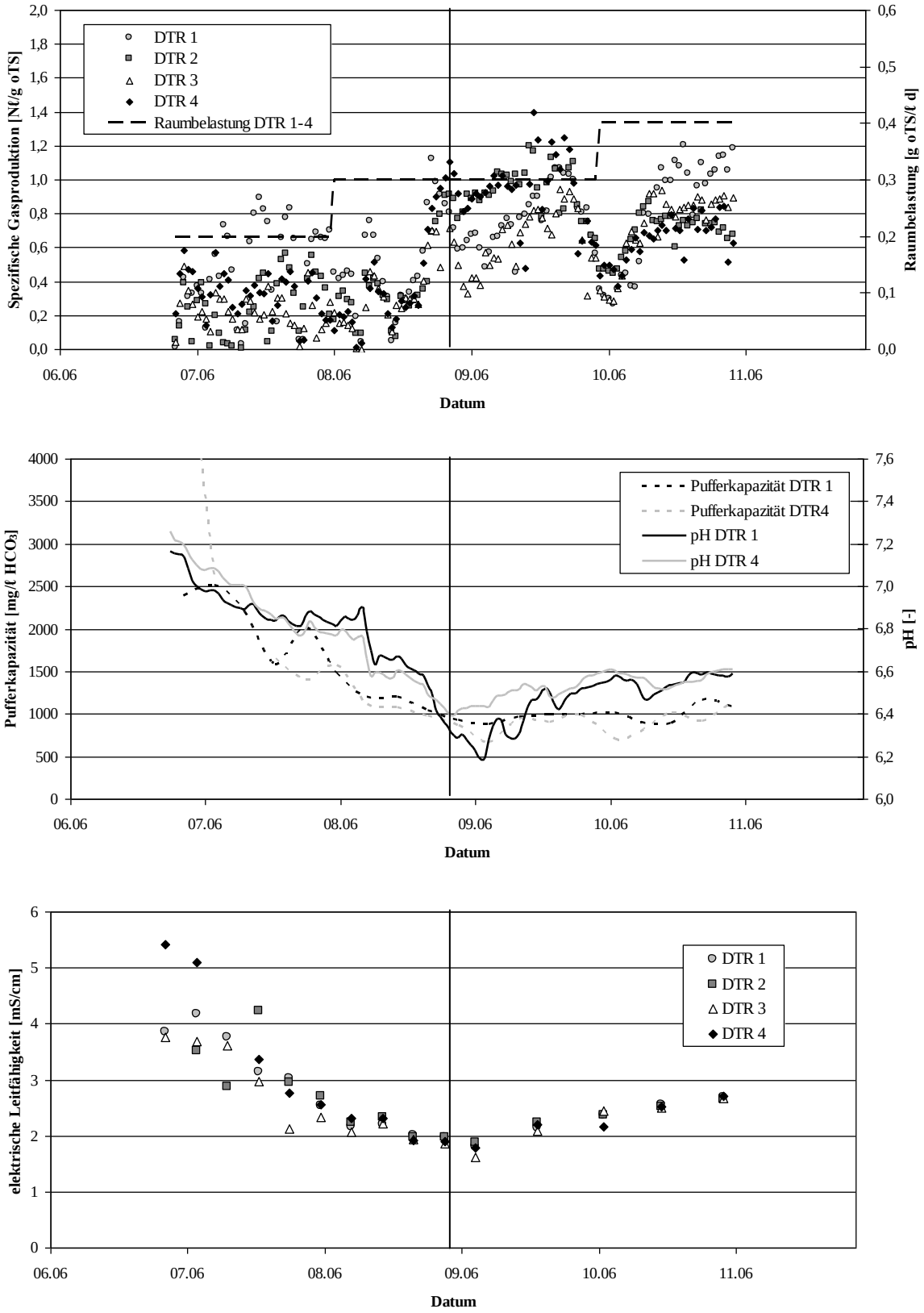


Abb. 3-13 *Verlauf der spezifischen Biogasproduktion DTR 1-4 (oben), Verlauf der Pufferkapazität und pH-Werte DTR 1+4 (Mitte) sowie Verlauf der elektrischen Leitfähigkeit DTR 1-4 (unten) vor und nach der Umstellung von Speiserest-Wasser-Gemisch auf Speiserest-Abwasserkonzentrat-Gemisch; Zeitraum Mai bis November 2006*

In der unteren Darstellung von Abbildung 3-13 ist der Verlauf der elektrischen Leitfähigkeit für die Reaktoren DTR 1–4 dargestellt. Durch die Umstellung von Wasser auf Abwasserkonzentrat ist ein Wiederanstieg der Werte zu erkennen. Dies ist auf einen besseren Elektrolythaushalt der Mikroorganismen zurückzuführen. Die Leitfähigkeit sollte bei der Vergärung einen Wert von 2,5 mS/cm nicht unterschreiten [SCHERER, 1989]. Die Leitfähigkeit in Abbildung 3-13 (unten) weist nach der Zugabe von Abwasserkonzentrat statt Wasser einen steigenden Trend auf. Demnach wirkt sich die Zugabe von Abwasserkonzentrat prinzipiell positiv auf den Gesamtprozess aus, auch wenn sie sich noch im Bereich der für die Vergärung erforderlichen Leitfähigkeit bewegen.

Die Abbauleistung der Reaktoren vor und nach der Abwasserzugabe ist in Abbildung 3-14 anhand der Mittelwerte der Summenparameter in Feed und Gärrest vereinfacht dargestellt. Durch die zusätzliche Schmutzfracht im Abwasser werden höhere Kohlenstoffkonzentrationen im Feed gemessen. Es fällt auf, dass ein prozentual höherer CSB Abbau erreicht wurde (Abbauleistung Wasser-Speiserest-Mischung: 75 %, Abbauleistung Abwasser/Speiserest Mischung 85 %). Der Abbau organischer Kohlenstoffverbindungen lag in beiden Fällen bei etwa 95 %. Als weiterer Indikator für einen funktionierenden Vergärungsprozess kann die Konzentration von flüchtigen Fettsäuren (VFA) im Gärrest herangeführt werden. Trotz stark unterschiedlicher VFA-Konzentration im Feed-Strom erfolgte eine Reduzierung auf Werte zwischen 200 und 500 mg/ℓ (Abb. 3-13 rechts).

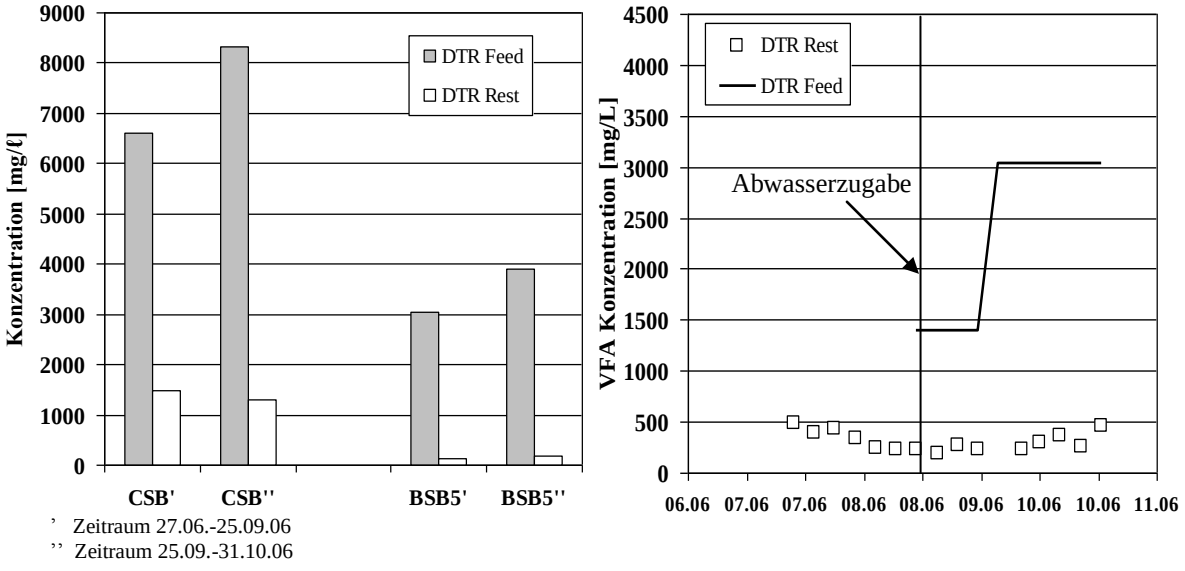


Abb. 3-14 *Abbauleistung der Reaktoren DTR 1-4 anhand der Summenparameter (Mittelwerte); CSB und BSB5 (links), volatile Fettsäuren VFA (rechts)*

Die Gaszusammensetzung der Reaktoren DTR 1 bis 4 ist in Tabelle 3-7 als Mittelwert über alle Reaktoren dargestellt. In beiden Versuchsphasen ist deutlich ein mittlerer Methananteil

von über 60 % festzustellen. Unterschiede in der Gaszusammensetzung sind vermutlich auf betriebsbedingte Störungen zurückzuführen.

Tab. 3-7 *Zusammensetzung des Biogases während der Technikumsversuche gemittelt über die Reaktoren DTR 1 bis 4 und daher nicht summenecht*

DTR 1-4

Gaszusammensetzung [%]		**CH_4**	**CO_2**	**O_2**	**H_2**
	27.06.-25.09.06	64,2	28,2	0,4	0,4
	25.09.-31.10.06	67,0	33,0	0,4	0,4
Spezifische Gasproduktion [Nℓ /g oTS]	27.06.-25.09.06		0,51		
	25.09.-31.10.06		0,71		
Spezifische Methanbildungsrate [Nℓ /g oTS]	27.06.-25.09.06		0,33		
	25.09.-31.10.06		0,48		

Anhand der spezifischen Gasproduktion, dargestellt in Abbildung 3-13 (oben), lässt sich vereinfacht die spezifische Methanbildungsrate berechnen, welche für die Substratzufuhr aus Abwasser und Speiseresten einen mittleren Wert von 0,48 Nℓ /g oTS liefert.

3.4 ZUSAMMENFASSUNG DER TECHNIKUMSVERSUCHE

Die Technikumsversuche haben gezeigt, dass eine Membranfiltration in unbehandeltem Rohabwasser erfolgreich durchgeführt werden kann. Eine Entfernung grober Störstoffe ist allerdings notwendig. Während der kurzen Versuchsdauer von unter 100 Stunden konnte nach Optimierung der Membranbelüftung eine konstante operative Permeabilität von 25 ℓ/(m³ h bar) erreicht werden. Durch physikalische Reinigung der Membranen gelang es, die Membranen in einen operativ nutzbaren Zustand zu bringen. Der hier ermittelte Durchgang liegt allerdings deutlich unter dem des Neuzustandes.

Bei der weiterführenden Verwendung des Abwasserkonzentrats in einer Co-Vergärung mit organischen Abfallprodukten konnten Synergieeffekte aufgezeigt werden. Es wurde eine Zunahme der Gasproduktion um 15 % im Verhältnis zur separaten Vergärung beider Produkte festgestellt. Die maximale erzielte spezifische Gasbildungsrate in den Technikumsversuchen der Rührreaktoren liegt mit 0,8 Nℓ/(g oTS) auf einem hohen Niveau.

4 KONZEPTION UND UMSETZUNG IM PILOTMAßSTAB

Auf Grundlage der gewonnenen Erkenntnisse aus den Technikumsversuchen ist an der Technischen Universität Hamburg-Harburg eine Pilotanlage konzeptioniert und geplant worden, die gemeinsam mit der Firma HAASE Anlagenbau AG umgesetzt wurde.
Mit dieser wurde ein kontinuierlicher, voll verschalteter Betrieb aller Komponenten des INKONDA-Konzepts realisiert. Dabei wurde, auch im Hinblick auf den späteren Praxiseinsatz des Verfahrens, großer Wert auf eine vollständige Automatisierung gelegt mit dem Ziel, einen möglichst wartungsarmen Betrieb zu erreichen. Zu diesem Zweck wurde ein umfangreiches Mess-, Steuerungs- und Regelungssystem entwickelt und umgesetzt, durch das ein optimales Zusammenwirken der einzelnen Komponenten erreicht wurde. Durch eine Datenfernüberwachung war die Abrufung des Anlagenzustands und, in einem gewissem Umfang, auch eine Fernsteuerung der Anlage möglich.

4.1 STANDORT UND AUSLEGUNG DER PILOTANLAGE

Die gesamte Technik der Pilotanlage wurde in einem 40-Fuß-Seecontainer untergebracht, welcher mit freundlicher Genehmigung der Hamburger Stadtentwässerung auf dem Gelände des zentralen Hamburger Klärwerks Köhlbrandhöft in Betrieb genommen wurde. Die Auswahl des Standortes hatte sowohl strategische als auch technische Gründe. In einem ersten Projektschritt sollte die Anlage in Betrieb genommen und getestet werden, um danach an einem dezentralen Standort einem Praxistest unterzogen zu werden. Aufgrund örtlicher

Nähe zur Technischen Universität Hamburg-Harburg und des kontinuierlichen Abwasserflusses wurde das Klärwerk als erster Standort ausgewählt.

Da das INKONDA-Verfahren eine direkte Membranbehandlung von Rohabwasser vorsieht, um einen maximalen Energieertrag aus allen Stoffströmen zu erzielen, ist eine grobe Vorbehandlung des Rohabwassers zur Entfernung im Abwasser enthaltener grober Störstoffe notwendig. Das Abwasser wurde auf dem Klärwerk aus dem Zulauf zur Vorklärung entnommen, es hatte somit bereits einen Grobrechen sowie einen Sandfang durchflossen. An anderen Standorten wäre es ggf. notwendig gewesen, eine eigene Grobreinigung zu implementieren.

Die Anlage war so ausgelegt, dass pro Tag Abwasser und Bioabfälle von 6 Personen behandelt werden können. Dabei wird davon ausgegangen, dass pro Person und Tag 150 ℓ Abwasser und 900 g Bioabfälle anfallen. Als Bioabfälle wurden auch hier Speisereste der Mensa der Technischen Universität Hamburg-Harburg eingesetzt, die zu einem pumpfähigen Substrat aufbereitet wurden.

4.2 AUFBAU UND TECHNISCHE DATEN DER PILOTANLAGE

Nachfolgend werden Aufbau, wesentliche Komponenten und ihre Umsetzung in der Pilotanlage beschrieben.

4.2.1 Aufbau der Membranstufe

Abbildung 4-1 zeigt ein vereinfachtes Fließschema der Membranstufe. Das Rohabwasser wurde über einen Feinfilter (Maschenweite 1 mm) dem Membranbehälter zugeführt (Volumen 1,15 m³). In diesem befand sich eine Unterdrucktauchmembran mit einer Trenngrenze von 250 kDa (0,1 µm) und einem maximal zulässigen Transmembrandruck von 500 mbar. Die spezifische Oberfläche betrug 3,3 m². Das Modell war baugleich mit dem, welches bereits in den Technikumsversuchen zum Einsatz gekommen war (ME-P200-06 Modul mit VFU-250 Röhrenmembran, Memos GmbH, Lichtenstein). Zur Deckschichtkontrolle wurde die Membran entweder mit Kreislaufgas aus dem Membranbehälter oder mit Frischluft aus dem Container beschickt. Dazu wurde eine Drehschieberpumpe vom Typ TLD 6 der Firma Rietschle mit einer Förderrate von 6 m³/h eingesetzt. Das INKONDA-Prinzip sieht eine gezielte maximale Umsetzung der Biomasse vor. Um einen vorzeitigen Abbau des organischen Kohlenstoffs im Membranbehälter zu unterbinden, wurde dieser in einigen Versuchsphasen anaerob betrieben. Ein aerober Betrieb

ist technisch aus dem Bereich der Membranbelüftung bekannt und entspricht dem Stand der Technik. Aerobphasen für den Membranbehälter wurden ebenfalls ins Versuchsprogramm mit aufgenommen.

Für eine ausreichende Durchmischung des Substrats war im Membranbehälter eine Umwälzpumpe installiert, die im Intervallbetrieb betrieben wurde.

Zur Rückspülung der Membran wurde in einem CIP-Behälter (CIP – Cleaning In Place, Behältervolumen 0,1 m³) eine definierte Permeatmenge zurückgehalten, um die Membran in regelmäßigen Abständen zur Säuberung rückzuspülen. Für den Abzug des Permeats und die Rückspülung der Membran wurde eine reversible Schlauchpumpe vom Typ DL 18 der Firma DELASCO PCM GmbH, Wiesbaden, eingesetzt, je nach Betriebszustand (Filtration / Reinigung durch Rückspülung) konnte die Drehrichtung umgeschaltet werden. Die Pumpe war über einen Frequenzumrichter in ihrer Leistung regulierbar, so dass Permeatflüsse zwischen 10 – 120 ℓ/h erzeugt werden konnten. Die Schaltung der reversiblen Permeatpumpe erfolgte automatisch über die zentrale Steuerung der Pilotanlage.

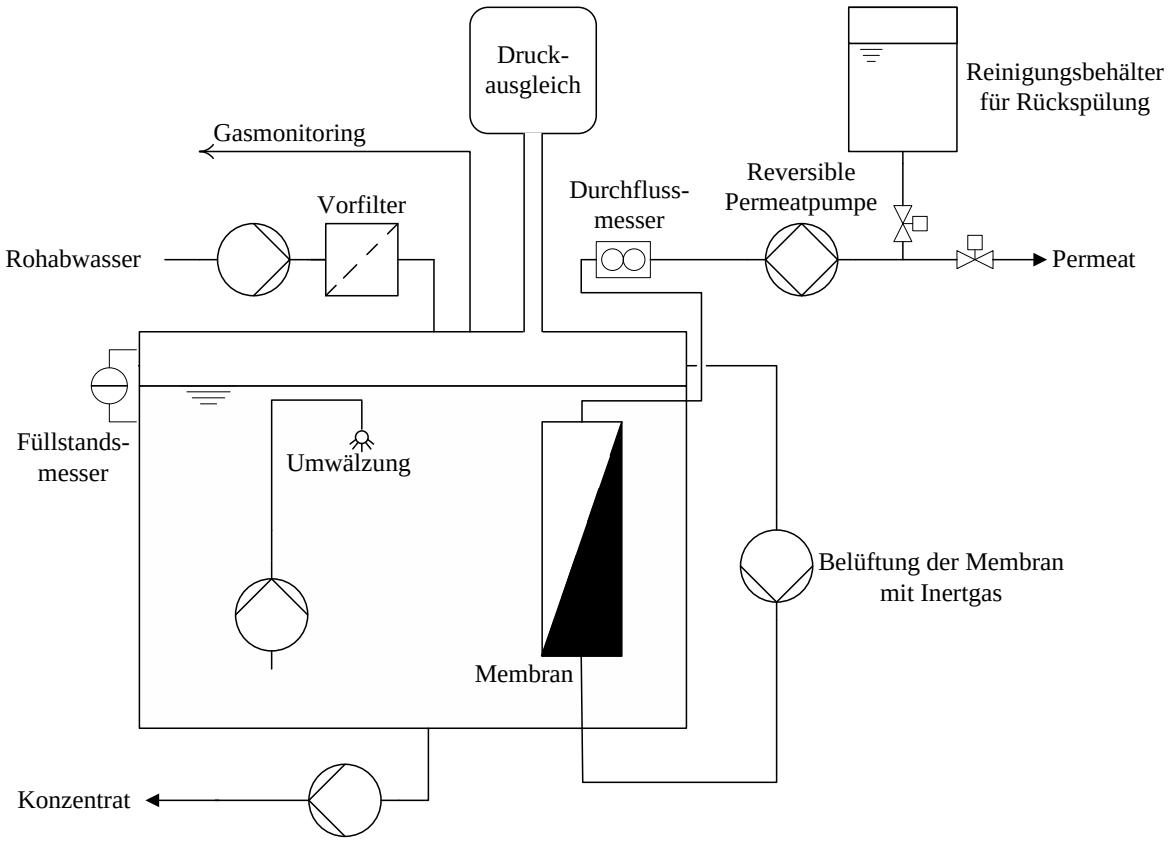


Abb. 4-1 Vereinfachtes Fließschema der Membranstufe (Pilotanlage)

Um einen notwendigen Druckausgleich durch prozessbedingte Füllstandsschwankungen auszugleichen, waren zwei elastische Gasbeutel an den Membranbehälter angeschlossen.

Ein zusätzlicher Siphon ließ ab einem Unterdruck von 5 mbar Luft in den Behälter strömen. Das Konzentrat wurde in einem definierten Mengenverhältnis zum produzierten Permeat aus dem Membranbehälter abgezogen, so dass ein definierter Konzentrationsfaktor erreicht wurde.

Tabelle 4-1 fasst die technischen Spezifikationen der Membranstufe zusammen.

Tab. 4-1 Komponenten der Membranstufe und deren technische Spezifikationen

Komponente	**Parameter**	**Einheit**	**Wert**
Abwasserpumpe	Typ	-	Tauchmotorpumpe
	Förderrate	m³/h	18
Feinfilter	Maschenweite	mm	1
Membranbehälter	Volumen	ℓ	1150
Membran	Trenngrenze	µm bzw. kDa	0,1 bzw. 250
	Fläche	m²	3,3
	Permeabilität (in Wasser)	ℓ/(m²·h·bar)	200
	Material	-	Polyvinyldifluorid (PVDF)
Kompressor	Förderrate	m³/h	ca. 6
Permeatpumpe	Typ	-	Schlauchpumpe
	max. Förderrate	ℓ/h	110
	min Förderrate	ℓ/h	10
CIP-Behälter	Volumen	ℓ	100
Konzentratpumpe	Typ	-	Exzenterschneckenpumpe
	Förderrate	ℓ/h	120
Umwälzpumpe	Typ	-	Tauchmotorpumpe
	Förderrate	ℓ/h	2500

4.2.2 Aufbau der Anaerobstufe

Abbildung 4-2 zeigt ein vereinfachtes Fließschema der Anaerobstufe mit angeschlossener Gärrestentwässerung. Das in der Membranstufe gewonnene Abwasserkonzentrat wurde in einen Vorlagebehälter gefördert, in dem mittels einer Schlauchpumpe in einem definierten Mengenverhältnis Speisereste hinzudosiert und vermischt werden konnten. Dieser Behälter war anfangs mit einer Scheidewand ausgestattet, um aufschwimmende Störstoffe einfach zu entfernen. Bei der Festlegung der Mischungsverhältnisse von Speiseabfällen und Abwasserkonzentrat wurden die in Hotelbetrieben zu erwartenden Mengen zugrunde gelegt. Eine Kühlung sorgte dafür, dass ein biologischer Abbau bis zum Erreichen des Anaerobreaktors gehemmt wurde.

Die Reaktorbeschickung erfolgte über eine Exzenterschneckenpumpe von Typ I03ID10 der Firma DELASCO PCM GmbH, Wiesbaden, mit einer Förderleistung von 12 ℓ/h. Zur Hygienisierung wurde ein Edelstahlrohr mit einem Heizmantel zwischen Mischbehälter und

Anaerobreaktor integriert. Beim Durchfließen konnten so im Abwasser enthaltene pathogene Keime durch eine Aufenthaltszeit von einer Stunde bei einer Temperatur von 70 °C abgetötet werden. Dies geschah vor allem im Hinblick auf eine spätere Verwertung des Gärrests.

Als Anaerobreaktor wurde ein isolierter Edelstahl-Rührreaktor genutzt. Dieser wurde über vier elektrische Stabheizungen, die sowohl mesophile als auch thermophile Temperaturen erzeugen konnten, beheizt (Gesamtleistung 4 kW). Der Reaktor wurde semi-kontinuierlich durchflossen und der Gärrest in einem separaten Behälter aufgefangen. Durch seitlich angebrachte Überläufe konnte der Füllstand auf die Volumina 0,9 m³, 1 m³ bzw. 1,1 m³ reguliert werden.

Das produzierte Biogas wurde über einen Trommelgaszähler mit angeschlossener Gasrücktrittssicherung aus dem Reaktor abgeleitet. Da eine Nutzung des Biogases aufgrund der Anlagengröße nicht praktikabel erschien, wurde hier auf eine Speicherung verzichtet und stattdessen das Biogas über einen einfachen Biofilter aufbereitet, der sich außerhalb des Containers befand. Hierbei wurde grobkörniger Kompost als Biofiltermaterial in drei Schichten eingesetzt.

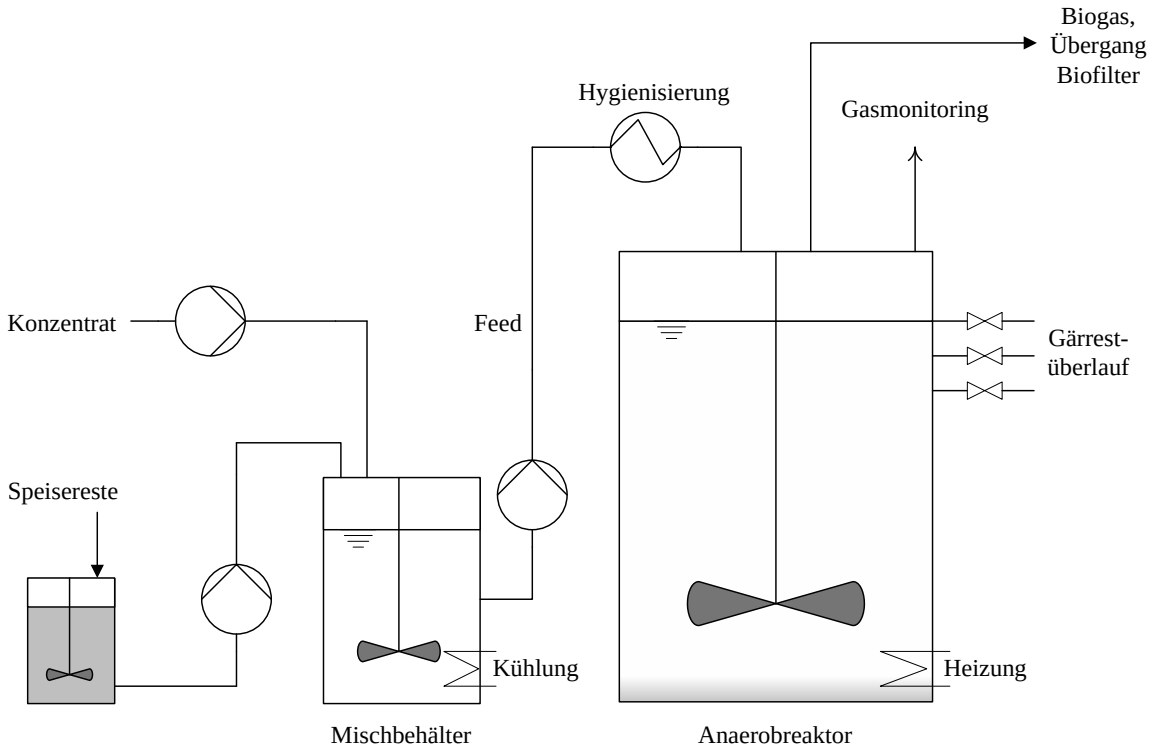


Abb. 4-2 Vereinfachtes Fließschema der Anaerobstufe (Pilotanlage)

Tabelle 4-2 fasst nachfolgend die technischen Spezifikationen der Anaerobstufe zusammen.

Tab. 4-2 Komponenten der Anaerobstufe und deren technische Spezifikationen

Komponente	**Parameter**	**Einheit**	**Wert**
Speiserestpumpe	Typ	-	Schlauchpumpe
	Förderrate	ℓ/h	25
	Schlauchdurchmesser	mm	12
Substratpumpe	Typ	-	Schlauchpumpe
	Förderrate	ℓ/h	32
	Schlauchdurchmesser	mm	12
Konzentratbehälter	Volumen	ℓ	300
Speiserestbehälter	Volumen	ℓ	40
Anaerobreaktor	Volumen	ℓ	1200

Der Gärrest wurde in einem dem Anaerobreaktor nachgeschalteten Behältnis aufgefangen. Abbildung 4-3 zeigt ein vereinfachtes Fließschema der Gärrestkonditionierung. Von hier wurde im Batch-Verfahren über eine Tauchpumpe Gärrest entnommen, mit einen Flockungshilfsmittel (Heppix F1, Fa. Heppe GmbH, Landsberg) versetzt und der Sackentwässerung vom Typ Drainbag B/N 2 der Firma Panholzer-Drainbag GmbH, Neu-Ansbach zugeführt.

Durch die Sackentwässerung wurde eine einfache Eindickung zur Fest- /Flüssig-Trennung des Gärrests ermöglicht. Das Filtrat wurde aus der Sackentwässerung der Membranstufe rückgeführt, so dass auch an dieser Stelle kein Abwasser anfiel. Der feste Anteil aus den Filtersäcken wurde für Konditionierungsuntersuchungen verwendet.

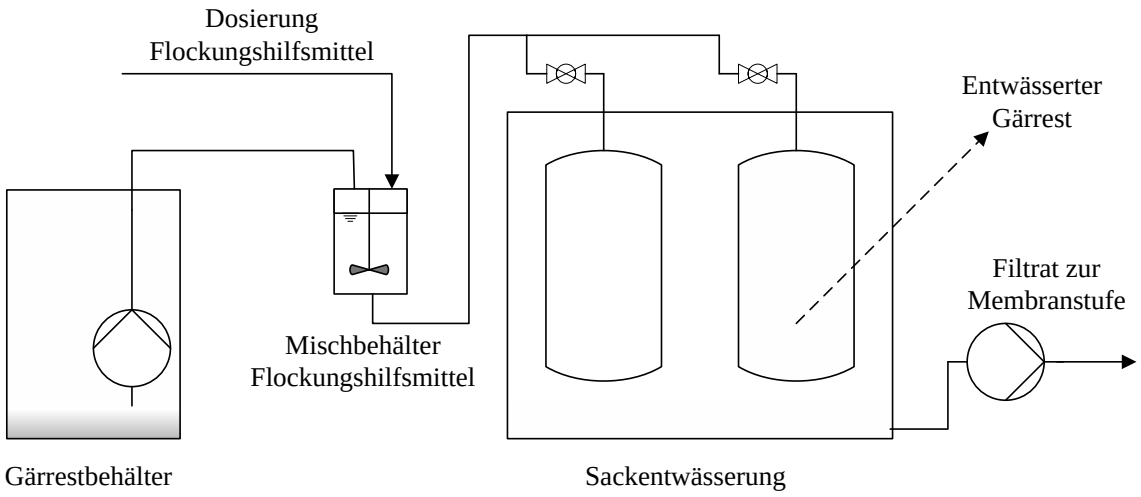


Abb. 4-3 Vereinfachtes Fließschema der Gärrestentwässerung (Pilotanlage)

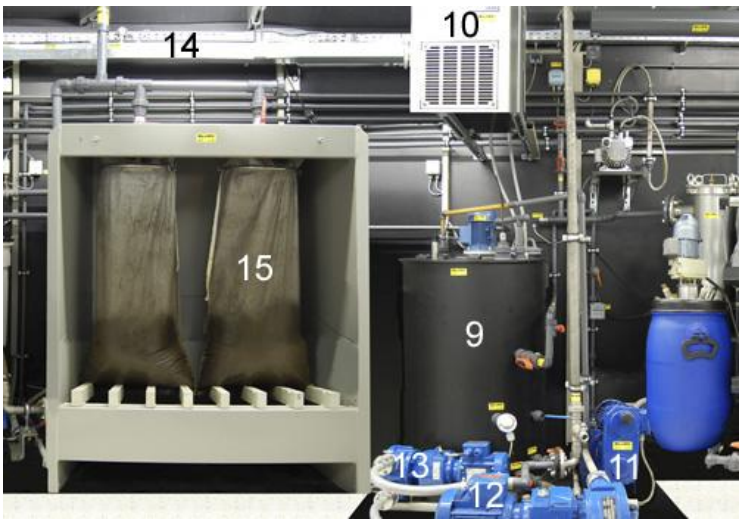
Tabelle 4-3 fasst nachfolgend die technischen Spezifikationen der Gärrestentwässerung zusammen.

Tab. 4-3 Komponenten der Gärrestentwässerung und deren technische Spezifikationen

Komponente	**Parameter**	**Einheit**	**Wert**
Gärrestpumpe	Typ	-	Flügelradpumpe
	Förderrate	ℓ/h	600
Filtersack	Material	-	Polypropylen
	Porendurchmesser	µ	190
	Max. Filterfläche	m²	1,0
Filtratpumpe	Typ	-	Kreiselpumpe
	Förderrate	ℓ/h	2000
Gärrestbehälter	Volumen	ℓ	300
Reaktionsbehälter	Volumen	ℓ	40

Abbildung 4-4 ist zeigt eine komplette Darstellung der praktischen Umsetzung im Container. Die Einzelbilder sind von rechts nach links anzuordnen, die wesentlichen Komponenten sind dabei gekennzeichnet. Die zugehörigen Fließschemata der Firma HAASE Anlagenbau AG sind in Anhang I zu finden.

1 Vorfilter
2 Membranbehälter
3 Reversible Membranpumpe (Perm)
4 CIP – Cleaning In Place; Vorratsbehälter Permeat
5 Druckausgleich
6 Pumpe Membranbelüftung
7 Vorratsbehälter Speisereste
8 Schaltschrank



9 Mischbehälter
10 Substratkühlung
11 Konzentratpumpe (Konz)
12 Pumpe Speisereste
13 Substratpumpe (Feed)
14 Hygienisierung
15 Sackentwässerung

16 Anaerobreaktor
17 Gasaufbereitung
18 Online Gasmessung
19 Automatische Probenahmestation (Kühlschrank)
20 Gärrestspeicher

Abb. 4-4 *Innenansicht der INKONDA-Pilotanlage – Kennzeichnung der wesentlichen Komponenten und Aggregate im Versuchscontainer von rechts (oben) nach links (unten)*

4.2.3 Messtechnik

Die Membranstufe und die Anaerobstufe waren mit der Gasanalytik verbunden, erfasst werden konnten sowohl Menge als auch Zusammensetzung des produzierten Gases. Über Magnetventile war eine Steuerung der Gaszufuhr zum Messgerät möglich. Das im Anaerobreaktor erzeugte Biogas wurde zusätzlich für eine quantitative Erfassung über einen Trommelgaszähler der Firma Ritter Apparatebau GmbH & Co. KG, Bochum geleitet.

Durch eine Gasaufbereitungseinheit vom Typ PSS-5 der Firma M&C Products Analysentechnik GmbH, Ratingen wurde mittels eines Kondensatabscheiders der Wasserdampf aus dem Gas entfernt. Anschließend wurde das Gasgemisch auf die Anteile Methan, Kohlendioxid, Wasserstoff und Sauerstoff analysiert. Dazu wurde ein Gasanalysator vom Typ S710 der Firma Sick Maihak GmbH, Reute verwendet.

Tab. 4-4 Komponenten der Gasanalytik und deren technische Spezifikationen

Art	**Typ**	**Hersteller**	**Bestimmungsgrenze**
Trommelgaszähler	TG 1/6	Ritter Apparatebau GmbH & Co. KG	
Gasanalytik	S710	Sick Maihak GmbH	
		CO_2, CH_4: NDIR - Photometer	< 1,0 %
		H_2: Wärmeleitfähigkeitsdetektor	< 0,5 %
		O_2: Paramagnetisches Verfahren	< 0,5 %

Die Kontrolle des pH-Wertes im Anaerobreaktor erfolgte über eine pH-Elektrode vom Typ SL81-120pHT-00 der Firma Martens Elektronik GmbH, Barsbüttel. Zur Temperaturüberwachung und -kompensation des pH-Wertes war diese zusätzlich mit einem Sensor des Typs Pt1000 ausgestattet.

Eine Zusammenstellung aller weiteren Ausbaukomponenten sowie der in den Behältern verwendeten Messtechnik ist in Tabelle 4-5 zu finden.

Tab. 4-5 Messtechnische Komponenten der Behältnisse der Pilotanlage

Art	**Typ**	**Hersteller**
Füllstandsmessung	Vegator 256C	Vega Grieshaber KG
	VEGAWELL 72	Vega Grieshaber KG
	Liquiphant FTL 260	Endress + Hauser
	NPK	KOBOLD Messring GmbH
pH-Elektrode	SL81-120pHT-00	Martens Elektronik GmbH
Leitfähigkeitsmesszelle	LF2303	Martens Elektronik GmbH
Thermometer	8100 A	Martens Elektronik GmbH
Durchflussmessgerät	8035	Christian Bürkert GmbH
Druckmessung	S-10	Wika Manometer AG

4.2.4 Prozessleitsystem und Monitoring

Die Automatisierung und Überwachung der Pilotanlage erfolgte über ein Prozessleitsystem, welches im Rahmen der Arbeit von GERDES, 2005 entwickelt und in der Arbeit von HUFENBACH, 2006 weiterentwickelt wurde. Für den Aufbau des Steuerprogramms sei an dieser Stelle auf diese Arbeiten verwiesen.

Die eigentlichen Steuer- und Regelungsaufgaben wurden von einer speicherprogrammierbaren Steuerung (SPS) vom Typ S7-300 der Firma Siemens AG, München übernommen.

Die Parametrisierung sowie die manuelle Bedienung erfolgte über ein LabView Benutzermodul, welches ebenfalls in der Lage war, aktuelle Messkurven sowie die Schaltung der Ventile und Leitungen zu visualisieren. Die grafische Benutzeroberfläche ist in Abbildung 4-5 zu sehen. Durch die Darstellung der Ist-Werte konnte so auch ein direktes Monitoring erfolgen. Eine Datenfernabfrage wurde über Remotezugriff auf den Messwertrechner mittels Virtual Network Computing (VNC) durchgeführt werden, wodurch einfache Einstellungen sowie der Ist-Zustand der Anlage kontrolliert werden konnte.

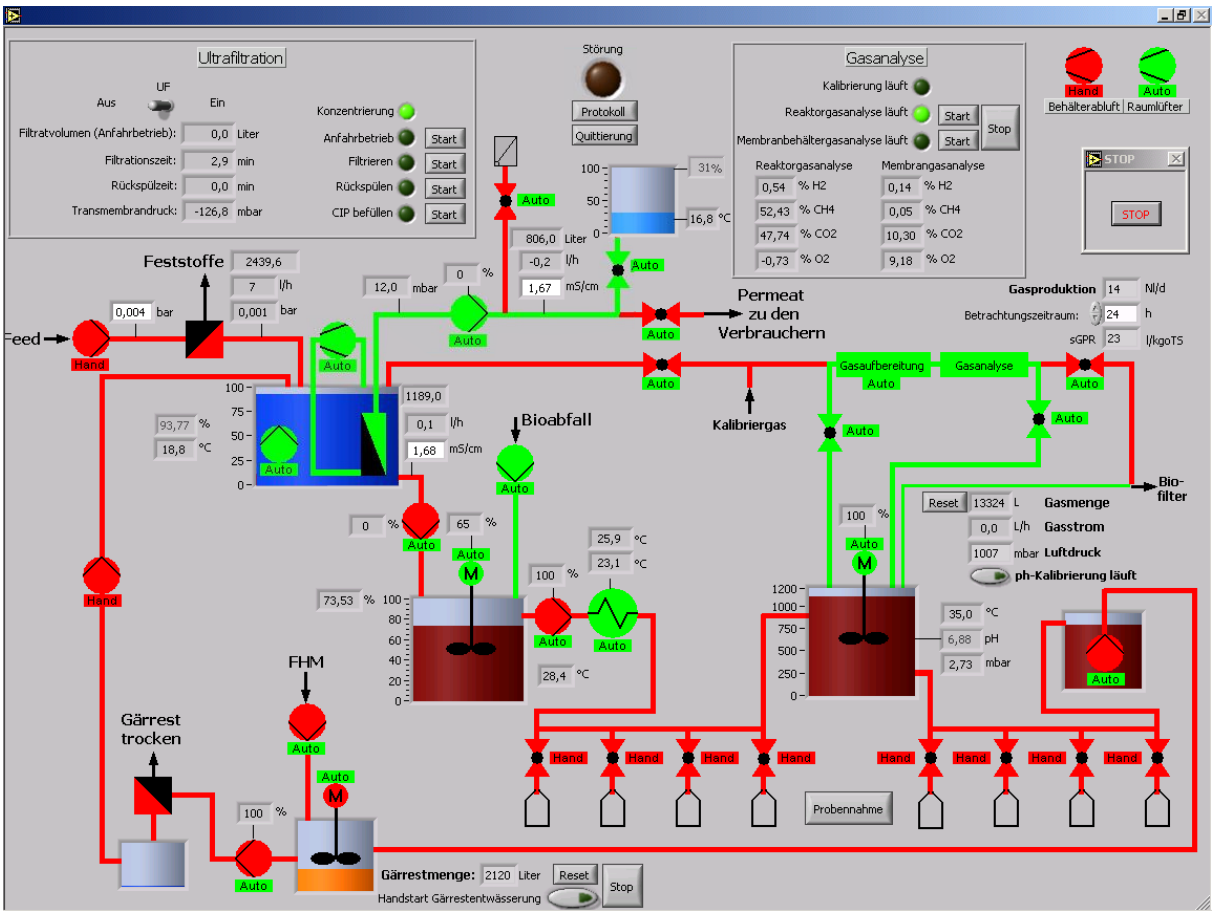


Abb. 4-5 *Grafische Benutzeroberfläche zur Steuerung, Überwachung und Visualisierung der Pilotanlage*

Für die wissenschaftliche Auswertung wurde eine SQL-Datenbank angelegt, welche alle gemessenen Komponenten der Pilotanlage erfassen und speichern konnte. Im Abstand von zwei Minuten wurde jeweils ein kompletter Datensatz abgelegt. Der Zugriff auf die Datenbank erfolgte mittels eines MS Excel-Programms, welches die Rohdaten in kompaktere Tages- bzw. Wochenmittelwerte umrechnete. Die SQL-Datenbank und die entsprechende Datenabfrage sind in der Arbeit von RIEKENBERG, 2006 beschrieben.

Während der Betriebszeit der Pilotanlage von April 2006 bis Juli 2008 wurden insgesamt über 560.000 Datensätze aufgezeichnet. Die hohe Datendichte wurde ausgewählt, um Fehlmessungen besser zu identifizieren und eine verlässliche Grundgesamtheit der Basiswerte für die Auswertung zur Verfügung zu stellen. Abbildung 4-6 zeigt exemplarisch einen Ausschnitt aus dem Überwachungsmonitor der Versuchsanlage vom 31.03.2008. An den Unterdruckphasen lassen sich deutlich die Rückspülphasen zur Reinigung der Membran erkennen.

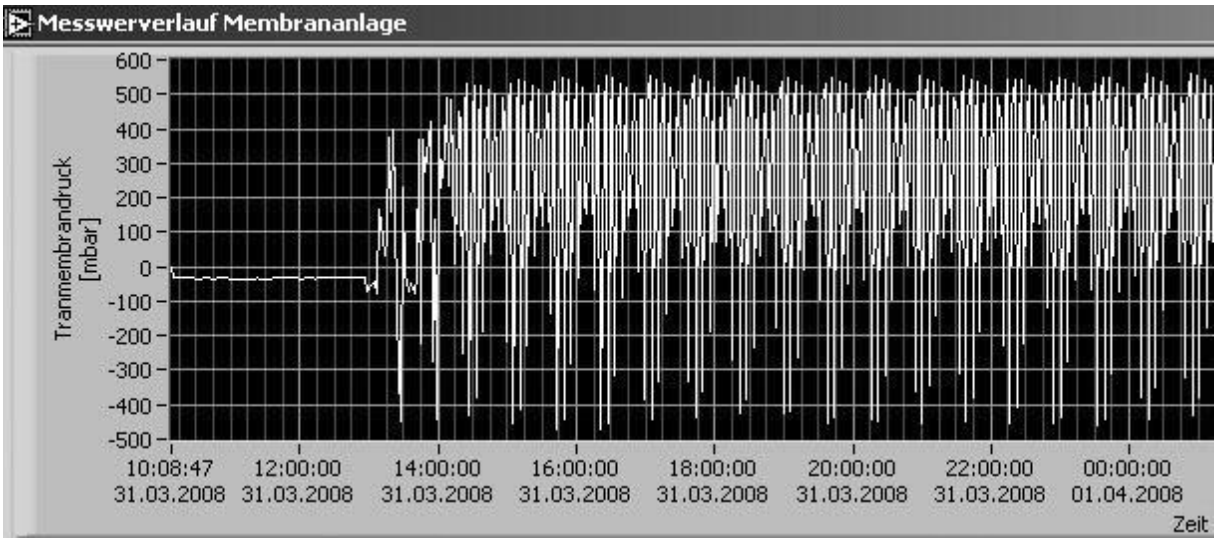


Abb. 4-6 *Exemplarische Darstellung der erfassten Datendichte während des Betriebs der Pilotanlage am Beispiel des Transmembrandrucks [mbar]*

5 PILOTBETRIEB DER MEMBRANSTUFE

In Anlehnung an die Technikumsversuche wurde die INKONDA-Pilotanlage über einen Zeitraum von 823 Tagen vom 22.04.2006 bis zum 22.07.2008 am Standort Zentralklärwerk Köhlbrandhöft, Hamburg, betrieben. Einen der wesentlichen Untersuchungsaspekte stellte die Machbarkeitsstudie zur Ultrafiltration von Rohabwasser unter Praxisbedingungen dar. Da die INKONDA-Pilotanlage über keine Vorbehandlungsstufe für Rohabwasser verfügt, eine solche jedoch bei einer späteren Umsetzung an dezentralen Standorten unverzichtbar ist, wurde das hier verwendete Abwasser erst nach Passieren von Grobrechen und Sandfang des Zentralklärwerks entnommen bevor es der Membranstufe zugeführt wurde. Eine weitere Filterung zwischen Pumpe und Membranbehälter erfolgte durch einen Feinfilter mit einer Maschenweite von 1 mm.

5.1 CHARAKTERISIERUNG DES ROHABWASSERS

Die genaue Beschreibung des verwendeten Rohabwassers gestaltet sich als äußerst schwierig, da die Zusammensetzung von einer Vielzahl Faktoren abhängt. Da in Hamburg industrielle und kommunale Einleiter Abwasser über das Zentralklärwerk entsorgen, kann der Verschmutzungsgrad stets nur als eine Momentaufnahme gesehen werden. Ein hoher Mischwasseranteil bewirkt zusätzliche Schwankungen aller das Abwasser charakterisierender Parameter.

Erschwerend hinzu kommt die zentrale Abwasserbehandlung in Hamburg und Umgebung, da einige Außenbezirke, wie z.B. die Stadt Buxtehude ihr Abwasser über Druckleitungen

ebenfalls dem Klärwerk Köhlbrandhöft zuführen. Da dieses Abwasser bereits eine gewisse Aufenthaltszeit hat, wirkt sich dies auf die Qualität des gesamten zu behandelnden Abwassers aus. Weiterhin gibt es im Einzugsgebiet der Hansestadt eine Vielzahl von industriellen Einleitern, die ebenfalls Abwasser von nicht kommunaler Qualität an das zentrale Klärwerk abschlagen. Aufgrund der Größe des Einzugsgebietes ist eine Aufenthaltszeit von bis zu zwei Tagen im Kanalnetz möglich.

Um eine Charakterisierung des Abwassers zu erstellen, wurden im wöchentlichen Abstand Proben genommen und auf folgende Parameter analysiert: TS [g/ℓ], pH [-], Leitfähigkeit [mS/cm], TOC (fl.) [mg/ℓ], CSB [mg/ℓ], BSB_5 [mg/ℓ], NH_4^-N [mg/ℓ], NO_2^-N [mg/ℓ], NO_3^-N [mg/ℓ], SO_4^{2-} [mg/ℓ], PO_4^-P [mg/ℓ], CL^- [mg/ℓ] und HCO_3^- [mg/ℓ].

Tab. 5-1 *Zusammensetzung des Rohabwassers über die gesamte Versuchslaufzeit; Mittelwerte aus wöchentlichen Probenahmen, Schwankungsbereich, Standardabweichung σ, Probenanzahl n*

		TS [mg/ℓ]	**pH** [-]	**TOC** [mg/ℓ]	**CSB** [mg/ℓ]	**BSB_5** [mg/ℓ]	**TN** [mg/ℓ]	**PO_4^-P** [mg/ℓ]	**HCO_3^-** [mg/ℓ]	**SO_4^{2-}** [mg/ℓ]	**Cl^-** [mg/ℓ]
Phase I+II	**x_{Mittel}**	**2,4**	**6,8**	**534**	**1269**	**733**	**129**	**9,5**	**636**	**14**	**197**
	x_{Min}	1,2	6,3	240,0	400,0	266,0	84,0	5,0	366,0	0,3	97,0
	x_{Max}	5,6	7,5	1150,0	3503,0	1644,0	264,0	18,0	1196,0	114,0	346,0
	σ	1,1	0,4	250,6	907,4	355,9	43,4	3,1	199,5	27,1	73,8
	n	19	19	19	14	19	19	19	19	19	15
Phase III	**x_{Mittel}**	**1,5**	**6,8**	**420**	**954**	**630**	**100**	**10,0**	**605**	**10**	**148**
	x_{Min}	0,5	6,4	127,0	324,0	77,0	70,0	8,0	500,0	0,5	84,0
	x_{Max}	2,4	7,2	828,0	1306,0	1101,0	140,0	14,0	732,0	33,0	279,0
	σ	0,5	0,2	205,0	401,2	292,0	20,8	2,0	69,0	12,9	73,6
	n	12	12	12	6	12	12	12	12	12	6
Phase IV	**x_{Mittel}**	**1,3**	**6,8**	**355**	**858**	**531**	**104**	**8,1**	**538**	**25**	**165**
	x_{Min}	0,6	6,2	171,0	432,0	154,0	49,0	4,0	317,0	0,4	105,0
	x_{Max}	3,4	7,2	979,0	2066,0	1297,0	192,0	14,0	805,0	66,0	493,0
	σ	0,6	0,3	187,5	437,8	282,8	41,5	2,7	118,1	23,7	111,7
	n	23	23	23	11	23	23	23	23	23	12
Phase V+VI	**x_{Mittel}**	**1,3**	**6,5**	**337**	**840**	**448**	**82**	**8,9**	**553**	**25**	**121**
	x_{Min}	0,6	6,2	94,0	228,0	165,0	53,0	4,0	342,0	0,6	68,0
	x_{Max}	2,1	7,0	523,0	1285,0	837,0	127,0	13,0	830,0	54,0	152,0
	σ	0,4	0,2	124,9	309,9	188,6	18,2	2,6	107,2	18,1	22,7
	n	27	25	25	13	25	25	25	25	25	13
Phase VI+VII	**x_{Mittel}**	**1,3**	**6,9**	**249**	**575**	**349**	**71**	**6,2**	**378**	**56**	**104**
	x_{Min}	0,5	6,8	209,0	520,0	282,0	56,0	3,6	244,0	35,0	95,0
	x_{Max}	2,7	7,1	310,0	629,0	406,0	84,0	9,1	476,0	72,0	112,0
	σ	1,0	0,2	53,9	77,1	62,5	14,2	2,8	120,3	19,1	12,0
	n	4	3	3	2	3	3	3	3	3	2

Die Proben wurden zu vergleichbaren Tageszeitpunkten genommen. Da die gemessenen Werte aufgrund oben beschriebener Problematik teilweise stark variieren, wurden in Tabelle 5-1 Mittelwerte über die einzelnen Betriebsphasen (vgl. Kapitel 5.2) gebildet. Hier wird insbesondere die unterschiedliche Qualität des Rohabwassers deutlich. In den frühen Versuchsphasen wurde ein merklich höherer Feststoffgehalt von 2,4 mg/ℓ in die Versuchsanlage gefördert, in späteren Versuchsphasen stand nur ein deutlich dünneres Abwasser mit TS-Gehalten um 1,3 mg/ℓ zur Verfügung. Die Schmutzfracht im Abwasser nahm mit sinkendem TS-Gehalt stark ab, so dass die Kohlenstofffracht deutlich niedriger ausfiel, welches Auswirkungen auf eine spätere Weiterverwendung des Konzentrats nach Aufkonzentrierung durch die Membranstufe hatte.

Der pH-Wert lag durchgehend im neutralen Bereich. Die Belastung des Abwassers, gemessen an den Summenparametern TOC, BSB_5 und CSB wies eine große Streuung aus. Betrachtet über die gesamte Betriebsdauer und alle Versuchsphasen ist anhand der Mittelwerte ein leichter Rückgang zu verzeichnen. Dies kann mit der variierenden Zusammensetzung des Abwassers beim Zulauf zum Klärwerk im Zusammenhang stehen, wurde aber in dieser Arbeit nicht weiter untersucht.
Der Anteil an Sulfationen weist insgesamt sehr niedrige Gesamtgehalte auf. Zum Vergleich: Laut EG-Trinkwasserrichtlinie gilt ein Sulfatgrenzwert von 250 mg/ℓ.
Wenn auch starken Schwankungen unterliegend, kann das hier genutzte Abwasser als kommunales Abwasser bezeichnet werden. Laut *Hamburg Wasser* wurde im Jahr 2007 im Zulauf des Klärwerks eine BSB_5-Konzentration von 351 mg/ℓ und eine CSB-Konzentration von 778 mg/ℓ ermittelt [FHH, 2010]. Die in Tabelle 5-1 analysierten Werte bestätigen dies nur teilweise; die INKONDA-Pilotanlage wurde vor allem in den ersten Versuchsphasen mit einer höheren Belastung beschickt. Verglichen mit anderen Klärwerksverbunden handelt es sich bei dem hier verwendeten Abwasser um ein sehr stark belastetes kommunales Abwasser. So gilt ein Abwasser mit einem chemischen Sauerstoffbedarf von CSB > 1000 mg/ℓ als stark verschmutzt (Tabellenwert: Organische Summenparameter im häuslichen Schmutzwasser innerhalb verschiedener Konzentrationsbereiche, aus KOPPE, STOZEK, 1999).

Die INKONDA-Pilotanlage ist für dezentrale Anwendungen ausgelegt. Bei konkreten Implementierungsvorhaben kann von einer über die Tagesganglinie vergleichbaren Zusammensetzung des Rohabwassers ausgegangen werden. Bei der Auswertung dieser Arbeit ist zu berücksichtigen, dass die Nutzung des Abwassers eines zentralen Klärwerks anhand der

in Tabelle 5-1 zusammengefassten Messwerte wöchentlicher Einzelproben nur grob Rückschlüsse auf die tatsächliche Abwasserzusammensetzung zulässt. Da die Pilotanlage abhängig vom Füllstand des Membranbehälters auf Rohabwasser zugreift und kein Vorhaltebehälter für Abwasser verwendet wurde, kann nur bedingt von einer Einzelprobe auf die Zusammensetzung des Abwassers im Tagesmittel geschlossen werden.

5.2 BETRIEBSZUSTÄNDE UND HAUPTEREIGNISSE ÜBER DIE GESAMTE BETRIEBSDAUER

Im Folgenden sind die Ergebnisse und wesentlichen Betriebszustände der Membranstufe dargestellt. Es wurden insgesamt vier Ultrafiltrationsmembrankörper vom Typ Pulse 220-06, Fa. Memos verwendet. Eine Zuordnung der einzelnen Membranen zu den jeweiligen Betriebsphasen ist in Tabelle 5-2 dargestellt.

Tab. 5-2 Zuordnung der Membranen zu den einzelnen Betriebsphasen

Betriebsphase	**Zeitraum**		**Membran**	
	von	bis	Bezeichnung	Zustand
I	21.04.06	27.06.06	Membran 1	neu
II	27.06.06	04.10.06	Membran 2	physikalisch gereinigt
III	04.10.06	20.12.07	Membran 1	chemisch gereinigt
IV	20.12.07	15.06.07	Membran 3	neu
V	15.06.07	02.11.07	Membran 4	neu
VI	02.11.07	30.03.08	Membran 3	physikalisch gereinigt
VII	30.03.08	22.07.08	Membran 4	chemisch gereinigt

Jede dieser Membranen wurde während der Versuche zweifach verwendet. Lediglich Membran 2 fand nur einen Einsatz, da diese bereits während der in Kapitel 3 beschriebenen Vorversuche zum Einsatz gekommen war. Demnach ergeben sich insgesamt 7 Versuchsphasen, die im Weiteren als Phase I-VII gekennzeichnet werden. In den folgenden Darstellungen sind Phase I-Inbetriebnahme und Phase II-Erstbetrieb der Anlage zusammengefasst. Aufgrund technischer Schwierigkeiten während Phase VI werden die hier erzielten Ergebnisse jeweils Phase V bzw. Phase VII zugeschlagen und nicht separat analysiert.

In den folgenden Unterkapiteln werden die jeweiligen Logbucheinträge der Hauptereignisse in Zeitachsenform dargestellt und kommentiert. Die jeweilige Auswertung der Messdaten

beinhaltet neben erzielten Durchsatzvolumina und normierter operativer Permeabilität OP_{25} auch die Druckaufnahme der Membran ausgedrückt als Transmembrandruck TMP. Ein positiver TMP wurde im Filtrationsprozess aufgenommen, ein negativer TMP entsprechend bei der Rückspülung der Membran.

5.2.1 Inbetriebnahme und erster automatischer Betrieb der Membranstufe

Phase I beschreibt die Inbetriebnahme der Pilotanlage im Zeitraum 27.04.2006 bis 27.06.2006. Der Einfahrbetrieb diente im Wesentlichen der Kontrolle der Steuerungs- und Regelungseinheiten. Der anschließende Betrieb bis einschließlich 4.10.2006 kann als semi-anaerob bezeichnet werden, da hier kein vollständiger Abschluss des Membranbehälters gelang. Messungen in der Luftzusammensetzung ergaben Sauerstoffgehalte zwischen 5 und 10 % im Gasraum des Behälters.

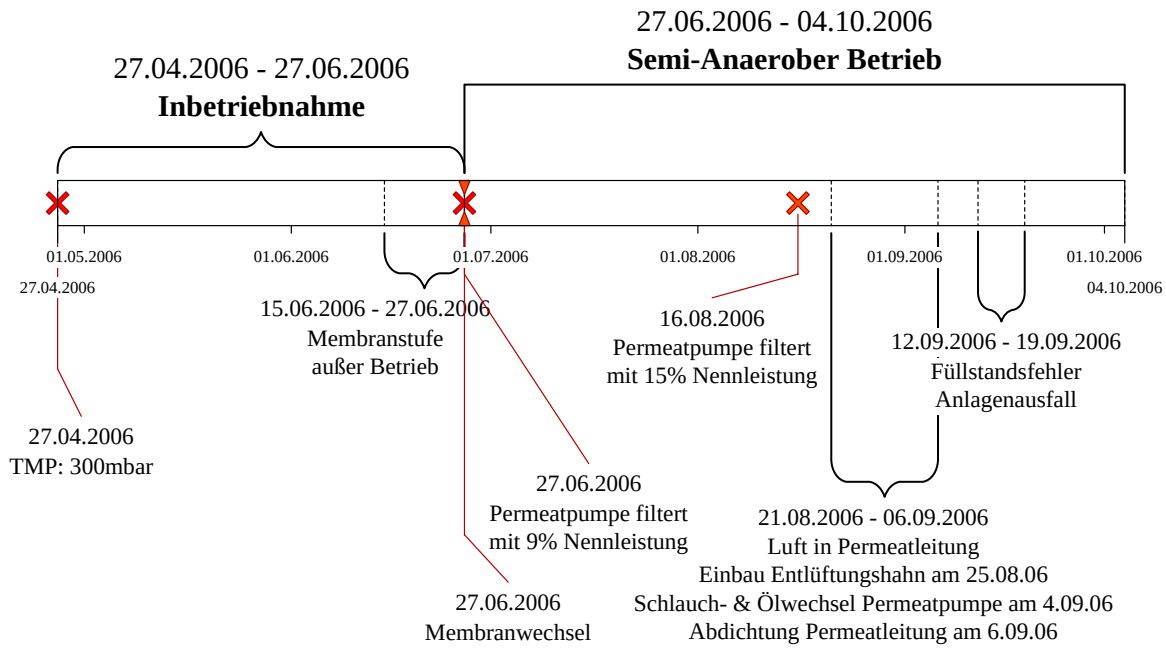


Abb. 5-1 *Zeitleiste[1] der Hauptereignisse in Phase I – Inbetriebnahme und Phase II – semi – anaerober Betrieb*

Während der Inbetriebnahme wurde mit einer neuen Membran gearbeitet, welche am 27.06.2006 durch eine chemisch gereinigte Membran aus den Technikumsversuchen ausgetauscht wurde. Im darauf folgenden Betrieb wurde die Nennleistung der Permeatpumpe

[1] für alle abgebildeten Zeitleisten gilt:

- ✕ Parameteranpassung der Steuerung oder Störung
- ▲ Umbaumaßnahme an der Anlage oder Änderung der Programmierung

auf 15 % angehoben. Aufgrund der Kompressibilität eingeschlossener Luft in der Permeatleitung konnte kein stabiler Betriebszustand erreicht werden. Daher wurden Abdichtungsmaßnahmen getroffen und ein manueller Entlüftungshahn in die Leitung eingesetzt.

Trotz beschriebener Störungen konnte zum Ende der Untersuchungen eine Aufkonzentrierung um Faktor 2,5 erreicht werden. Die operative Permeabilität (OP_{25}) lag bei Werten unterhalb 5 ℓ/(m² h bar) und ist als sehr niedrig einzustufen.

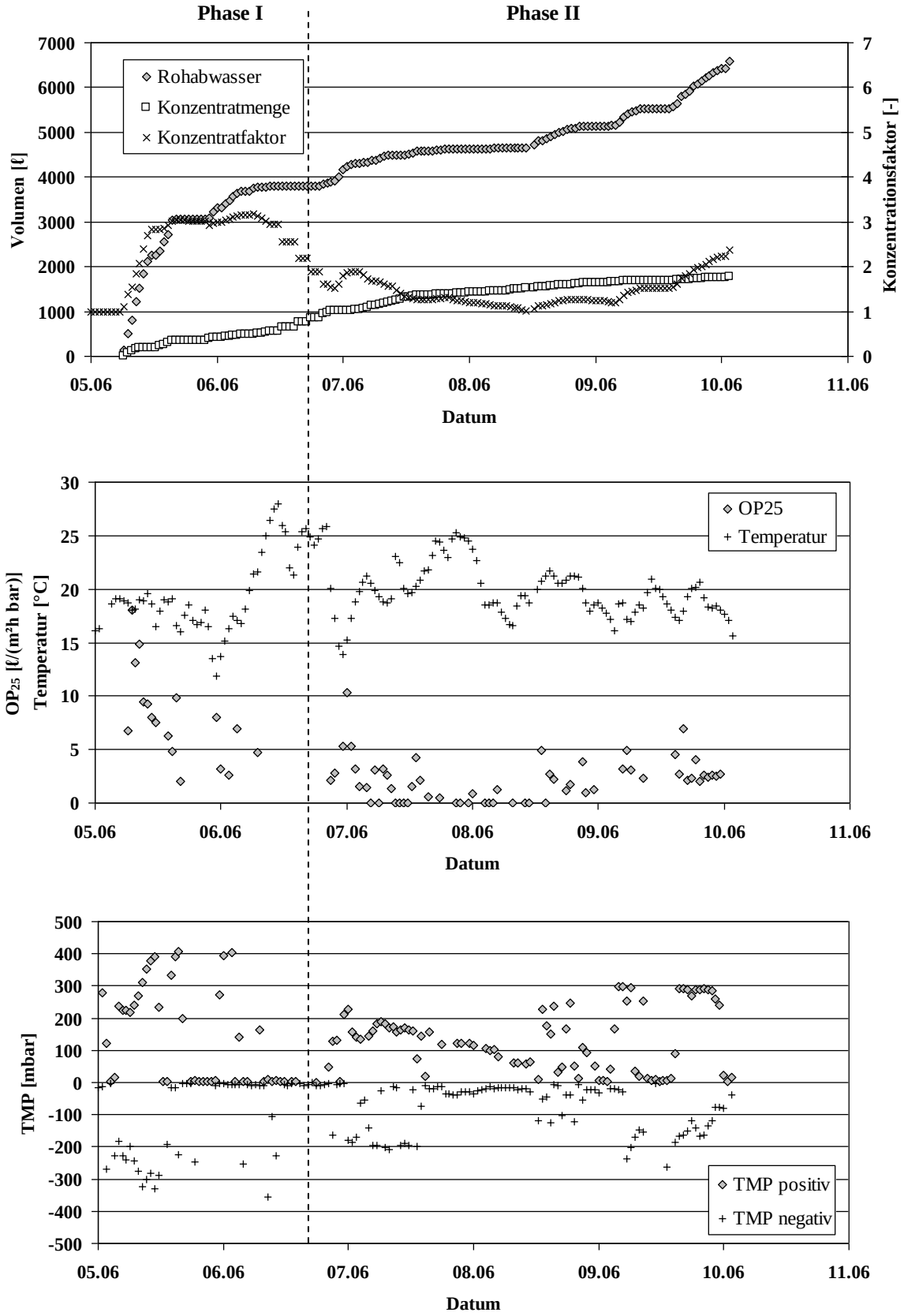


Abb. 5-2 *Phase I und II: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten*

5.2.2 Erster automatischer anaerober Betrieb

In Phase III wurde erstmals ein durchgehend anaerober Betrieb erreicht. Hier kam nach chemischer Reinigung mit Ultrasil die Membran aus den Vorversuchen erneut zum Einsatz. Die Reinigung wurde extern in einem speziell dafür angefertigten Gefäß durchgeführt. Aufgrund der hohen Schaumbildung beim Einsatz von Ultrasil wurde die Reinigungslösung hier in einem geschlossenen Kreislauf um die Membran gespült. Dadurch konnte die Schaumbildung unterbunden werden.

Die wesentliche Weiterentwicklung während dieser Versuchsstufe besteht in einer automatischen Entlüftung der Permeatleitung, die anhand eines druckgesteuerten Ventils bei jedem Rückspülvorgang einsetzt. Dadurch konnte die Störanfälligkeit merklich reduziert werden, was sich vor allem in Phase IV auswirkte.

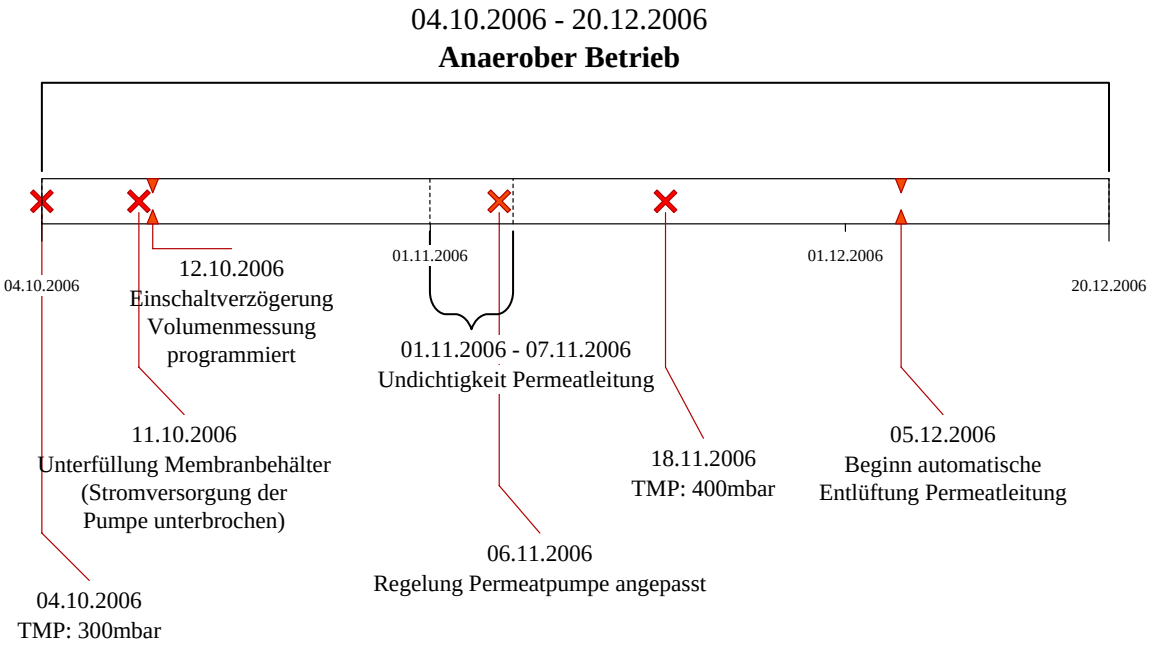
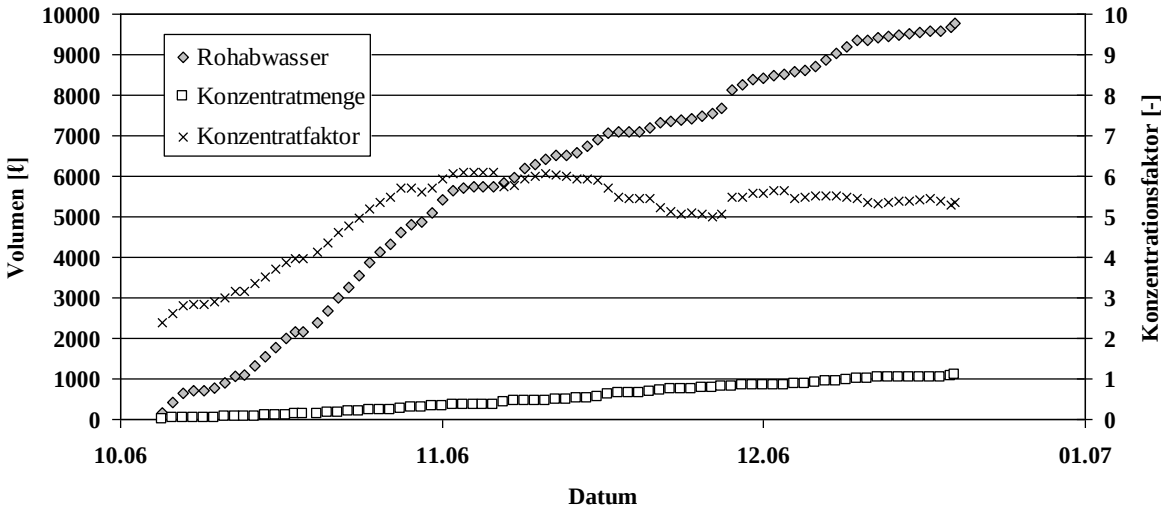
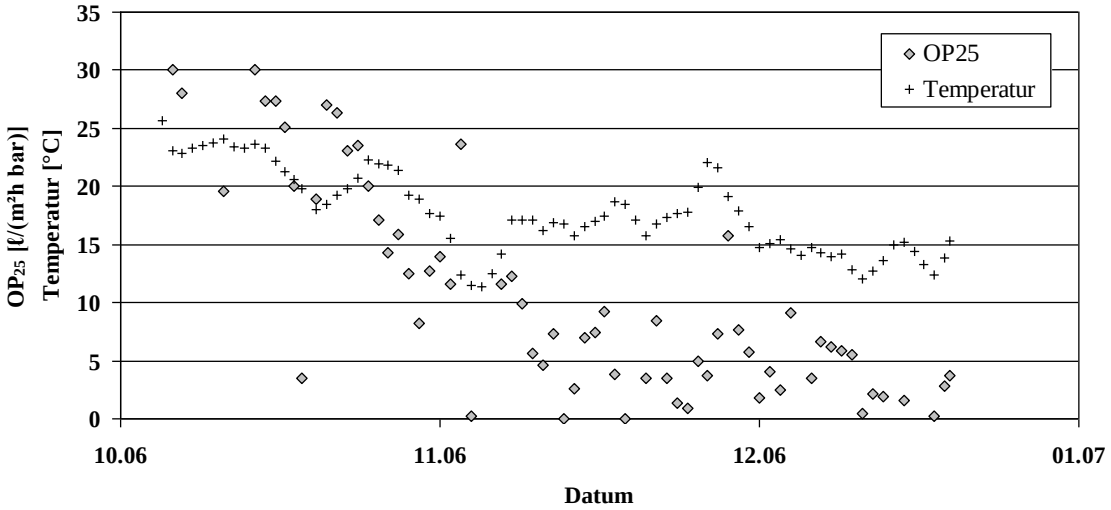


Abb. 5-3 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase III – Kontinuierlich anaerober Betrieb mit einer chemisch gereinigten Membran*

In Versuchsphase III wurde ein Konzentrationsfaktor von über 6 erreicht. Weiterhin konnte die Entwicklung der Permeabilität gut beobachtet werden, vgl. Abbildung 5-4. In der ersten Versuchshälfte wurden hohe OP_{25}-Werte bis zu 30 ℓ/(m² h bar) gemessen, welche mit zunehmender Porenverblockung auf ein Niveau unter 10 ℓ/(m² h bar) abfielen. Dementsprechend konnte in der ersten Versuchshälfte (bis zum 10.11.06) deutlich mehr Abwasservolumen durch die Membran gereinigt werden als in der zweiten. Entsprechend wurde ein steigender Transmembrandruck im Lauf der Versuchsphase beobachtet.





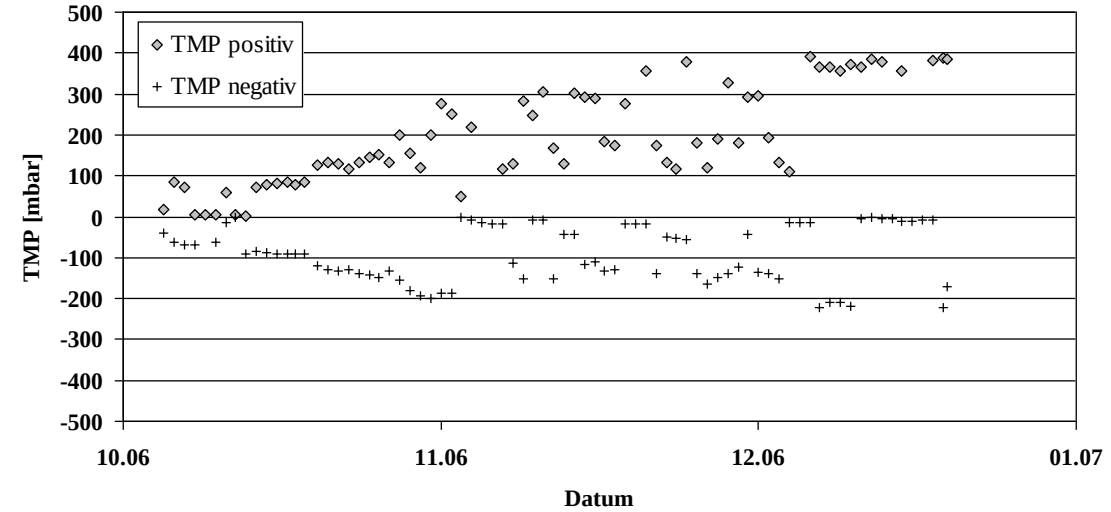


Abb. 5-4 *Phase III: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten*

5.2.3 Langzeitbetrieb einer fabrikneuen Membran im anaeroben Betrieb

In Phase IV wurde das Langzeitverhalten einer fabrikneuen Membran getestet. Die Ermittlung der maximalen Standzeit war dabei im Fokus der Untersuchungen. Bis zum 15.05.07 wurde der anaerobe Betrieb aus Phase III fortgesetzt. Danach wurde bei gleich bleibender Membran für die Restlaufzeit auf aeroben Betrieb umgeschaltet. Als einzige wesentliche Umbaumaßnahme ist die Integration einer UV-Lampe im Rückspülbehälter (CIP – Cleaning in Place) zu nennen, wodurch ein höherer Reinheitsgrad durch Keimfreiheit des Rückspülwassers erreicht werden sollte.

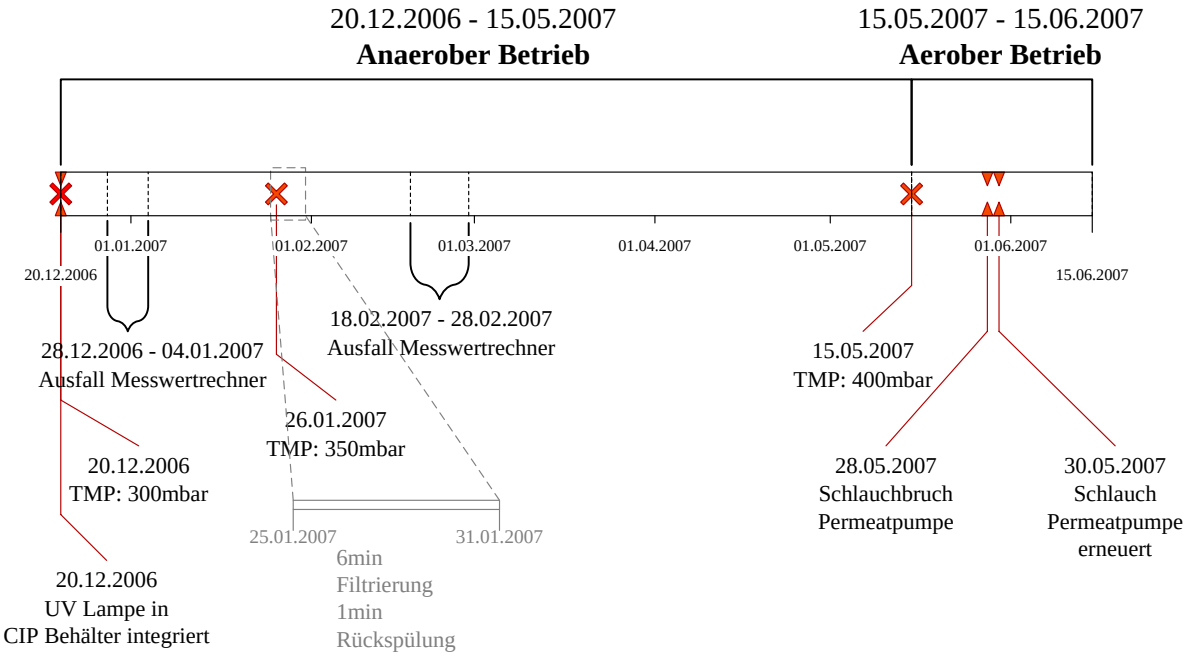


Abb. 5-5 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase IV – Kontinuierlich anaerober Betrieb mit einer fabrikneuen Membran*

Die Entwicklung von Abwassersummenkurve, der operativen Permeabilität und des Transmembrandrucks entspricht den Erkenntnissen aus Phase III. Wobei hier die langsame Einfahrphase der neuen Membran mit sehr niedrigen Drücken bis etwa Mitte Februar zu einer langen Standzeit von etwa einem halben Jahr beigetragen hat.

In dieser Versuchsphase wurde erstmals ein Konzentrationsfaktor von über 10 erreicht, was primär auf den störungsfreien Ablauf der Phase zurückzuführen ist. Mit steigendem Druck und abnehmendem Durchfluss nahm der Konzentrationsfaktor gegen Ende der Versuchsphase jedoch wieder deutlich ab. Abbildung 5-6 (Mitte) zeigt den Versuch einer polynomischen Annäherung.

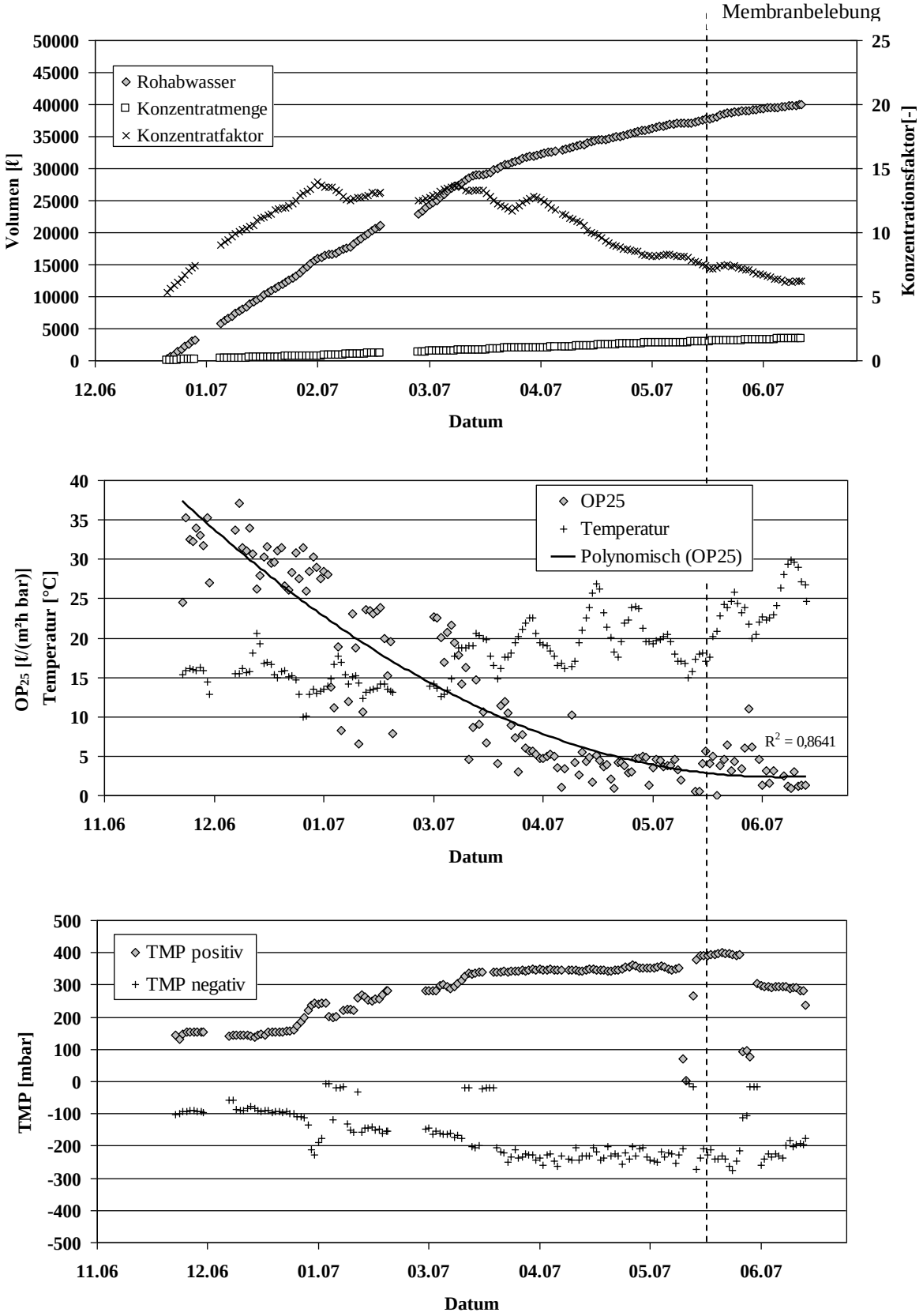


Abb. 5-6 *Phase IV: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten*

Aufgrund der stark abgefallenen operativen Permeabilität wurde am 15.05.2007 der Betriebszustand geändert. Im Membranbehälter sollten aerobe Zustände ähnlich dem Membranbelebungsverfahren der Abwasserreinigung erreicht werden. Durch aeroben Abbau von Kohlenstoffverbindungen im Membranbehälter änderte sich der Feststoffgehalt, was theoretisch zu einer höheren Standzeit und besseren Reinigungsleistung führen sollte. Aufgrund der Vorverschmutzung ist hier ein solcher Effekt nicht beobachtet worden.

5.2.4 Langzeitbetrieb einer fabrikneuen Membran im aeroben Betrieb

Phase V führte den in der vorherigen Phase begonnenen Aerobbetrieb fort. Eine fabrikneue Membran wurde zu Beginn der Phase eingebaut. Ab dem 8.11.2007 begann Phase VI, welche im Folgenden aufgrund von technischen Schwierigkeiten nicht separat ausgewertet wurde und hier nur der Vollständigkeit halber dargestellt wird. Technische Probleme mit der reversiblen Permeatpumpe ab dem 25.09.07 (Zeitleiste Abb. 5-5) konnten nicht direkt identifiziert werden. Durch Leistungssteigerung war ein Betrieb möglich, durch den allerdings keine repräsentativen Ergebnisse erzeugt werden konnten.

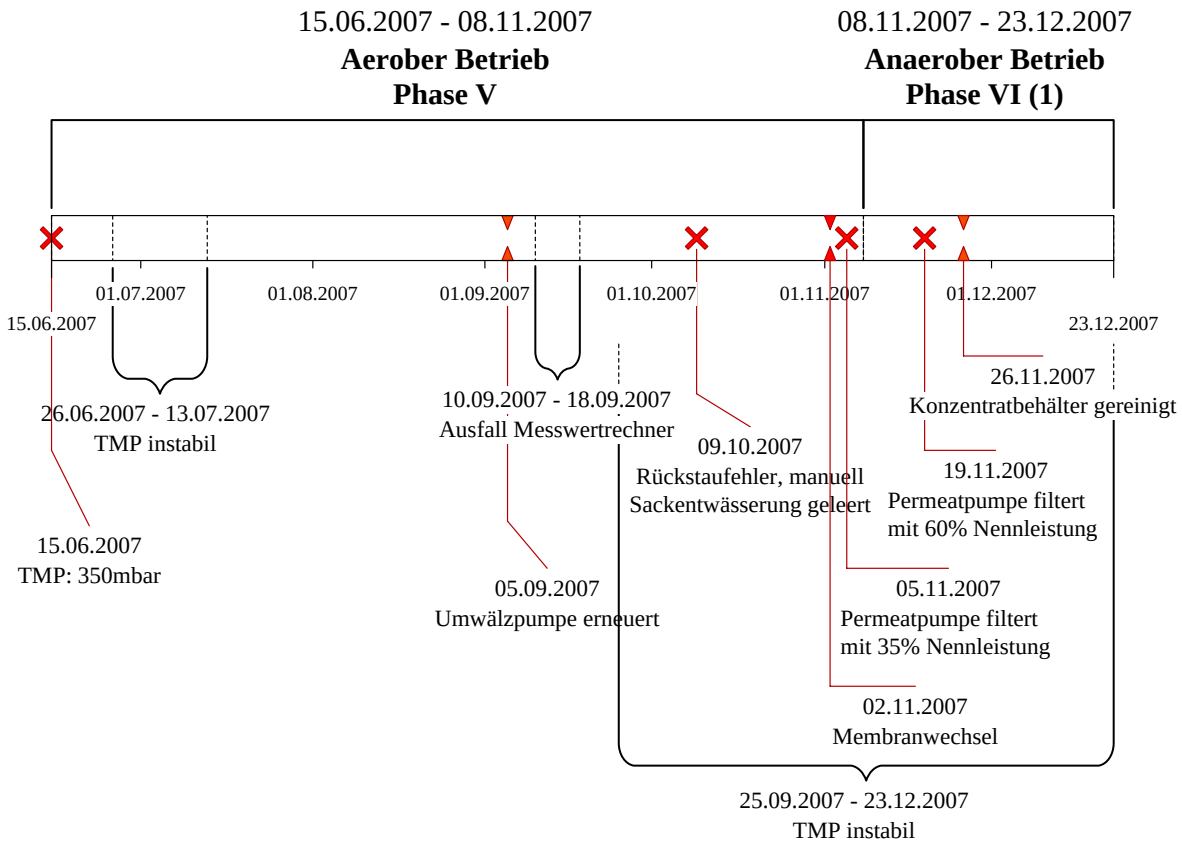


Abb. 5-7 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase V und VI – Kontinuierlicher anaerober Betrieb mit einer chemisch gereinigten Membran*

Zu Beginn der Untersuchungen wurde ein Betriebszustand vergleichbar mit Phase IV erreicht. Die operative Permeabilität ließ jedoch bereits nach einer Woche stark nach (vgl. Rohabwasserdurchsatz, Abb. 5-8, oben). Entsprechend musste bereits nach wenigen Tagen ein sehr hoher Transmembrandruck im Grenzbereich aufgebracht werden, um weiterhin eine kontinuierliche Förderung zu erreichen.

Als Konsequenz des niedrigen Durchsatzes (nur ¼ des Durchsatzes von Phase IV) nahm der Konzentrationsfaktor im Membranbehälter zusehends ab und lag gegen Ende des aeroben Betriebes nur noch bei einem Faktor von 2,5. In der folgenden anaeroben Betriebsphase zeichnete sich ein Ausfall der Permeatpumpe durch Verschleiß ab. Durch den fortlaufenden Betrieb der Anaerobstufe wurde weiterhin kontinuierlich Konzentrat abgezogen, wodurch die Aufkonzentrierung sank und gegen Jahresende nur noch Rohabwasser zur Mischung mit Speiseresten verwendet werden konnte.

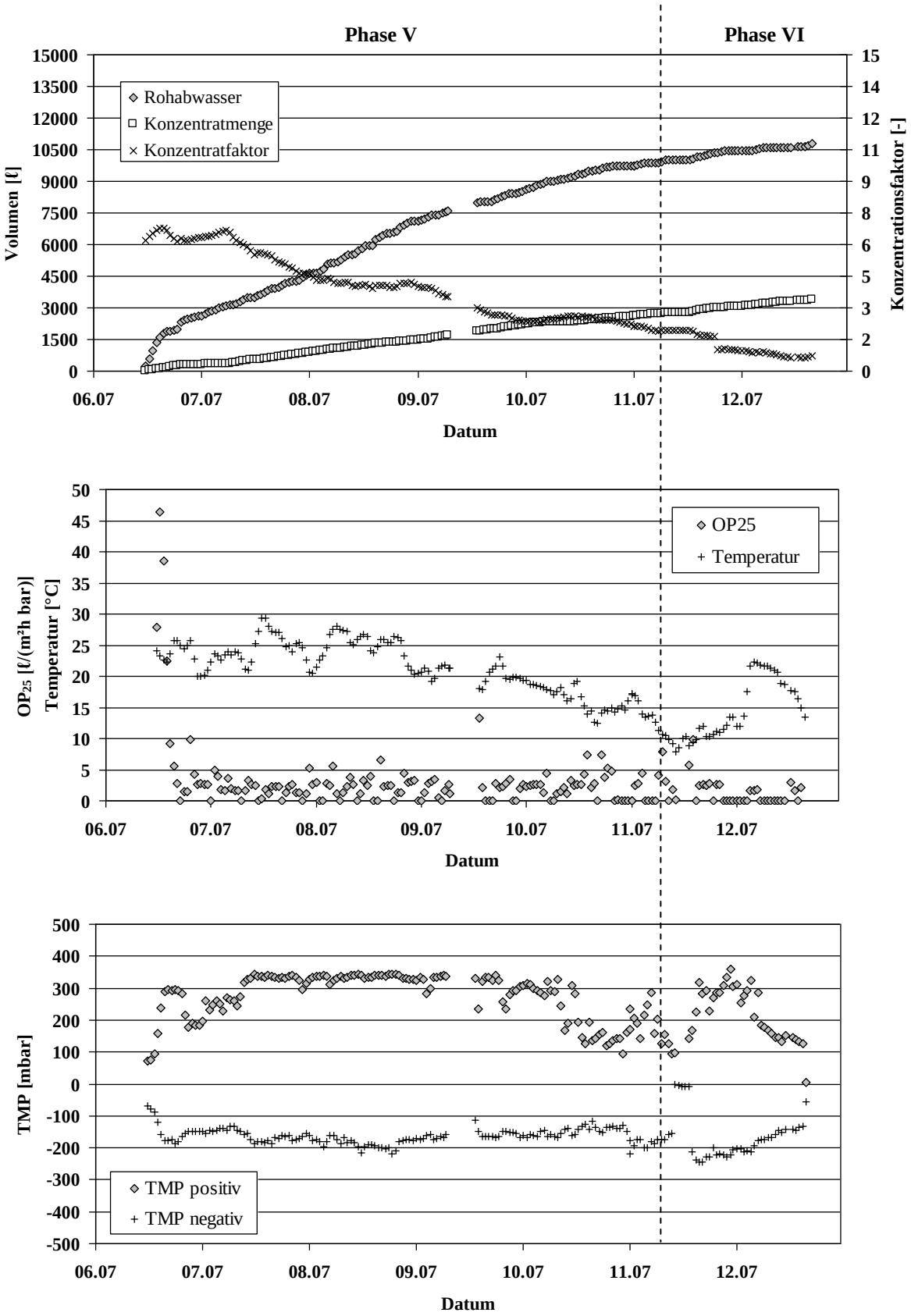


Abb. 5-8 *Phase V: Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten, ab 8.11.09 Beginn von Phase VI (1)*

5.2.5 Betriebsdaten der Restlaufzeit

In Phase VI (2) setzten sich die technischen Schwierigkeiten mit der Permeatpumpe fort. Einzig im Zeitraum 13.02.08 bis 20.02.08 wurde eine schnelle Aufkonzentrierung erreicht, allerdings konnten nur sehr geringe Rückspüldrücke aufgebracht werden. Als Ursache wurde ein Lagerbruch des Schlauchpumpenrotors festgestellt. Schlauch und Rotor wurden daraufhin komplett instand gesetzt.

In der anschließenden Phase VII konnte ein weitestgehend konstanter Betrieb erreicht werden, allerdings wurden hier keine hohen Permeabilitäten erzielt, da das Membranmodul sich trotz vorheriger chemischer Reinigung als nicht mehr einsatzfähig zeigte.

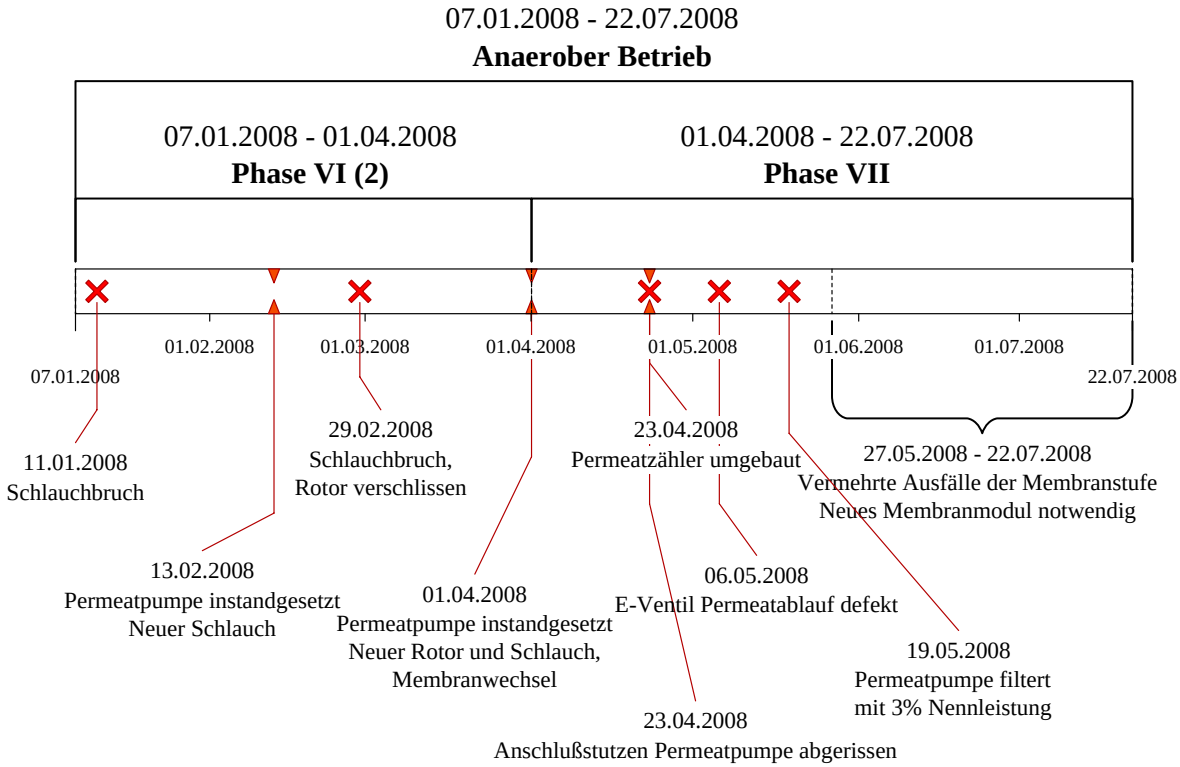


Abb. 5-9 *Zeitleiste der Hauptereignisse in Phase VI (2) (bis 1.04.09) und Phase VII (1.04.09 bis 22.07.09) – Kontinuierlicher anaerober Betrieb mit einer chemisch gereinigten Membran*

Ein Konzentratfaktor von 4 konnte in Phase VI (2) kurzfristig erreicht werden und trotz Störungen der Permeatpumpe, Abriss einen Anschlussstutzens (23.04.) und eines defekten E-Ventils (06.05.) aufrecht erhalten werden. Gegen Ende von Phase VII ist allerdings offensichtlich ein Ende der Einsatztauglichkeit der Membran erreicht worden und der Durchsatz ging weiter zurück (Abb. 5-10).

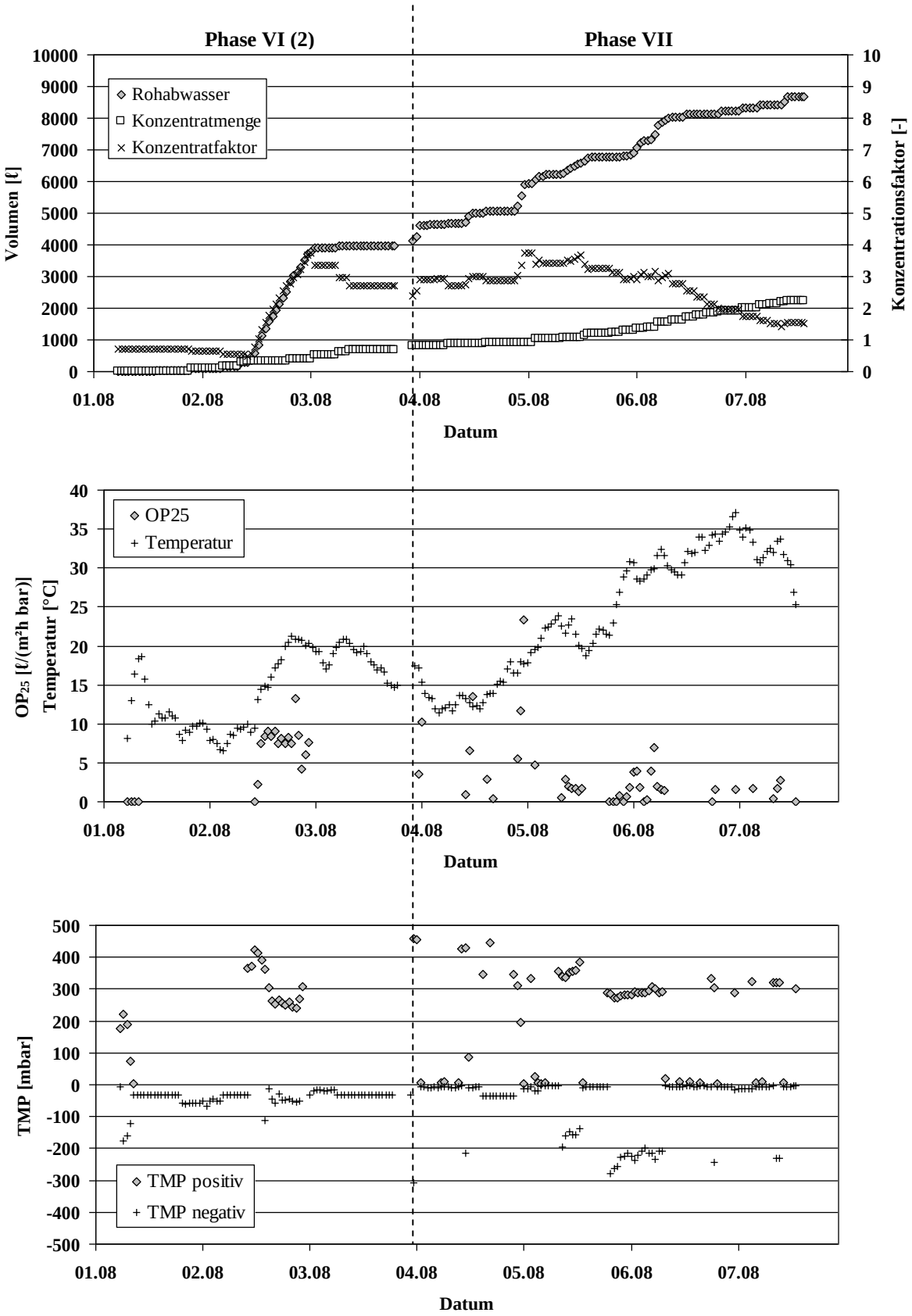


Abb. 5-10 *Phase VI (2): Darstellung der Massenbilanz (oben), der operativen Permeabilität OP_{25} (Mitte) sowie des Medians des Transmembrandruckverlaufs (unten); Darstellung anhand von Tagesmittelwerten, ab 1.04.08 Beginn von Phase VII*

5.3 LEISTUNGSBEWERTUNG DER MEMBRANSTUFE

Zur besseren Bewertung der Reinigungsleistung der Membranstufe wurde neben den Betriebskontrollparametern über die speicherprogrammierbare Steuerung (SPS) (vgl. Kapitel 4) ein umfangreiches analytisches Messprogramm der wöchentlichen Flüssigproben durchgeführt. In den folgenden Unterkapiteln werden die Ergebnisse dieser Untersuchungen unter Berücksichtigung der zuvor beschriebenen Betriebszustände (Phasen I-VII) beschrieben.

5.3.1 Gesamtdurchsatz der Membranstufe über alle Betriebsphasen

Der Gesamtdurchsatz im Praxisbetrieb bestimmt im Wesentlichen die spätere Dimensionierung einer großtechnischen Umsetzung des INKONDA-Konzepts an einem dezentralen Standort. Der während dieser Studie eingesetzte Membrantyp verfügte über eine Oberfläche von 3,3 m² in einem Membranbehälter mit einem Volumen von 1,0 m³.

Der in Tabelle 5-3 angegebene Gesamtdurchsatz bezieht sich auf die tatsächlich produzierte Permeatmenge. Aufgrund der regelmäßigen Rückspülung wurde eine deutlich höhere Gesamtmenge gefiltert.

Tab. 5-3 Überblick des Gesamtdurchsatzes und der mittleren Durchsatzleistung der Membranstufe

	Dauer [d]	**Laufzeit** [d]	**Durchsatz** [ℓ/d]	**Gesamt** [ℓ/Phase]	**OP_{25}** [ℓ/(m²hbar)]	**OP_{25max}** [ℓ/(m²hbar)]	**OP_{25min}** [ℓ/(m²hbar)]	**C_{max}** [-]
Phase I+II	166	79	72	6584	2,21	11,74	0,28	3,2
Phase III	77	65	142	9771	10,49	77,00	0,22	6,1
Phase IV	178	172	248	39928	13,19	37,18	0,51	13,9
Phase V+VI	192	188	59	10773	4,16	46,41	0,12	6,8
Phase VI+VII	197	64	113	8677	4,01	23,30	0,29	3,7

Mit einem mittleren Rohabwasserdurchsatz von knapp 250 ℓ/d konnte in Phase IV das beste Ergebnis erreicht werden. Dies entspricht einem Durchsatz von 8,8 ℓ/h. Im laufenden Betrieb wurde die Membran alle fünf Minuten für jeweils eine Minute rückgespült. Berücksichtigt man das Spülschema, so reduziert sich der effektive Einsatz der Membran auf 19,2 h/d. Das entspricht einem spezifischen Durchfluss von 3,35 ℓ/(m² h). Zum Vergleich, großtechnische Kläranlagen operieren beim Einsatz des Membranbelebungsverfahrens bei mittleren Durchsatzraten von etwa 7-8 ℓ/(m² h). Unter Berücksichtigung der langen Standzeit von einem halben Jahr ohne externe Reinigungsmaßnahmen und der Tatsache, dass die Membran im Rohabwasser eingesetzt wurde, ist das Ergebnis als sehr gut zu bewerten.

Phase III, die aufgrund des anaeroben Betriebsablaufs vergleichbar ist und direkt an den Einfahrbetrieb anknüpfte, lieferte mit einem Durchsatz von 142 ℓ/d unter Einsatz einer bereits mehrfach benutzten Membran ebenfalls gute Ergebnisse.

Entgegen den Erwartungen erreichte der Betrieb in Phase V mit einer fabrikneuen Membran nur einen mittleren Durchsatz von knapp 60 ℓ/d. Aufgrund der zusätzlichen organischen Entlastung durch Belüftung des Abwassers wäre hier mindestens ein mit Phase IV vergleichbares Ergebnis zu erwarten gewesen.

In Tabelle 5-3 sind die Minimum- und Maximum-Werte der OP_{25} dargestellt. Es fällt auf, dass in Phase IV trotz der anfangs sehr niedrigen Betriebsdrücke (vgl. Abb. 5-6) die beste Leistung im Bezug auf den Durchsatz erzielt werden konnte.

5.3.2 Aufkonzentrierung des Abwassers

In einem idealisierten System kann das Verhältnis der Trockensubstanz von Permeat und Konzentrat genutzt werden, um den Konzentrationsfaktor analytisch zu bestimmen. Dies setzt voraus, dass kein Feststoff während der Filtration umgesetzt bzw. aus dem System ausgetragen wird. Abbildung 5-11 zeigt den Verlauf des über die Massenbilanz ermittelten Konzentrationsfaktors und die entsprechenden tatsächlichen Faktoren anhand der TS-Analyse.

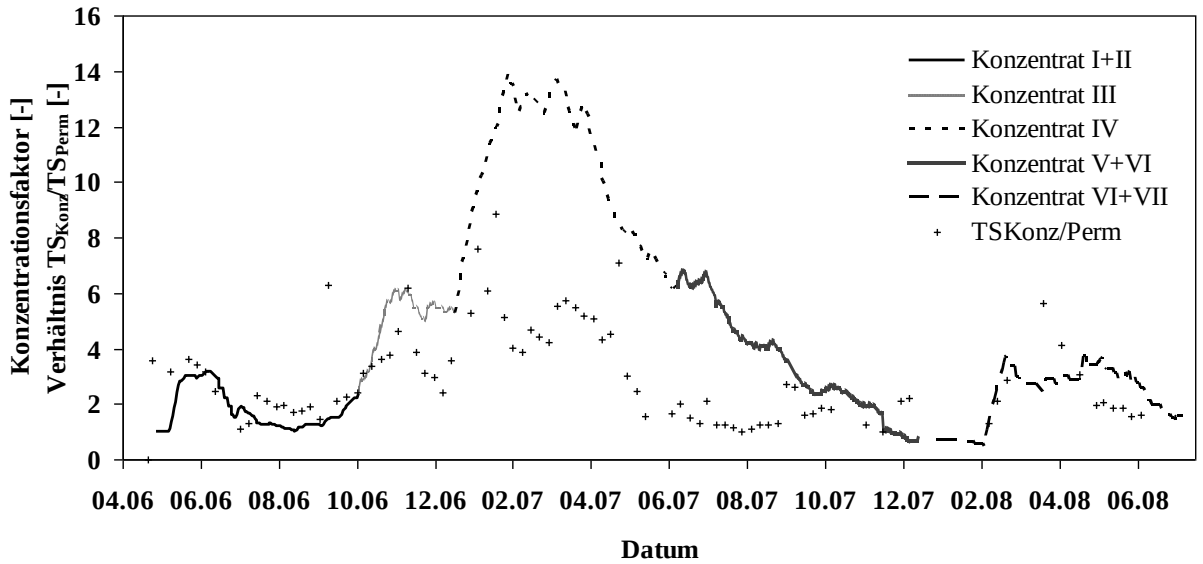


Abb. 5-11 *Verlauf der Rohabwasseraufkonzentrierung im Membranbehälter; Darstellung des Konzentrationsfaktors der Phasen I-VII gegenüber dem gemessenen Feststoffgehalt $TS_{Konzentrat}/TS_{Permeat}$ basierend auf wöchentlicher Beprobung*

Die Verhältniskurve TS Konz/Perm zeigt einen qualitativ ähnlichen Verlauf wie die Kurven des Konzentrationsfaktors in den jeweiligen Phasen. Allerdings erreicht der Konzentrationsfaktor der TS-Proben auffallend niedrigere Werte. In Phase IV ist dies durch

ungewollte Abbauprozesse im Membranbehälter zu erklären. In den Vorversuchen konnte dieser Effekt ebenfalls beobachtet werden. In der aerob betriebenen Membranphase V hingegen ist das starke Absinken der TS-Werte im Konzentrat auf die gezielte Belüftung und dem damit verbundenen CO_2-Austrag aus dem System zurückzuführen.

5.3.3 Summenparameter TOC, CSB und BSB_5 im Konzentrat

Anhand der Ergebnisse der Analyse der organischen Inhaltsstoffe lässt sich eine Zuordnung zu den einzelnen Betriebsphasen herstellen. In Fällen, in denen eine aktive Deckschichtkontrolle der Membran mittels Umgebungsluft durchgeführt wurde, konnte eine sehr niedrige Belastung im Konzentrat nachgewiesen werden (Abb. 5-12). Hohe Belastungen durch Aufkonzentrierung bei Unterbindung von Abbauprozessen konnten hingegen nur im anaeroben Milieu festgestellt werden. Ursache hierfür sind die beschleunigten Stoffwechselprozesse unter aeroben Betriebszuständen, vgl. Konzentrationsfaktor Kapitel 5.3.2. Weiterhin sorgte die aufgrund der Membrandurchsätze in der aeroben Phase V verhältnismäßig niedrige Aufkonzentrierung für eine entsprechend geringere organische Verunreinigung im Membranbehälter (im Vergleich mit Phase IV).

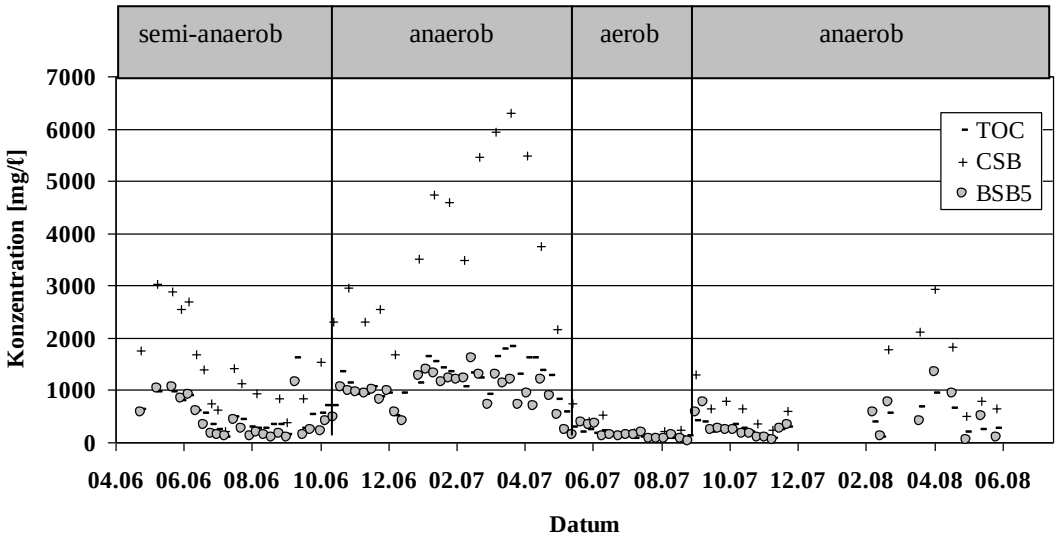


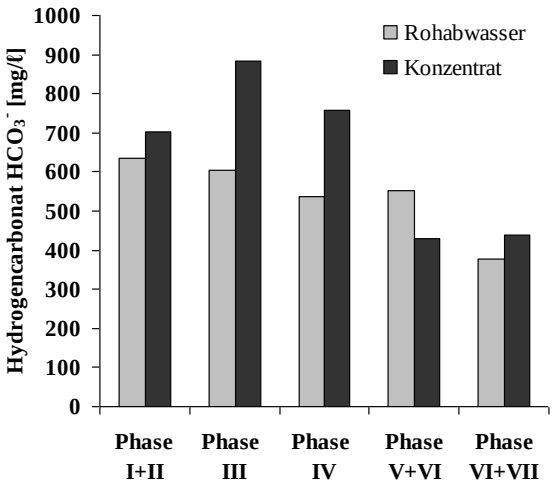
Abb. 5-12 *Konzentrationsverlauf organischer Summenparameter im Membranbehälter; Darstellung über die gesamte Dauer der Studie und Zuordnung zu den Betriebszuständen der Membran*

5.3.4 pH-Wert und Hydrogencarbonat im Konzentrat

Die im Konzentrat gemessenen pH-Werte lagen über den gesamten Versuchszeitraum zwischen pH_{min}: 6,2 [-] und pH_{max}: 7,9 [-]. Während des aeroben Betriebs wurden ausschließlich pH-Werte über 7,0 [-] gemessen.

Das Konzentrationsniveau von Hydrogencarbonationen (HCO_3^-) liegt bei anaeroben Betriebszuständen der Membran im Bereich 800-1150 mg/ℓ. Eine deutliche Reduzierung konnte in den aeroben Betriebszuständen beobachtet werden, in denen Werte im Bereich 60-700 mg/ℓ gemessen wurden.

Abbildung 5-13 zeigt die HCO_3^--Ionen-Konzentration anhand von Mittelwerten in Rohabwasser und Konzentrat.



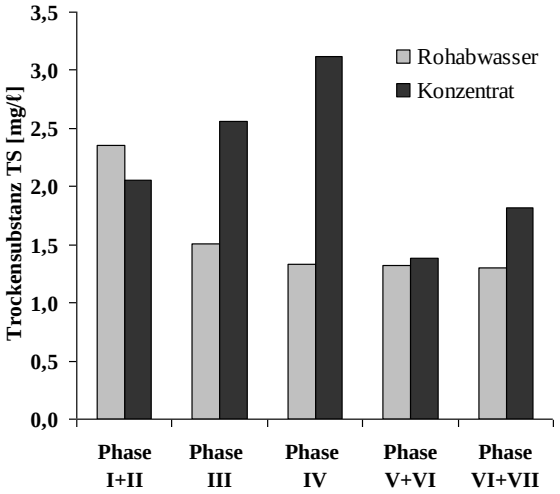
Beide gemessenen Effekte (pH und HCO_3^--Konzentration) sind auf das in Gleichung 2-6 beschriebene Carbonat-Puffersystem zurückzuführen, da durch den erhöhten CO_2-Austrag die Anzahl von H^+- und HCO_3^--Ionen reduziert wird.

Abb. 5-13 Gegenüberstellung Hydrogencarbonat (HCO_3^-) in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)

5.3.5 Aufkonzentrierung im Verhältnis Konzentrat zu Rohwasser

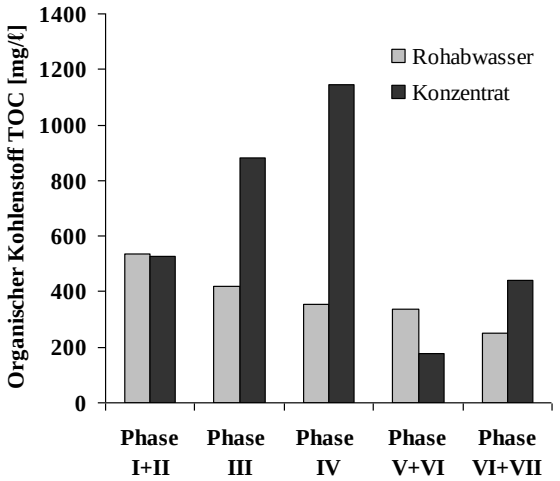
Die Qualität des mit dem INKONDA-Verfahren produzierten Abwasserkonzentrats hängt neben den verfahrensbedingten Einflüssen primär von der Qualität des Rohabwassers ab. Wie bereits in Kapitel 5.1 beschrieben, ist ein unmittelbarer Einfluss nur schwer nachzuweisen, da sich das frisch zugeführte Rohabwasser im Membranbehälter mit dem dort vorhandenen Konzentrat vermischt. Da die mittlere Aufenthaltszeit des Konzentrats im Membranbehälter während dieser Studie mindestens 4 Tage betrug, ist der Effekt von Inhaltsstoffen im Rohabwasser nur mittel- bis langfristig zu erkennen. Um dennoch einen qualitativen Bezug zwischen Rohabwasser und Konzentrat herzustellen, wurden die in den Flüssigproben gemessenen Parameter über die einzelnen Betriebsphasen gemittelt und gegenübergestellt.

Die so gewonnene Darstellung kann aufgrund der unterschiedlichen Rohabwasserqualität bestenfalls als Näherungsverfahren betrachtet werden.



In den anaeroben Betriebsphasen kann eine deutliche Steigerung des Trockensubstanzgehalts durch Aufkonzentrierung erreicht werden. Theoretische Werte liegen deutlich über den Messwerten, vgl. Abbildung 5-11. Es zeigt sich, dass für eine spätere energetische Verwertung nur der anaerobe Membranbetrieb in Frage kommt.

Abb. 5-14 Gegenüberstellung Trockensubstanz (TS) in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)



Eine Aufkonzentrierung von Kohlenstoffverbindungen war in Phase III, IV und VI+VII (anaerob) erfolgreich. Der CO_2-Austrag über die aktive Deckschichtkontrolle wird hier vor allem in Phase V+VI sichtbar, da im Konzentrat ein niedriger Gesamtkohlenstoffanteil als im Rohabwasser festgestellt wurde.

Abb. 5-15 Gegenüberstellung Gesamtkohlenstoff (TOC) in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)

Die CSB-Konzentrationen in Rohabwasser und Konzentrat verhalten sich erwartungsgemäß analog zu den Gesamtkohlenstoffkonzentrationen. Der biologische Anteil der Kohlenstoffverbindungen ließ sich unter den gegebenen Versuchsbedingungen schlechter aufkonzentrieren, da sich trotz theoretischer möglicher Konzentrationsfaktoren (Faktor > 13 in Phase IV), in der Praxis nur eine geringfügig höhere Konzentration erreichen ließ. Dies deutet auf eine sehr gute Abbaubarkeit der organischen Kohlenstoffe im Abwasser hin. Aufkonzentriert wurden demnach primär Kohlenstoffe nicht organischen Ursprungs, welches sich in der Gesamtbilanz nicht förderlich auf eine anschließende energetische Nutzung des Konzentrat/Speiserest-Gemisches auswirken konnte.

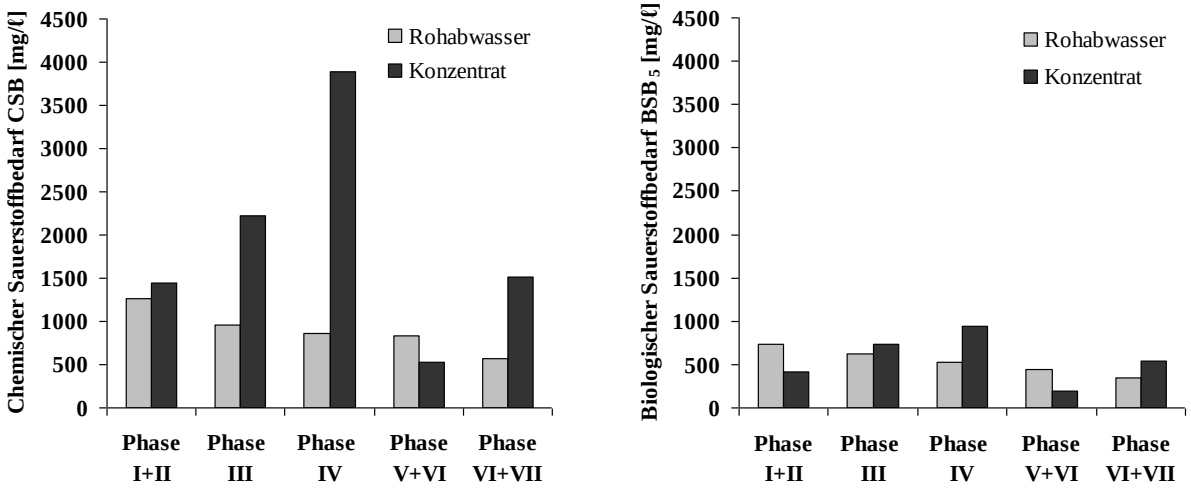
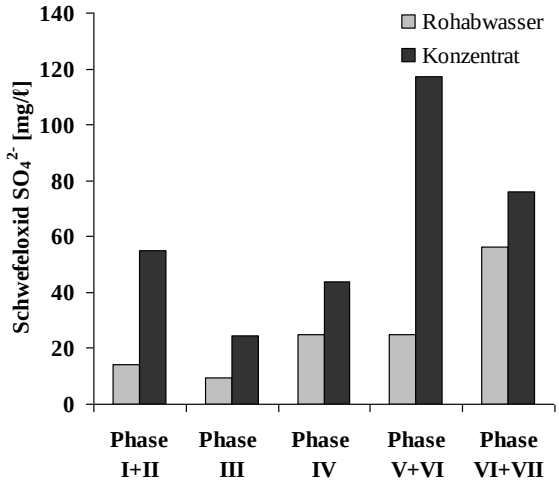


Abb. 5-16 *Gegenüberstellung der Summenparameter CSB und BSB_5 in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)*



Während aller Versuchsphasen konnte eine Zunahme der Sulfationen-Konzentration beobachtet werden. Besonders in Phase I-II (semi-aerob) und Phase V (aerob) zeigt sich ein starker Anstieg, der weitestgehend auf Neubildungsprozesse durch Sauerstoffzufuhr zurückzuführen ist.

Abb. 5-17 *Gegenüberstellung der Sulfationenkonzentration in Rohabwasser (grau) und Konzentrat (schwarz)*

5.3.6 Qualität von Permeat und Reinigungsleistung der Membran

Die in Kapitel 2 erörterten Einleitungsbedingungen gelten für Kläranlagen bis Größenklasse 2 und geben eine CSB-Grenzwert von 150 mg/ℓ und einen BSB_5-Grenzwert von 40 mg/ℓ vor. Da die Anwendungsmöglichkeiten des INKONDA-Verfahrens vielseitig sind und je nach Standort und Größenklasse unterschiedliche ökologische Vorgaben und Einleitungsbedingungen gelten können, sind die o.g. Grenzwerte an dieser Stelle ausschließlich als Orientierung anzusehen.

In Abbildung 5-18 sind die Konzentrationsverläufe von TOC, CSB und BSB_5 im Permeat dargestellt.

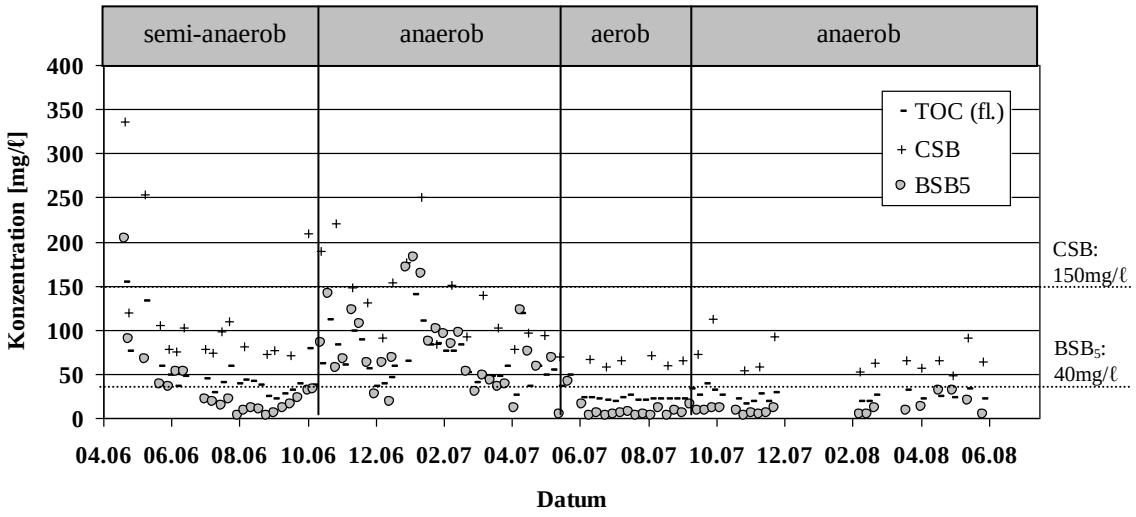


Abb. 5-18 *Verlauf von TOC (fl.), CSB, BSB_5 im Permeat - Exemplarische Einleitergrenzwerte CSB < 150 mg/ ℓ, BSB_5 < 40 mg/ℓ*

Die starken Varianzen sind zum einen durch den Betriebszustand zu erklären, andererseits hängt die Permeatqualität direkt von der Zusammensetzung des Konzentrats ab. Bei steigendem Konzentrationsfaktor erreicht die Ultrafiltration nur eine Reduktion der teilweise sehr hohen Konzentration (Abb. 5-18) und kann so teilweise die geforderten Grenzwerte nicht einhalten. Erschwerend kommt hinzu, dass in dieser Studie aufgrund der örtlichen Gebundenheit nicht ausschließlich mit kommunalem Abwasser gearbeitet werden konnte.

In der semi-anaeroben Betriebsphase (Abb. 5-18) konnten nach der Inbetriebnahme (ab Mai 2006) beide Grenzwerte für CSB und BSB_5 problemlos eingehalten werden. Hier zeigte sich der bereits in Kapitel 2 angesprochene zusätzliche Reinigungseffekt durch Deckschichtwachstum. Im darauf folgenden anaeroben Betriebszustand stieg die Konzentrationen im Membranbehälter, vgl. Abbildung 5-12, so dass eine Einhaltung des BSB_5 nicht bzw. nur phasenweise möglich war. Im folgenden aeroben Betriebszustand ist eine Einhaltung der gewählten Grenzwertvorgaben problemlos möglich, insbesondere aufgrund der äußerst niedrigen Ausgangsbelastung im Konzentrat.

Konstant verhielt sich weiterhin die Reinigungsleistung der Membranstufe, relativ ausgedrückt als prozentualer Rückhalt in Bezug auf das Konzentrat. Der mittlere Rückhalt für den BSB_5 wurde auf 95 % ermittelt, für den CSB auf 90 %, vgl. Abbildungen 5-19 und 5-20.

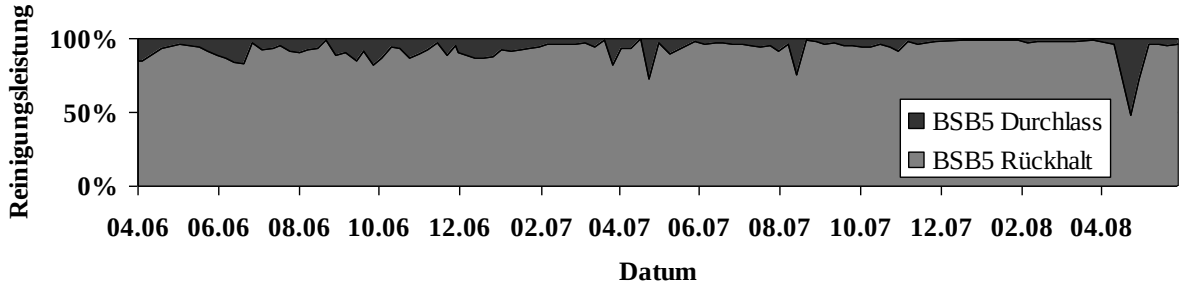


Abb. 5-19 *Reinigungsleistung Rückhalt von BSB_5 durch die Ultrafiltration - Anteilige Darstellung am Gesamt-BSB_5*

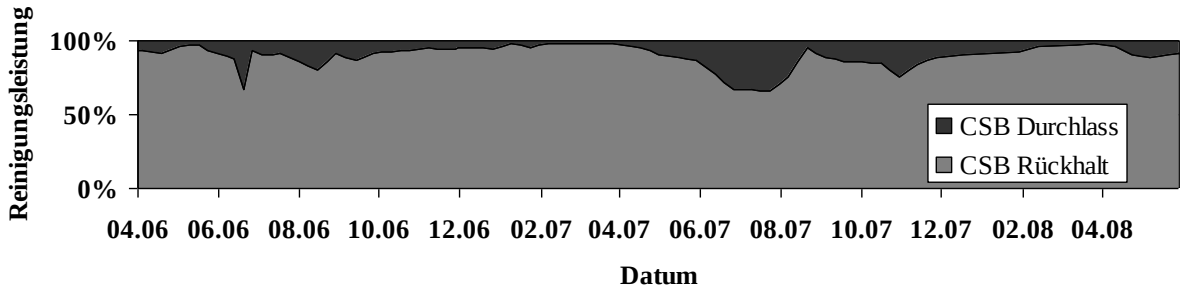


Abb. 5-20 *Reinigungsleistung Rückhalt von CSB durch die Ultrafiltration - Anteilige Darstellung am Gesamt-CSB*

5.3.7 Stickstoffrückhalt der Ultrafiltration

Unabhängig von der Betriebsphase konnte ein Rückhalt von Stickstoffverbindungen im Verhältnis Konzentrat zu Rohabwasser von etwa 60 % ermittelt werden (Abb. 5-21).

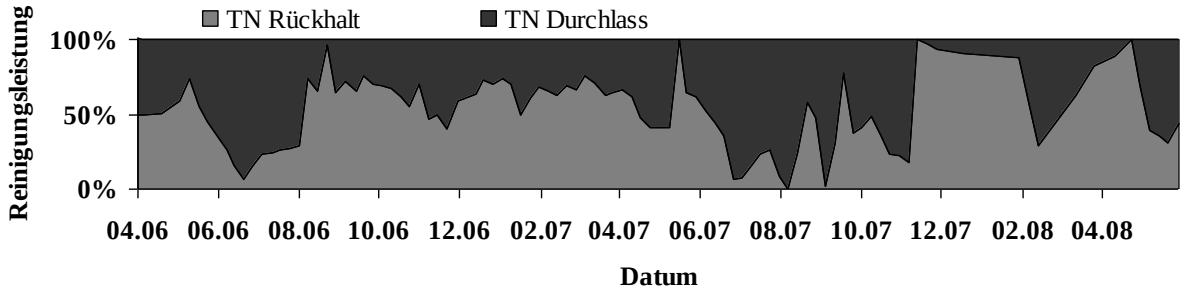


Abb. 5-21 *Reinigungsleistung Rückhalt vom Gesamtstickstoff TN durch die Ultrafiltration*

Urteilend nach der molekularen Größe der Verbindungen war kein Rückhalt zu erwarten, da die verwendete Ultrafiltration keinen Rückhalt von Stickstoffverbindungen erlaubt. Der hier aufgezeigte Rückhalt ist vor allem durch den partikulär gebundenen Anteil am Gesamt-Stickstoff zu erklären. Umsetzungsprodukte Nitrit bzw. Nitrat konnten während der anaeroben Betriebsphasen der Membranstufe in nur wenigen Wasserproben nachgewiesen werden und lagen stets in der Größenordnung < 1 mg/ℓ. Während des aeroben

Betriebszustandes hingegen konnte ein Anstieg der Nitratkonzentration im Konzentrat beobachtet werden, welches sich ebenfalls im Permeat nachweisen ließ, vgl. Abbildung 5-22.

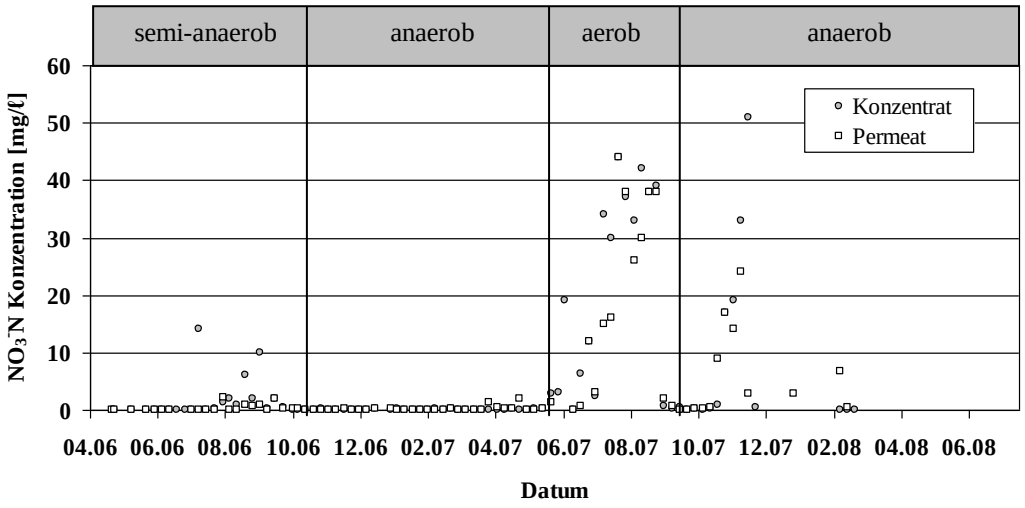


Abb. 5-22 Reinigungsleistung Rückhalt von Nitrat NO_3^-N durch die Ultrafiltration

Durch die Sauerstoffkonzentration in den aeroben Betriebsphasen kam es zur Nitrifikation, entsprechend konnte in diesen Phasen Nitrat nachgewiesen werden. In der semi-anaeroben Phase sowie in der anaeroben Phase ab Oktober 2007 war es möglich, anhand der Nitrat-Konzentration Rückschlüsse auf eine Undichtigkeit des Membranreaktors zu ziehen.

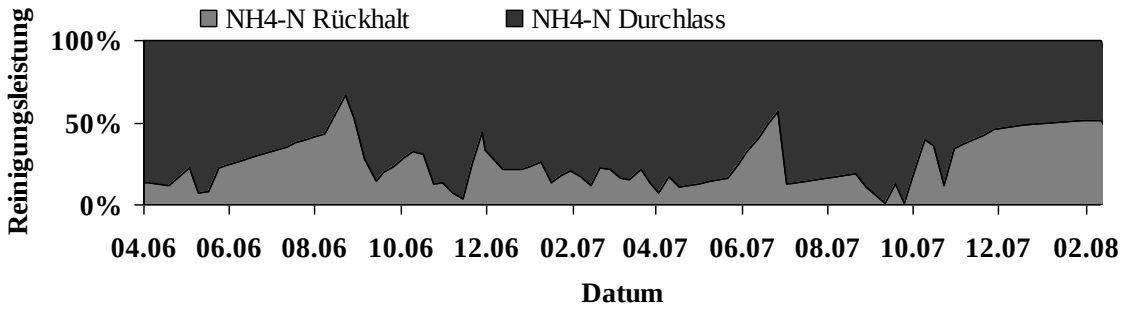


Abb. 5-23 Reinigungsleistung Rückhalt von Ammonium NH_4^-N durch die Ultrafiltration

Abbildung 5-23 zeigt den Rückhalt von Ammonium NH_4^-N durch die Membran bis einschließlich Februar 2008. Untersuchungen im weiteren Versuchsverlauf wurden nur mit einer reduzierten Analytik durchgeführt, so dass der Zeitraum bis Ende Juli 2008 nicht weiter betrachtet werden kann. Anhand des Rückhalts ist laut Abbildung 5-23 keine Zuordnung zu den einzelnen Versuchsphasen möglich. Der hier festgestellte Rückhalt ist primär auf die Deckschichtbildung zurückzuführen, kann aber nicht quantifiziert werden, da keine direkten Abhängigkeiten festgestellt wurden.

5.4 WEITERFÜHRENDE UNTERSUCHUNGEN IM PERMEAT

Durch die Reinigung des Abwassers mittels der Membranstufe wird ein klares Permeat erzeugt, welches sich augenscheinlich nur wenig von gereinigtem Trinkwasser unterscheidet. Neben den bereits in den vorangestellten Kapiteln beschriebenen Inhaltsstoffen sind für eine Weiterverwertung gesundheitsschädliche Stoffe von besonderer Bedeutung. Weiterhin entscheidend kann für den Anwender neben der Pflanzenverträglichkeit das Geruchspotential sein. Ideal wäre ein Permeat-Produkt, das sich nicht sichtlich von einem anderen Brauchwassertyp wie beispielsweise Regenwasser unterscheidet und keine unerwünschten Nebeneffekte bzw. Risiken birgt.

5.4.1 Hygieneuntersuchungen und pathogene Keime

Da das Permeat bei einer Wiederverwendung in unmittelbarem Kontakt zum Menschen steht, beispielsweise bei der Bewässerung einer Grünfläche, gelten strenge Anforderungen an die Qualität dieses Produkts. Entsprechend wurden Hygieneuntersuchungen zu folgenden Parametern durchgeführt: Kolonie bildende Einheiten bei 22° C und 36° C, *E. coli*, coliforme Bakterien und Enterokokken. Die gemessenen Ergebnisse sind in Tabelle 5-4 dargestellt.

Tab. 5-4 Abwasserkeime in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat

Probe	**KbE 22°C [ml^{-1}]**	**KbE 36°C [ml^{-1}]**	***E. coli* [100 ml^{-1}]**	**Coliforme [100 ml^{-1}]**	**Enterokokken [100 ml^{-1}]**
Messung vom 20.09.2006					
Rohabwasser	> 10.000	> 10.000	> 100.000	> 100.000	> 100.000
Konzentrat	> 10.000	> 10.000	12.100	12.100	0
Permeat (0 min)	> 10.000	> 10.000	0	0	0
Permeat (60 min)	2016	4200	3	8	0
Messung vom 15.05.2007					
Rohabwasser	> 10.000	> 10.000	> 10.000		> 100.000
Konzentrat	> 10.000	> 10.000	6283		> 100.000
Permeat im CIP	3304	4200	13		504
Permeat	1680	2184	20		439

Es fällt auf, dass eine deutliche Reduzierung der Keime vom Rohabwasser bis zum Permeat stattgefunden hat. Bereits im Konzentrat konnten weniger Keime als im Rohabwasser festgestellt werden. In der ersten Messung wurde das Permeat zunächst unmittelbar nach der Rückspülung beprobt und ein weiteres Mal nach einer Förderzeit von 60 Minuten ohne zwischenzeitliche Rückspülung der Membran. Direkt nach Einsetzen der Förderung liegt die

Konzentration von *E. coli* unterhalb der Nachweisgrenze, nach 60 Minuten Förderzeit wurde eine Konzentration von 3 Bakterien auf 100 ml gemessen. Andere coliforme Bakterien wurden deutlich reduziert bzw. eliminiert.

Zu einem späteren Zeitpunkt wurde eine leicht höhere *E. coli*-Konzentration im Permeat festgestellt. Das Reinigungswasser im CIP-Behälter wurde zu diesem Zeitpunkt durch eine UV-Lampe bestrahlt, um eine Rückverkeimung zu hemmen bzw. zu unterbinden. Bei der direkten Beprobung dieses Behälters zeigte sich, dass trotz UV-Desinfektion eine Restverkeimung vorhanden war. Da die festgestellten Belastungen im Permeat deutlich unterhalb der Belastungen des gespeicherten Permeats im CIP-Behälter lagen, deutet alles auf eine Rückverkeimung des frischen Permeats hin. Dennoch ist auch in dieser Untersuchung die Gesamtkeimbelastung als niedrig einzustufen.

Beide Untersuchungen zeigen eine deutliche Reduzierung der Gesamtkeime in Abwasser und Konzentrat durch die Membranbehandlung. Da im Konzept das gereinigte Wasser eine Weiterverwertung als Brauchwasser finden soll, ist es nicht notwendig, hier ein absolut keimfreies Produkt zu erzeugen, welches als Trinkwasser benutzt werden könnte. Eine solche Behandlung wäre durch eine weitere Membranstufe technisch umsetzbar, aber im Zuge eines dezentralen Konzeptes erscheint dies aufgrund der niedrigen Durchsätze eher unwirtschaftlich.

5.4.2 Untersuchung auf Bestandteile von Medikamentenrückständen und endokrin wirksamen Substanzen in Konzentrat und Permeat

Als endokrin bzw. hormonell wirksame Substanzen werden Stoffe bezeichnet, die nicht körpereigen produziert werden, allerdings direkt in das Immunsystem von Mensch oder Tier eingreifen können. Diese Stoffe gelangen unter anderem durch Produkte der Pharmaindustrie in die Umwelt. Auch an modernen Großklärwerken gibt es i.d.R. keine gezielte Eliminierung endokriner Substanzen.

Das Vorhandensein endokrin wirksamer Substanzen hat in den vergangenen Jahren das Interesse der Wissenschaft, aber auch der Öffentlichkeit geweckt. Neben menschlichen Ausscheidungen sind auch Industrieabwässer als Quelle endokrin wirksamer Substanzen in Betracht zu ziehen. In Kläranlagen werden diese mineralisiert, teilweise abgebaut oder umgesetzt oder an festen Substanzen wie dem Klärschlamm adsorbiert. Ein Großteil wird nicht ausreichend eliminiert und gelangt so über die Kläranlagenabflüsse in die Oberflächengewässer, teilweise in ökologisch relevanten Konzentrationen [STEHMANN, 2007].

Schädigend sind dabei Einflüsse auf die Fortpflanzungsfähigkeit von Mensch und Tier. Dazu zählen zunehmend kanzerogene Effekte, Veränderungen männlicher und weiblicher Geschlechtsorgane und sinkende Spermienzahlen [GIES ET. AL., 2001]. In Gewässern kann vor allem durch die hormonelle Wirkung ein negativer Einfluss auf die Fischpopulation ausgeübt werden.

Endokrin wirksame Substanzen stellen strukturell keine homogene Stoffklasse dar, sondern unterscheiden sich sehr stark in ihrer chemischen Struktur, was sich wiederum auf die Wirkung niederschlägt [STEHMANN, 2007]. Für Untersuchungen in dieser Arbeit wurden ausgewählte Stoffe innerhalb folgender Strukturklassen analysiert:

- *Steroidhormone* können in natürlicher Form vorkommen (Geschlechtshormone), aber auch synthetisch hergestellt werden. Zu den natürlichen Steroidhormonen gehören neben Testosteron und 17-β-Estradiol auch dessen Metabolite Estron und Estriol. Zu den synthetisch hergestellten Hormonen gehören neben 17-α-Ethinylestradiol auch Mestranol und Levonorgestrel, welche die Hauptbestandteile von Kontrazeptiva bilden.
- *Xenoestrogene* stellen Industriechemikalien und deren Abbauprodukte dar, welche eine estrogene Wirkung besitzen. Die Wirksamkeit ist im Vergleich zu Steroidhormonen um mehrere Größenordnungen geringer, jedoch werden sie meist in großen Mengen produziert, so dass trotz der niedrigen Wirksamkeit ein Effekt zu erwarten ist [GAIDO ET AL., 1997]. Der Haupteintrag von Xenoestrogenen erfolgt über das Abwasser [STEHMANN, 2007].

Des Weiteren sind Konzentrationen von Pharmaka und Medikamentenrückständen relevant, da die Kläranlagen i.d.R. auf die Reduktion von Kernparametern wie Stickstoff- und Phosphorgehalt sowie CSB ausgelegt werden, nicht aber auf die Elimination von Arzneimittelrückständen. Diese Rückstände gelangen vorwiegend über den Wasserpfad in die Gewässer, jedoch ebenfalls durch landwirtschaftliche Verwertung und Entsorgung in die Umwelt.

Somit ergab sich die Notwendigkeit, das Abwasser der Pilotanlage ebenfalls im Hinblick auf das Auftreten endokrin wirksamer Substanzen und Pharmaka zu untersuchen. Diese Untersuchung wurde für die Substrate Rohabwasser, Konzentrat und Permeat bei der Firma CAU Analytik, Dreieich beauftragt. Ergebnisse sind in Tabelle 5-5 aufgeführt.

Tab. 5-5 *Untersuchung hinsichtlich endokrin wirksamer Substanzen und Medikamentenrückstände in der Flüssigphase von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat*

			Flüssigphase		
	Einheit	**BG***	**Rohabwasser**	**Konzentrat**	**Permeat**
Synthetische Steroidhormone					
17-α-Ethinylestradiol (EE2)	ng/ℓ	10	< 10	< 10	< 10
Mestranol	ng/ℓ	10	< 10	< 10	< 10
Levonorgestrel	ng/ℓ	10	< 10	< 10	< 10
Natürliche Steroidhormone					
Estron (E1)	ng/ℓ	10	< 10	< 10	< 10
17-β-Estradiol (E2)	ng/ℓ	10	< 10	< 10	< 10
Estriol (E3)	ng/ℓ	10	130	< 10	140
Xenoestrogene, Industriechemikalien					
Nonylphenol (NP)	ng/ℓ	10	330	590	530
Nonylphenolmono- u. diethoxylat	ng/ℓ	10	620	1300	630
Medikamentenrückstände					
Diclofenac	ng/ℓ	10	280	150	490
Ibuprofen	ng/ℓ	10	1400	420	930

*BG= Bestimmungsgrenze

Synthetische Steroidhormone konnten in keiner der Proben festgestellt werden. Einzig das natürliche Steroidhormon Estriol (E3) wurde in geringer Konzentration in Rohabwasser und Permeat festgestellt. Ein Rückhalt durch die Membran konnte nicht nachgewiesen werden.
Xenoestrogene und Pharmarückstände wurden in unterschiedlichen Konzentrationen in allen Flüssigproben gefunden. Es besteht kein direkter Zusammenhang zwischen den Konzentrationen in Abwasser und Konzentrat, da der gemessene Wert im Rohabwasser nur eine Momentaufnahme darstellt. Dies bedeutet nicht zwangsläufig, dass die gemessene Konzentration auch tatsächlich in den Membranbehälter gelangt ist. Aufkonzentrierung und Rückhalt durch die Membran konnten anhand dieser Ergebnisse nicht bestätigt werden.
Für eine genauere Untersuchung wären eine Vielzahl von Messungen notwendig gewesen, die im Rahmen dieser Arbeit nicht durchgeführt werden konnten.

Um weiterhin festzustellen, welche der zuvor untersuchten Substanzen ggf. an der festen Phase adsorbiert vorliegen, wurde der Feststoffanteil des Rohabwassers und des Konzentrats mit Hilfe einer Zentrifuge abgetrennt und separat analysiert (Tab. 5-6).

Tab. 5-6 *Untersuchung auf Medikamentenrückstände und endokrin wirksame Substanzen im Feststoff von Rohabwasser und Konzentrat*

			Festphase	
	Einheit	**BG**	**Rohabwasser**	**Konzentrat**
Synthetische Steroidhormone				
17-α-Ethinylestradiol (EE2)	ng/ℓ	20	< 20	< 20
Mestranol	ng/ℓ	20	< 20	< 20
Levonorgestrel	ng/ℓ	100	< 100	< 100
Natürliche Steroidhormone				
Estron (E1)	ng/ℓ	20	< 20	< 20
17-β-Estradiol (E2)	ng/ℓ	20	< 20	< 20
Estriol (E3)	ng/ℓ	20	< 20	< 20
Xenoestrogene, Industriechemikalien				
Nonylphenol (NP)	ng/ℓ	100	< 100	< 100
Nonylphenolmono- u. diethoxylat	ng/ℓ	100	< 100	< 100
Medikamentenrückstände				
Diclofenac	ng/ℓ	100	< 100	< 100
Ibuprofen	ng/ℓ	20	180	90

BG= Bestimmungsgrenze

Bei den Untersuchungen der Feststoffproben ergaben sich für die untersuchten Substanzen größtenteils Konzentrationen unterhalb der Nachweisgrenze. Einzig das Medikament Ibuprofen konnte in niedriger Konzentration nachgewiesen werden.

Die untersuchten endokrin wirksamen Substanzen haben sich somit nicht an den Feststoffpartikeln angereichert sondern lagen faktisch weitestgehend in der Flüssigphase vor, welches zudem den geringen Rückhalt durch die Membran erklärt.

5.4.3 Vegetationsversuch zur Eignungsprüfung des Permeats zu Bewässerungszwecken

Zur Weiterverwendung des Permeats als Bewässerungswasser wurde die Pflanzenverträglichkeit in einem standardisierten Kressetest untersucht. Dabei wurde jeweils ein Gramm Kressesamen auf normaler Blumenerde und definierter, nährstoffreduzierter Nullerde ausgebracht. In einem Referenzversuch wurden die Grundbewässerung am Einbautag und die tägliche Bewässerung mit Trinkwasser durchgeführt. In zwei Tests wurde untersucht, ob ein Einfluss durch die Substitution von Trinkwasser durch Permeat feststellbar ist. Abbildung 5-24 veranschaulicht die Ergebnisse. Versuche wurden in dreifacher Ausführung durchgeführt und statistisch ausgewertet. Die festgestellten Trends sind demnach als signifikant anzusehen.

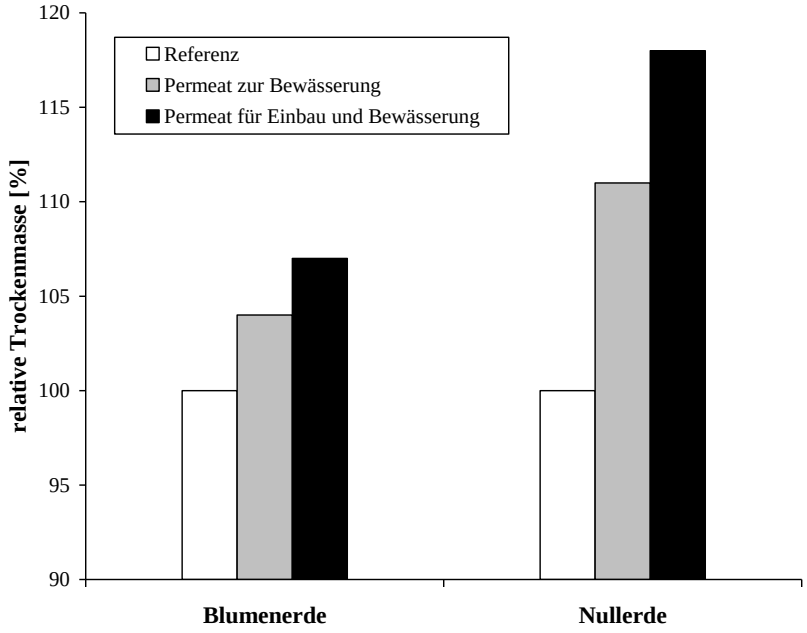


Abb. 5-24 *Wachstumzugewinn durch Bewässerung mit Permeat anstelle von Trinkwasser mittels Kressetest, Darstellung der relativen Trockenmasse zu Referenzversuchen mit Blumenerde und Nullerde, Darstellung anhand von Mittelwerten*

Eine Bewässerung mit Permeat wirkte sich generell wachstumsfördernd aus, was vermutlich auf die pflanzenverfügbaren Nährstoffe im Permeat zurückzuführen ist. Besonders ausgeprägt war dieser Effekt bei der nährstoffarmen Nullerde. Hier wurde ein Zugewinn von 18 % in Relation zum Referenzversuch festgestellt.

Eine Verwendung des Permeats bereits für die Einstellung der Grundfeuchte während der Aussaat hatte bei der Blumen- und Nullerde einen zusätzlich positiven Effekt. Es sind keine negativen bzw. wachstumshemmenden Auswirkungen beobachtet worden. Eine Verwendung des Permeats zu Bewässerungszwecken im Landschaftsbau stellt demnach eine geeignete Weiterverwendungsmöglichkeit dar.

5.4.4 Messung der Geruchsstoffemissionskapazität von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat

Ein Brauchwasserprodukt sollte für weiterführende Verwendung idealerweise geruchsfrei sein und auch keine ungewollten Gerüche produzieren können. Im Folgenden werden die Ergebnisse einer Reihe von Untersuchungen zu diesem Themenspektrum erörtert, die für diese Arbeit durchgeführt wurden.

Die Geruchsstoffemissionskapazität (Odourant Emission Capacity, OEC) entspricht der gesamten Geruchsfracht (in Geruchseinheiten (GE) pro m³ Flüssigkeit), die aus einem Kubikmeter Flüssigkeit ausgestrippt werden kann [FRECHEN, 1998]. Der Parameter sagt aus,

wie hoch die maximale Geruchsfracht ist, die aus einer Probe entweichen kann. Dies ist besonders bei der Nutzung von Brauchwasser zur Sprühbewässerung relevant, wo davon ausgegangen werden kann, dass ein Großteil der Geruchsstoffe während der Bewässerung freigesetzt werden.

Die in einer Abwasser- bzw. Nutzwasserprobe enthaltenen Geruchsstoffe werden unter definierten Bedingungen ausgestrippt, indem Luft durch die Probe geleitet wird. Der Versuch läuft nach einem standardisierten Verfahren ab, wobei in regelmäßigen Abständen Luftproben olfaktometrisch analysiert werden. Die gemessenen Konzentrationen werden logarithmisch über der Luftmenge bzw. der Zeitachse für den festgelegten Versuchszeitrahmen von 60 Minuten aufgetragen und entsprechend bis zur unteren Geruchsgrenze von 100 GE/m³ anhand der beiden letzten Messungen extrapoliert. Die Geruchsfracht entspricht dem Integral der Geruchsstoffkonzentration über die Luftmenge.

Abbildung 5-25 zeigt exemplarisch die Auswertung einer Geruchspotentialmessung nach FRECHEN für zwei Proben.

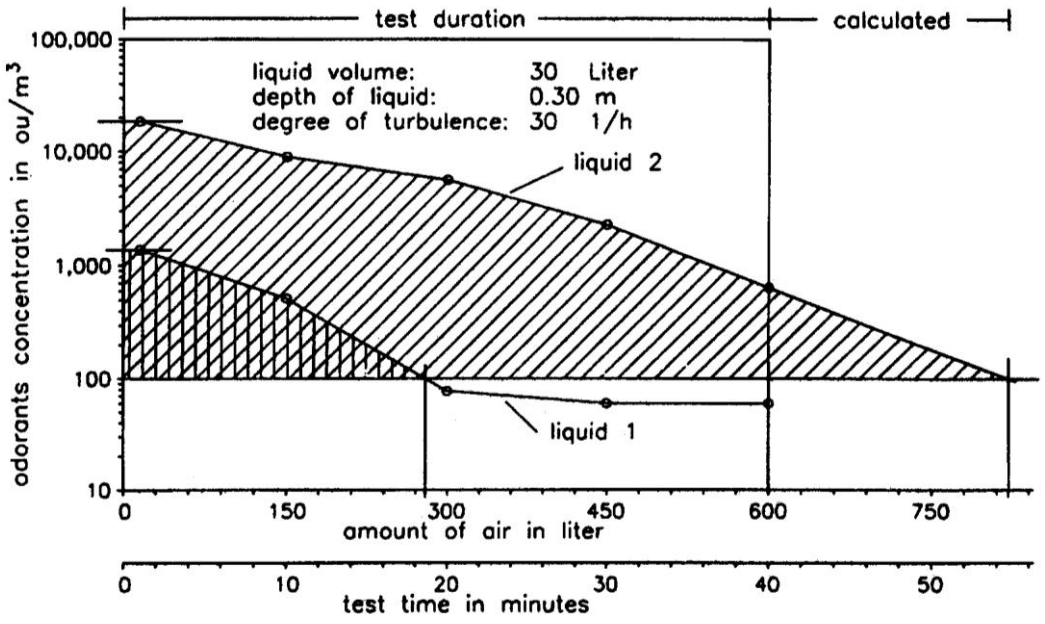


Abb. 5-25 Messung und Auswertung der Geruchsstoffemissionskapazität (FRECHEN, KÖSTER, 1998)

Nach dieser Methode wurde die Geruchsstoffemissionskapazität jeweils in Versuchsphase IV (anaerober Betrieb) und Versuchsphase V (aerober Betrieb) bestimmt. Aus betrieblichen Gründen war es dazu erforderlich, die Proben einen Tag vor Versuchsbeginn zu gewinnen und diese über Nacht in verschlossenen Kunststofffässern zu lagern.

Der Versuchsaufbau ist vereinfacht in Abbildung 5-26 dargestellt. Je nach Verfügbarkeit wurde ein Probenvolumen zwischen 26 ℓ und 29 ℓ verwendet. Die Belüftungsrate lag zwischen 1200 und 1400 ℓ / h.

Anhand der Proben wurde in den olfaktometrischen Untersuchungen die Konzentration in Geruchseinheiten ermittelt und diese dann anhand der durchströmten Luftmenge auf Geruchseinheiten GE (insgesamt) rückgerechnet.

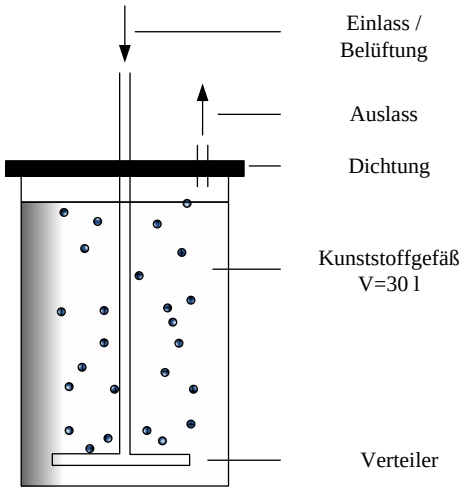


Abb. 5-26 Versuchsaufbau Strippung

Versuchsreihe 1 – Rohabwasser, Konzentrat, Permeat (10.05.2007)

Während Phase IV arbeitete die Membranstufe im anaeroben Betrieb. Die höchste Ausgangskonzentration von geruchsaktiven Substanzen in GE/m³ zu Beginn wurde im Konzentrat festgestellt, die niedrigste im Permeat. Die Membranstufe erzielte in diesem Betriebszustand eine Reduzierung der geruchsaktiven Substanzen um etwa 95 % im Verhältnis zum Rohabwasser. Durch die Aufkonzentrierung wurde zudem eine Zunahme um 137 % von geruchsaktiven Substanzen im Konzentrat beobachtet, vgl. Tabelle 5-7.

Tab. 5-7 Geruchsstoffemissionskapazität von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat

	Geruchsstoffkonzentration		Emissionskapazität
	zu Beginn [GE/m³]	nach 60 Minuten [GE/m³]	OEC [GE]
Rohabwasser	16.384	1.218	233.533
Konzentrat	38.968	362	198.649
Permeat	724	512	34.262

Durch die Ausstrippung ließ sich experimentell eine sehr starke Reduzierung geruchsaktiver Substanzen im Konzentrat erreichen, wohingegen dies im Permeat nur bedingt möglich war. Die Ermittlung der gesamten Geruchsemissionskapazität erfolgte anhand Abbildung 5-27.

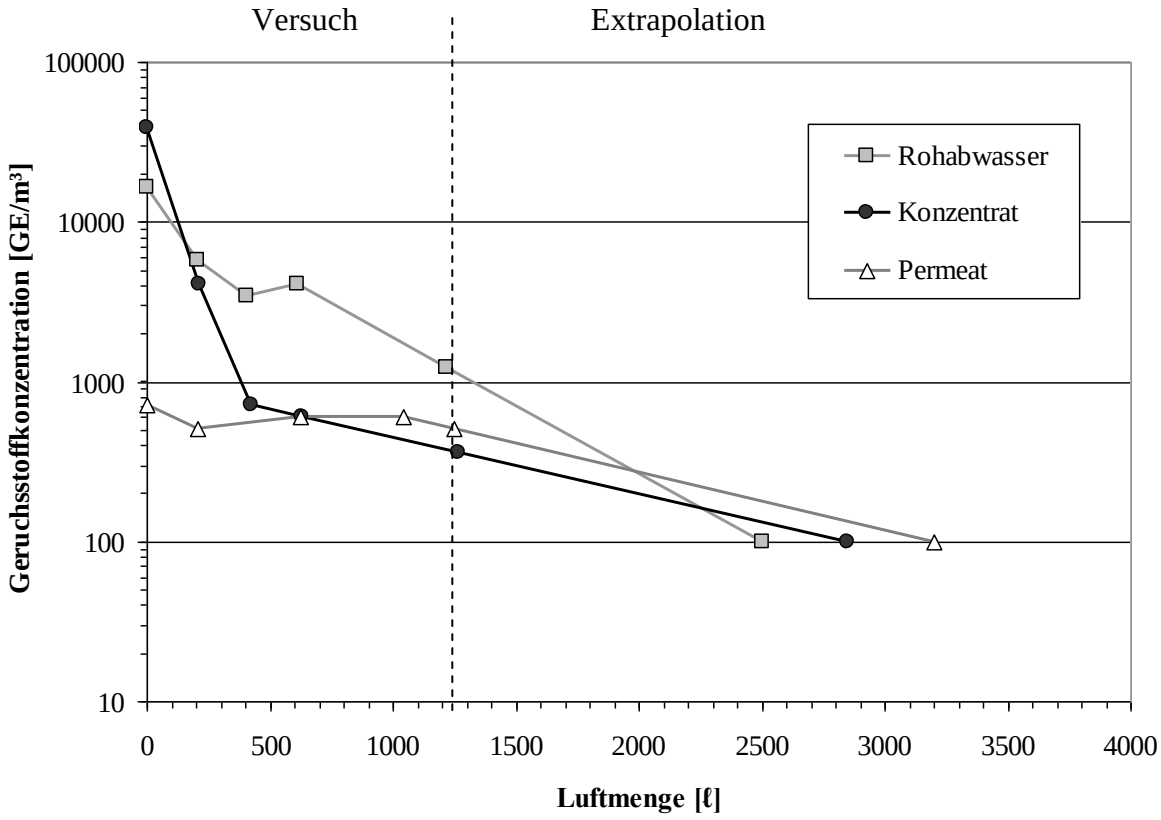


Abb. 5-27 *Bestimmung der Geruchsstoffemissionskapazität (Odourant Emission Capacity, OEC), Betriebszustand Membranstufe - anaerob*

Die Abbildung verdeutlicht, dass geruchsaktive Substanzen im Konzentrat schneller reduziert werden können als entsprechende Substanzen in Rohabwasser und Permeat. Dies kann als Hinweis dafür gewertet werden, dass bestimmte Substanzgruppen, welche aerob eher schwer abbaubar sind, die Membran passieren können. So sind sie trotz Filtration weiterhin in geringer Menge im Permeat vorhanden. Dennoch liegt die Geruchsstoffemissionskapazität im Permeat im Vergleich zum Rohabwasser bei nur 15 %, vgl. Tabelle 5-7.

Versuchsreihe 2 – Rohabwasser, Konzentrat, Permeat (belüftet) (15.08.2007)

Die Bestimmung der Geruchsstoffemissionskapazität wurde während Phase V erneut durchgeführt. Da die Membranstufe hier im aeroben Betriebszustand arbeitete, lag das Konzentrat bei Probennahme bereits in einem belüfteten Zustand vor. Entsprechend niedrig war auch die Geruchsstoffkonzentration im Permeat. Ein weiterer Unterschied im Vergleich zum vorgestellten Versuch besteht in der hohen Konzentration des Rohabwassers. Die bereits in Kapitel 5.1 angesprochenen Varianzen werden hiermit exemplarisch verdeutlicht.

Die Membranstufe reduzierte die geruchsbildenden Substanzen in diesem Zustand um 97 % vom Rohabwasser zum Permeat. Die Reduzierung im Konzentrat um 65 % belegt, dass ein

Großteil dieser Reduzierung vom Betriebszustand abhängt. Zugrunde liegende Werte sind in Tabelle 5-8 dargestellt.

Tab. 5-8 Geruchsstoffemissionskapazität von Rohabwasser, Konzentrat und Permeat (belüftet)

	Geruchsstoffkonzentration		Emissionskapazität
	zu Beginn	nach 60 Minuten	OEC
	[GE/m³]	[GE/m³]	[GE]
Rohabwasser	32.768	558	344.651
Konzentrat	11.585	181	73.695
Permeat	1.024	256	21.915

Durch die Ausstrippung konnte der Gesamtwert der Geruchsstoffemissionskapazität im Permeat insbesondere im Vergleich zum ersten Versuch weiter reduziert werden. So liegt diese im Permeat im Verhältnis zum Rohabwasser bei nur 6 %, vgl. Tabelle 5-8.

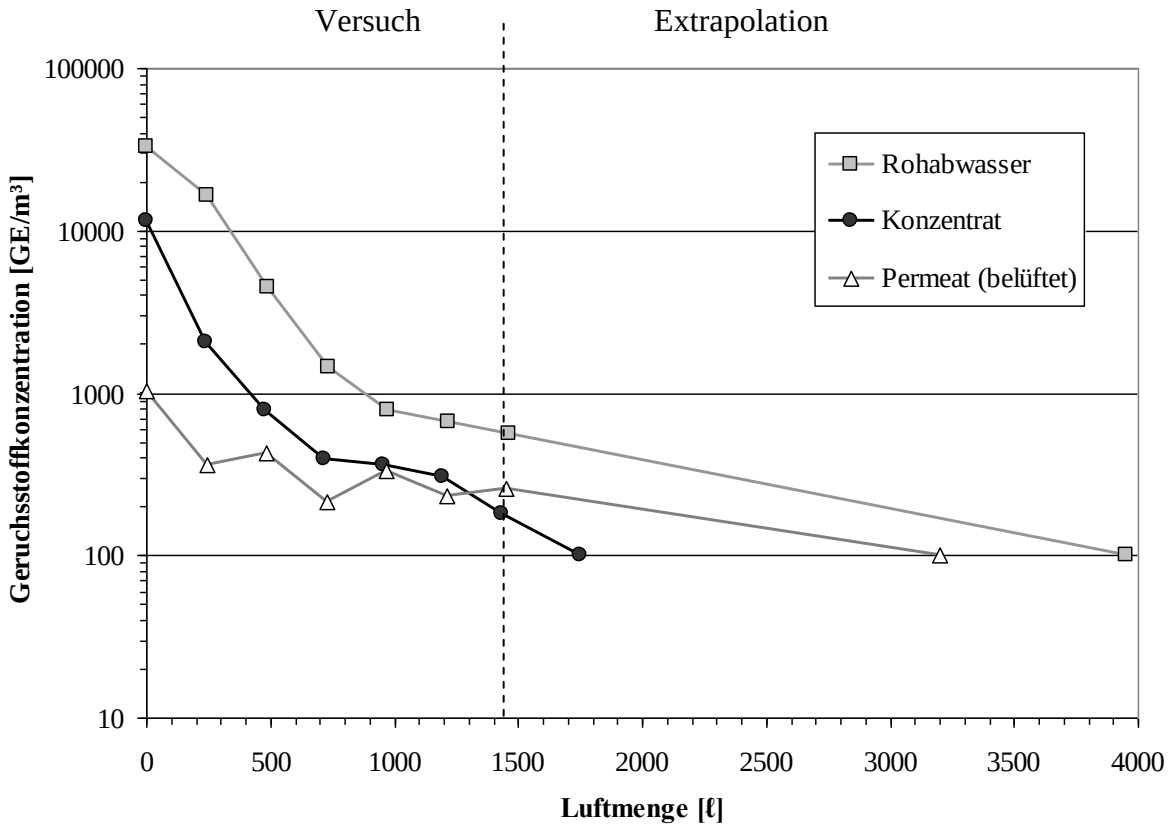


Abb. 5-28 *Bestimmung der Geruchsstoffemissionskapazität (Odourant Emission Capacity, OEC), Betriebszustand Membranstufe - aerob*

Eine nachgeschaltete Belüftung des gewonnenen Permeats bei Nutzung als Brauchwasser wirkt sich in beiden Fällen äußerst günstig auf die Geruchsstoffemissionskapazität aus und sollte bei Bedarf im größeren Maßstab in Betracht gezogen werden.

5.4.5 Identifizierung von geruchsaktiven Substanzen in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat mittels SPME-GC/MS

Zur Erweiterung der bisher nur quantitativ erfolgten Bestimmung der Geruchsstoffemissionskapazität, wurde eine Identifizierung der geruchsaktiven Substanzen in den gasförmigen Proben mittels einer SPME-GC/MS[2]-Screening-Methode [KLEEBERG ET AL., 2005] durchgeführt.

Die Identifizierung der einzelnen Substanzen erfolgte anhand der WILEY-SPEKTREN-BIBLIOTHEK 1998 Retentionsindices und falls vorhanden durch den Vergleich der Retentionszeiten mit denen von Standardsubstanzen. Diese Untersuchungen wurden extern

[2] Festphasenmikroextraktion – Gaschromatograph / Massenspektrometer

beauftragt und durch das Büro Dr. Kim Kleeberg - Umweltanalytik, Hamburg durchgeführt. Die wesentlichen Ergebnisse sind im nachfolgend aufgeführt.

Es wurden zwei Versuchsreihen in unterschiedlichen Betriebszuständen der Pilotanlage durchgeführt: Versuchsreihe 1 – Membranbehälter im anaeroben Betrieb (10.05.2007), Versuchsreihe 2 – Membranbehälter im aeroben Betrieb (15.08.2007). Ermittelt wurden die geruchsaktiven Substanzen in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat.
Im Fokus der Untersuchungen stand die Geruchsuntersuchung hinsichtlich einer praktischen Verwendung des Permeats. Die Ergebnisse der gaschromatographischen Analyse aus beiden Versuchsreihen sind gemeinsam in Abbildung 5-29 dargestellt.

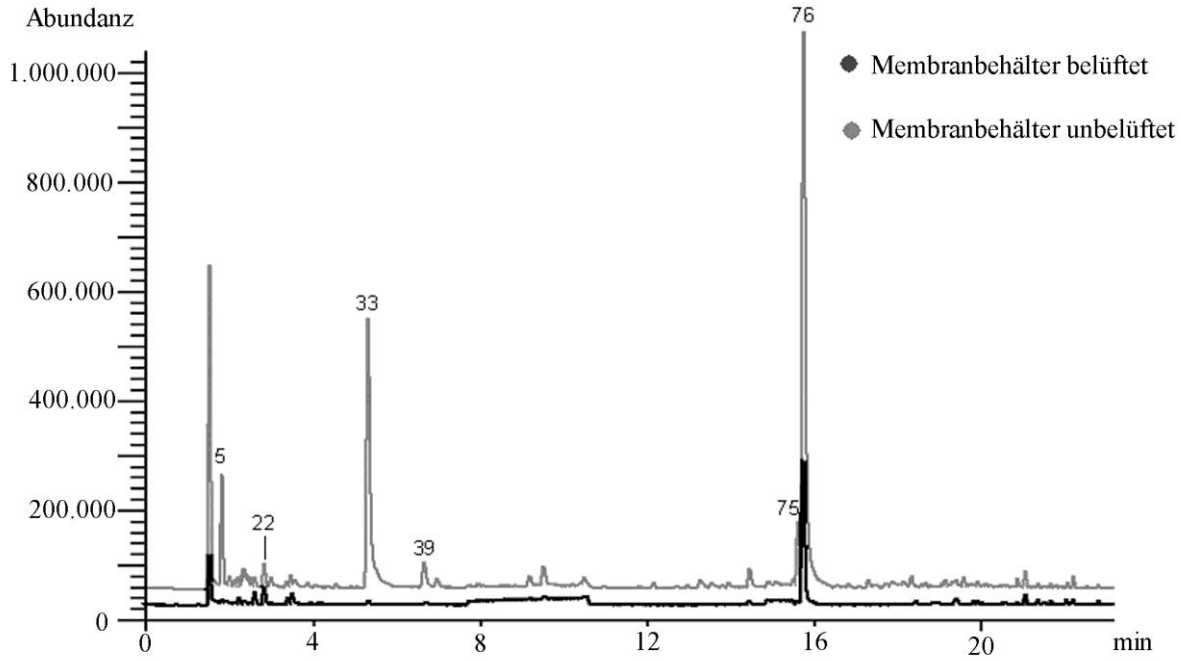


Abb. 5-29 *Übereinandergelegte GC/MS Chromatogramme des Permeats von Versuchsreihe 1 – Betriebszustand Membranstufe anaerob (10.05.2007) und Versuchsreihe 2 – Betriebszustand Membranstufe aerob (15.08.2007)*

Es zeigt sich, dass durch den Betriebszustand eine deutliche Reduzierung der maßgeblichen Geruchssubstanzen erreicht werden kann. Das Chromatogramm der unbelüfteten Versuchsreihe weist deutlich mehr markante Peaks auf, folglich konnten diese durch Sauerstoffeintrag merklich reduziert werden.
Tabelle 5-9 gibt eine Übersicht über die identifizierten Substanzen in Abbildung 5-29, die prozentual mehr als 2 % des Gesamtanteils ausmachen. Die Peak-Nummern entsprechen denen in Abbildung 5-29.

Tab. 5-9 Identifizierte Substanzen im Permeat mit einem prozentualen Anteil > 2 in mindestens jeweils einer der Versuchsreihen (fett gedruckt: Werte Area a > 2%)

Peak-Nr.	Substanz	CAS-Nr.	Retentions-zeit	Substanz-klasse	Area a [%]		Geruch lt. GESTIS
					unbelüftet	belüftet	
5	Aceton	67-64-1	1,99	K	**2,88**	0,81	süßlich
22	Tetrahydrofuran	109-99-9	2,83	F	0,39	**3,76**	etherisch
33	Toluol	108-88-3	5,7	AR	**24,78**	1,9	charakteristisch
75	Cymol	99-87-6	15,95	AR	**4,85**	**2,33**	aromatisch
76	Limonen	138-86-3	16,08	T	**46,36**	**79,01**	zitronenartig
	Sonstige				20,74	12,19	

Die Auswertungen zeigen, dass in beiden Versuchsreihen Limonen, ein Naturstoff aus der Reihe der Terpene, den jeweiligen Hauptgeruchsstoff in den Permeatproben darstellt. Der Geruch wird lt. GESTIS Datenbank als zitronenartig beschrieben. Dies deckt sich ebenfalls mit den Eindrücken, die während der olfaktorischen Untersuchungen gewonnen werden konnten. Für eine Anwendung des Produkts „Permeat“ ist dies als ausgesprochen günstig zu bewerten, da zitronenartige Gerüche i.d.R. als angenehm empfunden werden.

Eine vollständige Liste aller untersuchten Substanzen befindet sich im Anhang II. Ein Großteil der geruchsaktiven Substanzen des Rohabwassers und entsprechend auch des Konzentrats kann demnach im aeroben Betriebszustand der Membranstufe um 100 % reduziert werden konnte.

Insgesamt wurden 12 verschiedene Substanzklassen in den Proben identifiziert. Abbildung 5-30 stellt die prozentuale Zusammenstellung dieser innerhalb der einzelnen Proben gegenüber. Die Darstellung bezieht sich auf die entsprechenden Peak-Flächen im Chromatogramm.

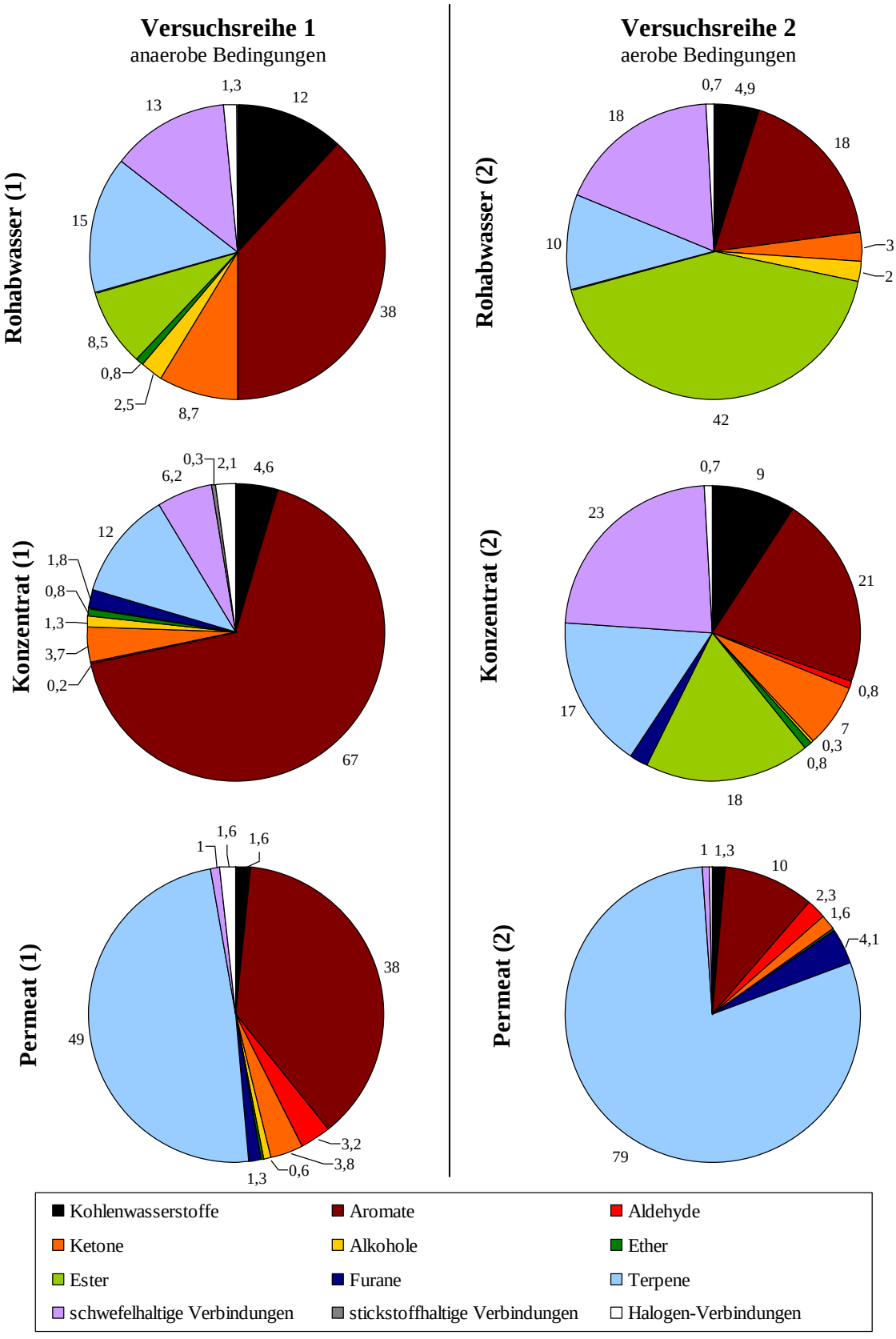


Abb. 5-30 *Prozentuale Zusammensetzung der Substanzklassen A) Rohabwasser 10.05.07, B) Rohabwasser 15.08.07, C) Konzentrat 10.05.07, D) Konzentrat 15.08.07, E) Permeat 10.05.07, F) Permeat 15.08.07*

Die Rohwasserproben unterschieden sich deutlich an beiden Versuchstagen. In Versuchsreihe 1 stellten die Aromaten mit 38 % den Hauptanteil der identifizierten Substanzen dar, während in Versuchsreihe 2 vorwiegend Ester enthalten waren. In größeren Anteilen waren weiterhin schwefelhaltige Verbindungen und Terpene sowie Kohlenwasserstoffe in den Rohabwasserproben enthalten. Ketone, Alkohole, Ether, stickstoffhaltige und Halogen-Verbindungen waren in geringen Mengen zu finden. Die hier aufgezeigte Schwankungsbreite der Substanzklassen im Rohabwasser zeigt erneut, wie ungleich der Substratzufluss am Klärwerk Köhlbrandhöft während der Laufzeit der Pilotanlage war.
Die Anteile der einzelnen Substanzklassen in den Konzentratproben entsprachen in etwa denen der Rohabwasserproben. In Abbildung 5-30 kann eine Aufkonzentrierung der Aromaten durch die Membranstufe abgelesen werden.
Die Qualität der Permeatproben unterschied sich deutlich von Konzentrat und Rohabwasser. In beiden Proben stellten die Terpene den Hauptanteil (49 % im unbelüfteten Permeat, 79 % im belüfteten Permeat) dar. Den zweitgrößten Anteil stellten die Aromaten dar, dieser war jedoch im belüfteten Permeat mit 10 % sehr viel geringer als im unbelüfteten Permeat (38 %). Alle anderen Substanzklassen waren nur in geringen Mengen in den Permeatproben vertreten.

Die positive Auswirkung der Belüftung auf das gesamte Geruchsemissionspotential wurde bereits im voran stehenden Kapitel aufgezeigt. Allerdings ist zu beachten, dass durch die Belüftung ein Abbau von kohlenstoffhaltigen Verbindung stattfindet, der nur bedingt erstrebenswert ist, da dies die Substratzufuhr im folgenden Prozessschritt, der anaeroben Stufe, reduziert.

5.4.6 Bestimmung der Hauptgeruchsstoffe mittels Odour Index

Die Hauptgeruchsstoffe der Proben wurden mittels Odour Indices aus den Versuchsreihen ermittelt. Der Odour Index ($OI\%_i$) setzt die mittels GC gemessene Peakfläche mit der jeweiligen Geruchsschwelle eines Stoffes ins Verhältnis und schätzt damit den Anteil einer Substanz am Gesamtgeruch ab. Damit kann auf eine zeitaufwändige Quantifizierung aller Einzelsubstanzen verzichtet werden [FREUDENTHAL ET AL., 2005].

$$OI\ \% = \frac{OI_i}{\sum_{j=1}^{n} OIj} \ und\ OIi = \frac{a_i}{OT_i} \qquad \textit{(Gl. 5-1)}$$

OI_i	Odour Index des Stoffes i
$OI\%_i$	relativer Odour Index des Stoffes i
a_i	Peakfläche des Stoffes i
OT_i	Geruchsschwelle des Stoffes i

Eine vollständige Auswertung der Odour Indices nach Gleichung 5-1 befindet sich in Anhang II. Soweit Geruchseindrücke und Geruchsschwellen für die identifizierten Substanzen vorlagen, sind diese ebenfalls mit aufgeführt.

In Abbildung 5-31 ist die prozentuale Zusammensetzung der Hauptgeruchsstoffe für beide bereits beschriebenen Versuchsreihen als Odour Indices dargestellt.

In den Rohabwasserproben wird der Geruch zu 95 % durch schwefelhaltige Verbindungen hervorgerufen, die sich durch unangenehme Geruchseindrücke auszeichnen (schweflig, verfault). Die verantwortlichen Hauptgeruchsstoffe sind in diesem Fall Methanthiol und Dimethylsulfid (DMS). Zusätzlich tragen Terpene (Cymol, Eucalyptol) und Aromaten (1,2,4-Trimethylbenzol) geringfügig zum Geruch der Rohabwasserproben bei.

Die gleichen Hauptgeruchsstoffe sind auch in den Konzentratproben maßgeblich. Hier wird der Geruch ebenfalls zu 90 % (Versuchsreihe 1) bzw. 95 % (Versuchsreihe 2) durch schwefelhaltige Verbindungen hervorgerufen. Besonders ausgeprägt ist der Einfluss von Dimethylsulfid (41 % in Versuchsreihe 1; 75 % in Versuchsreihe 2).

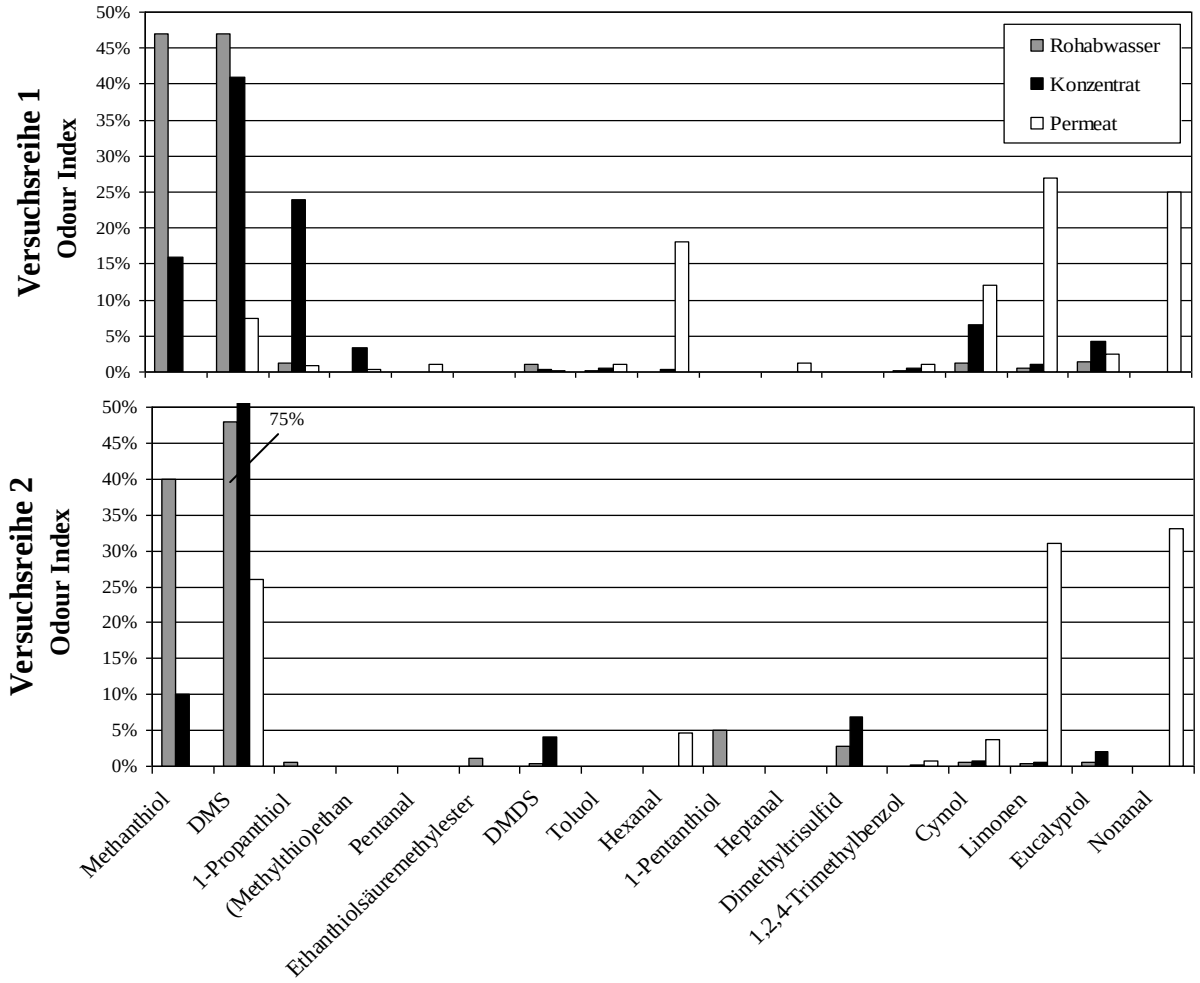


Abb. 5-31 *Prozentuale Zusammensetzung der Hauptgeruchsstoffe in Rohabwasser, Konzentrat und Permeat (OI%), Versuchsreihe 1 – Betriebszustand anaerob (10.05.2007), Versuchsreihe 2 - Betriebszustand aerob (15.08.2007)*

Beim Vergleich der beiden Versuchsreihen wird deutlich, dass die Hauptgeruchsstoffe im Permeat sich deutlich von denen in Rohabwasser und Konzentrat unterscheiden. Schwefelhaltigen Verbindungen haben am Gesamtgeruch beider Permeatproben nur einen geringen Anteil (7 % in Versuchsreihe 1; 26 % in Versuchsreihe 2). Der Geruch wird hauptsächlich durch Aldehyde (Pentanal, Hexanal, Heptanal, Nonanal) und Terpene (Cymol, Limonen, Eucalyptol) bestimmt. Die Aldehyde weisen überwiegend ranzige, fettige, grüne und fruchtige Geruchseindrücke auf. Die Terpene zeichnen sich durch würzige Geruchseindrücke nach Citrus und Pfefferminz aus.

Die Abnahme von schwefelhaltigen Verbindungen und die Zunahme von Aldehyde und Terpene ist in beiden Versuchsreihen deutlich ausgeprägt. Der Betriebszustand der Membranstufe wirkt sich entsprechend nicht merklich auf das Vorkommen der Hauptgeruchsstoffe aus. Für eine weiterführende Nutzung des Permeats sind die identifizierten Hauptgeruchsstoffe im Permeat als besonders positiv einzuschätzen.

5.5 GESAMTBEWERTUNG DER MEMBRANSTUFE

Die Membranstufe ist maßgebend für den kontinuierlichen Betrieb der INKONDA-Anlage. Erstrebenswert ist eine lange Standzeit bei konstantem, möglichst hohem Durchfluss. In den Versuchsphasen I – VII wurden bei hohem Automatisierungsgrad verschiedene Betriebszustände getestet. In Phase IV konnte eine Laufzeit von etwa einem halben Jahr mit nur einer Membran erreicht werden. Die operative Permeabilität sank innerhalb dieser Phase von anfangs über 35 ℓ/(m² h bar) innerhalb der ersten 4 Monate auf Werte um 10 ℓ/(m² h bar). Verglichen mit den zuvor in den Technikumsversuchen ermittelten Ergebnissen ist dieses Ergebnis als sehr gut zu bewerten. In Versuchsphase IV lag die operative Permeabilität erst nach zwei Monaten konstanten Betriebs unterhalb der im Technikumsversuch (TM 3) ermittelten operativen Permeabilität von 25 ℓ/(m² h bar). Bei einer Bewertung ist zu berücksichtigen, dass der Betriebszeitraum im Technikum unter 100 h lag und dabei eine baugleiche Membran zum Einsatz kam. Der aerobe Betrieb der Membranstufe in Versuchsphase V führte entgegen den Erwartungen zu einer sehr schnellen Verblockung der Membran, die als Konsequenz eine Steigerung des Betriebsdrucks erforderte. In Konsequenz stellte sich während der gesamten Phase eine als sehr niedrig einzustufende operative Permeabilität ein.

In den anaeroben Betriebsphasen konnte eine Aufkonzentrierung der Abwasserinhaltsstoffe aufgezeigt werden. Ähnlich den Technikumsversuchen liegen diese auch im Pilotmaßstab unterhalb der theoretisch maximalen Werte. Die Reinigungsleistung zeigte sich im mittleren Rückhalt der Membranstufe, welcher über den gesamten Versuchsbetrieb für BSB_5 bei 95 % und für CSB bei 90 % lag. Ein gezielter Rückhalt von Stickstoffen konnte aufgrund der Porengröße der Membran nicht realisiert werden.

Die Qualitätsuntersuchungen des Permeats ergaben eine nahezu vollständige Reduzierung an Gesamtkeimen. Hinsichtlich endokrin wirksamer Substanzen war mittels der angewandten Membrantechnik kein Rückhalt nachweisbar.

Für eine spätere Nutzung des Produkts Permeat als Brauchwasser konnten die Hauptgeruchsstoffe identifiziert werden. Die Abnahme von schwefelhaltigen Verbindungen und die Zunahme von Aldehyden und Terpenen wirken sich besonders günstig für eine potentielle Nutzung aus. Weiterhin wurde gezeigt, dass das Geruchspotential merklich durch eine aerobe Nachbehandlung reduziert werden kann.

6 PILOTBETRIEB DER ANAEROBSTUFE

Im Folgenden werden der Betrieb und die Leistung des anaeroben Bioreaktors während der Pilotstudie beschrieben. Zur Orientierung und zur Vereinfachung der Gesamtbewertung des Konzepts wurden die Auswertungsphasen analog zur Membranstufe gewählt. Primäres Ziel der Untersuchungen war es, einen stabilen Betrieb der Anaerobstufe zu gewährleisten und dabei sekundär eine möglichst hohe Gasausbeute aus dem Eingangssubstrat Abwasserkonzentrat/Speisereste zu gewinnen. Weiterhin sollten optimale Betriebsparameter als Grundlage zur Dimensionierung für großtechnische Anlagen ermittelt werden.

6.1 AUSWERTUNG DES KONTINUIERLICHEN BETRIEBS

Die Leistung der Anaerobstufe ist im Wesentlichen substratabhängig, wird jedoch auch durch äußere Rahmenparameter, wie z.B. Temperatur, Durchmischung und Verweilzeit beeinflusst. Die Betriebsphasen und deren charakteristische Merkmale sind in Tabelle 6-1 aufgelistet.

Tab. 6-1 Betriebsphasen der Anaerobstufe und deren charakteristische Merkmale

	Dauer	**Beschreibung**	**Kommentar**
Phase I / II	9.05.2006 – 4.10.2006	Einfahrbetrieb	Ungleichmäßige Substratzufuhr, dadurch unbeabsichtigt hohe Verweilzeiten
Phase III	4.10.2006 – 20.12.2006	Optimierung der Substratzufuhr	Austausch der Exzenterschneckenpumpe durch eine Schlauchpumpe
Phase IV	20.12.2006 – 15.06.2007	Konstante Substratzufuhr, mittlere Biomassefracht	Hoher Durchsatz der Membranstufe im anaeroben Betrieb, dadurch optimale Bedingungen in der Anaerobstufe
Phase V / VI (1)	15.06.2007 – 23.12.2007	Konstante Substratzufuhr, geringe Biomassefracht	Niedriger Durchsatz der Membranstufe im aeroben Betrieb, dadurch niedrigere Biomassefracht in der Anaerobstufe
Phase VI (2) / VII	7.01.2008 – 21.07.2008	Steigerung des Biomasseanteils (ab 1.05.2008)	Technische Schwierigkeiten durch mehrfachen Pumpenausfall, Austausch und Inbetriebnahme am 1.05.2008, Werte Januar bis April werden dargestellt, aber nicht in die Auswertung übernommen

6.1.1 Darstellung der Betriebsverläufe der Versuchsphasen I bis VII

Die INKONDA-Anlage hat alle Regel- und Monitoring-Parameter kontinuierlich aufgezeichnet und in einem Messintervall von zwei Minuten an eine SQL-Datenbank geliefert (vgl. Kapitel 4). Für die Auswertung des Anaerobreaktors wurden diese Werte auf Tagesmittelwerte umgerechnet. Da die beobachteten Prozesse eher langsam ablaufen, erschien ein höherer Genauigkeitsgrad hier nicht notwendig. Volumina wurden kontinuierlich aufsummiert. Folgende Betriebsparameter werden weiterhin betrachtet:

- Gasmenge, Konzentratmenge [ℓ]
- Raumtemperatur, Reaktortemperatur [°C]
- Luftdruck, Reaktordruck [mbar]
- Gaszusammensetzung CH_4, CO_2, O_2, H_2 [%]
- pH-Wert [-]

Das dem Reaktor zugeführte Substrat (Feed) wurde wöchentlich beprobt, ebenso der Reaktorüberlauf (Rest). Folgende Parameter wurden im Labor analysiert:

- Trockensubstanz TS [g/ℓ]
- Glühverlust oTS [%]
- Summenparameter CSB, TOC, BSB_5, VFA [mg/ℓ]
- Stickstoffkomponenten TN, NH_4^-N, NO_2^-N, NO_3^-N [mg/ℓ]
- Sonstige SO_4^{2-}, PO_4^- [mg/ℓ]

Abbildungen 6-1 bis 6-5 zeigen die wesentlichen Betriebskenngrößen und Ergebnisse der Versuchsphasen I bis VII. Das jeweils obere Diagramm veranschaulicht die relevanten Stoffflüsse (Substratzufluss/-abfluss, Biogasproduktion) und die daraus resultierende Verweilzeit. Das jeweils mittlere Diagramm gibt wöchentliche Mittelwerte für Substratzufuhr und Gasproduktion. Zur besseren Vergleichbarkeit wird der Biogasertrag hier als monatlicher Mittelwert angegeben. Die unteren Diagramme veranschaulichen die Abbauleistung des Anaerobreaktors über die Summenparameter CSB, TOC und BSB_5 sowie über die Reduzierung der Konzentration von leicht flüchtigen Fettsäuren. Hierfür wurden jeweils die Wasserproben, die Substratzugabe (Feed) und der Reaktorüberlauf (Rest) gegenübergestellt. Summenparameter sind jeweils als Mittelwerte über die gesamte Versuchsphase dargestellt.

Betriebsphase I / II (9.05.2006 – 4.10.2006)

Betriebsphase I / II ist durch den Anfahrbetrieb der gesamten Pilotanlage gekennzeichnet. Am 9.05.2006 wurde der Anaerobreaktor mit Faulschlamm aus dem Klärwerk Köhlbrandhöft angeimpft und in Betrieb genommen. Eine messbare Biogasproduktion setzte am 18.5.2006 ein. Im Anfahrbetrieb wurden die Speisereste dem Konzentrat manuell beigemischt, ab dem 24.05.2006 erfolgte die Zudosierung zum Konzentrat automatisch. Die hierfür zunächst eingesetzte Exzenterschneckenpumpe erwies sich innerhalb weniger Wochen als ungeeignet, da keine konstanten Förderraten für das Substratgemisch erreicht werden konnten. Zu einer ungewollten Entmischung von Konzentrat und Speiseresten trug eine Tauchwand im Mischbehälter bei. Diese war ursprünglich zur Abtrennung von Betriebsölen in Schadensfällen eingebaut worden, führte aber dazu, dass keine ausreichende Vermischung stattfinden konnte, wodurch sich eine Schwimmschicht bildete, die nicht mittels der vorhandenen Pumpen in den Anaerobreaktor befördert werden konnte. Daraus resultierte die niedrige mittlere Raumbelastung der Anaerobstufe. In Tabelle 6-2 sind die wesentlichen Betriebsparameter für diese Phase dargestellt.

Tab. 6-2 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase I / II

Phase I / II	Einheit	Mittelwert	Min.	Max.
pH	[-]	6,92	6,70	7,19
Reaktortemperatur T_R	[°C]	35,45	34,54	37,00
Trockensubstanz TS_{Feed}	[g/ℓ]	10,45	3,93	18,28
Organische Trockensubstanz oTS_{Feed}	[%]	82,30	50,62	88,88
Verweilzeit T_V	[d]	111	-	-
Raumbelastung B_R	[kg oTS/m³ d]	0,109	-	-

Die mittlere Verweilzeit war aufgrund der schleppenden Beschickung in den Monaten ab August mit 111 Tagen sehr lang. Die Raumbelastung nahm in diesen Monaten ebenfalls ab und führte so zu einem niedrigen Mittelwert von B_R = 0,109 kg oTS/(m³ d).

Die gute Abbaubarkeit von Fettsäuren (VFA) sowie die deutliche Reduzierung der Summenparameter CSB und TOC deuten darauf hin, dass sich der Reaktor prinzipiell in einem stabilen Betriebszustand befand. Der BSB_5-Wert wurde hier um etwa 96 % reduziert.

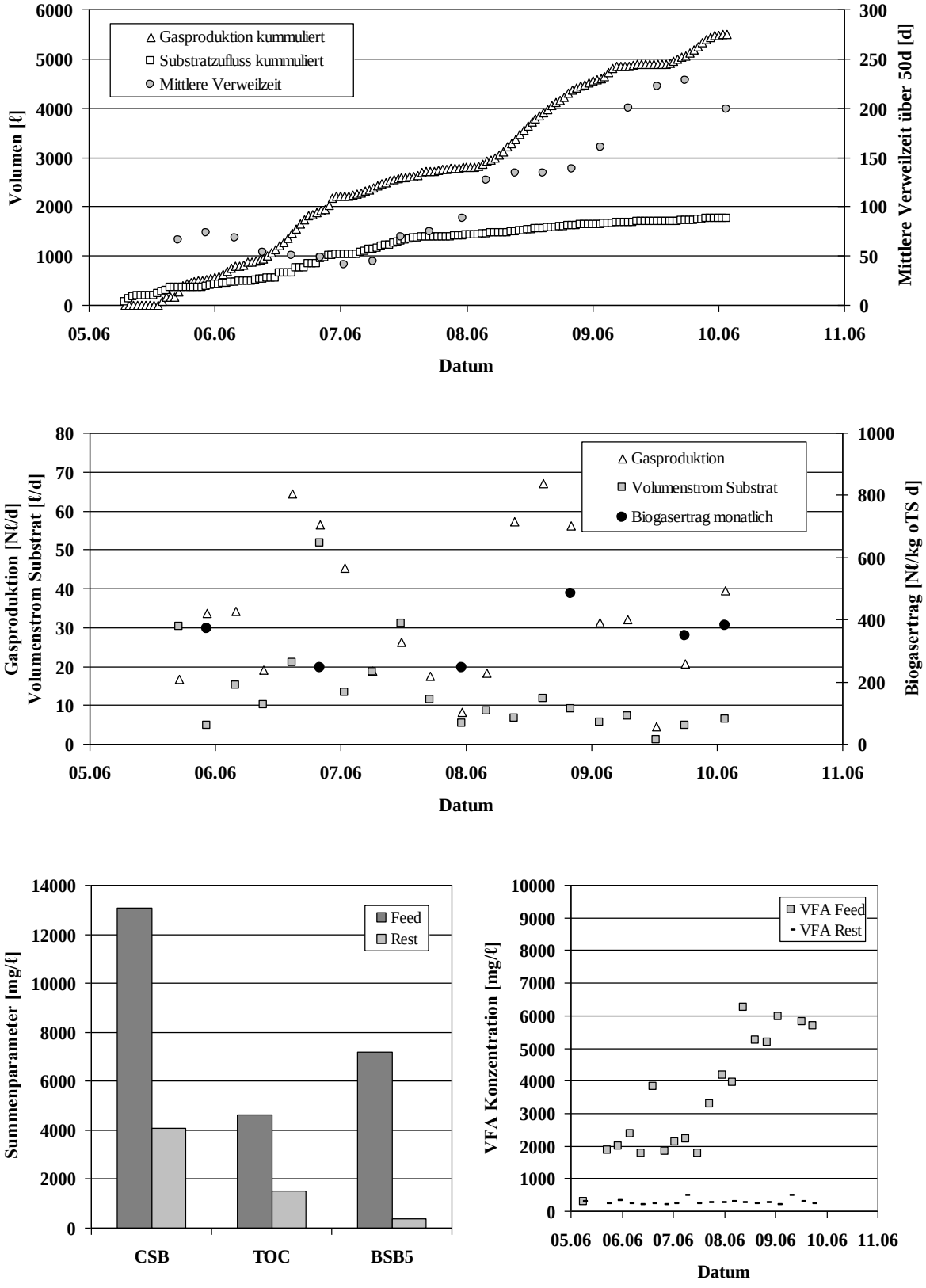


Abb. 6-1 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase I / II, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)*

Betriebsphase III (4.10.2006 – 20.12.2006)

Während dieser Phase wurden einige Modifikationen an der Beschickungseinrichtung des Reaktors vorgenommen. So wurde die Exzenterschneckenpumpe am 3.11.2006 durch eine Schlauchpumpe ersetzt. In Abbildung 6-2 (oben) ist dies am Rückgang der Verweilzeit erkennbar. Weiterhin wurde am 5.12.2006 die Tauchwand im Substratmischbehälter entfernt. Die Wirkung dieser Maßnahmen ist in dieser kurzen Betriebsphase noch nicht direkt zu erkennen. Wie bereits in Betriebsphase I / II schwankt der TS-Gehalt des Reaktorsubstrats sehr stark. Insgesamt ist eine Steigerung der Raumbelastung erreicht worden. Weiterhin ist die Verweilzeit mit einem Mittelwert von 67 Tagen auch in einem deutlich realistischeren Bereich angesiedelt. Der pH-Wert sowie die Reaktortemperatur weisen sehr konstante Werte auf.

Tab. 6-3 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase III

Phase III	Einheit	Mittelwert	Min.	Max.
pH	[-]	6,88	6,72	7,07
Reaktortemperatur T_R	[°C]	35,43	34,93	36,39
Trockensubstanz TS_{Feed}	[g/ℓ]	10,97	4,95	19,90
Organische Trockensubstanz oTS_{Feed}	[%]	82,02	73,86	88,17
Verweilzeit T_V	[d]	67	-	-
Raumbelastung B_R	[kg oTS/m³ d]	0,160	-	-

Die Abbauleistung durch den Reaktor war weiterhin sehr hoch. Die CSB/TOC-Fracht wurde im Mittel um mehr als 81 %, der BSB_5 wurde im Mittel um mehr als 96 % reduziert.

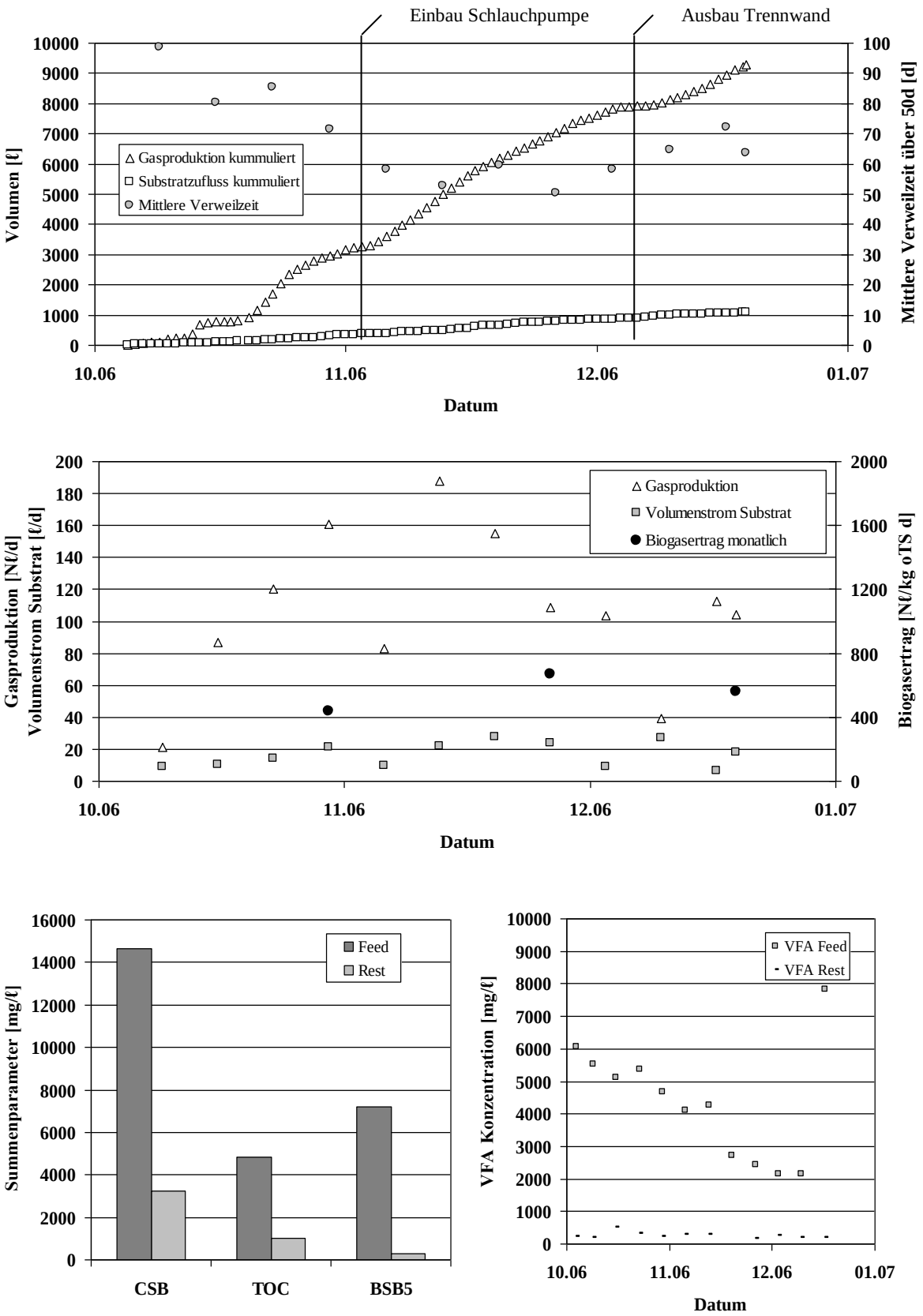


Abb. 6-2 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase III, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)*

Betriebsphase IV (20.12.2006 – 15.06.2007)

Die Modifikationen an der Beschickung des Anaerobreaktors aus Betriebsphase III führten zu einer konstanteren und zuverlässigeren Beschickung in Betriebsphase IV. Abbildung 6-3 (oben) weist einen konstanten Substratzufluss aus. Die dennoch starken Schwankungen in der Reaktorbelastung sind vor allem durch die schwierige Förderung des Speiserestsubstrates zu erklären. Hier gab es häufig Leitungsverblockungen und einen Motorausfall des Rührwerkes im Speiserestbehälter (05/07). Die Zeiträume 28.12.2006 bis 4.01.2007 sowie 18.02.2007 bis 28.02.2007 sind nicht in der SQL-Datenbank erfasst worden, da es hier zu einem Messwertrechnerdefekt kam. Die Gesamtvolumina wurden aber weiter durch die SPS erfasst (vgl. Kapitel 4).

Insgesamt ergibt sich für diesen Zeitraum ein mittlerer TS-Gehalt des Feed-Stroms von ca. 10,0 g/ℓ, was sich ebenfalls positiv auf die Raumbelastung von 0,2 kg oTS/(m³ d) auswirkte. Die Verweilzeit ist weiterhin auf 49 Tage gesunken, und somit wurden in dieser Betriebsphase erstmals Soll-Bedingungen erreicht, die eine Übertragbarkeit auf größere Maßstäbe erlauben.

Dies ist auch auf den stabilen Betrieb der Membranstufe im anaeroben Betrieb zurückzuführen (vgl. Kapitel 5).

Tab. 6-4 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase IV

Phase IV	Einheit	Mittelwert	Min.	Max.
pH	[-]	6,99	6,73	7,16
Reaktortemperatur T_R	[°C]	35,26	34,97	36,40
Trockensubstanz TS_{Feed}	[g/ℓ]	9,76	4,22	25,43
Organische Trockensubstanz oTS_{Feed}	[%]	81,20	68,54	92,55
Verweilzeit T_V	[d]	49	-	-
Raumbelastung B_R	[kg oTS/m³ d]	0,207	-	-

Die Abbauleistung der Anaerobstufe war weiterhin gut und deutet darauf hin, dass wesentlich höhere Beladungen von der Anaerobstufe umgesetzt werden können.

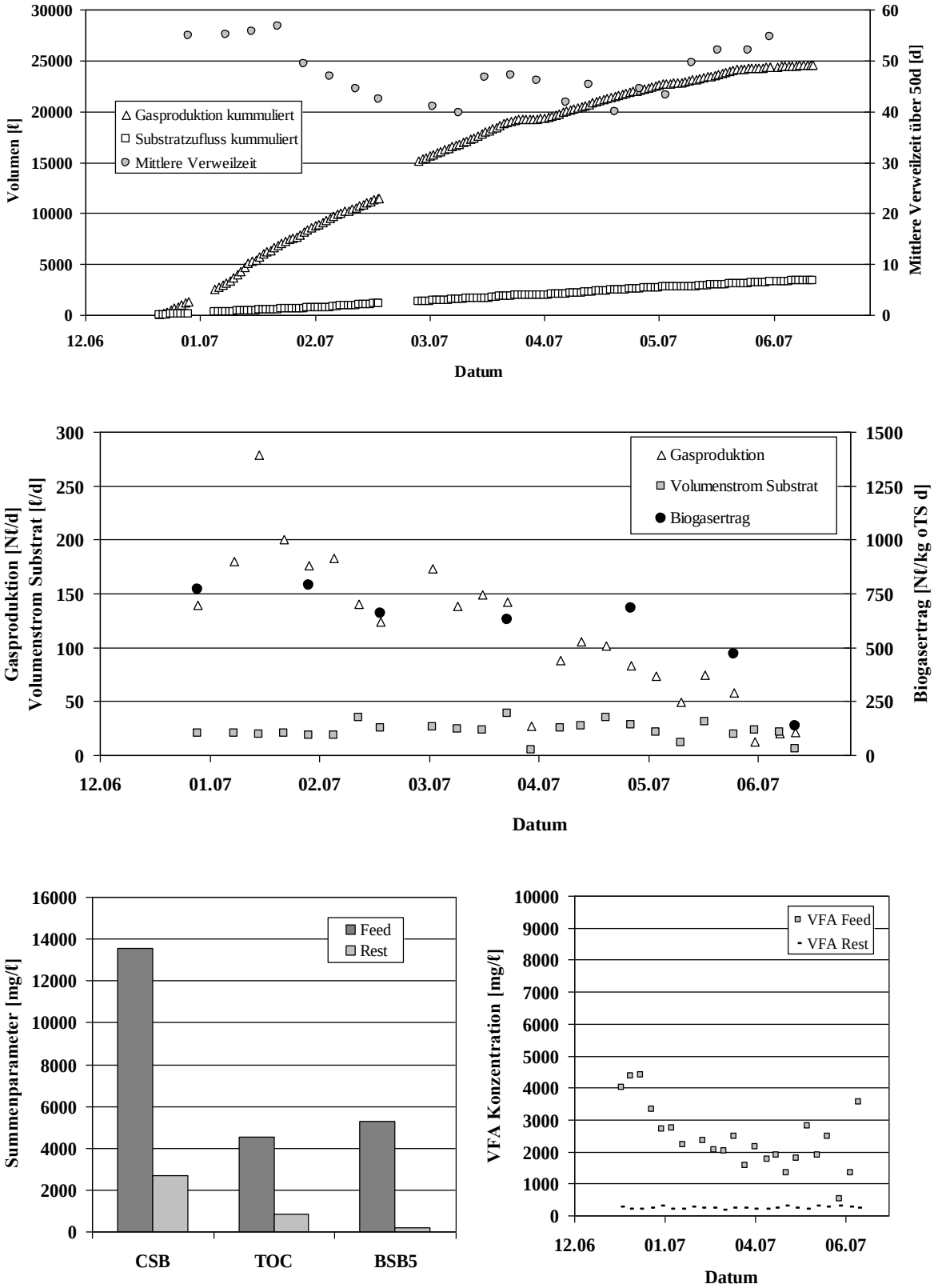


Abb. 6-3 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase IV, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)*

Betriebsphase V / VI (1) (15.06.2007 – 23.12.2007)

Zahlreiche Störungen der Substratförderung führten zu einer sehr niedrigen Reaktorbelastung B_R von nur 0,082 kg oTS/(m³ d) in Betriebsphase V. Eine neue Art der Vorbehandlung ist hier als Ursache zu nennen. Dadurch wurden die Speisereste zwar augenscheinlich kleiner zubereitet, allerdings befanden sich noch viele grobe Anteile in der Mischung, die für Schwierigkeiten bei der Förderung mit der Schlauchpumpe führten. Dies hatte eine wöchentliche Reinigung des Anschlussstutzens zur Folge. Außerdem wurde durch den Umbau der Leitungsführung vom Substratmischbehälter in den Reaktor (Entfernung unnötiger Winkelstücke) am 27.08.2007 versucht diesem Effekt entgegenzuwirken. Ein erneuter Rechnerdefekt vom 14.09.2007 bis 18.09.2007 ist Ursache für die Messwertlücke (Abb. 6-4, oben).

Die Verweilzeit von 51 Tagen entspricht in etwa der der Verweilzeit in Betriebsphase IV. Betriebsphase VI (1) wird hier nicht weiter ausgewertet und nur der Vollständigkeit halber mit aufgeführt.

Tab. 6-5 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase V

Phase V	Einheit	Mittelwert	Min.	Max.
pH	[-]	6,84	6,62	7,16
Reaktortemperatur T_R	[°C]	35,23	34,93	35,70
Trockensubstanz TS_{Feed}	[g/ℓ]	4,74	2,47	11,81
Organische Trockensubstanz oTS_{Feed}	[%]	71,64	59,48	84,48
Verweilzeit T_V	[d]	51	-	-
Raumbelastung B_R	[kg oTS/m³ d]	0,082	-	-

Die Abbauleistung der Anaerobstufe war weiterhin zufriedenstellend, insbesondere aufgrund der niedrigen Eingangsbelastung. Die Summenparameter CSB/TOC erfuhren hier eine Reduzierung von etwa 90 %, was durch die sehr oTS-arme Substratfracht zu erklären ist. Der BSB_5 wurde um 97 % reduziert.

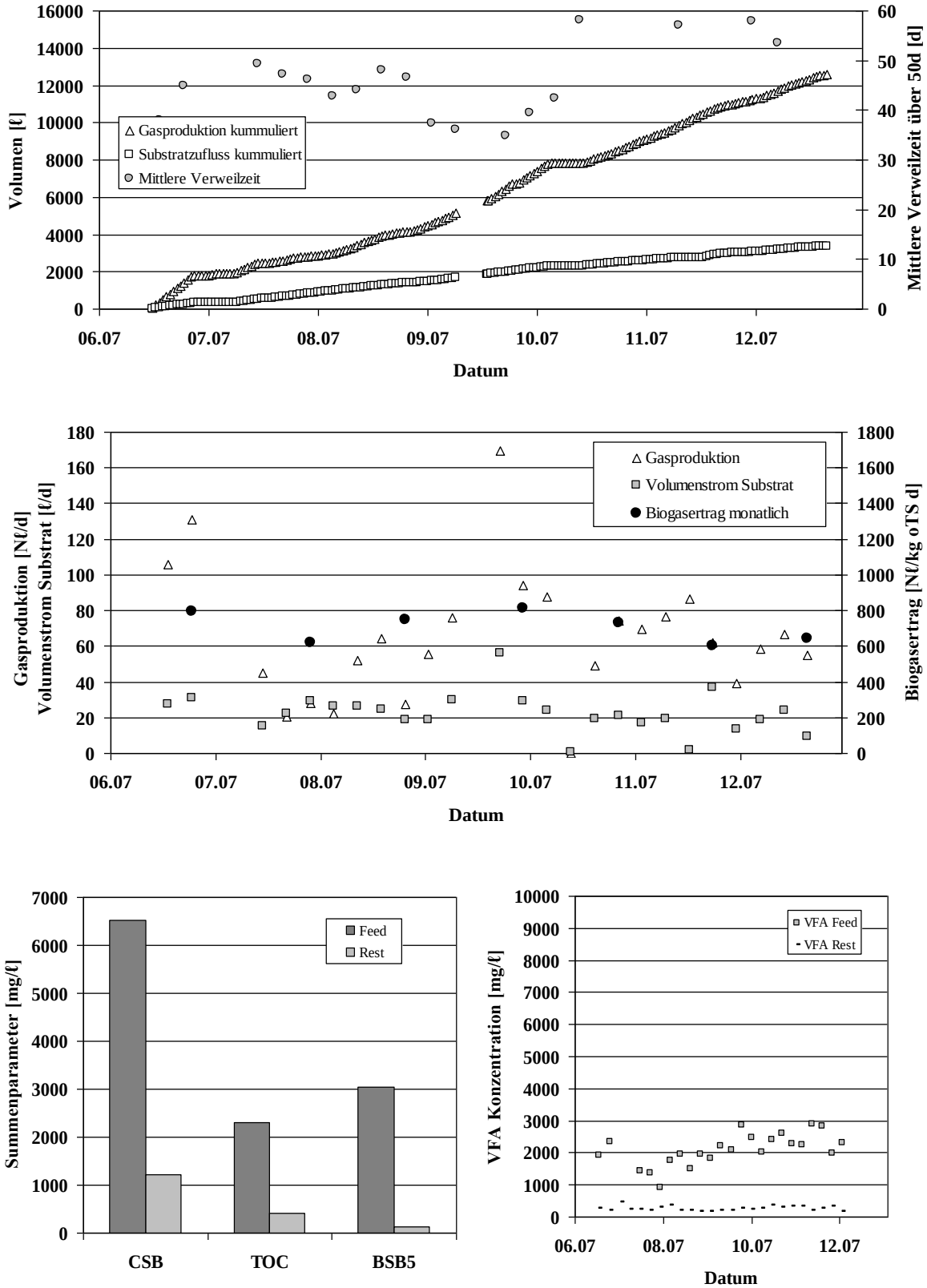


Abb. 6-4 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase V und VI (1), Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Biogasertrag (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)*

Betriebsphase VI (2) / VII (7.01.2008 – 21.07.2008)

Aufgrund technischer Schwierigkeiten in der Membranstufe (vgl. Kapitel 5) wurde die Anaerobstufe bis einschließlich April 2008 nur manuell mit sehr geringen Frachten beschickt, um eine Wiederinbetriebnahme zu ermöglichen. Diese Phase ist hier als VI (2) bezeichnet und für die Gesamtauswertung des vollautomatischen Betriebs nicht weiter interessant. Allerdings konnten durch die Beobachtung des außerplanmäßigen Anlagenstillstands über einen längeren Zeitraum wichtige Rahmenparameter für die Gesamtbewertung des Systems abgeleitet werden. So konnte eine Resistenz des Systems gegen längere Ausfallzeiten nachgewiesen werden. Eine erneute Inbetriebnahme im Anschluss verlief wesentlich schneller verglichen mit dem Einfahrbetrieb in Phase I, was auf die eher unempfindlichen Bakterienkulturen im Reaktor zurückzuführen ist.

Weiterfolgend wurde im Mai 2008 eine kontinuierliche Steigerung der Reaktorbelastung durchgeführt. In Abbildung 6-5 (oben) kann anhand der neu beginnenden Gasproduktion festgestellt werden, dass der Reaktor auch nach längerem Stillstand ohne Probleme wieder einsatzfähig ist. In Tabelle 6-6 sind die Betriebsparameter ab Mai 2008 gemittelt dargestellt. Gegenüber Versuchsphasen I bis V ist ein leichter Rückgang des pH-Wertes auffällig. Dies kann auf die niedrige Substratzufuhr während des vorherigen Anlagenstillstandes zurückgeführt werden.

Die Beschickung beinhaltet gegen Ende der Versuchsphase einen oTS-Gehalt von mehr als 30 g/ℓ, was gemessen an den vorangegangenen Versuchsphasen deutlich höher ist.

Tab. 6-6 Betriebsparameter Anaerobstufe in Betriebsphase VII (ab 1.05.2008)

Phase VII	Einheit	Mittelwert	Min.	Max.
pH	[-]	6,60	6,29	6,65
Reaktortemperatur T_R	[°C]	35,23	34,95	35,66
Trockensubstanz TS_{Feed}	[g/ℓ]	12,47	3,25	34,53
Organische Trockensubstanz oTS_{Feed}	[%]	80,93	57,97	92,56
Verweilzeit T_V	[d]	66	-	-
Raumbelastung B_R	[kg oTS/m³ d]	0,218	-	-

Die Abbauleistung gemessen an den Summenparametern ist unbeeinträchtigt hoch. Auch hier gibt es keine negativen Einflüsse durch die vorherige Betriebspause. Die insgesamt höhere Belastung durch flüchtige Fettsäuren führt zu einer leicht angestiegenen Konzentration im Reaktorüberlauf.

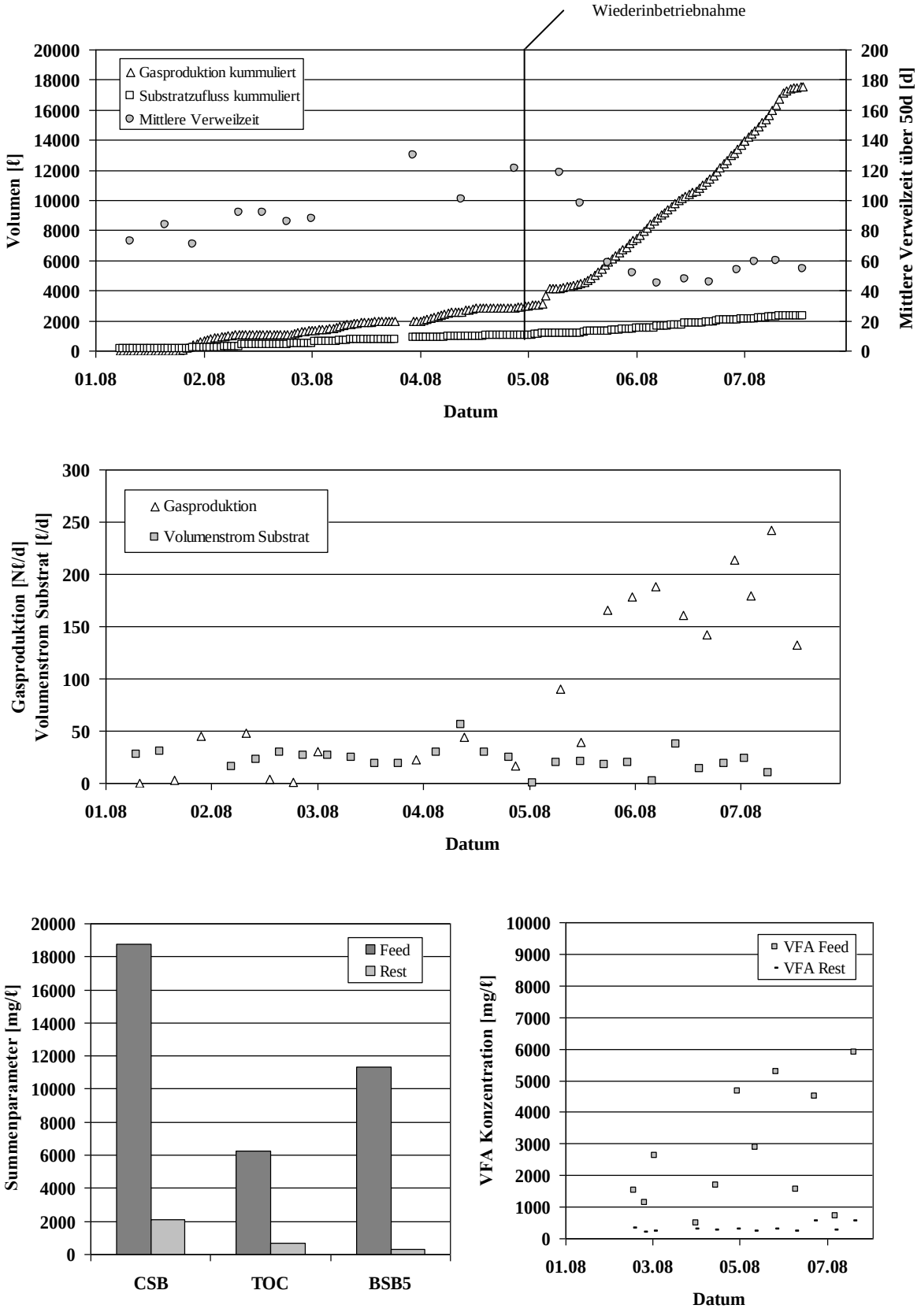


Abb. 6-5 *Betrieb der Anaerobstufe während Phase VI (2) / VII, Gasproduktion, Konzentratzufluss, Verweilzeit (oben), Gasproduktion/Substratzufluss (Mitte), Summenparameter – Abbau der Konzentrationen CSB, TOC und BSB_5 bzw. der Fettsäuren VFA im Reaktor (unten)*

6.2 GASPRODUKTION UND QUALITÄT

Die mögliche Biogasproduktion aus der Substratmischung Abwasserkonzentrat und Speiserest hängt primär vom Anteil organischen Kohlenstoffs der Speisereste ab.

Der hier erreichte Biogasertrag bezogen auf das Eingangsvolumen ist durch den hohen Volumenanteil des Abwasserkonzentrats als sehr niedrig zu betrachten. Es werden nur 2,6 - 9,2 m³/t FM (Feuchtmasse) erzeugt, was verglichen mit typischen Substraten für Biogasanlagen sehr niedrig ist (vgl. Tab. 6-7). Rinder- bzw. Schweinegülle erzielen in etwa 20 – 30 m³/t FM [FNR, 2005].

Tab. 6-7 Biogasertrag und mittlere Gasausbeute der einzelnen Versuchsphasen

	Gasmenge	Substrat-menge	Biogasertrag	Mittlere Verweilzeit	Mittlere Gasausbeute
	[ℓ]	[ℓ]	[m³/t FM]	[d]	[Nℓ/kg oTS]
Phase I / II	5503	2119	2,60	111	322
Phase III	9285	1301	7,14	67	579
Phase IV	24585	4052	6,07	49	598
Phase V	12610	4032	3,13	51	741
Phase VII	14619	1590	9,19	66	1018

Die mittlere Gasausbeute liegt mit Werten zwischen 322 und 1018 Nℓ/(kg oTS) im sehr hohen Bereich. Laut der FNR können aus Speiseresten und überlagerten Lebensmitteln etwa 200 – 500 m³/(t oTS) erwartet werden [FNR, 2005a]. Weitere Quellen beschreiben Ausbeuten von über 850 m³/(t oTS) [KTBL, 2005]. Da die Beladung des Reaktors im Fall der INKONDA-Versuchsanlage verglichen mit landwirtschaftlichen Biogasanlagen sehr niedrig ist, wird der Kohlenstoff in diesem Fall auch überproportional gut umgesetzt. Bei höheren Raumbelastungen würde möglicherweise in einem einstufigen Verfahren, wie im Fall INKONDA, auch deutlich mehr umsetzbarer Kohlenstoff über den Reaktorüberlauf ausgetragen.

Der Grund für die starken Schwankungen der mit der Pilotanlage erzielten Ergebnisse ist in der unterschiedlichen Qualität der Substratzufuhr zu finden. Phase I / II kann als Einfahrbetrieb gewertet werden und liefert keine repräsentativen Ergebnisse für eine Gesamtbewertung des Verfahrens. Phase III liefert Werte für einen Zeitraum mit eher hoher bzw. steigernder Belastung. Phase IV bildet den Regelfall ab, da hier ein kontinuierlicher Betrieb von Membranstufe und Anaerobstufe über einen Zeitraum von 6 Monaten ohne technische Schwierigkeiten realisiert wurde. Probleme mit der Substratzufuhr in Phase V

spiegeln sich auch deutlich in der Gesamtauswertung wider, da hier bei etwa gleicher Substratmenge im Vergleich mit Phase IV nur der halbe Biogasertrag erreicht werden konnte.

Qualitativ unterscheidet sich die Biogaszusammensetzung in den einzelnen Betriebsphasen eher unwesentlich. Die gemittelten Zusammensetzungen sind Tabelle 6-8 zu entnehmen. Der Methananteil liegt durchgehend mit sehr hohen Werten im Bereich 65 – 70 %. Die einzelnen Betriebsphasen wirken sich hier nicht merklich aus. In Phase I / II als auch in Phase VII wurde eine messbare Sauerstoffkonzentration festgestellt. In Phase I / II ist dies auf eine Undichtigkeit einer Armatur zurückzuführen. In Phase VII sorgte ein defektes Magnetschaltventil für Sauerstoffeintrag in den Reaktorbereich, da das Gasmessgerät während dieser Phase neben dem Reaktorgas auch Gas aus dem Membranteil ansaugte. Auf die Gesamtqualität des Biogases wirkte sich dies allerdings nicht aus, da die zugeführten O_2-Anteile sehr gering waren.

Tab. 6-8 *Gemittelte Biogaszusammensetzung der Versuchsphasen I bis VII*

	CH_4 [%]	**CO_2 [%]**	**H_2 [%]**	**O_2 [%]**
Phase I / II	67	31	0	2
Phase III	67	34	0	0
Phase IV	71	28	0	0
Phase V	69	31	1	0
Phase VII	67	32	0	1

Für eine vollständige Bilanzierung wurde bei der Zusammenstellung der Stoffflüsse der Stoffaustrag über den Gaspfad nicht berücksichtigt. Errechnet man den Masseaustrag aus dem System über den Normliteraustrag und die spezifische Dichte der einzelnen Gaskomponenten, so ergibt sich ein Gesamtaustrag von 65,7 kg über den gesamten Versuchszeitraum. Tabelle 6-9 fasst den Masseaustrag über die einzelnen Betriebsphasen zusammen.

Tab. 6-9 *Masseaustrag über den Gaspfad für die einzelnen Betriebsphasen*

	CH_4		CO_2		H_2		O_2	
	[Nm³]	[kg]	[Nm³]	[kg]	[Nm³]	[kg]	[Nm³]	[kg]
Phase I / II	3,25	2,34	1,52	3,00	0,00	0,00	0,08	0,10
Phase III	5,67	4,08	2,87	5,67	0,03	0,00	0,00	0,00
Phase IV	13,23	9,53	5,27	10,42	0,01	0,00	0,07	0,10
Phase V	7,89	5,68	3,62	7,15	0,06	0,01	0,00	0,00
Phase VII	10,39	7,48	4,99	9,87	0,01	0,00	0,20	0,26
Summe		**29,12**		**36,11**		**0,01**		**0,46**

6.3 ABBAUGRAD VON KOHLENSTOFFVERBINDUNGEN DURCH DIE ANAEROBSTUFE

Die im Versuchsbetrieb geleistete Abbauleistung kann anhand verschiedener Messungen in den Ausgangssubstraten bestimmt werden. Im Folgenden werden die Abbaugrade anhand der Laboranalysen in der Flüssigphase sowie anhand der Messungen über den Gaspfad errechnet und verglichen. Dies kann als Indikator dafür angesehen werden, ob im Versuchsbetrieb des Systems in sich stimmige Ergebnisse produziert worden sind.

6.3.1 Abbaugrade gemessen an den Flüssigproben

Die wöchentliche Probenahme ermöglicht eine Gegenüberstellung des Abbaugrades der jeweiligen Anteile in den Feed- und Restproben der Flüssigprobe. Die angegebenen Werte wurden über den jeweiligen wöchentlichen Volumenstrom anteilig gemittelt. Tabelle 6-10 gibt die erreichten Abbaugrade der Versuchsphasen I bis VII wieder.

Tab. 6-10 *Abbau von Kohlenstoffverbindungen gemessen an den Flüssigproben*

	CSB	**TOC**	**oTS**	**BSB_5**	**VFA**
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
Phase I / II	68,8	67,7	59,8	95,0	91,0
Phase III	78,0	78,9	77,8	95,9	93,5
Phase IV	80,2	81,8	78,0	96,4	90,1
Phase V	80,6	82,0	85,5	95,9	87,6
Phase VII	87,4	90,1	89,0	97,1	89,2

In allen Versuchsphasen ergeben sich gute Übereinstimmungen zwischen dem jeweiligen Abbaugrad von CSB, TOC und oTS-Gehalt. Zu Beginn von Versuchsphase I ist der erzielte

Abbaugrad aufgrund der Einfahrphase noch nicht stark ausgeprägt, was sich im Mittel auf den Abbaugrad der gesamten Phase auswirkt und so niedrigere Werte liefert als der Vergleich mit den Phasen III bis VII. Ein besonders hoher Abbaugrad wurde in Phase VII erreicht. Dies kann auf die gestiegene Gesamtbeladung zurückgeführt werden, die sich positiv auf die Abbauaktivität und das Wachstum der anaeroben Bakterien auswirken kann.
Der BSB_5-Wert wird kontinuierlich um etwa 95 % reduziert. Ähnlich verhält es sich mit den flüchtigen Fettsäuren, die einen Abbaugrad von etwa 90 % erreichen.

6.3.2 Abbaugrad über die Gasphase

Aus ökonomischer Sicht ist eine möglichst vollständige Umsetzung der Substrate wünschenswert, so dass maximale Erträge erwirtschaftet werden. Für eine Weiterverwertung des Gärrestes wird ebenfalls ein stabiles Produkt angestrebt, welches nach geeigneter Nachbehandlung eine möglichst geringe biologische Aktivität aufweisen sollte. Gleiches gilt für die Verwendung als Düngemittel nach erfolgter Hygienisierung.
Die Abbaugrade werden entsprechend der in Kapitel 2.3.3 aufgeführten Gleichungen über den Gasaustrag ermittelt werden. Dabei ergeben sich die in Tabelle 6-11 dargestellten Werte.

Tab. 6-11 Abbaugrade von Kohlenstoffverbindungen anhand Biogasbildung nach VDI 4630

	CSB [%]	**TOC** [%]	**oTS** [%]
Phase I / II	34,3	26,7	24,1
Phase III	85,9	73,5	61,3
Phase IV	76,9	60,3	54,1
Phase V	91,3	70,3	62,3
Phase VII	84,2	70,5	69,8

Die nach VDI-Richtlinie 4630 berechneten Abbaugrade zeigen untereinander folgende Abweichungen auf:

$$\text{Abbaugrad}_{CSB} > \text{Abbaugrad}_{TOC} > \text{Abbaugrad}_{oTS} \qquad \textit{(Gl. 6-1)}$$

Idealerweise sollten die Abbaugrade untereinander nicht mehr als 10 % Abweichung aufweisen. Bei den Technikumsversuchen wurden ähnliche Abweichungen in der Arbeit von KOCH, 2007 festgestellt, die über den HCO_3^--Austrag über die Flüssigphase erklärt werden

konnten. Dieser Annahme liegt zu Grunde, dass bereits gebildetes CO_2 innerhalb des Kopfraums des Reaktors zu Hydrogencarbonat umgewandelt wurde:

$$CO_2 + H_2O \leftrightarrow HCO_3^- + H^+ \text{ (Carbonat-Puffersystem)} \qquad \textit{(Gl. 6-2)}$$

Demnach bildet sich aus jedem Mol CO_2 jeweils ein Mol HCO_3^-. Exemplarisch bilden sich für eine Konzentration von 1 g/ℓ bzw. 0,0164 mol/ℓ HCO_3^- im Gärrest unter Normdruck 0,41 ℓ CO_2. Bei Berücksichtigung dieses CO_2 würde sowohl der Anteil an CO_2 im Biogas, der stark gewichtet wird, als auch das Volumen an produziertem Biogas steigen.
Zur Kontrolle wurde die mittlere HCO_3^--Konzentration anhand der Restproben bestimmt und den einzelnen Versuchsphasen zugeordnet. Die potentiell entstehende Gasmenge in Form von gelöstem CO_2 wurde in eine Tagesmenge umgerechnet und zu der gemessenen Menge Biogas addiert. Diese Korrektur der Gasmenge wurde rechnerisch für die Abbaugrade nach VDI berücksichtigt und in Abbildung 6-6 veranschaulicht. Es zeigt sich eine deutliche Annäherung des berechneten Abbaugrades über die Gasphase mittels TOC und oTS an die aus den Laborproben ermittelten Werte. Damit kann die Kohärenz des Systems nachgewiesen und die angewandte Massenermittlung der Anlage auf diesem Weg bestätigt werden.

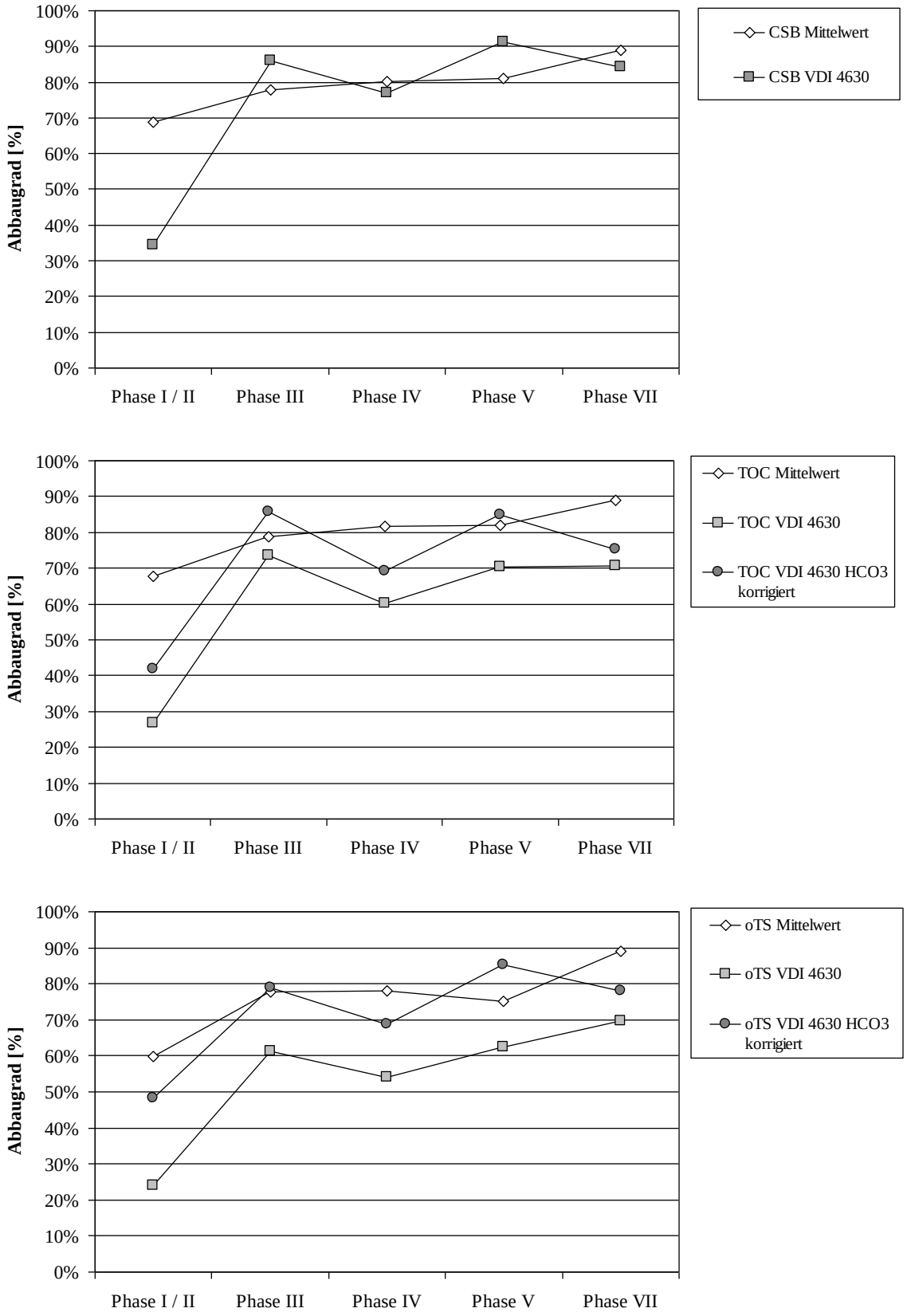


Abb. 6-6 *Abbaugrad von Kohlenstoffen in der Anaerobstufe Phase A-E; Mittelwerte aus Laborproben, über den Gasaustrag berechnet und mit HCO_3^--Korrektur; CSB (oben), TOC (Mitte), oTS (unten)*

6.4 GESAMTBEWERTUNG DER ANAEROBSTUFE

Der Anaerobreaktor wurde während der gesamten Versuchslaufzeit mit einer sehr dünnen Substratmischung beschickt. Für eine Biogasanlage ist eine Raumbelastung von 2 bis 5 kg oTS/(m³ d) anzustreben. Unter einer Raumbelastung von 2 kg oTS/(m³ d) spricht man von Schwachlast [F.SCHÜNEMEYER, 2005]. Im Vergleich unterschreiten die Raumbelastungen im Fall der INKONDA-Pilotanlage diese um mindestens Faktor 10. Bei der Bewertung ist zu berücksichtigen, dass die Raumbelastung aufgrund der möglichst realistischen Auslegung des dezentralen Konzeptes sehr niedrig war. Eine Steigerung des organischen Anteils durch die Erhöhung des Anteils von Speiseresten gestaltete sich aufgrund technischer Schwierigkeiten als kompliziert, wurde aber in Ansätzen in Versuchsphase VII erfolgreich durchgeführt. Positiv fällt die dem Substrat angemessene spezifische Gasausbeute auf, vgl. Kapitel 6.2. Die maximale erzielte spezifische Gasbildungsrate in den Versuchsphasen I - IV liegt mit 0,6 Nℓ/(g oTS) auf einem niedrigen Niveau verglichen mit den Technikumsversuchen. Allerdings zeigen die hohen Ausbeuten in den Versuchsphasen V und VII, dass Steigerungspotential besteht.

Die Beständigkeit der Bakterien im Reaktor bei längeren Stillständen konnte in Versuchsphase VII beobachtet werden. Die erneute Beschickung sorgte für eine schnelle Wiederaufnahme der Biogasproduktion. Dieser Effekt kann bei einem denkbaren saisonalen Betrieb von Nutzen sein.

Da die häufigste Fehlerquelle in der Förderung der Substratmischung lag, muss hier bei einem erneuten Einsatz einer Versuchsanlage dieser Größenordnung eine verbesserte Pumpentechnik eingesetzt werden. Alternativ könnte auch die Pumpfähigkeit des Substrats „Speiserest“ durch eine erweiterte Vorbehandlung optimiert werden.

7 PILOTBETRIEB DER GÄRRESTENTWÄSSERUNG

Die Entwässerung des Gärrestes erfolgte mittels einer Sackentwässerung. Durch dieses einfache Verfahren wurde das flüssige Gärrestfiltrat durch Filtersäcke von den festen Rückständen getrennt. Ein flüssiger Rückstand wurde nicht produziert, da das Filtrat der Sackentwässerung direkt zur weiteren Aufbereitung in die Membranstufe geleitet wurde. Ungewollte Nebeneffekte wie beispielsweise das vermehrte Auftreten von Insekten oder unangenehmer Geruch durch das offene Verfahren konnten nicht festgestellt werden.

Nach Beendigung des automatischen Betriebes wurden weiterführende Untersuchungen des Gärrests hinsichtlich einer dezentralen Nutzung durchgeführt. Diese beinhaltete neben einer Analyse des Nährstoff- und Schwermetallgehalts eine Pelletierung des Gärrests mittels einer Pelletpresse. Erweiterte Nutzungsmöglichkeiten, wie eine Verwendung als Heizstoff und die Herstellung von Düngemittelpellets, wurden in diesem Rahmen ebenfalls näher betrachtet. Grundsätzlich gilt es, den anfallenden Gärrest pflanzenbaulich zu nutzen aber auch umweltschonend auszubringen [LTZ, 2007]. Durch die Inhaltsstoffe des Gärrestes ist es so möglich, Mineraldünger zu substituieren, wodurch weiterhin eine Reduzierung der Umweltbelastung in Zusammenhang mit der Herstellung von Mineraldünger erreicht werden kann, da diese sehr energieintensiv ist [KALTSCHMIDT, 1997]. Zusätzlich sind insbesondere die weltweiten Phosphorvorräte begrenzt. Zudem trägt eine Wiederverwertung des Gärrests ebenfalls zur langfristigen Erhaltung der Bodenqualität bei, da besonders landwirtschaftliche Nutzflächen durch intensive Bewirtschaftung Humus verlieren, welcher durch die schwer abbaubaren Kohlenstoffverbindungen des Gärrests substituiert werden kann.

7.1 GÄRRESTERFASSUNG

Durch die fortlaufende Entwässerung fiel während der gesamten Laufzeit der Pilotanlage nur eine relativ geringe Menge Gärrest an, so dass im Juli 2007 beide Filtersäcke einen Füllstand von etwas 50 % aufwiesen. In Stichproben wurde der Feststoffgehalt des Gärrests zu etwa 80 g/ℓ ≙ 8 % bestimmt.

Eine endgültige Bestandsaufnahme wurde zum Ende der Untersuchungen im Juli 2008 durchgeführt. Durch die permanente Zufuhr von Substrat haben sich verschiedene TS-Zonen in den Filtersäcken ausgebildet. Abbildung 7-1 gibt den Zustand beider Filtersäcke gegen Ende der Untersuchungen wieder. Dabei wurde der Gärrest im rechten Filtersack über einen Zeitraum von 12 Wochen getrocknet und anschließend beprobt. Die Profilaufnahme ergab eine äußerlich auf bis zu 45 % TS-Gehalt luftgetrocknete Schale, wobei im Kern deutlich niedrigere Werte vorlagen. Die in Abbildung 7-1 angegebenen Werte sind Mittelwerte von jeweils drei Einzelproben aus dem geborgenen Gärrest, welcher in den folgenden Untersuchungen zum Einsatz kam.

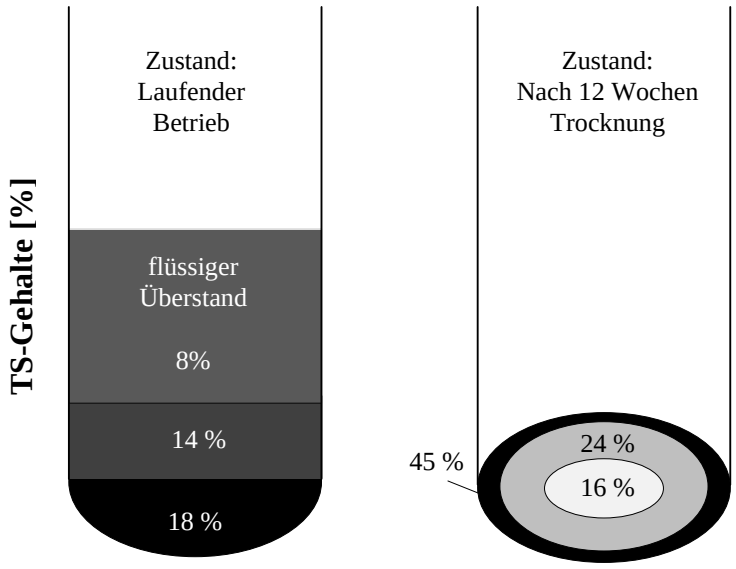


Abb. 7-1 *Sackentwässerung: TS-Gehalte im laufenden Betrieb und nach einer Trocknung von 12 Wochen*

Der Gesamtertrag der Sackentwässerung konnte nur näherungsweise ermittelt werden, da der TS-Gehalt des Rückhalts nicht konstant war (vgl. Abb. 7-1). Das Material wurde geborgen und gewogen, der TS-Gehalt wurde nach erfolgter Klassifizierung und Vermischen des Substrats bestimmt. Die hier ermittelten Massen und Volumina sind in Tabelle 7-1 dargestellt.

Tab. 7-1 Gesamtertrag der Sackentwässerung Mai 2006 bis Juli 2008

Gärrest	Zustand	Gesamtmasse [kg]	TS [%]
1	feucht	15	18,3
2	sehr feucht	23	14,2
3	trocken	15	27,8

7.1.1 Nährstoffgehalte im Gärrest

Für eine Nutzung des Gärrests ist vor allem das Vorhandensein von Nährstoffen entscheidend. Tabelle 7-2 gibt einen Überblick über die gemessenen Konzentrationen im Gärrest bezogen auf den Trockensubstanzgehalt der jeweiligen Probe (GR 1-3). Um eine Vergleichbarkeit zu ermöglichen, wurde ebenfalls ein Gütekompost (K) und die dort vorhandene Nährstoffzusammensetzung untersucht.

Tab. 7-2 Nährstoffgehalte im entwässerten Gärrest im Vergleich mit einem Gütekompost

	Gärrestproben					**Kompost**
	GR 1 [mg/kg TS]	GR 2 [mg/kg TS]	GR 3 [mg/kg TS]	∅ [mg/kg TS]		K [mg/kg TS]
Stickstoff (TN)	60,7	83,5	57,9	67	>	13,9
Ammonium (NH_4^-N)	0,11	0,77	0,9	1	>	0,47
Nitrat (NO_3^-)	280	79	170	176	<	950
Phosphor (P)	50,7	41,4	41,4	45	>	2,94
Kalium (K)	4,24	3,21	3,58	4	<	9,04
Magnesium (Mg)	3,77	3,35	3,2	3	=	2,96
Calcium (Ca)	56,5	50,1	57,3	55	>	16,1

Beim Vergleich der mittleren Nährstoffanteile fällt auf, dass insbesondere ein deutlich höherer Anteil an Stickstoffen und Phosphor in den Gärrestproben vorliegt. Dies kann vor allem durch die häusliche Abwasserkomponente erklärt werden. Gerade Phosphor passiert ohne Umsetzung die anaerobe Behandlungsstufe und findet sich im Gärrest wieder. Der deutlich niedrigere Nitratanteil erklärt sich anhand der Bakterienkulturen, denen das Substrat ausgesetzt war. Bei der Kompostherstellung wurde eine aktive Belüftung durchgeführt, was sich förderlich auf die Nitratbildung auswirkte. Der Gärrest stand zwar während der Sackentwässerung ebenfalls in direktem Kontakt mit der Umgebungsluft, wurde aber nicht umgewälzt bzw. umgeschichtet, so dass man von anaeroben Verhältnissen im Inneren der Filtersäcke ausgehen kann.

7.1.2 Schwermetallbelastung im Gärrest

Für eine Ausbringung im land- und forstwirtschaftlichen Bereich stellt die Bioabfallverordnung nach §4 (2004) Anforderungen hinsichtlich des Schadstoffgehalts der betreffenden Substrate. Zur Qualitätssicherung wurden im Laufe des Pilotbetriebes Gärrestproben aus den Filtersäcken (GR 1-3) genommen und auf ihren Schwermetallgehalt untersucht, Tabelle 7-3. Vergleichend wurde ebenfalls eine Kompostprobe (K) eines Hamburger Recyclinghofes analysiert.

Tab. 7-3 Schwermetallgehalte nach Bioabfallverordnung in Stichproben des Gärrests

	Bioabfallverordnung		**Gärrestproben**				**Kompost**
	Aufbringung gemäß		GR 1	GR 2	GR 3	∅	K
	§6, Abs. 1+2 Landwirtschaft [mg/ kg TS]	§6, Abs. 3 Forstwirtschaft [mg/ kg TS]	[mg/ kg TS]	[mg/ kg TS]	[mg/ kg TS]	[mg/ kg TS]	[mg/ kg TS]
Blei	150	100	117	113	113	114	47,6
Cadmium	1,5	1	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
Kupfer	100	70	1205	1310	1295	1270	47,3
Nickel	50	35	49,6	55,6	61,2	55,5	6,68
Quecksilber	1	0,7	1,2	0,67	0,67	0,85	0,37
Zink	400	300	1230	1440	1355	1342	157

Die Grenzwerte der Bioabfallverordnung können von den Gärrestproben nicht eingehalten werden. Besonders deutlich wird dies bei den Messwerten für Kupfer, Abweichung um Faktor 13 und Zink, Abweichung um Faktor 3,4. Kupfer und Zink gehören zu den traditionellen Baumaterialien für Dächer, Regenrinnen und Fallrohre. Durch Verwitterung der Oberflächen und einhergehender Korrosion gelangen diese Schwermetalle in das Dachabflusswasser und damit in Bereichen der Mischkanalisation auch zur Kläranlage. Beide Schwermetalle wirken in hohen Konzentrationen toxisch und können beim Menschen zu Leberschädigungen führen. Weiterhin ist eine erhöhte Toxizität für aquatische Lebewesen gegeben [UBA, 2000 u. 2005].

Besonders in einer Großstadt wie Hamburg ist es nicht verwunderlich, dass die o.g. Grenzwerte mit der INKONDA-Methode nicht eingehalten werden können, da die Abwasserinhaltsstoffe mittels Membrantechnik und der folgenden Sackentwässerung aufkonzentriert werden. Da in Hamburg etwa ¼ der gesamten Anschlussfläche über Mischwassersiele entwässert [FHH BEHÖRDE FÜR STADTENTWICKLUNG UND UMWELT, 2009], erklären sich die hohen Schwermetallfrachten.

Bei einem Einsatz des INKONDA-Prinzips unter ‚echten' dezentralen Bedingungen ist mit deutlich niedrigeren Belastungen zu rechnen.

7.2 VERARBEITUNG DES GÄRRESTS ZU NUTZPELLETS

Das vergorene Material von Biogasanlagen wird in der Regel, sofern keine unzulässigen Belastungen von Schadstoffen vorhanden sind, durch Ausbringung auf landwirtschaftlichen Flächen in den natürlichen Nährstoffkreislauf zurückgeführt [EGGER, 1997]. Neben dem Produkt Biogas lassen sich auch andere Produkte des anaeroben Abbaus zu diesem Zweck sinnvoll nutzen. Für dezentrale Anwendungen kommen vor allem die Kompostierung und die Pelletierung in Frage, um die so entstehenden Produkte Gärkompost bzw. Düngemittelpellets direkt vor Ort einzusetzen. Durch solche Methoden können Transportkosten verringert und Düngemittelkosten für Grünflächen eingespart werden.

Die Pilotanlage des INKONDA-Verfahrens verfügte nicht über eine Gärrestaufbereitungsstufe. Im Zuge weiterer Untersuchungen wurde eine externe Kollergangpresse der Fa. Amandus Kahl, Reinbek eingesetzt, um Pellets zu erstellen, vgl. Abbildung 7-2.

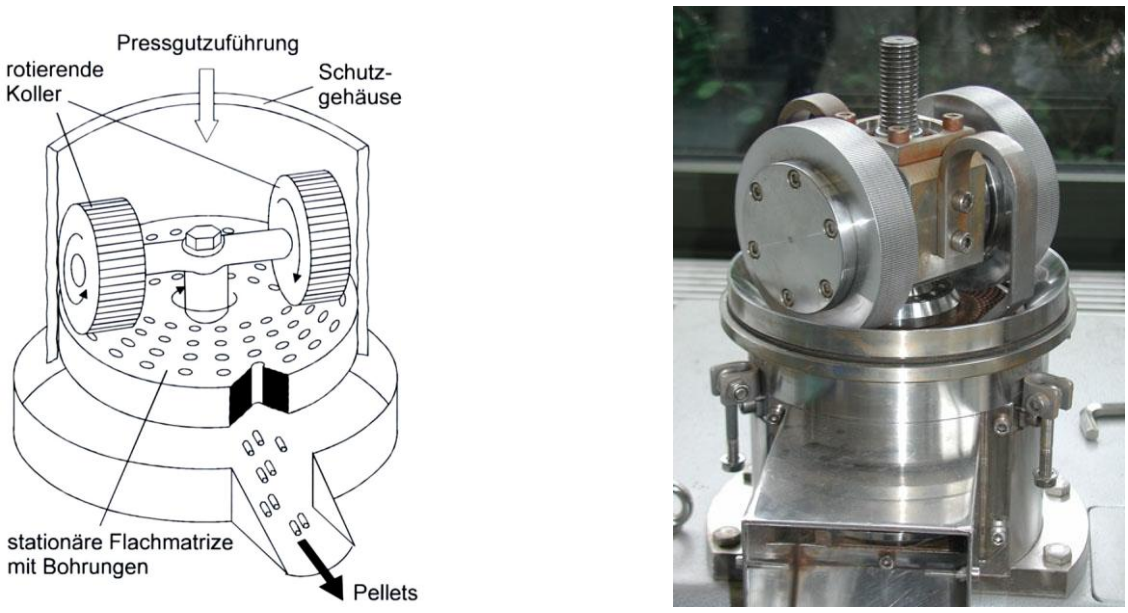


Abb. 7-2 *Funktionsweise einer Kollergangpresse mit Flachmatrix (links, HARTMANN, H., 2001), Versuchsanlage an der TUHH (rechts)*

Da eine Pelletierung in einer dezentralen Anwendung des INKONDA-Verfahrens aufgrund der geringen Mengen nur im Batch-Betrieb sinnvoll erscheint, wurde an dieser Stelle auf eine Automatisierung verzichtet. Bei sehr großen Anwendungsfällen ist dies aber durchaus

realisierbar und sinnvoll. Das Arbeitsprinzip einer Kollergangpresse ist in Abbildung 7-2 dargestellt. Rotierende Koller überfahren dabei eine Matrize, die vorgebohrte Öffnungen mit konischen Ausgängen hat. Dabei wird das Pressgut in Form von Pellets erzeugt. Ein ebenfalls rotierendes Schnittwerkzeug läuft unterhalb der Flachmatrize und schneidet die Pellets auf die gewünschte Länge.

In den Versuchen wurde eine Presse vom Typ 14-175 verwendet (14 mm Pressweg, 175 mm Durchmesser der Matrize). Diese kommt vorwiegend in der Forschung zum Einsatz, wo sie für die Optimierung von Substratmischungen und die Herstellung von Versuchspresslingen benutzt wird.

7.2.1 Pelletierung von Gärrest-Kompost-Mischungen

Die aus den Filtersäcken geborgenen Gärrestproben (vgl. Abb. 7-1) waren mit Feuchtgehalten von bis zu 85 % nicht für eine direkte Pelletierung qualifiziert. Somit war eine Beimischung von trockenerem Material erforderlich, dessen Eigenschaften eine spätere Nutzung als Düngemittel uneingeschränkt erlauben. Der bereits zuvor analysierte Gütekompost (K, vgl. Tab. 7-2, 7-3) wurde zu diesem Zweck dem Gärrest in verschiedenen Mischverhältnissen beigemengt.

Es wurden drei Gärrestproben unterschiedlicher Feuchtgehalte den Filtersäcken entnommen und in jeweils drei verschiedenen Mischungsverhältnissen mit dem Gärrest vermengt (Tab. 7-4). Zusätzlich wurde eine direkte Pressung mit dem trockensten Gärrest versucht, so dass insgesamt 10 Mischungen zur Verfügung standen.

Tab. 7-4 Materialien und Mischungsverhältnisse zur Pelletierung

Substrat	**Gärrest**	**TS Gärrest**	**TS Kompost**	**Mischungsverhältnis**			**TS Mischung**	**TS**
	Zustand vgl. Tab 7-1	**[g]**	**[g]**	**Gärrest**	**:**	**Kompost**	**[g/ℓ]**	**[%]**
1				1	:	1,5	634,2	63
2	**feucht**	183	935	1	:	1	559,0	56
3				1	:	0,5	433,7	43
4				1	:	1,5	617,8	62
5	**sehr feucht**	142	935	1	:	1	538,5	54
6				1	:	0,5	406,3	41
7				1	:	1,5	672,2	67
8	**trocken**	278	935	1	:	1	606,5	61
9				1	:	0,5	497,0	50
10				1	:	0	278,0	28

Bei der praktischen Durchführung der Pressversuche stellte sich schnell heraus, dass ein Mischungsverhältnis mit niedrigerem Kompostanteil geringer als 1:1 (Substrat 3, 6, 9) nicht

praktikabel ist. Entsprechend war es nicht möglich, den als trocken eingestuften Gärrest (Substrat 10) ohne Kompostbeimengung zu verpressen.

Aus den anderen 6 Substratmischungen konnten Presslinge hergestellt werden, die für weitere Untersuchungen zur Verfügung standen. Dabei zeigte sich, dass auch ein Mischungsverhältnis von 1:1 nicht ausreichte, da die Pellets aufgrund der hohen Feuchte ungenügende Stabilität aufwiesen und bereits bei der Lagerung in Eimern verklebten.

Die Pelletierung gelang bei einem Mindesttrockensubstanzgehalt von mehr als 60 % (Substrat 1, 4, 7, 8). Exemplarisch ist Substratmischung 7 (höchster TS-Gehalt) in Abbildung 7-3 vor und nach der Pelletierung dargestellt.

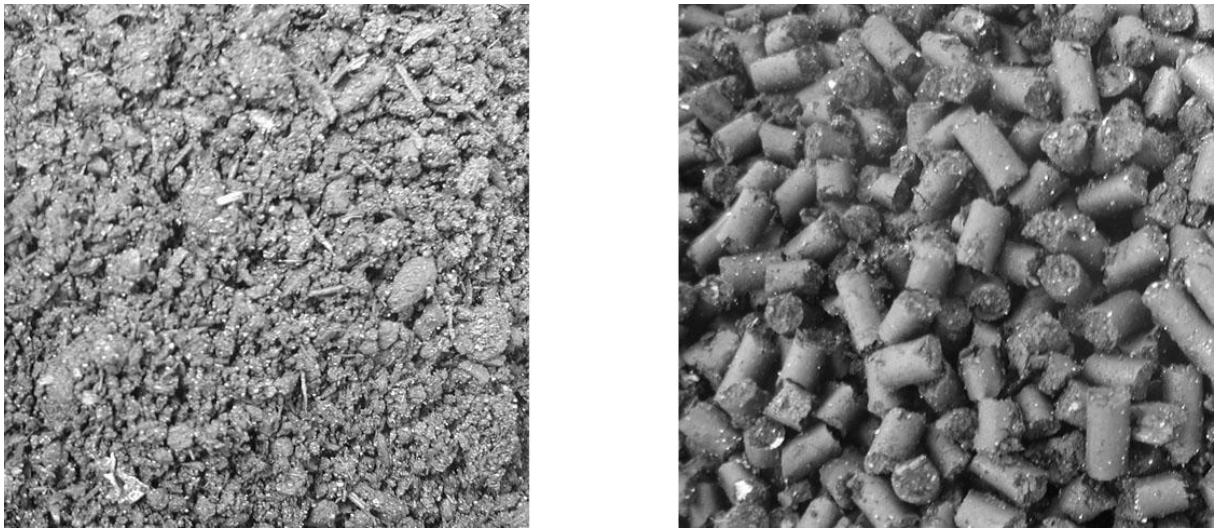


Abb. 7-3 *Ausgangssubstratmischung Gärrest : Kompost-Mischverhältnis 1:1,5 (links) und Gärprodukt Pellets mit einem Durchmesser von 3 mm (rechts)*

Durch vorhandene Restfeuchte ist das Auftreten von biologischen Prozessen während der Lagerung wahrscheinlich jedoch nicht beabsichtigt. Im Anschluss an die Pelletierung wurden die Pellets getrocknet, um diese in ein lagerfähiges Endprodukt zu konvertieren.

7.2.2 Nährstoffgehalt der Pellets

Zur Beurteilung der Pelletqualität wurde eine Nährstoffanalyse der Proben durchgeführt, wozu ausschließlich die Proben im Mischungsverhältnis 1:1,5 verwendet wurden. Um einen eventuellen Nährstoffverlust, hervorgerufen durch den Trocknungsprozess, beurteilen zu können, wurde die Analytik vor und nach der Trocknung ausgeführt (Tab. 7-5).

Tab. 7-5 Nährstoffgehalt von Pelletprodukten aus Gärrest und Kompost

Substrat	Pellets vor Trocknung 1 [g/kg]	4 [g/kg]	7 [g/kg]	Pellets nach Trocknung 1 [g/kg]	4 [g/kg]	7 [g/kg]	⌀ GR 1-3 [g/kg]	Kompost K [g/kg]
Stickstoff (TN)	20,0	19,6	21,5	16,1	16,0	18,0	16,7	13,9
Ammonium (NH_4^-N)	0,88	0,75	0,48	0,12	0,16	0,20	0,16	0,47
Nitrat (NO_3^-)	0,32	0,11	4,33[1]	1,00	0,96	3,08[1]	1,68	1,0
Phosphor (P)	8,8	7,5	9,8	8,6	6,6	9,7	8,3	2,5
Kalium (K)	8,9	9,0	8,8	8,9	8,8	8,8	8,8	9,0
Magnesium (Mg)	2,7	3,0	2,9	2,7	2,8	2,9	2,8	3,0
Calcium (Ca)	23,0	22,6	24,8	23,0	21,3	24,7	23,0	16,1

[1] GR-Probe war bereits vorgetrocknet, verlagerte Nitrifizierung

Der Einfluss der Trocknung macht sich besonders bei den Stickstoffgehalten bemerkbar. Durch die Belüftung wurde eine mittlere Reduzierung um etwa 18 % ermittelt. Diese Verluste können durch Ammoniak (NH_3)-Verflüchtigungen erklärt werden. Ein ebenfalls erhöhter Nitratwert, bedingt durch die Nitrifikation von Ammoniak, spricht auch im Fall der Substratmischungen 1 und 4 für diesen Effekt. Da es sich bei Substratmischung 7 bereits um ein als trocken eingestuftes Ausgangssubstrat handelte, trat hier dieser Effekt bereits bei der natürlichen Trocknung während der Entwässerung ein, so dass ein deutlich höherer Nitratwert direkt nach der Mischung mit Kompost vorlag (vgl. Tab. 7-5). Insgesamt konnte eine Steigerung des Stickstoffgehaltes um 20 % im Verhältnis zum Kompostprodukt erreicht werden.

Bezüglich der Gesamtnährstoffkonzentrationen wirkte sich der Gärrest deutlich positiv auf das Kompostprodukt aus. Im Vergleich mit dem Gütekompost konnte eine deutliche Steigerung der Phosphorkonzentration um 230 % erreicht werden. Die Calcium-Konzentration erfuhr ebenfalls eine Steigerung um 43 %.

Auf eine weitere Schwermetallanalytik ist an dieser Stelle verzichtet worden, da die Konzentrationen im Gärrest deutlich über den erlaubten Konzentrationen lagen. Gründe hierfür wurden bereits im Kapitel 7.1.2 erörtert.

7.2.3 Nachkompostierung der Pellets

Um ein biologisch stabiles Produkt zu erhalten, ist eine Nachkompostierung eine einfache Möglichkeit, kostengünstig die Lagerfähigkeit von Gärprodukten zu erhöhen. Anhand eines einfachen Rottegradtests mittels Selbsterhitzung im DEWAR-Gefäß [BUNDESGÜTEGEMEINSCHAFT KOMPOST E.V., 1994] wurde der Rottegrad der Proben aus den Substratmischungen 1, 4 und 7 ermittelt.

Pellets weisen als Schüttgut ein großes Porenvolumen auf, welches für die Sauerstoffzufuhr bei der Kompostierung notwendig ist. Der Gärrest als Produkt der Sackentwässerung erlaubt aufgrund fehlender Struktur keine Kompostierung. Diese wird erst durch diese Strukturformung ermöglicht. Alternativ kann diese Struktur aber auch durch eine Mischung mit fertigem Kompost zugegeben werden, so dass eine Kompostierung vor bzw. nach einer Pelletierung erfolgen kann.

Die Selbsterhitzungsversuche in den DEWAR-Gefäßen ergaben Maximum-Temperaturen (T_{max}) in Bereich 32 – 37 °C bei einer Aufenthaltszeit von 7 Tagen. Das entspricht einem Rottegrad IV [LAGA, 1995], welcher als Fertigkompost klassifiziert wird. Eine Nachkompostierung ist dennoch zu empfehlen, um ggf. die Klassifizierung Rottegrad V zu erreichen. Die so zu erreichende höhere Stabilität des Produkts würde sich z.B. in der längeren Lagerfähigkeit positiv auswirken.

7.3 VEGETATIONSVERSUCH ZUR ÜBERPRÜFUNG DER DÜNGEWIRKUNG DER PELLETPRODUKTE

Chemisch-physikalische Überprüfungen von Gärprodukten hinsichtlich Nährstoffgehalt, Schwermetallbelastung und Selbsterhitzung reichen zur Beurteilung der Qualität eines Düngeproduktes nicht aus, da die Pflanzenverträglichkeit hierbei nicht in Betracht gezogen wird. Zur einfachen Überprüfung der Pflanzenverfügbarkeit von Nährstoffen in den Pellets aus o.g. Substratmischungen wurden Vegetationsversuche mittels eines Kressetests durchgeführt. Versuchsaufbau und Durchführung sind analog zu dem in Kapitel 5 durchgeführten Kressetest.

In mit Einheitserde „EE0“ gefüllte Pflanzschalen wurde jeweils 1 g Kressesaatgut und 1 g Düngemittelpellets eingefüllt. Aufgrund der kleinen Dimension des Versuchsaufbaus wurden die Pellets im Vorfeld klein gerieben, um eine gleichmäßige Verteilung von 1 g Pellets zu gewährleisten.

Ein wachstumshemmender Effekt durch Ausbringung der Pellets konnte nicht festgestellt werden, ein Einfluss der unvermeidbar hohen Schwermetallbelastung ebenfalls nicht. Abbildung 7-4 zeigt den erreichten Zuwachs an Trockenmasse durch die Düngung mit Pellets. Dabei ist die Blindprobe als Referenzansatz angenommen worden. Es wurden die Substratmischungen mit einem Gärrest : Kompost-Mischverhältnis von 1:1,5 verwendet (Substratmischung 1, 4 und 7, vgl. Tab. 7-5).

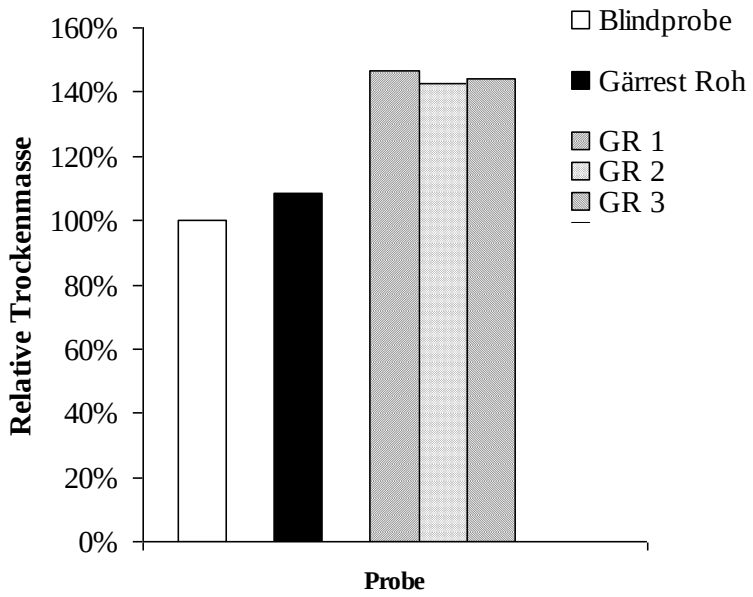


Abb. 7-4 *Ergebnis des Kressetests für die Produkte GR 1-3, Substratmischung Gärrest : Kompost 1:1,5 im Verhältnis zu Blindprobe und unbehandeltem Gärrest*

Abbildung 7-4 verdeutlicht die starke Wachstumszunahme bei Pelletdüngung und gleichzeitiger Gärrestverwendung. Die Düngung mit Gärrest erreicht bei diesem Test eine Wachstumszunahme von 10 %, die Gärrest–Kompost–Pellets erwirken hingegen eine Wachstumszunahme von 40 %.

Zur Veranschaulichung der Ergebnisse ist in Abbildung 7-5 das Kressewachstum einer Blindprobe dem Kressewachstum einer mit Pellets gedüngten Probe gegenübergestellt.

Abb. 7-5 *Einfacher Kressetest der Gärprodukte, ungedüngte Blindprobe (links), Düngung mit Pellets aus Substratmischung 7 (rechts)*

7.4 EINSATZ DER PELLETS ALS ENERGIETRÄGER IN HEIZUNGEN

Die energetische Nutzung erneuerbarer Energien hat in den vergangenen Jahren stark an Bedeutung zugelegt. Dank Holzpelletheizungen kommen Holzpellets mittlerweile nicht nur in großen Heizkraftwerken, sondern auch in der dezentralen Haustechnik zum Einsatz. Die Energiespeicherung sowie die unmittelbare Abforderung dieser Energie ist durch die Pelletiertechnik erst möglich geworden [SCHÜTTE, FNR, 2006].

Als Alternative zu Holz ist auch eine Verbrennung von Biomassepellets anderer Grundsubstanzen möglich. Die Nutzung pelletierter Biobrennstoffe für Biomassefeuerungsanlagen ist derzeit noch unerforscht, da es insbesondere an Entwicklungskonzepten für die Pelletbrennstoffe mangelt. Der aktuelle Förderschwerpunkt der Fachagentur für nachwachsende Rohstoffe (FNR) und des Bundesministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz (BMELV) zeigt die Notwendigkeit neuer Forschungsarbeiten in diesem Gebiet auf (Stand Juni 2009).

Die ökologischen Vorteile bei der Verbrennung von Biomasse bzw. Holzpellets gegenüber fossilen Brennstoffen liegen in der weitgehend CO_2-neutralen Nutzung.

In Deutschland werden Biomassekraftwerke (BMKW) durch das Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) gefördert. In der Kritik steht dabei vor allem die Verbrennung von Holz, welches durch Beschichtungen oder Verunreinigungen zu Gesundheitsgefährdungen über den Gasemissionspfad führt. Mit entsprechender Vorsicht müssen daher bei neuen Brennstoffen die resultierenden Emissionswege beachtet werden. Dazu gehört neben den Rauchgasemissionen auch die Entsorgung des festen Rückstandes.

7.4.1 Heizwertbestimmung der Gärrest-Kompost-Pellets

Um beurteilen zu können, ob es sich bei den produzierten Pellets um einen potentiell verwertbaren Brennstoff handelt, wurden Heizwertbestimmungen nach DIN 51900 durchgeführt.

Der Heizwert von Holzpellets wird nach DIN 51731 mit 17,5 – 19,5 MJ/kg angegeben (>18 MJ/kg nach DINplus Zertifikat). Dies entspricht einem Heizwert von 5 kWh/kg. In Tabelle 7-6 sind die Messergebnisse der Brennwerte der Einzelsubstrate sowie der Pelletprodukte dargestellt.

Tab. 7-6 Heizwert Ho_{roh} nach DIN 51731 für die zuvor ermittelten Pelletproben

Probe	**TS**	**Heizwert, Ho_{roh}**		
	[%]	**[MJ/kg]**	**[kWh/kg] gemessen**	**[kWh/kg] theoretisch**
GR 1	99,4	11,5	3,2	
GR 2	98,1	13,7	3,8	
GR 3	99,1	13,1	3,6	
Kompost	99,2	6,2	1,7	
Pellet 1 $_{1:1,5}$	99,3	6,9	1,9	1,73
Pellet 2 $_{1:1,5}$	98,6	7,1	2,0	1,98
Pellet 3 $_{1:1,5}$	99,4	7,2	2,0	1,91
Holzpellet DIN 51731	> 88,0	18,0	5,0	

Tabelle 7-6 verdeutlicht, dass sowohl der ungemischte, getrocknete Gärrest (GR 1-3) als auch die Kompost-Gärrest-Proben (Pellets 1 bis 3) deutlich unterhalb des Heizwertes von Holzpellets (nach DIN) angesiedelt sind. Anhand der einzelnen Heizwerte der Substrate ließen sich die gemessenen Ergebnisse bestätigen, vgl. theoretische Heizwerte. Somit kann der Heizwert anderer Mischverhältnisse rechnerisch ermittelt werden. Da allerdings der Heizwert der Gärreste etwa 2/3 des Heizwertes von Holz beträgt, kann hier kein Konkurrenzprodukt geschaffen werden.

Der zusätzliche Einsatz von Gärrestpellets für eine Co-Verbrennung mit Holzpellets kann hingegen eine interessante Alternative darstellen.

8 ENERGIEBILANZ UND GROSSTECHNISCHE UMSETZUNG

Die Wirtschaftlichkeit einer dezentralen Anlage ist stark abhängig von den jeweiligen örtlichen Gegebenheiten. Dabei spielt es eine entscheidende Rolle, ob und inwieweit die durch das INKONDA-Verfahren produzierten Produkte Verwendung vor Ort finden und dadurch andere Produkte substituiert werden können. Die in Kapitel 7 durchgeführten Untersuchungen haben bereits die technischen Möglichkeiten zur Herstellung von Sekundärprodukten aufgezeigt, allerdings wurde der hierfür notwendige Energieaufwand bisher nicht berücksichtigt.

Die Erfahrungen aus der Pilotbetriebsphase können als Grundlage für die Anlagenauslegung im Praxisfall herangezogen werden. Für mögliche Einsatzgebiete müssen immer die spezifischen Gegebenheiten vor Ort betrachtet werden, somit kann keine Generallösung vorgeschlagen werden. Im Folgenden werden anhand der Massenbilanzierung drei verschiedene Fallbeispiele betrachtet. Da ein Hotelanlagenkomplex ein ideales Anwendungsgebiet für eine INKONDA-Anlage darstellt, wurde dieses Beispiel ausgewählt. Die Fallbeispiele decken verschiedene Hotelstandards ab. Der Fall „*Ökoeffizient*“ geht von einem besonders sparsamen Hotelbetrieb mit ökologischer Ausrichtung aus. Der Fall „*Durchschnitt*“ basiert auf mittleren Standardwerten mit Serviceleistungen wie beispielsweise einer Badelandschaft und der Fall „*Luxus*“ von einem Hotel im Hochpreissegment mit zusätzlichen Serviceleistungen, die letztendlich zu erhöhten Entsorgungsmengen von Wasser und Abfällen führen.

Anhand der Durchsätze aus dem Versuchsbetrieb wurde eine Massenbilanzierung durchgeführt und mit den Fallbeispielen verknüpft, um dadurch eine überschlägige

Dimensionierung einer INKONDA-Anlage zu diskutieren. Weiterhin werden die damit verbundenen Kosten im Vergleich zu konventionellen Lösungen erörtert.

8.1 MASSENBILANZIERUNG

Abbildung 8-1 zeigt die qualitative Massenbilanz des INKONDA-Verfahrens innerhalb ihrer Systemgrenzen.

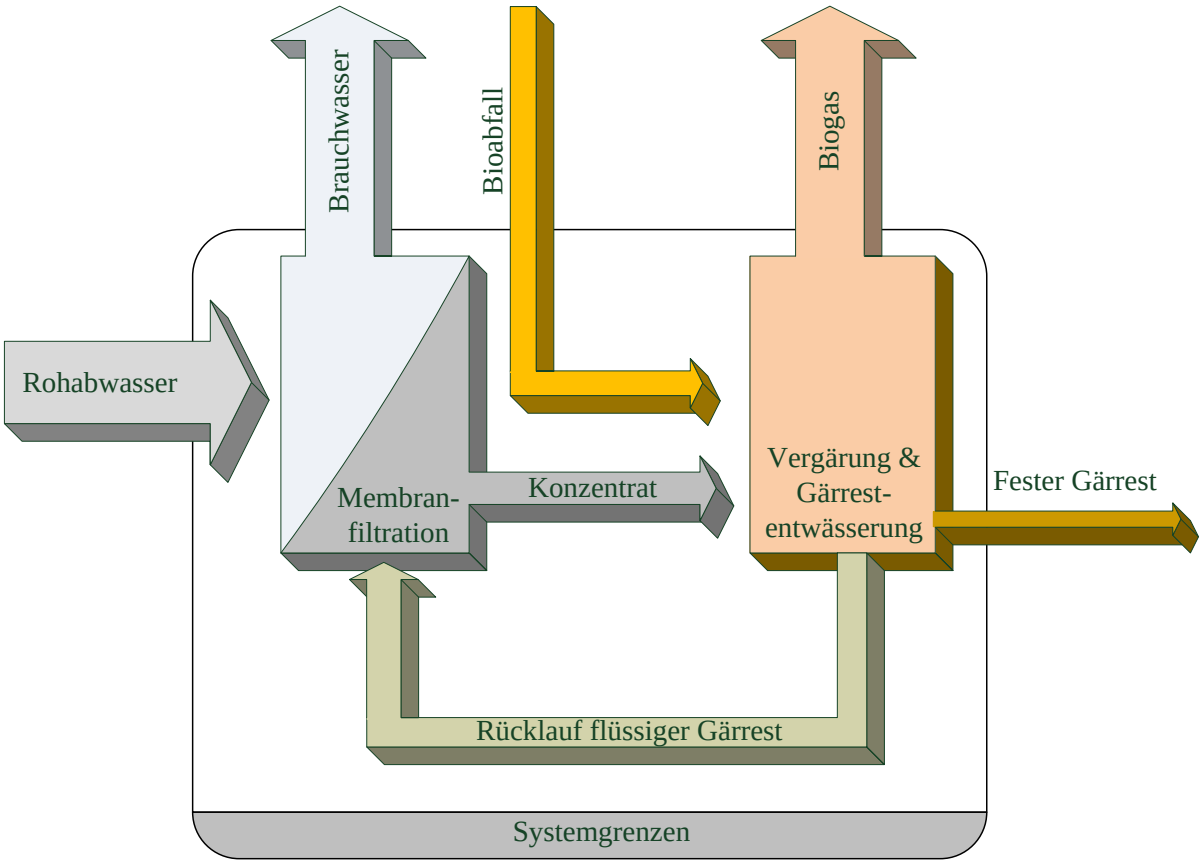


Abb. 8-1 Qualitative Massenbilanz des INKONDA-Verfahrens

Auf der Input-Seite variieren die Stoffflüsse Rohabwasser und Bioabfall. Abhängig von diesen grundlegenden Größen werden auf der Output-Seite die Stoffflüsse Brauchwasser, Biogas und Gärrest bilanziert.

Für eine Massenbilanzierung wird vereinfacht ein verlustfreies System angesetzt, in dem folgende Annahmen gelten:

$$m_{IN} = m_{OUT} \quad \textit{(Gl. 8-1)}$$

$$\triangleq m_{Rohabwasser} + m_{Bioabfall} = m_{Brauchwasser} + m_{Gärrest} + m_{Gasaustrag}$$

$$m_{Brauchwasser} = m_{Rohabwasser} - m_{Konzentrat} + m_{Rücklauf} \quad \textit{(Gl. 8-2)}$$

Da im Versuchsbetrieb der Rücklaufstrom von der Anaerobstufe in die Membranstufe nicht mit einem Durchflussmesser ausgestattet war, musste diese Größe rechnerisch ermittelt werden. Die Dichte des Gärrests wird vereinfacht zu 1 kg/ℓ angesetzt, was hier aufgrund des geringen Anteils an der Gesamtmenge ausreichend genau ist.
Basierend auf diesen Annahmen, bei denen Verdunstungsverluste und Probennahmen vernachlässigt werden, wurde die in Tabelle 8-1 dargestellte Massenbilanz aller Versuchsphasen aufgestellt.

Tab. 8-1 *Rechnerische Massenbilanz der einzelnen Versuchsphasen; absolute Darstellung (oben), prozentuale Darstellung (unten)*

	IN		**IN**	**OUT**	**OUT**		**OUT**
	Rohabwasser	**Konzentrat**	**Bioabfall**	**Gas**	**Gärrest**	**Rücklauf**	**Brauchwasser**
	[ℓ]	[ℓ]	[ℓ]	[kg]	[kg]	[ℓ]	[ℓ]
Phase I+II	6584	1766	353	5	2,17	2112	6930
Phase III	9771	1084	217	10	3,23	1288	9975
Phase IV	39928	3376	675	20	13,18	4018	40570
Phase V+VI	10773	3366	673	13	3,56	4023	11430
Phase VI+VII	8677	2239	448	18	2,86	2667	9105
	[%]		[%]	[%]	[%]		[%]
Phase I+II	94,91		5,09	0,08	0,03		99,89
Phase III	97,83		2,17	0,10	0,03		99,87
Phase IV	98,34		1,66	0,05	0,03		99,92
Phase V+VI	94,1		5,88	0,11	0,03		99,86
Phase VI+VII	95,0		4,91	0,19	0,03		99,78

Das Verhältnis der beiden Input-Ströme ist primär abhängig von der Leistungsfähigkeit der Membranstufe. Bei hohem Durchsatz wird prozentual mehr Rohabwasser vom System erfasst, wodurch der Anteil von Bioabfällen in der Substratmischung niedrig ist (Phase IV, 1,66 % Bioabfall). Bei niedrigem Durchsatz steigt der prozentuale Anteil an Bioabfällen (Phase V, 5,88 % Bioabfall), da der Bioabfall immer anteilig der Konzentratmenge zudosiert wird.
Weiterhin verdeutlicht die prozentuale Darstellung, dass etwa 99,8 % des Inputs die Systemgrenzen wieder als Brauchwasser verlassen. Entsprechend gering ist die Menge

anderer Rückstände, die infolge des INKONDA-Verfahrens produziert werden. Basierend auf dieser Massenbilanz sollen im Folgenden Verwertungswege für die einzelnen Stoffströme eines praxisnahen Anwendungsfalls aufgezeigt werden. Folgendes Szenario wird zugrunde gelegt:

Art des Objekts:	Hotelkomplex im Mittelmeerraum	
Größe:	400 Zimmer, 1000 Betten	
Auslastung:	Hauptsaison	100 %
	Zwischensaison	60 %
	Nebensaison	40 %
Mittlere Auslastung:	66,7 %	
Abwassermenge:	150 bis 700 ℓ pro Person und Tag	
Bioabfallmenge:	300 bis 1500 g pro Person und Tag	

Abhängig von der Hotelkategorie fällt üblicherweise mehr Abfall und auch Abwasser an. Mit steigendem Anspruch nimmt die Überproduktion im gastronomischen Bereich zu, wodurch mehr Bioabfall anfällt. Entsprechend gilt dies auch für den Abwasserbereich, da hier ein ständig vorgehaltenes Angebot an Freizeit und Erholungsmöglichkeiten (Wellnessbereich) und ein breiteres Angebot auf den Zimmern, z.B. Whirlpoolwanne zu mehr Wasserverbrauch führt.

Tab. 8-2 *Massenermittlung für drei Fallbeispiele: (I) Ökoeffizienter Betrieb, (II) Durchschnitt, (III) Luxusklasse*

	Ökoeffizient		***Durchschnitt***		***Luxus***	
	Wasser pro Tag [m³]	Bioabfall pro Tag [Mg]	Wasser pro Tag [m³]	Bioabfall pro Tag [Mg]	Wasser pro Tag [m³]	Bioabfall pro Tag [Mg]
Hauptsaison	150	0,3	500	1,0	700	1,5
Zwischensaison	90	0,2	180	0,6	180	0,6
Nebensaison	60	0,1	120	0,4	120	0,4
∅ pro Tag	**100**	**0,2**	**267**	**0,7**	**333**	**0,8**
gesamt pro Jahr	**36500**	**73,0**	**97333**	**243,3**	**121667**	**304,2**

Anhand der durchschnittlichen Durchsatzmengen ist für die Fallbeispiele vereinfacht eine absolute Massenbilanz errechnet worden. Saisonale Schwankungen und Abwasserganglinien sind in dieser überschlägigen Rechnung nicht berücksichtigt worden.

Tab. 8-3 *Massenermittlung für drei Fallbeispiele der Hoteltypen „Ökoeffizient“, „Durchschnitt“ und „Luxus“ bezogen auf ein Jahr, gemittelt ohne Berücksichtigung saisonaler Schwankungen, Outputströme gesondert gekennzeichnet*

	IN		**IN**	**OUT**	**OUT**		**OUT**
	Rohabwasser	Konzentrat	Bioabfall	Gas	Gärrest	Rücklauf	Brauchwasser
	[m³]	[m³]	[Mg]	[kg]	[kg]	[m³]	[m³]
Ökoeffizient (I)	36500	3650	73,0	2163	1425	73	32923
Durchschnitt (II)	97333	9733	243,3	7210	4751	241	87841
Luxus (III)	121667	12167	304,2	9012	5939	301	109801

Insbesondere dort, wo ein Bedarf für die in Tabelle 8-3 genannten Output-Stoffströme gegeben ist, zeigt sich der Betrieb einer INKONDA-Anlage als wirtschaftlich. Bei vollständiger Nutzung aller Stoffströme ist ein maximales Einsparpotential erreicht.

8.2 NUTZUNGSMÖGLICHKEITEN DER OUTPUT-PRODUKTE IN EINEM GESAMTKONZEPT

Im Folgenden sollen die unterschiedlichen Nutzungsmöglichkeiten der Output-Produkte auf Grundlage der Massenbilanz (Tab. 8-3) energetisch bilanziert und bewertet werden.

8.2.1 Nutzung des Brauchwassers

Das durch die Membranstufe aufbereitete Abwasser kann dort eingesetzt werden, wo Wasser von verminderter Qualität ausreichend ist. Beispiele hierfür sind die Grauwassernutzung im Bereich Toilettenspülung und unter Umständen auch Waschwasser, sowie die Nutzung im gartenbaulichen Grünbereich. Idealerweise ist es so möglich, den sonst üblichen Trinkwasserverbrauch durch Brauchwassernutzung zu reduzieren. Alternativ kann zusätzlich eine weitere Aufbereitung des Permeats zur Gewinnung von Trinkwasser angewendet werden. Dies könnte beispielsweise durch eine Aufbereitung mittels Umkehrosmose geschehen, ist allerdings nur in Gebieten mit enormer Wasserknappheit überlegenswert und ggf. als Alternative zu energetisch sehr kostenintensiver Meerwasserentsalzung zu sehen.

Eine direkte Einsatzmöglichkeit ohne weitere Aufbereitung des Permeats stellt die Nutzung als Bewässerungswasser dar. Die im Kapitel 5.4.3 durchgeführten Pflanzenversuche haben gezeigt, dass die Nutzung von Permeat zu Bewässerungszwecken zu einer Wachstumszunahme führen kann. Da weder pathogene Keime noch endokrin wirkende Substanzen im Permeat nachgewiesen wurden, ist eine Anwendung im nicht kultivierten Pflanzenbau zu empfehlen. Für spezifischere Anwendungen ist es erforderlich, entsprechend

weiterführende Untersuchungen und Nachweise zur Pflanzenverträglichkeit durchzuführen. Die Notwendigkeit ökotoxikologischer Untersuchungen ergibt sich für diese Anwendung nicht, da im Regelfall nur kommunales bzw. dezentrales Abwasser verwendet wird.

Die sehr bewässerungsintensive Golfplatzpflege kann hier als typische Anwendung herangeführt werden. Eine 18-Loch-Anlage benötigt eine Fläche von 60 bis 80 ha. Für Mitteleuropa müssen zur Instandhaltung des Grüns pro Jahr etwa 35.000 m³ Wasser für die Bewässerung bereitgestellt werden [HURDZAN, M. J., 1999]. In wärmeren bzw. ariden Regionen beläuft sich dieser Wasserverbrauch auf bis zu 70.000 m³/Jahr. Die mittlere Permeatmenge von 33.000 bis 110.000 m³ / Jahr aus den o.g. Fallbeispielen (vgl. Tab. 8-3) könnte hier problemlos vollständig verwendet werden und würde so einen erheblichen Teil der Bewässerungskosten einsparen. Zusätzlich würde somit aktive Ressourcenschonung betrieben werden, da für Golfplätze häufig Oberflächen- bzw. Grundwasser verwendet wird, welches anderenfalls als Trinkwasser zur Verfügung stehen könnte.

In südlichen Ländern erfolgt die Bewässerung von Golfplätzen teilweise unterirdisch [SCHRECKLINGER, 2003]. Dies geschieht einerseits zur Minimierung von Evaporationsverlusten, aber auch aufgrund der Geruchsproblematik bei der Verwendung von Bewässerungswasser minderer Qualität. Im Einzelfall ist ein solches System in Erwägung zu ziehen (vgl. Kapitel 5.4.4 Geruchspotential).

Eine Wiederverwertung des Brauchwassers als Spülwasser in Toilettensystemen ist nur in Kombination mit einer sekundären Aufbereitung möglich. Die Hygieneanforderungen für Toilettenspülwasser orientieren sich an der EU-Richtlinie für Badegewässer. Somit wird sichergestellt, dass es zu keinem hygienisch relevanten Gesundheitsrisiko bei Körperkontakt mit dem Wasser kommen kann. Qualitätsanforderungen für Toilettenspülwasser sind in Tabelle 8-4 dargestellt.

Tab. 8-4 *Qualitätsanforderungen für Badewässer / Toilettenspülwasser / Waschwasser nach FBR Hinweisblatt H 201, 2005*

BSB_7	Sauerstoffsättigung	Gesamtkoliforme Bakterien	Fäkalkoliforme Bakterien	*Pseudomonas aeruginosa*
[mg/ℓ]	[%]	[1/ml]	[1/ml]	[1/ml]
< 5	> 50	< 100	< 10	< 1

Die Permeatqualität ist bezüglich der bakteriellen Grenzwerte als durchgehend zuverlässig einzustufen. Die Kriterien werden bei der angewendeten Ultrafiltration sicher eingehalten. Der biologische Sauerstoffbedarf, hier als BSB_7 angegeben, kann hingegen nur während des aeroben Membranbetriebs eingehalten werden. Daher ist eine Nachbehandlung für diesen Verwendungszweck erforderlich.

8.2.2 Biogasverwertung

Die Biogasanlage als Komponente des INKONDA-Konzepts ist aufgrund der niedrigen Reaktorbelastung nicht mit einer Biogasanlage, wie sie z.B. im landwirtschaftlichen Raum typisch wäre, zu vergleichen. Neben den Möglichkeiten der Energiegewinnung in Form von Strom bietet sich im Gesamtkonzept eher eine Nutzung des Biogases zur Warmwassererzeugung an. Hierbei kommt eine einfachere Technik zum Einsatz und das Verfahren kann dort wirtschaftlich betrieben werden, wo eine Verstromung in Blockheizkraftwerk (BHKW) nicht rentabel wäre. Im Folgenden werden drei Fallbeispiele betrachtet:

- *Fall A: Verstromung des Biogases im BHKW*
- *Fall B: Warmwassererzeugung im Heizkessel*
- *Fall C: Kombinierte Kraft-Wärme-Nutzung*

Fall A: Verstromung des Biogases im BHKW

Basierend auf der vorangehenden Massenbilanz (Tab. 8-3) und den Ergebnissen aus dem Pilotbetrieb werden die Erträge durch Nutzung eines BHKW berechnet. Dabei wird von einer Aufkonzentrierung des Abwassers um Faktor 10 ausgegangen (vgl. Kapitel 5), weiterhin wurde ein Biogasertrag von 800 Nℓ pro kg oTS (vgl. Kapitel 6) eingerechnet. Dieser wurde zwar im Pilotbetrieb nicht erreicht, erscheint aber aufgrund der Ergebnisse in Versuchsphase VII realisierbar. Die mittlere Methanausbeute geht mit 65 % in die Rechnung ein. Der Gehalt an organischer Trockensubstanz berechnet sich anhand des Mischungsverhältnisses von Konzentrat und Speiseresten. Dies führt aufgrund des günstigeren Verhältnisses im Fall *Luxus* zu einem Anstieg des oTS-Gehalts.

Der Wirkungsgrad des Kraftwerks wurde mit 40 % eher günstig gewählt. Moderne Systeme liegen in der Praxis eher leicht unterhalb dieses Wertes bei Verstromung. Weiterhin wurde die jährliche Laufzeit mit 8000 Stunden angenommen, da stets eine Ausfallzeit zu Wartungs- und

Steuerungszwecken sowie zur Berücksichtigung betrieblicher Gründe mit eingeplant werden muss.

Tab. 8-5 *Berechnung entsprechender BHKW Auslegungen für die Hoteltypen „Ökoeffizient", „Durchschnitt" und „Luxus" bezogen auf die Fallbeispiele aus Tabelle 8-3*

Input		**Fall I** ***Ökoeffizient***	**Fall II** ***Durchschnitt***	**Fall III** ***Luxus***
Abwasser	m³/a	36500	97333	121667
Bioabfall	kg/a	73000	266667	333333
Substratmenge	m³/a	3723	10000	12500
oTS	g/ℓ	5,6	5,6	5,9
oTS	Mg/a	21,0	56,4	74,1
Output				
Biogas	Nm³/a	16790	45098	59266
Methananteil	%	65	65	65
Methangehalt	Nm³/a	10914	29314	38523
Dimensionierung				
Thermische Energie E_i	kWh/a	110044	295580	388437
Wirkungsgrad η	-	0,4	0,4	0,4
Elektrische Energie E_{el}	kWh/a	44018	118232	155375
Auslastung	h	8000	8000	8000
BHKW	KW_{el}	5,5	14,8	19,4

Nach Tabelle 8-5 liegen erzeugbare Leistungsklassen von Blockheizkraftwerken zur Stromerzeugung im Bereich 5 – 20 KW_{el}.

Fall B: Warmwassererzeugung im Heizkessel

Für eine Warmwasserbereithaltung muss eine Temperatur von mindestens 50 °C bereitgestellt werden. Als Ausgangstemperatur wird 12 °C angenommen, was beispielhaft als typische Grundwassertemperatur gilt. Muss das Trinkwasser erst verschiedene Aufbereitungsschritte durchlaufen, um den notwendigen Reinheitsgrad zu erreichen, liegt die Ausgangstemperatur eher höher.

Energiebedarf W

Der Energiebedarf für die Erwärmung von Flüssigkeiten kann nach Gleichung 8-3 berechnet werden.

$$W = \frac{m \cdot c \cdot \Delta T}{\eta} [kWh] \qquad \textit{(Gl. 8-3)}$$

m	Masse [kg]
c	Spezifischer Wärmekoeffizient [kWh / kg K]
ΔT	Temperaturdifferenz [K]
η	Wirkungsgrad [-]

Für die Erwärmung eines Liters Wasser um eine Temperaturdifferenz von 38 °C, ist bei einem Wirkungsgrad von 90 % für Heizkessel ein Energiebedarf von W = 0,049 kWh erforderlich.

In Tabelle 8-6 ist exemplarisch der mittlere Energiebedarf für die drei Fallbeispiele berechnet worden, um einen Warmwasseranteil von 18 % am Gesamt-Frischwasser von 12 auf 50 °C zu erwärmen (DIN 18599, Teil 10 Nutzungsbedingungen).

Weiterhin wurde das Energiepotential des produzierten Methans für die Verbrennung im Heizkessel errechnet. Dabei wurde ein Wirkungsgrad von 90 % zugrunde gelegt.

Tab. 8-6 *Gegenüberstellung des Energiebedarfs und der möglichen Energieerzeugung aus Methan mittels Heizkessel für die Warmwassererzeugung in den Fallbeispielen*

		Fall I	**Fall II**	**Fall III**
		Ökoeffizient	***Durchschnitt***	***Luxus***
Mittlerer Wasserverbrauch	m³ / Tag	100	267	333
Warmwasserverbrauch	m³ / Tag	18	48	60
	m³ / Jahr	6570	17520	21900
Jährlicher Energiebedarf	**kWh / Jahr**	**322863**	**860967**	**1076209**
Volumen CH_4	Nm³	16790	45098	59266
Masse CH_4	kg	12089	32471	42671
Heizwert	MJ	604440	1623529	2133566
Energie aus CH_4	**kWh**	**167900**	**450980**	**592657**
Energiedeckung für Warmwasser	**%**	**52,0**	**52,4**	**55,1**

In allen drei Fällen kann etwa die Hälfte des energetischen Bedarfs zur Warmwassererzeugung durch die Biogasstufe bereitgestellt werden. Im konkreten Beispiel müssen alle Wasserströme entsprechend ihrer Nutzung klassifiziert werden, und es muss geprüft werden, ob tatsächlich die vollen 18 % als Warmwasser zur Verfügung stehen müssen. Gegebenenfalls liegt die Ausgangstemperatur auch deutlich über 12 °C, wenn eine

Wasseraufbereitung vor der Einspeisung stattfinden muss, wovon gerade in warmen Klimazonen auszugehen ist.

Fall C: Kombinierte Kraft-Wärme-Nutzung

Aufgrund des hohen Wasseranteils in Relation zum Anteil biologischen Abfalls im verwendeten Substrat und der daraus resultierenden niedrigen zu erwartenden Leistung im Bereich 5-20 KW_{el}, kommt eine Verstromung in einem Blockheizkraftwerk im klassischen Sinne nicht in Frage. In diesem Leistungssegment lässt sich effizienter eine Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) einsetzen, welche sowohl Strom als auch verwertbare Wärmeenergie gewinnt. Mikro-KWKs sind bereits ab einer Leistung von 1 KW_{el} markterhältlich.

8.2.3 Nutzung des Gärrests

Eine Nutzung des Gärrests als Düngemittel kann nach einer einfachen Aufbereitung auf dem Gelände des Hotelbetriebs erfolgen. Die Pflanzentests und Untersuchungen an den Pelletprodukten (vgl. Kapitel 7) lassen darauf schließen, dass im dezentralen Anwendungsfall eine Nutzung realisiert werden kann. Des Weiteren sind die zu erwartenden Mengen sehr gering, etwa 6 Mg pro Jahr im Fall *Luxushotel*, so dass dieser Stoffstrom keine Entsorgungsschwierigkeiten darstellt. Bei einem Trockensubstanzgehalt von TS = 20 % bleiben jährlich 1,2 Mg Gärrest übrig. Im Mischungsverhältnis 1:1,5 mit einem Fertigkompostprodukt würden somit 3 Mg pro Jahr anfallen.

8.3 Dimensionierung und Flächenbedarf einer INKONDA-Anlage

Ein großer Vorteil der INKONDA-Anlage besteht in der Anpassungsfähigkeit an die örtlichen Gegebenheiten. Bauen im Bestand kann sich dann anbieten, wenn eine bestehende Kläranlage existiert, in der eine Umrüstung auf Membrantechnik realisierbar ist. In Fällen, wo keinerlei Infrastruktur besteht und das Abwasser ungeklärt ins Gewässer eingeleitet wird, ist entsprechend ein Neubau notwendig. Dieser kann aber auch zumindest teilweise innerhalb von Gebäuden umgesetzt werden, da gerade im kleinen Maßstab vor allem die Membrantechnik an die Platzverhältnisse vor Ort angepasst werden kann. Maßgeblich für den Platzbedarf ist eher die erforderliche Umsetzung von Anaerobstufe und Entwässerungseinheit. Auf Seiten der Anaerobstufe ist vor allem der Konzentratstrom maßgebend für die Volumenauslegung des Fermenters. Wenn die Membranstufe durchgehend einen höheren Konzentrationsfaktor erreicht, reduziert sich das notwendige Fermentervolumen bei

gleichbleibender Verweilzeit. Ebenso steigt dadurch die Fermenterbelastung. Dieser Sachverhalt ist Tabelle 8-7 für eine Verweilzeit von 20 Tagen veranschaulicht. Die Berechnung basiert auf den Zahlen vorheriger Beispiele für eine Spitzenauslastung von 1000 Gästen im Fall Hotelkomplex „*Ökoeffizient*“.

Tab. 8-7 *Bilanzierung von Volumenströmen und organischer Trockensubstanz (oTS) sowie daraus resultierende Fermenterkenndaten bezogen auf die Leistungsfähigkeit der Membranstufe für verschiedene Konzentrationsfaktoren*

Konzentrationsfaktor	**5**		**8**	
Stoffstrom	Menge	oTS	Menge	oTS
	[ℓ/d]	[g/ℓ]	[ℓ/d]	[g/ℓ]
Rohabwasser	150	0,5	150	0,5
Konzentrat	30	2,1	18,75	3,3
Bioabfall	0,3	250	0,3	250
Fermenter Input	30,3	4,55	19,05	7,19
Fermenterdimensionierung	Volumen	Belastung	Volumen	Belastung
	[m³]	[kg oTS/(m³d)]	[m³]	[kg oTS/(m³d)]
	606	**0,23**	**381**	**0,36**

Konzentrationsfaktor	**10**		**20**	
Stoffstrom	Menge	oTS	Menge	oTS
	[ℓ/d]	[g/ℓ]	[ℓ/d]	[g/ℓ]
Rohabwasser	150	0,5	150	0,5
Konzentrat	15	4,1	7,5	8,1
Bioabfall	0,3	250	0,3	250
Fermenter Input	15,3	8,92	7,8	17,40
Fermenterdimensionierung	Volumen	Belastung	Volumen	Belastung
	[m³]	[kg oTS/(m³d)]	[m³]	[kg oTS/(m³d)]
	306	**0,45**	**156**	**0,87**

Es wird deutlich, dass bei der hier verwendeten Substratmischung das Konzentratvolumen für die Reaktordimensionierung maßgebend ist. Die Reaktorbelastung ist auch bei Erreichen eines hohen Konzentrationsfaktors noch als gering einzustufen. Entsprechend ist die Leistungsfähigkeit bezüglich der Aufkonzentrierung in der Membranstufe entscheidend für die Größe des Fermenters. Bei einer Erhöhung des Konzentrationsfaktors um Faktor 4, verringert sich das Gesamtvolumen des Fermenters um Faktor 3,8.

Der Platzbedarf richtet sich neben dem anvisierten Durchsatz auch nach der Fermenterbauweise. Sofern eine gestapelte Bauweise mit großer Höhe realisierbar ist, ergibt sich ein entsprechend geringer Platzbedarf. Da in dezentralen Strukturen i.d.R. Platz vorhanden ist und eine entsprechende Anlage im Bereich Tourismus nicht auffallen sollte, bietet sich eine Bauweise geringer Höhe an.

Eine pauschale Aussage über den Platzbedarf einer INKONDA-Anlage ist nur bedingt möglich, da neben den Durchsatzzahlen vor allem die örtlichen Rahmenbedingungen eine entscheidende Rolle spielen. Anhand der im vorangegangenen Beispiel genannten wurde eine vereinfachte Volumenberechnung durchgeführt, vgl. Tabelle 8-8. Sicherheitszuschläge sind vor allem wegen eines möglichen Anlagenstillstands, variierender Tagesganglinien und zur Substratvorhaltung zu berücksichtigen.

Tab. 8-8 *Überschlägige Volumenermittlung für den Hotelbetrieb anhand des Fallbeispiels „Ökoeffizient“*

		Input	Sicherheits-zuschlag	Mindestgröße	Dimensionierung
		pro Tag	[%]	[m³]	[m³]
Becken					
Membranbecken	m³	150	50%	225	225
Brauchwasser	m³	90,2	Vorratsbehälter 100 m³ mit Überlauf		
Fermenter	m³	306	25%	382,5	400
Lager					
Bioabfall pro Tag	kg	300	Luftdichtes Zwischenlager für mind. 400 kg		
Gärrest	kg	4	chargenweise Zwischenlagerung		
Speicher					
Biogasverarbeitung	Nm³	30	Speichervolumen 60 – 90 m³		

Im Beispiel Hotelbetrieb muss beim Wasserverbrauch neben Schwankungen der Tagesganglinie auch eine saisonale Komponente berücksichtigt werden. Für die Anlagendimensionierung sind somit die potentiellen Spitzenwerte zu berücksichtigen. Fermenter, Gasnutzung und Gärrestentwässerung sind entkoppelt von den Ganglinien des Wasserdurchsatzes zu betrachten, wodurch diese unempfindlicher gegen Störungen und Schwankungen sind. Da die anfallenden Mengen deutlich niedriger ausfallen, ist eine Zwischenspeicherung entsprechend unproblematisch und nicht besonders flächenintensiv.

Die Membranfiltration muss bei voller Auslastung in der Lage sein, ein Volumen von 150 m³ pro Tag zu filtrieren. Die wesentlichen Störquellen bestehen im Ausfall der Filtration durch Probleme mit der Membran. Da ein System in dieser Dimension mehrere Membranen im Parallelbetrieb nutzen würde und eine Membran als Reservemodul vorzuhalten wäre, ist hierfür wegen eventueller kurzzeitiger Spitzenbelastung nur ein geringes zusätzliches Volumen einzuplanen. Eine weitere Störung bestünde in einem Stromausfall zur Zeit der Spitzenbelastung. Aus diesem Grund wurde eine Sicherheit von 50 % Volumenzuschlag gewählt. Bei einer angenommenen Tiefe von 4 Metern wäre so eine Fläche von 56 m² vorzuhalten. Eine Vorreinigungsstufe zur Entfernung von festen Stoffen/Störstoffen ist ebenfalls mit einzuplanen. Die Funktion eines Grobrechens sollte hier gewährleistet werden. Der zusätzliche Platzbedarf mit Anbauteilen wird hier vereinfacht zu 30 m² angenommen.

Das notwendige Volumen für das gefilterte Wasser, der Brauchwasserspeicher, ist zwar direkt von den Abwasserspitzenwerten betroffen, im Notfall können diese aber mittels Überlauf in ein Gewässer abgeschlagen oder versickert werden. Für einen Brauchwasserspeicher von 100 m³ würde bei 4 Metern Tiefe eine Fläche von 25 m² ausreichen.

Das angestrebte Fermentervolumen von 400 m³ geht auf die Dimensionierung in Tabelle 8-1 zurück. Für einen Reaktor mit Rührwerk ist ein runder Volumenkörper zu wählen, für den ein Durchmesser von 5 Metern angesetzt wird; der entsprechende Platzbedarf ergibt sich zu 100 m².

Zusätzlich sind die Komponenten Substratvorlage, Gärrestentwässerung und -trocknung, Gasspeicher und -verwertung sowie die Steuerungseinheit zu berücksichtigen. Als Speichervolumen für das Biogas sollte mindestens ein Volumen von ca. einer viertel Tagesproduktion angesetzt werden, empfohlen wird aber häufig das Volumen von ein bis zwei Tagesproduktionen (FNR, 2005). Der notwendige Flächenbedarf für eine kleine Anlage, so wie hier beschrieben, liegt entsprechend bei 400 m² bis 500 m² (oben ermittelte Fläche x2). Aufgrund der hohen Modularität und der großen Anpassungsfähigkeit bestehen hier große Flexibilitäten, so dass der Flächenbedarf auch erheblich geringer ausfallen kann.

8.4 ÜBERSCHLÄGIGE KOSTENBETRACHTUNG IM VERGLEICH MIT KONVENTIONELLEN METHODEN

Für eine konkrete Kostenabschätzung einer INKONDA-Anlage müssen die äußeren Rahmenparameter klar definiert sein. Neben den technischen Parametern fließen aber auch die länderspezifischen Faktoren in diese Betrachtung mit ein. Somit kann bei gleicher technischer Fragestellung eine Umsetzung durch unterschiedliche Versorgungskosten wie Strom- und Wasserpreis, aber auch durch variierende klimatische Bedingungen zu erheblichen Unterschieden führen. Einsparpotentiale sind dort gegeben, wo existierende Produkte substituiert werden können. Im Folgenden werden exemplarisch die Kosten für konventionelle Lösungsmöglichkeiten anhand von Faustwerten ermittelt und einer Lösung á la INKONDA gegenübergestellt. Aus den Erkenntnissen soll eine Größenordnung ermittelt werden, mit welchen Kosten bei der Umsetzung des Konzepts zu rechnen ist.

8.4.1 Konventionelle Lösung: Anschluss an ein Kanalnetz mittels Druckrohrleitung

Eine einfache Lösung zum Anschluss eines dezentralen Standortes an ein zentralisiertes System besteht in einer Druckrohrleitung. Dabei muss berücksichtigt werden, dass neben den Kosten für die technische Umsetzung auch laufende Kosten in Form von Strom für den Betrieb sowie laufende Abgaben für die Entsorgung bei den kommunalen bzw. städtischen Betrieben anfallen. Die technische Umsetzbarkeit hängt weiterhin stark von den zu überwindenden Höhenunterschieden und der Entfernung zur nächstgelegenen ausgebauten Infrastruktur ab. Mit steigender Entfernung steigen auch die Energiekosten.

Tabelle 8-9 listet die Hauptkostenpunkte für eine Druckrohrleitung auf. Zur Betriebssicherung muss die Leitung zweispurig ausgeführt werden. So kann im Fall von Verstopfungen oder Wartungs- /Reparaturarbeiten eine Entwässerung gewährleistet werden. Bei großen Entfernungen muss neben abschnittsweise angeordneten Schiebern und Entlüftungspunkten eine Leitungsspülung (Belüftung) eingeplant werden. Abhängig vom Bodentyp ändern sich die Kosten für die Erdarbeiten, ggf. die Bodenentsorgung und die Beschaffung vom Füllmaterial. Steiniger oder felsiger Boden ist aus Kostengesichtspunkten gesondert zu betrachten, da hier von einem deutlich höheren Aufwand ausgegangen werden kann.

Laut Tabelle 8-9 ergeben sich für die Errichtung von Leitung und Pumpstation Gesamtkosten von etwa 225.000 € bei einer Entfernung von 5 km. Bei einer größeren Wassermenge, vgl. Variantenvergleich Tab. 8-2, fallen nur erhöhte Kosten für leistungsfähigere Pumpen an, die Kosten für den Leitungsbau verhalten sich entsprechend dem o.g. Beispiel.

Tab. 8-9 *Netto-Kostenermittlung für den Bau einer Pumpstation mit Leitungsbau, Abwasseranfall 150 m³ / Tag, Entfernung 5 km*

Abwasservolumen	150 m³ / Tag			
Betriebszeit pro Tag	12 Stunden			
Erforderlicher Durchsatz	12,5 m³ / h			
			Stück	Kosten
Pumpstation				
Pumpschacht mit Doppelpumpe, Material und Steuerung			1	20.000,00 €
Einbaukosten			1	15.000,00 €
Belüftung			1	5.000,00 €
Leitungsbau				
Schlauchleitung, DA 90	lfd. m.	5,00 €	10000	50.000,00 €
Einbaukosten (Erdarbeiten)	lfd. m.	20,00 €	5000	100.000,00 €
Zusätzliche Kosten				
Felszuschlag				
Füllmaterial	pauschal 35 % auf Erdarbeiten			35.000,00 €
Schieber, Entlüftung				
			Gesamt	**225.000,00 €**

Ein Stauvolumen zur Überbrückung eventueller Störfälle, z.B. Stromausfall, sollte auch in dieser Variante eingeplant werden.

8.4.2 Konventionelle Lösung: Klein- / Kläranlage

Eine konventionelle hauseigene Kläranlage kann ebenfalls als dezentrale Lösung herangezogen werden. In der hier diskutierten Größenklasse stellen die in Kapitel 2.1.1 vorgestellten Kläranlagen Möglichkeiten nach anerkanntem Stand der Technik dar. Grundsätzlich gilt beim Bau von Kläranlagen, dass die spezifischen Investitionskosten mit steigender Einwohner / Teilnehmerzahl sinken. Bei Anlagen mit einer Bemessungsgröße von weniger als 3000 Einwohnern steigen die Investitionskosten auf über 1.000 EUR / EW [GÜNTHERT, F.,W., 2001]. Diese Kosten basieren auf einer Evaluierung neu gebauter Klärwerke Ende der neunziger Jahre. Der Investitionsbedarf für eine dezentrale Kläranlage liegt daher eher höher als zu Zeiten dieser Studie und kann hier mit 1.000.000 bis 1.200.000 EUR (Netto) vereinfacht angenommen werden. Zu berücksichtigen ist, dass diese Werte und Annahmen für das Preisniveau in Deutschland stehen und bereits für Länder beispielsweise im Mittelmeerraum stark abweichen können.

8.4.3 Kostenbetrachtung einer INKONDA-Anlage

In den beiden vorangestellten Kapiteln wurden die Investitionskosten für eine konventionelle Abwasserentsorgung überschlägig ermittelt. Die ermittelten Kosten für eine eigene Kläranlage liegen deutlich über den Kosten für eine Druckrohrleitung, sofern hier eine Strecke von nur 5 km zu fördern ist. Bei größeren Entfernungen steigen auch die Kosten für eine Lösung mittels Druckrohrleitung deutlich, so dass sich unter Berücksichtigung der Abwassergebühren dieser Entsorgungsweg als nicht rentabel herausstellen könnte.

Die Kostenvorteile bei Anwendung des INKONDA-Verfahrens bestehen in der Nutzung von Sekundärprodukten, die konkrete Einsparpotentiale aufweisen.

- *Bioabfalltransport*
  Die Verwertung von Bioabfällen am dezentralen Standort spart die Entsorgungskosten und minimiert die Transportwege.

- *Brauchwassernutzung*
  Durch die Nutzung von filtriertem Abwasser wird frisches Wasser gespart bzw. muss nicht vor Ort aufbereitet werden.

- *Energetische Nutzung*
  Sofern das Biogas einer energetischen Nutzung zukommt, wird hierdurch zumindest indirekt Strom bzw. Gas eingespart.

- *Düngemittelersparnis*
  Falls Düngemittel am dezentralen Standort eingesetzt wird besteht hier weiteres Einsparpotential.

- *Geringe Investitionskosten in örtlicher Infrastruktur*
  Ein aufwendiger Leitungsbau entfällt, da alle Stoffe vor Ort verbleiben.

Diesen Punkten stehen die vergleichsweise hohen Investitionskosten für den Anlagenbau und die Steuer- und Regelungstechnik gegenüber.

Die Investitionskosten für eine solche Anlage werden immer über denen für eine einfache Kläranlage liegen, in diesem Beispiel also > 1.000.000 EUR. Durch die zusätzlichen Komponenten und die aufwendige Steuerung kann von einem zusätzlichen Aufwand von mindestens 50 % des Investitionswertes einer konventionellen Kläranlage ausgegangen werden. Die Amortisierungsdauer ist maßgeblich von den örtlichen Bedingungen abhängig. In die Kostenbetrachtung sollten auch eventuelle staatliche Unterstützungen und Fördermöglichkeiten für eine solche Maßnahme mit einfließen, sofern für umweltfreundliche Entwicklungsmaßnahmen in der entsprechenden Region passende Programme existieren.

9 ZUSAMMENFASSUNG

In der vorliegenden Arbeit wurde ein Konzept zur gemeinsamen Behandlung von Abwasser und Bioabfällen vorgestellt und im Pilotmaßstab erprobt. Das INKONDA-Verfahren ist voll automatisiert und nutzt Synergieeffekte durch ideal aufeinander abgestimmte Stoffkreisläufe und direkte Verwertung der Verfahrensprodukte an dezentralen Standorten. Es wurden Möglichkeiten aufgezeigt sämtliche Output-Stoffe so aufzubereiten, dass bei einer großtechnischen Anwendung eine vollständige Verwertung des anfallenden Abwassers erreicht werden kann. Zusätzlich zeigte sich, dass eine starke Reduzierung der örtlichen Abfallmengen durch vollständige Umsetzung und Nutzung des Bioabfalls möglich ist.
In den durchgeführten Versuchsreihen im Labormaßstab wurde für die INKONDA-Abwasserbehandlung ein Membranverfahren identifiziert und erprobt. Zum Einsatz kam somit eine Unterdrucktauchmembran, die unter niedrigen Verfahrensdrücke von 100-500 mbar besonders energiesparend arbeitet. Die Membran wurde im vorgefilterten Rohabwasser (Filtergröße < 1,0 mm) eingesetzt. Eine biologische Reinigungsstufe kam nicht zum Einsatz, wodurch sich das Verfahren deutlich von gängigen MBR-Technologien unterscheidet. Die Verwendung einer rein mechanischen Rohabwasserreinigung diente der Erhöhung der Kohlenstofffracht im Konzentratwasser. Im späteren Pilotmaßstab wurde die Membranstufe sowohl unter aeroben als auch anaeroben Bedingungen betrieben, letzteres insbesondere im Hinblick auf die gezielte Unterbindung von aerobem Kohlenstoffabbau.

In den Technikumsversuchen wurde anhand von Gasbildungsversuchen gezeigt, dass Synergieeffekte bei der gemeinsamen Vergärung von Konzentrat und Bioabfällen auftreten. Verglichen mit der Biogasproduktion bei separierter Vergärung der Stoffströme wurde ein

Zuwachs der Biogasproduktion aus der Substratmischung um bis zu 15 % beobachtet. Die kombinierte Behandlung von Abwasser und Bioabfall zeigt somit ein nicht zu vernachlässigendes Potential auf.

Basierend auf den Untersuchungen im Labormaßstab wurde eine vollautomatische Pilotanlage entworfen und von Firma HAASE Energietechnik konstruiert. In einer Versuchszeit von rund zwei Jahren wurde der Betrieb weitestgehend stabilisiert, so dass ein zumindest phasenweise kontinuierlicher Betrieb erreicht wurde.

Die Membranstufe erzielte im anaeroben Betriebzustand ihren höchsten spezifischen Durchsatz von im Mittel 3,35 ℓ/m² h bezogen auf die Standzeit der Membran. Im Vergleich mit großtechnischen Anlagen, die in der Regel für Werte von 7-8 ℓ/m² h dimensioniert werden, ist der hier erzielte Durchsatz als eher niedrig einzustufen. Im gleichen Versuchszyklus wurde durch die Membranfiltration Konzentrationsfaktor 14 erreicht, was als sehr hoch angesehen werden kann. Dabei ist besonders positiv anzumerken, dass o.g. Werte während einer Standzeit der Membran von etwa einem halben Jahr bei Betrieb ermittelt worden sind, obgleich die Membran im Rohabwasser operierte. Für den Betrieb einer großtechnischen Anlage ist eine Steigerung der Durchsätze notwendig und durchaus realisierbar. Potential besteht beispielsweise im abgestimmten Intervallbetrieb von zwei baugleichen Membranen, die durch optimierte Spülschema und Reinigung im eingebauten Zustand eine verlängerte Standzeit erlauben. Ein Konzentrationsfaktor zwischen 10-15 [-] gilt als realistisch hinsichtlich einer großtechnischen Umsetzung.

Qualitativ betrachtet konnte ein nahezu keimfreies Brauchwasser produziert werden, welches eine Vielzahl von Anwendungsmöglichkeiten bietet. Im Rahmen der in dieser Arbeit durchgeführten Qualitätstests, wie einfacher Kressetest und Geruchstests, erlauben eine Verwendung beispielsweise als Bewässerungswasser.

In der Anaerobstufe konnte ein stabiler Betriebszustand erreicht werden, welcher eine mittlere Gasausbeute zwischen 322 und 1018 Nℓ/(kg oTS) lieferte und entspricht damit den aus der Literatur zu erwartenden Ergebnissen. Die Beschickung der Anaerobstufe erfolgte basierend auf der Annahme eines dezentral gelegenen Hotelbetriebs mit eher niedrigen Frachten. Prozesstechnisch besteht hier ein großes Steigerungspotential hinsichtlich des Durchsatzes der Anaerobstufe, geeignete Substrate in entsprechender Menge vorausgesetzt. Daher sollte eine Co-Verwertung von zusätzlichen biologischen Abfallprodukten unter standortspezifischen Aspekten bei Anlagenauslegung unbedingt erwägt werden. Gegebenenfalls kann so ein deutlich höherer Durchsatz und eine deutlich höhere Gesamt-Biogasproduktion erwartet

werden. Im Pilotmaßstab war dies aufgrund der Größe des Systems nur unter erheblichem Mehraufwand umzusetzen.

Ferner hat sich gezeigt, dass die Mikroorganismen im Bioreaktor eine gewisse Resistenz gegenüber längeren Stillstandszeiten ausbilden. Durch eine Wiederbeschickung stellte sich mehrfach innerhalb kürzester Zeit ein stabiler Betrieb des Reaktors ein. Folglich kann die Anlage bei Bedarf für einen bestimmten Zeitraum außer Betrieb genommen werden, ohne dass ein neuer Einfahrbetrieb notwendig wird. Dies konnte insbesondere bei Anwendungen mit saisonalen Schwankungen der Substratzufuhr, wie z.B. Hotels von Interesse sein.

Zur Behandlung von Gärresten wurde ein einfaches Trocknungssystem eingesetzt. Durch Filtersäcke war es möglich einen Trockensubstanzgehalt von bis zu 45 % zu erzielen. Im Mittel lag dieser bei etwa 16 %. Im Zuge einer weiteren Verwertung wurden Möglichkeiten untersucht, den Gärrest mithilfe einer Pelletpresse zu kompaktieren und in einen lagerfähigen Zustand zu überführen. Aufgrund der hohen Restfeuchte des Gärrestes konnte eine direkte Pelletierung nicht erfolgen. Da eine Anwendung des Gärrests als Düngemittel Bestandteil des INKONDA-Konzepts ist, wurde die Pelletierung unter Beimengungen von Kompost in verschiedenen Mischungsverhältnissen untersucht. So konnte ein lager- und streufähiges Düngemittel erzeugt werden.

Weiterführende Untersuchungen betrachteten die Verwendung als der oben beschriebenen Pellets als Co-Substrat in Pellet-Heizungssystemen. Mit einem erzielten Heizwert von nur etwa 2/3 des Heizwertes von Holz konnte so kein marktfähiges Konkurrenzprodukt geschaffen werden.

Zur Vorbereitung einer großtechnischen Umsetzung des INKONDA-Verfahrens wurde eine Stoffstrombilanzierung basierend auf Mess- und Analyseergebnissen der Pilotanlage erstellt. Aufgrund der geringen Durchsätze erweist sich die direkte Übertragbarkeit auf einen großen Maßstab als schwierig. Die Stoffstrombilanzierung kann daher nur als Orientierungswert dienen. Die anschließende Kostenbetrachtung untersucht die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens. Hier wurde das Beispiel Hotelbetrieb aufgegriffen und drei verschiedene Szenarien konventionellen Methoden gegenübergestellt. Aufgrund der variierenden Faktoren Klima, Baukosten, Gesetzgebung und Gebührenverordnung, kann hier keine einheitliche Aussage getroffen werden. Es ist zu erwarten, dass die Kosten bei einer Umsetzung über denen von konventionellen Lösungen liegen. Im Gegenzug ergeben sich insbesondere bei hohen Wasser- und Energiekosten Einsparpotentiale, sodass sich die Kosten der Anlage gegebenenfalls schneller amortisieren.

Das INKONDA-Verfahren stellt eine vielversprechende Lösung auf dem Gebiet der dezentralen Infrastrukturplanung dar. Vor allem aus ökologischer Sicht bietet sich so die Möglichkeit einer umwelt- und ressourcenschonenden Behandlung von Abwässern und Abfall. Insbesondere in der Qualität der Endprodukte zeigt sich der Vorteil des INKONDA-Verfahrens im Vergleich zu klassischen Lösungen. Aufgrund des modulartigen Aufbaus können unterschiedlichste Einsatzmöglichkeiten realisiert werden.

Die in dieser Arbeit beschriebenen Untersuchungen wurden aus logistischen Gründen am Standort eines zentralen Klärwerks durchgeführt. Für einen Praxistest sollte in weiterführenden Untersuchungen ein „echter“ dezentraler Standort ausgesucht werden, um eine realitätsnahe Abbildung insbesondere des Abwassergemisches zu ermöglichen. Erst die dort erzielte Qualität der Produkte böte eine belastbare Grundlage für spätere Realisierung im größeren Maßstab.

Als weitere Optimierung der Anlage ist zukünftig eine Leistungssteigerung der Membranstufe zu untersuchen. Hier empfiehlt es sich Alternativkomponenten, wie z.B. rotierende Keramik-Membranen, als Teil der Anlage zu prüfen. Da auf dem sich schnell entwickelnden Markt der Membrantechnik häufig Neuerscheinungen erhältlich sind, ist hier sicherlich eine Optimierung realisierbar.

Im Zuge weitergehender Untersuchungen sollten auch andere Biomassesubstrate, zumindest als Co-Substrate berücksichtigt werden. Eine Steigerung der Substratdurchsätze und eine höhere Auslastung der Anaerobstufe würden sich hier zusätzlich anbieten.

10 LITERATUR

ABWV (2004) *Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer* (Abwasserverordnung - AbwV), BGBl. 2004 Teil I, Seite 1108 - 1184

AMOORE, J. E. UND HAUTALA, E. (1983) *Odor as an aid to chemical safety: Odor thresholds compared with threshold limit values and volatilities for 214 industrial chemicals in air and water dilution*, Journal of Applied Toxicology, 3(6), 272-290

ANTAKYALI, D., KRAMPE, J., STEINMETZ, H., GÜNDER, B., SCHÖLER, A. (2008) *MODULAARE – Integrierte Module zur hocheffizienten Abwasserreinigung, Abfallbehandlung und regenerative Energiegewinnung in Tourismus Ressorts*, Schlussbericht: Teil Wasserrecycling, Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte und Abfallwirtschaft, Universität Stuttgart

ATV-DVWK (2002) *Aufbereitung von Industrieabwässern und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren*, Teil 2: Aerobe Membranbelebungsverfahren, KA Abwasser, Abfall 49, Nr.11, S. 1563-1571

BADE, O., STREESE, J., SEKITO, T., STEGMANN, R. (2005) *Integrated concept for decentralised wastewater and biowaste treatment,* Cossu, R. Stegmann, R. (Hrsg.): Proceedings (CD-ROM) of Sardinia 2005 – 10. International Waste Management and Landfill Symposium

BAUMGARTEN, G. (1998) *Behandlung von Deponiesickerwasser mit Membranverfahren – Umkehrosmose, Nanofiltration*, Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungs-wasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Nr. 99

BUNDESVERBAND ERNEUERBARE ENERGIEN E.V. (2010), Jahreszahlen Erneuerbare Energien 2010, www.bee-ev.de

BENDICK (2007) *Comparative study of the performance of three cross-flow ceramic membranes for water treatment*, Water SA Vol. 33 No. 2 April 2007, ISSN 0378-4738

BEYER, F. (2003) *Rasensport und Golfplätze umweltgerecht düngen, EDV-Düngeberatung zum Schutz des Trinkwassers*, Bayerisches Staatsministerium für Landwirtschaft und Forsten, RB-Nr. 08/03/14

BISCHOFSBERGER, W., DICHTL, N., ROSENWINKE, K.-H., SEYFRIED, C., F., BÖHNKE, B. (2005) *Anaerobtechnik*, ISBN 3-540-06850-3, Springer Verlag Berlin Heidelberg

BOLLER, R., STRUNKHEIDER, J., WITTE, H. (2002) *Betrieb und Wartung von Kleinkläranlagen – Ein Praxis-Handbuch für Betreiber*, Wartungsbetriebe und Behörden, IWB Gemeinnütziges Institut Wasser und Boden, ISBN: 3-88721-171-5, Hirthammer Verlag München

BIXIO, D., THOEYE, C., DE KONING, J., JOKSIMOWIC, D., SAVIC, D., WINTGENS, T., MELIN, T. (2006) *Wastewater Reuse in Europe*, Desalination 187, S.89

CAPODAGLIO, A.G., LABÒ, S., ANGELIDAKI, I. (2005) *Enhancing biogas production in centralised generation and recovery facilities*, Proceedings Sardinia 2005, 10th International Waste Management and Landfill Symposium, CISA publisher, Cagliari

CARUCCI, G., CARRASCO, F., TRIFONI, K., MAJONE, M., BECCARI, M. (2005) *Anaerobic digestion of food industry wastes: Effect of codigestion on methane yield*, Journal of Environmental Engineering, 131, Nr.7, S. 1037

CORNEL, P. (2008) *Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 215, ISBN: 978-3-938996-21-8, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirschaft an der RWTH Aachen E.V.

DBU (2007) *Beratungs- und Informationszentrum Abwasser-Dezentral*, 2007, RWTH-Aachen, www.abwasser-dezentral.de

DEBIS (2008) *Hausmüllstatistik*, DESTATIS – Statistisches Bundesamt Deutschland

DEUTSCHES INSTITUT FÜR NORMUNG, DIN 18599, *Berechnung des Nutz-, End- und Primärenergiebedarfs für Heizung, Kühlung, Lüftung, Trinkwarmwasser und Beleuchtung (Energiebilanz) von Gebäuden*, Teil 10 Nutzungsbedingungen

DEUTSCHES INSTITUT FÜR NORMUNG, DIN 38414, *Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung - Schlamm und Sedimente (Gruppe S) - Bestimmung des Wassergehaltes und des Trockenrückstandes bzw. der Trockensubstanz*

DEUTSCHES INSTITUT FÜR NORMUNG, DIN 4261 *Kleinkläranlagen*

DEUTSCHES INSTITUT FÜR NORMUNG, DIN EN 12566 (2009) *Kleinkläranlagen für bis zu 50 EW - Teil 3: Vorgefertigte und/oder vor Ort montierte Anlagen zur Behandlung von häuslichem Schmutzwasser*; Deutsche Fassung EN 12566-3:2005+A1:2009

DEVOS, M., VAN GEMERT, L. J., PATTE, F. UND ROUAULT, J. (1990) *Standardized human olfactory thresholds*, Oxford University Press, New York

DIBT (2001) *Zulassungsgrundsätze für Kleinkläranlagen*, Deutsches Institut für Bautechnik

DORGELOH, E. (2008) *Kleinkläranlagen für Europa*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 215, ISBN: 978-3-938996-21-8, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen E.V.

DWA (2008) *Neuartige Sanitärsysteme*, Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef

EGGER, H. (2003) *Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken und Verfahren*, ISBN 3-540-64853-4, Springer Verlag Berlin Heidelberg New York

FACHAGENTUR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE E.V. (FNR) (2005): *Handreichung – Biogasgewinnung und –nutzung*, Gülzow, ISBN 3-00-014333-5

FBR (2005) *Hinweisblatt H201 – Grauwasser Recycling, Planungsgrundlage und Betriebshinweise*, Hrsg. Fachvereinigung Betriebs- und Regenwassernutzung e.V:, Darmstadt

FHH BEHÖRDE FÜR STADTENTWICKLUNG UND UMWELT (2009) Beseitigung von kommunalem Abwasser, Lagebericht 2008, www.hamburg.de/abwasser

FRECHEN, F., B., KÖSTER, W. (1998) *Odour emission capacity of wastewaters - standardization of measurement method and application*, Water Science & Technology 38, Nr. 3, S. 61-69

FREUDENTHAL, K., OTTERPOHL, R. UND BEHRENDT, J. (2005) *Absorption of odourous substances using selective gas-liquid separation processes*, Waste Management, 25:975-984

GAIDO, K., W., LEONARD, L., S., LOVELL, S., GOULD, J.,C., BABAI, D., PORTIER, C., J., MCDONNELL, D., P. (1997) *Evaluation of Chemicals with Endocine Modulating Activity in a Yeast-Based Steroid Hormone Receptor Gene Transciption Assay*, Toxicol. Appl. Pharmacology, 143, 205-212

GEMERT V., L. J. UND NETTENBREIJER, A. H. (1977) *Compilation of odour threshold values in air and water*, National Institute for Water Supply, Voorburg, Netherlands, Central Institute for Nutrition and Food Research, Zeist, Netherlands

GEYER, S., MÜLLER, R.-A. (2007) *Konflikte entschärfen durch ein integriertes Wasserressourcenmanagement*, UFZ-Newsletter 12/2007, Helmholtz Zentrum für Umweltforschung

GERDES, H. (2005) *Entwicklung der Steuerung und Regelung einer dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlungsanlage*, Diplomarbeit, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für AbfallRessourcenWirtschaft

GIES, A., GOTTSCHALK, C., GREINER, P., HEGER, W., KOLOSSA, M., RECHENBERG, B., ROSSKAMP, E., SCHROETER-KERMANI, C., STEINHÄUSER, K., THROL, C. (2001) *Chemicals in the Environment which interfere with the endocrine Systems of Humans and Wildlife*, UBA Texte 30(01): Nachhaltigkeit und Vorsorge bei der Risikobewertung und beim Risikomanagement von Chemikalien

GÜNTHERT, F.W., REICHERTER, E. (2001) *Investitionskosten der Abwasserentsorgung*, ISBN 3-486-26507-5, Oldenburg Industrieverlag GmbH

HAFNER, G., KRANERT, M., ANTAKYALI, D., KRAMPE, J., SCHULTHEIS, A., STEINBACH, D. (2007) *MODULAARE – Integrated Modules for High Efficient Wastewater Purification, Waste Treatment and Regenerative Energy Recovery in Tourism Resorts*, Cossu, R. Stegmann, R. (Hrsg.): Proceedings (CD-ROM) of Sardinia 2007 – 11th International Waste Management and Landfill Symposium, CISA

HARTMANN, H. (2001) Transport, Lagerung, Konservierung und Trockung, in: *Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken und Verfahren*, ISBN 3-540-64853-4, Springer Verlag Berlin Heidelberg New York

HEERENKLAGE, J., STEGMANN, R. (2001) *Comparison of Test Systems for the Determination of the Gas Potential from Waste*, Christensen, T., H., Stegmann, R., Cossu, R. (Hrsg.): Proceedings Sardinia 2001, 8th International Waste Management and Landfill Symposium, CISA

HEGEMAN, W., TESCHNER, K., GÖKCAY, C., KOMESLI, O., BISCHOF, F. (2006) *Verbessern der Ablaufqualität von Abwasserteichanlagen durch den Einsatz von Membrananlagen*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), 1. Aachener Kongress Dezentrale Infrastruktur Wasser-Energie-Abfall am 17. und 18. Oktober 2006 in Aachen, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungsabfallwirtschaft an der RWTH Aachen, Schriftenreihe Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 204

HILLENBRAND, T., TOUSSAINT, D., BÖHM, E., FUCHS, S., SCHERER, U., RUDOLPHI, A., HOFFMANN, M. (2005) *Einträge von Kupfer, Zink und Blei in Gewässer und Böden, Analyse der Emissionspfade und möglicher Emissionsminderungsmaßnahmen*, Hrsg. Umweltbundesamt (UBA), Dessau

HOBSON, J. (1995) *The odour potential: a new tool for odour measurement*, Journal of the Chartered Institution of Water and Environmental Management 9, Nr. 5, S. 458-463

HOLLÄNDER, R. (2006) *Zentrale oder dezentrale Wasserinfrastruktur – Entscheidungskriterien*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), 1. Aachener Kongress Dezentrale Infrastruktur Wasser-Energie-Abfall am 17. und 18. Oktober 2006 in Aachen, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungsabfallwirtschaft an der RWTH Aachen, Schriftenreihe Gewässerschutz- Wasser-Abwasser, Nr. 204

HUFENBACH, T. (2006*) Inbetriebnahme und Optimierung einer Pilotanlage zur dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlung*, Diplomarbeit Technische Universität Hamburg-Harburg / Fachhochschule Hamburg

HURDZAN, M., J. (1999) *Golfplatz Architektur – Design, Konstruktion & Platzerneuerung* ISBN 978-3870140908, Albrecht Verlag

KÄGLER, M. (2008) *Integration einer Biomasserückführung in eine Anaerobanlage im Technikumsmaßstab*, Studienarbeit im Bereich Verfahrenstechnik, Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für AbfallResourcenWirtschaft

KAHL (2006) *Pelletpresse für Kleinproduktionen, Presse 14-175*, Produkdatenblatt der Firma Amandus-Kahl GmbH & Co. KG, www.akahl.de

KALTSCHMITT, M., REIHARDT, G. A. (1997) *Nachwachsende Energieträger – Grundlagen, Verfahren, ökologische Bilanzierung*, Vieweg, Braunschweig/Wiesbaden

KALTSCHMITT, M., HARTMANN, H. (2001) *Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken und Verfahren*, ISBN 3-540-64853-4, Springer Verlag Berlin Heidelberg New York

KAPP (1984) *Schlammfaulung mit hohem Feststoffgehalt*, München, R. Oldenbourg Verlag, ISBN 3-486-26241-6

KEHRES, B., MAILE, A. (1994) *Methodenbuch zur Analyse von Kompost*, Bundesgütegemeinschaft Kompost e.V. (Hrsg.)

KEYSERS, C., GETHKE, K., PINNEKAMP, J. (2008) *Grauwassernutzung im Hotel- und Gaststättengewerbe*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 215, ISBN: 978-3-938996-21-8, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen E.V.

KOMMISSION DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFT (2005) *Thematische Strategie für eine nachhaltige Nutzung natürlicher Ressourcen*, Mitteilung der Kommission an den Rat, das Europäische Parlament, den Europäischen Wirtschafts- und Sozialausschuss und den Ausschuss der Regionen, KOM (2005), 670

KOPPE, P., STOZEK, A. (1999) *Kommunales Abwasser: seine Inhaltsstoffe nach Herkunft, Zusammensetzug und Reaktionen im Reinigungsprozess*, ISBN 3-8027-2833-5, Vulkan Verlag

KLEEBERG, K. K., LIU, Y., JANS, M., SCHLEGELMILCH, M., STREESE, J. UND STEGMANN, R. (2005) *Development of a simple and sensitive method for the characterisation of odorous waste gas emissions by means of solid-phase microextraction (SPME) and GC-MS/olfactometry*, Waste Management, 25, 872-879

KNERR, H., EINSFELD, K., HANSEN, J., SCHMITT, T.G. (2008) *KOMPLETT – ein innovatives System zur Schließung von Wasser- und Stoffkreisläufen*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 215, ISBN: 978-3-938996-21-8, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen E.V.

KOCH, K. (2007) *Optimierung einer automatisierten Technikumsanlage und Durchführung von Vergärungsversuchen zur dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlung*, Diplomarbeit Technische Universität Hamburg-Harburg / TU Dresden, Hamburg

KRAMER, J., F., KOOPERS, H. (2000) *Verschmutzung von Membranen bei der weitergehenden Behandlung von Abläufen von Kläranlagen*, Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung, 3. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, IVT und ISA RWTH, Aachen

KRANERT, M., HAFNER, G., SCHULTHEIS, A., STEINBACH, D., KRAMPE, J., ANTAKYALI, D. (2006) *Projekt MODULAARE – integrierte Module zur hocheffizienten Abwasserreinigung, Abfallbehandlung und regenerativen Energiegewinnung in Tourismus Resorts*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), 1. Aachener Kongress Dezentrale Infrastruktur Wasser-Energie-Abfall am 17. und 18. Oktober 2006 in Aachen, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungsabfallwirtschaft an der RWTH Aachen, Schriftenreihe Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 204

LAZAROVA, V., LEVINE, B., SACK, J., CIRELLI, G., JEFFREY, P., MUNTAU, H., SALGOT, M., BRISSAUD, F. (2001) *Role of water reuse for enhancing integral water management in Europe and Mediterranean countries*, Water Science & Technology 43, Nr. 10, S.219

LAGA (1995) Merkblatt M 10: Qualitätskriterien und Anwendungsempfehlungen für Kompost, Müll Handbuch, Erich Schmidt Verlag, ESV

MELIN, T., RAUTENBACH, R. (2007) *Membranverfahren: Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung*, Springer, 2003, ISBN 3540000712, 9783540000716

MUDRACK, K., KUNST, S. (2003): *Biologie der Abwasserreinigung*, Heidelberg, ISBN 3-8274-1427-X

MÜNCH, E. V., SCHÖPE, A., RÜD, S. (2009) *Ecosan – Recycling orientated wastewater management and sanitation systems*, Gesellschaft für technische Zusammenarbeit – GTZ, www.gtz.de

N.N. (2006) *Verordnung über die Verwertung von Bioabfällen auf landwirtschaftlich, forstwirtschaftlich und gärtnerisch genutzten Böden* (Bioabfallverordnung), 20. Oktober 2006 (BGBl. I, S. 2298)

NENTWIG, W., BACHER, S., BRANDL. R. (2009) *Ökologie kompakt*, Spektrum Akademischer Verlag (12. September 2007) ISBN-13: 978-3827418760

OTTERPOHL R., LANGE, J. (1997) *Handbuch zu einer zukunftsfähigen Wasserwirtschaft*, Hrsg. Mall beton GmbH, Donauschingen-Pfohren, ISBN: 3-9803502-1-5

PANGLISCH, S. (2001) *Zur Bildung und Vermeidung schwer entfernbarer Partikelablagerungen in Kapillarmembranen bei der Dead-End-Filtration*, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, Mühlheim an der Ruhr

PINNEKAMP, J., FRIEDRICH, H. (2006) *Membrantechnik für die Abwasserreinigung*, FiW Verlag, ISBN 3-939377-00-7, 978-3-939377-00-9

RIEKENBERG, B. (2006) *Versuchsbetrieb einer Pilotanlage zur Membranfiltration von Abwasser und anschließender Co-Fermentation von Abwasserkonzentrat und Speiseresten*, Diplomarbeit Technische Universität Hamburg-Harburg / Fachhochschule Hamburg

RIPPBERGER, S. (1992) *Mikrofiltration mit Membranen: Grundlagen, Verfahren, Anwendungen*, VCH-Verlagsgesellschaft, Weinheim

RÖPER, H., STREESE-KLEEBERG, J. (2008) *Integrierte Konzepte zur dezentralen Abwasser- und Abfallbehandlung (INKONDA)*, Schlussbericht des BmBF Verbundprojektes, Förderkennzeichen: 02WD0400

RYCHLIK, M., SCHIEBERLE, P. UND GROSCH, W. (1998) *Compilation of odor thresholds, odor qualities and retention indices of key food odorants*, Deutsche Forschungsanstalt für Lebensmittelchemie und Institut für Lebensmittelchemie der Technischen Universität München, Garching

SCHLEGEL, H.-G. (1985) Allgemeine Mikrobiologie, 6. überarbeitete Auflage, Georg Thieme Verlag

SCHMELZ, K.-G. (2000) *Co-Vergärung von Klärschlamm und Bioabfällen, Manuskripte zur Abfallwirtschaft*, ISBN 3-930894-23-8, Rhombos-Verlag Berlin

SCHMIDT, P. (2001), *Allgemeine bauaufsichtliche Zulassungen für Kleinkläranlagen und die europäische Normung*, DIBt – Deutsches Institut für Bautechnik

SCHRECKLINGER, G. (2003) *Alternative Wege für die Wasserversorgung auf Golf- und Sportplätzen*, fbr Fachtagung „Regenwassernutzung und Bewirtschaftung in der Landschaft- und Freiraumpflege“, 4.11.2003, Frankfurt am Main

SEKITO, T. (2005) *Gas generation from the mixture of biowaste and sewage concentrate*, Internal experimental report at the Institut of Waste Management, Technische Universität Hamburg-Harburg

STEHMANN, A. (2007*) Entwicklung und Anwendung chemisch- analytischer Verfahren zur Bestimmung endokrin wirksamer Substanzen*, Gewässerschutz – Wasser – Abwasser 208, Institut für Siedlungswasserwirtschaft RWTH Aachen, ISBN 978-3-938996-14-0, ISSN 0342-6068

STEGMANN, R. (1998) *Folien zur Vorlesung Umweltschutztechnik*, Technische Universität Hamburg-Harburg

STREESE-KLEEBERG, J., BADE, O., STEGMANN, R. (2006) *Integriertes Konzept zur Dezentralen Abwasser- und Bioabfallbehandlung (INKONDA)*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), 1. Aachener Kongress Dezentrale Infrastruktur Wasser-Energie-Abfall am 17. und 18. Oktober 2006 in Aachen, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungsabfallwirtschaft an der RWTH Aachen, Schriftenreihe Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 204

STERNAD, E., ZECH, T. (2006) *Anwendungen des Rotationsscheibenfilters in der kommunalen Abwasserreinigung, Abwasserproblemstoffe – Erfahrungen mit neuen Produkten und Technologien*, Tagungsband der 20. Karlsruher Flockungstage 2006, Schriftenreihe SWW, Bd. 123, Verlag Siedlungswasserwirtschaft, Karlsruhe

TÖWS, I. (2006) *Einsatz von Kleinkläranlagen*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), 1. Aachener Kongress Dezentrale Infrastruktur Wasser-Energie-Abfall am 17. und 18. Oktober 2006 in Aachen, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungsabfallwirtschaft an der RWTH Aachen, Schriftenreihe Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 204

UNITED NATIONS NATIONAL WATER RESEARCH INSTITUTE (2010) *GEMS - Global Environment Monitoring System*, UNEP, www.gemstat.org

VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE (2004) VDI 4630 *Vergärung organischer Stoffe Substratcharakterisierung, Probenahme, Stoffdatenerhebung, Gärversuche*

WENDENBURG, H. (2008) *Dezentrale Infrastruktur aus Sicht des Bundesumweltministeriums*, Pinnekamp, J. (Hrsg.), Gewässerschutz-Wasser-Abwasser, Nr. 215, ISBN: 978-3-938996-21-8, Gesellschaft zur Förderung der Siedlungswasserwirtschaft an der RWTH Aachen E.V.

WEILAND, P. (2001) *Grundlagen der Methangärung - Biologie und Substrate, in: Biogas als regenerative Energie - Stand und Perspektiven*, VDI-Bericht 1620, Düsseldorf; S. 19-32, Hannover, VDI Verlag GmbH, ISBN 3-18-091620-6

WORLD HEALTH ORGANISATION (WHO) (1989) *Health guidelines for the use of wastewater in agriculture and aquaculture*, Technical Bulletin Series 77, WHO, Genf

YUANG, WANG, SU, HU (2006) *Urban solid waste management in Chongqing: Challenges and Opportunities*, Waste Management, 26. Jg., Heft 9, S. 1052-1062, ISSN 0273-1223

ZOETEMEYER 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, Vol. 16, pp. 313-321

ZURAWSKI, D., STEGMANN, R., HEERENKLAGE, J., BADE, O. (2003) *Example for the application of a decentralised wastewater and waste treatment concept for a hotel complex*, Christensen, T., H., Cossu, R., Stegmann, R. (Hrsg.): Proceedings Sardinia 2003, 9th International Waste Management and Landfill Symposium, CISA, Cagliari

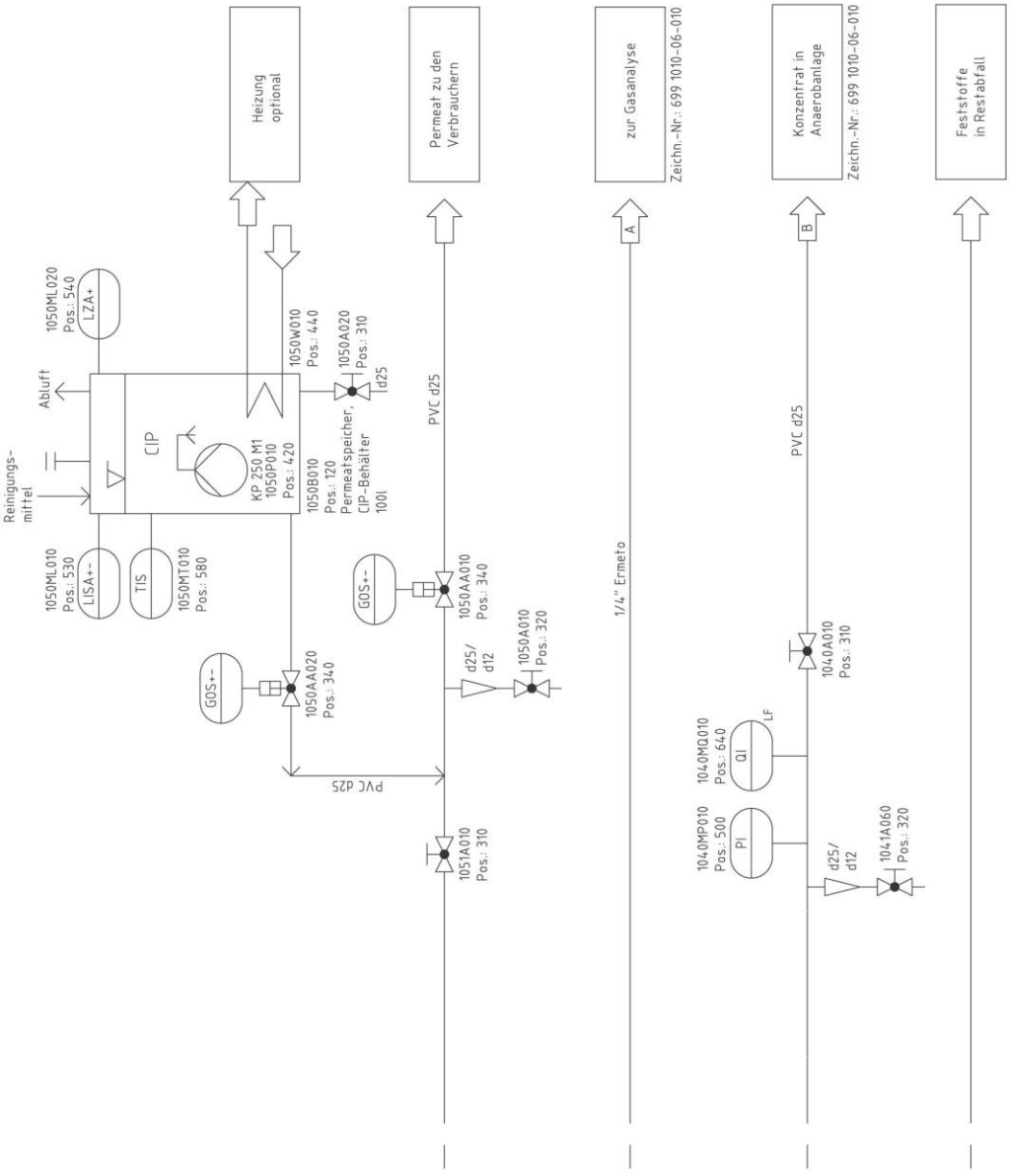
ANHANG I

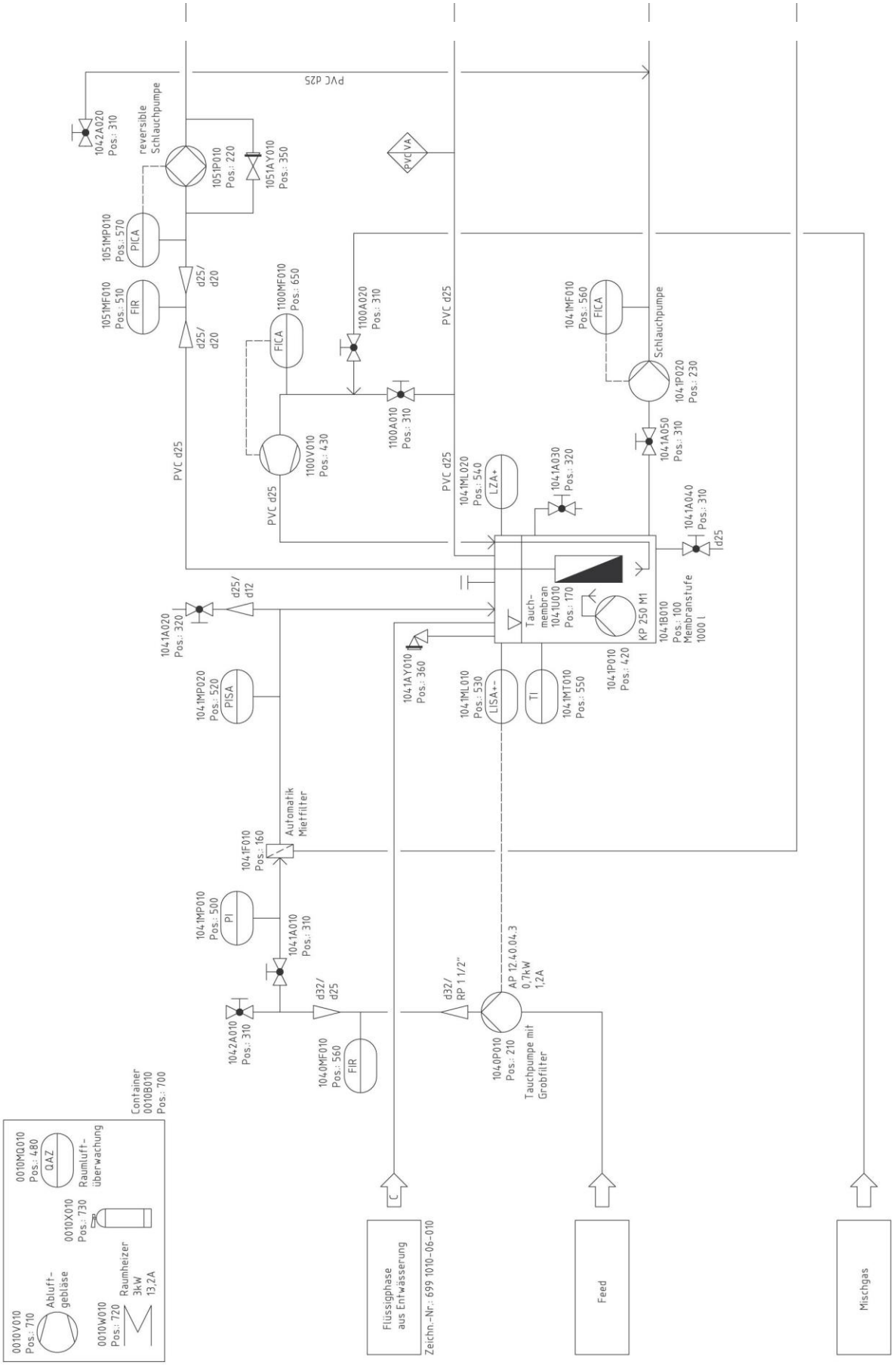
Technische Entwurfsplanung der INKONDA-Pilotanlage

- Fließschema der Membranstufe, nach Plan 699 1010-06-020a, Fa. HAASE
- Fließschema der Anaerobstufe, nach Plan 699 1010-06-010a, Fa. HAASE

Fließschema der Membranstufe

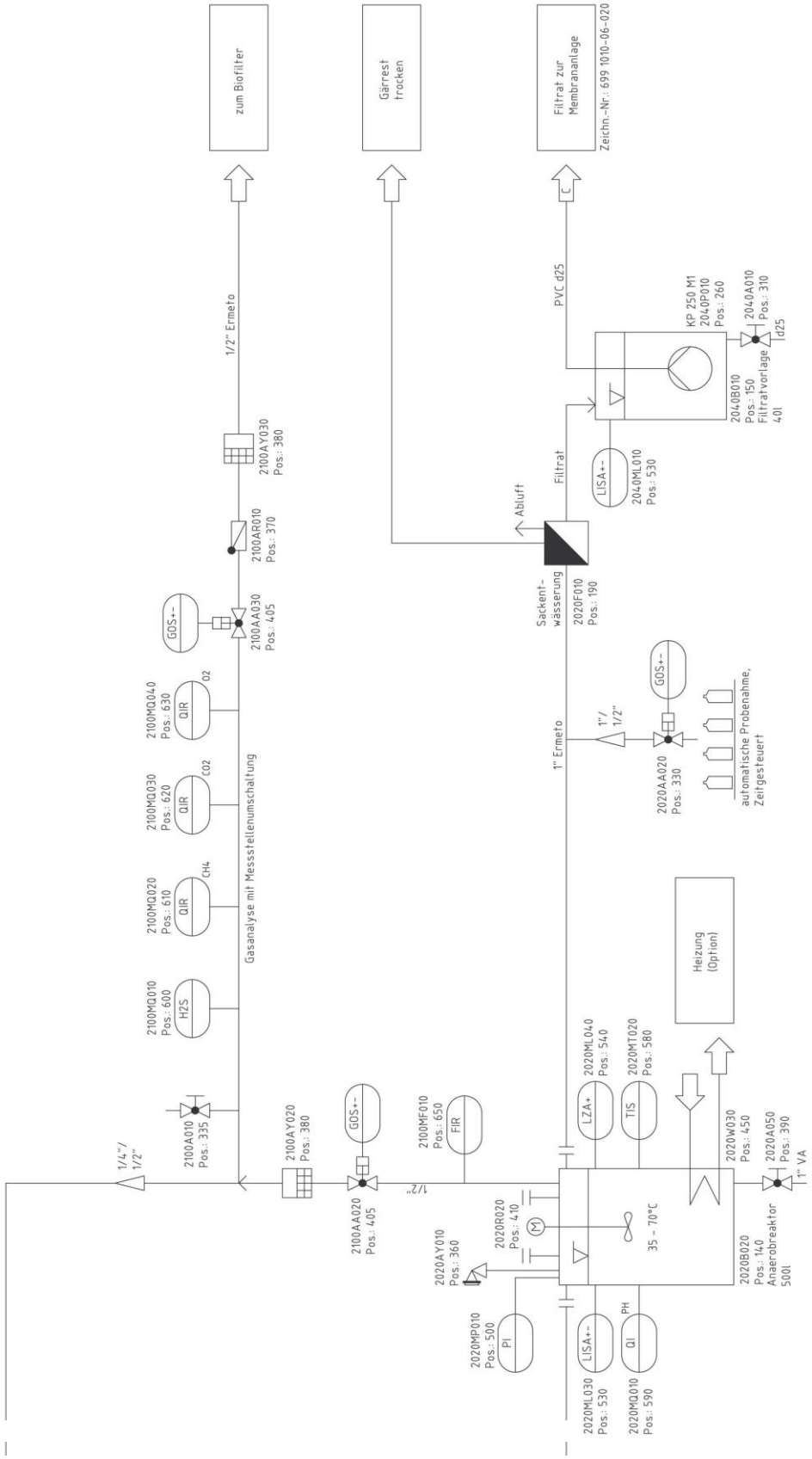
nach Plan 699 1010-06-020a, Fa. HAASE

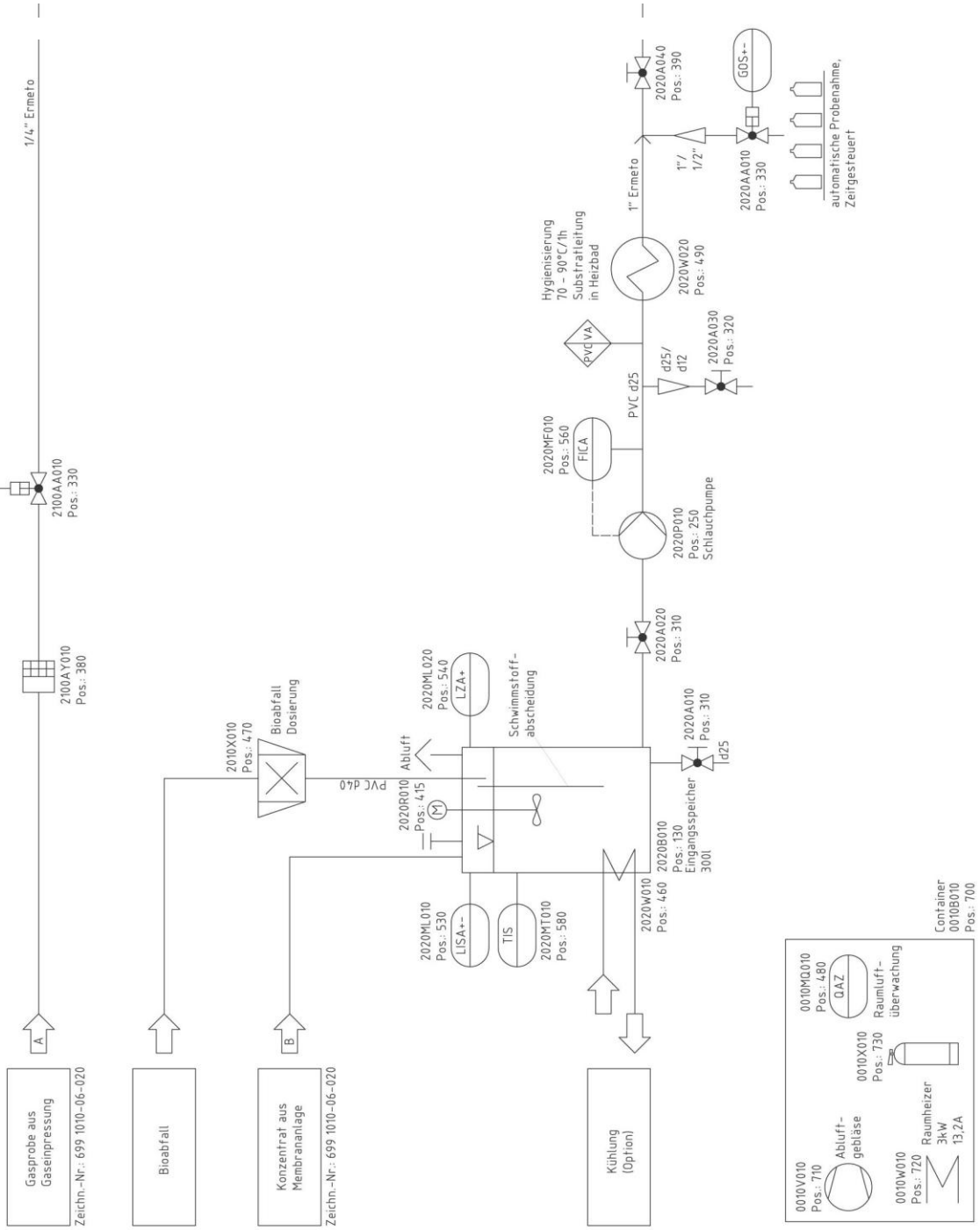



PVC d25
1042A020
Pos.: 310
reversible
Schlauchpumpe
1051P010
Pos.: 220
1051AY010
Pos.: 350
PVC VA
1051MP010
Pos.: 570
PICA
1051MF010
Pos.: 510
FIR
d25/
d20
1100MF010
Pos.: 650
FICA
1100A020
Pos.: 310
1100A010
Pos.: 310
1100V010
Pos.: 430
PVC d25
1041MF010
Pos.: 560
FICA
Schlauchpumpe
1041P020
Pos.: 230
1041A050
Pos.: 310
1041ML020
Pos.: 540
LZA+
1041A030
Pos.: 320
1041A040
Pos.: 310
d25
d25/
d12
1041A020
Pos.: 320
Tauch-
membran
1041U010
Pos.: 170
KP 250 M1
1041B010
Pos.: 100
Membranstufe
1000 l
1041AY010
Pos.: 360
1041MP020
Pos.: 520
PISA
1041ML010
Pos.: 530
LISA+-
TI
1041MT010
Pos.: 550
1041P010
Pos.: 420
Automatik
Mietfilter
1041F010
Pos.: 160
1041MP010
Pos.: 500
PI
1041A010
Pos.: 310
d32/
d25
1042A010
Pos.: 310
1040MF010
Pos.: 560
FIR
d32/
RP 1 1/2"
AP 12.40.04.3
0,7kW
1,2A
1040P010
Pos.: 210
Tauchpumpe mit
Grobfilter
C
Flüssigphase
aus Entwässerung
Zeichn.-Nr.: 699 1010-06-010
Feed
Mischgas
Container
0010B010
Pos.: 700
0010V010
Pos.: 710
Abluft-
gebläse
0010W010
Pos.: 720
Raumheizer
3kW
13,2A
0010X010
Pos.: 730
0010MQ010
Pos.: 480
QAZ
Raumluft-
überwachung

Fließschema der Anaerobstufe

nach Plan Nummer 699 1010-06-010a, Fa. HAASE




Gasprobe aus Gaseinpressung
Zeichn.-Nr.: 699 1010-06-020
Bioabfall
Konzentrat aus Membrananlage
Zeichn.-Nr.: 699 1010-06-020
Kühlung (Option)
1/4" Ermeto
2100AA010 Pos.: 330
2100AY010 Pos.: 380
GOS+-
2010X010 Pos.: 470
Bioabfall Dosierung
PVC d40
2020R010 Pos.: 415
Abluft
2020ML020 Pos.: 540
LZA+
Schwimmstoff-abscheidung
2020A010 Pos.: 310 d25
2020B010 Pos.: 130 Eingangsspeicher 300l
2020ML010 Pos.: 530 LISA+-
2020MT010 Pos.: 580 TIS
2020W010 Pos.: 460
2020A020 Pos.: 310
2020P010 Pos.: 250 Schlauchpumpe
2020MF010 Pos.: 560 FICA
PVC d25
d25/ d12
2020A030 Pos.: 320
PVC VA
Hygienisierung 70 - 90°C/1h Substratleitung in Heizbad
2020W020 Pos.: 490
1" Ermeto
2020A040 Pos.: 390
1"/ 1/2"
2020AA010 Pos.: 330
GOS+-
automatische Probenahme, Zeitgesteuert
Container 0010B010 Pos.: 700
0010MQ010 Pos.: 480 QAZ Raumluft-überwachung
0010X010 Pos.: 730
0010V010 Pos.: 710 Abluft-gebläse
0010W010 Pos.: 720 Raumheizer 3kW 13,2A

ANHANG II

Identifizierung der Hauptgeruchsstoffe in unbehandeltem Abwasser und in nach Behandlung in der Membrananlage anfallendem Permeat und Konzentrat, Analysedaten aus Untersuchungsbericht von Kleeberg Umweltanalytik, Probenahmen am 10.05.2007, 15.08.2007

- Identifizierte Substanzen (Versuchsreihe 1)
- Identifizierte Substanzen (Versuchsreihe 2)

In den Tabellen ist die prozentuale Reduzierung der Substanzen im Permeat im Vergleich zum Rohabwasser dargestellt (letzte Spalte).

- Substanzen, die in ähnlicher Konzentration in Rohabwasser und Permeat oder in größerer Konzentration im Permeat vorliegen, Darstellung: [100]
- Substanzen, die eine geringe Reduzierung im Permeat zeigen (< 90 %), Darstellung: [**100**]
- Substanzen, die im Permeat stark reduziert vorliegen (90 – 100 %), Darstellung: [**100**]

Peak Nr.	RT	RI	Substanz	SK	CAS-Nr.	ID	Blind-probe Area a	Area a (%)	Rohabw. Area a	Area a (%)	Konzentrat Area a	Area a (%)	Permeat Area a	Area a (%)	Redu-zierung Rohabw. -Permeat
1	1,75	357	Schwefeldioxid	S	7446-09-5	D	0	0,00	115467	0,13	79524	0,11	0	0,00	100
2	1,81	413	2-Methyl-1-propen	KW	115-11-7	D	0	0,00	0	0,00	36659	0,05	48236	0,05	+
3	1,85	430	Methanthiol	S	74-93-1	D	0	0,00	2344722	2,66	255812	0,35	0	0,00	100
4	1,90	452	Ethanol	AH	64-17-5	S,D	0	0,00	533549	0,60	62448	0,09	0	0,00	100
5	1,99	491	Aceton	K	67-64-1	S,D,RI	81254	1,98	5251516	**5,95**	1899576	2,59	2708990	2,88	**48**
6	2,00	496	2-Propanol	AH	67-63-0	S,D,RI	0	0,00	1259039	1,43	831611	1,14	586706	0,62	**53**
7	2,10	518	DMS	S	75-18-3	S,D,RI	0	0,00	7565098	**8,57**	2122512	2,90	132201	0,14	98
8	2,14	525	Dichlormethan	X	75-09-2	S,D,RI	0	0,00	170416	0,19	50128	0,07	69953	0,07	**59**
9	2,14	525	Essigsäuremethylester	E	79-20-9	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
10	2,18	533	Schwefelkohlenstoff	S	75-15-0	D,RI	0	0,00	240470	0,27	336301	0,46	285123	0,30	0
11	2,27	551	1-Propanol	AH	71-23-8	S,D,RI	0	0,00	415617	0,47	89510	0,12	0	0,00	100
12	2,33	563	2-Methoxy-2-methylpropan	O	1634-04-4	D,RI	0	0,00	166156	0,19	215772	0,29	181548	0,19	0
13	2,32	584	1-Hexen	KW	592-41-6	D,RI	0	0,00	0	0,00	108904	0,15	0	0,00	
14	2,52	600	2-Butanon	K	78-93-3	D,RI	0	0,00	1453857	1,65	447820	0,61	557145	0,59	**62**
15	2,59	605	3-Methylfuran	F	930-27-8	D	210540	**5,12**	73829	0,08	778525	1,06	623998	0,66	+
16	2,63	608	(Z)-1,2-Dichlorethen	X	156-59-2	D,RI	0	0,00	255363	0,29	509820	0,70	470126	0,50	0
17	2,64	609	1-Propanthiol	S	107-03-9	D,RI	0	0,00	134908	0,15	812113	1,11	10000	0,01	93
18	2,67	611	Ethylacetat	E	141-78-6	S,D,RI	0	0,00	7545231	**8,54**	0	0,00	0	0,00	100
19	2,66	611	2-Methylfuran	F	534-22-5	D,RI	0	0,00	0	0,00	177537	0,24	190718	0,20	+
20	2,69	613	(Methylthio)ethan	S	624-89-5	D,RI	0	0,00	0	0,00	261508	0,36	10000	0,01	+
21	2,74	617	2-Ethoxy-2-methylpropan	O	637-92-3	D,RI	0	0,00	542042	0,61	386467	0,53	302466	0,32	**44**
22	2,83	624	THF	F	109-99-9	D,RI	133111	**3,24**	0	0,00	329634	0,45	368203	0,39	+
23	3,24	655	Benzol	AR	71-43-2	S,D,RI	0	0,00	437607	0,50	399322	0,55	304338	0,32	**30**
24	3,24	655	Cyclohexan	KW	110-82-7	S,D,RI	124719	**3,03**	426847	0,48	241607	0,33	200821	0,21	**53**
25	3,17	663	Thiophen	S	110-02-1	D,RI	0	0,00	0	0,00	145230	0,20	84798	0,09	+
26	3,62	700	Pentanal	AL	110-62-3	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	87452	0,09	+
27	3,62	700	Heptan	KW	142-82-5	S,D,RI	167189	**4,07**	346903	0,39	0	0,00	228568	0,24	**34**
28	3,85	701	Ethanthiolsäuremethylester	S	1534-08-3	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
29	4,21	712	Essigsäurepropylester	E	109-60-4	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
30	4,71	728	3-Methyl-1-butanol	AH	123-51-3	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
31	4,87	733	4-Methyl-2-pentanon	K	108-10-1	S,D,RI	0	0,00	951511	1,08	241906	0,33	244761	0,26	**74**
32	4,98	736	DMDS	S	624-92-0	S,D,RI	0	0,00	756222	0,86	81435	0,11	10000	0,01	99
33	5,70	759	Toluol	AR	108-88-3	S,D,RI	190262	**4,63**	16470978	**18,65**	29252381	**39,95**	23280294	**24,78**	0
34	5,89	765	2-Methylthiophen	S	554-14-3	D,RI	0	0,00	70691	0,08	351029	0,48	292466	0,31	+
35	5,83	772	3-Methylthiophen	S	616-44-4	D,RI	0	0,00	10000	0,01	117010	0,16	116986	0,12	+
36	6,09	771	Essigsäure-2-methylpropyl-ester	E	110-19-0	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
37	6,33	789	1-Octen	KW	111-66-0	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	10000	0,01	+
38	6,68	800	Octan	KW	111-65-9	S,D,RI	0	0,00	117782	0,13	10000	0,01	84037	0,09	**29**
39	7,06	801	Hexanal	AL	66-25-1	S,D,RI	369983	**9,00**	10000	0,01	138233	0,19	2125524	2,26	+

Peak Nr.	RT	RI	Substanz	SK	CAS-Nr.	ID	Blindprobe Area a	Area a (%)	Rohabw. Area a	Area a (%)	Konzentrat Area a	Area a (%)	Permeat Area a	Area a (%)	Reduzierung Rohabw. -Permeat
40	7,36	808	Tetrachlorethen	X	127-18-4	D,RI	0	0,00	765167	0,87	995279	1,36	981805	1,04	0
41	7,70	816	1-Pentanthiol	S	110-66-7	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
42	7,76	818	Essigsäurebutylester	E	123-86-4	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
43	8,00	831	Ethylcyclohexan	KW	1678-91-7	S,D,RI	0	0,00	46982	0,05	0	0,00	94693	0,10	0
44	9,57	861	Ethylbenzol	AR	100-41-4	S,D,RI	99442	2,42	907763	1,03	1044715	1,43	763706	0,81	**16**
45	9,41	865	Pentandinitril	N	544-13-8	D	0	0,00	194347	0,22	204047	0,28	196182	0,21	0
46	9,90	869	m-Xylol/p-Xylol	AR	108-38-3	S,D,RI	367389	**8,93**	2317726	2,62	2842535	**3,88**	1607953	1,71	**31**
47	10,37	880	Essigsäure-3-Methyl-1-butyl-ester	E	123-92-2	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
48	10,78	890	Styrol	AR	100-42-5	S,D,RI	0	0,00	475436	0,54	227856	0,31	181417	0,19	**62**
49	10,86	891	o-Xylol	AR	95-47-6	S,D,RI	0	0,00	1378480	1,56	928049	1,27	719061	0,77	**48**
50	11,22	900	Nonan	KW	111-84-2	S,D,RI	0	0,00	195258	0,22	0	0,00	26535	0,03	**86**
51	11,00	902	Heptanal	AL	111-71-7	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	120727	0,13	
52	11,68	912	[S-(E)]-2,6-Dimethyl-4-octen	KW	2960-76-3	D	0	0,00	475350	0,54	137231	0,19	40485	0,04	**91**
53	12,17	925	Cumol	AR	98-82-8	S,D,RI	0	0,00	122000	0,14	128733	0,18	79480	0,08	**35**
54	12,03	929	Propylcyclohexan	KW	1678-92-8	D,RI	0	0,00	96667	0,11	24971	0,03	0	0,00	**100**
55	12,50	933	alpha-Pinen	T	80-56-8	D,RI	0	0,00	573345	0,65	354546	0,48	311076	0,33	**46**
56	13,03	947	3,7-Dimethyl-1,6-octadien	KW	2436-90-0	D,RI	0	0,00	55073	0,06	190500	0,26	20603	0,02	**63**
57	12,76	948	Camphen	T	79-92-5	D,RI	0	0,00	82609	0,09	146808	0,20	77101	0,08	7
58	13,30	954	Propylbenzol	AR	103-65-1	D,RI	0	0,00	336979	0,38	321653	0,44	140339	0,15	**58**
59	13,41	957	2-Ethylhexanal	AL	123-05-7	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
60	13,61	962	1-Ethyl-3-methylbenzol	AR	620-14-4	D	0	0,00	976416	1,11	948668	1,30	517210	0,55	**47**
61	13,66	963	1-Ethyl-4-methylbenzol	AR		D,RI	0	0,00	747469	0,85	608996	0,83	301287	0,32	**60**
62	13,85	968	Dimethyltrisulfid	S	3658-80-8	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
63	13,88	969	1,3,5-Trimethylbenzol	AR	108-67-8	D,RI	0	0,00	910972	1,03	602472	0,82	297264	0,32	**67**
64	13,93	970	3,7-Dimethyl-2-octen (E oder Z?)	KW		D	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
65	14,15	976	beta-Pinen	T	127-91-3	D,RI	0	0,00	480860	0,54	278217	0,38	120501	0,13	**75**
66	14,29	980	1-Ethyl-2-methylbenzol	AR	611-14-3	D,RI	0	0,00	686410	0,78	562111	0,77	332982	0,35	**51**
67	14,34	988	3-Octanon	K	106-68-3	D,RI	0	0,00	0	0,00	149376	0,20	88510	0,09	
68	14,68	990	2,2,4,6,6-Pentamethylheptan	KW	13475-82-6	D,RI	0	0,00	320182	0,36	72459	0,10	0	0,00	**100**
69	14,79	992	1,2,4-Trimethylbenzol	AR	95-63-6	D,RI	121828	2,96	2048992	2,32	2236634	**3,05**	1460999	1,56	**29**
70	15,08	1000	Decan	KW	124-18-5	S,D,RI	0	0,00	1013744	1,15	184700	0,25	10000	0,01	**99**
71	15,41	1018	delta-3-Caren	T	13466-78-9	D	0	0,00	739026	0,84	503630	0,69	284878	0,30	**61**
72	15,43	1010	Trimethylbenzolderivat	A	?	D	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
73	15,45	1011	1,3-Dichlorbenzol	X	541-73-1	DRI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
74	15,83	1022	1,2,3-Trimethylbenzol	AR	526-73-8		0	0,00	1353625	1,53	1007884	1,38	673843	0,72	**50**
75	15,95	1026	Cymol	AR	99-87-6	S,D,RI	0	0,00	4291489	**4,86**	7290899	**9,96**	4557506	**4,85**	0
76	16,08	1030	Limonen	T	138-86-3	S,D,RI	2038475	**49,57**	9082232	**10,29**	4627626	**6,32**	43556543	**46,36**	
77	16,17	1032	Eucalyptol	T	470-82-6	D,RI	0	0,00	2317738	2,62	2057163	2,81	425832	0,45	**82**
78	18,44	1100	Undecan	KW	1120-21-4	S,D,RI	0	0,00	3384002	**3,83**	540734	0,74	114989	0,12	**97**
79	18,56	1107	Nonanal	AL	124-19-6	S,D,RI	207771	**5,05**	0	0,00	0	0,00	692717	0,74	
80	19,17	1156	Campher	T	76-22-2	D,RI	0	0,00	0	0,00	356772	0,49	195432	0,21	

Peak Nr.	RT	RI	Substanz	SK	CAS-Nr.	ID	Blindprobe Area a	Area a (%)	Rohabw. Area a	Area a (%)	Konzentrat Area a	Area a (%)	Permeat Area a	Area a (%)	Reduzierung Rohabw. -Permeat
81	19,32	1165	p-Menthon	T	10458-14-7	D,RI	0	0,00	0	0,00	276080	0,38	232501	0,25	+
82	19,28	1152	1,2,3,4-Tetrahydronaphthalin	KW	119-64-2	D,RI	0	0,00	427075	0,48	631197	0,86	210887	0,22	51
83	19,75	1181	Menthol	T	89-78-1	D,RI	0	0,00	0	0,00	480915	0,66	409520	0,44	+
84	19,89	1190	Naphthalin	AR	91-20-3	D,RI	0	0,00	309319	0,35	349577	0,48	126282	0,13	59
85	20,05	1200	Dodecan	KW	112-40-3	S,D,RI	0	0,00	2528186	2,86	717014	0,98	241470	0,26	90
86	20,87	1300	Tridecan	KW	629-50-5	S,D,RI	0	0,00	996615	1,13	465900	0,64	173300	0,18	83

RT Retentionszeit
RI Kovats Retentionsindex

Substanzen
SK Substanzklasse
S schwefelhaltige Substanz
KW Kohlenwasserstoff
T Terpen
AH Alkohol
K Keton
E Ester
X halogenhaltige Substanz
O Ether
F Furan
AR Aromat
AL Aldehyd
N stickstoffhaltige Substanz

ID Identifizierung (S Standard, D Datenbank)

Peak Nr.	RT	RI	Substanz	SK	CAS-Nr.	ID	Blind-probe Area a	Area a (%)	Rohabw. Area a	Area a (%)	Konzentrat Area a	Area a (%)	Permeat Area a	Area a (%)	Redu-zierung Rohabw.-Permeat
1	1,75	357	Schwefeldioxid	S	7446-09-5	D	0	0,00	328184	0,24	**26022897**		0	0,00	100
2	1,81	413	2-Methyl-1-propen	KW	115-11-7	D	0	0,00	0	0,00	6457	0,06	37904	0,33	
3	1,85	430	Methanthiol	S	74-93-1	D	0	0,00	4518474	**3,29**	11910	0,10	0	0,00	100
4	1,90	452	Ethanol	AH	64-17-5	S,D	0	0,00	1421024	1,04	78059	0,68	0	0,00	100
5	1,99	491	Aceton	K	67-64-1	S,D,RI	81254	1,98	2787714	2,03	0	0,00	93672	0,81	97
6	2,00	496	2-Propanol	AH	67-63-0	S,D,RI	0	0,00	663741	0,48	678708	**5,88**	0	0,00	100
7	2,10	518	DMS	S	75-18-3	S,D,RI	0	0,00	17388511	**12,67**	40279	0,35	84425	0,73	100
8	2,14	525	Dichlormethan	X	75-09-2	S,D,RI	0	0,00	10000	0,01	1908054	**16,53**	10000	0,09	0
9	2,14	525	Essigsäuremethylester	E	79-20-9	D,RI	0	0,00	145055	0,11	10000	0,09	0	0,00	100
10	2,18	533	Schwefelkohlenstoff	S	75-15-0	D,RI	0	0,00	199451	0,15	48510	0,42	34421	0,30	83
11	2,27	551	1-Propanol	AH	71-23-8	S,D,RI	0	0,00	256365	0,19	30543	0,26	0	0,00	100
12	2,33	563	2-Methoxy-2-methylpropan	O	1634-04-4	D,RI	0	0,00	73748	0,05	0	0,00	0	0,00	100
13	2,32	584	1-Hexen	KW	592-41-6	D,RI	0	0,00	0	0,00	66200	0,57	0	0,00	
14	2,52	600	2-Butanon	K	78-93-3	D,RI	0	0,00	508957	0,37	0	0,00	95649	0,82	81
15	2,59	605	3-Methylfuran	F	930-27-8	D	210540	**5,12**	46595	0,03	130123	1,13	36645	0,32	21
16	2,63	608	(Z)-1,2-Dichlorethen	X	156-59-2	D,RI	0	0,00	244626	0,18	6972	0,06	0	0,00	100
17	2,64	609	1-Propanthiol	S	107-03-9	D,RI	0	0,00	139786	0,10	29211	0,25	0	0,00	100
18	2,67	611	Ethylacetat	E	141-78-6	S,D,RI	0	0,00	56380488	**41,09**	0	0,00	0	0,00	100
19	2,66	611	2-Methylfuran	F	534-22-5	D,RI	0	0,00	25627	0,02	2038569	**17,66**	0	0,00	100
20	2,69	613	(Methylthio)ethan	S	624-89-5	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
21	2,74	617	2-Ethoxy-2-methylpropan	O	637-92-3	D,RI	0	0,00	74553	0,05	0	0,00	18939	0,16	75
22	2,83	624	THF	F	109-99-9	D,RI	133111	**3,24**	74503	0,05	20959	0,18	436527	**3,76**	
23	3,24	655	Benzol	AR	71-43-2	S,D,RI	0	0,00	67226	0,05	199246	1,73	15399	0,13	77
24	3,24	655	Cyclohexan	KW	110-82-7	S,D,RI	124719	**3,03**	140040	0,10	14371	0,12	8218	0,07	94
25	3,17	663	Thiophen	S	110-02-1	D,RI	0	0,00	0	0,00	56678	0,49	0	0,00	
26	3,62	700	Pentanal	AL	110-62-3	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
27	3,62	700	Heptan	KW	142-82-5	S,D,RI	167189	**4,07**	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
28	3,85	701	Ethanthiolsäuremethylester	S	1534-08-3	D,RI	0	0,00	409321	0,30	0	0,00	0	0,00	100
29	4,21	712	Essigsäurepropylester	E	109-60-4	D,RI	0	0,00	938598	0,68	0	0,00	0	0,00	100
30	4,71	728	3-Methyl-1-butanol	AH	123-51-3	S,D,RI	0	0,00	417958	0,30	0	0,00	0	0,00	100
31	4,87	733	4-Methyl-2-pentanon	K	108-10-1	S,D,RI	0	0,00	390085	0,28	0	0,00	0	0,00	100
32	4,98	736	DMDS	S	624-92-0	S,D,RI	0	0,00	725665	0,53	0	0,00	0	0,00	100
33	5,70	759	Toluol	AR	108-88-3	S,D,RI	190262	**4,63**	9536594	**6,95**	466850	**4,04**	220875	1,90	98
34	5,89	765	2-Methylthiophen	S	554-14-3	D,RI	0	0,00	285993	0,21	718624	**6,22**	0	0,00	100
35	5,83	772	3-Methylthiophen	S	616-44-4	D,RI	0	0,00	0	0,00	51010	0,44	0	0,00	
36	6,09	771	Essigsäure-2-methylpropyl-ester	E	110-19-0	D,RI	0	0,00	153126	0,11	0	0,00	0	0,00	100
37	6,33	789	1-Octen	KW	111-66-0	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
38	6,68	800	Octan	KW	111-65-9	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
39	7,06	801	Hexanal	AL	66-25-1	S,D,RI	369983	**9,00**	0	0,00	68848	0,60	100456	0,86	
40	7,36	808	Tetrachlorethen	X	127-18-4	D,RI	0	0,00	331135	0,24	0	0,00	10000	0,09	97

Peak Nr.	RT	RI	Substanz	SK	CAS-Nr.	ID	Blind-probe Area a	Area a (%)	Rohabw. Area a	Area a (%)	Konzentrat Area a	Area a (%)	Permeat Area a	Area a (%)	Redu-zierung Rohabw.-Permeat
41	7,70	816	1-Pentanthiol	S	110-66-7	D,RI	0	0,00	113798	0,08	46427	0,40	0	0,00	100
42	7,76	818	Essigsäurebutylester	E	123-86-4	D,RI	0	0,00	151575	0,11	0	0,00	0	0,00	100
43	8,00	831	Ethylcyclohexan	KW	1678-91-7	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
44	9,57	861	Ethylbenzol	AR	100-41-4	S,D,RI	99442	2,42	741080	0,54	0	0,00	0	0,00	100
45	9,41	865	Pentandinitril	N	544-13-8	D	0	0,00	0	0,00	108030	0,94	0	0,00	
46	9,90	869	m-Xylol/p-Xylol	AR	108-38-3	S,D,RI	367389	**8,93**	2217681	1,62	0	0,00	213741	1,84	90
47	10,37	880	Essigsäure-3-Methyl-1-butyl-ester	E	123-92-2	D,RI	0	0,00	158168	0,12	323974	2,81	0	0,00	100
48	10,78	890	Styrol	AR	100-42-5	S,D,RI	0	0,00	2209186	1,61	0	0,00	0	0,00	100
49	10,86	891	o-Xylol	AR	95-47-6	S,D,RI	0	0,00	1576624	1,15	168687	1,46	0	0,00	100
50	11,22	900	Nonan	KW	111-84-2	S,D,RI	0	0,00	239795	0,17	0	0,00	0	0,00	100
51	11,00	902	Heptanal	AL	111-71-7	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
52	11,68	912	[S-(E)]-2,6-Dimethyl-4-octen	KW	2960-76-3	D	0	0,00	522024	0,38	0	0,00	0	0,00	100
53	12,17	925	Cumol	AR	98-82-8	S,D,RI	0	0,00	62255	0,05	27996	0,24	54723	0,47	12
54	12,03	929	Propylcyclohexan	KW	1678-92-8	D,RI	0	0,00	0	0,00	10000	0,09	0	0,00	
55	12,50	933	alpha-Pinen	T	80-56-8	D,RI	0	0,00	326598	0,24	0	0,00	49810	0,43	85
56	13,03	947	3,7-Dimethyl-1,6-octadien	KW	2436-90-0	D,RI	0	0,00	152804	0,11	111545	0,97	0	0,00	100
57	12,76	948	Camphen	T	79-92-5	D,RI	0	0,00	0	0,00	59980	0,52	0	0,00	
58	13,30	954	Propylbenzol	AR	103-65-1	D,RI	0	0,00	204112	0,15	0	0,00	10000	0,09	95
59	13,41	957	2-Ethylhexanal	AL	123-05-7	D,RI	0	0,00	0	0,00	33875	0,29	0	0,00	
60	13,61	962	1-Ethyl-3-methylbenzol	AR	620-14-4	D	0	0,00	559195	0,41	89234	0,77	65167	0,56	88
61	13,66	963	1-Ethyl-4-methylbenzol	AR		D,RI	0	0,00	328938	0,24	120253	1,04	38272	0,33	88
62	13,85	968	Dimethyltrisulfid	S	3658-80-8	D,RI	0	0,00	683609	0,50	73704	0,64	0	0,00	100
63	13,88	969	1,3,5-Trimethylbenzol	AR	108-67-8	D,RI	0	0,00	283263	0,21	117809	1,02	65677	0,57	77
64	13,93	970	3,7-Dimethyl-2-octen (E oder Z?)	KW		D	0	0,00	470217	0,34	79388	0,69	0	0,00	100
65	14,15	976	beta-Pinen	T	127-91-3	D,RI	0	0,00	214539	0,16	0	0,00	0	0,00	100
66	14,29	980	1-Ethyl-2-methylbenzol	AR	611-14-3	D,RI	0	0,00	278327	0,20	91076	0,79	37263	0,32	87
67	14,34	988	3-Octanon	K	106-68-3	D,RI	0	0,00	409181	0,30	76846	0,67	0	0,00	100
68	14,68	990	2,2,4,6,6-Pentamethylheptan	KW	13475-82-6	D,RI	0	0,00	167664	0,12	0	0,00	0	0,00	100
69	14,79	992	1,2,4-Trimethylbenzol	AR	95-63-6	D,RI	121828	2,96	1617578	1,18	33047	0,29	198418	1,71	88
70	15,08	1000	Decan	KW	124-18-5	S,D,RI	0	0,00	485680	0,35	260181	2,25	0	0,00	100
71	15,41	1018	delta-3-Caren	T	13466-78-9	D	0	0,00	270839	0,20	407487	**3,53**	0	0,00	100
72	15,43	1010	Trimethylbenzolderivat	AR	?	D	0	0,00	115935	0,08	105834	0,92	0	0,00	100
73	15,45	1011	1,3-Dichlorbenzol	X	541-73-1	DRI	0	0,00	409181	0,30	0	0,00	0	0,00	100
74	15,83	1022	1,2,3-Trimethylbenzol	AR	526-73-8		0	0,00	1030922	0,75	0	0,00	0	0,00	100
75	15,95	1026	Cymol	AR	99-87-6	S,D,RI	0	0,00	3773641	2,75	0	0,00	270879	2,33	93
76	16,08	1030	Limonen	T	138-86-3	S,D,RI	2038475	**49,57**	10565959	**7,70**	396702	**3,44**	9176210	**79,01**	13
77	16,17	1032	Eucalyptol	T	470-82-6	D,RI	0	0,00	1918340	1,40	1195466	**10,35**	0	0,00	**100**
78	18,44	1100	Undecan	KW	1120-21-4	S,D,RI	0	0,00	1701774	1,24	477444	**4,14**	0	0,00	**100**
79	18,56	1107	Nonanal	AL	124-19-6	S,D,RI	207771	**5,05**	0	0,00	117570	1,02	165371	1,42	
80	19,17	1156	Campher	T	76-22-2	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	
81	19,32	1165	p-Menthon	T	10458-14-7	D,RI	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	

Peak Nr.	RT	RI	Substanz	SK	CAS-Nr.	ID	Blind-probe Area a	Area a (%)	Rohabw. Area a	Area a (%)	Konzentrat Area a	Area a (%)	Permeat Area a	Area a (%)	Redu-zierung Rohabw.-Permeat
82	19,28	1152	1,2,3,4-Tetrahydronaphthalin	KW	119-64-2	D,RI	0	0,00	841316	0,61	0	0,00	0	0,00	100
83	19,75	1181	Menthol	T	89-78-1	D,RI	0	0,00	947852	0,69	0	0,00	0	0,00	100
84	19,89	1190	Naphthalin	AR	91-20-3	D,RI	0	0,00	774917	0,56	0	0,00	0	0,00	100
85	20,05	1200	Dodecan	KW	112-40-3	S,D,RI	0	0,00	2005608	1,46	90476	0,78	103321	0,89	95
86	20,87	1300	Tridecan	KW	629-50-5	S,D,RI	0	0,00	0	0,00	253577	2,20	0	0,00	

RT Retentionszeit
RI Kovats Retentionsindex

Substanzen
SK Substanzklasse
S schwefelhaltige Substanz
KW Kohlenwasserstoff
T Terpen
AH Alkohol
K Keton
E Ester
X halogenhaltige Substanz
O Ether
F Furan
AR Aromat
AL Aldehyd
N stickstoffhaltige Substanz

ID Identifizierung (S Standard, D Datenbank)