

---

---

Endbericht

**„Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme  
für urbane Räume Chinas – Teilprojekt 2“**

Förderkennzeichen: 02WD0607

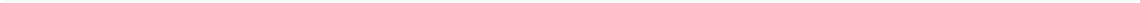
Prof. Dr.-Ing. Peter Cornel

Prof. Dr.-Ing. Martin Wagner



TECHNISCHE  
UNIVERSITÄT  
DARMSTADT

Institut **WAR**



---

**DAS DIESEM BERICHT ZUGRUNDE LIEGENDE VORHABEN  
WURDE MIT MITTELN DES BUNDESMINISTERIUMS FÜR BIL-  
DUNG UND FORSCHUNG UNTER DEM FÖRDERKENNZEICHEN  
02WD0607 GEFÖRDERT. DIE VERANTWORTUNG FÜR DEN IN-  
HALT DIESER VERÖFFENTLICHUNG LIEGT BEIM AUTOR**

---



---

---

## INHALTSVERZEICHNIS

Teil I		- 7 -
1	Ausgangssituation des Projektes	- 7 -
2	Vorhabensvoraussetzungen	- 10 -
3	Planung und Ablauf des Vorhabens	- 12 -
3.1	Optimierung und verfahrenstechnische Weiterentwicklung von Einzelmodulen	- 12 -
3.1.1	Umwelt- und Raumplanung	- 12 -
3.1.2	Wasserversorgung	- 13 -
3.1.3	Abwassertechnik	- 14 -
3.1.4	Abfalltechnik	- 15 -
3.2	Erarbeitung eines Organisationskonzeptes für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme	- 16 -
4	Stand der Wissenschaft und Technik	- 18 -
4.1	Umwelt- und Raumplanung	- 18 -
4.2	Wasserversorgung	- 19 -
4.3	Grauwasserbehandlung	- 23 -
4.3.1	Biologisch aktivierter Filter (BAF)	- 24 -
4.3.2	Membranbioreaktor (MBR)	- 26 -
4.3.3	Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage)	- 27 -
4.3.4	Keramische Membran (KM)	- 28 -
4.4	Abfalltechnik	- 28 -
5	Zusammenarbeit mit anderen Stellen	- 30 -
Teil II		- 31 -
6	Optimierung und verfahrenstechnische Entwicklung von Einzelmodulen	- 31 -
6.1	Wasserversorgung und Grundwasserschutz	- 32 -
6.1.1	Versuchsanlage und Versuchsbeschreibung Wasserversorgung	- 32 -
6.1.1.1	Deutsche Versuchsanlage	- 32 -
6.1.1.2	Versuchsbeschreibung in Deutschland	- 35 -
6.1.1.3	Chinesische Versuchsanlage	- 36 -
6.1.1.4	Versuchsbeschreibung in China	- 37 -
6.1.2	Versuchsergebnisse Wasserversorgung	- 38 -
6.1.2.1	Deutsche Versuchsanlage	- 38 -
6.1.2.2	Chinesische Versuchsanlage	- 54 -
6.1.3	Schlussfolgerungen	- 58 -
6.2	Abwassertechnik	- 60 -
6.2.1	Versuchsanlage	- 60 -
6.2.1.1	Versuchsanlage Deutschland	- 60 -
6.2.1.2	Versuchsanlagen in Shanghai und Qingdao, V.R. China	- 69 -
6.2.2	Versuchsbeschreibung	- 71 -
6.2.2.1	Herstellung des Grauwassers	- 71 -
6.2.2.2	Probenahmestellen und untersuchte Parameter	- 72 -
6.2.2.3	Versuchsprogramm	- 74 -
6.2.3	Versuchsergebnisse	- 79 -
6.2.3.1	Gesamtzulauf	- 79 -
6.2.3.2	Vorbehandlungsstufe	- 80 -
6.2.3.3	Biologisch aktivierter Filter (BAF)	- 81 -

6.2.3.4	Membranbioreaktoren I und II (MBR I und II)	- 91 -
6.2.3.5	Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage)	- 98 -
6.2.3.6	Keramische Membran	- 110 -
6.2.3.7	Versuchsergebnisse in der Volksrepublik China am Beispiel Shanghai: Biofilter zur Abwasserreinigung in Shanghai	- 113 -
6.2.3.8	Versuchsergebnisse in der Volksrepublik China am Beispiel Qingdao: Biofilter für die Duschabwasserbehandlung	- 116 -
6.2.4	Schlussfolgerungen aus den Versuchsergebnissen und Empfehlungen für die Praxis	- 120 -
6.2.5	Verfahrensvergleich von BAF, MBR, und SBR	- 123 -
6.2.5.1	Verfahrenstechnischer Vergleich	- 124 -
6.2.5.2	Ökologischer Vergleich	- 126 -
6.2.5.3	Ökonomischer Vergleich	- 129 -
6.2.5.4	Schlussfolgerung zum Verfahrensvergleichen	- 135 -
6.3	Abfalltechnik	- 137 -
6.3.1	Versuchsanlage und Versuchsbeschreibung	- 137 -
6.3.2	Versuchsergebnisse	- 138 -
6.3.2.1	Sortieranalysen in der Volksrepublik China	- 138 -
6.3.2.1.1	Grundlagen der Sortierung	- 138 -
6.3.2.1.2	Ergebnisse der Klassierung und Sortierung	- 139 -
6.3.2.1.3	Laborversuche	- 142 -
6.3.2.2	Großversuche	- 143 -
6.3.2.2.1	Inbetriebnahme der Anlage	- 143 -
6.3.2.2.2	Regelbetrieb der Anlage	- 143 -
6.3.2.2.3	Versuchsergebnisse	- 148 -
6.3.3	Schlussfolgerungen	- 152 -
7	Erarbeitung eines Organisations- und Betriebskonzeptes für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme	- 154 -
7.1	Organisations- und Betriebskonzepte für integrierte semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme	- 155 -
7.2	Möglichkeiten der Gestaltung von Gebührenstrukturen integrierter semizentraler Infrastruktursysteme in schnell wachsenden urbanen Räumen der Volksrepublik China	- 163 -
8	Zusammenfassung der Ergebnisse des Teilprojektes 2	- 166 -
9	Weiterer Forschungsbedarf	- 168 -
10	Voraussichtlicher Nutzen der Projektergebnisse	- 171 -
11	Während der Durchführung bekannt gewordener Fortschritt bzgl. des Projektgegenstands bei anderen Stellen	- 172 -
12	Erfolgte und geplante Veröffentlichungen der Ergebnisse	- 173 -
13	Literatur	- 177 -
Teil III: Erfolgskontrollbericht		- 182 -
Beitrag des Ergebnisses zu den förderpolitischen Zielen des Förderprogramms		- 182 -
Wissenschaftlich-technisches Ergebnis des Vorhabens, die erreichten Nebenergebnisse und die gesammelten wesentlichen Erfahrungen		- 182 -
Fortschreibung des Verwertungsplans		- 183 -
Arbeiten, die zu keiner Lösung geführt haben		- 183 -
Präsentationsmöglichkeiten für mögliche Nutzer		- 184 -
Ausgaben- und Zeitplanung		- 184 -

Anhang	- 185 -
Anhang 1:Qualitätsanforderungen zur innerstädtischen Brauchwasserwieder verwendung in der Volksrepublik China [GB/T 18920-2002]	- 185 -
Anhang 2:Ergebnisse der Laboruntersuchung zur Abtrennung von CSB, AFS und anionischen Tensiden mittels Fällung/Flockung und Absetzverfahren	- 186 -
Anhang 3:Aufwirbelung der Deckschicht durch kleine Blasen	- 187 -
Anhang 4:Theoretische Kostenanalyse zur Ermittlung der optimalen Größen von einer Semizentralen Grauwasserbehandlungsanlage [Chen 2008]	- 187 -

## TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 1:	Durchschnittliche Frachten im Grauwasser [eigene Datenerhebung 2008]	- 23 -
Tabelle 1:	Rohwasseranalyse im Zulauf der chinesischen Versuchsanlage	- 54 -
Tabelle 2:	Qualitätsanforderungen zur innerstädtischen Brauchwasserwiederverwendung in der Volksrepublik China [GB/T 18920-2002, Auszug]	- 68 -
Tabelle 3:	Verbrauch der Waschprodukte in Deutschland [Henkel AG 2005]	- 71 -
Tabelle 4:	Vergleich der beiden Trägermaterialien (Blähton und Keramikkugeln)	- 119 -
Tabelle 5:	Verfahrenstechnischer Vergleich	- 124 -
Tabelle 6:	Ökologischer Vergleich der Behandlungsverfahren	- 129 -
Tabelle 7:	Sortierfraktionen	- 139 -

## ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1:	Konzeptskizze eines semizentralen Ver- und Entsorgungssystems, Darstellung der verschiedenen Stoffströme	- 8 -
Abbildung 2:	Anlagenschema der Versuchsanlage am Standort Biebesheim/Rhein	- 34 -
Abbildung 3:	Links: Versuchsanlage zur Ultraschallreinigung getauchter Ultrafiltrationsmembranen; oben rechts: neues Membranmodul; unten rechts: Membran nach einem längeren Betrieb mit Rückständen von Flockungsmittel aus der Vorbehandlung	- 35 -
Abbildung 4:	Schematische Versuchsanordnung der Wasserversorgung	- 36 -
Abbildung 5:	Aufbau der chinesischen Versuchsanlage am Standort Qingdao	- 37 -
Abbildung 6:	Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit - Ultraschallreinigung überlagert mit Luftrückspülung und im kombinierten Verfahren nacheinander geschaltet	- 38 -
Abbildung 7:	Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit - Ultraschallreinigung überlagert mit Luftrückspülung und im kombinierten Verfahren nacheinander geschaltet	- 40 -
Abbildung 8:	Erst Versuch mit manueller Steuerung und Ultraschall-Luft- Rückspülung	- 41 -

Abbildung 9:	Die mit Ultraschall-Luft-Rückspülung betriebene Straße 1 läuft über 16 Tage konstant, Straße 2 hingegen (schwarze Dreiecke) fällt innerhalb kurzer Zeit aus	- 43 -
Abbildung 10:	Permeabilitätsvergleich beider Straßen während der zweiten automatisierten Versuchsreihe ohne Aufkonzentration der Flockungsmittelrückstände im Filtrationstank.	- 44 -
Abbildung 11:	Verlauf der Trübungswerte der Straße mit Ultraschall-Luft-Rückspülung während der zweiten Versuchsreihe ohne Aufkonzentration in den Filtrationstanks	- 45 -
Abbildung 12:	Verlauf der Partikelzahlen	- 46 -
Abbildung 13:	Verlauf der Partikelzahlen	- 46 -
Abbildung 14:	Ausgeprägter Abfall der transmembranen Druckdifferenz bei einer Frequenz von 35 kHz	- 47 -
Abbildung 15:	Modellmembranmodul des Göttinger Versuchsaufbaues; links: mit 35 kHz Schallfrequenz; rechts: mit 130 kHz Schallfrequenz beaufschlagt	- 48 -
Abbildung 16:	Transmembrane Druckdifferenz mit und ohne Beschallung mit Ultraschall	- 49 -
Abbildung 17:	Auswirkung der Variation der US-Leistung auf die Permeabilität	- 49 -
Abbildung 18:	Permeabilität neuer Membranen bei der Filtration von Rohwasser	- 51 -
Abbildung 19:	Trübungsverlauf zum Nachweis der Funktionsfähigkeit der Membran	- 51 -
Abbildung 20:	Aufwirbelung der Deckschicht durch kleine Blasen (im Video Film6bearbeitet auf der CD (vgl. Anhang 3) ist dies besser zu erkennen)	- 53 -
Abbildung 21:	Mikroskopische Aufnahmen der Deckschichten; links: unbeschallter Membran; rechts: beschallter Membran	- 53 -
Abbildung 22:	Loch in der Deckschicht, das durch Jetting (Kavitation) entstanden ist	- 54 -
Abbildung 23:	Trübungsverlauf des Rohwassers und des Permeats	- 55 -
Abbildung 24:	Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit unterschiedlichen Rückspülintensitäten	- 56 -
Abbildung 25:	Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit unterschiedlichen Rückspüldauern	- 56 -
Abbildung 26:	Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit unterschiedlichen Rückspülintervallen	- 57 -
Abbildung 27:	Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit und ohne Lufteintrag	- 58 -
Abbildung 28:	Versuchsanlage auf dem Versuchsfeld Eberstadt	- 62 -
Abbildung 29:	Links: Konstruktion und Aufbau der Vorbehandlungsstufe; rechts: Funktionsprinzip des Mikrosiebs [Hans Huber AG 2008]	- 63 -
Abbildung 30:	Konstruktion und Aufbau des biologisch aktivierten Filters	- 64 -
Abbildung 31:	Konstruktion und Aufbau der Membranbioreaktoren	- 66 -
Abbildung 32:	Konstruktion und Aufbau der Sequencing Batch Reaktor	- 67 -
Abbildung 33:	Links: keramische Membran – Konstruktionszeichnung und Reaktor; rechts: Innenansicht	- 68 -
Abbildung 34:	Oben: Biofilteranlagen in Shanghai; unten: Biofilteranlagen in Qingdao	- 70 -
Abbildung 35:	gesamte Zulaufkonzentrationen des synthetischen Grauwassers während der regulären Messzeit (Juli 2007 – Juni 2008)	- 80 -



Abbildung 36:	Eliminationsrate von CSB, TS und anionischen Tensiden in den verschiedenen Versuchsphasen	- 80 -
Abbildung 37:	Links: Konzentrationen im Zulauf und Ablauf der Vorklärung; Rechts: Abbaugrad der Vorklärung	- 83 -
Abbildung 38:	Ablaufwerte BAF: Vergleich einer Betriebsphase mit Vorklärung und einer Betriebsphase ohne Vorklärung bei sonst identischen Betriebsparametern	- 83 -
Abbildung 39:	Einfluss der Raumbelastung auf die Ablaufparameter	- 84 -
Abbildung 40:	Einfluss der Filtergeschwindigkeit auf die Ablaufparameter	- 85 -
Abbildung 41:	Einfluss von Temperatur und Filtergeschwindigkeit auf die Ablaufqualität	- 86 -
Abbildung 42:	Verlauf der mikrobiologischen Parameter über die Höhe des Filterbetts	- 88 -
Abbildung 43:	Verschiedene Rezirkulationsverhältnisse über die Höhe des Sandbetts; oben: Verlauf von BSB <sub>5</sub> ; unten: Verlauf von anionischen Tensiden	- 90 -
Abbildung 44:	Entwicklung des Transmembrandrucks bei konstantem Flux und einer Wassertemperatur von 27°C	- 93 -
Abbildung 45:	Entwicklung des Transmembrandrucks bei konstantem Flux und einer Wassertemperatur von 16°C	- 93 -
Abbildung 46:	Verlauf der CSB Ablaufkonzentration bei unterschiedlichen Wassertemperaturen	- 94 -
Abbildung 47:	Schaumprobleme in der Einfahrphase	- 95 -
Abbildung 48:	Anionische Tensidkonzentration im Zulauf und Ablauf der MBR	- 95 -
Abbildung 49:	Sauerstoffeintragskennwerte ( $\alpha$ -Faktoren) in Grauwasser im Vergleich	- 96 -
Abbildung 50:	Sauerstoffeintragskennwerte ( $\beta$ -Faktoren) in Grauwasser im Vergleich	- 97 -
Abbildung 51:	Permeabilität in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt	- 98 -
Abbildung 52:	SBR-Anlage in Versuchsphasen (Ph. SBR II bis Ph. SBR VII) Zulauf- und Ablaufwerte (oben: BSB <sub>5</sub> , Trübung; unten: anionische Tenside und NH <sub>4</sub> -N)	- 99 -
Abbildung 53:	CSB und Trübung im Ablauf in Abhängigkeit mit der Schlammbelastung	- 100 -
Abbildung 54:	Trübung im Ablauf in Abhängigkeit mit Wassertemperatur	- 101 -
Abbildung 55:	Ablauf in Abhängigkeit der Schlammbelastung bei verschiedenen Wassertemperaturen (oben: CSB; unten: Trübung)	- 102 -
Abbildung 56:	Schäumbildung in der Anfangsphase und adaptierter Schlamm	- 103 -
Abbildung 57:	Abhängigkeit zwischen CSB, Trübung im Ablauf und AFS im Ablauf	- 104 -
Abbildung 58:	ISV in Abhängigkeit mit Schlammbelastung [kgBSB <sub>5</sub> /(kgTS·d)]	- 105 -
Abbildung 59:	ISV in Abhängigkeit mit Wassertemperatur	- 106 -
Abbildung 60:	Trübung im Ablauf in Abhängigkeit des Nettoenergieeintrags	- 106 -
Abbildung 61:	Trübung im Ablauf in Abhängigkeit des Nettoenergieeintrags; oben: Phasen mit hoher Schlammbelastung; unten: Phasen mit niedrigen Schlammbelastungen	- 107 -
Abbildung 62:	Einfluss des Nettoenergieeintrags bei unterschiedlichen Wassertemperaturen; oben: Versuchsphasen mit 15/18 °C; unten: Versuchsphasen mit 25 °C	- 108 -
Abbildung 63:	Versuchsreihe mit Zudosierung	- 110 -

Abbildung 64:	Oben: Durchsatzleistung der Membran in $L/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ , unten: Eliminationsrate der Membran	- 111 -
Abbildung 65:	Zu- und Ablaufkonzentration der keramischen Membran	- 112 -
Abbildung 66:	Oben: Durchsatzleistung der Membran in $L/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ ; unten: Eliminationsrate der Membran	- 112 -
Abbildung 67:	Untersuchungen zu Abwassereigenschaften in einer Shanghaier Wohnsiedlung	- 113 -
Abbildung 68:	Durchschnittliche Ablaufwerte des Biofilters in Shanghai	- 114 -
Abbildung 69:	Höhenprofile des Kohlenstoffabbaus und der Nitrifikation im Filter; links: $Q=1 \text{ m}^3/h$ ; mitte: $Q=0,75 \text{ m}^3/h$ ; rechts: $Q=0,6 \text{ m}^3/h$	- 115 -
Abbildung 70:	Ablaufkonzentration aus dem Duschgebäude (TU Qingdao und Tongji Universität Shanghai)	- 117 -
Abbildung 71:	Links: Höhenprofil des Biofilters mit Keramikugeln; rechts: Abbauleistungen des Biofilters mit Blähton und Keramikugeln	- 118 -
Abbildung 72:	Schematischer Aufbau der Grauwasserbehandlung	- 123 -
Abbildung 73:	$CO_2$ -Emissionen bei der Stromerzeugung [GLIZIE 2008]	- 128 -
Abbildung 74:	Herstellungskosten von Dyna-Sandfilter bezogen auf die Ausbau größen [Preisstand 1995 brutto, Barjenbruch 1997, verändert]	- 130 -
Abbildung 75:	Netto-Kostenrichtwerte für die betriebsfertige Membrananlage ohne baulichen Teil [bezogen auf dem Bemessungsdurch fluss [ $m^3/h$ ] der Membrananlage, Preisstand 2003 netto, Wedi 2003]	- 131 -
Abbildung 76:	durchschnittliche Investitionskosten der MBR-Filtrationsanlage mit dem Durchflussbereich von 50 bis $400 \text{ m}^3/h$ [Wedi 2005, Preisstand Netto 2003, angepasst]	- 132 -
Abbildung 77:	Einwohnerspezifische Investitionskosten der ausgewählten Verfahren	- 134 -
Abbildung 78:	Versuchsanlage Abfalltechnik Flüssig-/Feststoffströme [Rohde 2007]	- 138 -
Abbildung 79:	Versuchsanlage Abfalltechnik Abluftströme [Rohde 2007]	- 138 -
Abbildung 80:	Zusammensetzung Gesamtabfall [Rohde 2007]	- 141 -
Abbildung 81:	pH-Wert im Versuchsreaktor [Rohde 2007]	- 148 -
Abbildung 82:	Milchsäurekonzentration im Versuchsreaktor [Rohde 2007]	- 149 -
Abbildung 83:	Gassummenkurve des Versuchsreaktors [Rohde 2007]	- 150 -
Abbildung 84:	Gaszusammensetzung im Versuchsreaktor [Rohde 2007]	- 151 -
Abbildung 85:	Aufgabenfeld der Umwelt- und Raumplanung – Integration technischer und nicht-technischer Planung als Methode anwendungsorientierter Konzeptentwicklung [Bieker/Böhm 2008]	- 154 -
Abbildung 86:	Verfahrensschritte zur Grauwasseraufbereitung in China	- 156 -
Abbildung 87:	Verfahrensschritte zur Aufbreitung häuslichen Schwarzwassers in China	- 157 -
Abbildung 88:	Verfahrensschritte zur Aufbreitung häuslicher Restabfälle in China	- 158 -
Abbildung 89:	Beispielhaftes semizentrales, integriertes Ver- und Entsorgungs konzept für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik China	- 160 -

---

# ENDBERICHT TP2

---

## Teil I

### 1 Ausgangssituation des Projektes

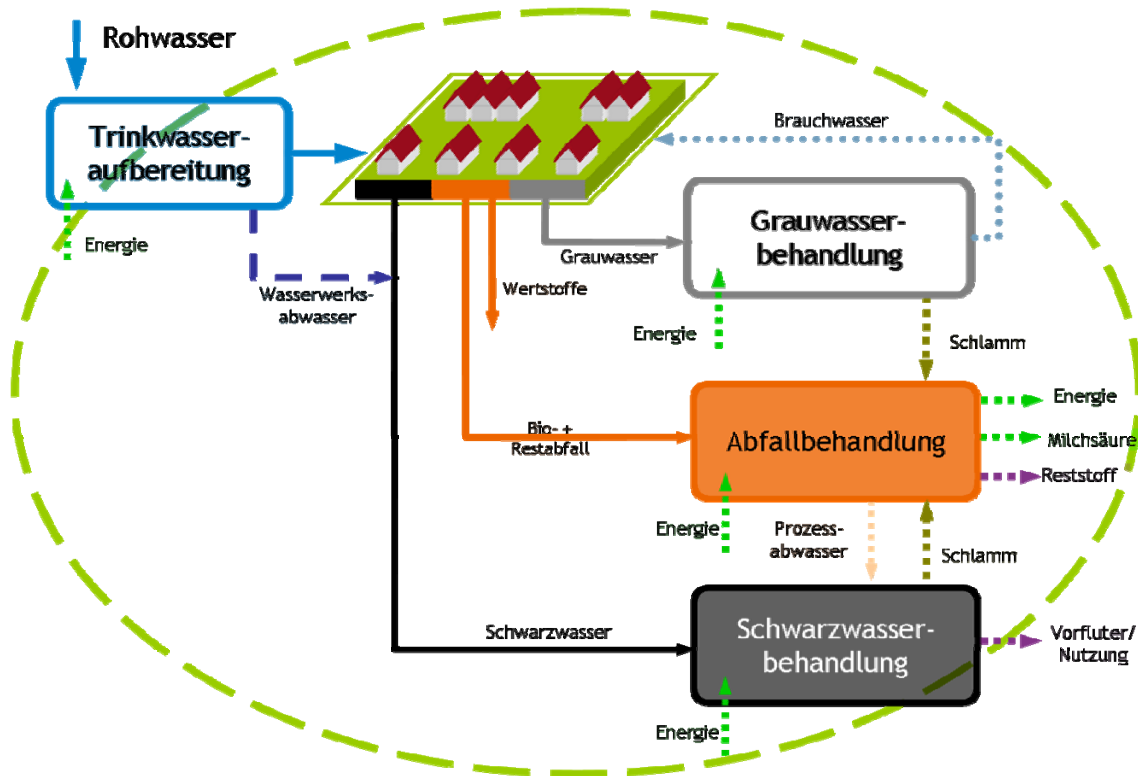
Infolge der rasanten Bevölkerungsentwicklung in der Volksrepublik China und des damit einhergehenden dynamischen Stadtwachstums reichen lokale Wasserressourcen vielfach nicht mehr für die Versorgung der Bevölkerung aus. Für zukünftige Planungen und Entwicklungen ergibt sich dadurch ein enormer Handlungsbedarf hinsichtlich der Ausgestaltung der technischen Infrastruktur in den Bereichen der Wasserversorgung und der Abwasserentsorgung. Aber auch steigende Abfallmengen in den Ballungsräumen führen zu neuen Herausforderungen im Bereich der Abfallwirtschaft sowie der Siedlungs- und Infrastrukturplanung im Allgemeinen.

Zur Überbrückung der gravierenden Diskrepanzen zwischen dem rapidem Städtewachstum einerseits und der Bereitstellung adäquater und gleichzeitig nachhaltiger Ver- und Entsorgungsinfrastrukturen für Wasserversorgung, Abwasserentsorgung und Abfallbehandlung andererseits, sind integrierte semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme entwickelt worden. Neben der Ermittlung der empfehlenswerten semizentralen Planungs- und Realisierungsgröße hat neben dem Ressourcenschutz und der Versorgungssicherheit in Qualität und Kontinuität die größtmögliche Flexibilität der Systeme im Vordergrund gestanden.

Aufbauend auf dem ersten Teilprojekt (Förderkennzeichen: 02WD0398), indem grundsätzliche Empfehlungen für technische Modulkombinationen und Größenordnungen semizentraler Systeme erarbeitet wurden, wurden im zweiten Teilprojekt einzelne Verfahren der Wasserversorgung, der Abwasser- und der Abfalltechnik auf ihre Einsatzmöglichkeiten in semizentralen Systemen detailliert untersucht und entsprechend der Ansprüche für den Einsatz in schnell wachsenden urbanen Räumen Chinas optimiert.

Wesentliches Ergebnis des ersten Teilprojektes war zunächst die grundsätzliche Empfehlung aller betrachteten technischen Varianten zur Wasserversorgung, Abwasserbehandlung und Abfallbehandlung zum Einsatz in integrierten semizentralen Systemen. Hinsichtlich der Größenordnung solcher Systeme können generell Größenordnungen von 50.000 bis 100.000 angeschlossene Einheiten empfohlen werden. Aber auch kleinere Systeme einer Größenordnung ab ca. 10.000 angeschlossenen Einheiten können – je

nach räumlichen und rechtlichen Rahmenbedingungen – aus technischer und organisatorischer Sicht sinnvoll sein.




**Abbildung 1:** Konzeptskizze eines semizentralen Ver- und Entsorgungssystems, Darstellung der verschiedenen Stoffströme

Der integrierte semizentrale Ansatz basiert auf den Stoffströmen Trinkwasser, Grauwasser, Schwarzwasser und Abfällen (s. Abbildung 1).

Das Trinkwasser wird aus aufbereitetem Oberflächenwasser gewonnen, die Wasserwerksschlämme und -abwässer der Schwarzwasserbehandlung zugeführt. Häusliches Grauwasser (aus Dusch- bzw. Badewannenabläufen) wird getrennt vom Schwarzwasser gesammelt und zur häuslichen Wiederverwendung zur Toilettenspülung aufbereitet. Alle weiteren Abwasserströme werden als Schwarzwasser gesammelt und aufbereitet. Die bei der Grau- und bei der Schwarzwasserbehandlung entstehenden Klärschlämme werden gemeinsam mit häuslichen Abfällen (in verschiedenen Varianten ohne bzw. mit Bio- und Restabfällen) behandelt. Je nach gewähltem Verfahren (s. Abbildung 1) kann dadurch Energie aus Biogas gewonnen werden.

Sämtliche Behandlungsschritte finden in einem so genannten semizentralen Ver- und Entsorgungszentrum statt, das wohnortnah am bzw. im Siedlungsgebiet verortet ist und



---

dadurch die Wiederverwendung des Grauwassers überhaupt erst (wirtschaftlich) ermöglicht.

---

---

## 2 Vorhabensvoraussetzungen

Das Forschungsprojekt wurde am Institut WAR der Technischen Universität Darmstadt bearbeitet. Beteiligt an der Durchführung waren die drei technischen Fachgebiete Abwassertechnik, Abfalltechnik sowie Wasserversorgung und Grundwasserschutz. Weiterhin war das Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung als planerisches Fachgebiet beteiligt. Im gesamten Projektverbund sind deutsche Industriepartner und chinesische Kooperationspartner beteiligt.

Der beschriebene Projektverbund wird geleitet durch das **Fachgebiet Abwassertechnik** des Institut WAR an der Technischen Universität Darmstadt unter Leitung von **Prof. Dr.-Ing. Peter Cornel**. Das Fachgebiet Abwassertechnik ist im Projektverbund sowohl mit der Forschung auf dem Gebiet der Abwassertechnik als auch für gesamte Koordinationen des Projektes in Deutschland und in der Volksrepublik China sowie die wissenschaftlichen Untersuchungen im Bereich der Abwassertechnik sowie der der wissenschaftlichen Untersuchungen der Fachgebiete Wasserversorgung und Grundwasserschutz und der Abfalltechnik zuständig. Das **Fachgebiet Wasserversorgung und Grundwasserschutz** (Leitung: **Prof. Dr. nat. techn. Wilhelm Urban**) führt wissenschaftliche Untersuchungen im Bereich der Wasserversorgung durch. Das **Fachgebiet Abfalltechnik** (Leitung: **Prof. Dr. Johannes Jäger**) beschäftigt sich mit wissenschaftlichen Fragestellungen im Bereich der Abfalltechnik. Das **Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung** (Leitung: **Prof. Dr.-Ing. Hans Reiner Böhm**) bearbeitet im Forschungsprojekt wissenschaftliche Fragestellungen im Bereich Umwelt- und Raumplanung.

Die Firmen **Hans Huber AG** und **ITT Flygt Pumpen GmbH** unterstützen das Forschungsprojekt, indem sie als Forschungspartner im Rahmen der vorliegenden Forschungsprojektes die abwassertechnischen Versuchsanlagen mitkonzipierten und zur Verfügung stellten. Die Firmen **Elma H. Schmidbauer GmbH & Co KG**, Singen (Htwl.) und **Samsomatic Automationssysteme GmbH**, Frankfurt, wirkten am Forschungsprojekt durch Konzeption und Bau der Versuchsanlagen mit. Die Firma **Hessenwasser GmbH & Co KG** stellte den Standort zur Verfügung und lieferte Wasser und Energie zum Betrieb der Deutschen Versuchsanlage am Standort Biebesheim. Die Firma **REMONDIS** stellte den Standort der Versuchsanlage zur Verfügung und übernahm die Kosten für die Strom- und Wasserversorgung sowie die Belieferung und Entsorgung des In- und Outputmaterials. Das Ingenieurbüro **INGUT** unterstützte das Fachgebiet Abfalltechnik bei Planung, Lieferung, Aufbau und Betriebnahme der Versuchsanlage Der **Raumordnungsverband Rhein-Neckar** unterstützt das Projekt durch die Bereitstellung

---

zweier Hospitationsstellen, die den chinesischen (Raum-) Planungsexperten einen grundlegenden Einblick in die Rolle und Aufgaben der regionalen Planungsebene in Deutschland bieten. Der Stab für Stadt- und Regionalentwicklung der **Stadt Darmstadt** ergänzt durch seine Hospitationsplätze die kommunale Handlungs- und Planungsebene.

Die School of Environmental Science and Engineering der **Tongji Universität** Shanghai unter der Leitung von **Prof. Dr. Gao Tingjao** und das Fachgebiet Abwassertechnik der Technischen Universität Darmstadt sind seit fast 20 Jahren Kooperationspartner bei der Durchführung von Forschungs- und Entwicklungsvorhaben. Prof. Gao, Inhaber des Lehrstuhls für Umwelttechnik der Tongji Universität Shanghai, ehemaliger Präsident der Tongji Universität Shanghai, Direktor des National Engineering Research Center für Urban Pollution Control (NERCUPC), Vorsitzender der Shanghai Environmental Engineering Society und maßgebender Berater der chinesischen Staatsregierung und der Stadtregierung Shanghai in Umweltfragen, koordinierte auf chinesischer Seite das Projekt. Koordiniert durch Prof. Gao wird auch das Fachgebiet von **Prof. Dr. Xuejun Bi**, School of Environmental and Municipal Engineering an der **Technischen Universität Qingdao**, der in das Projekt eingebunden. Prof. Bi ist zuständig für wissenschaftliche Untersuchungen am Beispiel der Stadt Qingdao.

---

## **3 Planung und Ablauf des Vorhabens**

Nachdem innerhalb des Projektes „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas – Teilprojekt 1“ mögliche Ansätze für eine integrierte Planung zur Siedlungs- und Infrastrukturentwicklung sowie mögliche Organisationsformen für Bau und Betrieb technischer Infrastrukturanlagen zur Wasserver- sowie Abwasser- und Abfallentsorgung auf semizentraler Ebene entwickelt worden sind, werden diese Ansätze im hier vorliegenden Teilprojekt 2 vertiefend untersucht (beginnend mit Arbeitspaket 8). Hierzu werden die in Teilprojekt 1 erarbeiteten technischen Überlegungen (Arbeitspaket 1-7) für Wasserver-, Abwasser- und Abfallentsorgungsanlagen in Form von Versuchsanlagen (in Deutschland und in China) für ausgewählte Verfahren umgesetzt: Bestehende Aufbereitungsverfahren werden an die chinesischen Rahmenbedingungen angepasst und durch Versuchsreihen erprobt. Mit Hilfe der durchgeführten Versuche werden die Anlagen optimiert und weiter entwickelt.

### **3.1 Optimierung und verfahrenstechnische Weiterentwicklung von Einzelmodulen**

#### **3.1.1 Umwelt- und Raumplanung**

Aus Sicht des Fachgebietes Umwelt- und Raumplanung kann nicht von Versuchsanlagen im herkömmlichen Sinn gesprochen werden, da die Inhalte nicht technischer Natur sind. Vielmehr beschäftigt sich das Fachgebiet sich mit Verfahrens- und Vorgehensweisen in Planungs-, Entscheidungs- und Genehmigungsprozessen. Dennoch führt auch das Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung im Rahmen dieses Forschungsprojektes Versuchsprojekte in Deutschland durch, evaluiert diese und entwickelt sie entsprechend den Gegebenheiten und Anforderungen in der Volksrepublik China weiter.

Kooperative und partizipative sowie interdisziplinäre Ansätze in der räumlichen Gesamt- sowie der Fachplanung sind in der Volksrepublik China kaum bekannt und werden daher kaum praktiziert. Der Ansatz, technische Ver- und Entsorgungssysteme für den Bereich Wasserversorgung sowie Abwasser- und Abfallentsorgung semizentraler Größeneinheit integriert zu planen und umzusetzen, gilt nicht nur in der Volksrepublik China sondern auch in Deutschland/Europa als innovative Lösung.



---

In Deutschland werden sowohl Planspiele und Workshops als auch Experteninterviews mit Raum- und Infrastrukturplanern durchgeführt. Basierend auf den Ergebnissen der Planspiele und Workshops sowie der Experteninterviews werden Handlungsempfehlungen formuliert,

auf deren Grundlage die Planung und Organisation integrierter technischer Ver- und Entsorgungssysteme in Deutschland und in der Volksrepublik China aufgebaut werden kann. Ziel ist es deshalb normalerweise getrennt ablaufende Planungs-, Entscheidungs- und Genehmigungsverfahren so aufeinander abzustimmen und zu harmonisieren, dass Synergieeffekte sinnvoll genutzt werden können.

In enger Zusammenarbeit mit den chinesischen Projektpartnern werden die in Deutschland entwickelten Handlungsempfehlungen anschließend auf die regionalen Gegebenheiten und Anforderungen der Projektgebiete sowie die soziokulturellen, ökonomischen und rechtlichen Aspekte der Volksrepublik China angepasst.

### **3.1.2 Wasserversorgung**

Die zweistraßige Ausführung der Versuchsanlage ermöglicht den direkten Vergleich zwischen der nur mit Luft/Wasserspülung behandelten Membran und der zusätzlich mit Ultraschall abgereinigten Membran. Demzufolge sind beide Straßen gleich aufgebaut. Es soll nachgewiesen werden ob und wie stark Ultraschall die Reinigungswirkung gegenüber dem herkömmlichen Verfahren verbessert. Eine Datenarchivierung ermöglicht die kontinuierliche Aufzeichnung und Auswertung der Messdaten. Die Reinigungswirkung der Luft/Wasserspülung mit und ohne Ultraschall spiegelt sich in der jeweiligen Permeabilität wieder, die mit Hilfe der gemessenen transmembranen Druckdifferenz, der Flächenbeaufschlagung der Membran und unter Berücksichtigung der Temperatur bestimmt wird. Die Funktionstüchtigkeit (Integrität) der Membran wird durch Trübungsmessung und Partikelzählung überprüft. Die Vergleichbarkeit und Bilanzierbarkeit der beiden Straßen mit den verschiedenen Reinigungsverfahren kann so sichergestellt werden.

Zunächst wurden beide Module mit herkömmlicher Luft/Wasserspülung betrieben und verglichen. Danach wurde die erste Straße mit einer Ultraschallausrüstung ausgestattet und zusätzlich zur Luft/Wasserspülung ultraschallunterstützt abgereinigt. Es folgten Versuche mit Frequenz-, Intensitäts- und Behandlungsdauervariation. Die ersten Versuchsreihen liefen mit vorgereinigtem Wasser (nach Vorozonung, Fällung/Flockung, Sedimentation), später wurden die Versuchsreihen mit Rohwasser aus dem Rhein be-

---

trieben. Anschließend wurde in einer Versuchsreihe die Leistungsfähigkeit der Vorfilter getestet. Abschließend wurde der Reinigungsmechanismus der Luft/Wasserspülung mit Ultraschall mit Hilfe von mikroskopischen Aufnahmen und Hochgeschwindigkeitsaufnahmen untersucht.

Die nach der Volksrepublik China verschickte Versuchsanlage wurde in Qingdao von Mitarbeitern der Qingdao Technological University Qingdao nach entsprechender Einweisung durch Mitarbeiter des Institutes WAR der TU Darmstadt betreut und betrieben. Hauptbestandteil der

Anlage sind vier Membranmodule vom Typ BC-10 der Firma Microdyn-Nadir. Das Versuchsprogramm in der Volksrepublik China umfasst die Sammlung von Betriebserfahrungen mit sich ändernden Rohwasserqualitäten sowie Untersuchungen zur effektiven Rückspülung der Membran.

### **3.1.3 Abwassertechnik**

#### Versuchsanlage Deutschland

Die Versuchsanlage befindet sich auf dem Versuchsfeld des Fachgebietes Abwassertechnik des Institutes WAR auf dem Kläranlagengelände der HEAG Südwestdeutschen Energie AG (HSE) in Darmstadt-Eberstadt. Die Versuchsanlage ist für Kohlenstoff-Abbau und Desinfektion von Grauwasser ausgelegt. Die verschiedenen Behandlungsverfahren (biologisch aktivierter Filter, Membranbioreaktoren, Sequencing Batch Reactor und keramische Membran) werden auf ihre Reinigungsleistung untersucht und unter ökologischen und ökonomischen Gesichtspunkten verglichen (vgl. Kap. 6.2.5). Da kein Grauwasser aus Duschen und Badewannen zur Verfügung steht, wird das für die Versuche notwendige Grauwasser künstlich hergestellt (vgl. Kap. 6.2.2.1).

#### Versuchsanlage in der Volksrepublik China

Zwei zusätzliche baugleiche Biofilteranlagen wurden am Institut WAR konzipiert und gebaut und nach der Volksrepublik China verschickt. Diese Biofilteranlagen dienen zur Abwasserbehandlung in Shanghai (Zhuyuan-Kläranlage) und zur Duschabwasserbehandlung in Qingdao (Studentensammelduschgebäude).

---

### 3.1.4 Abfalltechnik

Die Forschungstätigkeiten des Fachgebietes Abfalltechnik beschränken sich auf Untersuchungen, ob die Milchsäurefermentation als Behandlungsverfahren für die biogenen Anteile des in der Volksrepublik China vorhandenen Abfalls geeignet ist. In einem ersten Arbeitsschritt wurden in China (Shanghai und Qingdao) Untersuchungen zur Zusammensetzung und stofflichen Charakteristik der vorhandenen Abfälle vorgenommen.

Im Rahmen der Abfallsortieranalysen wurde der Abfall in die Fraktionen  $> 120$  mm, 40-120 mm, 8-40 mm und  $< 8$  mm klassiert. Danach erfolgte die Aufgliederung entsprechend der stofflichen Zusammensetzung. Weiterhin wurden mit den für die Versuche relevanten Teilfraktionen (Organik) Vorversuche durchgeführt, mit denen Informationen über das potenzielle Abbauverhalten des Abfalls gewonnen werden sollten.

Während der Wassergehalt, Glühverlust und Heizwert die Eigenschaften des festen Abfalls bzw. den Output des nachfolgend beschriebenen Vorversuchsreaktors charakterisieren, liefern die CSB-Konzentration und der Abdampfrückstand Informationen über die organisch abbaubaren Inhaltsstoffe und den gelösten Feststoffanteil in der flüssigen Phase.

Die Versuchsanlage in Deutschland wurde auf dem Standort des Kompostwerkes/Frankfurt am Main, der REMONDIS Assets & Services GmbH & Co. KG betrieben. Die Anlage wurde als mechanisch-biologische Abfallbehandlungsanlage konzipiert, wobei die mechanische Aufbereitung die Voraussetzungen für den Input in die nachfolgenden Stufen schuf.

Die Stufe der biologischen Behandlung hatte das Ziel, leicht abbaubare Stoffe zu verwerten. Bei den Abbauprozessen entstand Milchsäure, deren Ausbeute optimiert werden sollte. Eine detaillierte Beschreibung der Versuchsanlage findet sich in Kap. 6.3.1.

Nach Auswertung der Sortieranalyse in der Volksrepublik China und der Vorversuche wurde der Input für die Versuchsanlage entsprechend der chinesischen Abfallzusammensetzung erzeugt. Das Inputmaterial für die Versuche und die spätere Entsorgung des Outputs wurde durch die Firma REMONDIS Assets & Services GmbH & Co. KG sichergestellt. Des Weiteren stellte die Firma REMONDIS Assets & Services GmbH & Co. KG auf ihrem Betriebsgelände in Frankfurt/Main die technischen Rahmenbedingungen (Wasser, Strom usw.) für den Betrieb der Versuchsanlage zur Verfügung.

---

Die Versuchsanlage wurde in enger Zusammenarbeit mit der Firma INGUT konzipiert und gebaut. Daten wie Temperatur, pH-Wert, O<sub>2</sub>-Gehalt, Luft- und Wassermenge, wurden angepasst an die Versuchsbedingungen erfasst und aufgezeichnet.

Im Rahmen von Laborversuchen wurde der Einfluss der nachfolgenden Parameter auf den Prozess der Milchsäurebildung vorab untersucht:

- Konzentration des Extraktes,
- Animpfung des Materials,
- Inkubationstemperatur,
- Nährstoffangebot,
- pH-Wert und Pufferkapazität des Ausgangsmaterials,
- Gasqualität im Reaktionsgefäß.

Basierend darauf konnten dann in den Großversuchen die folgenden Punkte im Großmaßstab untersucht werden:

- Einfluss des Sauerstoffeintrages auf den organischen Abbau und die Milchsäureproduktion,
- Einfluss des pH-Wertes auf den Fermentationsprozess,
- Eignung der aus den Sortieranalysen ermittelten Abfallzusammensetzung für den geplanten Behandlungsprozess.

### **3.2 Erarbeitung eines Organisationskonzeptes für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme**

Nachdem zunächst Hilfestellungen sowohl für die Auswahl entsprechend der zu berücksichtigenden Rahmenbedingungen als auch für die Planung und Genehmigung integrierter, semizentraler Ver- und Entsorgungskonzepte erarbeitet wurden, wurde im Weiteren ein Ansatz für ein angepasstes und sozialverträgliches sowie wirtschaftliches Organisationskonzept entwickelt. Zur Sicherstellung der Realitätsnähe des zu entwickelnden Konzeptes, wurden die Ansätze in enger Zusammenarbeit mit den chinesischen Projektpartnern und Experten vor Ort erarbeitet, das heißt ihnen vorgestellt, gemeinsam

---

überprüft und weiterentwickelt. Basierend auf den Ergebnissen dieser Gespräche wurden Verbesserungsvorschläge für angepasste Planungs- und Entscheidungsgrundlagen sowie Organisations- und Betriebskonzepte für urbane Räume Chinas, insbesondere für die urbanen Räume Shanghai und Qingdao erarbeitet.

---

---

## 4 Stand der Wissenschaft und Technik

Die Ergebnisse des im vorliegenden Bericht dargestellten Forschungsvorhabens „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas – Teilprojekt 2“ sind weiterführende Ergebnisse des Forschungsvorhabens „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas – Teilprojekt 1“ (02WD0398), welches bis Ende Juni 2005 abgeschlossen wurde.

### 4.1 Umwelt- und Raumplanung

Das Interesse an integrierten Ansätzen für eine umweltverträgliche Siedlungs- und Infrastrukturentwicklung ist angesichts der großen Umweltprobleme urbaner Räume in der Volksrepublik China bereits seit Jahrzehnten sehr hoch [Hahn 1983; 10. und 11. Fünf-Jahresplan der Volksrepublik China 2001 und 2006]. Die Idee der Kreislaufführung von Stoffströmen in Siedlungseinheiten bzw. innerhalb kleinerer Städte bestand bereits in den 1960er Jahren; sie wurde jedoch seit Ende der 1970er Jahre nicht weiter verfolgt [Hahn 1983]. Seit ca. fünfzehn Jahren werden wieder Ansätze für einen Städtebau, der dem Leitbild der nachhaltigen Entwicklung folgt, entwickelt und in entsprechende Leitlinien umgesetzt [Juhua et al. 2001; Jingsha 1998, Jenkins et al. 2005]. Ein Beispiel ist das vom Büro Albert Speer & Partner GmbH entwickelte Stadtentwicklungsmodell „Ecological Model Town“, das auf einem modularen räumlichen System basiert und unter anderem die Ver- und Entsorgung umfasst [Speer, Kornmann 2001]. Auch im „eco-city Modell“ von Kenworthy, das sich auf die Dimensionierung von Verkehr und Planung fokussiert, ist die lokale Abwasserbehandlung auf Stadtteilebene ein wichtiger Faktor der nachhaltigen Stadtentwicklung [Kenworthy 2006]. Dieser stellt einen, insbesondere hinsichtlich der ökologischen Aspekte, ersten Versuch dar, nachhaltiges Planen und Bauen im Rahmen des „EcoVillage“ in Lynedoch (Südafrika) umzusetzen [Swilling, Annecke 2006].

Die Zusammenarbeit von staatlichen und privaten Akteuren in Bau und Betrieb von Wasserversorgungs-, Abwasser- sowie Abfallbehandlungsanlagen im Rahmen von Public-Private-Partnerships (PPP) ist ein weltweiter Trend. Dieses Zusammenwirken kann sehr unterschiedlich gestaltet sein, von Betriebsführungs- und Betreiberverträgen über Konzessionslösungen und Pachtverträgen bis hin zu Teilverkäufen und Vollprivatisierungen [World Bank 1999; Haameyer et al. 1998; Gramel, Urban 2002; Gramel, Haffner 2001]. Vor- und Nachteile verschiedener Modelle von privater und öffentlicher Trägerschaft der Wasser- und Sanitärversorgung werden – speziell im Kontext von Entwick-

---

lungsländern – von Wissenschaft und Politik sehr dissonant gesehen [Enquete-Kommission 2001; Budds, McGranahan 2003].

Aufgrund der unterschiedlichen Staatsformen der Bundesrepublik Deutschland und der Volksrepublik China ist das Verständnis der räumlichen Planung sowie der Fach-/Sektorplanungen und deren Zusammenarbeit grundsätzlich verschieden: In der Volksrepublik China findet eine interdisziplinäre Zusammenarbeit auf Planungs- und Entscheidungsebenen nicht (oder nur sehr eingeschränkt) statt.

Das im deutschen Planungsverständnis fest verankerte Gegenstromprinzip, das auch der kommunalen bzw. regionalen Planungsebene weit reichende Planungs- und Entscheidungsbefugnisse einräumt, existiert in der chinesischen Planung nicht. In der internationalen Debatte der Stadtplanung und Entwicklungszusammenarbeit werden aktuell Ansätze kooperativer und transparenter Planung, die eine Beteiligung betroffener Bürger bzw. Träger öffentlicher Belange vorsehen, gefördert [Jenkins et al. 2007; Muraya 2006; UN-HABITAT 2003]. Auch diese haben sich bisher in der Volksrepublik China noch nicht durchgesetzt.

Die Vorteile eines integriert geplanten und umgesetzten Ver- und Entsorgungskonzeptes sind bei Gesprächen mit Entscheidungsträgern der unterschiedlichen Ebenen in der Volksrepublik China von allen Seiten bestätigt worden. Es besteht jedoch großer Bedarf, Schnittstellen zwischen den verschiedenen Fachdisziplinen darzustellen und vor allem Kooperationsmöglichkeiten zwischen den verschiedenen Verwaltungs- und Entscheidungseinheiten aufzuzeigen.

## **4.2 Wasserversorgung**

Membranverfahren zur Aufbereitung von Rohwasser zu Trinkwasser sind weltweit z.B. in Form der Umkehrosmose bereits seit den 1950er Jahren bekannt und seit über 20 Jahren

etabliert; die Anzahl der Anlagen nimmt ständig zu. Daneben werden besonders seit 1998 vermehrt Mikro- und Ultrafiltrationsanlagen in der Wasseraufbereitung realisiert. Ursachen für diese Entwicklung sind einerseits sicherlich in der relativ einfachen Wirkungsweise dieser Technik zu finden. Andererseits nimmt die Leistungsfähigkeit der Anlagen in Form von höheren Flächenbelastungen ( $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ) ständig zu. Die Mikro- und Ultrafiltrationstechnik bietet bei geringen erforderlichen transmembranen Druckdifferenzen eine sehr hohe Sicherheit bezüglich der Elimination von partikulären Inhaltsstoffen und pathogenen Keimen. Weiterhin sind zahlreiche Membranmaterialien mit unter-

---

---

schiedlichsten Eigenschaften sowie daraus resultierenden unterschiedlichen Modultypen verfügbar, die genau auf den Anwendungsfall abgestimmt werden können. Ein wesentlicher Faktor ist zudem der Preisverfall für Membranen auf nahezu 1/10 im Vergleich zu 1998. Die Wirtschaftlichkeit der Membrantechnik hat sich durch die veränderte Ausgangssituation im Vergleich zu konventionellen Aufbereitungsverfahren erheblich verbessert. Für die Gesamtkosten (Investitions- und Betriebskosten) kann bei

Mikro- und Ultrafiltrationsanlagen in Deutschland eine Spanne von 0,1-0,3 €/m<sup>3</sup> aufbereitetes Wasser angegeben werden und für die Nanofiltration eine Spanne von 0,3-0,5 €/m<sup>3</sup>. Für die Umkehrosmose ist eine Spanne von 0,5-1,0 €/m<sup>3</sup> anzusetzen. Die Tendenz zur Kostenreduktion hält an, bedingt durch preiswertere und leistungsfähigere Membranen, Module, Mess-, Steuer- und Regelungstechnik, vereinfachtes Engineering für die Membrananlage verbunden mit optimierten Betriebsbedingungen [Gimbel, Hagemeyer 2003].

In Deutschland werden Mikro- und Ultrafiltrationsverfahren hauptsächlich zur Aufbereitung von Oberflächenwasser und von nicht ausreichend geschützten Grund- oder Quellwässern eingesetzt.

Unabhängig von teilweise großen Rohwasserqualitätsschwankungen findet bei der Ultrafiltration eine zuverlässige Reinigung und sichere Entfernung von Parasiten, Bakterien und Viren statt. Durch den modularen Aufbau kann die Anlage auch im Laufe der Jahre ohne großen bautechnischen Aufwand an die sich verändernden Bedarfsbedingungen angepasst werden, was im Vergleich zu herkömmlichen Techniken wirtschaftliche Vorteile hat. Die modularisierten Anlagen bieten bei einem hohen Automatisierungsgrad eine hohe Betriebssicherheit mit geringen Betriebs- und Chemikalienkosten sowie eine hohe Verfügbarkeit durch einen kontinuierlichen Betrieb. Weitergehender Rückhalt, insbesondere auch von Spurenstoffen wie z.B. Pestiziden, ist durch die Nanofiltration möglich. Hier spielen auch elektrostatische Wechselwirkungen zwischen Spurenstoff und ladungstragender Membranoberfläche eine Rolle. Solche spezialisierten Anwendungsformen werden bei steigenden Anforderungen an die Trinkwasserqualität und regional ansteigenden diffusen Belastungen zunehmend an Bedeutung gewinnen.

Nach Auskunft unserer chinesischen Kooperationspartner gibt es zum Zeitpunkt der Antragstellung in der Volksrepublik China noch keine Ultrafiltrationsanlage für die Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser. Problematisch ist in vielen urbanen Räumen der Volksrepublik China meist die Qualität des Rohwassers in Verbindung mit einer ungenügenden und veralteten Wasseraufbereitungstechnik. Neueste Anlagen, die bislang nur vereinzelt errichtet wurden, besitzen Aktivkohlefilter. In Nanshu gibt es bei-



---

spielsweise zwei Wasserwerke die mit Ozon zur Oxidation von Wasserinhaltsstoffen arbeiten. Erste Projekte wurden gestartet mit dem Einsatz von Aktivkohle kombiniert mit UV-Bestrahlung als alternatives Desinfektionsverfahren. Es gibt auch erste Forschungsprojekte zur Nanofiltration in der Volksrepublik China.

Eine grundsätzliche Problematik von Membrananlagen stellen Fouling und Scaling auf den Membranoberflächen und/oder Membranporen dar, die die Durchlässigkeit der Membran innerhalb kurzer Zeit vermindern. Dies zeigt sich an der Reduktion des Filtratflusses, wodurch sich der transmembrane Druck und damit auch die Energiekosten erhöhen. Folge der Druckerhöhung ist eine chemische Reinigung der Membranen, um irreversible Verblockungen zu vermeiden, welche zu einer Verkürzung der Standzeit der Membranen führen. Ein Fortschritt gegenüber der chemischen Membranreinigung wäre eine Methode, die bereits während des Entstehungsprozesses wirkt, somit Verblockungen vermeidet und den Filtratfluss dauerhaft hoch hält. Ein Verzicht auf Reinigungschemikalien wäre zudem ein weiterer Beitrag zur Kostenreduktion und Umweltentlastung. Zurzeit wird als Anti-Fouling-Strategie daran gearbeitet, die Hydrophilität der Membranen zu verbessern. Je hydrophiler die Membran ist, desto stärker werden die zumeist hydrophoben Schmutzteilchen abgestoßen. Auch turbulente Strömungen an den Membranoberflächen dienen der Vermeidung von Ablagerungen auf den Membranen. Untersuchungen des Institutes für Polymerforschung in Dresden haben ein Verfahren zur Modifikation von Polypropylen-Hohlfasermembranen mit hydrophilen Polymeren vorgestellt.

Der hier vergleichsweise geringe Permeatdurchsatz der modifizierten Membran wurde durch deutliche Verringerung des Membranfoulings mehr als kompensiert [Meier-Haack, Carroll 2001].

Derzeit gängige Verfahren zur Reinigung der Membranen und Wiederherstellen der Permeabilität sind Spülungen mit und ohne Chemikalienzugabe, wobei bei der Spülung mit einem Gemisch aus Luftblasen und Wasser eine bessere Reinigungsleistung beobachtet werden konnte, als bei der Spülung nur mit Wasser. Damit die Module wirkungsvoll mit diesem Gemisch durchströmt werden können, sind sie vertikal angeordnet.

Erste Versuche zur Beschallung von Membranen mit Ultraschall wurden vom Clausthaler Umwelttechnik-Institut durchgeführt. Ziel war das Testen der Materialstabilität gegenüber Kavitation. Im Rahmen der Tests wurden verschiedene polymere Flachmembranen beschallt, wobei von fünf Membranen eine Membran ganz offenkundig zerstört wurde. Die Schädigung von zwei weiteren Membranen konnte nur durch Messung von

---

---

Fluxrate und Trennleistung festgestellt werden. Zwei Membranen wurden nicht beschädigt. Bei einem Versuch mit einem Wickelmodul konnte die Abhängigkeit der Fluxrate vom Einsatz des Ultraschalls eindeutig nachgewiesen werden [Sievers et al. 2001]. 2001 wurden in Frankreich [Masselin et al. 2001] Effekte der Beschallung mit Ultraschall an polymeren UF-Membranen untersucht. PES (Polyethersulfon) – Membranen zeigten dabei deutlichere Schäden als PAN (Polyacrylnitril) und PVDF (Polyvinylidenfluorid) - Membranen. Die Membranen befanden sich in einem Wasserbad mit deionisiertem Wasser und waren der etappenweisen Beschallung mit einer Frequenz von 47 kHz für insgesamt zwei Stunden ausgesetzt. Erste Schäden traten bereits nach fünf Minuten Beschallungszeit auf.

Bereits abgeschlossen ist das Projekt „In-situ Ultraschallabreinigung für Kleinmembransysteme in der Trinkwasseraufbereitung“, welches durch das BMWA gefördert wurde [Flemming et al. 2007]. Das Projekt untersuchte Kleinmembransysteme wie sie für Hausinstallation zum Einsatz kommen. Bei diesen Untersuchungen, die im Labormaßstab und auch an kleinen Versuchsanlagen durchgeführt wurden, zeigten die Membranen immer wieder Schädigungen. Diese Versuche wurden bei in Druckgehäusen befindlichen Modulen durchgeführt. Beim ökonomischen Vergleich wird angegeben, dass die Investitionskosten für die an die Druckmodule adaptierte Ultraschalltechnik gegenüber herkömmlicher Anlagentechnik zu teuer sei und damit Vermarktungschancen im Wege stehe.

Untersuchungen der University of Melbourne in Australien an polymeren Membranen ergaben hingegen positive Ergebnisse bei der Ultraschallreinigung, gekoppelt an bestimmte Randbedingungen, wie hohe Temperatur, niedrige transmembrane Drücke und einen pH-Wert von 12 (Milch-Lösung) [Muthukumaran 2004; Ashokkumar et al. 2004]. In Finnland [Kyllönen et al. 2006] wurde die Beschallung mit Ultraschall an Testmodulen zur Filtration von Abwasser aus der Papierindustrie getestet. Untersucht wurden keramische Membranen und die UF-Membran PES-50H der Firma Microdyn-Nadir. Es wurden die Frequenzen 27, 40 und 200 kHz verwendet. Kurze Beschallungsdauern reichten meist zur Flusserrhöhung aus. Es zeigte sich, dass bei Atmosphärendruck das Schallfeld weniger ungleich verteilt ist als unter Druckbedingungen. Durch diese Verteilung ist die Kavitationsschwelle leichter zu erreichen.

Dennoch zeigten sich bei 27 kHz und 40 kHz Verschleißerscheinungen an den Membranoberflächen, insbesondere bei der polymeren aber auch bei den keramischen Membranen. Ein hoher Verschmutzungsgrad des zu reinigenden Wassers erfordert einen höheren Energieeintrag und fördert damit die Membranzerstörung. Die Autoren sind der

---

Ansicht, dass noch viel Entwicklungsarbeit geleistet werden muss, bis ein solches Verfahren in einem industriellen Maßstab eingesetzt werden kann.

### 4.3 Grauwasserbehandlung

Grauwasser ist als das Abwasser aus Bad/Dusche, Handwaschbecken, Waschmaschinen und Küchenabfluss definiert [DWA 2008]. Das Toiletten- und das Küchenabwasser beinhaltet über 90 % der gesamten Schmutzfrachten des Abwassers (s. Tabelle 1). Deshalb werden die Teilströme aus Bad/Dusche, Handwaschbecken sowie Waschmaschine als schwach belastetes Grauwasser definiert.

**Tabelle 1: Durchschnittliche Frachten im Grauwasser  
[eigene Datenerhebung 2008]**

	Frachten [g/(E·d)]
CSB	12-15
BSB <sub>5</sub>	5-6,1
SS	10-14,5
N	0,3-0,4
P	0,2-0,25
anionische Tenside	2-2,7

In den letzten Jahren wurden mehrere Forschungs- bzw. Pilotprojekte in Europa über Grauwasseraufbereitung und -wiederverwendung unter den kleinräumigen Bedingungen durchgeführt [DEUS21 2005; KOMPLETT 2005; Gethke et al. 2007; Eriksson et al. 2007; Hernández 2008; Oldenburg 2008]. Der Schwerpunkt dieser Untersuchungen liegt in der Wasserwiederverwendung von Bürogebäuden, Hotels und Wohnsiedlungen. Die weltweiten Untersuchungen und Pilotprojekte zeigen, dass eine Kreislaufführung speziell von Grauwasser eine sinnvolle Ergänzung zu den bisher bekannten Wasserver- und Abwasserentsorgungskonzepten darstellt und Grauwasseranlagen auch wirtschaftlich tragfähig sind [Bullermann et al. 2001].

In der Volksrepublik China wurden einzelne Pilotprojekte zur Grauwasseraufbereitung meistens in Wohnsiedlungen bzw. auf den Universitätsgeländen mittels einfacher Verfahrenstechnik durchgeführt. Allerdings gibt es noch keine allgemein gültigen statistischen und technischen Daten zu Grauwasser, obwohl eine relativ streng angesetzte technische Richtlinie zur Brauchwasserwiederverwendung in urbanen Räumen [GB/T 18920-2002] schon vorhanden ist.

---

Generell sind alle vorhandenen Verfahren der Abwasserbehandlung für die Grauwasseraufbereitung zur Wasserwiederverwendung einsetzbar. Vor dem Hintergrund eines semizentralen Ver- und Entsorgungssystems für urbane Räume in der Volksrepublik China fokussiert sich die Forschungsarbeit auf die Grauwasseraufbereitung mittels technischer Verfahren, die für den innerstädtischen Einsatz in Frage kommen.

Nachfolgend werden die im vorliegenden Forschungsvorhaben eingesetzten Verfahren vorgestellt:

- Biologisch aktivierter Filter (BAF),
- Membranbioreaktor (MBR),
- Sequencing Batch Reactor (SBR),
- Keramische Membran (KM).

#### **4.3.1 Biologisch aktivierter Filter (BAF)**

Biofilter gehören zu den Abwasserreinigungsverfahren, bei denen die Biomasse in Form eines Biofilms auf einer Aufwuchsfläche fixiert vorliegt. Zum einen werden Partikel durch Raumfiltration zurückgehalten und zum anderen findet ein biologischer Abbau durch den Biofilm statt. Ein Biofilter besteht im Allgemeinen aus einem vertikal durchströmten Filter, der mit einem Trägermaterial gefüllt ist. Dieses Material dient als Aufwuchsfläche für die Biomasse. Die überschüssige Biomasse wird durch eine Spülung entfernt. Biofilter wird zwischen kontinuierlich und diskontinuierlich gespülten Filtern unterschieden. Bei der diskontinuierlichen Spülung wird in bestimmten Intervallen die Abwasserbeschickung unterbrochen und das Filterbett mit Luft und Wasser gespült. Bei kontinuierlich gespülten Filtern (Rutschbettfilter, immer von unten nach oben durchströmt) wird das am meisten belegte Filtermaterial im unteren Bereich während des Filterbetriebes mit einer Mammutpumpe kontinuierlich entnommen und in einer Abscheidvorrichtung von Feststoffen und überschüssiger Biomasse befreit. Das gereinigte Filtermaterial rieselt auf das Filterbett zurück. Es ergibt sich eine relative Bewegung von Wasser und Sand in Gegenstrom, die vorteilhaft für den Filtrationsprozess ist, weil das zu behandelnde Wasser in Fließrichtung auf immer saubererem Sand trifft. Bei Rutschbettfiltern ist eine Ausführung mit mehreren parallelen Zellen wie beim konventionellen Biofiltern nicht zwangsläufig erforderlich. Der größte Vorteil der Biofiltration gegenüber dem klassischen Belebungsverfahren besteht in der Kompaktheit der Anlagen. Basierend auf einer 100.000 E Modellanlage, würde eine Biofilteranlage nur ca. 25 % der Fläche

---

---

und 30 % des Bauvolumens einer einstufigen Belebungsanlage einnehmen [Rother 2005].

Biofilter werden im kommunalen Bereich für verschiedenen Reinigungsaufgaben eingesetzt: für die komplette Abwasserreinigung oder für eine separate Nitrifikation und/oder Denitrifikation, nachgeschaltet nach einer anderen Reinigungsstufe (meistens Belebung). Derzeit (Stand 09/2006) befinden sich in Deutschland 42 kommunale Biofiltrationsanlagen (alle Reinigungsziele) mit einer gesamten Anschlussgröße von ca. 10 Mio. EW [Barjenbruch, 2006]. Als Hauptreinigungsstufe sind in Deutschland 6 Biofiltrationsanlagen in Einsatz mit einer gesamten Anschlussgröße von ca. 693.000 EW.

Weltweit sind ca. 500 Biofiltrationsanlagen mit einer Behandlungskapazität von ca. 50 Millionen Einwohner vorhanden (stand 2003 nach [Rogalla 2003; Rother et al 2006]).

Praktische Anwendungsbeispiele von Biofiltern zur Grauwasserbehandlung mit wissenschaftlicher Begleitung sind bisher unbekannt. Kimura [Kimura et al. 2007] berichten, dass die Biofiltration als zweite biologische Stufe (neben anderen Verfahren) zur Grauwasserbehandlung in Japan eingesetzt wird.

Wissenschaftliche Untersuchungen zur Grauwasserbehandlung mit Biofilter in Pilotmaßstab wurden zum Beispiel von Laine (2001) durchgeführt. Er verglich eine Biofilteranlage mit drei Membranbioreaktoren zur Behandlung von künstlichem Grauwasser.

Die Biofilteranlage (16 cm Durchmesser, 1,64 m Betthöhe, gefüllt mit Kunststoffteilchen mit 3-4 mm Korngröße) wurde mit einer CSB-Raumbelastung von 0,84-1,49 kg/(m<sup>3</sup>·d), einer Filtergeschwindigkeit von 0,7-1,4 m/h, und einer Luftgeschwindigkeit von 42 m/h betrieben. Gute Ablaufwerte wurden erreicht bezüglich BSB<sub>5</sub>, CSB, TN, TP, AFS und Trübung (0-8 mg/L, 0-31 mg/L, 1-20 mg/L, 0,1-2,8 mg/L, 0-12 mg/L bzw. 2,0-12,2 NTU). Anionische Tenside wurden nicht untersucht. Bezüglich mikrobiologischer Parameter wurde eine Reduktion um 2 bzw. 3 log-Stufen von Gesamtcoliformen und E. Coli erreicht.

Franci Goncalves [Goncalves et al. 2007] untersuchte die Behandlung von Grauwasser aus dem Bad mit einem belüfteten Biofilter. Der Biofilter (0,15 m<sup>2</sup> Fläche, 1,38 m Betthöhe, gefüllt mit schwimmenden Kunststoffspäne) war einer Faulgrube nachgeschaltet und von einem Parallelplattenabscheider gefolgt, da keine ausreichende Filtrationsleistung gegeben war. Eine weitere Filtration und eine Desinfektion mit Chlorung ergänzen die Anlage. Die CSB-Raumbelastung betrug im Mittel 0,8 kg/(m<sup>3</sup>·d), die Filtergeschwindigkeit 0,4 m/h, die Luftgeschwindigkeit 1,4 m/h. Gute Ablaufwerte von BSB<sub>5</sub>, CSB,

---

---

AFS und Trübung (12 mg/L, 27 mg/L, 2,0 mg/L bzw. 3 NTU in Durchschnitt) wurden nach dem Parallelplattenabscheider erreicht. Gesamtcoliformen und E. Coli wurden um < 2-3 log-Stufen reduziert. Des Weiteren liegen einige Ergebnisse für anaerobe Biofilter, Tropfkörper oder Bodenpassage, meistens in Kombination mit anderen Vor- und Nachbehandlungsstufen wie Faulgruben oder Pflanzenkläranlagen, vor [Jenessen et al. 2003; Morel et al. 2006]. In einigen Pilotanlagen wird eine Sandfiltration zur Feststoffabtrennung in Kombination mit chemisch/physikalischen Verfahren eingesetzt: Sandfiltration, Aktivkohlebehandlung und Desinfektion [Pidou 2006], Fällung/Flockung, Sandfiltration und Behandlung mit granulierter Aktivkohle [Sostar-Turk et al. 2005]. In anderen Pilotanlagen [Eriksson et al. 2007; Friedler et al. 2006] wird ein Sandfilter als Polishing Stufe nach einer biologischen Behandlung mittels Scheibentauchkörper eingesetzt. In den oben zitierten Fällen wird der Filter als reiner Raumfilter und nicht als biologisch aktive Stufe betrieben und somit wird die Möglichkeit, diese beiden Prozessschritte in einer einzigen Stufe zu kombinieren, nicht genutzt.

#### **4.3.2 Membranbioreaktor (MBR)**

Im Unterschied zum konventionellen Belebungsverfahren wird im MBR die Nachklärung durch eine Membranfiltration substituiert. Dadurch wird generell eine höhere Eliminationsleistung erreicht als dies mit Verfahren wie dem SBR, der Biofiltration oder dem konventionellen Belebungsverfahren der Fall ist. Für den Einsatz zur Wiederverwendung erweist sich weiterhin von Vorteil, dass der Ablauf einer MBR Anlage als desinfiziert gilt, da beim Einsatz von Ultrafiltrationsmembranen, deren Porendurchmesser kleiner 0,2 µm ist, ein vollständiger Rückhalt von Bakterien gewährleistet wird.

Der Nachteil des MBR-Verfahrens liegt in den zwei- bis dreifach höheren Energie- und den höheren Wartungskosten. Der höhere Energieverbrauch ergibt sich aus dem intensiven Belüftungsbedarf für die Deckschichtkontrolle der Membran, um ein Verblocken der Membran zu verhindern.

Der höhere Wartungsaufwand resultiert ebenfalls aus der Deckschichtkontrolle insbesondere wegen des Reinigungsaufwands. Da es sich um eine relativ junge Technologie im Bereich der Abwasserbehandlung handelt, gibt es kaum Aussagen bezüglich der tatsächlichen Lebensdauer der eingesetzten Membranmodule. Weiterhin besteht ausgiebiger Forschungsbedarf bezüglich der energetischen Optimierung und einer verbesserten Betriebsweise.

Weiterhin ist zu beachten, dass nach dem heutigen Stand des Wissens, MBR Anlagen in der kommunalen Abwasseraufbereitung mit einem Schlammalter > 25 Tage, im Regelfall sogar > 30 Tage, betrieben werden. Dies scheint notwendig, da bei niedrigeren

---

Schlammaltern ein schnelleres Verblocken der Membran zu beobachten ist und damit das Reinigungsintervall ansteigt.

Die ersten Versuche auf dem Gebiet der Grauwasserwiederverwendung wurden Ende der neunziger Jahre unter anderem an der School of Water Sciences, Cranfield University, in Großbritannien durchgeführt [Jefferson 2000]. Weitere praxisbezogene Beispiele mit wissenschaftlicher Begleitung sind:

- Mori Gebäude in Tokyo [Laine, 2001],
- Sport Club “Association Culturelle et Sportive de l’Agriculture (ACSA)” in Rabat, Marocco [Merz et al. 2007],
- Hochhaus auf dem Hochschulkampus in Haifa, Israel [Friedler et al. 2006],
- Bürogebäude der KfW Bankengruppe “Ostarkade” in Frankfurt am Main [Ecosan 2005],
- Hotel am Kurpark Späth in Bad Windsheim [Paris 2009],
- Studentenwohnheim „Eastsite“ in Mannheim [Sellner 2009].

Die Ablaufwerte übertrafen stets die örtlichen Anforderungen. Allerdings kam es vereinzelt zu Verschlammungsproblemen, da eine unzureichende Vorklärung eingesetzt wurde. Insbesondere die Verzopfung durch Haare ist hier hervorzuheben, die durch ein Feinsieb mit einer Maschenweite kleiner als 1 mm verhindert werden kann.

### **4.3.3 Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage)**

Das Prinzip des Sequencing Batch Reactors (SBR-Anlage) basiert auf dem konventionellen Belebungsverfahren. Allerdings findet die Abtrennung des Belebtschlammes durch Sedimentation im gleichen Becken statt. Wilderer et al. berichten 2001, dass bis 1999 in Deutschland insgesamt 138 SBR-Anlagen zur kommunalen Abwasserbehandlung in Betrieb sind, hauptsächlich für kleine Gemeinden und Wohnblöcke. Die Größe der Anlagen reicht von 400 bis zu 25.000 Einwohnerwerte (E). Davon weisen 102 Anlagen eine Behandlungskapazität von weniger als 5.000 E auf. Laut Erfahrungsberichten [Wilderer et al. 2001] werden kommunale SBR-Anlagen mit einem Austauschvolumen von durchschnittlich 30 % betrieben, welches in einigen Fällen zu Blähschlammproblem führt. Außerdem spielt die Dauer des Füllvorgangs und die Wassertemperatur eine wichtige Rolle für die Reinigungsleistung des SBR-Verfahrens und das Absetzverhalten des Schlammes. Die meisten wissenschaftlichen Untersuchungen zur Grauwasserbehandlung



---

---

mittels SBR-Verfahren sind bisher im Labormaßstab (Reaktorvolumen kleiner als 500 Liter) durchgeführt worden.

In der Praxis wird das SBR-Verfahren vorwiegend für Kleinkläranlagen mit weniger als 50 E eingesetzt. Die Hamburger Stadtreinigung setzt seit Juli 2005 eine SBR-Kompaktanlage mit 21 m<sup>3</sup> Reaktorvolumen (14 Einzelbehälter je 1,5 m<sup>3</sup>, nacheinander geschaltet) für Grauwasserbehandlung aus 35 Betriebsduschen und 32 Handwaschplätzen zur Wiederverwendung in Toiletten, zur Fahrzeug- und Straßenreinigung sowie für die Streusalzanfeuchtung auf dem Betriebsplatz Neuländer Kamp in Hamburg ein. Ca. 40 % des täglichen Trinkwasserbedarfs des Betriebsplatzes wird durch das aus Grauwasser aufbereitete Brauchwasser (Behandlungskapazität 8 m<sup>3</sup>/d) eingespart [Hamburg 2007]. In Berlin wird eine Grauwasserbehandlungsanlage in der Wohnsiedlung „Block 6“ mit einer Behandlungskapazität von 10 m<sup>3</sup>/d (12 Einzelbehälter je 1,5 m<sup>3</sup>, nacheinander geschaltet) als Ersatzmaßnahmen zur kompletten Sanierung der vorherigen Pflanzenkläranlagen eingesetzt. Das gesammelte Grauwasser aus der Wohnsiedlung setzt sich aus dem Abwasser aus Bad/Dusche, Handwaschbecken, Waschmaschinen und Küchenabwasser zusammen. Das aufbereitete Grauwasser wird als Spülwasser für 90 Toiletten in derselben Wohnsiedlung wiederverwendet [Berlin 2008].

#### **4.3.4 Keramische Membran (KM)**

Bei der keramischen Membran handelt es sich um eine spezielle Ausführung des Membranreaktors. Im Gegensatz zum Membranbioreaktor wird die Kontrolle der Deckschicht nicht mittels einer Blasenströmung, sondern durch die Rotation der keramischen Membranscheiben an sich induziert. Die Ausführungen dieser Art von Membranreaktoren beschränken sich nicht nur auf den Einsatz im Abwassersektor. Weitere Einsatzgebiete sind die Schlammbehandlung bzw. -entwässerung, Metallindustrie, Rohstoffrückgewinnung. Bei diesen Anwendungen spielt die Resistenz der Keramik gegenüber chemisch aggressiven Stoffen eine besondere Rolle.

Im kommunalen Abwasserbereich wurde diese Art von Membran bisher nur in Pilotprojekten [DEUS 21 2005] als separat gestellte Membranfiltration zu Membranbelebungsverfahren angewendet.

### **4.4 Abfalltechnik**

Außerhalb Westeuropas ist die Deponierung weltweit Stand der Technik für die Abfallbeseitigung. Der dabei eingesetzte technische Standard unterscheidet sich allerdings er-



---

heblich und reicht von geordneten Deponien nach dem Multibarrierenprinzip bis hin zu ungeordneten Ablagerungen mit regelmäßigen Abbränden. Die mit jeglicher Art der Deponierung einhergehenden immensen Umweltbelastungen, insbesondere der große Flächenverbrauch sowie der starke Beitrag zum Treibhauseffekt durch die freiwerdenden Methanemissionen, haben in vielen Ländern zu einer Diskussion über ökologisch verträglichere Techniken zur Abfallbehandlung geführt.

Bei der anlagentechnischen Abfallbehandlung werden thermische und biologische Verfahren eingesetzt, um die letztendlich abzulagernden Massenströme weitgehend zu minimieren. Besonders im Bereich der biologischen Abfallbehandlung ist dabei in Europa der Bau kleinerer, siedlungsnaher Anlagen üblich. Diese Anlagen zeichnen sich durch eine starke Modularisierung aus. Durch diese starke Modularisierung ist eine sehr gute Anpassung der Anlagentechniken an verschiedene Größenordnungen möglich [Bidlingmaier 2000; Bilitewski 2000].

Spezifisch angepasste Techniken ermöglichen die Erzeugung von Produkten und Sekundärrohstoffen, die den Verbrauch an Primärrohstoffen verringern und somit zu einer nachhaltigen Kreislaufwirtschaft beitragen. Stand der Technik sind beispielsweise Anlagen zur Druckvergasung, durch die Methanol als Grundstoff für die chemische Industrie gewonnen werden kann.

Sammlung und Transport des Abfalls sind im Bereich der Abfallwirtschaft ein maßgeblicher Kostenfaktor. Da im Bereich der Behandlung die zu transportierenden Massen signifikant verringert werden, wird der Transportaufwand mit zunehmender Siedlungsnähe der Anlage verringert.

Stand der Technik ist im Bereich der Abfallsammlung die hoch automatisierte Sammlung mittels Pressmüllfahrzeugen mit automatischen Vorrichtungen zum Aufnehmen und Abkippen der Sammelbehälter. Hierdurch werden die hohen körperlichen Belastungen der Müllwerker bei der konventionellen Sammlung (z.B. Einwerfen von Säcken, Einheben von Tonnen) verhindert. Durch den reduzierten Personaleinsatz sind auch im ökonomischen Bereich Vorteile gegeben. Der erhöhte technische Aufwand geht jedoch mit höheren Anforderungen an Wartungs- und Bedienpersonal einher. Daher sind vollautomatische Lösungen, welche die Sammelbehälter direkt vom Straßenrand aufnehmen, insbesondere in Regionen mit hohen Lohnkosten sinnvoll. Ein Einsatz in einem Niedriglohnland, wie der Volksrepublik China, ist dahingegen ökonomisch nicht geboten.

---

## 5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Im Rahmen des vorliegenden Forschungsprojektes besteht eine enge Kooperation mit der College of **Environmental Science and Engineering** der **Tongji Universität** in Shanghai sowie mit **der School of Environmental and Municipal Engineering der Technischen Universität Qingdao**.

Die **Tongji Universität** in Shanghai betreibt eine Anlage zur Grauwasseraufbereitung. Die **Technische Universität Qingdao** betreibt eine Versuchsanlage zur Wasseraufbereitung mit getauchten Membranen sowie ebenfalls eine Versuchsanlage zur Grauwasseraufbereitung. Diese Anlagen wurden in Deutschland gebaut, nach der Volksrepublik China verschifft und im August von Mitarbeitern der TU Darmstadt aufgebaut und zusammen mit den chinesischen Partnern in Betrieb genommen.

Das Fachgebiet **Umwelt- und Raumplanung** arbeitet im Rahmen dieses Projektes mit dem Raumordnungsverband Rhein-Neckar zusammen sowie mit der Wissenschaftsstadt Darmstadt.

Das Fachgebiet **Wasserversorgung und Grundwasserschutz** hat mit der Firma **Elma H. Schmidbauer GmbH & Co KG** in Singen (Ultraschalltechnik) sowie mit der Firma **Samsomatic GmbH** in Frankfurt (Anlagensteuerung, Automationssysteme) eine enge Kooperation. Weitere Unterstützung gab es von der Firma **Microdyn-Nadir** aus Wiesbaden, die die Membranen lieferten und Material für die Vorversuche zur Verfügung stellten. Der Standort der Versuchsanlage, die Rheinwasseraufbereitungsanlage des **Wasserverbandes Hessisches Ried** in Biebesheim, gehört zur **Hessenwasser GmbH & Co KG**. Hier wurde ganz besondere Unterstützung gewährt, die erheblich am Zustandekommen eines effizienten Anlagenbetriebes auf deutscher Seite beteiligt war.

Das Fachgebiet **Abwassertechnik** hat Kooperationen mit den Firmen **Hans Huber AG** in Berching (Anlagenbau), **ITT Flygt Pumpen GmbH** (Langenhagen) sowie der **HV Turbo GmbH** in Neu-Wulmstorf (Gebläse), die wesentliche Anlagenteile für die deutschen Versuchsanlagen lieferten.

Das Fachgebiet Abfalltechnik arbeitet zusammen mit der Firma **INGUT** in Riedstadt. Unterstützung gab es von der **Remondis AG**, auf deren Gelände in Frankfurt die Anlage aufgebaut und betrieben wurde und die ebenfalls für Abfallbereitstellung und Entsorgung verantwortlich waren.

---

## Teil II

### 6 Optimierung und verfahrenstechnische Entwicklung von Einzelmodulen

Wie bereits in Kapitel 1 beschrieben, war es Ziel des zweiten Teilprojektes einzelne Verfahren für ihre Einsatzmöglichkeiten in schnell wachsenden urbanen Räumen im Rahmen semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme zu entwickeln und zu optimieren (s. Abbildung 1).

Die am Forschungsprojekt beteiligten Fachgebiete Wasserversorgung und Grundwasserschutz, Abwassertechnik sowie Abfalltechnik betreiben sowohl in Deutschland als auch in der Volksrepublik China Versuchsanlagen. Diese Versuchsanlagen sind Bestandteil derjenigen stoffstrombezogenen Alternative des integrierten semizentralen Ver- und Entsorgungskonzeptes, die nach der in Teilprojekt 1 durchgeführten Nachhaltigkeitsbewertung am Besten abgeschnitten hat (s. Abbildung 1). Die detaillierte Beschreibung der jeweiligen Versuchsanlagen, Versuchsdurchführungen und deren Ergebnisse erfolgt im Folgenden getrennt für die einzelnen Fachdisziplinen.

Im Einzelnen untersuchte das Fachgebiet Wasserversorgung und Grundwasserschutz im Rahmen des vorliegenden Forschungsvorhabens die Membranreinigung mit Hilfe von Ultraschall (vgl. Kap. 6.1). Das Fachgebiet Abwassertechnik erforscht verschiedene biologische Verfahren zur innerstädtischen Wiederverwendung von Grauwasser (vgl. Kap. 6.2). Seitens der Abfalltechnik stehen die Möglichkeiten der Milchsäuregewinnung aus biogenen Abfällen im Vordergrund der Forschungsaktivitäten (vgl. Kap. 6.3).

Das Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung stellt einen übergeordneten Rahmen im Projektzusammenhang dar (vgl. Kap. 7) und ist dafür zuständig, Entscheidungshilfen hinsichtlich der Auswahl geeigneter Behandlungsverfahren sowie möglicher Ansätze zur Gestaltung der Organisations- und Betriebskonzepten zu entwickeln. Damit bezieht sich das Aufgabenfeld der Umwelt- und Raumplanung nicht auf technische Untersuchungen, sondern vielmehr auf die organisatorischen und rechtlichen Rahmenbedingungen zur Umsetzung des integrierten Gesamtsystems in schnell wachsenden urbanen Räumen der Volksrepublik China.

---

---

## 6.1 Wasserversorgung und Grundwasserschutz

Im Rahmen der zweiten Projektphase wurden, wie in Kapitel 3.1.2 kurz erläutert, zwei Versuchsanlagen geplant, errichtet und betrieben. Die Konzeption und der Aufbau der Anlagen für den Einsatz in der Bundesrepublik Deutschland und der Volksrepublik China, das Versuchsprogramm, die durchgeführten Versuchsläufe und deren Resultate werden im Folgendem vorgestellt.

### 6.1.1 Versuchsanlage und Versuchsbeschreibung Wasserversorgung

#### 6.1.1.1 Deutsche Versuchsanlage

Die zweistraßig aufgebaute Versuchsanlage (Straße 1 und 2) (s. Abbildung 2 und Abbildung 3) enthält zwei getauchte Membranmodule der Firma Microdyn-Nadir mit einer Filterfläche von 10 m<sup>2</sup> pro Modul. Diese Module sind in den offenen Filtrationstank eingehängt, der das zu filtrierende Rohwasser enthält. Das Permeat wird über einen durch eine Saugpumpe erzeugten Unterdruck abgezogen und in den Permeattank gefördert. Von hier wird auch das Wasser für die Permeatrückspülungen entnommen. Die Ultrafiltrationsmembran besteht aus einer als trennaktive Schicht aufgetragenen hydrophilisierten Polyethersulfon auf einem PE-Stützgewebe. Die Trenngrenze beträgt 150 kD, was einer Molekülgröße von 150.000 g/mol entspricht oder einer Teilchengröße von etwa 0,03 µm. Damit können Bakterien und die meisten Viren zurückgehalten werden. Beispielsweise hat ein Influenzavirus in etwa einen Durchmesser von 0,1 µm, Parvoviren liegen dagegen bei 0,03 µm.

Zusätzlich sind in den Filtrationstank der Straße 1 zwei Ultraschall-Tauchschwinger der Firma Elma H. Schmidbauer senkrecht zu den parallel liegenden Membrantaschen eingehängt. Der Filtrationstank steht nicht unter Druck. Dadurch kann die Kavitationsschwelle leichter überschritten werden. Steht der Filtrationstank unter Druck, bedarf es mehr Energie zum Überschreiten der Kavitationsschwelle; durch die dann härtere Kavitation steigt das Risiko einer Membranschädigung. Der Abstand der Tauchschwinger zur Membran beträgt 10 cm (s. Abbildung 4). Die Leistung der Schallwandler beträgt 2,1 Watt/cm<sup>2</sup> Wandlerfläche. Am Fuße der getauchten Membranmodule befindet sich eine mittelblasige Belüftung, die über ein Gebläse nach Bedarf betrieben werden kann. Somit können die Membranen an deren Außenseiten (feedseitig) mit Luftblasen überströmt werden.

Vor der zweistraßigen Anlage wird das den Filtrationstanks zufließende Wasser in einem Vorlagetank gespeichert. Im Rohwasser enthaltene Schmutzpartikel setzen sich im Vorlagetank zum Teil bereits ab. Durch den konischen Zuschnitt des Tankbodens kön-

---

nen die Partikel gesammelt und abgezogen werden. Wird das Wasser in die Filtrations-tanks gefördert, durchfließt es zum Rückhalt grober Bestandteile einen 95  $\mu\text{m}$ -Vorfilter. Diese Vorfiltration dient dem Schutz der polymeren Membranen vor Beschädigungen.

Die Steuerung der Anlage erfolgt über eine SPS7. Die komplette Automatisierung und Datenarchivierung sowie Visualisierung wurde von der Firma Samsomatic Automations-systeme ausgeführt. Die Anlage wird über eine fest eingestellte Literleistung pro Memb-ranmodul mittels eines Durchflussmessgerätes gesteuert. In Abhängigkeit davon variiert der von der Druckmessung angezeigte Wert für den Unterdruck, der damit Auskunft ü-ber die Permeabilität der Membran gibt. Die Anlage kann zusätzlich über einen fest an-gegebenen Unterdruck gesteuert werden mit einer Variation des Filtratflusses als Folge. Die Permeatqualität, insbesondere der Straße 1 (mit Ultraschall), wird online über das Trübungsmessgerät Ultraturb der Firma Hach-Lange und das Partikelzählgerät Arti, WPC (Hach-Lange) überwacht.

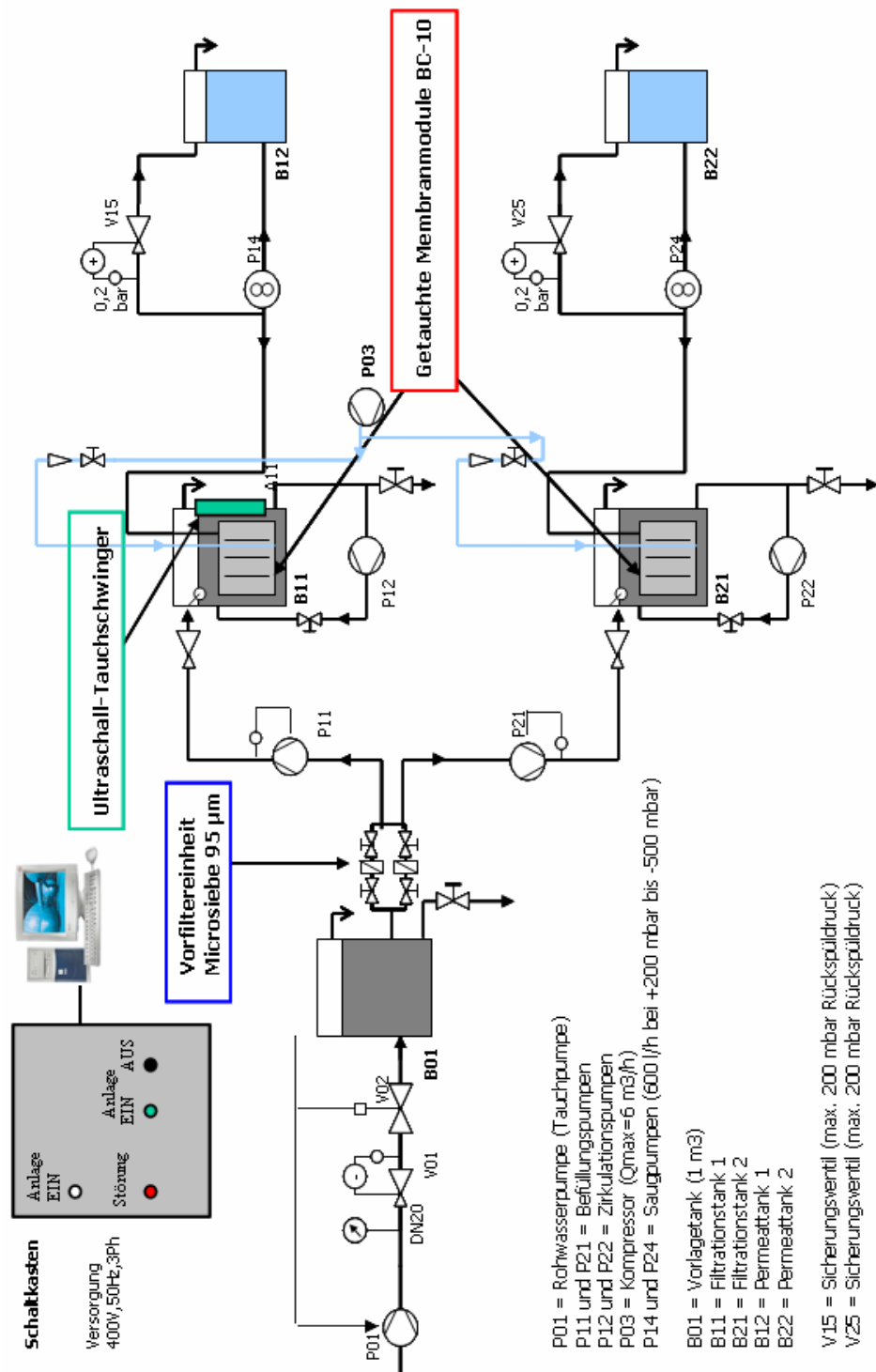
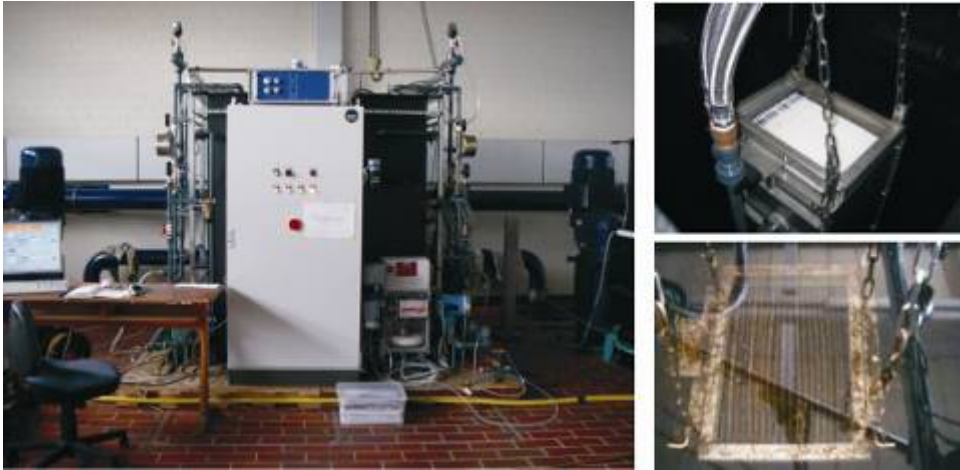


Abbildung 2: Anlagenschema der Versuchsanlage am Standort Biebesheim/Rhein



**Abbildung 3:** Links: Versuchsanlage zur Ultraschallreinigung getauchter Ultrafiltrationsmembranen; oben rechts: neues Membranmodul; unten rechts: Membran nach einem längeren Betrieb mit Rückständen von Flockungsmittel aus der Vorbehandlung

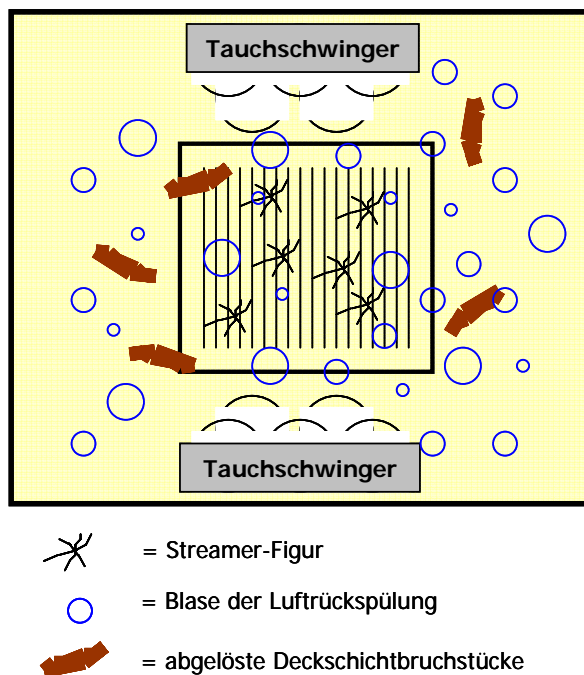
#### 6.1.1.2 Versuchsbeschreibung in Deutschland

- 1) Zunächst wurden beide Membranstraßen unter gleichen Bedingungen parallel betrieben. Für die Versuchsreihe wurde vorgereinigtes Wasser aus dem Rhein nach Durchlaufen der Aufbereitungsstufen Grobstoffabscheidung, Vorozonung, Fällung/Flockung und Sedimentation mit einer verbleibenden Trübung von 0,25-0,4 FNU verwendet. Die Rückspülung wurde nur mit Wasser und Luft durchgeführt.
- 2) Anschließend wurden die Ultraschall-Tauchschwinger in Betrieb genommen. Hier musste zunächst getestet werden, an welcher Stelle im Verfahrensablauf der Ultraschall sinnvoll eingesetzt werden kann. Der Ultraschall soll auf der einen Seite die Membran wirksam reinigen und flussverbessernd wirken. Auf der anderen Seite soll der Einsatz von Ultraschall die Membran nicht schädigen oder zu einer Verschlechterung der Permeatqualität führen.
- 3) Dann wurden entsprechende Versuchsreihen mit vorgereinigtem Wasser ausgeführt. Im Hinblick auf die Auswirkungen auf die Membran wurden unterschiedliche Beschallungsdauern, Frequenzen und Ultraschallintensitäten getestet. Bei der Berechnung der Permeabilität wurde die jeweilige Temperatur berücksichtigt, um vergleichbare Werte zu erhalten. Während der Versuche wurde die Permeatqualität mittels Trübungsmessgerät und Partikelzählgerät online überwacht.

- 4) Anschließend erfolgten weitere Versuchsreihen im Dauerbetrieb mit nicht vorge-  
reinigtem Rohwasser aus dem Rhein. Hierzu wurde die Anlage geringfügig um-  
gebaut, so dass diskontinuierlich das Wasser im Filtrationstank überlief.

Dieser Zusatzschritt diente der Vermeidung einer zu starken Aufkonzentrierung  
im Filtrationstank. Gleichzeitig wurde im Hinblick auf den Energieeinsatz die  
Anlage so weit wie möglich optimiert. Zuvor in Vorversuchen bereits erfolgreich  
getestete Einsatzmöglichkeiten des Ultraschalls konnten hier direkt und gezielt  
angewandt werden.

- 5) Es wurde überprüft, ob die eingesetzten 95  $\mu\text{m}$  Vorfilter für diese Anwendung  
ausreichend waren oder ob sie optimiert bzw. angepasst werden mussten.
- 6) Abschließend wurden vom Dritten Physikalischen Institut der Universität Göttin-  
gen Untersuchungen mit Hochgeschwindigkeitsaufnahmen und mikroskopischen  
Aufnahmen gemacht, um den Reinigungsprozess mit Ultraschall und Luftblasen-  
eintrag besser zu verstehen.



**Abbildung 4:** Schematische Versuchsanordnung der Wasserversorgung

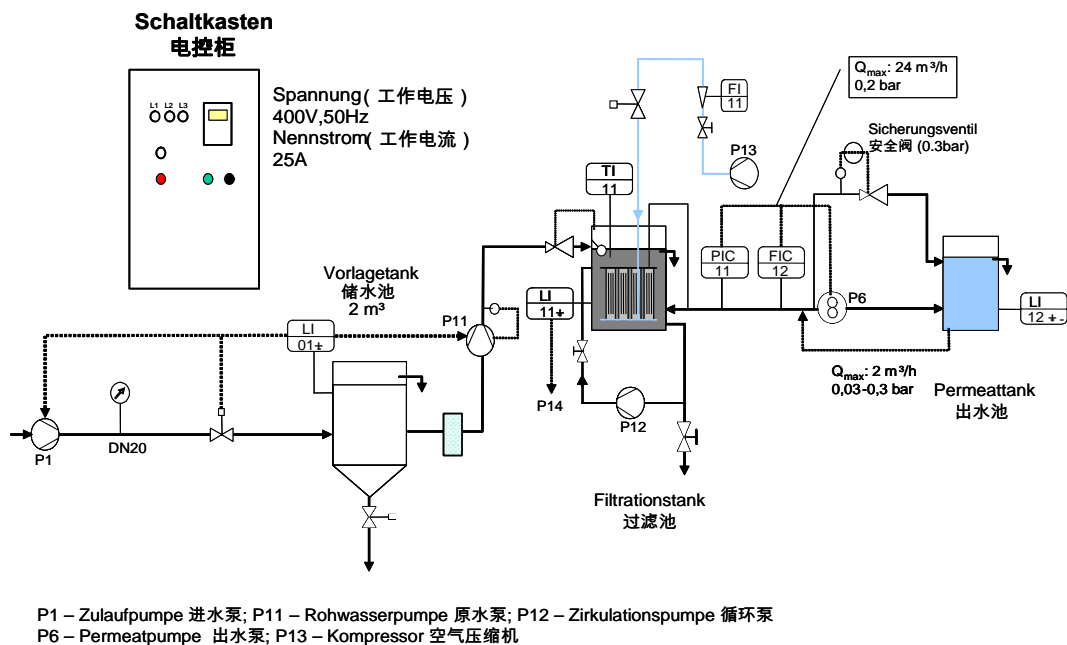
### 6.1.1.3 Chinesische Versuchsanlage

Die Versuchsanlage wurde in Deutschland konzipiert und gebaut und danach nach der  
Volksrepublik verschifft. Dort wurde sie von Mitarbeitern des Instituts WAR montiert  
und an die Kollegen der Universität Qingdao zur Versuchsdurchführung übergeben. Die



Anlage befindet sich auf dem Betriebsgelände (Rohwasserentnahme) von Qingdao Hai-Run Unternehmensgruppe für Trinkwasserversorgung der Stadt Qingdao. Die Anlage beinhaltet vier getauchte Membranmodule (BC-10, baugleich mit jenen in der Deutschen Versuchsanlage) der Firma Microdyn-Nadir, die sich in einem großen Filtrations-tank befinden. Mittels Saugpumpe wird auch hier das Permeat im Unterdruck abgezogen.

Der Rückspülbetrieb erfolgte mittels Wasserrückspülung bei gleichzeitiger äußerlicher Luftüberströmung der Membranmodule. Die Luftüberströmung wird mittels beigestell-ten Gebläses mit einstellbarer Luftmenge realisiert. Ein großer Vorlagetank ist der Anlage vorgeschaltet, um Sedimente durch den trichterförmigen Auslass im unteren Tankbe-reich leicht abtrennen und abführen zu können (s. Abbildung 5).



**Abbildung 5:** Aufbau der chinesischen Versuchsanlage am Standort Qingdao

#### 6.1.1.4 Versuchsbeschreibung in China

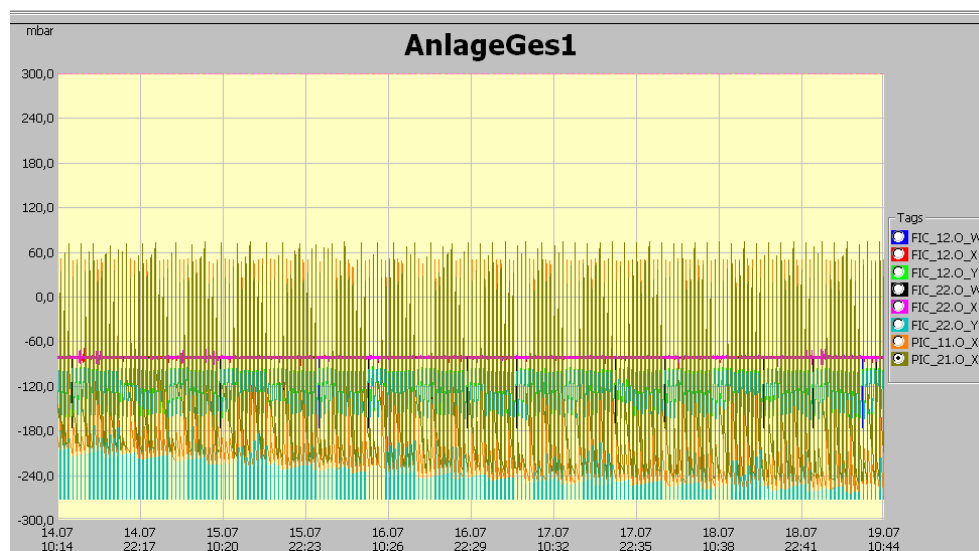
Das Versuchsprogramm in Qingdao bestand darin, die sich wandelnde Rohwasserqualität über Messungen und Analysen zu dokumentieren. Ebenso sollten klimatische Bedingungen, wie Niederschlag und Temperatur erfasst und das Einzugsgebiet der Rohwasserentnahme beschrieben werden. Die Messreihen der in der Anlage eingesetzten Messgeräte waren zu dokumentieren, z.B. Trübungsverlauf des Rohwassers und des Permeates sowie Druckverläufe und Durchflüsse vor bzw. nach der Ultrafiltrationsmembran. So sollte festgestellt werden in welchen Abständen das Membranmodul der Anlage rückgespült werden müsste, um einen möglichst hohen Flux zu erzielen.

Ferner war die Ausbeute des Rohwassers und die Zusammensetzung des Konzentrates zu dokumentieren. Damit sollten erstmals unter realen chinesischen Betriebsbedingungen Erfahrungen beim Betrieb und der Optimierung der Anlage gesammelt sowie die Sicherstellung einer hohen Permeatqualität festgestellt werden.

## 6.1.2 Versuchsergebnisse Wasserversorgung

### 6.1.2.1 Deutsche Versuchsanlage

Beide Membranen wurden zunächst im Neuzustand parallel mit vorgereinigtem Wasser der Rheinwasseraufbereitungsanlage Biebesheim betrieben. Entsprechend der Vorgaben des Membranherstellers wurde die Beaufschlagung der Membran ( $L/(m^2 h)$ ) schrittweise gesteigert. Eine Cross-flow Überströmung mit Luft in Intervallen von 10 Minuten während des Betriebes ergab keinen erkennbaren Unterschied bei der transmembranen Druckdifferenz. Der gezielte Eintrag von Luft per Handsteuerung während der Rückspülphase am 12.05.2006 zeigte mit einer um 50 mbar geringeren transmembranen Druckdifferenz eine deutliche Verbesserung. Daher wurde ab dem 22.05.2006 das Einblasen von Spülluft am Fuß des Moduls während der Rückspülphase automatisiert. Ab dem 28.06.2006 erfolgte die Beaufschlagung der Membran mit  $30 L/(m^2 h)$ . Nach dem 10.07.2007 lief die Anlage sechzehn Tage ohne Luftspülung, was einen deutlichen Anstieg der transmembranen Druckdifferenz bewirkte (für einen Ausschnitt aus dieser Testreihe, s. Abbildung 6). Daraus wurde die Reinigungswirkung des Lufteintrages während der Rückspülung ersichtlich.



**Abbildung 6:** Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit - Ultraschallreinigung überlagert mit Luftrückspülung und im kombinierten Verfahren nacheinander geschaltet

---

Inbetriebnahme der Ultraschall-Tauchschwinger bei der Versuchsanlage am 28.07.2006 zusammen mit der Firma Elma H. Schmidbauer GmbH & Co KG. Nach Feststellung der Funktion der Schallwandler sowie des Generators wurden sofort erste Testläufe mit Ultraschall gefahren. Die ersten Versuche wurden jeweils mit der Frequenz von 130 kHz, 100 % Leistung der Schallgeber entsprechend 4.000 Watt mit 2,1 Watt/cm<sup>2</sup> Wandlerfläche und im sogenannten sweep-mode vorgenommen.

Die Firma Elma H. Schmidbauer GmbH & Co KG hat in Vorversuchen mit entsprechender Beschallung bei verschiedenen Frequenzen und Leistungen festgestellt, dass bei obigen Einstellungen sowohl eine Abreinigung der Membran als auch ein lang andauernder Betrieb ohne Zerstörung der Membran möglich ist.

Zunächst wurde der Einsatz des Ultraschalls während der Filtrationsphase getestet. Eine zehnminütige Beschallung bewirkte keinen sichtbaren Anstieg der Permeabilität, jedoch eine deutliche Verschlechterung der Trübungswerte beim Permeat (von 0,035 auf 0,13 FNU). Bei der Wiederholung des Versuchs mit fünfminütiger Beschallung stieg die Permeatrübung auf 0,2 FNU an. Bei weiter erfolgreicher Filtration ohne Ultraschall sanken die Werte der Permeatrübung wieder auf das Niveau der Ausgangswerte. Eine Membran hält nie 100 % aller Partikel, die größer als die Trenngrenze sind, zurück. Die Behandlung mit Ultraschall bewirkt kurzfristig einen weiteren Anstieg der Trübung. Nach der Ultraschallbehandlung hat die Trübung wieder ein niedriges Niveau. Eine Hypothese für dieses Verhalten ist, dass die Kavitation für diesen Effekt verantwortlich ist (vgl. Seite - 47 -). Allerdings besteht hierbei weiterer Forschungsbedarf.

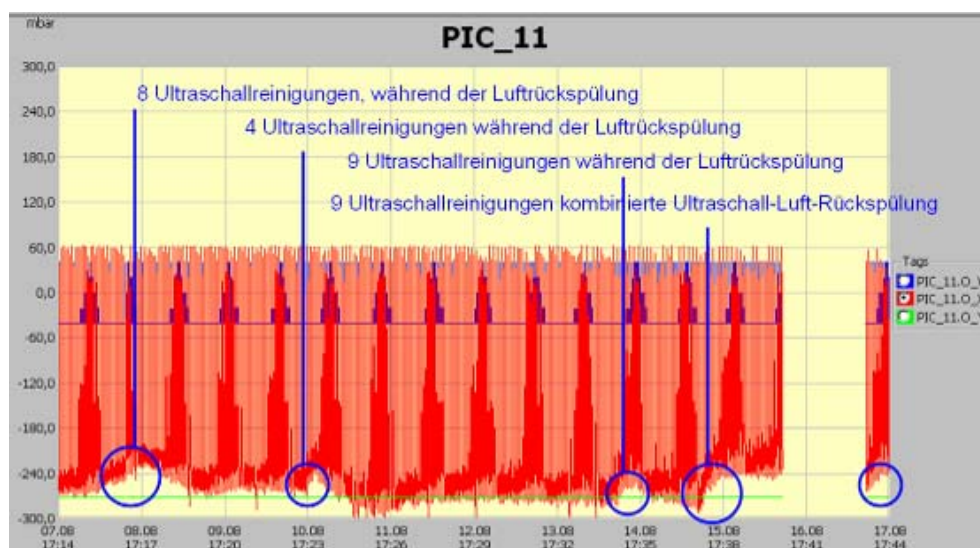
Bei während der Rückspülung eingesetztem Ultraschall (zwei Minuten) resultierte eine geringe Erhöhung der Permeabilität, verbunden mit in der Folge langsam absinkenden erhöhten Trübungswerten. Während der Filtrationspause eingesetzter Ultraschall zeigte keinen signifikanten Effekt.

Nach den Einzelversuchen folgten Versuche mit manueller Steuerung zur genaueren Untersuchung in Reihe. Beispielsweise wurde der zweiminütige Ultraschalleinsatz während der Rückspülung in einer Folge von vier Rückspülungen im Filtrationszyklus untersucht. Es zeigte sich, dass die Permeabilität nicht signifikant verbessert wurde, während die Trübungswerte bei einsetzender Filtration auf hohem Niveau lagen. Die Trübung nahm im Laufe der Filtration jedoch ab. Im Vergleich zur mit Ultraschall beaufschlagten Membran lief Straße 2 mit eingesetzter Spülluft mit höherer Permeabilität. Nachfolgend wurden beide Straßen wieder kontinuierlich mit Spülluft betrieben. Nach dieser Behandlung zeigte die vorher mit Ultraschall behandelte Straße 1 zwei Tage lang nach Ab-

schaltung des Ultraschalls deutlich verbesserten Wert, obwohl kein weiterer Ultraschall eingesetzt wurde.

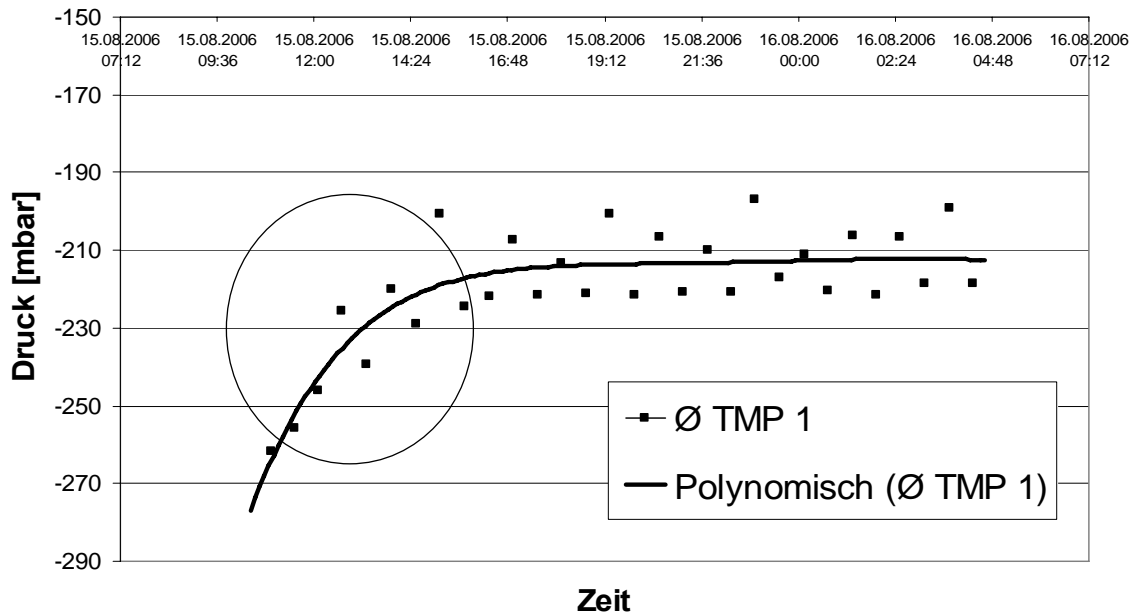
Daraufhin wurden Versuche mit Ultraschall und gleichzeitiger Luftblasenüberströmung während der Rückspülung vorgenommen. Beschallt wurde eine Minute, während die Luftblasenüberströmung zwei Minuten andauerte. Hier zeigten sich jeweils Permeabilitätsverbesserungen ohne eine deutliche Trübungserhöhung beim Permeat bei darauf folgender Filtration. Sobald allerdings die Ultraschallunterstützung wegfiel und nur mit Luft rückgespült wurde fiel die Permeabilität wieder rasch ab (s. Abbildung 7).

Der Test mit der im nachfolgenden als Ultraschall-Luft-Rückspülung bezeichneten Variante brachte einen deutlichen und auch nachhaltigen Permeabilitätsanstieg (s. Abbildung 8). Hier wurde während der Rückspülphase in der ersten Minute Ultraschall ohne Luftblasenüberströmung eingesetzt und in der zweiten Minute der Rückspülphase Luftblasenüberströmung ohne Ultraschall. Im Verlauf der Filtration wurden deutlich verbesserte Trübungswerte festgestellt. Zu bemerken ist hier, dass es sich nach wie vor um eine deckschichtkontrollierte Filtration handelt, da die Deckschicht aus Eisenflockungsmittelrückständen, die jedoch keiner Untersuchung der detaillierteren Zusammensetzung unterzogen wurden, in diesem Fall auch durch den Ultraschall nicht vollständig entfernt wurde. Im Vergleich zur nicht mit Ultraschall behandelten Membran waren hier die Partikel optisch erkennbar feiner dispergiert. Eine erste Erklärung könnte sein, dass diese verfeinerte Deckschicht zu dem verbesserten Rückhalt beigetragen und damit bessere Ablaufwerte bei der Permeabilität erzeugt hat.



**Abbildung 7:** Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit - Ultraschallreinigung überlagert mit Luftrückspülung und im kombinierten Verfahren nacheinander geschaltet

## Ultraschallreinigung USL-Verfahren (9 ultraschallunterstützte Rückspülungen)



**Abbildung 8:** Erst Versuch mit manueller Steuerung und Ultraschall-Luft-Rückspülung

Bei nachfolgender dauerhafter Behandlung nur mit Luft nahm die Permeabilität wieder leicht ab. Der erneute Versuch mit der Ultraschall-Luft-Rückspülung zeigte jedoch wieder eine deutliche Permeabilitätsverbesserung bei wiederum verbesserten Trübungswerten des Permeats.

Nach erfolgter Tankreinigung wurden beide Membranen kurzzeitig ohne Ultraschall und Luft betrieben. Hier zeigte Straße 1 bessere Werte als Straße 2, so dass die Ultraschall-Luft-Rückspülung hier den Membranzustand insgesamt verbessert hat, obwohl Straße 2 vorher konstant etwas besser lief.

Wird die Ultraschall-Luft-Rückspülung mit nur 50 % der Ultraschallleistung (entsprechend 2.000 Watt) angewandt, zeigte sich bei visuell geringer Schmutzfracht im Filtrationstank wiederum ein deutlicher Permeabilitätsanstieg mit sehr niedrigen Trübungswerten im Permeat. Folglich reicht bei einer geringen Schmutzfracht auch die Hälfte der Leistung aus.

Am 10.10.2006 erfolgte die Integration der Ultraschall-Tauchschwinger und des Generators in die automatisierte Steuerung in Zusammenarbeit mit der Firma Samsomatic. Somit war es möglich, die Anlage im Dauerbetrieb automatisiert mit ultraschallunterstützter Reinigung zu betreiben.

---

---

Für die Auswertungen der Datenreihen wurde die Permeabilität als Maß für die Leistungsfähigkeit einer Membran zugrunde gelegt, die direkt von der transmembranen Druckdifferenz abhängt.

Grundlage dafür ist folgende Formel zur Berechnung der Permeabilität:

$$P_e = Q/A \cdot TMP$$

mit A = Membranoberfläche [m<sup>2</sup>], Q = Fluss durch die Membran [L/h],  
TMP = transmembrane Druckdifferenz (trans membrane pressure) [bar].

Da die transmembrane Druckdifferenz sehr stark von der Viskosität des Wassers beeinflusst wird, ist es für die Vergleichbarkeit der Daten erforderlich, die Werte auf den in der Membrantechnik üblicherweise verwendeten Normwert von 20°C umzurechnen. Für einen Temperaturbereich von 5-25°C gilt folgende Formel zur Normierung der Permeabilität auf 20°C:

$$P_{e,20} = 1,71 \cdot e^{(-0,026 \cdot T)} \cdot P_e$$

mit T = Temperatur [°C], P<sub>e</sub> = Permeabilität [L/(m<sup>2</sup>·h·bar)]

Vereinfacht lässt sich auch sagen: Ändert sich die Wassertemperatur um 1°C, muss die Permeabilität um 3 % korrigiert werden. Mit diesem Wert wurde bei den folgenden Auswertungen gerechnet. Die für die Ermittlung der Permeabilität verwendeten TMP-Werte sind jeweils aus der (zumeist) 30-minütigen Filtrationsphase errechnet, wobei für jede Filtrationsphase ein Datenpunkt mit dem entsprechenden Durchschnittswert grafisch dargestellt ist.

Der zweite entscheidende Wert neben der Permeabilität der Membranen ist die Trennleistung der Membran. Die Kontrolle erfolgt über die Online-Trübungsmessung des Permeates deren Wert in FNU (Formazine Nephelometric Units, Kalibriereinheit gem. ISO 7027 für Trübungsmessungen im Streulichtverfahren) ausgegeben wird. Die Leistung der Membran ergibt sich somit aus möglichst hoher Permeabilität bei möglichst guter Permeatqualität.

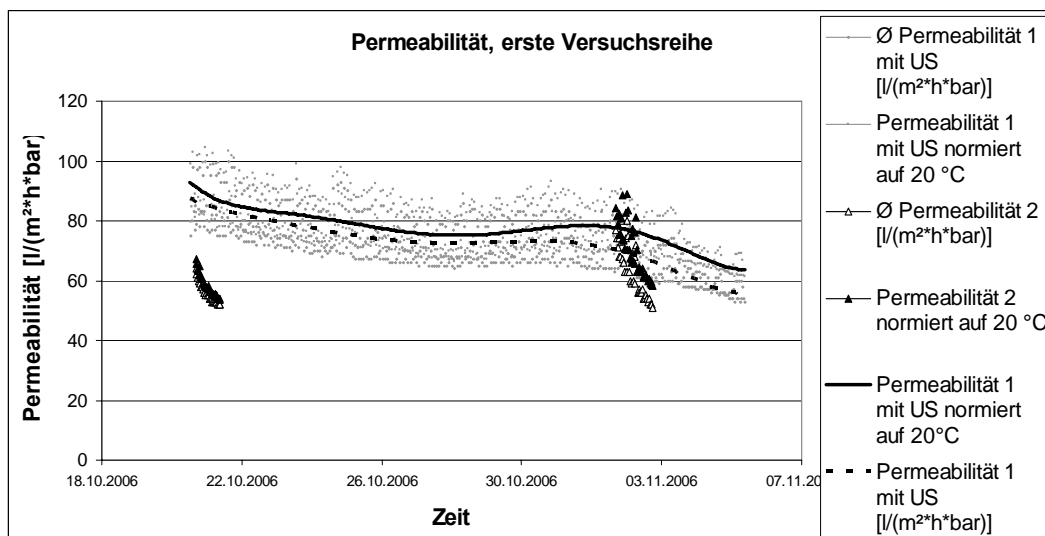
Die erste kontinuierliche Versuchsreihe mit automatisiertem Ultraschall im kombinierten Ultraschall-Luft-Rückspülverfahren erfolgte vom 20.10.2006 bis 05.11.2006. Es wurde vorgereinigtes Rohwasser aus dem Rhein nach Durchlaufen der Aufbereitungsstufen Grobstoffabscheidung, Vorozonung, Fällung/Flockung und Sedimentation verwendet. Von der Membrananlage zurückgehalten wurden hier im Wesentlichen Flo-

ckungsmittelrückstände. Während des Versuches wurden die Filtrationsrückstände kontinuierlich aufkonzentriert.

Straße 1 wurde während der zweiminütigen Rückspülphase in der ersten Minute zusätzlich mit Ultraschall (130 kHz, 100 % Leistung, sweep-mode) behandelt und während der zweiten Minute mit Luftblasen überströmt (Ultraschall-Luft-Rückspülung), Straße 2 hingegen während der gesamten Rückspüldauer mit Luftblasen überströmt.

Während die mit einer Ultraschall-Luft-Rückspülung behandelte Straße 1 16 Tage kontinuierlich läuft (Ausfall bedingt durch kontinuierliche Aufkonzentration im Filtrations-tank), fällt die nur mit Permeatrückspülung und Luftblasenüberströmung betriebene Straße 2 im ersten Fall bereits nach 17 Stunden aus.

Nach einer Entspannungsphase der Membran von 11 Tagen erfolgte die Wiederinbetriebnahme. Trotz höherer Anfangspermeabilität gegenüber Straße 1 und mittlerweile höherer Aufkonzentration im Filtrationstank 1 fiel Straße 2 nach 25 Stunden wieder aus. Der Ausfall wurde bedingt durch die Erreichung des voreingestellten Grenzunterdruckes von  $p_{\max} = -400$  mbar. Dieser ist zum Schutz der Membran vor Zerstörung eingestellt (s. Abbildung 9).



**Abbildung 9:** Die mit Ultraschall-Luft-Rückspülung betriebene Straße 1 läuft über 16 Tage konstant, Straße 2 hingegen (schwarze Dreiecke) fällt innerhalb kurzer Zeit aus

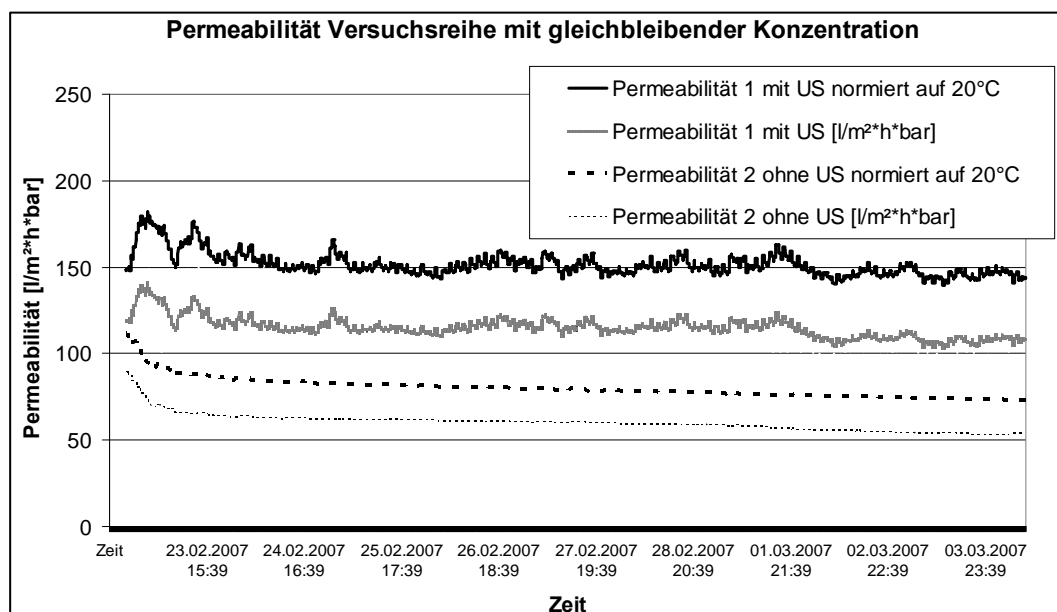
Eine am 05.11.2006 genommene Permeat-Probe der ultraschallbehandelten Straße zeigte keinerlei Keimbelastungen. Auch Eisen lag unter der Nachweisgrenze von 0,005 mg/l, obwohl die Konzentration an Flockungsmittelrückständen zu diesem Zeitpunkt am höchsten war. Die Analysen wurden vom Zentrallabor der Hessenwasser



GmbH & CO KG durchgeführt. Die Trübungsmessung zeigte für Straße 1 konstant niedrige Werte von 0,02-0,03 FNU.

Somit konnte bei konstant guter Permeatqualität mit der Ultraschall-Luft-Rückspülung eine deutliche Überlegenheit gegenüber der herkömmlichen Permeatrückspülung mit Luftblasenüberströmung erreicht werden. Durch diese Form der Beschallung mit Ultraschall entstanden somit keine Schäden an der PES-Membran.

Die zweite automatisierte Versuchsreihe lief vom 22.02.2007 bis 26.03.2007. Im Gegensatz zur ersten Versuchsreihe wurde die Membrananlage über die Zuführung von gereinigtem Wasser mit konstanter Konzentration im Filtrationstank betrieben. Die Trübung des Rohwassers in beiden Filtrationstanks betrug 12 FNU. Nach 24 Stunden zeigte die mit der Ultraschall-Luft-Rückspülung behandelte Straße eine um 82 % höhere Permeabilität, nach 13 Tagen eine 96 % höhere Permeabilität gegenüber der Referenzstraße ohne Ultraschall-Behandlung. Wählt man die 8 Tage vom 08.03.2007 bis 16.03.2007 (ohne Einlaufzeit) so ergibt sich eine 100 % höhere Permeabilität gegenüber der Referenzstraße (s. Abbildung 10).



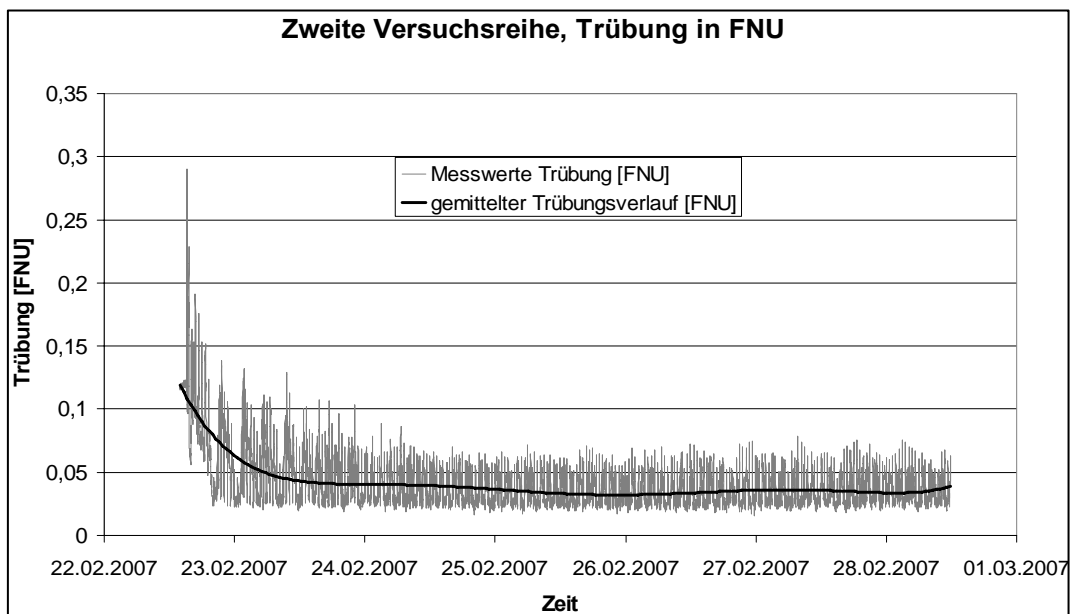
**Abbildung 10:** Permeabilitätsvergleich beider Straßen während der zweiten automatisierten Versuchsreihe ohne Aufkonzentration der Flockungsmittelrückstände im Filtrationstank

Der am Beginn der Versuchsreihe erkennbare Unterschied resultierte aus dem Vorlauf, der der Aufkonzentration der Partikel in den Filtrationstanks diente, bei der Straße 1 bereits mit Ultraschall betrieben wurde. Nach vorhergehender manueller und vollständiger Entfernung der Deckschichten am 15.11.2006 liefen beide Membranen mit glei-



chem Unterdruck. Es ließ sich feststellen, dass die manuelle Abreinigung der Deckschicht bei der zuvor im Betrieb mit Ultraschall behandelten Membran wesentlich leichter fiel.

Nach der Einfahrphase war die Permeatqualität der mit dem Ultraschall behandelten Straße stets einwandfrei, wie mit der Online-Trübungsmessung (s. Abbildung 11) und der Online-Partikelzählung dokumentiert werden konnte. Die Rückspülpeaks wurden im Verlauf des Versuches sogar geringer, wie die Partikelgrafiken (s. Abbildung 12 und Abbildung 13) zeigen.



**Abbildung 11:** Verlauf der Trübungswerte der Straße mit Ultraschall-Luft-Rückspülung während der zweiten Versuchsreihe ohne Aufkonzentration in den Filtrationstanks

### Verlauf der Partikelzahlen am 26./27.2.2007

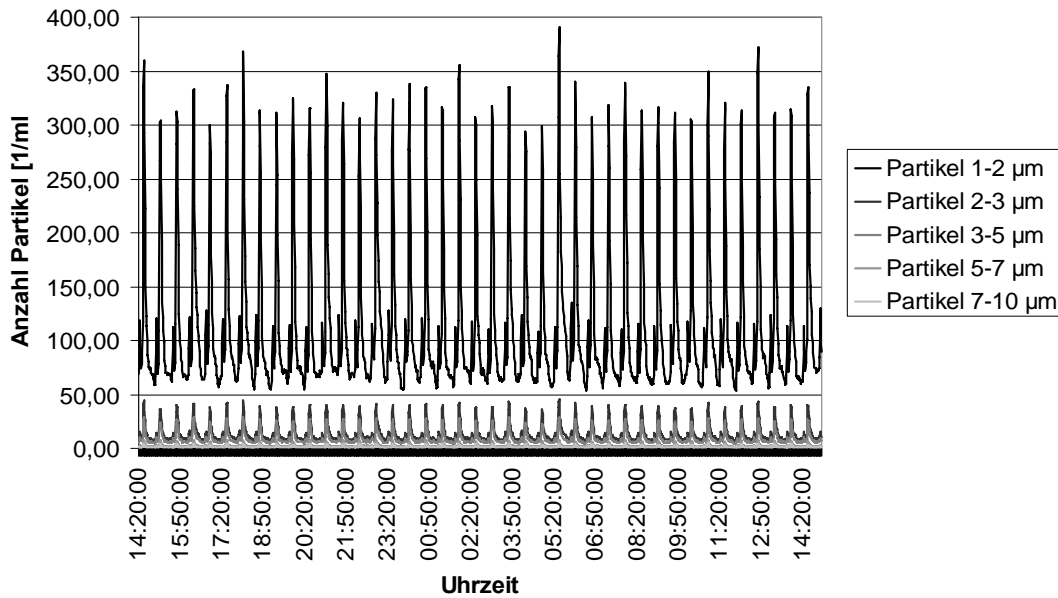


Abbildung 12: Verlauf der Partikelzahlen

### Verlauf der Partikelzahlen am 3.3.2007

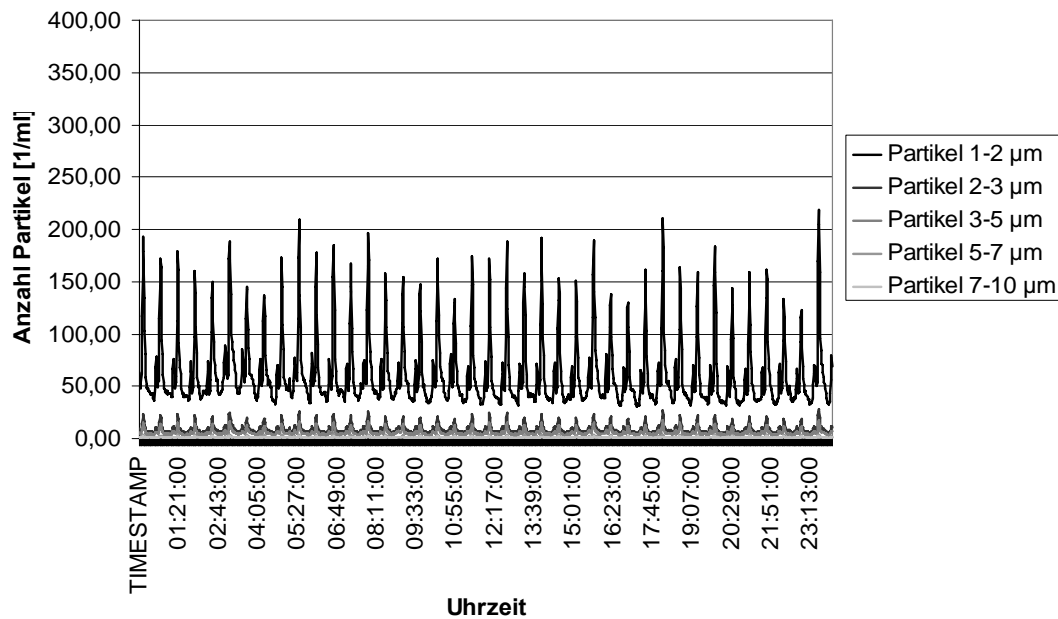
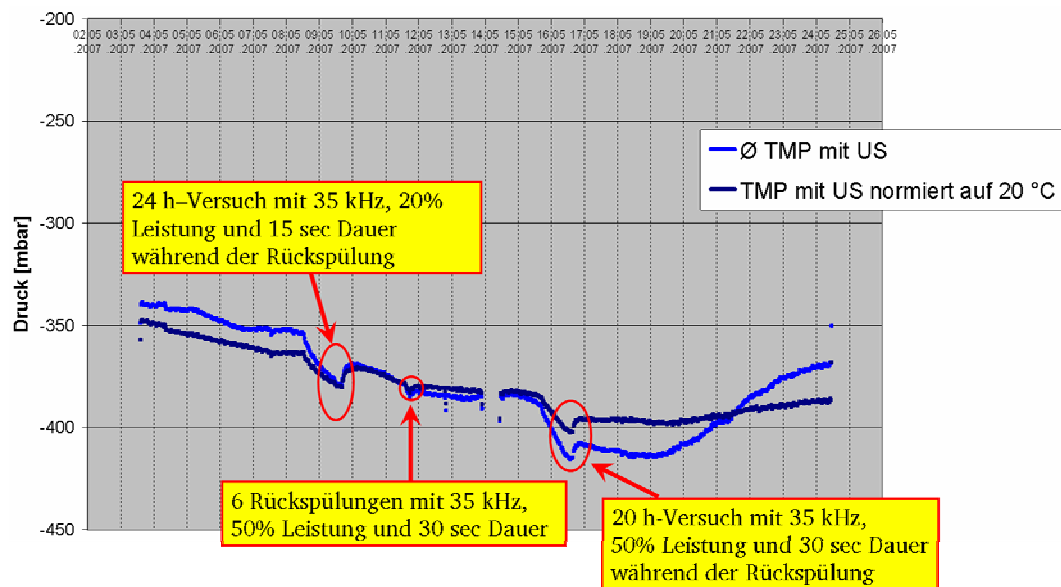


Abbildung 13: Verlauf der Partikelzahlen

Versuche mit einer Frequenz von 35 kHz zeigten überraschenderweise keinerlei Permeabilitätssteigerung, stattdessen einen Permeabilitätsabfall, der vergleichbar war mit dem Permeabilitätsabfall bei ausgeschaltetem Ultraschall. Zusätzlich wurde die Permeatqualität schlechter. Da erwartungsgemäß die Kavitation bei niedrigerer Ultraschallfrequenz stärker ausfällt, müsste der Reinigungseffekt höher ausfallen. Frühere Forschungen (vgl.

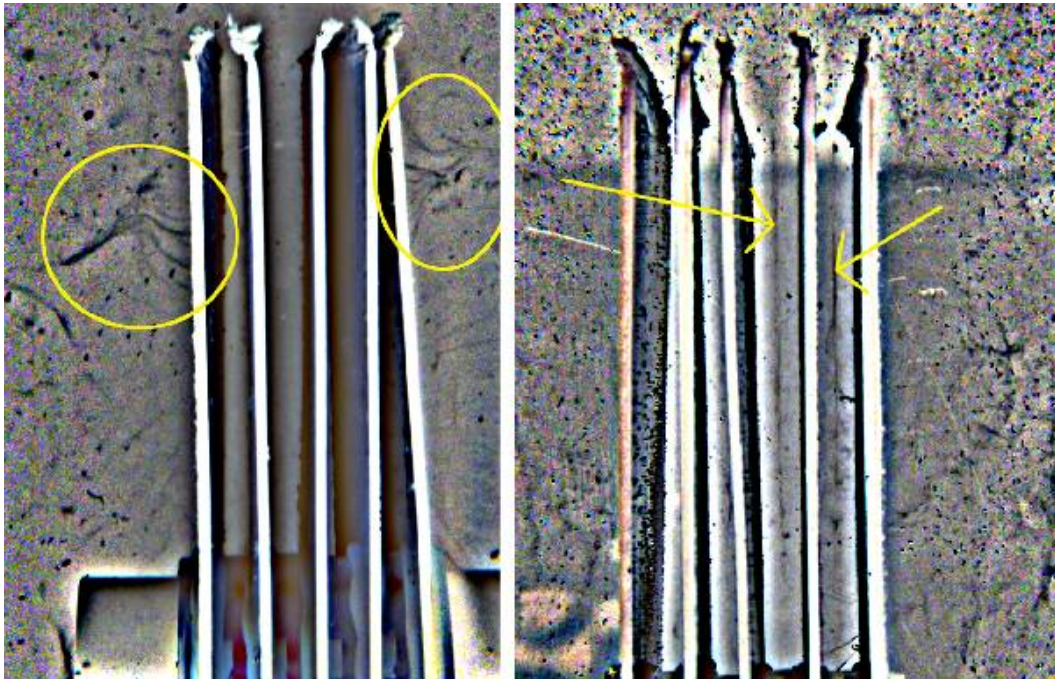
Kap. 4.2) hatten ergeben, dass bei den niedrigeren Ultraschall-Frequenzen die Permeabilitätssteigerung höher ausfiel.



**Abbildung 14:** Ausgeprägter Abfall der transmembranen Druckdifferenz bei einer Frequenz von 35 kHz

Um diesen unerwarteten, aber reproduzierbaren, Effekt (s. Abbildung 14) zu erklären, wurden Untersuchungen mit eigens beschafften etwa DIN-A4 großen Modellmembranmodulen mit gleichem Abstand der Membrantaschen wie bei der Versuchsanlage an das Dritte Physikalische Institut der Universität Göttingen vergeben.

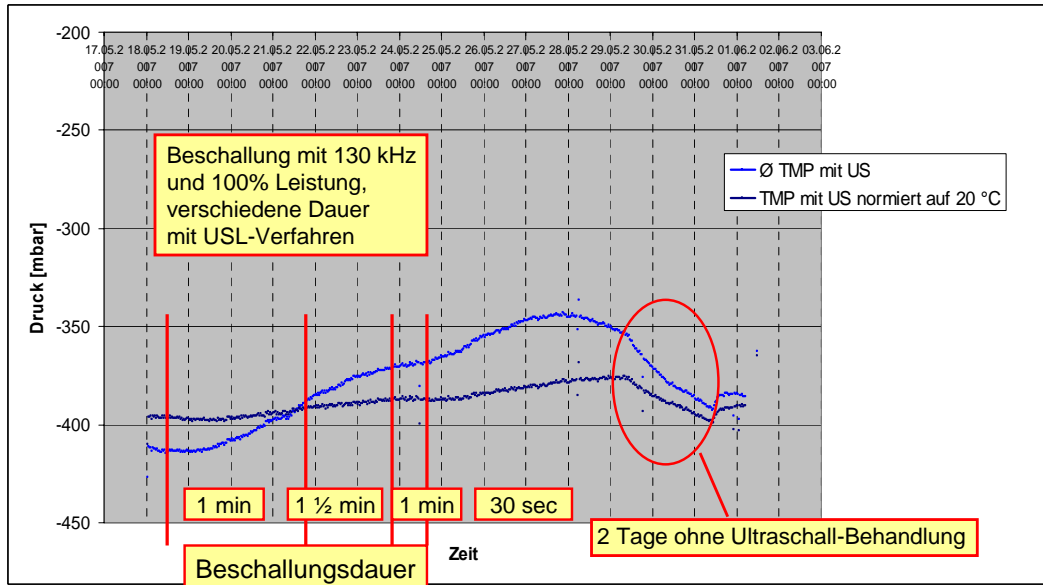
Im Labormaßstab wurde die Versuchsanordnung der Versuchsanlage in Biebesheim nachgebaut. Schon mit bloßem Auge erkennbar, bildeten sich bei 130 kHz Kavitationsblasenfelder zwischen den Membrantaschen aus, während dies bei 35 kHz nicht der Fall war. Bei 35 kHz waren nur Angriffe von Kavitationsblasenstrukturen auf die äußeren Membranflächen erkennbar (s. Abbildung 15). Diese waren möglicherweise für die Verschlechterung der Permeatqualität verantwortlich. Diese Hypothese stützt sich auf die Beobachtung, dass die Trübung des Permeats während der Rückspülung und Ultraschallbehandlung bei 35 kHz stark anstieg. Dies passiert nicht, wenn kein Ultraschall eingesetzt wird. Da zwischen den Membrantaschen keine Streamer auftreten (s. Abbildung 15), muss die Verschlechterung der Trübungswerte mit den Kavitationsstrukturen (Streamern) zusammenhängen, die die äußeren Membrantaschen angreifen. Bei Vorversuchen der Firma Elma wurden bei längeren Beschallungsdauern mit 35 kHz Schäden an der Membran festgestellt. Die Begründung für das Verhalten der Kavitationsstrukturen bei 35 kHz ist, dass die Schallwellenlänge ( $l/2$ ) kurz genug sein muss, um zwischen die Membrantaschen zu passen.



**Abbildung 15:** Modellmembranmodul des Göttinger Versuchsaufbaues; links: mit 35 kHz Schallfrequenz; rechts: mit 130 kHz Schallfrequenz beaufschlagt

In Abbildung 15 sind im linken Bild starke Streamer zu sehen, die die äußeren Membranflächen angreifen und bei 35 kHz entstehen. Im rechten Bild sind die Blasenschichten aus Kavitationsblasenstrukturen markiert, die sich bei 130 kHz zwischen den Membranflächen bilden.

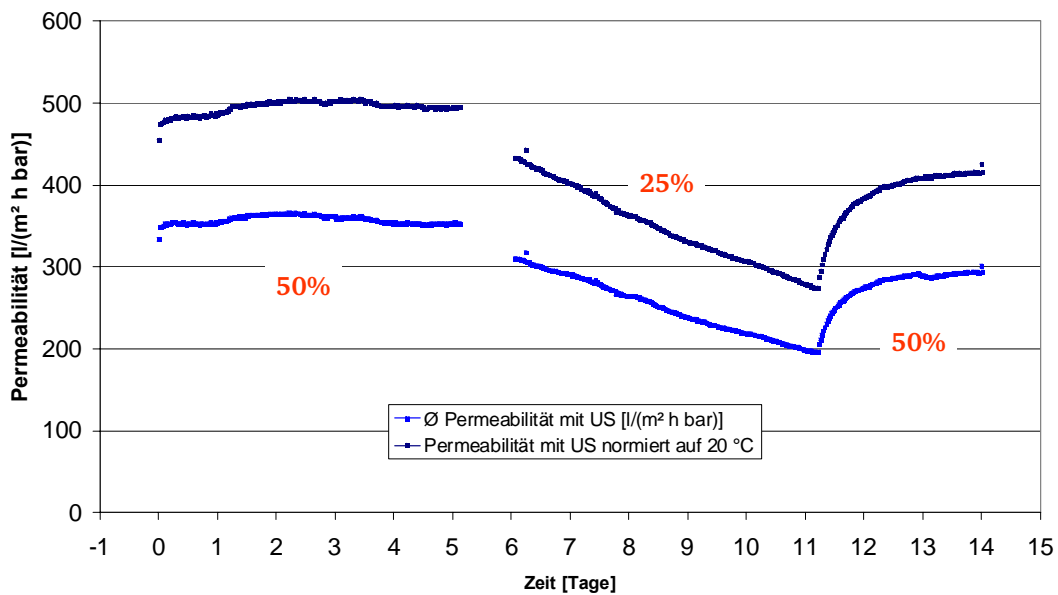
Versuche mit unterschiedlicher Beschallungsdauer in der Rückspülphase zeigten, dass es keinen Unterschied in der Reinigungsleistung ergab, ob 30 Sekunden, 1 Minute oder 90 Sekunden im kombinierten Verfahren beschallt wurde. Abbildung 16 zeigt die Kurve für die transmembrane Druckdifferenz mit verschiedenen Beschallungsdauern und zum Vergleich das Verhalten der Druckkurve bei abgeschaltetem Ultraschall mit deutlich ansteigendem Unterdruck.



**Abbildung 16:** Transmembrane Druckdifferenz mit und ohne Beschallung mit Ultraschall

Bei den Versuchen mit unterschiedlicher Ultraschallintensität, konnte festgestellt werden, dass bei gut vorgereinigtem Wasser bzw. geringer Schmutzfracht auch 50 % Leistung der Ultraschall-Tauchschwinger (2.000 W) ausreichen, um ein konstantes Reinigungsergebnis mit dauerhaft guter Permeabilität zu erzielen. 25 % der Leistung reichten jedoch zur Reinigung nicht aus (s. Abbildung 17).

**USL Behandlung bei 130 kHz, unterschiedliche Leistung**



**Abbildung 17:** Auswirkung der Variation der US-Leistung auf die Permeabilität

---

Bei den ersten Versuchen mit nicht vorgereinigtem Rohwasser aus dem Rhein war schnell festzustellen, dass die vorher eingestellte Flächenbelastung von 40 L/(m<sup>2</sup>·h) mit einer Trübung von über 40 FNU im Filtrationstank nicht realisierbar war. Diese Flächenbelastung wurde bei den neu eingesetzten Membranen mit vorgereinigtem Wasser dauerhaft gefahren. Jedoch ließ sich mit einer Beaufschlagung der Membran von 20 L/(m<sup>2</sup>·h) auch bei halbstündiger Filtrationsdauer mit Ultraschall-Luft-Rückspülung ein stabiler Betrieb realisieren.

Daraufhin folgte eine kontinuierliche Versuchsreihe mit nicht vorgereinigtem Rohwasser aus dem Rhein. Die Trübung im Filtrationstank betrug während des Versuchslaufes vom 31.03.-08.04.2008 60-80 FNU. Durch einen Überlauf, bei dem aufkonzentriertes Wasser bei der diskontinuierlichen Befüllung jeweils abgeführt wurde, ließ sich eine höhere Aufkonzentration der Partikel vermeiden. Abbildung 18 zeigt die Permeabilität der nur mit Luftüberströmung bei Rückspülung gereinigten Membran im Vergleich zur mit Ultraschall-Luft-Rückspülung gereinigten Membran. Anfänglich nahm die Permeabilität der mit Ultraschall-Luft-Rückspülung gereinigten Membran ebenfalls deutlich ab, jedoch kam es nachfolgend zu plötzlichen Permeabilitätsanstiegen, die sich damit erklären ließen, dass sich hier große Stücke der Deckschicht ablösten („cleaning shocks“). Eine andere Vermutung wäre die Zerstörung der Membran. Dass dies aber nicht der Fall sein konnte, zeigt Abbildung 19. Hier wurde im Verlauf eindeutig eine verbesserte Trübung festgestellt. Trotz der hohen Trübung im Filtrationstank lagen die Permeattrübungen während der Filtration bei 0,02-0,03 FNU. Bereits bei vorigen Versuchsläufen konnte festgestellt werden, dass beim Betrieb von deckschichtfreien Membranen zunächst ein deutlicher Permeabilitätsabfall gegeben war. Offensichtlich konnte, auch mit der Ultraschall-Luft-Rückspülung, die Deckschicht erst ab einer gewissen Schichtdicke abgelöst werden. Weiterhin lässt sich erkennen, dass bei geringen Unterdrücken die Permeatqualität besser war als bei hohen Unterdrücken.

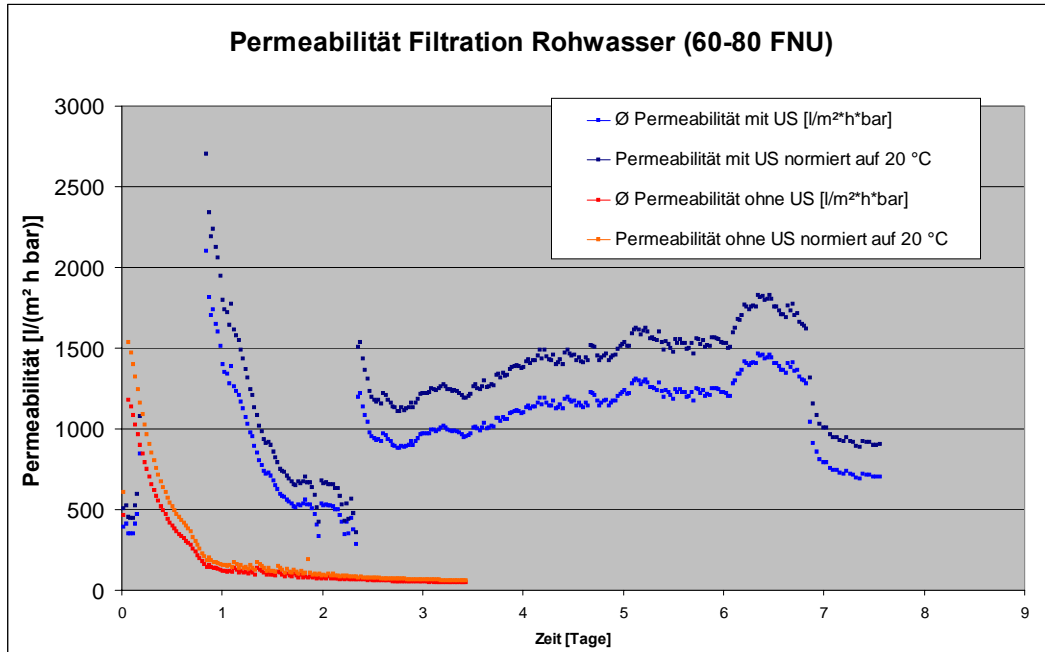


Abbildung 18: Permeabilität neuer Membranen bei der Filtration von Rohwasser

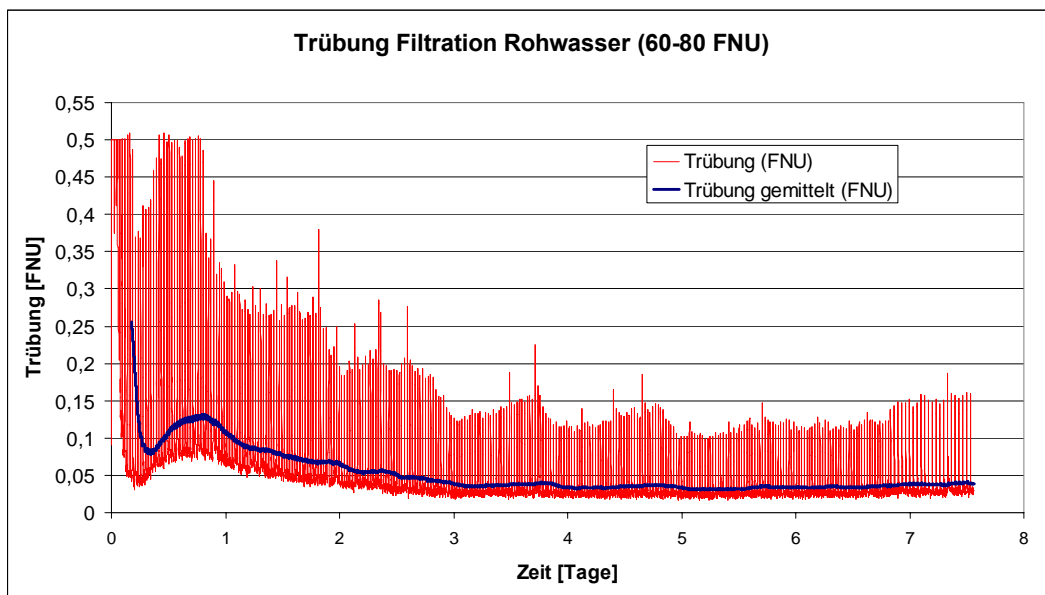


Abbildung 19: Trübungsverlauf zum Nachweis der Funktionsfähigkeit der Membran

Nach einer Einlaufzeit mit zunächst sich verschlechterten Trübungswerten, resultierten über die Zeit stabile Werte auf relativ niedrigem Niveau.

Trotz der hohen Rohwassertrübungen wurde die Beschallungsdauer der Ultraschall-Luft-Rückspülung nochmals auf nunmehr 15 Sekunden verkürzt. Analog zu den vorherigen Ergebnissen zur Beschallungsdauer reichte die verkürzte Beschallungsdauer aus,



---

---

wie die Ergebnisse zeigten. Bei einer Filtrationszeit von 30 Minuten und einem Durchfluss von  $0,2 \text{ m}^3/\text{h}$  und  $4.000 \text{ W}$  Beschallungsintensität ergibt sich ein Energiebedarf von  $0,17 \text{ kWh}/\text{m}^3$  Permeat für den Tauchschwinger.

Bei relativ sauberem Rohwasser wurde für den Ultraschall ein Energiebedarf von nur  $0,07 \text{ kWh}/\text{m}^3$  Permeat benötigt. In diesem Fall beträgt die Filtrationszeit 30 Minuten, der Durchfluss beträgt  $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$  und die Beschallungsintensität liegt bei  $2.000 \text{ W}$  bei einer Beschallungsdauer von 30 Sekunden.

Die Vorfilter waren im Rahmen der Versuche ausreichend. Da zwei Filter vorlagen konnte jeweils einer der Filter gereinigt werden, während der andere weiterlief. Dazu musste der Anlagenbetrieb nicht unterbrochen werden. Das Reinigungsintervall eines Filters hing erwartungsgemäß von der zugeführten Schmutzfracht ab und war etwa einmal im Monat erforderlich. Deshalb konnte auf sonst übliche automatisch rückspülbare Vorfilter verzichtet werden.

Um den Reinigungsprozess der Blasen im Ultraschallwellenfeld besser zu verstehen, wurden vom Dritten Physikalischen Institut der Universität Göttingen Hochgeschwindigkeitsaufnahmen vom Reinigungsprozess angefertigt sowie mikroskopische Untersuchungen der Membranen durchgeführt. Der Versuchsaufbau entsprach jenem der Versuchsanlage in Biebesheim. Der Behälter war allerdings durchsichtig.

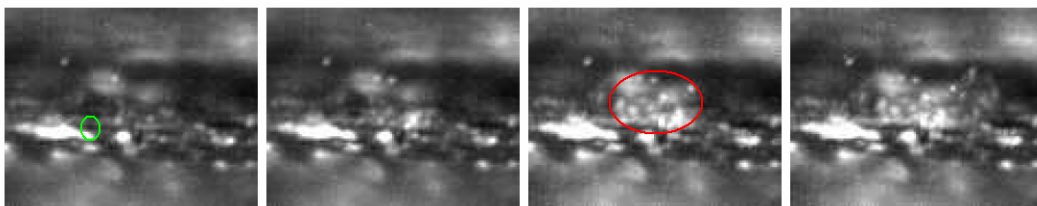
Zwischen zwei Membrantaschen bildete sich eine Blasenschicht aus (s. Abbildung 15). Die Blasen in der Blasenschicht waren sehr klein ( $0\text{-}60 \mu\text{m}$  Durchmesser). Bei einem Blasenradius von  $23 \mu\text{m}$  war die von den Tauchschwingern vorgegebene Frequenz von  $130 \text{ kHz}$  gleich der Eigenschwingung der Blase (sogenannter Minnaert Radius). Nur Blasen, die größer waren als der Minnaert Radius bewegten sich aus der Blasenschicht auf die Membran zu und konnten dort verbleiben, kleinere Blasen verblieben innerhalb der Blasenschicht. Blasen wuchsen durch die Kollision mit kleineren Blasen, während sich ähnlich große Blasen abstießen. Die Blasenschichtdicke und die Blasendichte hingen von der Ultraschalleistung ab. Mit zunehmender Leistung wurde die Schicht dicker und die Blasendichte nahm zu. Die Geschwindigkeiten der Blasen lagen zwischen  $0$  und  $2,5 \text{ m/s}$  und änderten sich bei höherer Leistung nicht. Allerdings nahm mit höherer Leistung auch die Blasendichte auf der Membranoberfläche zu. Auf der Membranoberfläche befanden sich nur Blasen, die größer waren als der Minnaert Radius, die Größen der Blasen, die sich auf der Membran befanden, bewegten sich zwischen  $50 \mu\text{m}$  und einigen hundert  $\mu\text{m}$ . Diese Blasen, die sich auf der Membranoberfläche befanden, hatten reinigende Wirkung wie im Folgenden beschrieben wird. Die Blasen lagerten sich bevorzugt in Vertiefungen an und bewegten sich dann periodisch hin und her. Dadurch



---

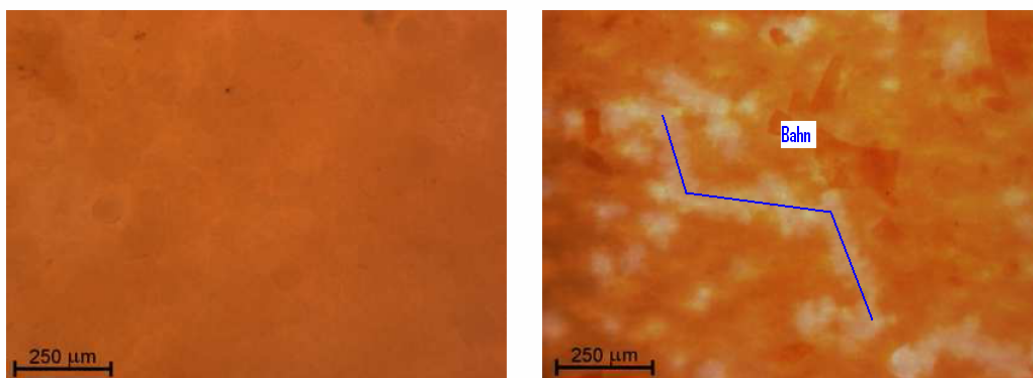
vergrößerte sich die Vertiefung allmählich. Bei noch größeren Blasen (Durchmesser größer als  $100\ \mu\text{m}$ ) war es allerdings so, dass diese wie ein Ball auf der Membranoberfläche aufsprangen und somit nur punktuell die Membran reinigten.

Gute Reinigungswirkung ließ sich somit von Blasen kleiner als  $100\ \mu\text{m}$  erwarten. In einer Hochgeschwindigkeitsaufnahme ließ sich gut erkennen, wie diese kleineren Blasen die Deckschicht regelrecht aufwirbelten (s. Abbildung 20). In dem zeitlichen Verlauf (Zeiten: 0, 160, 540 und 1220 ms) ist zu sehen, wie eine Blase (grün eingekreist) die Deckschicht aufwirbelt. Rot eingekreist ist eine wolkenförmige Struktur emulgierter Deckschicht (erscheint hell).



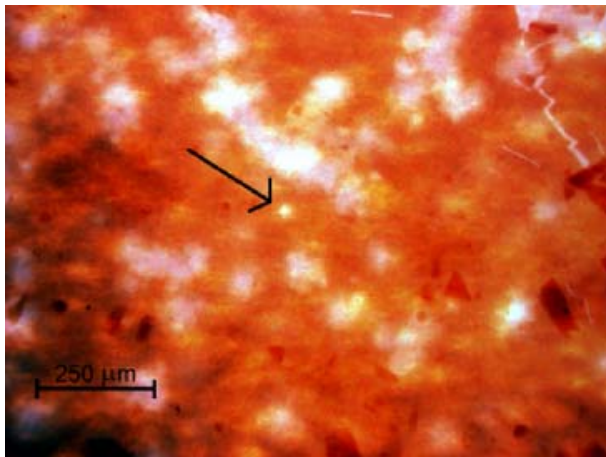
**Abbildung 20:** Aufwirbelung der Deckschicht durch kleine Blasen (im Video Film6bearbeitet auf der CD (vgl. Anhang 3) ist dies besser zu erkennen)

Neben den Hochgeschwindigkeitsaufnahmen wurden auch mikroskopische Aufnahmen von der Membranoberfläche gemacht. Auf diesen Aufnahmen ließen sich Bahnen erkennen, wo die Deckschicht gereinigt wurde (s. Abbildung 21). Die Breite einer solchen Bahn lag zwischen  $17$  und  $60\ \mu\text{m}$ . Dies lässt den gleichen Schluss zu, wie schon bei den Hochgeschwindigkeitsaufnahmen gezeigt wurde, dass die effektiv reinigenden Blasen eine Größe haben, die dem Minnaert Radius entsprechen (Durchmesser etwa  $50\ \mu\text{m}$ , Radius etwa  $25\ \mu\text{m}$ ).



**Abbildung 21:** Mikroskopische Aufnahmen der Deckschichten; links: unbeschallter Membran; rechts: beschallter Membran

In Abbildung 22 erkennt man ein kleines Loch, das tiefer und schärfer begrenzt ist, als die anderen umliegenden Löcher. Tritt Kavitation auf, fallen Blasen schlagartig in sich zusammen, wodurch ein feiner Strahl (jet) entsteht, der schlagartig auf die Oberfläche trifft. Dies wird Jetting genannt und verursacht solche Löcher in der Deckschicht (wie die Messungen des Partikelzählgeräts jedoch zeigten, wird dabei im Versuchszeitraum die Membran nicht beschädigt). Wie bereits erwähnt, lagerten sich Blasen bevorzugt an Vertiefungen an. In der Folge werden sich in diesem Loch Blasen anlagern und durch ihre Bewegung das Loch vergrößern bzw. zu Bahnen ausbreiten. So lässt sich der Mechanismus der Membranreinigung durch Blasen und Ultraschall erklären.



**Abbildung 22:** Loch in der Deckschicht, das durch Jetting (Kavitation) entstanden ist

### 6.1.2.2 Chinesische Versuchsanlage

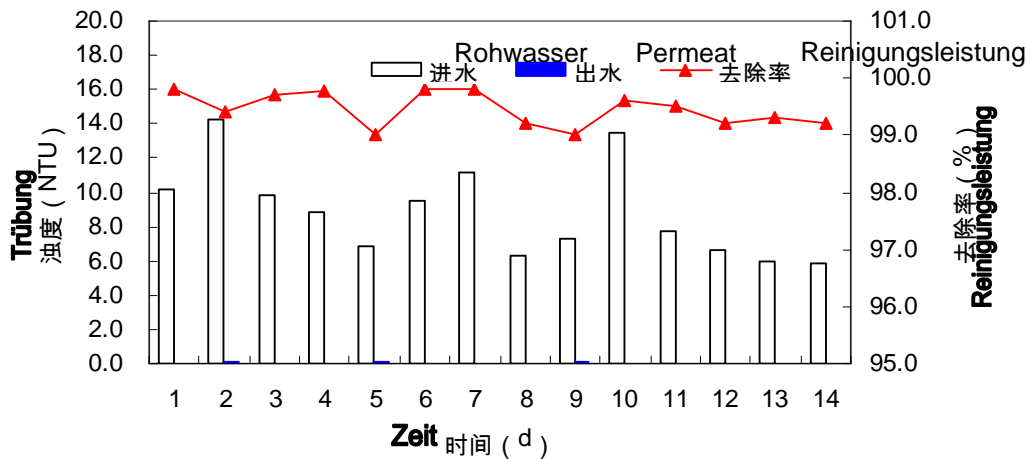
Zunächst wurde die Rohwasserqualität über einen Zeitraum von 14 Tagen gemessen und dokumentiert. Die Ergebnisse sind in Tabelle 2 dargestellt.

**Tabelle 2:** Rohwasseranalyse im Zulauf der chinesischen Versuchsanlage

	Einheit	Min.	Max.	Durchschnittswert
Trübung	FNU	4,9	14,2	8,3
CSB	mg/L	2,9	4,6	3,6
TOC (Messung mit UV <sub>254</sub> Photometer)	L/cm	0,0401	0,0747	0,047
pH	-	7,35	8,34	8,02
Elektrische Leitfähigkeit	μS/cm	1002	1120	1038
Ca <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> Konzentration	mg/L	265	285	273

Bei einem weiteren Versuch wurde die Trübung des Rohwassers und des Permeats gemessen; durchschnittlich lag die Reinigungsleistung bei 99,4 %. Der Grenzwert für die

Trübung der chinesischen Trinkwasserstandards lag bei 1,0 FNU und wurde stets eingehalten. Der Trübungsverlauf des Rohwassers und des Permeats sind in Abbildung 23 dargestellt.



**Abbildung 23:** Trübungsverlauf des Rohwassers und des Permeats

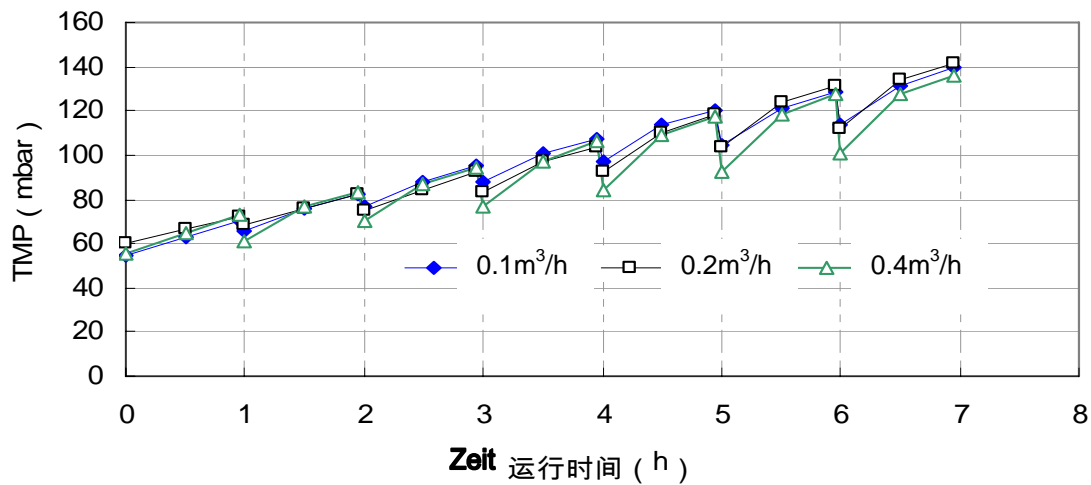
Um den Betrieb optimal an die örtlichen Gegebenheiten anzupassen, wurden mehrere Versuche durchgeführt. Ziel war es, die Rückspülung derart durchzuführen, dass die Zuwachsraten des transmembranen Drucks (TMP) möglichst gering ausfielen und die Permeatproduktion möglichst hoch blieb (die Permeatproduktion betrug  $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$  oder als Flächenbelastung  $25 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ). Dazu wurde der transmembrane Druck über die Zeit gemessen und jeweils folgende Parameter variiert:

- Intensität der Rückspülung,
- Dauer der Rückspülung,
- Zeitintervall zwischen den Rückspülungen,
- Rückspülung mit und ohne Lufteintrag.

In Abbildung 24 ist die transmembrane Druckdifferenz über die Zeit bei unterschiedlichen Rückspüldurchflüssen dargestellt. Die Rückspülung erfolgte alle 60 Minuten mit einer Dauer von drei Minuten; die Durchflüsse waren  $0,1 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $0,2 \text{ m}^3/\text{h}$  und  $0,4 \text{ m}^3/\text{h}$  (bzw. als Flächenbelastung  $5 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ,  $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  und  $20 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ). Zwar ging die transmembrane Druckdif

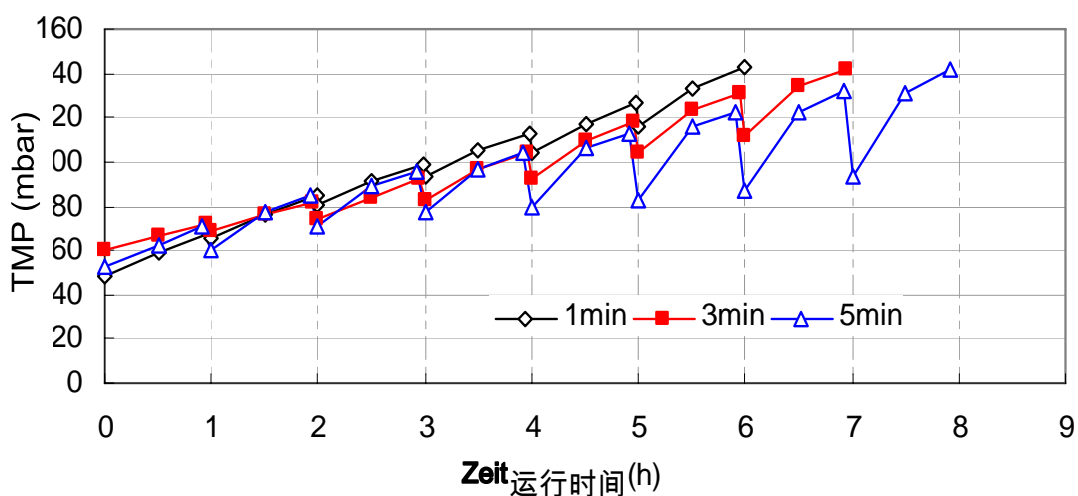
ferenz bei höheren Rückspülintensitäten zunächst stärker zurück, näherte sich aber schnell wieder dem Niveau, das auch bei niedrigeren Intensitäten erreicht wurde. Inse-

samt lässt sich somit sagen, dass die Rückspülintensität einen geringen Einfluss auf die Permeabilität hatte.



**Abbildung 24:** Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit unterschiedlichen Rückspülintensitäten

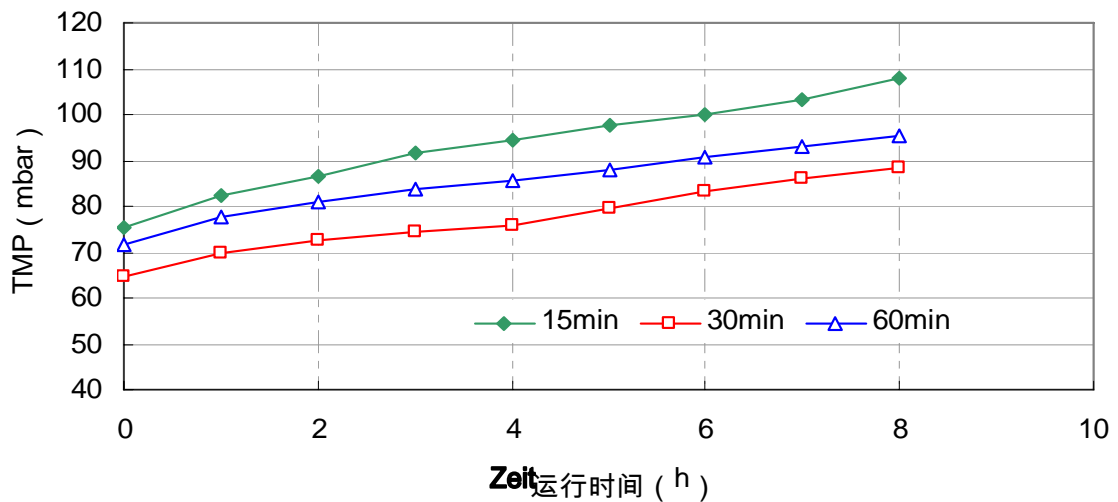
In einem weiteren Versuch wurde die Dauer der Rückspülung variiert mit: 1 Minuten, 2 Minuten und 5 Minuten. Die Rückspülung erfolgte alle 60 Minuten bei einem Durchfluss von 0,2 m³/h. Die Ergebnisse sind in Abbildung 25 dargestellt. Die Dauer der Rückspülung hatte einen geringen Einfluss auf die Permeabilität. Zwar stieg der transmembrane Druck bei längerer Rückspülung weniger stark an, allerdings wirkte sich eine lange Rückspüldauer negativ auf die Trinkwasserproduktion aus, da deutlich mehr Wasser verbraucht wurde.



**Abbildung 25:** Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit unterschiedlichen Rückspüldauern

Des Weiteren wurde das Zeitintervall zwischen den Rückspülungen variiert und die transmembrane Druckdifferenz über die Zeit gemessen. Die Rückspülung erfolgte jeweils alle 15 Minuten, 30 Minuten und 60 Minuten. Der Durchfluss betrug  $0,2 \text{ m}^3/\text{h}$ , die Dauer drei Minuten.

Die Ergebnisse sind in Abbildung 26 dargestellt. Allerdings konnte auch hier kein nennenswerter Effekt beobachtet werden.



**Abbildung 26:** Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit unterschiedlichen Rückspülintervallen

Abschließend wurde der Einfluss der Luftüberströmung auf die Reinigungsleistung untersucht. Wie in Abbildung 27 deutlich zu erkennen ist, hat die Luftüberströmung zusätzlich zur Rückspülung mit Wasser einen positiven Effekt auf die Reinigungswirkung der Rückspülung ohne dabei die Trinkwasserproduktion der Anlage zu beeinträchtigen. Die Rückspülung wurde alle 60 Minuten mit einer Dauer von 3 Minuten und einem Durchfluss von  $0,2 \text{ m}^3/\text{h}$  durchgeführt.

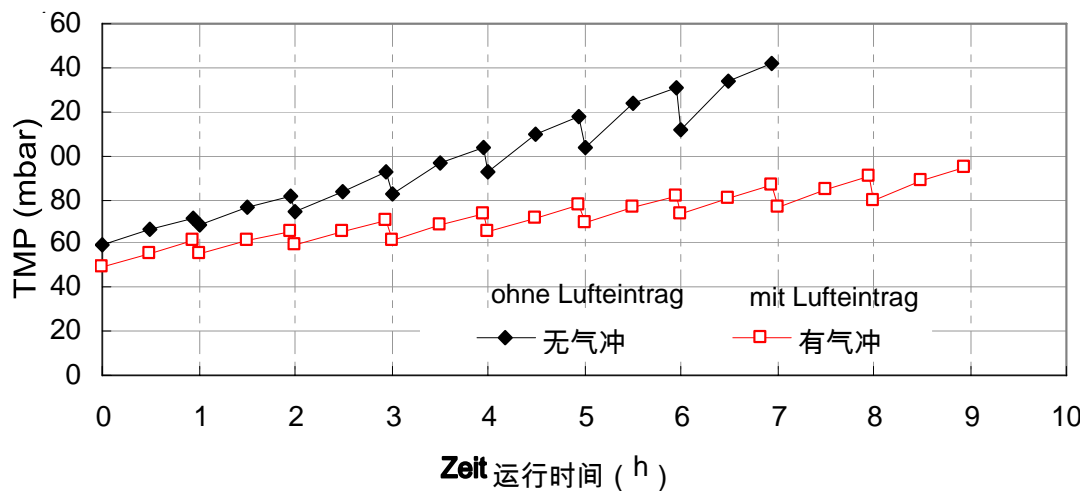


Abbildung 27: Transmembrane Druckdifferenz über die Zeit mit und ohne Lufteintrag

### 6.1.3 Schlussfolgerungen

#### Schlussfolgerungen aus den Ergebnissen der deutschen Versuchsanlage

Im Rahmen der gesamten Versuchsreihen wurden die PES-Membranen nicht geschädigt. Dies konnte über Online-Trübungsmessungen und die Online-Partikelzählung nachgewiesen werden. Weiterhin bestätigten Blasentests, bei denen die Permeatseite mit Luft beaufschlagt wurde und keine Luftblasen aus der Membran heraustraten, und chemisch-mikrobiologische Untersuchungen, bei denen das Permeat trotz teilweise hoher Temperaturen einwandfrei war, den intakteren Zustand der Membranen. Bei Anwendung der Ultraschall-Luft-Rückspülung konnte die Permeabilität dauerhaft hoch auf dem eingestellten Niveau erhalten werden. Gerade im Vergleich mit herkömmlicher Permeatrückspülung mit Luftblasenüberströmung wurde die Leistungsfähigkeit des Einsatzes von Ultraschall mit Luft bei der Rückspülung der Membranen deutlich. Es wurden während der Versuchsläufe keinerlei zusätzliche Reinigungschemikalien bei diesem Verfahren benötigt. Der Energiebedarf für die Ultraschallanwendung war niedrig. Durch die einfache Bauweise der eingetauchten Module (sowohl Membranen als auch Tauchschwinger) war keine aufwändige und kostenintensive Adaption der Schallwandler erforderlich, was zu geringen Investitionskosten für eine solche Anlage führte.

Da der Prozess praktisch unter Atmosphärendruck mit geringem hydrostatischen Druck ablief, trat Kavitation nur mit vergleichsweise kleiner Intensität auf, wie bei unter Druck stehenden Modulen, bei denen zunächst mit höherem Energiebedarf die Kavitationschwelle überwunden werden muss, weshalb der Kollaps der Kavitationsblasen dann umso härter ist. Dies mag ein Grund für Membranzerstörungen im Modul sein, wie sie bei früheren Forschungsarbeiten gefunden wurden.

---

## Schlussfolgerungen aus den Ergebnissen der chinesischen Versuchsanlage

Die Versuche zur Betriebsoptimierung zeigten, dass eine Rückspülung nur mit Wasser wenig effektiv war. Zwar zeigten längere Rückspüldauern, höhere Rückspülintensitäten und kürzere Rückspülintervalle einen geringen positiven Effekt, dieser wurde aber durch eine geringere Leistung der Anlage kompensiert. Aus betriebstechnischen Gründen wurden daher für die Rückspülung folgende Parameter gewählt:

- Intensität der Rückspülung: 0,2 m<sup>3</sup>/h,
- Dauer der Rückspülung: drei Minuten,
- Zeitintervall zwischen den Rückspülungen: 60 Minuten,
- Rückspülung mit Lufteintrag.

Es zeigte sich, dass sich bei einer Rückspülung nur mit Wasser der Filterkuchen lediglich lockert und beim nächsten Filterzyklus sofort wieder verdichtete. Wurde aber zusätzlich Luft bei der Rückspülung eingetragen, löste sich der Filterkuchen von der Membran ab, was zu deutlich längeren Betriebszeiten der Membrananlage führte.

Die Membrananlage entfernte sehr effektiv Trübungsstoffe aus dem Rohwasser. Allerdings konnten der chemische Sauerstoffbedarf (CSB) und gelöste Kohlenstoffverbindungen (TOC) nicht zufriedenstellend vermindert werden. Es wurden deshalb Versuche mit pulverisierter Aktivkohle und Flockung in Kombination mit der Ultrafiltration durchgeführt, die über den Arbeitsumfang des Antrags hinausgingen. Bei beiden Verfahren konnten sowohl der CSB als auch der TOC deutlich gesenkt werden; allerdings wirkten sich beide Verfahren negativ auf das Fouling aus, was sich in der Erhöhung der transmembranen Druckdifferenz niederschlug.

---

---

## 6.2 Abwassertechnik

In den folgenden Kapiteln werden der Aufbau der Versuchsanlage, die Versuchsdurchführung, die Versuchsergebnisse, die daraus hervorgehenden Schlussfolgerungen beschrieben sowie ein Verfahrensvergleich erarbeitet und Empfehlungen für die Praxis gegeben.

### 6.2.1 Versuchsanlage

#### 6.2.1.1 Versuchsanlage Deutschland

Die Versuchsanlage auf dem Versuchsfeld Eberstadt, HSE Klärwerk Süd, Darmstadt besteht aus folgenden Anlagenteilen:

- Grauwasseranmischung und -dosiereinrichtung,
- Vorbehandlung mittels Fällung/Flockung und Mikrosiebung,
- Zwei Vorlagebehälter,
- Vier biologische Versuchsreaktoren:
  - biologischer aktivierter Filter (nachfolgend als „BAF“ bezeichnet) mit vorgeschalteter Vorklärung und nachgeschalteter UV-Desinfektion,
  - Membranbioreaktor I (nachfolgend als „MBR I“ bezeichnet),
  - Membranbioreaktor II (nachfolgend als „MBR II“ bezeichnet) mit nachgeschalteter UV-Desinfektion,
  - Sequencing Batch Reactor (nachfolgend als „SBR-Anlage“ bezeichnet) mit nachgeschalteter UV-Desinfektion,
- Ein physikalischer Versuchsreaktor:
  - rotierende keramische Membran (nachfolgend als „KM“ bezeichnet) mit einer zusätzlichen Vorbehandlungsstufe.

Alle fünf Versuchsstraßen werden parallel betrieben. Die gesamte Versuchsanlage wird in enger Zusammenarbeit mit der Firma Hans Huber AG (Berching) (BAF, MBR I und KM) und der deutschen Niederlassung von ITT Water & Wastewater AB – ITT Flygt Pumpen Deutschland GmbH – (MBR II und SBR) konzipiert bzw. zur Verfügung gestellt.



---

Das eingesetzte Grauwasser wird künstlich angemischt. Anschließend wird das Grauwasser mittels einer Vorbehandlungsstufe mit einer Fällung/Flockungseinheit und einem Mikrosieb vorgereinigt. Die Vorbehandlungsstufe wird nur in bestimmten Versuchsphasen eingesetzt, um den Einfluss einer Vorreinigung auf die anschließende Grauwasserbehandlung zu untersuchen. Das Grauwasser wird anschließend über zwei Vorseicher zu den weiteren Behandlungsstufen verteilt. Ein 3 m<sup>3</sup> großer Vorseicher steht für die Behandlungsstufen MBR I, MBR II, BAF und keramische Membran zur Verfügung. Die hydraulische Aufenthaltszeit im Vorseicher beträgt ca. 3 Stunden. Ein 8 m<sup>3</sup> Vorseicher steht für die SBR-Anlage separat zur Verfügung. Die hydraulische Aufenthaltszeit beträgt in diesem Vorseicher je nach Versuchsphase 4 bis 8 Stunden. Aus den beiden Vorseichern wird das Grauwasser über einzelne Zulaufpumpen in die jeweiligen Reaktoren befördert. In Abbildung 28 ist die gesamte Versuchsanlage schematisch dargestellt.

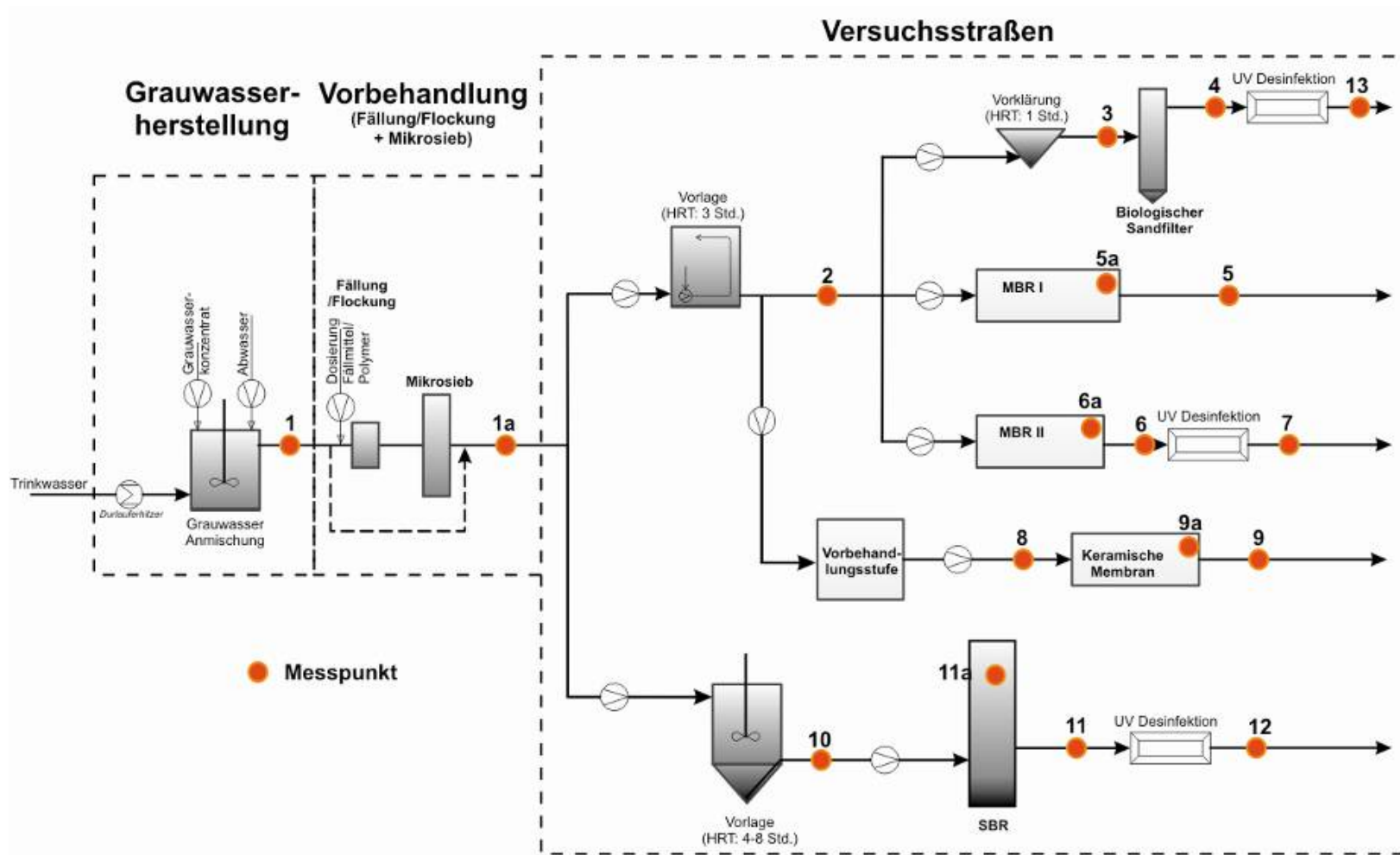
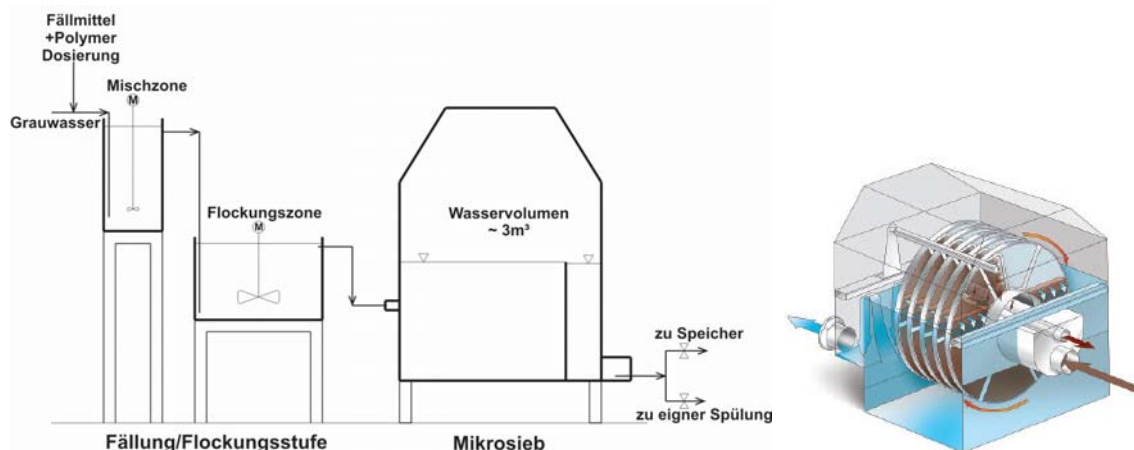


Abbildung 28: Versuchsanlage auf dem Versuchsfeld Eberstadt

### Vorbehandlungsstufe (Fällung/Flockung + Mikrosieb)

Die Vorbehandlungsstufe besteht aus einer Fällung/Flockungsstufe und einem Mikrosieb der Maschenweite 10  $\mu\text{m}$ . Der Durchsatz der Fällung/Flockungsstufe beträgt maximal 3  $\text{m}^3/\text{h}$ . Der Ablauf aus der Fällung/Flockungsstufe wird durch das Mikrosieb filtriert. Der maximale Durchsatz des Mikrosiebs beträgt laut Herstellerangaben ca. 30  $\text{m}^3/\text{h}$ . Das Wasservolumen des Siebtanks und des Filtrattanks beträgt in Summe ca. 3  $\text{m}^3$ . Die Konstruktion und der Aufbau der Vorbehandlungsstufe sowie das Funktionsprinzip des Mikrosiebs sind in Abbildung 29 dargestellt.



**Abbildung 29:** Links: Konstruktion und Aufbau der Vorbehandlungsstufe; rechts: Funktionsprinzip des Mikrosiebs [Hans Huber AG 2008]

### Biologisch aktivierter Filter (BAF)

Als erste Anlage für die Versuche zur Biofiltration wird ein CONTIFLOW® Sandfilter (Hans HUBER AG) der kleinsten Baugröße (BG 10) eingesetzt. Dieser Sandfilter wurde von der Fa. HUBER konstruktiv und verfahrenstechnisch für die Untersuchungen mit Grauwasser als belüfteter Biofilter angepasst (Einbau einer Vorrichtung zur Luftverteilung und Maßnahmen zur Schaumbekämpfung) [HANS HUBER AG 2008]. Ein stabiler Betrieb des CFSF BG 10 konnte unter den vorherrschenden Randbedingungen nicht erreicht werden (vgl. Kap. 6.2.3.3).

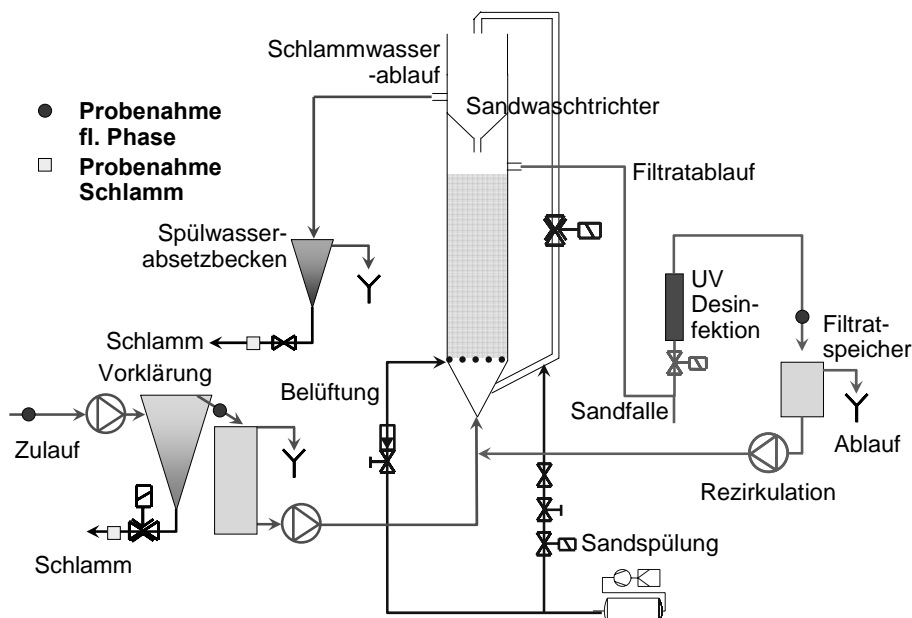
Um weiterhin Untersuchungen zur Grauwasserbehandlung mit Biofiltration durchführen zu können, wird eine kleine Versuchssäule von der Fa. HUBER zur Verfügung gestellt, welche allen Anforderungen der Versuchsdurchführung gerecht ist.

Der biologisch aktivierte Filter (BAF) besteht aus einer Edelstahlsäule (Durchmesser: 0,21 m, Gesamthöhe: 5,34 m) und weiteren Komponenten die in Abbildung 30 darge-

stellt sind. Der Zulaufstrom wird in die trichterförmige untere Endung des Filters (Zulaufverteilung) eingeleitet und strömt durch das Sandbett nach oben.

Die Belüftung erfolgt mit einem perforierten Schlauch angelegt in Form von zwei Ringen (Gesamtlänge: 1,57 m) im unteren Bereich des Filters am Übergang zwischen Verteilertrichter und Säule. Als Trägermaterial wurde Quarzsand mit einer Körnung von 1-2 mm und einem Hohlraumanteil von 33 % verwendet. Das Filterbett ist 3,33 m hoch und hat ein Volumen von 107 L. Der Durchsatz beträgt je nach Versuchseinstellung 50-370 L/h.

Der BAF ist als Rutschbettfilter konzipiert. Der Sand wird im unteren Bereich des Verteilertrichters abgezogen und in einem externen Rohr nach oben gefördert. Vom Sandheber wird der Sand in den Sandwaschtrichter gelenkt, wo er mit dem eigenen Filtrat gewaschen wird und wieder auf die Oberfläche des Sandbetts gelangt. Der BAF ist mit einem Ablauf unterhalb und einem oberhalb des Sandwaschtrichters ausgestattet. In normalem Betrieb fließt das gereinigte Grauwasser durch den unteren Ablauf (Filtratablauf) in einen Speicherbehälter ab. Während der Spülung wird ein Ventil in der Filtratleitung geschlossen und das Filtrat staut sich durch den Sandwaschtrichter bis zum oberen Ablauf (Schlammwasserablauf) auf und bewirkt so die Reinigung des Sandes. Somit ist es auch möglich, das Spülwasser getrennt vom Filtrat in einem Absetzbecken für die Sedimentation der Feststoffe abzufangen.



**Abbildung 30:** Konstruktion und Aufbau des biologisch aktivierten Filters

---

---

Die Versuchsstraße BAF wird mit nicht vorgereinigtem Grauwasser (Bypass der gemeinsamen Vorbehandlung mittels Fällung/Flockung und Mikrosiebung) betrieben. Als eigene Vorbehandlung wird eine Sedimentationsstufe getestet.

Diese Stufe besteht aus einem vertikal durchströmten Vorklärbecken mit einer Aufenthaltszeit von einer Stunde. Der abgesetzte Schlamm wird automatisch stoßweise abgelassen. Diese Stufe wurde für die Inbetriebnahmephase betrieben und anschließend außer Betrieb genommen.

Für die Aufrechterhaltung einer ausreichenden Filtergeschwindigkeit auch bei geringer Belastung ist eine Rezirkulation vorgesehen. Das vom Sand befreite, desinfizierte Filtrat wird in einem Vorlagebehälter zwischengespeichert. Ein Teil des Filtrats wird dann mit einer regulierbaren Pumpe zurück gepumpt und mit dem Grauwasserzufluss gemischt.

Die Edelstahlsäule wurde von der Firma HUBER geplant und gebaut. Die anderen Anlagenkomponenten sowie die Betriebsstrategien wurden vom Institut WAR bereitgestellt bzw. entwickelt.

Das gereinigte Grauwasser (Ablauf des BAFs inklusiv Rezirkulation) wird mit einer UV-Desinfektionsanlage von Typ Aquada Proxima 2 (Firma WEDECO) desinfiziert. Vor der UV-Desinfektionsanlage muss das abfließende Filtrat mit Hilfe einer Sandfalle vom Sand befreit werden. Durch die Konstruktion der Säule und der Ablaufstutzen konnte der Austritt von Sand nicht vermieden werden.

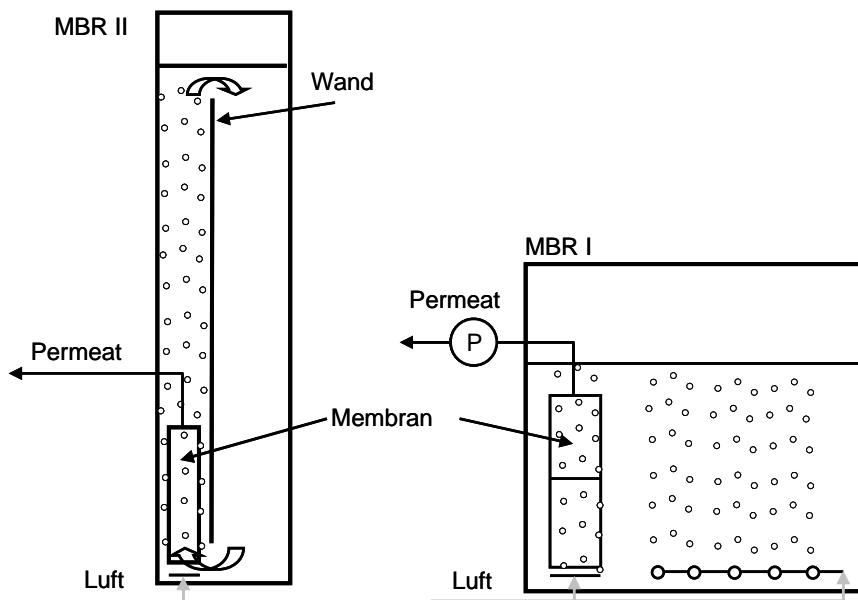
### **Membranbioreaktor I (MBR I)**

Der MBR I wird als vollrührmischer Reaktor von der Firma Huber konzipiert und gebaut. Der Reaktor besteht aus 12 Membranmodulen mit einer Membranfläche von jeweils 2 m<sup>2</sup>, die im Doppelstockprinzip im Reaktor angebracht sind. Die durchschnittliche Porengröße der eingesetzten Membran ist 0,04 µm. Der Crossflow zur Kontrolle der Deckschicht auf den Membranen wird durch sechs Lochplatten gewährleistet. Die Versorgung mit Sauerstoff für den biologischen Abbau erfolgt durch fünf weitere feinblasige Belüftungselemente, die gleichmäßig am Reaktorboden verteilt sind. Der Reaktor hat ein Volumen von 4,3 m<sup>3</sup> und die Membranfläche beträgt 24 m<sup>2</sup>. Der Durchsatz richtet sich nach den Versuchsphasen.

## Membranbioreaktor II (MBR II)

Der MBR II wird vom Institut WAR, Fachgebiet Abwassertechnik in Zusammenarbeit mit ITT Flygt Pumpen GmbH Deutschland konzipiert und gebaut. Hierbei handelte es sich um einen Schlaufenreaktor, der nur mit einem Belüftungselement ausgestattet ist. Dieses Belüftungselement erfüllte drei Aufgaben. Erstens ist es für die Versorgung der Biomasse mit Sauerstoff zuständig. Zweitens liefert das Belüftungsmodul einen ausreichenden Crossflow für die Deckschichtkontrolle der Membran und drittens induziert der Belüfter eine Zirkulation des Schlamms im Reaktor. Die durchschnittliche Porengröße der eingesetzten Membran ist  $0,05\ \mu\text{m}$ . Der Reaktor hat ein Volumen von  $3,4\ \text{m}^3$  und die Membranfläche beträgt  $20\ \text{m}^2$ . Der Durchsatz richtet sich nach den Versuchsphasen.

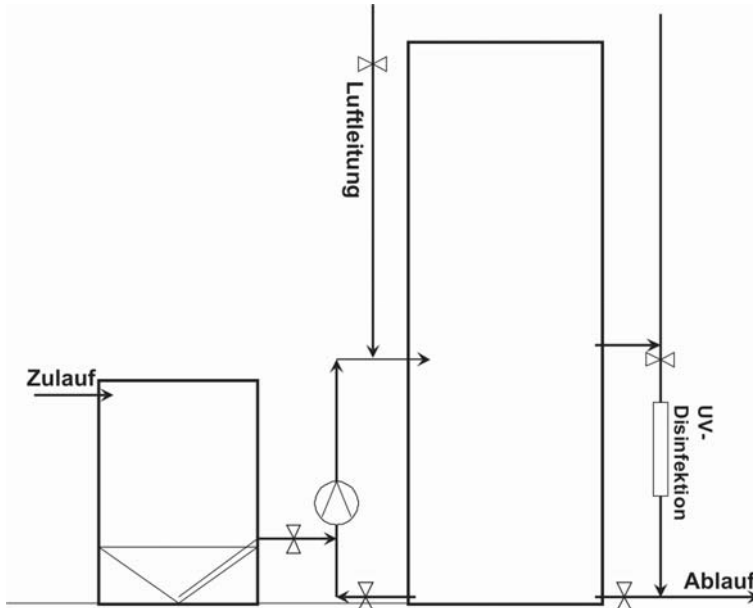
In Abbildung 31 sind die Versuchsanlagen MBR I und II schematisch dargestellt.



**Abbildung 31:** Konstruktion und Aufbau der Membranbioreaktoren

## Sequencing Batch Reaktor (SBR-Anlage)

Die SBR-Anlage wird ebenso wie der Membranbioreaktor II vom Institut WAR, Fachgebiet Abwassertechnik in Zusammenarbeit mit der Firma ITT Flygt konzipiert und fertig gestellt. Die SBR-Anlage verfügt über einen Vorseicher und eine Pumpe zum Füllen des Reaktors. Die Umwälzung und die Belüftung während des Reaktionszyklus erfolgen über einen Injektor. Der Ablauf wird über eine UV-Anlage (Fa. Wedeco, ITT Water & Wastewater AB) desinfiziert (s. Abbildung 32).



**Abbildung 32:** Konstruktion und Aufbau der Sequencing Batch Reaktor

Die SBR-Anlage wird mit einem durchschnittlichen Durchsatz von  $1 \text{ m}^3/\text{h}$ , einem hydraulischen Volumenaustauschverhältnis von 60 %, einem Schlammrockensubstanzgehalt von  $4 \text{ g/L}$  und einer Zykluszeit von 4 Stunden ausgelegt. Das Volumenaustauschverhältnis stellt das Verhältnis vom ausgetauschten Wasservolumen als Ablauf zu dem Gesamtwasservolumen der Anlage dar. Der Zulauf der SBR-Anlage wird durch den Vorpfeiler ausgeglichen. Das Variieren von hydraulischen bzw. Schlammbelastungen wird über unterschiedlichen Betriebsweise und -zyklen gesteuert (vgl. Kap. 6.2.2.3).

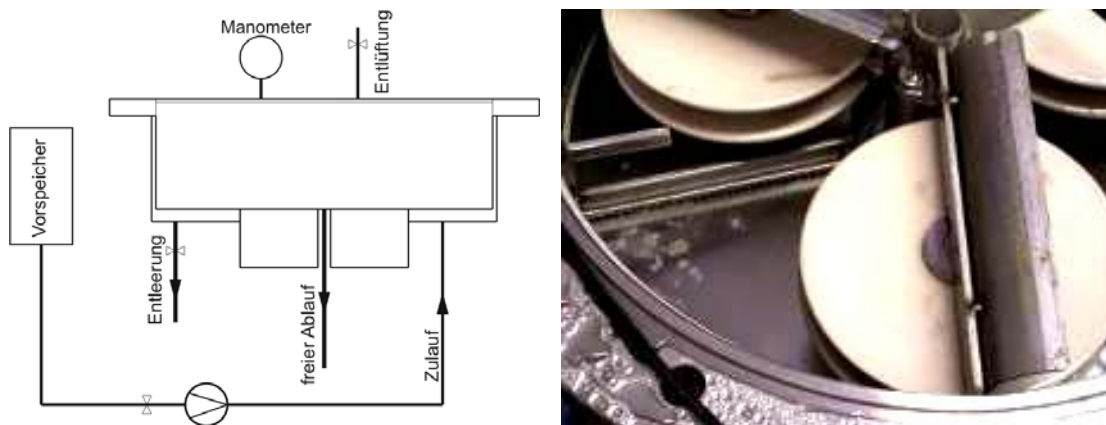
Da der eigentliche Sauerstoffbedarf des biologischen Prozesses niedriger ist als der Sauerstoffeintrag des installierten Belüftungssystems, wird das Belüftungssystem während der Versuche über die tatsächliche Sauerstoffkonzentration im Reaktor gesteuert.

Der Ablauf der SBR-Anlage wird über eine UV-Desinfektionsanlage desinfiziert. Der maximale Durchsatz der eingesetzten UV-Anlage beträgt  $2,4 \text{ m}^3/\text{h}$ . Eine UV-Dosis von  $400 \text{ J/m}^2$  als Richtwert wird für das Anwendungsbereich Desinfektion vom Ablauf der Abwasserbehandlungsanlage vom Hersteller empfohlen.

### **Keramische Membran**

Die keramische Membran wird von der Firma Hans Huber AG bereitgestellt. Im Gegensatz zu den MBR-Anlagen, die mit Unterdruck betrieben werden, wird in der Filtrationskammer der keramischen Membran ein Überdruck erzeugt. Die Filtrationskammer hat ein Volumen von ca. 15 Liter und besteht aus Edelstahl. Installiert sind sechs rotierende

Keramikscheiben mit einer Porengröße von 7 nm. Die gesamte Filtrationsfläche beträgt 0,216 m<sup>2</sup>. Der Überdruck (ca. 0,5 bis 1 bar) im Reaktor drückt das Wasser durch die Poren der Membranscheiben. Das Permeat wird über einen freien Ablauf abgeleitet. Um das Strömungsverhalten im Reaktor zu verbessern, werden Strömungsleiter bzw. Wellenbrecher installiert und getestet (s. Abbildung 33). Der Durchsatz des Reaktors beträgt ca. 4 L/h.



**Abbildung 33:** Links: keramische Membran – Konstruktionszeichnung und Reaktor; rechts: Innenansicht

Ziel der Behandlung ist, dass der Ablauf aller Straßen die chinesischen Qualitätsanforderungen zur Brauchwasserwiederverwendung in urbanen Räumen [GB/T 18920-2002, vgl. Anhang 1] einhalten muss. In Tabelle 3 sind die wesentlichen Parameter der Qualitätsanforderungen zur Brauchwasserwiederverwendung aufgelistet.

**Tabelle 3:** Qualitätsanforderungen zur innerstädtischen Brauchwasserwiederverwendung in der Volksrepublik China [GB/T 18920-2002, Auszug]

Parameter		Toiletten- spülung	Straßen- reinigung, Feuerlösch- wasser	Bewässerung von Begrü- nung	Auto waschen	Baustellen- verbrauch
Geruch		keine unangenehmen Gerüche				
Trübung	NTU	5	10	10	5	20
TDS	mg/L	1500	1500	1000	1000	-
BSB <sub>5</sub>		10	15	20	10	15
NH <sub>4</sub> -N		10	10	20	10	20
anionische Tenside		1	1	1	0,5	1
Coliforme	1/L	3				

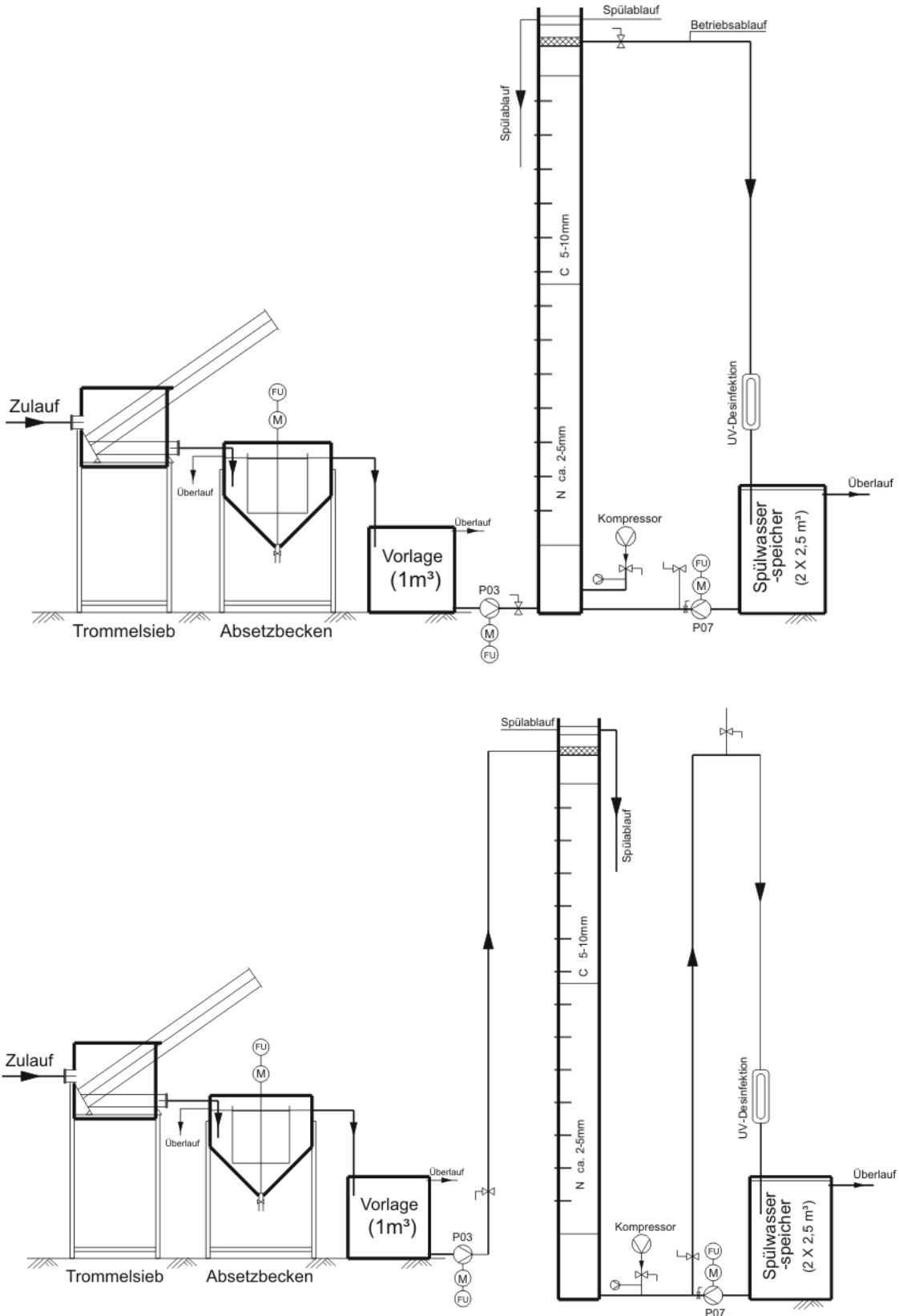


---

### 6.2.1.2 Versuchsanlagen in Shanghai und Qingdao, V.R. China

Jede Anlage besteht aus einem Sieb (0,5 mm), einer Vorklärung, einem Vorspeicher (1 m<sup>3</sup>), einem Biofilter und einem Ablaufspeicher (5 m<sup>3</sup>) mit einer UV-Desinfektionseinheit (1 m<sup>3</sup>/h).

Aufgrund der vorgegebenen Randbedingungen des Ab- bzw. Duschabwassers werden unterschiedliche Durchströmungsrichtungen für die zwei Anlagen gewählt. Der Filter in Shanghai ist abwärts durchgeströmt, um einer schnellen Zunahme des Druckverlustes im Filterbett während des Betriebs vorzubeugen. Der Filter in Qingdao ist aufwärts durchgeströmt (s. Abbildung 34).



**Abbildung 34:** Oben: Biofilteranlagen in Shanghai; unten: Biofilteranlagen in Qingdao

Beide Filteranlagen sind aufgrund der hohen Stickstoffkonzentration im Rohab- bzw. Duschabwasser auf Nitrifikation- und Kohlenstoffeliminationen ausgelegt. Beide Anlagen haben eine Gesamthöhe von 7,2 m. Das Filterbett ist 5,5 m hoch. Die theoretische Filtergeschwindigkeit beträgt 5 m/h. Die eingesetzten Füllmaterialien sind Blähton und Juraperle, welche auch in großtechnischen Anlagen in der Praxis eingesetzt werden. Alle dieser Materialien besitzen sehr hohe spezifische Oberflächen, die das Ansiedeln von Biomasse an den Materialoberflächen begünstigen.

## 6.2.2 Versuchsbeschreibung

### Versuchsanlagen in Deutschland

#### 6.2.2.1 Herstellung des Grauwassers

In der Umgebung von Darmstadt ist keine Grauwasserquelle vorhanden, welche die maximal benötigten 3 m<sup>3</sup>/h Grauwasser liefern kann. Aus diesem Grund wird das verwendete Grauwasser auf dem Versuchsfeld Darmstadt-Eberstadt künstlich hergestellt. Zur Grauwassererzeugung werden verkaufsfähige Waschprodukte der Firma Henkel AG verwendet. Da in der Volksrepublik China keine statistischen Quellen über den pro Kopf Verbrauch von Waschmitteln vorliegen, richtet sich die Mischung nach dem Konsum der Waschprodukte in Deutschland (s. Tabelle 4).

**Tabelle 4: Verbrauch der Waschprodukte in Deutschland [Henkel AG 2005]**

Produkte	Mengen	
Zahnpasta	2,53	ml/(E·d)
Duschgel	3,05	ml/(E·d)
Seife	0,17	g/(E·d)
flüssige Seife	0,17	g/(E·d)
Reinigungsmittel	7,44	g/(E·d)
Öl / Lotion	0,26	ml/(E·d)
Shampoo	4,63	ml/(E·d)
Schaumbad	1,81	ml/(E·d)
Waschmittel (Pulver)	15,15	g/(E·d)
andere Waschmittel	10,14	g/(E·d)
Weichspüler	0,22	g/(E·d)

Zunächst wird ein Grauwasser-Konzentrat hergestellt (250-fach konzentriert) und zwischengespeichert. Anschließend wird das Konzentrat mit Trinkwasser und 3 % kommunalem Abwasser auf die gewünschte Grauwasserkonzentration verdünnt. Die Dosierung

---

---

des Abwassers diene der Verunreinigung mit Mikroorganismen, die ein entscheidender Parameter für die Wiederverwendung sind. Haare, Fasern, Feinstaub und menschliches Körperfett werden aufgrund der erschwerten technischen Handhabung nicht zugegeben. Die Konzentration des synthetischen Grauwassers entspricht im Durchschnitt den in der Literatur zitierten Werten für leicht verschmutztes Grauwasser [Chang et al. 2007].

Nachdem Nährstoffmangel während der Adaptationszeit festgestellt wird, werden Harnstoff und Kaliumdihydrogenphosphat zudosiert. Die Nährstoffdosierung erfolgt für alle Versuchsstraßen gemeinsam, da die Nährstofflösung direkt mit dem Grauwasserkonzentrat eingemischt wird.

Die Zugabe der Nährstoffe richtet sich nach dem SBR Verfahren, welches den höheren Nährstoffbedarf aufgrund der hohen BSB<sub>5</sub>-spezifischen Überschussschlammproduktion (kg Schlamm pro kg BSB<sub>5</sub> abgebaut) aufweist.

#### **6.2.2.2 Probenahmestellen und untersuchte Parameter**

Die fünf Versuchsstraßen werden im Zeitraum von August 2006 bis Juni 2008 betrieben. Die Probenahmestellen sind in Abbildung 28 gekennzeichnet. Die Häufigkeit und die Probenahmeparameter werden im Folgenden detailliert dargestellt.

- Gesamter Zulauf (Messpunkt 1):

Die Konzentration des Grauwassers (vgl. Kap. 6.2.3.1) bleibt während der gesamten Versuchszeit aufgrund der gleich bleibenden Grauwasserrezeptur unverändert.

pH-Wert, Leitfähigkeit, Wassertemperatur, CSB, BSB<sub>5</sub>, TN, NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N, TP, AFS und organischer Anteil der AFS werden wöchentlich gemessen.

- Vorbehandlungsstufe (Fällung/Flockung + Mikrosieb)  
(Messpunkt 1 und Messpunkt 1a):

Um die Abscheidungsleistung der Vorbehandlungsstufe beurteilen zu können, werden CSB, AFS, organischer Anteil der AFS und anionischen Tenside in Stichproben während ihrer Betriebszeit täglich untersucht.

- Biologisch aktivierter Filter (Messpunkt 2, 3, 4 und 13):

Für die Beurteilung der Reinigungsleistung werden dreimal wöchentlich (montags, mittwochs und freitags) Stichproben an verschiedenen Stellen genommen: Zulauf Vorklärung (Messpunkt 2, nur in der entsprechenden Versuchsphase), Ablauf Vorklärung (= Zulauf BAF, Messpunkt 3) und Ablauf BAF (Messpunkt 4). Gelegentlich werden auch

---

Proben des abgesetzten Schlammes sowohl von der Vorklärung als auch von dem Spülwasserabsetzbecken (s. Abbildung 30) genommen und davon TS und oTS bestimmt. Von den Proben Zulauf und Ablauf Vorklärung werden folgende Parameter bestimmt: pH, Wassertemperatur, Leitfähigkeit, CSB, BSB<sub>5</sub>, TN, TP, anionische Tenside, TS, oTS. Von der Probe Ablauf BAF werden die genannten Parameter und zusätzlich Trübung, NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P bestimmt. Alle Parameter werden in der unfiltrierten Probe bestimmt. Für die Beurteilung der Desinfektionsleistung (nur während der Versuchsphase IV von insgesamt drei Wochen Dauer, Messpunkt 13) werden die Parameter Gesamtcoliforme und E. Coli im Ablauf der UV Desinfektionsanlage zwei Mal wöchentlich bestimmt.

Für die Beurteilung der Abbaugeschwindigkeit vom BAF werden auch Wasserproben in verschiedenen Höhen im Filterbett entnommen und nach den gleichen Parametern wie die Ablaufprobe analysiert.

- Membranbioreaktoren  
(MBR I: Messpunkt 2, 5a und 5; MBR II: Messpunkt 2, 6a, 6 und 7)

Die Probenahme erfolgt drei Mal wöchentlich (montags, mittwochs und freitags). Von den Zulauf- (Messpunkt 2) und Ablaufproben (Messpunkt 5a) werden regelmäßig pH, Wassertemperatur, Leitfähigkeit, CSB unfiltriert, TN, TP und anionische Tenside unfiltriert bestimmt.

Folgende Parameter wurden von den Schlammproben (Messpunkt 5a) erfasst: Proben-gewicht, pH, Temperatur, Leitfähigkeit, CST, CSB<sub>0,45 l m filtriert</sub>, anionische Tenside<sub>0,45 l m filtriert</sub>, TR, GVTR, TS, GVTS, VSV.

Während des Einsatzes der UV Desinfektionsanlage werden die Parameter Gesamtcoliforme und E. Coli vor und nach dem Ablauf der MBR II zwei Mal wöchentlich bestimmt.

- Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage) (Messpunkt 10, 11a, 11 und 12)

Für die Beurteilung der Reinigungsleistung werden täglich Stichproben von Zulauf und Ablauf genommen. In Versuchsphasen wird täglich ein Zyklus komplett beprobt: Zulauf SBR (Messpunkt 10), Ablauf SBR (Messpunkt 11) und Schlammgemisch vom Reaktor (Messpunkt 11a) in einem voll durchmischten Zustand während der Belüftungsphase. Der abgesetzte Schlamm am Ende des Absetzvorgangs wird vor dem Überschussschlammabzug beprobt. Von den Proben Zulauf und Ablauf des SBRs werden folgende Parameter bestimmt: pH, Wassertemperatur, Trübung, Leitfähigkeit, CSB, TN, NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N, TP, anionische Tenside, AFS, TR, organischer Anteil der AFS sowie oTR. Die

---

---

BSB<sub>5</sub>-Konzentration wird alle zwei Tage bestimmt. Von den Schlammproben wird der ISV, TS, TR, oTS und oTR bestimmt. Zur Beurteilung der Desinfektionsleistung (eine Messphase von insgesamt 3 Monaten, Messpunkt 12) werden die Parameter Gesamtcoliforme und E. Coli im Ablauf vor und nach der UV Desinfektionsanlage täglich bestimmt.

- Keramische Membran (Messpunkt 8, 9a und 9)

Die Reinigungsleistung der keramischen Membran wird anhand der Eliminationsrate bezüglich CSB, AFS und anionischer Tenside bestimmt. Zusätzlich wird die maximale und minimale Durchsatzleistung der Membranen untersucht.

### 6.2.2.3 Versuchsprogramm

Folgende Untersuchungen werden durchgeführt:

- Einfluss der Vorbehandlung auf die Reinigungsleistung,
- Einfluss der hydraulischen und biologischen Belastung auf die Reinigungsleistung,
- Einfluss der Wassertemperatur auf die Reinigungsleistung,
- Einfluss der Tenside auf den Stoffübergang und auf die Prozessstabilität (z.B. Fouling bei Membranen).

Nachfolgend wird zu der jeweiligen Versuchsstraße das detaillierte Versuchsprogramm dargestellt.

#### Vorbehandlung (Fällung/Flockung + Mikrosieb)

Das Versuchsprogramm in der Untersuchung von der Vorbehandlungsstufe gliedert sich hauptsächlich in vier Untersuchungsphasen:

- Phase FF I: mit Fällung/Flockung, Wassertemperatur 17°C, Durchsatz: 2 m<sup>3</sup>/h (Sieb mit 10 µm Maschenweite),
- Phase FF II: ohne Fällung/Flockung, Wassertemperatur 17°C, Durchsatz: 2 m<sup>3</sup>/h (Sieb mit 10 µm Maschenweite),
- Phase FF III: ohne Fällung/Flockung, Wassertemperatur 27°C, Durchsatz: 1,1 m<sup>3</sup>/h (Sieb mit 10 µm Maschenweite),

- 
- 
- Phase FF IV ohne Fällung/Flockung, Wassertemperatur 17°C, Durchsatz: < 1 m<sup>3</sup>/h (Sieb mit 10 μm Maschenweite).

In den Untersuchungsphasen wird die Eliminationsrate der Vorbehandlungsstufe intensiv untersucht, indem jeden Tag Stichproben vor und nach der Vorstufe zum gleichen Zeitpunkt genommen werden.

### **Biologisch aktivierter Filter (BAF)**

Der erste Schritt des Versuchsprogramms ist die Inbetriebnahmephase bis zum Erreichen eines stabilen Betriebs und einer ausreichenden Reduktion der maßgebenden Qualitätsparameter. In dieser Phase werden optimale Bedingungen für das Ansiedeln einer fixierten Biozönose realisiert und die Beladung des Sandbetts mit Abfiltrierbaren Stoffen reduziert. Dies beinhaltet auch die Zuschaltung und Untersuchung einer separaten Vorbehandlung mittels Vorklärung.

Nach Erreichen des stabilen Zustandes und Einhaltung der chinesischen Grenzwerte werden folgende Untersuchungen durchgeführt:

- Phase BAF I: Untersuchungen zur Abhängigkeit der Ablaufparameter von der Raumbelastung;
- Phase BAF II: Untersuchungen zur Abhängigkeit der Ablaufparameter von der hydraulischen Belastung (Filtergeschwindigkeit  $v_F$ );
- Phase BAF III: Untersuchungen zur Abhängigkeit der Ablaufparameter von der Luftgeschwindigkeit  $v_L$ ;
- Phase BAF IV: Untersuchungen zur Desinfizierbarkeit des Ablaufs;
- Phase BAF V: Untersuchungen zur Nitrifikation.

Wegen der Versuchsplanung und Koordination mit den anderen Versuchsstraßen ergibt sich eine Überlagerung der Variation der Grauwassertemperatur und der Variation der hydraulischen Belastung (Filtergeschwindigkeit) beim BAF (vgl. Kap. 6.2.3.3).

Untersuchungen zum Sauerstoffübergang beim BAF mittels Sauerstoffeintragsmessungen wurden nicht durchgeführt. Grund dafür sind die sehr geringen Ausmaße des BAFs (20 cm Durchmesser) in Vergleich mit technischen Biofiltern, die die Anwendung der konventionellen Messmethoden nicht möglich machen. Es wird aber die Abhängigkeit

---

---

der Ablaufqualität und der Sauerstoffkonzentration im Filtrat von der Luftgeschwindigkeit untersucht.

### **Membranbioreaktoren (MBR I und II)**

Der erste Schritt des Versuchsprogramms ist die Inbetriebnahmephase der Anlage und die Adaptation der Biomasse an die besonderen Eigenschaften des Grauwassers.

Anschließend werden die im Antrag gestellten Untersuchungen durchgeführt:

- Phase MBR I: Einfluss der Vorbehandlung auf die Reinigungsleistung;
- Phase MBR II: Einfluss der unterschiedlichen hydraulischen und biologischen Belastung auf die Reinigungsleistung;
- Phase MBR III: Einfluss der Wassertemperatur auf die Reinigungsleistung;
- Phase MBR IV: Einfluss der Tenside auf den Stoffübergang und auf die Prozessstabilität
- Phase MBR V: Untersuchung der Desinfizierbarkeit des Ablaufs;

Weitere Versuchphasen:

- Phase MBR IV: Einfluss des Trockensubstanzgehaltes auf den Sauerstoffübergang;
- Phase MBR IIV: Einfluss des Trockensubstanzgehaltes auf das Foulingverhalten.

### **Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage)**

Insgesamt werden sieben Versuchsphasen von August 2007 bis Juni 2008 durchgeführt. Die erste Versuchsphase (Phase I, August 2007) ist eine Testphase nach der biologischen Einfahrphase und wird nicht in die Auswertung miteinbezogen. Von September bis Dezember 2007 werden zwei Versuchsphasen (Phase II und Phase III) mit relativ hohen Schlammbelastungen und zwei Wassertemperaturen (15°C und 25°C) durchgeführt. Von April bis Juni 2008 werden zwei weitere Versuchsphasen (Phase IV und Phase V) mit relativ niedrigen Schlammbelastungen und zwei Wassertemperaturen (15°C und 25°C) untersucht. Die vorgesehenen Hauptuntersuchungsprogramme werden in Phasen



---

II bis V durchgeführt. Im Juni 2008 werden einzelne Versuchsreihen (Phase VI und Phase VII) zur Optimierung der Trübung im Ablauf durchgeführt.

Die Betriebseinstellungen der einzelnen Versuchsphasen sind wie folgt:

- Phase SBR I:  $t_R = 4$  Std., TS: 4 g/L bis zu 7,7 g/L,
- Phase SBR II: hydraulische Belastung 27,3 m<sup>3</sup>/d, mittlere Wassertemperatur 15°C  
 $t_R = 2$  Std., 6 Zyklen pro Tag, TS: 7 g/L,
- Phase SBR III: hydraulische Belastung 27,3 m<sup>3</sup>/d, mittlere Wassertemperatur 25°C  
 $t_R = 2$  Std., 6 Zyklen pro Tag, TS: 7 g/L,
- Phase SBR IV: hydraulische Belastung 14,7 m<sup>3</sup>/d, mittlere Wassertemperatur: 25°C  
 $t_R = 2$  Std. (tagsüber 2 Zyklen, über Nacht nur Rezirkulation), TS: 4 g/L,
- Phase SBR V: hydraulische Belastung 14,7 m<sup>3</sup>/d, mittlere Wassertemperatur: 18°C  
 $t_R = 2$  Std. (tagsüber 2 Zyklen, über Nacht nur Rezirkulation), TS: 4 g/L,
- Phase SBR VI: mittlere hydraulische Belastung 19,2 m<sup>3</sup>/d, mittlere Wassertemperatur: 20°C,  $t_R = 2$  Std.  
tagsüber 3 Zyklen, über Nacht nur Rezirkulation, TS: 4 g/L,  
Zudosierung von Polyamin (Optimierung der Dosierintervall),
- Phase SBR VII: hydraulische Belastung 28,8 m<sup>3</sup>/d, mittlere Wassertemperatur 23°C  
 $t_R = 2$  Std., 6 Zyklen pro Tag, TS: 4 g/L,  
Zudosierung von Polyamin 10 mg/L am Ende der Zyklen.

### **Keramische Membran (KM)**

Folgende Testphasen wurden mit der keramischen Membran durchgeführt:

- Phase KM I: Test der Permeabilität mit Trinkwasser,
- Phase KM II: Untersuchung der Abbauleistung bei direkter Beschickung mit Grauwasser,

- 
- Phase KM III: Untersuchung der Abbauleistung nach einer Vorbehandlung des Grauwassers mittels Druckentspannungsflotation (DAF: Dissolved Air Flotation).

## **Versuchsbeschreibung in der Volksrepublik China**

### **Shanghai**

Die Versuchsanlage in Shanghai befindet sich auf der Kläranlage Zhuyuan in Shanghai. Die Projektarbeit an der Tongji Universität in Shanghai gliedert sich in drei Arbeitsphasen:

- Teil I: Langzeitmessungen der verschiedenen Wasserströme in einer Shanghaier Wohnsiedlung,
- Teil II: Untersuchungen des Biofilters zur Abwasserwasserbehandlung,
- Teil III: theoretische Kostenanalyse zur Ermittlung der optimalen Größe einer semizentralen Grauwasserbehandlungsanlage.

In Teil I werden Messungen zum Anfall von Grauwasser, Küchenabwasser und Schwarzwasser in einer Shanghaier Wohnsiedlung für ein Jahr durchgeführt. Monatlich wird eine Stichprobe von Grauwasser und Küchenabwasser genommen.

Die Schwarzwasseruntersuchungen werden intensiv in zwei Monaten mit neun Stichproben durchgeführt. Zusätzlich wird das Duschabwasser aus der Studentensammeldusche an der Tongji Universität in einem Monat mit sechs Stichproben gemessen.

In Teil II werden Untersuchungen mit einem Biofilter zur Abwasserbehandlung durchgeführt, der vom Institut WAR konzipiert und gebaut ist. Die Untersuchungen werden in drei Phasen durchgeführt:

- Phase I: biologische Adaptationsphase,
- Phase II: Untersuchung der Reinigungsleistung des Biofilters mit kommunalem Abwasser,
- Phase III: Untersuchung der Abbauleistung von mit Tensiden angereichertem Abwasser (Linear-Alkylbenzol-Sulfonat, LAS).

In Teil III wird eine theoretische Kostenanalyse über eine semizentrale Grauwasserbehandlungsanlage auf Basis des semizentralen Modells (Suprazelle), das vom Institut

---

WAR im Teilprojekt I (02WD9803) entwickelt wurde, unter Berücksichtigung der chinesischen Randbedingungen durchgeführt.

### **Qingdao**

Die Versuchsanlage in Qingdao befindet sich direkt auf dem Campus der Universität und ist für die Behandlung des Duschabwassers vorgesehen. Die Sammeldusche hat eine Öffnungszeit von 12 bis 14 Uhr sowie von 17 bis 20 Uhr, insgesamt 5 Std. pro Tag während der Vorlesungszeit im Semester. Der gesamte Zulauf wird vorgespeichert, um die Versuchsanlage kontinuierlich zu beschicken. Während der vorlesungsfreien Zeit sind die Duschen geschlossen. Die Untersuchungen zur Duschabwasserbehandlung mit Biofilter und der Vergleich von zwei Trägermaterialien werden anhand der Versuchsdaten durchgeführt.

- Phase I: biologische Adaptationsphase;
- Phase II: Untersuchung der Reinigungsleistung des Biofilters mit zwei Filtermaterialien (Blähton in zwei Korngrößen (1-5 mm und 4-8 mm) und Keramikkuugeln mit einer Korngröße von 5-8 mm).

## **6.2.3 Versuchsergebnisse**

### **Versuchsanlage in Deutschland**

Nachfolgend werden die Versuchsergebnisse aus den fünf parallel betriebenen Versuchstraßen in Deutschland dargestellt.

#### **6.2.3.1 Gesamtzulauf**

Die durchschnittlichen Zulaufkonzentrationen von CSB, BSB<sub>5</sub>, AFS und anionischen Tensiden sind in Abbildung 35 dargestellt. In der Versuchsphase mit höheren Temperaturen (30°C) werden niedrigere AFS Gehalte gemessen als während der Versuchsphase mit niedrigeren Temperaturen (17°C). Grund ist die bessere Löslichkeit der in den Waschmitteln eingesetzten Stoffe bei höheren Temperaturen.

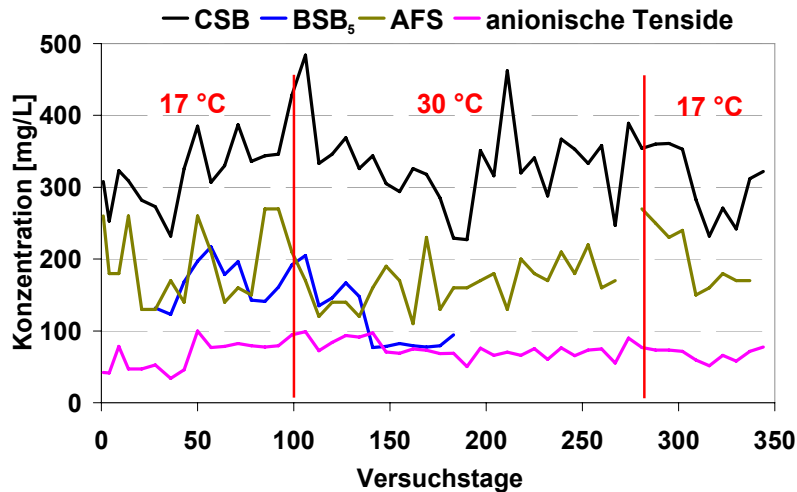


Abbildung 35: gesamte Zulaufkonzentrationen des synthetischen Grauwassers während der regulären Messzeit (Juli 2007 – Juni 2008)

### 6.2.3.2 Vorbehandlungsstufe

Ziel der Vorbehandlungsstufe ist es, den Großteil der Feststoffe und ein Teil der anionischen Tensid- und der CSB-Fracht aus dem Grauwasser zu entfernen. Erste Voruntersuchungen im Labor zeigten, dass über 90 % der anionischen Tenside und bis zu 60 % der CSB durch Fällung/Flockung eliminiert werden können (vgl. Anhang 2). Diese Voruntersuchungen sind Grundlage für die spätere Umsetzung der Fällung/Flockung Stufe.

In Abbildung 36 sind die Untersuchungsergebnisse der einzelnen Versuchsphasen (FF I – FF IV) dargestellt.

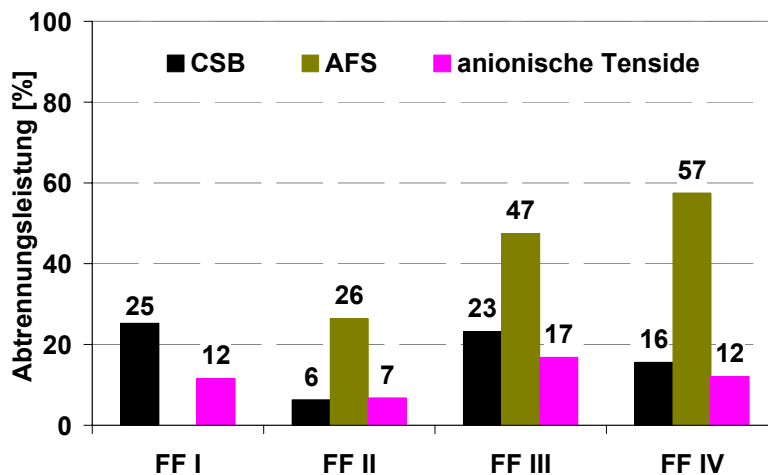


Abbildung 36: Eliminationsrate von CSB, TS und anionischen Tensiden in den verschiedenen Versuchsphasen

---

In FF I und FF II liegt der Grauwasserdurchsatz bei 2 m<sup>3</sup>/h, in FF III bei 1,1 m<sup>3</sup>/h und in FF IV bei < 1 m<sup>3</sup>/h. Die hydraulische Aufenthaltzeit des Grauwassers im Sieb ist daher stets länger als 1,6 Stunden (vgl. Kap. 6.2.1.1). Dadurch kommt es zu einer Sedimentation partikulärer Substanzen im Mikrosieb vor. Besonders bei den geringen Durchsatzmengen kann ein biologischer Abbau nicht ausgeschlossen werden.

Die Eliminationsraten bezüglich CSB und anionischer Tenside erreichten in FF I 25 % bzw. 12 %. Abfiltrierbare Stoffe (AFS) werden nicht gemessen.

Obwohl in FF I vor dem Sieb eine Fällung/Flockung installiert ist, führt dies nicht zu einer eindeutigen Verbesserung der Eliminationsrate im Vergleich zu den anderen Untersuchungsphasen (FF II – FF IV), in denen ausschließlich das Mikrosieb eingesetzt wird.

Die Ergebnisse zeigen deutlich, dass die Vorbehandlungsstufe nicht die Eliminationsraten erreicht, die auf Grund der Laboruntersuchungen zu erwarten waren. Aufgrund dieser Tatsache und zur Gewährleistung des weiteren stabilen Anlagenbetriebs wird die Vorbehandlungsstufe während der meisten Zeit umfahren.

Den Versuchsstraßen BAF und keramische Membran, die eine Vorbehandlung benötigen, wird eine separate Vorbehandlungsstufe zugeschaltet.

### **6.2.3.3 Biologisch aktivierter Filter (BAF)**

Zuerst werden im CONTIFLOW® Filter Sauerstoffeintragsmessungen in Reinwasser durchgeführt, die als Voraussetzung für die Berechnung des  $\alpha$ -Faktors der Anlage in Grauwasser dienen sollen. Diese Messungen werden mit einer speziell für Biofilter modifizierten Abluftmethode [Gillot et al. 2005] durchgeführt. Die Messungen werden bei zwei Filtergeschwindigkeiten (2 und 5,5 m/h) und jeweils sieben Luftvolumenströme (6,6 bis 16,6 m<sup>3</sup>/h) durchgeführt. Es werden Werte für Standard Sauerstoffzufuhr SOTR von 170 bis 320 gO<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup>·h) (Bezugsvolumen: belüftetes Sandbettvolumen) gemessen. Im Rahmen der Sauerstoffeintragsmessungen wird eine ungleichmäßige Begasung des Sandbettes durch Beobachtung des Blasenbildes mit abgesenktem Wasserspiegel festgestellt. Dies lässt auf eine nicht optimale Ausführung der Belüftungslanzen vermuten, die die Bildung von einzelnen großen Luftblasen und deren Entweichung an bevorzugten Stellen verursacht.

Nach den Sauerstoffeintragsmessungen in Reinwasser wird der Sandfilter mit Grauwasser in Betrieb genommen. Erste Schwierigkeiten haben sich hierbei infolge der Überdimensionierung dieser Anlage ergeben. Der Design Durchsatz des CFSF BG 10 beträgt

---

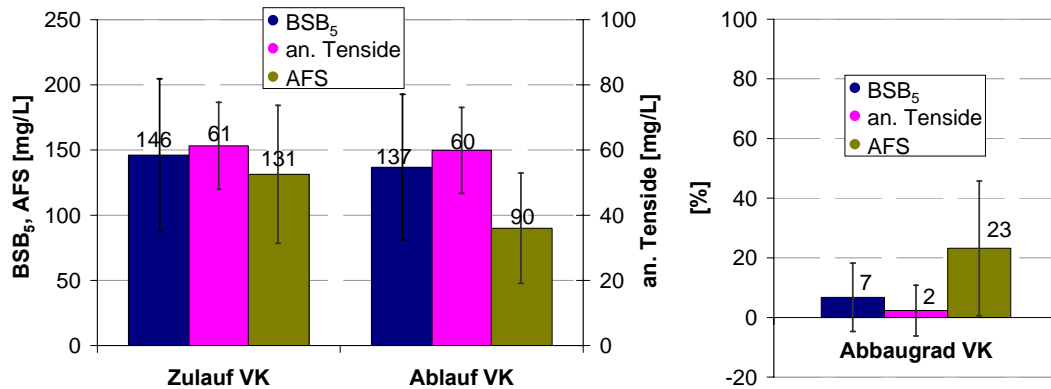
10 m<sup>3</sup>/h. Allerdings die dafür vorgesehene Grauwassermenge ist 1 m<sup>3</sup>/h, welche eine Rückführung eines Vielfachen des Filtrates (Rezirkulation) erforderlich macht, um die notwendige Filtergeschwindigkeit einzustellen. Eine Rezirkulation ist aber nicht geplant und aus kinetischen (Verdünnung des Grauwassers und somit Verlangsamung der biologischen Umsatzprozesse) sowie energetischen (Energieverbrauch durch Rezirkulationspumpe) Sichtpunkten nicht erwünscht.

Weitere Probleme haben sich mit der Sandspülung ergeben. Eine Spülwassermenge von ca. 1,5 m<sup>3</sup>/h kann nicht unterschritten werden, welche sogar größer als die gesamte Grauwassermenge (1 m<sup>3</sup>/h) ist. Aufgrund des großen Bedarfs an Spülwasser ist eine kontinuierliche Sandspülung und somit ein Dauerbetrieb des Sandfilters unter Design Bedingungen nicht möglich. Es wird versucht, den Spülwasserbedarf zu reduzieren, indem die Sandspülung, gesteuert von dem Überdruck im Zulauf zum Sandfilter, diskontinuierlich betrieben wird. Die Einführung der diskontinuierlichen Sandspülung hat aber auch ein zweites Grund. Durch die Pausen zwischen den Spülvorgängen soll der mechanische Stress auf den Biofilm und somit dessen Ablösung/Austragung reduziert werden. Die biologische Einfahrphase soll auf dieser Weise erleichtert werden. Es zeigt sich leider, dass die diskontinuierliche Sandspülung nicht möglich ist, da es hierbei häufig zu Verstopfungen des Sandbettes kommt.

Weitere Untersuchungen bzw. Untersuchungsergebnissen erfolgten mit der kleineren Versuchssäule (vgl. Kap. 6.2.1.1).

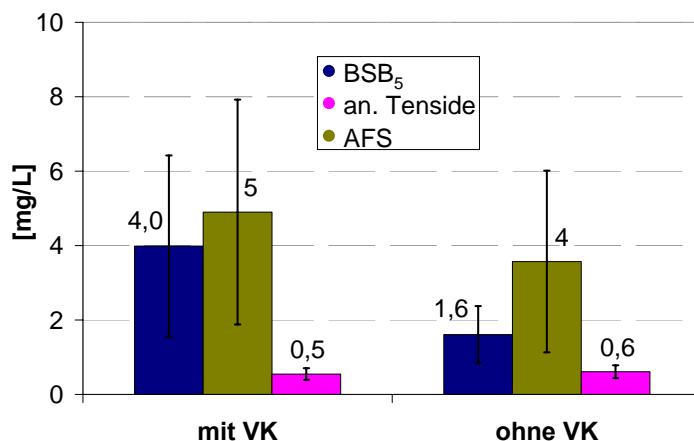
### **Einfluss der Vorbehandlung auf die Reinigungsleistung**

Um die Inbetriebnahme zu erleichtern, wird dem BAF eine vertikal durchströmte Vorklärung mit dem Ziel der Feststoffreduktion vorgeschaltet. Die Vorklärung erreicht eine Reduktion der Abfiltrierbaren Stoffe (AFS) von in Mittel 23 %. BSB<sub>5</sub> und anionische Tenside werden unwesentlich reduziert. Durch die Schwankungen der Konzentration des Grauwassers ergeben sich Schwankungen der AFS-Elimination von ca. 0 % bis auf ca. 50 % sowie negative Eliminationswerte von BSB<sub>5</sub> und anionischen Tenside, bedingt durch Konzentrationen in Ablauf Vorklärung kurzfristig höher als im Zulauf (s. Abbildung 37).



**Abbildung 37:** Links: Konzentrationen im Zulauf und Ablauf der Vorklärung; Rechts: Abbaugrad der Vorklärung

Für die folgenden Versuchsphasen wird die Vorklärung außer Betrieb genommen. Beim Vergleich der Ablaufwerte zweier Betriebsphasen mit und ohne Vorklärung bei sonst gleichen Betriebsparametern (CSB-Raubelastung: 4-5 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d), Filtergeschwindigkeit: 8,4 m/h, Rezirkulationsverhältnis: 510 %, Luftgeschwindigkeit: 10 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·h)), (s. Abbildung 38) zeigt sich, dass die Außerbetriebnahme der Vorklärung keinen negativen Einfluss auf die Ablaufwerte hat. Die geringeren Werte für die Phase ohne Vorklärung sind auf geringere Zulaufkonzentrationen im Grauwasser zurückzuführen, die eine Reduktion der CSB-Raubelastung von 5 auf 4 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) bedingen.



**Abbildung 38:** Ablaufwerte BAF: Vergleich einer Betriebsphase mit Vorklärung und einer Betriebsphase ohne Vorklärung bei sonst identischen Betriebsparametern

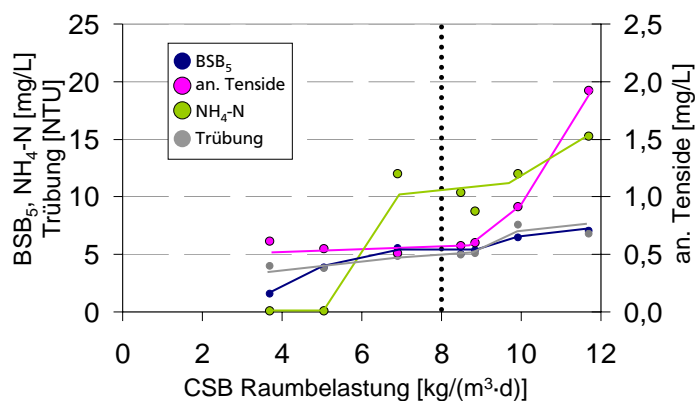
Folglich ist für den Betrieb eines eingefahrenen Biofilters bei einer AFS-Konzentration im Grauwasser von durchschnittlich 65 mg/L (maximal 100 mg/L) und bei den hier vorliegenden Randbedingungen keine Vorbehandlung notwendig.

Die mit einer Absetzstufe erreichbare Feststoffreduktion kann jedoch für die Inbetriebnahme der Versuchsanlage von Vorteil sein.

### Einfluss der hydraulischen und biologischen Belastung auf die Reinigungsleistung

Ein maßgebender Betriebsparameter für den BAF ist die CSB-Raumbelastung [kg CSB/(m<sup>3</sup>·d)].

Mit abnehmender Raumbelastung werden geringere Ablaufkonzentrationen erreicht. In der Versuchsphase I und V wird die Raumbelastung von 3,7 bis 11,7 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) bei gleich bleibender Filtergeschwindigkeit von etwa 9,5 m/h variiert. In Abbildung 39 sind die relevanten Ablaufparameter in Abhängigkeit der Raumbelastung dargestellt.



**Abbildung 39:** Einfluss der Raumbelastung auf die Ablaufparameter

Der Grenzwert für BSB<sub>5</sub> von 10 mg/L wird für den untersuchten Bereich der Raumbelastung stets unterschritten. Der Grenzwert für anionische Tenside wird bis zu einer Raumbelastung von etwa 9 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) unterschritten. Insbesondere bei Raumbelastungen zwischen 3,7 und 5 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) werden sehr niedrige Konzentrationen von 2-4 mg/L BSB<sub>5</sub> und 0,5-0,75 mg/L anionische Tenside erreicht.

Bei einer Raumbelastung zwischen 5 und 8,8 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) verbleibt eine Restkonzentration von 10-12 mg/L Ammonium im Ablauf, welche über dem Grenzwert von 10 mg/L liegt. Daraus ergibt sich, dass die durch Harnstoffdosierung eingestellte Stickstoffkonzentration im Rohgrauwasser von etwa 20 mg/L für den BAF sehr hoch ist (vgl. Kap. 6.2.2.1): der im Grauwasser enthaltene Stickstoff wird nicht vollständig durch Inkorporation in die Biomasse eingebaut und verbleibt somit im Brauchwasser.

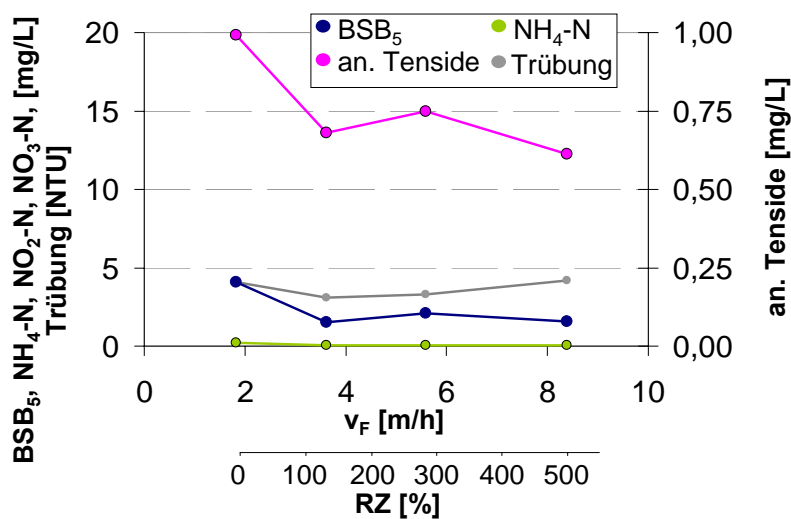
Durch den Einbau in die Biomasse ergibt sich eine Reduzierung der Gesamt-Stickstoffkonzentration um etwa 8 bis 10 mg/L. Dies entspricht durchschnittlich 3,3 % der abge-



bauten CSB-Konzentration. Die Unterschreitung des Grenzwertes für Ammonium erfordert eine gezielte Nitrifikation, die mit einer Reduktion der Belastung auf etwa 5 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) erreicht werden kann (Versuchsphase V).

Der Grenzwert für Trübung (5 NTU) wird bis zu einer Raumbelastung von etwa 7 kg/(m<sup>3</sup>·d) unterschritten. Bei höherer Raumbelastung steigt die Trübung leicht auf etwa 7,5 NTU an.

In der Versuchsphase II wird die Filtergeschwindigkeit  $v_F$  von 3,5 bis 8,5 m/h bei ähnlichen Raumbelastungen von etwa 3,4 bis 5,1 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) variiert. Diese niedrige Raumbelastung ermöglicht die Nitrifikation, begrenzt aber die Zulaufmenge an Grauwasser. Die Filtergeschwindigkeit wird daher mit Variation der Rezirkulationsmenge bei gleich bleibender Zulaufmenge eingestellt. Die geringste Filtergeschwindigkeit von 1,8 m/h wird ohne Rezirkulation realisiert, die weiteren Filtergeschwindigkeiten werden mit einem Rezirkulationsverhältnis RZ (Verhältnis der Rezirkulationsmenge zu der Zulaufmenge) von 160 bis 510 % realisiert. In Abbildung 40 werden die relevanten Ablaufparameter in Abhängigkeit der Filtergeschwindigkeit dargestellt.



**Abbildung 40:** Einfluss der Filtergeschwindigkeit auf die Ablaufparameter

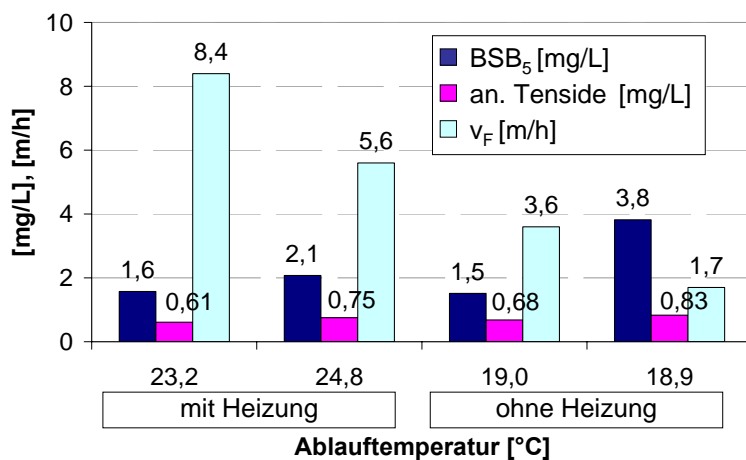
Es ist zu erkennen, dass im Bereich von 3,5 bis 8,5 m/h die Filtergeschwindigkeit keinen großen Einfluss auf die Ablaufqualität aufweist. Sinkt hingegen die Filtergeschwindigkeit unter 3 m/h, steigen die Werte von Tenside und BSB<sub>5</sub> von 0,7 auf 1,0 mg/L bzw. von 2 auf 4 mg/L an. Dieses Phänomen wird von einer ungleichmäßigen Durchströmung des Sandbetts verursacht. Dies führt zur Bildung von bevorzugten Fließwegen und nicht durchströmten Zonen (Reduktion des aktiven Sandvolumens) und somit zu einer schlechteren Reinigungsleistung.

Aus den aufgeführten Ergebnissen kann geschlossen werden, dass für eine sichere Unterschreitung der relevanten Parameter eine Raumbelastung von maximal 5 kg/(m<sup>3</sup>·d) eingestellt werden sollte. Je nach Ammoniumkonzentration im Grauwasser kann auf die Nitrifikation verzichtet und somit eine höhere Raumbelastung bis zu 8 kg/(m<sup>3</sup>·d) eingestellt werden. Auch die Filtergeschwindigkeit hat sich als ein wichtiger Parameter für den Betrieb des BAFs erwiesen. Ein Wert von 3,5 m/h ist erforderlich um eine ausreichende Durchströmung des Sandbettes zu gewährleisten.

### Einfluss der Wassertemperatur auf die Reinigungsleistung

Die Änderung der Grauwassertemperatur wirkt sich nur geringfügig auf den Betrieb des BAFs aus. Aufgrund der Rezirkulation, der niedrigeren Außentemperatur und der großen Oberfläche des BAF kommt es trotz Grauwassererwärmung zu keinem deutlichen Temperaturanstieg im BAF. Die Ablauftemperatur in der Phase mit warmem Grauwasser (22,7°C) ist lediglich um 3,7°C wärmer als in der Phase mit kaltem Grauwasser (19,0°C).

Aus dem Vergleich von je zwei Betriebsphasen mit und ohne Erwärmung des Grauwassers mit vier verschiedenen Filtergeschwindigkeiten kann allerdings festgestellt werden, dass die Temperatur einen geringeren Einfluss auf die Ablaufqualität hat als die Filtergeschwindigkeit (s. Abbildung 41). Beim Vergleich der zwei Phasen mit Heizung mit der Phase ohne Heizung und einer Filtergeschwindigkeit von 3,6 m/h, ist kein deutlicher Unterschied bezüglich der Ablaufqualität zu erkennen. Sinkt allerdings die Filtergeschwindigkeit unter 2,0 m/h, steigt die BSB<sub>5</sub>-Konzentration von etwa 1,5 bis auf fast 4 mg/L an.



**Abbildung 41:** Einfluss von Temperatur und Filtergeschwindigkeit auf die Ablaufqualität

---

Aus den aufgeführten Ergebnissen kann geschlossen werden, dass der Einfluss der Temperatur in dem untersuchten Bereich (19 bis 25°C) sehr gering ausfällt und von geringerer Bedeutung ist als der Einfluss anderer Betriebsparameter.

### **Einfluss der Tenside auf den Stoffübergang und auf die Prozessstabilität**

Nach erfolgtem Einfahren des Biofilters werden keine negativen Effekte der hohen Tensidkonzentration im Grauwasser festgestellt. Wie im Folgenden dargestellt, werden die Tenside sehr schnell abgebaut, so dass keine Probleme wie z. B. Schaumbildung auftreten.

### **Sonstige Ergebnisse**

#### **Einfluss der Luftmenge auf die Ablaufqualität**

Die Prozessluftmenge ist ein sehr wichtiger Parameter für den Betrieb eines Biofilters. Im Laufe der Versuche wird die Prozessluftmenge so eingestellt, dass die Sauerstoffkonzentration im Filtratüberstand mindestens 6 mg/L beträgt. Je nach CSB-Raumbelastung ist dafür eine Luftgeschwindigkeit (Luftmenge bezogen auf die Querschnittsfläche) von 8 bis 15 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup> h) erforderlich (Versuchsphase III).

Es wird beobachtet, dass der Abbau der anionischen Tenside sehr sensibel auf die Sauerstoffversorgung reagiert. Bei einer zu niedrigen Luftgeschwindigkeit und einer Sauerstoffkonzentration unter 4 mg/L, steigt die Tensidkonzentration im Ablauf auf 2 mg/L. Eine zu hohe Luftgeschwindigkeit führt hingegen zu keiner weiteren Reduktion der BSB<sub>5</sub>- und Tensidkonzentration, sondern zu einer Zunahme der Trübung und der Abfiltrierbaren Stoffe infolge der erhöhten Turbulenz im Sandbett und der Abreibung des Biofilms.

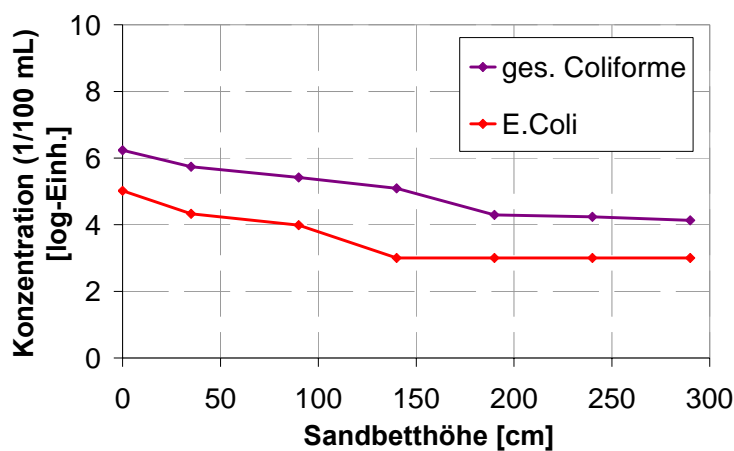
Bei einer Raumbelastung von etwa 8 kg CSB/(m<sup>3</sup>·d) erweist sich eine Luftgeschwindigkeit von 10 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·h) als vollkommen ausreichend.

#### **Desinfizierbarkeit des Ablaufs**

Der Ablauf des BAFs kann in allen getesteten Versuchseinstellungen während der Versuchsphase IV erfolgreich desinfiziert werden. Aus dem UV-C Output der Lampe (16 W) und aus den Abmessungen des Reaktors (Durchmesser 70 mm, Länge 670 mm) ergibt sich eine wirksame Strahlungsintensität von 76 W/m<sup>2</sup>. Die angewandte Bestrahlungsdosis

sis hängt vom Durchsatz der UV-Anlage und von der Transmissivität des Wassers ab. Bei einem Durchsatz von 120 bis 300 L/h und einer durchschnittlichen Transmissivität von 70 % ergibt sich eine Dosis von 2.316 bzw. 926 J/m<sup>2</sup>. Grund für diese relativ hohen Dosiswerte ist die überdimensionierte UV-Bestrahlungsanlage bzw. der zu geringe Durchfluss, der durch die maximal zulässige CSB-Raumbelastung des BAFs begrenzt ist.

Die Anzahl an Gesamtcoliforme und E. Coli im Grauwasser betragen etwa  $1,0 \cdot 10^7$  bzw.  $6,3 \cdot 10^5$ . Durch die Filtration können diese Parameter um zwei Zehnerpotenzen reduziert werden (s. Abbildung 42). Im Ablauf der UV-Anlage sind die genannten Parameter nicht mehr nachweisbar.



**Abbildung 42:** Verlauf der mikrobiologischen Parameter über die Höhe des Filterbetts

### Einfluss der Filterbetthöhe (Höhenprofile)

Durch die Entnahme von Stichproben an verschiedenen Höhen im Sandbett kann nachgewiesen werden, dass der BAF sich weitgehend als Rohrreaktor verhält. Für die Parameter BSB<sub>5</sub>, CSB, anionische Tenside und Ammonium ist ein charakteristisches Konzentrationsprofil über die Betthöhe erkennbar. Die Konzentration nimmt im unteren Bereich des Sandbetts (Einlaufbereich) stark ab und flacht mit nahezu exponentiellem Verlauf in Fließrichtung ab. Aufgrund der Kinetik erster Ordnung der Abbauvorgänge, ist die Abbaugeschwindigkeit direkt proportional zu der Konzentration. Im Einlaufbereich, wo die Raumbelastung lokal am höchsten ist, verlaufen die Abbaureaktionen am schnellsten, so dass die Konzentrationen in Fließrichtung rasch abnehmen. Zudem werden in diesem Bereich die ungelösten Stoffe durch Raumfiltration im Sandbett zurückgehalten. Die örtliche Raumumsatzleistung ist in dem hoch belasteten Einlaufbereich um ein Vielfaches höher als die durchschnittliche Raumumsatzleistung des gesamten Sandbetts. Während die durchschnittliche Raumumsatzleistung in einer Versuchs-

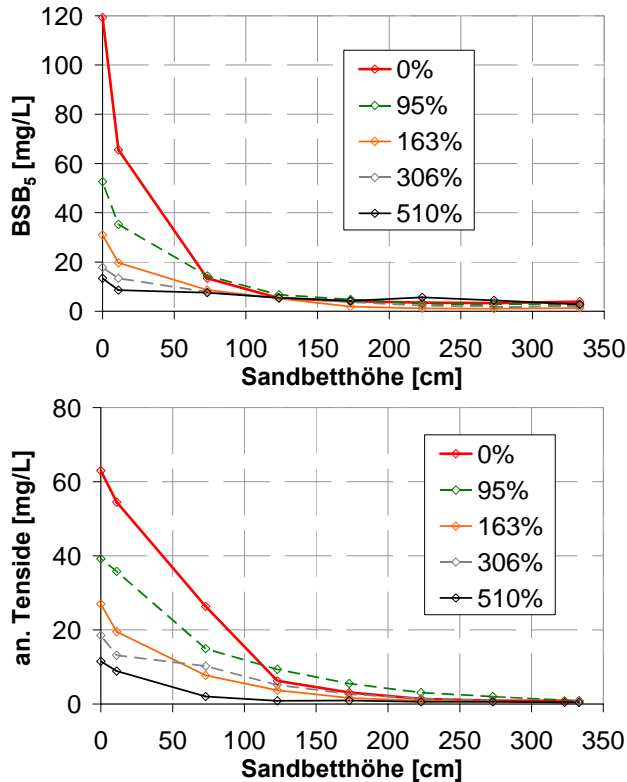
---

phase  $4,1 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  beträgt, werden in den ersten 15 cm Betthöhe über  $25 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  erreicht, in den folgenden 60 cm  $7,4 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ .

In Abbildung 43 werden die Konzentrationsprofile von  $\text{BSB}_5$  und anionischen Tenside für verschiedene Rezirkulationsverhältnisse (0 % (keine Rezirkulation) bis 510 %) dargestellt. Die Raumbelastung beträgt  $3,4$  bis  $5,1 \text{ kg CSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ . In dieser Abbildung ist die Verdünnung infolge der Rezirkulation deutlich erkennbar: bei einer mittleren Konzentration im Grauwasser von  $137 \text{ mg/L BSB}_5$  bzw.  $66 \text{ mg/L Tenside}$  (in der Abbildung nicht dargestellt) ergibt sich, mit zunehmendem Rezirkulationsverhältnis, eine Konzentration im Zulauf zum BAF (für Sandbetthöhe 0 cm) von  $120$  bis  $13 \text{ mg/L BSB}_5$  bzw.  $63$  bis  $11 \text{ mg/L anionischer Tenside}$ .

Für die  $\text{BSB}_5$ -Profile ist allerdings nach etwa ein Drittel der gesamten Sandbetthöhe kein Unterschied mehr zu erkennen: die  $\text{BSB}_5$ -Konzentration nimmt je steiler ab je höher die Zulaufkonzentration ist (am höchsten im Fall ohne Rezirkulation) und erreicht nach etwa 125 cm Sandbetthöhe einen Wert von etwa  $5 \text{ mg/L}$ , der bereits unter dem Grenzwert liegt, unabhängig von dem Rezirkulationsverhältnis. Für die Tenside ist die Abbau-geschwindigkeit geringer als für den  $\text{BSB}_5$ , wie aus der flacheren Neigung der Konzentrationsprofile zu erkennen ist. Für das Erreichen des Grenzwertes von  $1 \text{ mg/L}$  wird fast die komplette Sandbetthöhe benötigt.

Folglich ist die Rezirkulation aus kinetischen Gründen nicht vorteilhaft, weil selbst hohe Zulaufkonzentrationen in dem hoch belasteten Einlaufbereich weitgehend abgebaut werden und die Ablaufqualität kaum beeinflussen.



**Abbildung 43:** Verschiedene Rezirkulationsverhältnisse über die Höhe des Sandbetts; oben: Verlauf von BSB<sub>5</sub>; unten: Verlauf von anionischen Tensiden

### Spülung/Schlammanfall

Während der Inbetriebnahmephase werden verschiedene Spülprogramme getestet (kontinuierliche, diskontinuierliche Spülung). Eine semi-kontinuierliche Spülung mit kurzen (ein bis drei Minuten) und häufigen (jede eine bis vier Stunden) Spülintervallen hat sich als optimaler Spülvorgang herausgestellt. Auf diese Weise wird erreicht, dass nur der untere Bereich des Sandbetts (erste 20 bis 60 cm in Fließrichtung) für die reine Filtration (angenommen ein Feststoffrückhaltevermögen des Sandes von 3 kg/m<sup>3</sup>) genutzt wird und das restliche Sandvolumen nahezu frei von abgelagerten Feststoffen verbleibt und damit für den Aufwuchs der Bakterien zur Verfügung steht. Bei der semi-kontinuierlichen Spülung beträgt der Turnover (Zeit, in der das Filterbett komplett ein Mal ungewälzt wird) ein bis zwei Tage, was mit der Spülhäufigkeit von konventionellen Biofiltern für die Abwasserreinigung gut übereinstimmt.

Der Spülwasseranfall der Versuchsanlage beträgt 5 bis 8 % der Zulaufwassermenge. Die Spannweite ergibt sich daher, dass bei den verschiedenen Versuchsphasen das Spülprogramm (und somit die absolute Spülwassermenge) nicht verändert wird. Dadurch ergibt

---

sich bei kleiner Zulaufwassermenge ein vergleichsweise höherer Spülwasseranteil. Diese Werte sind aber als spezifisch für die Versuchsanlage anzusehen.

Die spezifische Schlammproduktion, gemessen aus den im Spülwasser enthaltenen Feststoffen, beträgt im Durchschnitt  $6 \text{ g}/(\text{E}\cdot\text{d})$  bzw.  $1,22 \text{ g TS/g BSB}_5$ . Ca. 70 % des Schlammes besteht aus abfiltrierten Stoffen, so dass die reine Überschussschlammproduktion, bezogen auf dem biologischen Schlammzuwachs  $1,6 \text{ g}/(\text{E}\cdot\text{d})$  bzw.  $0,33 \text{ g TS/g BSB}_5$  beträgt.

#### **6.2.3.4 Membranbioreaktoren I und II (MBR I und II)**

Die Membranbioreaktoren unterschreiten nach der Adaptationsphase während der gesamten Versuchsdauer bei einem Schlammalter  $> 30$  Tage (vgl. Kap. 4.3.2) und einem Nettoflux von  $10 \text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$  die geforderten Parameter für eine Wiederverwendung als Brauchwasser. Der Ablauf ist keimfrei, der  $\text{BSB}_5$  kleiner  $4 \text{ mg/L}$  und die anionischen Tenside unterschreiten stabil den  $1 \text{ mg/L}$  Grenzwert. Gleiches gilt für die Trübung, die Ammonium- als auch die Sauerstoffkonzentration.

#### **Einfluss der Vorbehandlung auf die Reinigungsleistung**

Eine funktionierende Vorbehandlung des Abwassers ist für den Betrieb einer MBR Anlage unbedingt erforderlich. Dabei ist darauf zu achten, dass besonders Haare dem Zulauf der MBR ferngehalten werden, da diese zu einer Verblockung und Verzopfung der Membran führen. Stand der Technik sind Lochsiebe mit einem Durchmesser von maximal  $1 \text{ mm}$ . Im Allgemeinen sind Plattenmodule unempfindlicher gegenüber der Verzopfung von Haaren als Hohlfasermodule.

Das Grauwasserkonzentrat enthält in seiner Zusammensetzung keine Haare oder Fasern und kann deswegen auch ohne Vorbehandlung den MBR Reaktoren zugeführt werden. Anhand einer ICP Analyse wird festgestellt, dass ein Grossteil der Abfiltrierbaren Stoffe aus Aluminiumsilikaten (Zeolithe A) besteht, deren Größe im Bereich von  $0,5$  bis  $10 \mu\text{m}$  liegt und damit keine Gefahr für die MBR darstellt.

Die zeitweise vorgeschaltete Vorbehandlungsstufe (Fällung/Flockung, Mikrosieb) hat keinen nachweisbaren Einfluss auf die Stabilität und Reinigungsleistung des Prozesses. Weder wird eine erhöhte Elimination von CSB oder anionischen Tensiden gemessen, noch verbessert sich die Permeabilität der Membran. Durch das hohe Schlammalter

---

---

(> 30 Tage) werden die Inhaltsstoffe weitestgehend abgebaut, so dass sich eine Reduzierung im Zulauf durch das Mikrosieb nicht bemerkbar macht.

### **Einfluss der hydraulischen und biologischen Belastung auf die Reinigungsleistung**

Die hydraulische Belastung eines MBR ist durch die Permeabilität der Membran beschränkt. Diese ist neben der Materialbeschaffenheit der Membran auch von der Wassertemperatur, der Zusammensetzung des Zulaufes und den Schlammeigenschaften abhängig. Für einen dauerhaften Betrieb liegen die derzeit üblichen Permeabilitäten zwischen 100 und 400 L/(m<sup>2</sup>·h·bar). Der Netto-Flux beträgt im Schnitt 10-20 L/(m<sup>2</sup>·h). Dabei bezieht sich die Einheit m<sup>2</sup> auf die Oberfläche der eingesetzten Membran. Nach anfänglicher Optimierung der Pausen und Saugzeiten der Membranen stellt sich für beide MBR ein netto Fluss von 10-12 L/(m<sup>2</sup>·h) als geeignet heraus, um einen kontinuierlichen Betrieb zu gewährleisten.

Die Schlammbelastung eines MBR steht im engen Zusammenhang mit dem Schlammalter. Je höher das Schlammalter, desto vollständiger der Abbau der Zulaufsubstanzen und desto geringer ist die Schlammbelastung. Die Untersuchungen zeigen, dass ein Schlammalter von größer als 30 Tagen notwendig ist, um die Membranbioreaktoren stabil zu betreiben. Dies entsprach einer Schlammbelastung von 0,05 kgBSB<sub>5</sub>/(kgTS·d). Bei geringerem Schlammalter kam es bei beiden MBR zu einem stetigen Anstieg des Transmembrandrucks (TMP) und damit einhergehend einer Verringerung der Permeabilität. Bei Überschreitung des maximalen TMP müssen die Membranen extern gereinigt und der gesamte Reinigungsprozess stillgelegt werden.

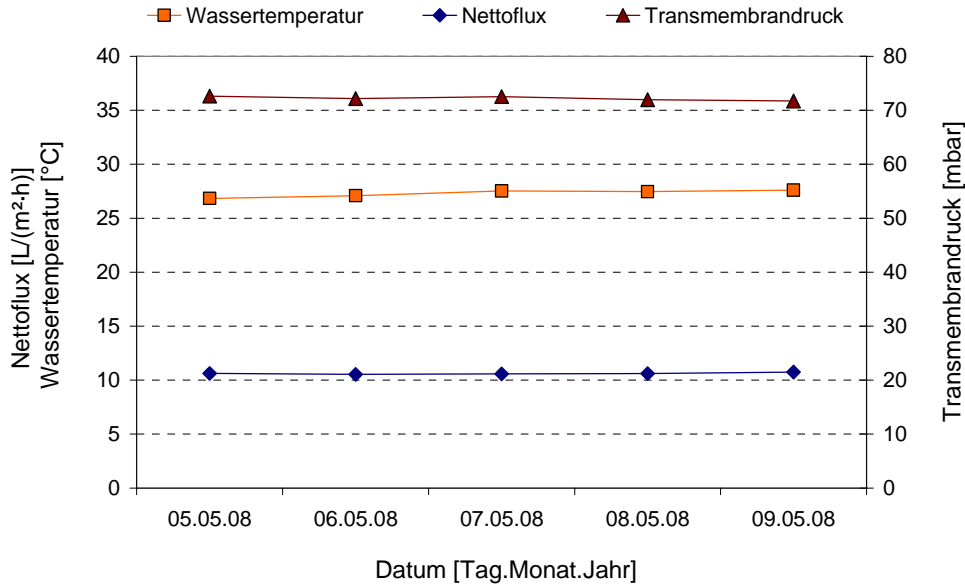
### **Einfluss der Wassertemperatur auf die Reinigungsleistung**

Die Temperatur hat einen entscheidenden Einfluss auf das MBR Verfahren. Im Allgemeinen steigt mit zunehmender Temperatur die Leistungsfähigkeit (Permeabilität) des MBR Verfahrens. Für diese Beobachtung gibt es verschiedene Gründe. Mit zunehmender Temperatur

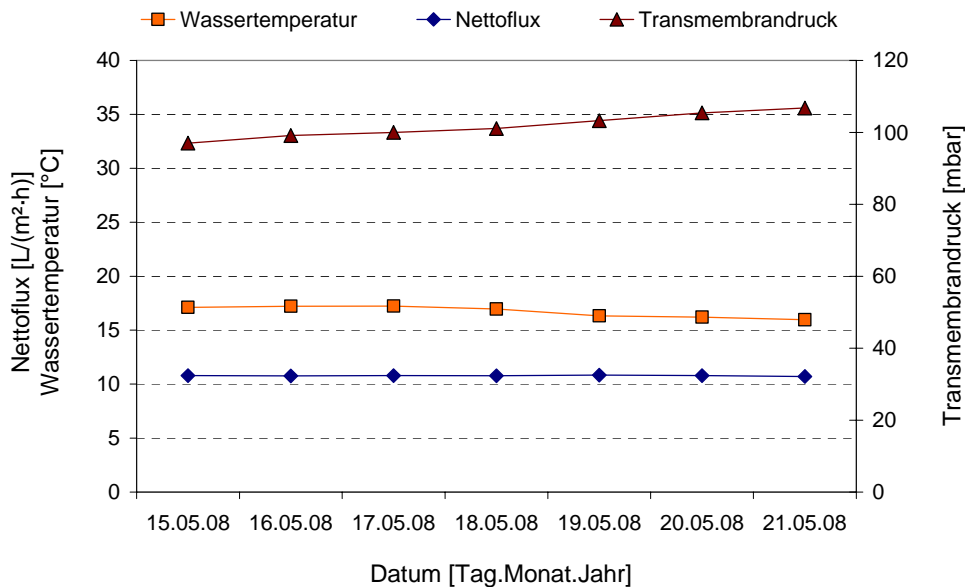
- sinkt die scheinbare Viskosität des Schlammes und die Filtrierbarkeit steigt an.
- steigt die Schlammaktivität und führt zu einem besseren Abbau der Fouling verursachenden Substanzen.
- erhöht sich die Durchlässigkeit organischer Membranen. In diesem Fall bestanden beide Membranen aus Polysulfonether.



In Abbildung 44 und Abbildung 45 wird beispielhaft der Einfluss der Temperatur auf den Transmembrandruck, der bei konstantem Flux im direkten Verhältnis zur Permeabilität steht, dargestellt.



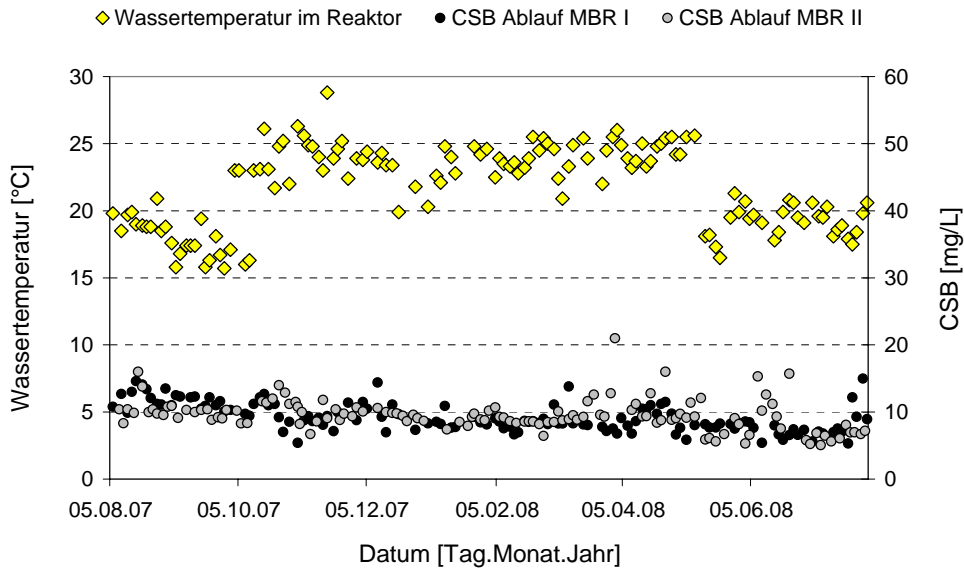
**Abbildung 44:** Entwicklung des Transmembrandrucks bei konstantem Flux und einer Wassertemperatur von 27°C



**Abbildung 45:** Entwicklung des Transmembrandrucks bei konstantem Flux und einer Wassertemperatur von 16°C

Das Absenken der Temperatur von 27°C auf 16°C führt bei gleichbleibendem Flux zu einem leichten Anstieg des Transmembrandrucks. Der maximal zulässige Transmembrandruck der eingesetzten Membranen betrug 300 mbar. Folglich muss bei nied-

rigen Temperaturen die Membran häufiger gereinigt werden. Da MBR I im Vergleich zu MBR II über keine Rückspülmöglichkeiten verfügt, bedingt dies eine komplette Außerbetriebnahme des MBR I.



**Abbildung 46:** Verlauf der CSB Ablaufkonzentration bei unterschiedlichen Wassertemperaturen

Abbildung 46 zeigt die CSB Ablaufkonzentrationen und den Temperaturverlauf innerhalb eines ganzen Jahres. Es ist zu erkennen, dass die Temperatur keinen Einfluss auf die Ablaufkonzentration hat. Hingegen verbessert sich die Ablaufqualität tendenziell mit der Versuchsdauer. Dies kann mit einer zunehmenden Spezialisierung bzw. Adaptierung der Bakterien auf das Grauwassersubstrat erklärt werden und spiegelt das Potential von MBR Anlagen wieder, die ein Auswaschen der Biomasse verhindern.

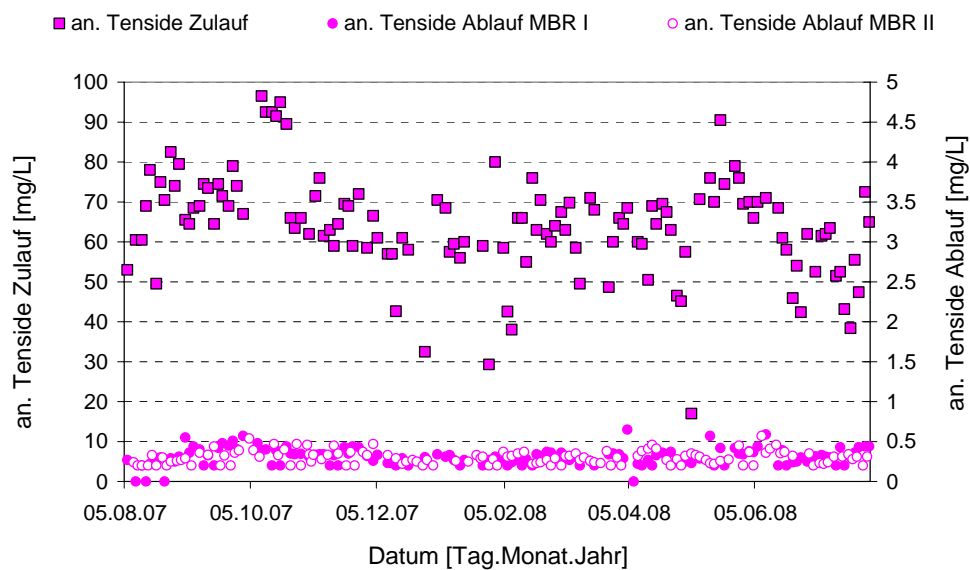
**Einfluss der Tenside auf den Stoffübergang und auf die Prozessstabilität (z.B. Fouling bei Membranen)**

Während der Adaptationszeit gibt es erhebliche Probleme mit der Schaumbildung, welche auf die hohe Tensidkonzentration im Zulauf zurückzuführen ist (s. Abbildung 47). Es wird eine Sprühhvorrichtung installiert, die das Grauwasser gleichmäßig zerstäubt und somit als Schaumzerstörer dient. Nach einer Adaptationszeit von ca. zwei Monaten kommt die Schaumbildung zum Erliegen und spielte in den Folgemonaten keine Rolle mehr.



**Abbildung 47:** Schaumprobleme in der Einfahrphase

Abbildung 48 zeigt die Zulauf- und Ablaufkonzentrationen an anionischen Tensiden während einer Versuchsphase von einem Jahr. Es ist zu erkennen, dass die Ablaufkonzentration stets unter 1 mg/L im Ablauf liegt. Einen Einfluss auf das Foulingverhalten und den Stoffübergang können nicht nachgewiesen werden.



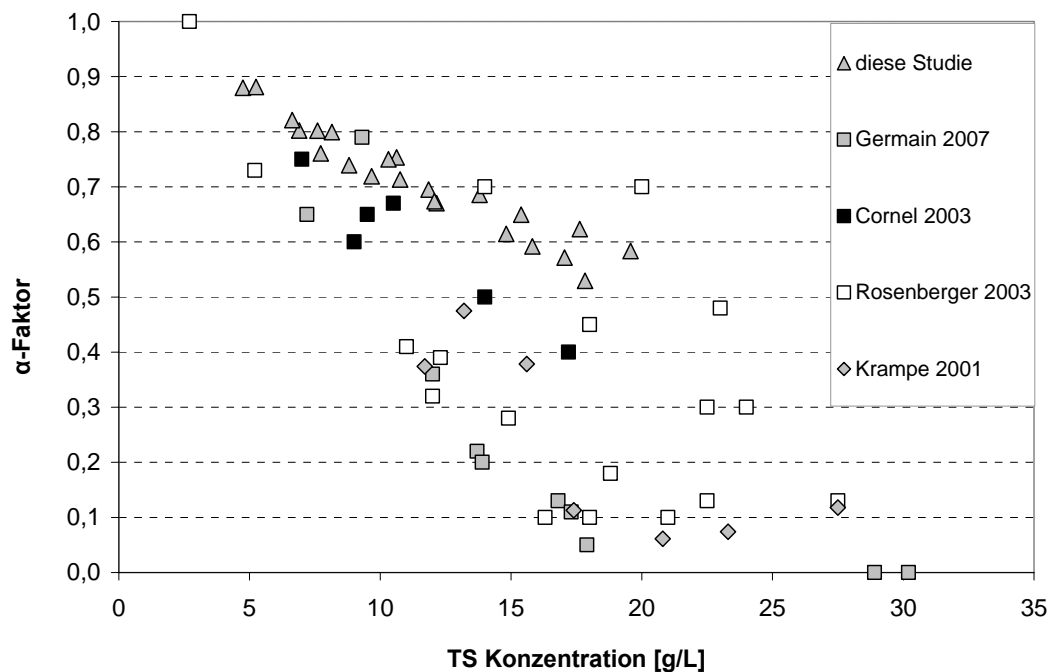
**Abbildung 48:** Anionische Tensidkonzentration im Zulauf und Ablauf der MBR

## Sonstige Ergebnisse

### Einfluss des Trocksubstanzgehaltes auf den Sauerstoffübergang in MBR-Anlagen

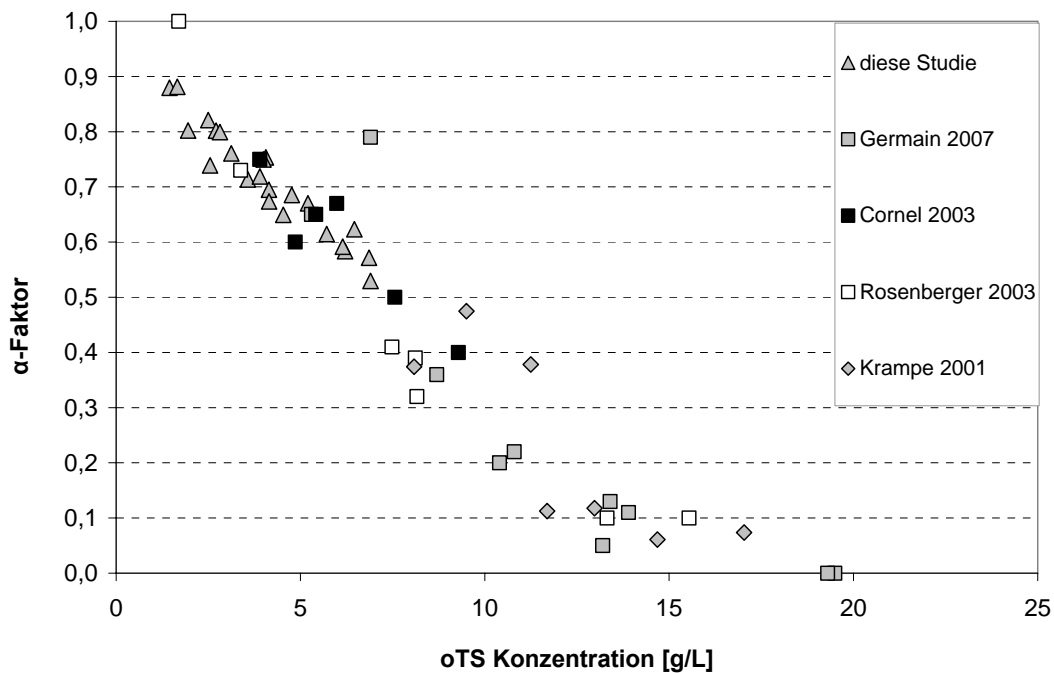
Der  $\alpha$ -Faktor ist der Quotient aus Sauerstoffeintrag im Belebtschlamm zu Sauerstoffeintrag in Reinwasser. Er dient als Maß für die Effizienz des Sauerstoffeintrages in Belebtschlamm und ist für die Auslegung der Anlagen von entscheidender Bedeutung. Hohe  $\alpha$ -Faktoren weisen auf einen guten Stoffübergang im Schlamm hin.

Abbildung 49 zeigt den Verlauf des  $\alpha$ -Faktors im Vergleich zu anderen Studien. Tendenziell liegen die Werte in dieser Studie über den bisher gemessenen  $\alpha$ -Faktoren. Tendenziell sinkt mit steigendem TS-Gehalt der  $\alpha$ -Faktor allerdings ist die Spannweite bei einem konstanten TS-Gehalt sehr breit.



**Abbildung 49:** Sauerstoffeintragskennwerte ( $\alpha$ -Faktoren) in Grauwasser im Vergleich

Wird der  $\alpha$ -Faktor allerdings gegen die oTS-Konzentration aufgetragen, wie in Abbildung 50 dargestellt, so lässt sich eine bessere Tendenz erkennen.



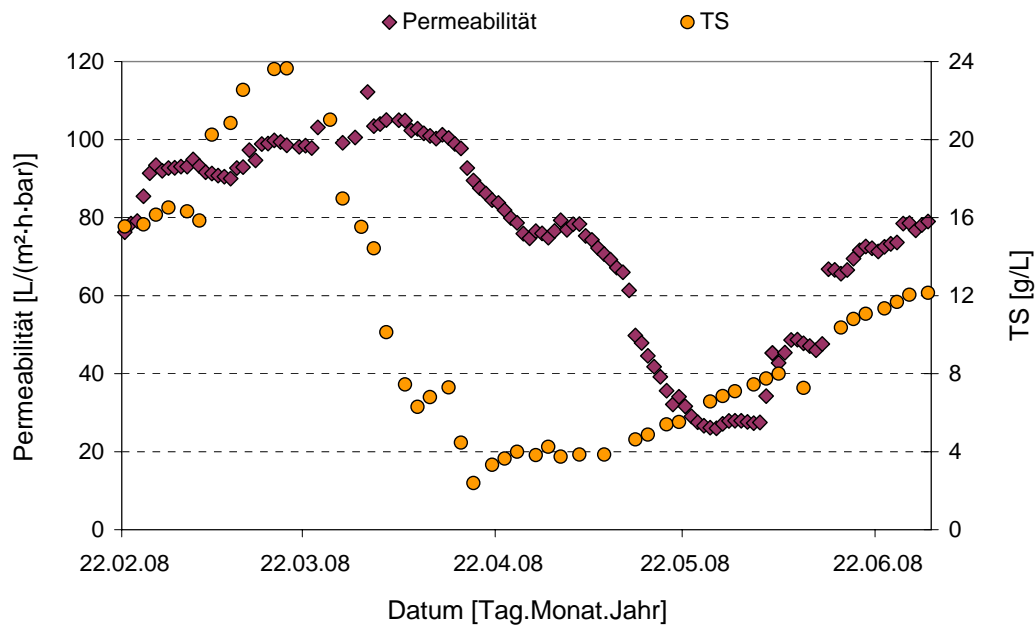
**Abbildung 50:** Sauerstoffeintragskennwerte ( $\alpha$ -Faktoren) in Grauwasser im Vergleich

Eine Hypothese lautet, dass mit steigendem oTS-Gehalt der freie Wasseranteil im Schlamm sinkt und die Austauschfläche zwischen Gasblase und freiem Wasser behindert und verkleinert wird. Eine detailliertere Betrachtung wird in der Publikation Henkel et al 2009 dargestellt.

### Fouling/Scalingverhalten

Das Foulingverhalten einer MBR Anlage ist stark von der biologischen Belastung und dem damit verbundenem Schlammalter abhängig. Bei einem Schlammalter kleiner als 30 Tage tritt in beiden MBR Anlagen verstärktes Fouling auf. Dies ist besonders für die Plattenmembranen von Bedeutung, da diese nicht rückspülbar sind.

Im Vergleich zu anderen Publikationen stellt sich heraus, dass mit steigendem TS-Gehalt nicht automatisch ein Anstieg des Foulings zu beobachten ist. Dies widerspricht der allgemeinen Meinung, dass durch den Anstieg des TS-Gehaltes und dem damit verbundenen Anstieg der scheinbaren Viskosität auch eine Verschlechterung der Filtrationsleistung einhergeht. Das Gegenteil wurde in unseren Versuchen beobachtet. Bei TS-Gehalten zwischen 20 und 24 g/L wird eine Verbesserung der Permeabilität beobachtet, während bei geringen TS-Gehalten von 5-10 g/L der Anstieg des Fouling am stärksten ausgeprägt ist (s. Abbildung 51).



**Abbildung 51:** Permeabilität in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt

Eine abschließende Erklärung kann für diese Beobachtung noch nicht gegeben werden. Anscheinend führt das erhöhte Schlammalter zu einem besseren Abbau der foulingverursachenden Substanzen und kompensiert den Effekt des erhöhten TS-Gehaltes.

### 6.2.3.5 Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage)

Die SBR-Anlage zeigt unabhängig von den Versuchsbedingungen nach der Adaption der Biomasse eine stabile biologische Abbauleistung hinsichtlich der Parameter BSB<sub>5</sub> und anionischer Tenside (s. Abbildung 52). In allen vier Hauptversuchsphasen (Phase II bis V, vgl. 6.2.2.3) bleiben die Ablaufkonzentrationen von BSB<sub>5</sub> und anionischen Tensiden unterhalb der Qualitätsanforderungen (jeweils mit 10 mg/L und 1 mg/L) zur Wasserwiederverwendung. Hinsichtlich der Trübung im Ablauf werden die Qualitätsanforderungen allerdings nicht eingehalten.

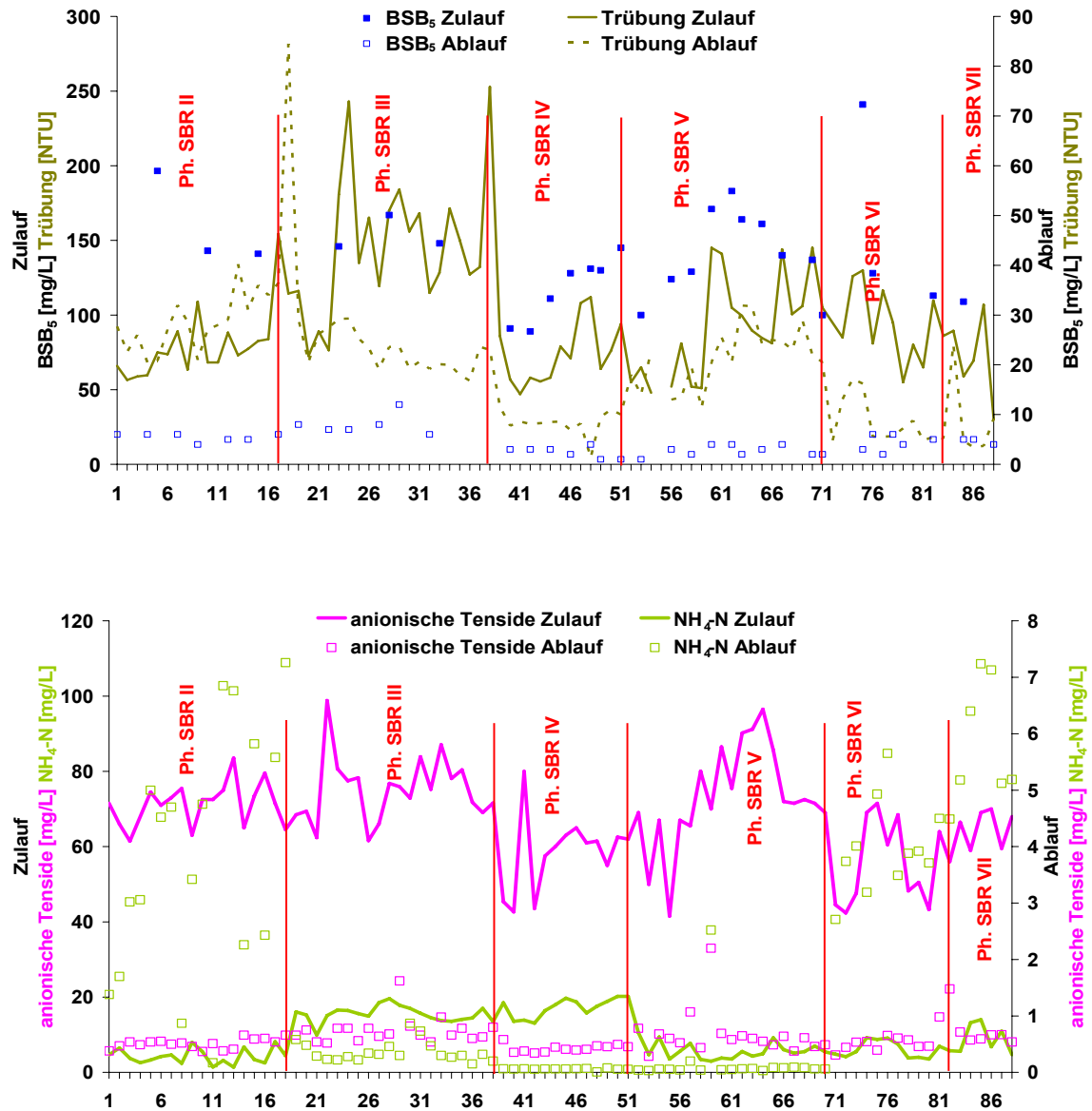


Abbildung 52: SBR-Anlage in Versuchsphasen (Ph. SBR II bis Ph. SBR VII) Zulauf- und Ablaufwerte (oben: BSB<sub>5</sub>, Trübung; unten: anionische Tenside und NH<sub>4</sub>-N)

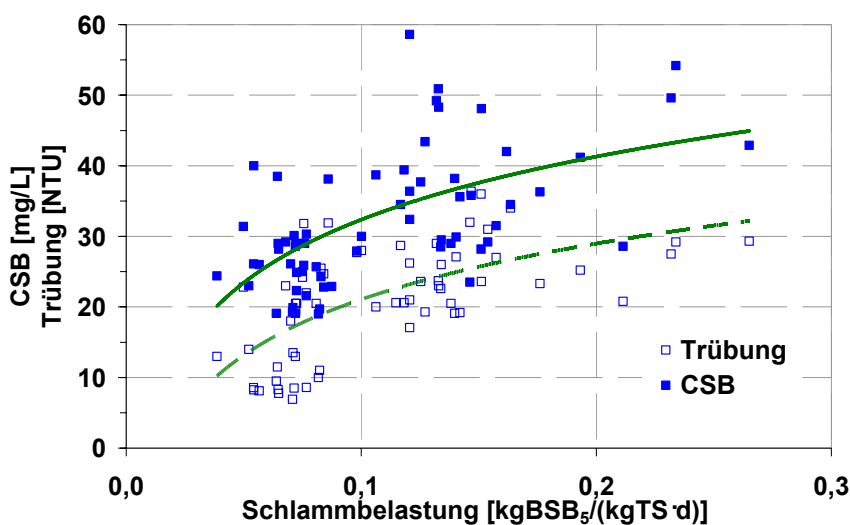
### Einfluss der Vorbehandlung auf die Reinigungsleistung

Eine separate Vorbehandlungsstufe wird in der SBR-Anlage nicht benötigt. Der direkte Zulauf vor und nach dem Mikrosieb hat keine wesentliche Auswirkung auf die Abbauleistung der SBR-Anlage erwiesen.

### Einfluss der Schlammbelastungen auf die Reinigungsleistung

Schlammbelastung Belastungen werden in der SBR-Anlage nach Versuchsphasen variiert. Die biologischen Abbauleistungen (BSB<sub>5</sub> und anionische Tenside) bleiben in allen Versuchsphasen nach der Adaption stabil (über 90 % und 99 %).

In den Versuchsphasen II bis V wird der Einfluss der Schlammbelastungen untersucht. Die Schlammbelastung zeigt keinen Einfluss auf die biologische Abbauleistung (CSB, BSB<sub>5</sub> bzw. N und P) innerhalb der Untersuchungsgrenzen. Die Trübung wird hingegen entscheidend beeinflusst. In Abbildung 53 werden die CSB-Ablaufwerte und die Trübung im Ablauf in Abhängigkeit der Schlammbelastung dargestellt.



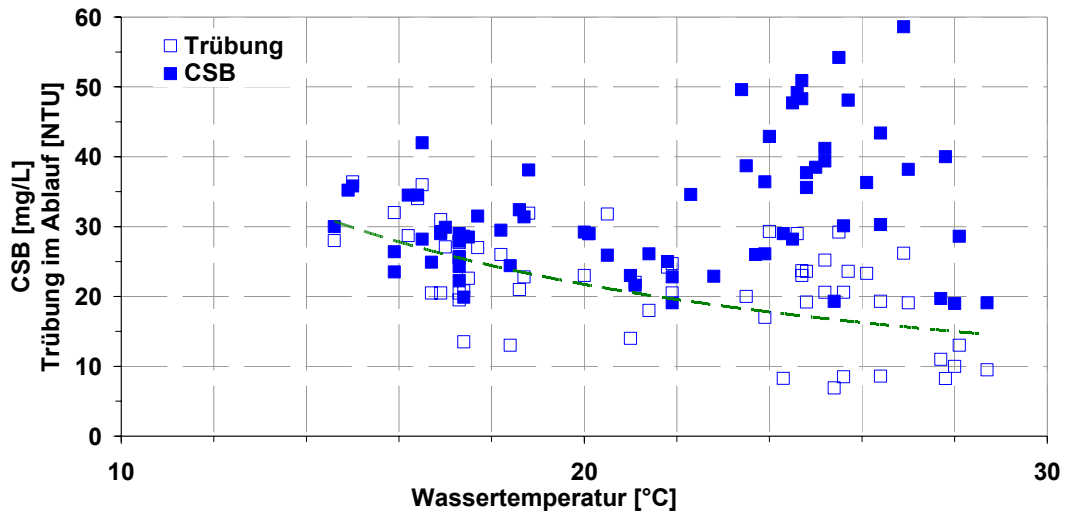
**Abbildung 53:** CSB und Trübung im Ablauf in Abhängigkeit mit der Schlammbelastung

Abbildung 53 zeigt, dass die Trübung im Ablauf die Qualitätsanforderung zur Wasserwiederverwendung (< 5 NTU) nicht einhält. Wird die Trübung im Ablauf gegen die Schlammbelastung dargestellt, ist eine Abhängigkeit zu erkennen. Mit steigender Belastung erhöhen sich fast parallel die Trübung im Ablauf und die CSB-Ablaufwerte.

### Einfluss der Wassertemperatur auf die Reinigungsleistung

In Abbildung 54 werden CSB-Ablaufwerte und die Trübung im Ablauf gegen die Wassertemperaturen aufgetragen.

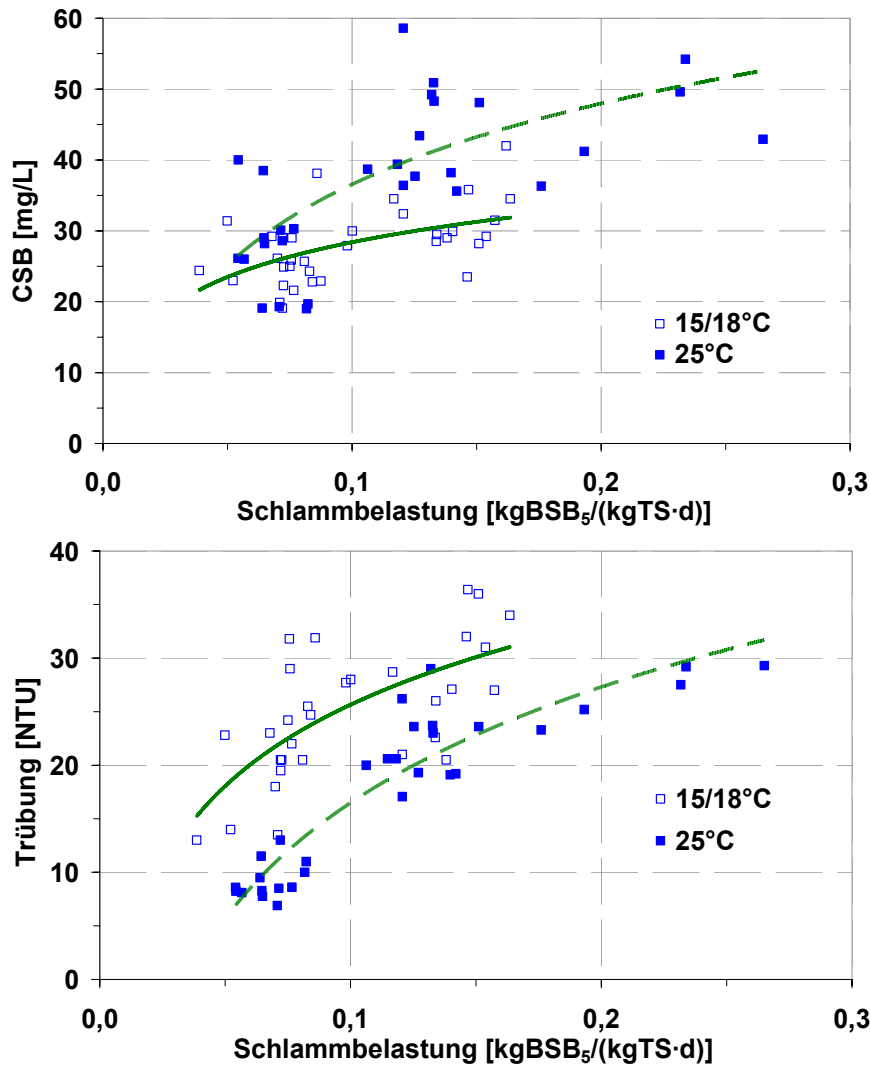




**Abbildung 54:** Trübung im Ablauf in Abhängigkeit mit Wassertemperatur

Die CSB-Ablaufwerte weisen keine wesentliche Abhängigkeit zur unterschiedlichen Wassertemperaturen auf. Dagegen zeigt die Trübung im Ablauf eine abnehmende Tendenz mit zunehmenden Wassertemperaturen.

In Abbildung 55 ist die Abhängigkeit der Trübung im Ablauf sowohl von den Schlammbelastungen als auch von der Wassertemperatur dargestellt.



**Abbildung 55:** Ablauf in Abhängigkeit der Schlammbelastung bei verschiedenen Wassertemperaturen (oben: CSB; unten: Trübung)

Es ist zu erkennen, dass die Trübung im Ablauf bei einer gleichen Schlammbelastung und der höheren Wassertemperatur (25°C) bis zu 40 % niedriger als bei der niedrigen Wassertemperaturen (15/18°C) ist. Allerdings läuft die Tendenz der Trübung im Ablauf bei niedrigeren und höheren Wassertemperaturen fast parallel. Die höhere Wassertemperatur wirkt positiv auf der Trübung im Ablauf auf. Die niedrige Schlammbelastung beeinflusst die Trübung im Ablauf ebenso positiv. Andererseits, die CSB-Ablaufwerte zeigen in der Abhängigkeit mit der Schlammbelastung eine ähnliche Tendenz wie die Trübung im Ablauf. Allerdings sind die CSB-Ablaufwerte bei der höheren Wassertemperatur (25°C) höher als bei der niedrigen Wassertemperaturen (15/18°C).

## Einfluss der Tenside auf den Stoffübergang und auf die Prozessstabilität

Um die SBR-Anlage platzsparend bauen zu können, wird ein hohes Volumenaustauschverhältnis (60 %) gewählt. Dies führt dazu, dass die Biomasse zu Beginn der Füllphase mit einer höheren Konzentration von Schmutzfrachten ausgesetzt wird, als bei kontinuierlich beschickten Reaktoren. Insbesondere führt die hohe Konzentration von anionischen Tensiden während der Belüftungsphase am Anfang zur starken Schäumung. Nach der Adaption der Biomasse tritt diese Überschäumung im Regelbetrieb nicht mehr auf (s. Abbildung 56).



**Abbildung 56:** Schäubildung in der Anfangsphase und adaptierter Schlamm

Nach der Adaption der Biomassen befindet sich die SBR-Anlage in einem stabilen Betriebsprozess. Die hohen Tensidkonzentrationen wirken sich nicht negativ auf die Prozessstabilität aus, nachdem die Biomasse adaptiert ist.

Um den  $\alpha$ -Wert in der Grauwasserbehandlung mittels SBR-Anlage festzustellen, werden die Sauerstoffeintragungsmessungen im Reinwasser, im Belebtschlamm von 7 g/L und 4 g/L durchgeführt. Der spezifische Luftvolumenstrom beträgt  $2,3 \text{ m}^3\text{N}/(\text{m}^3\cdot\text{h})$  bei Messungen mit dem Reinwasser und dem Schlammgehalt von 7 g/L und  $3,3 \text{ m}^3\text{N}/(\text{m}^3\cdot\text{h})$  bei Messungen mit dem Reinwasser und dem Schlammgehalt von 4 g/L. Die  $\alpha$ -Werte sind 0,69 bei einem Schlammgehalt von 7 g/L (davon organischer Anteil 52 %) und 0,85 bei einem Schlammgehalt von 4 g/L (davon organischer Anteil 46 %). Beide  $\alpha$ -Werte sind gemessen, wenn die Biomassen sich in Grundatmungsphasen befinden.

## Sonstige Ergebnisse

### Zusammenhang zwischen CSB, Trübung im Ablauf und AFS im Ablauf

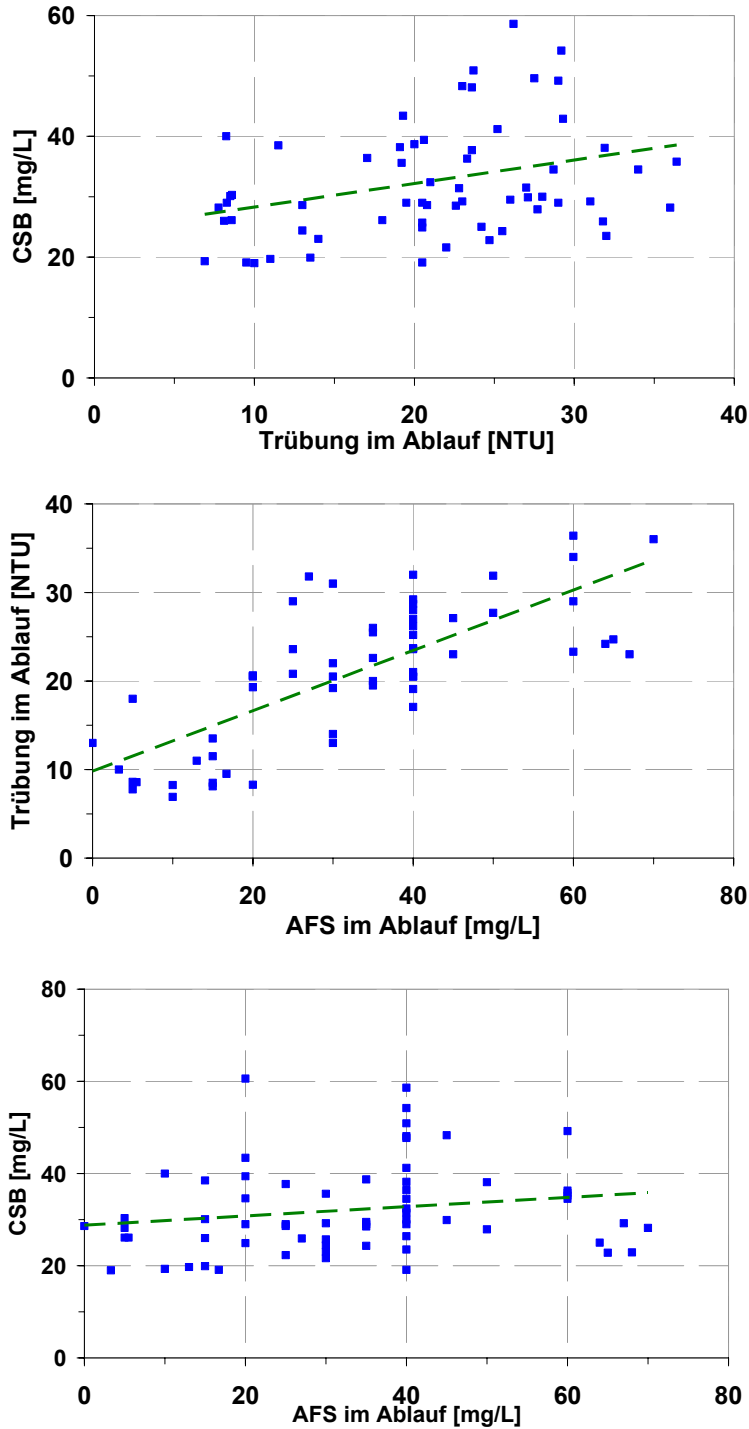


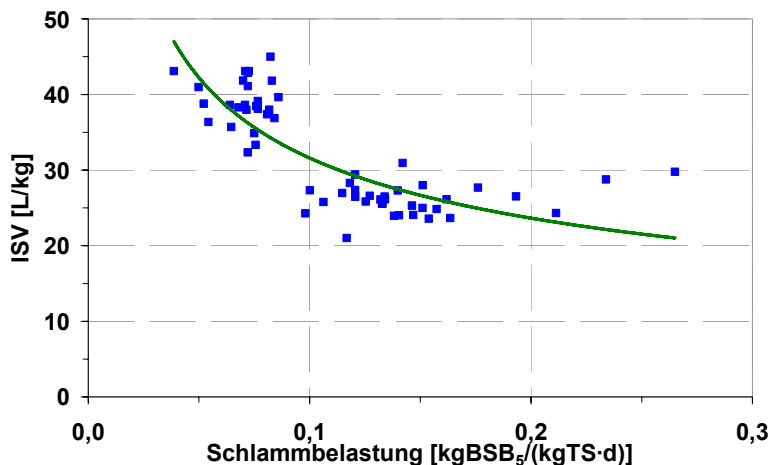
Abbildung 57: Abhängigkeit zwischen CSB, Trübung im Ablauf und AFS im Ablauf

---

Es ist zu erkennen (s. Abbildung 57), dass sich die Trübung im Ablauf eine lineare Abhängigkeit zu den AFS im Ablauf darstellt. CSB-Ablaufwerte zeigen keinen direkten Zusammenhang sowohl mit der Trübung im Ablauf als auch mit dem AFS im Ablauf.

### Einfluss der Schlammbelastung auf der Schlammeigenschaft (ISV)

In Abbildung 58 ist der Schlammvolumenindex (ISV), der die Absetzbarkeit des Schlammes bezeichnet, in der Abhängigkeit mit der Schlammbelastung dargestellt.



**Abbildung 58:** ISV in Abhängigkeit mit Schlammbelastung [kgBSB<sub>5</sub>/(kgTS·d)]

Es ist erkennbar, dass höhere Schlammbelastungen zu einem besseren Absetzverhalten führen. Im Vergleich zu kommunalen SBR-Anlagen weist der Belebtschlamm von der SBR-Anlage generell ein besseres Absetzverhalten (ISV < 50 L/kg) auf. In SBR-Anlagen zur kommunalen Abwasserbehandlung wird der ISV üblich mit 120 L/kg angenommen [ATV M-210 1997].

### Einfluss der Wassertemperatur auf der Schlammeigenschaft (ISV)

In Abbildung 59 sind die ISV-Werte als Funktion der Wassertemperatur aufgetragen. Hierbei weisen die unterschiedlichen Wassertemperaturen keine erkennbare Auswirkung auf den ISV auf.

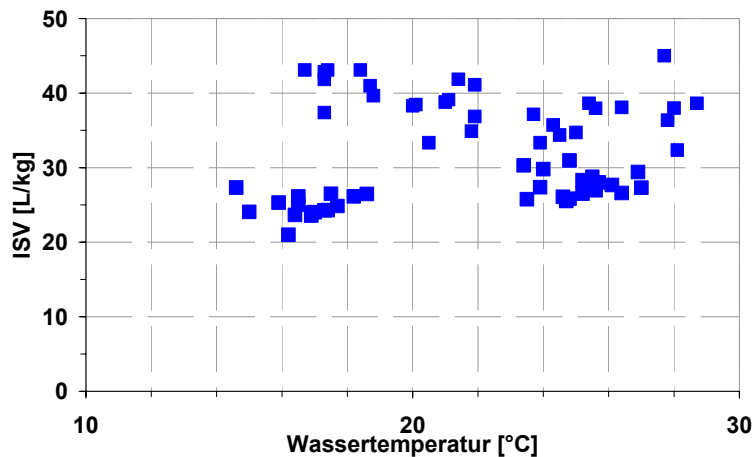


Abbildung 59: ISV in Abhängigkeit mit Wassertemperatur

### Einfluss der mechanischen Belastung auf der Trübung im Ablauf

In der SBR-Anlage wird die Befüllung, die Prozessbelüftung sowie die Umwälzung des Wassers im Reaktor über eine Kreiselpumpe mit Injektor realisiert (vgl. Kap. 6.2.1.1). Kreiselpumpen sind bekannt für die mechanische Zerkleinerung von Partikel, die sich in Form von Trübstoffen im Ablauf bemerkbar machen [Meyer 2009]. Die Schlammflocken sind während der aktiven Betriebsphasen (Belüftung und Umwälzung) starken mechanischen Scherkräften ausgesetzt.

Vor diesem Hintergrund ist in Abbildung 60 die Trübung im Ablauf gegen den Nettoenergieeintrag im Wasser aufgetragen.

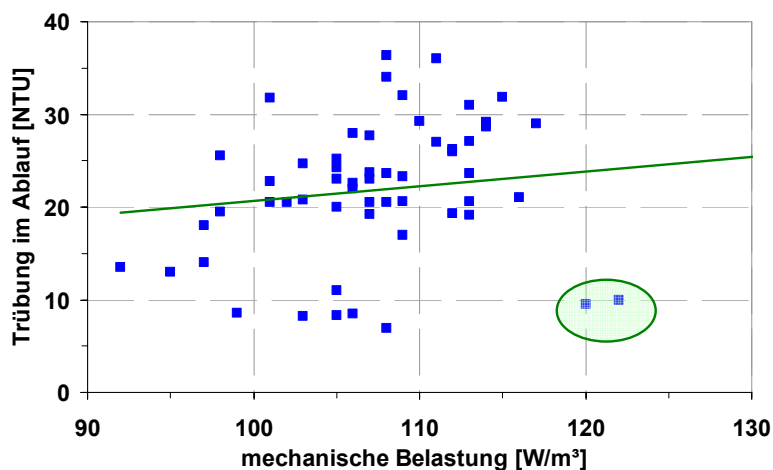
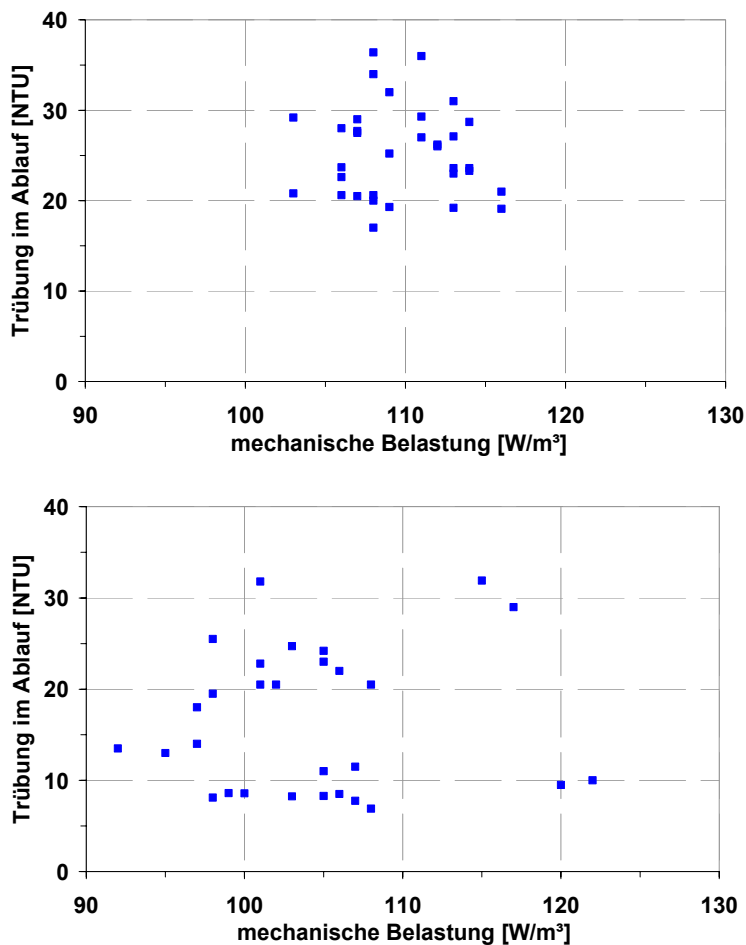


Abbildung 60: Trübung im Ablauf in Abhängigkeit des Nettoenergieeintrags

Der Nettoenergieeintrag in Watt pro m<sup>3</sup> Wasservolumen wird aus der Betriebszeit, der Pumpleistung, der Effizienz der Pumpe sowie des Injektors am Tag bezogen und auf das Wasservolumen im Reaktor errechnet. Tendenziell ist zu erkennen, dass die Trübung im Ablauf mit zunehmenden mechanischen Belastungen steigt.

In Abbildung 61 wird die Trübung im Ablauf in Abhängigkeit des Nettoenergieeintrags auseinander sortiert und dargestellt. Oben sind die Messwerte in Versuchsphasen mit hohen Schlammbelastungen aufgetragen. Unten sind die Messwerte in Versuchsphasen mit niedrigen Schlammbelastungen aufgetragen.



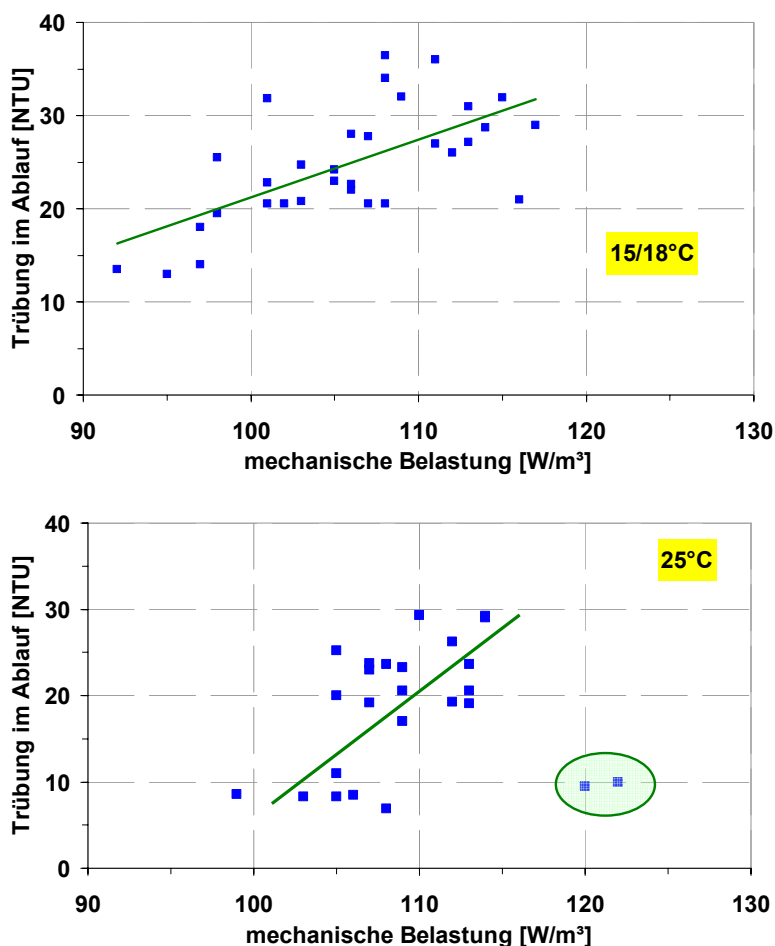
**Abbildung 61:** Trübung im Ablauf in Abhängigkeit des Nettoenergieeintrags; oben: Phasen mit hoher Schlammbelastung; unten: Phasen mit niedrigen Schlammbelastungen

Während der spezifische Nettoenergieeintrag in Versuchsphasen mit hohen Schlammbelastungen (0,1-0,27 kgBSB<sub>5</sub>/(kgTS·d)) zwischen 105 W/m<sup>3</sup> und 115 W/m<sup>3</sup> schwankt, streuen die Werte vom spezifischen Nettoenergieeintrag in Versuchsphasen mit niedriger Schlammbelastung (< 0,06 kgBSB<sub>5</sub>/(kgTS·d)) zwischen 90 W/m<sup>3</sup> und 125 W/m<sup>3</sup>.

Der Nettoenergieeintrag bei Versuchsphasen mit niedrigen Schlammbelastungen hat eine Streubereite von 16 % zu dem Mittelwert  $108 \text{ W/m}^3$ .

Diese Schwankung von spezifischen mechanischen Belastungen lässt sich zum Teil zurück schließen, dass der tägliche Zyklusbetrieb nur manuell getätigt werden konnte, sodass der Betriebsablauf täglich nicht identisch war, wie im 24 h automatischen Betrieb. Der zeitliche Verlauf der Betriebszyklen und der damit verbundene Energieeintrag sind täglich nicht identisch. Die Versuchsphasen mit hohen Schlammbelastungen hingegen befanden sich in der gesamten Versuchszeiten 24 Stunden im automatischen Betrieb, sodass der zeitliche Verlauf der Betriebszyklen in der gesamten Versuchszeit täglich identisch sind und die Schwankung des spezifischen Nettoenergieeintrags innerhalb von 10 % bleibt.

In Abbildung 62 wird die Trübung im Ablauf nach dem Wassertemperaturen in Abhängigkeit des spezifischen Nettoenergieeintrags dargestellt.



**Abbildung 62:** Einfluss des Nettoenergieeintrags bei unterschiedlichen Wassertemperaturen; oben: Versuchsphasen mit 15/18°C; unten: Versuchsphasen mit 25°C



---

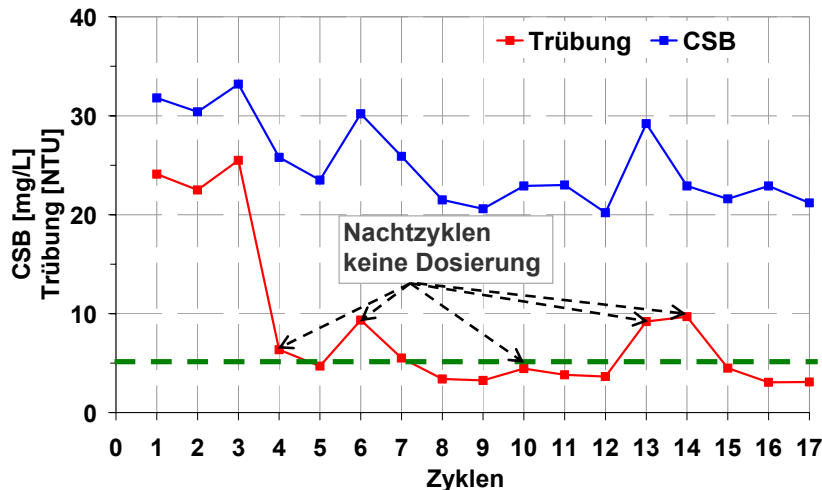
Wird die Trübung als Funktion der mechanischen Belastungen unter der Berücksichtigung der Wassertemperaturen aufgetragen, nimmt diese mit zunehmenden mechanischen Belastungen stetig zu. In Versuchsphasen mit einer durchschnittlichen Wassertemperatur von 25°C, nimmt die Trübung im Ablauf über 70 % ab, während die mechanische Belastung nur ca. 14 % reduziert wird. In Versuchsphasen mit einer durchschnittlichen Wassertemperatur von 15 °C bis 18 °C nimmt die Trübung im Ablauf ca. 50 % ab, während die mechanische Belastung ca. 20 % reduziert wird.

Demnach wird die Trübung im Ablauf durch die mechanische Belastung hervorgerufen. Laut praktischer Erfahrungen liegt der mechanische Energieeintrag für eine optimierte Injektorbelüftung bei ca. 40 W/m<sup>3</sup>. Mit diesem Energieeintrag wird keine übermäßige Trübung im Ablauf der kommunalen bzw. industriellen Abwasserbehandlungsanlagen im Vergleich zu anderen Oberflächen- bzw. allgemeinen Druckluftbelüftungssystemen beobachtet [Meyer 2009].

Der in der Untersuchung eingesetzte Injektor hat einen Sauerstofftrag von 1 kgO<sub>2</sub>/kWh, welcher einen üblichen Kennwert von Injektoren mit einer freien Luftansaugung aufweist. Als Strömungsantrieb des Injektors ist eine Kreiselpumpe installiert. Die Drehzahl und der Form des Pumpelauftrads spielen hier auch eine wichtige Rolle, tragen starke mechanische Scherkräfte zum Zerschlagen des Schlammflockens neben dem eigentlichen Energieeintrag ein.

Eine Anpassung des Pumpenlaufrads bzw. die Anwendung von anderen Pumpen anstelle der Kreiselpumpe als Strömungsantrieb des Injektors sind mögliche Maßnahmen zur Reduzierung bzw. Minimierung der Scherkräfte an Schlammflocken.

Um die Trübungsgrenzwerte im Ablauf während der Versuchszeiten einzuhalten, wird in den Versuchsphasen VI und Phase VII Polymere (Polyamin) als Flockungshilfsmittel zudosiert. In Abbildung 63 werden die Versuchsergebnisse dargestellt.



**Abbildung 63:** Versuchsreihe mit Zudosierung

Mit einer Dosis von 10 mg/L Polyamin am Ende jedes Zyklus, wird die Qualitätsanforderung an die Trübung im Ablauf von 5 NTU eingehalten.

### Desinfizierbarkeit des Ablaufs

Um die geforderten Grenzwerte von  $< 3$  Gesamtcoliforme/L einzuhalten, muss der Ablauf der SBR-Anlage desinfiziert werden. Es werden zwei UV-Dosierungsintensitäten von durchschnittlich  $340 \text{ J/m}^2$  (Durchsatz  $1 \text{ m}^3/\text{h}$ ) und  $270 \text{ J/m}^2$  (Durchsatz  $1,25 \text{ m}^3/\text{h}$ ) getestet. Die Transmission des Ablaufs von der SBR-Anlage beträgt während der gesamten Versuchszeiten durchschnittlich 60 %.

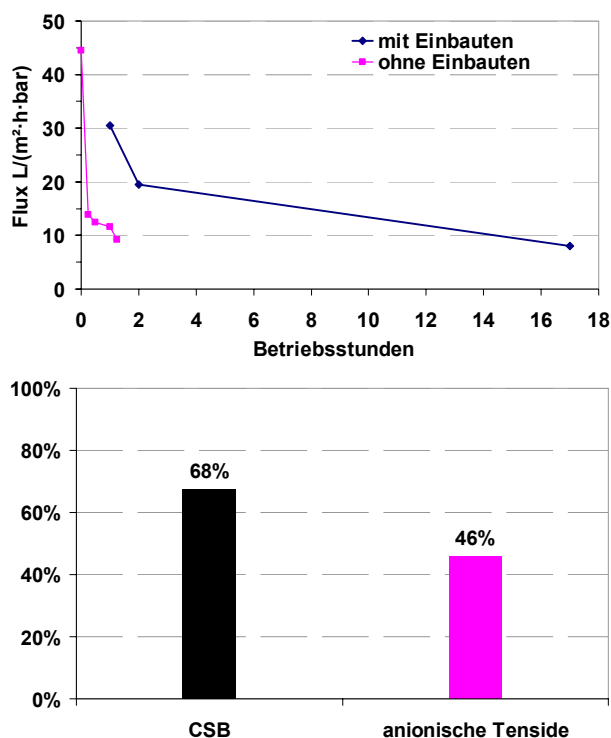
Mit einer UV-Dosis von  $340 \text{ J/m}^2$ , die 15 % niedriger als Herstellerangabe ist (vgl. Kap. 6.2.1.1), weniger als drei Gesamtcoliforme pro Liter während der gesamten Versuchsdauer von 18 Tagen erreicht. In der Versuchszeit von 32 Tagen mit einer UV-Intensität von  $270 \text{ J/m}^2$  sind an 18 Tagen mehr als drei Gesamtcoliforme pro Liter im Ablauf nach der UV-Desinfektion zu finden.

Trotz der relativ hohen Trübstoffkonzentration (Durchschnitt  $40 \text{ mgAFS/L}$ ) im Ablauf während der Versuchszeit kann ein hygienisch einwandfreies Brauchwasser durch eine ausreichende UV-Dosis hergestellt werden.

### **6.2.3.6 Keramische Membran**

Ziel dieser Untersuchungen ist die Reinigungsleistung eines reinen physikalischen Filtrationsverfahrens (keramische Membran) zu testen.

In der ersten Versuchsreihe wird die Durchsatzleistung der Membran durch Installation von Einbauten (Strömungsbrecher) im Reaktor wesentlich verbessert. Die Versuche werden mit nicht vorbehandeltem Grauwasser durchgeführt. In Abbildung 64 sind die Durchsatzleistungen der Membran in  $L/(m^2 \cdot h \cdot bar)$  mit und ohne Innenbauten dargestellt. Die mittleren Zulaufkonzentrationen des Grauwassers bzgl. des CSB und der anionischen Tensiden betragen in Mittel 330 mg/L bzw. 75 mg/L (s. Abbildung 52). Die Ablaufkonzentration bzgl. des CSB beträgt 105 mg/L. Dies entspricht einer Abtrennung von 68 %. Anionische Tenside werden um 46 % reduziert (Ablaufkonzentration: 34 mg/L). Damit werden die Grenzwerte mittels einer reinen Filtration ohne Vorbehandlung nicht eingehalten.



**Abbildung 64:** Oben: Durchsatzleistung der Membran in  $L/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ ,  
unten: Eliminationsrate der Membran

In der zweiten Versuchsreihe wird eine Druckentspannungsflotation (DAF) zur weitergehenden Vorbehandlung des Grauwassers der keramischen Membran vorgeschaltet. Die mittleren Ablaufkonzentrationen dieser Stufe liegen bei 95 mg/L CSB und 9 mg/L anionische Tenside. Mit diesem vorbehandelten Wasser als Zulauf wird die keramische Membran drei Wochen kontinuierlich betrieben. In Abbildung 65 ist der Verlauf der Zulaufkonzentrationen und der Ablaufkonzentrationen von CSB und anionischen Tenside dargestellt.

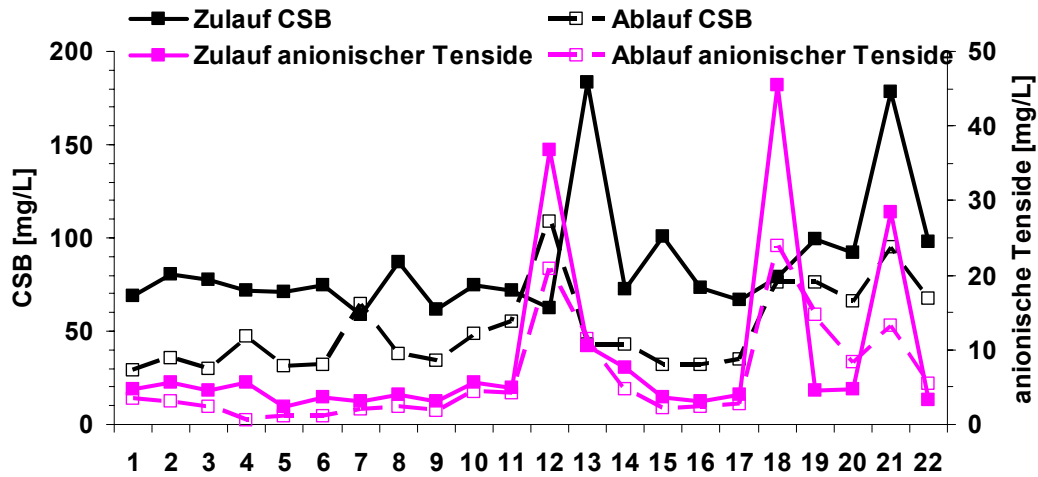


Abbildung 65: Zu- und Ablaufkonzentration der keramischen Membran

Während ca. 70 % der CSB-Ablauf der dreiwöchigen Versuchszeit eine Ablaufkonzentration unter 50 mg/L erreicht, unterschreitet die Ablaufkonzentration von anionischen Tensiden den Grenzwert von 1 mg/L nur einmal.

In Abbildung 66 sind die Ergebnisse bzgl. der Fluxentwicklung mit Dead-End und Crossflow des Membranbetriebs und der durchschnittlichen Ablaufwerte dargestellt.

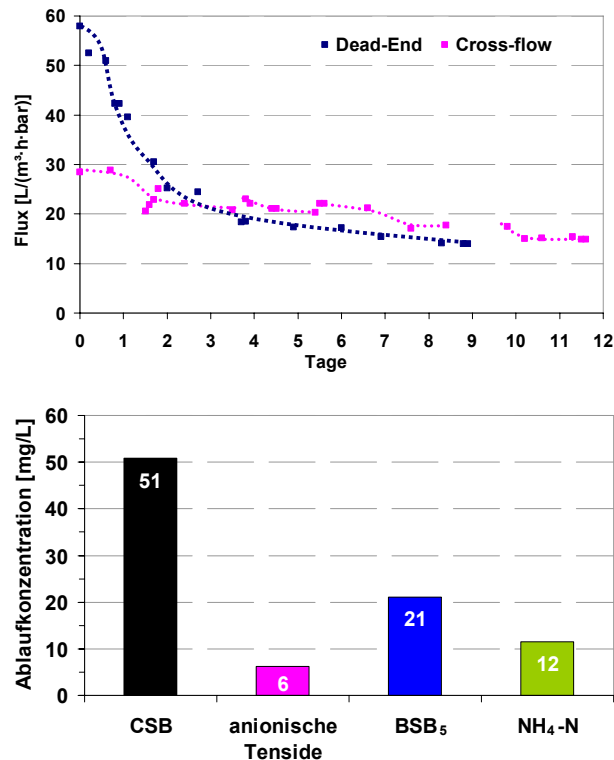


Abbildung 66: Oben: Durchsatzleistung der Membran in L/(m<sup>2</sup>·h·bar); unten: Eliminationsrate der Membran

Die erforderlichen Qualitätsanforderungen zur Wiederverwendung als Brauchwasser können somit hinsichtlich der Ablaufkonzentrationen von  $CSB < 50 \text{ mg/L}$ ,  $BSB_5 < 10 \text{ mg/L}$ , anionische Tenside  $< 1 \text{ mg/L}$  und  $NH_4\text{-N} < 10 \text{ mg/L}$  nicht erfüllt werden, obwohl die durchschnittliche Eliminationsrate von CSB bei ca. 50 % und von anionischen Tensiden bei ca. 30 % liegen.

### 6.2.3.7 Versuchsergebnisse in der Volksrepublik China am Beispiel Shanghai: Biofilter zur Abwasserreinigung in Shanghai

#### Teil I: Messungen der verschiedenen Wasserströme in einer Shanghaier Wohnsiedlung

Die Untersuchungsergebnisse der verschiedenen Wasserströme sind in Abbildung 67 dargestellt. Die gemessenen Konzentrationen von CSB,  $BSB_5$  und Abfiltrierbare Feststoffe des Grauwassers liegen im Durchschnitt bei  $430 \text{ mg/L}$ ,  $186 \text{ mg/L}$  und  $285 \text{ mg/L}$ . Diese Werte weisen ähnliche Konzentrationsbereiche auf, wie sie in anderen wissenschaftlichen Untersuchungen dargestellt werden [Chang et al. 2007].

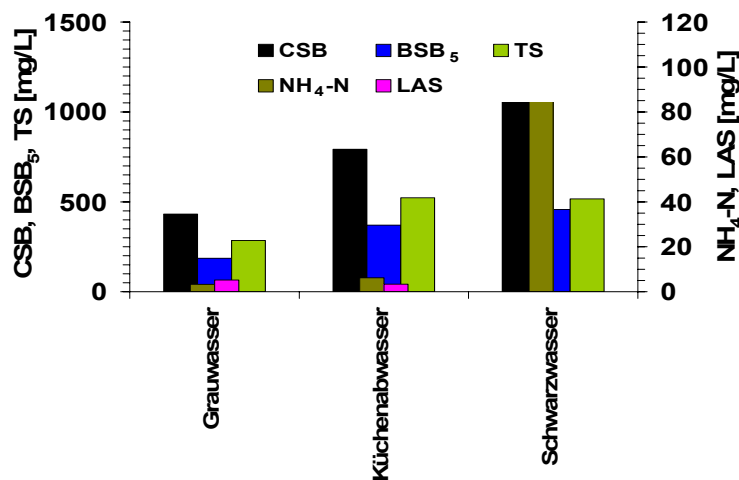


Abbildung 67: Untersuchungen zu Abwassereigenschaften in einer Shanghaier Wohnsiedlung

#### Teil II: Untersuchungen zur Abwasserwasserbehandlung mit Biofilter

Die Biofilteranlage befindet sich auf dem Gelände der Zhuyuan Kläranlage Shanghai. Der Zulauf der Anlage wird nach Rechenanlagen der Kläranlage entnommen. Die Zulaufkonzentrationen von CSB, TS und  $NH_4\text{-N}$  liegen im Durchschnitt bei  $175 \text{ mg/L}$ ,

80 mg/L, und 21 mg/L. Die biologische Aktivierung des Filters dauert bei einer Wassertemperatur von 16°C ca. zwei Wochen.

Der Filter wird mit drei Volumenströmen (0,6 m<sup>3</sup>/h, 0,75 m<sup>3</sup>/h und 1 m<sup>3</sup>/h) beschickt. Entsprechend den drei Volumenströmen beträgt die Filtergeschwindigkeit 3 m/h, 3,8 m/h und 5 m/h. Eine hohe Filtergeschwindigkeit von 5 m/h verursacht eine hohe Konzentration von Abfiltrierbaren Stoffen im Ablauf. In Abbildung 68 sind die durchschnittlichen Ablaufwerte in allen drei Versuchsphasen dargestellt.

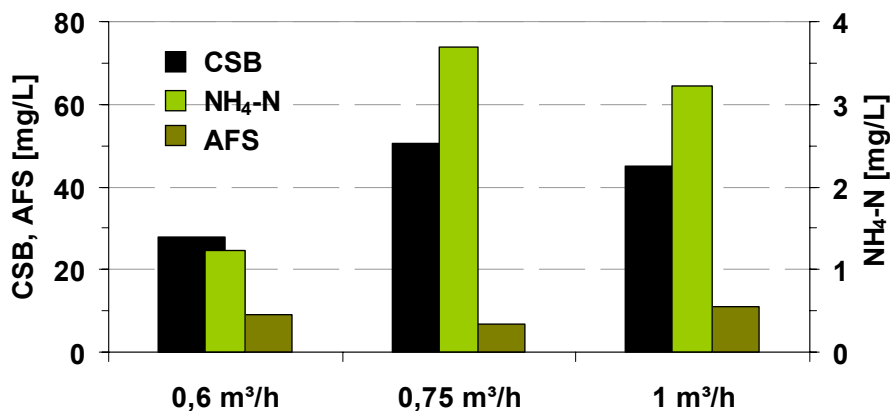
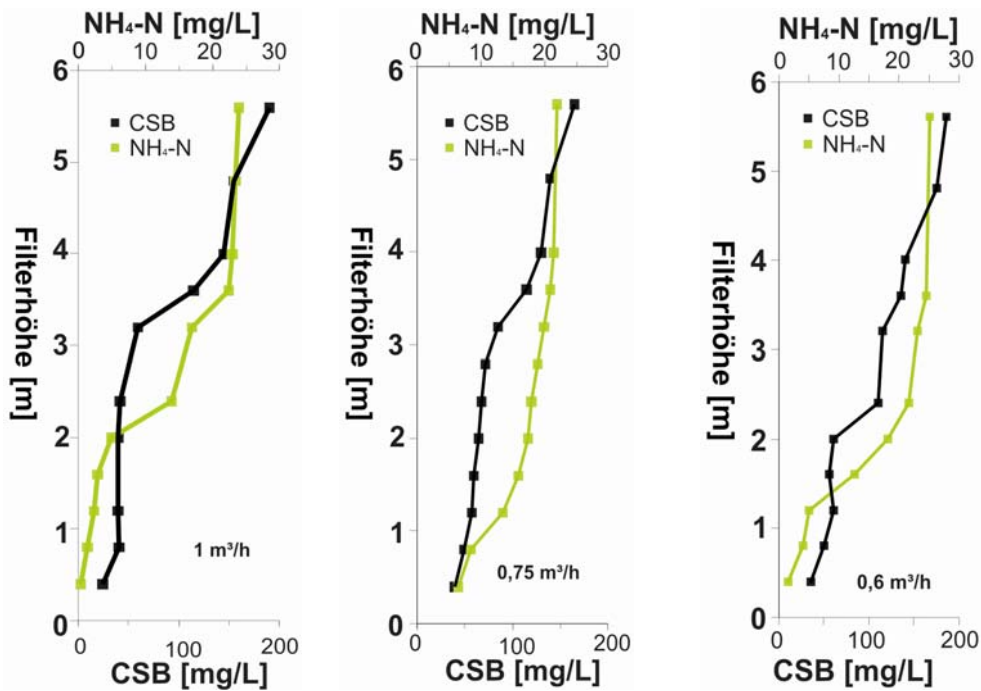


Abbildung 68: Durchschnittliche Ablaufwerte des Biofilters in Shanghai

Die CSB-Raumbelastung beträgt entsprechend der Volumenströme durchschnittlich 2,3 kgCSB/(m<sup>3</sup>·d), 3,3 kgCSB/(m<sup>3</sup>·d), und 4,1 kgCSB/(m<sup>3</sup>·d). Die Raumbelastung zur Nitrifikation beträgt durchschnittlich 0,31 kgNH<sub>4</sub>-N/(m<sup>3</sup>·d), 0,37 kgNH<sub>4</sub>-N/(m<sup>3</sup>·d) und 0,53 kg NH<sub>4</sub>-N/(m<sup>3</sup>·d). Die Prozessluftgeschwindigkeit beträgt 25 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·h).

In Abbildung 69 sind die Höhenprofile des Kohlenstoffabbaus und der Nitrifikation im Filter bei drei Volumenströmen dargestellt. Es ist zu erkennen, dass erst der Kohlenstoffabbau und dann die Nitrifikation stattfinden. Eine klare Trennung zwischen den Zonen des Kohlenstoffabbaus und der Nitrifikation ist allerdings nicht möglich. Bei einer niedrigen Raumbelastung verlangsamt sich der Abbauprozess des Kohlenstoffs und somit tritt die Nitrifikation später ein.



**Abbildung 69:** Höhenprofile des Kohlenstoffabbaus und der Nitrifikation im Filter; links:  $Q=1 \text{ m}^3/\text{h}$ ; mitte:  $Q=0,75 \text{ m}^3/\text{h}$ ; rechts:  $Q=0,6 \text{ m}^3/\text{h}$

Die Zudosierung von Spülmitteln zur Simulierung von Linearen Alkylsulfonaten (LAS) im Abwasser wird wie folgt durchgeführt:

- Bei einem Volumenstrom von  $0,6 \text{ m}^3/\text{h}$ :  $10 \text{ mg/L}$  und  $20 \text{ mg/L}$  LAS,
- Bei einem Volumenstrom von  $0,75 \text{ m}^3/\text{h}$ :  $10 \text{ mg/L}$ ,  $20 \text{ mg/L}$  und  $30 \text{ mg/L}$  LAS,
- Bei einem Volumenstrom von  $1 \text{ m}^3/\text{h}$ :  $10 \text{ mg/L}$  und  $20 \text{ mg/L}$  LAS.

Bei einer Zudosierung von  $10 \text{ mg/L}$  und  $20 \text{ mg/L}$  werden bei allen Volumenströmen die Grenzwerte unterschritten. Bei einem Volumenstrom von  $0,75 \text{ m}^3/\text{h}$  und einer Dosierung von  $30 \text{ mg/L}$  LAS überschreitet die Konzentration im Ablauf den Grenzwert. Die Ursache hierfür ist entsprechend den Untersuchungen in Darmstadt (vgl. Kap. 6.2.3.3) die nicht adaptierte Biomasse im Biofilter.

Die Untersuchungen in der Volksrepublik China zeigten, dass der Biofilter zur Abwasserbehandlung zwecks Wiederverwendung geeignet ist. Aufgrund der hohen Stickstoffkonzentration im Zulauf muss eine Nitrifikation vorgesehen werden. Abfiltrierbare Feststoffe im Zulauf sollten weitergehend entfernt werden, um den Filter vor Verstopfungen zu schützen. Zwischen effektiven Raumbelastungen und der Einhaltung der Ablaufqualitätsanforderungen müssen weitere Betriebsoptimierungen durchgeführt werden.

---

---

### **Teil III: theoretische Kostenanalyse zur Ermittlung der optimalen Größe von einer semizentralen Grauwasserbehandlungsanlage**

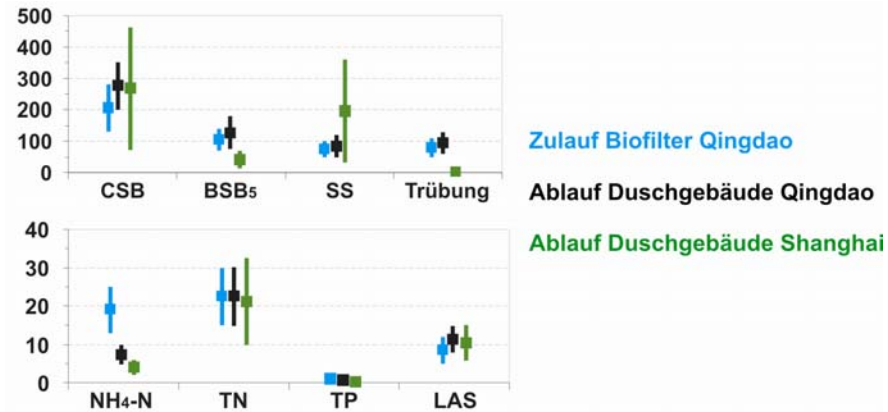
In diesem Arbeitsteil wird eine Kostenanalyse über ein semizentrales Wasserwiederverwendungskonzept durchgeführt. Die Berechnung basiert auf einer Grauwasserbehandlung und Brauchwasserwiederverwendung in Wohngebieten. Das Berechnungsmodell „Supra-Zelle“ basiert auf der Projektarbeit des deutschen Forschungsprojekts „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas – Teilprojekt 1“ (02WD0398). Zur Grauwasserbehandlung werden die Verfahren Biofilter, Membranbioreaktor und Wirbelbettreaktor (IMBBR) miteinander verglichen. Die Kostenanalyse richtet sich nach Shanghaier Personal-, Bau- und Materialpreisen. Unter der Berücksichtigung der Investitionskosten von Rohrleitungen für die Grauwasserableitung und Brauchwasserversorgung, Investitionskosten von Behandlungseinheiten sowie überschlägigen Betriebskosten der Behandlungseinheiten liegt die optimale Größe eines solchen Systems bei einer Behandlungskapazität von 3.000-6.000 m<sup>3</sup>/d. Dies entspricht einer Systemgröße von 50.000 bis 100.000 Einwohnern und liegt damit im Rahmen der in Teilprojekt 1 bestimmten Größen (s. Anhang 4).

#### **6.2.3.8 Versuchsergebnisse in der Volksrepublik China am Beispiel Qingdao: Biofilter für die Duschabwasserbehandlung**

##### **Versuche zur Duschabwasserbehandlung mit Biofilter und Leistungsvergleich von zwei Trägermaterialien**

Das Duschabwasser fällt in unmittelbarer Nähe der Versuchsanlage mit einem Volumenstrom von 12 bis 40 m<sup>3</sup>/d an. Das gesamte Abwasser wird gespeichert und anschließend der Versuchsanlage zudosiert. Der durchschnittliche Wasserverbrauch liegt bei 40 L/Person pro Duschgang. Die Zulaufkonzentrationen des Duschabwassers verändern sich aufgrund der langen Aufenthaltzeit (ca. 1 Tag im Durchschnitt) im Speicher. In Abbildung 70 sind die Zulaufkonzentrationen zu dem Vorspeicher und dem Biofilter dargestellt. Es ist zu beachten, dass die Zulaufkonzentration von Phosphat während des gesamten Versuchszeitraums unter 1 mg/L liegt. Das Duschabwasser aus dem Gebäude weist eine Wassertemperatur von 30 bis 35°C auf.



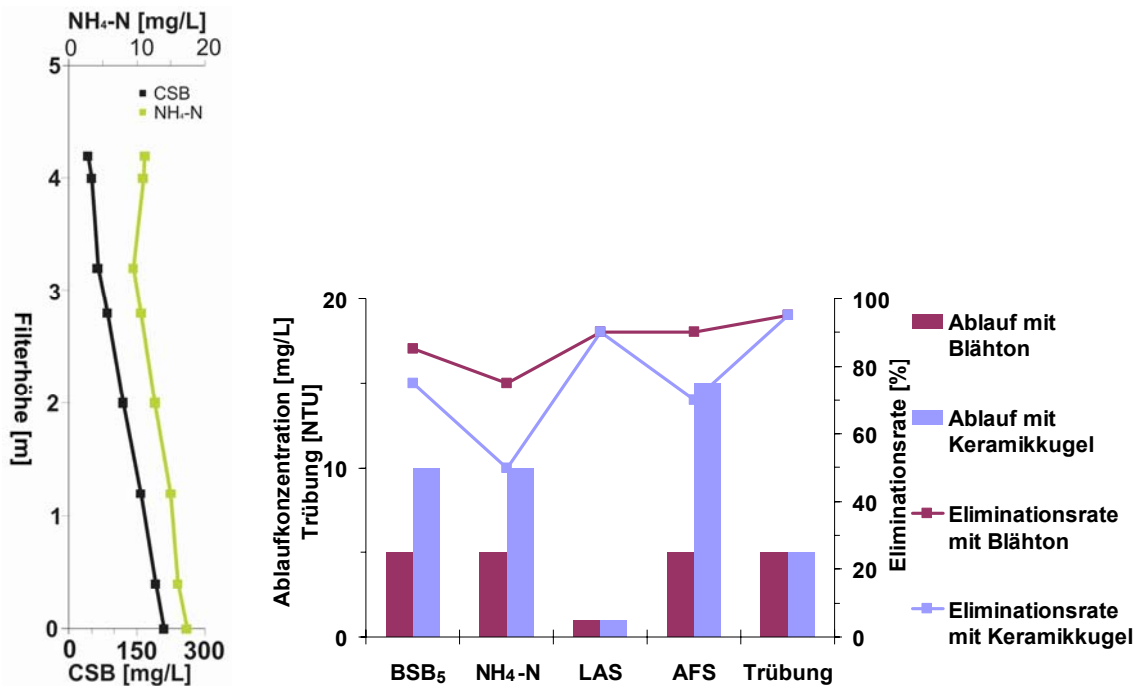


**Abbildung 70:** Ablaufkonzentration aus dem Duschgebäude (TU Qingdao und Tongji Universität Shanghai)

Das Duschabwasser aus dem Duschgebäude weist ähnliche Eigenschaften hinsichtlich der Konzentration von CSB, TN, TP und LAS auf. Die Beprobung des Ablaufs aus dem Duschgebäude der TU Qingdao waren tägliche Stichproben in einem Zeitraum von 14 Tagen. Die Beprobung des Ablaufs aus dem Duschgebäude Tongji Universität waren sechs Tagesstichproben innerhalb 20 Tage. Die Schwankungsbereite der Konzentrationen des Duschabwasser von TU Qingdao ist erkennbar kleiner als die der Tongji Universität.

Der eingesetzte Biofilter in Qingdao wird aufwärts beschickt. Der Durchsatz des Filters beträgt während der gesamten Versuchszeit  $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ . Die Raumbelastung bzgl. des CSB und  $\text{NH}_4\text{-N}$  beträgt durchschnittlich  $3,1 \text{ kgCSB}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  bzw.  $0,24 \text{ kgN}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ . Diese Raumbelastungen entsprechen ca. 60 % der Auslegungsbelastung. Somit ergibt sich eine Filtergeschwindigkeit von  $2,6 \text{ m/h}$  im Vergleich zu  $5 \text{ m/h}$  bei der Auslegung.

Die biologische Aktivierung des Biofilters dauert 7 Tage. Anschließend wird eine stabile Abbauleistung von CSB, Trübung und  $\text{NH}_4\text{-N}$  erreicht. In Abbildung 71 (links) ist das Höhenprofil der CSB- und Ammoniumkonzentrationen (Keramikkugel als Trägermaterial) dargestellt. In Abbildung 71 (rechts) wird die durchschnittliche Abbauleistung des Biofilters mit beiden Trägermaterialien gegenüber gestellt.



**Abbildung 71:** Links: Höhenprofil des Biofilters mit Keramikugeln; rechts: Abbauleistungen des Biofilters mit Blähton und Keramikugeln

Es ist zu erkennen, dass der als Trägermaterial eingesetzte Blähton eine bessere Nitrifikations- und Filtrationswirkung aufweist als die gröberen Keramikugeln. Dies ist damit zu erklären, dass der Blähton aufgrund seiner höheren spezifischen Oberfläche eine günstigere Ansiedlungsbedingung für die Biomasse bietet. Außerdem, bietet Blähton einen besseren Partikelrückhalt durch Raumfiltration mit breiterer Korngrößenverteilung und somit kleineren Hohlräumen.

Der Ablauf aus dem Biofilter mit Blähton erreicht die Qualitätsanforderungen zur Wasserwiederverwendung als Toilettenspülwasser, der Biofilter mit Keramikugeln hingegen nicht.

Weitere Untersuchungen bezüglich des Einsatzes mit Keramikugeln unterschiedlicher Korngrößen bzgl. der Filtration- und Nitrifikationsleistung sollen in anderen Projekten weiter durchgeführt werden. Der Vergleich von beiden Trägermaterialien bzgl. physikalischer Eigenschaften, Reinigungsleistungen etc. ist in Tabelle 5 zusammengefasst und dargestellt.

**Tabelle 5:** Vergleich der beiden Trägermaterialien (Blähton und Keramikugeln)

	<b>Blähton</b>	<b>Keramikkugeln</b>
Kornrohddichte	1-5 mm: 760 kg/m <sup>3</sup> 4-8 mm: 670 kg/m <sup>3</sup>	5-8 mm: 1360 kg/m <sup>3</sup>
Schüttgewicht	1-5 mm: 350 kg/m <sup>3</sup> 4-8 mm: 320 kg/m <sup>3</sup>	5-8 mm: 608 kg/m <sup>3</sup>
physikalische Eigenschaften	große spezifische Oberflächen, niedrige mechanische Belastbarkeit	kleine spezifische Oberflächen, hohe mechanische Belastbarkeit
Ansiedeln des Biofilms	schnell, stabil, abreibungsfest	langsam, nicht abreibungsfest
Reinigungsleistung	gute biologische Reinigungsleistung mit stabilem Biofilm,	Reinigungsleistung nicht sehr stabil, relativ hohe AFS im Ablauf, schwache Nitrifikationsleistung
Druckverlust	bei Filtration: 90 mbar/ m Betthöhe bei Rückspülung: 130 mbar/ m Betthöhe	bei Filtration: 25 mbar/ m Betthöhe bei Rückspülung: 110 mbar/ m Betthöhe
Intensität der Rückspülung	20 Minuten Rückspülung mit Luft und Wasser, 2-3 mal pro Tag	20 Minuten Rückspülung mit Luft und Wasser, 1 mal alle 2-3 Tage
Ablaufqualität	CSB < 40 mg/L, BSB <sub>5</sub> < 5 mg/L, AFS < 5 mg/L, Trübung < 5 NTU, LAS < 1 mg/L, NH <sub>4</sub> -N < 5 mg/L	CSB < 50 mg/L, BSB <sub>5</sub> < 10 mg/L, AFS < 15 mg/L, Trübung < 10 NTU, LAS < 1 mg/L, NH <sub>4</sub> -N < 10 mg/L

---

---

## 6.2.4 Schlussfolgerungen aus den Versuchsergebnissen und Empfehlungen für die Praxis

Im vorliegenden Kapitel werden die Schlussfolgerungen und Empfehlungen für die untersuchten Reinigungsverfahren dargestellt. Eine vergleichende Betrachtung wird in Kapitel 6.2.5 vorgenommen.

### Biologisch aktivierter Filter (BAF)

Aus den durchgeführten Versuchen kann geschlossen werden, dass die Biofiltration für die Grauwasserbehandlung ein gut geeignetes, effektives und kompaktes Verfahren ist. Nach der erfolgten Adaption der Biomasse werden die chinesischen Grenzwerte zur Wiederverwendung für die Toilettenspülung ohne Betriebsprobleme (Schaumproblematik) eingehalten. Bei einer AFS-Konzentration im Grauwasser von durchschnittlich 65 mg/L (maximal 100 mg/L) ist keine Vorbehandlung notwendig.

Die CSB-Raumbelastung soll auf einen Wert von maximal 8 kg/(m<sup>3</sup>·d) eingestellt werden. Falls eine weitergehende Ammoniumelimination (Nitrifikation) erforderlich ist, soll die Raumbelastung auf unter 5 kg/(m<sup>3</sup>·d) reduziert werden. Diese Werte liegen deutlich höher als die bisher publizierten Werte für Biofilter zur Grauwasserbehandlung (z.B. 1,5 kg/(m<sup>3</sup>·d) mit Kunststoffteilchen als Füllmaterial [Laine 2001], 0,8 kg/(m<sup>3</sup>·d) mit Kunststoffspäne als Füllmaterial [Franci Goncalves et al. 2007]) und liegen im Bereich der CSB-Raumbelastung für Biofilter in der kommunalen Abwasserreinigung (7 bis 10 kg/(m<sup>3</sup>·d) nach ATV-DVWK (2000)). Die Filtergeschwindigkeit soll einen Minimalwert von 3,5 m/h nicht unterschreiten. Es wird empfohlen, die erforderliche Filtergeschwindigkeit ohne Rezirkulation zu realisieren, und die Sandbetthöhe so zu wählen, dass das resultierende Sandvolumen die erforderliche Raumbelastung ergibt. Bei einer mittleren CSB-Konzentration im Grauwasser von 300 mg/L werden die genannten Bedingungen mit einer Sandbetthöhe von 3,25 m erreicht.

Die Sauerstoffversorgung ist ein wesentlicher Faktor für den biologischen Abbauprozess. Eine Belüftungsintensität von 10 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·h) ist für die genannte Raumbelastung ausreichend. Die Spülung soll so programmiert werden, dass das Sandbett einmal binnen 24 bis 48 Stunden komplett umgewälzt wird.

### Membranbioreaktoren (MBR)

Das MBR Verfahren eignet sich uneingeschränkt für die Grauwasserwiederverwendung bei einem Schlammalter von mindestens 30 Tagen. Alle Parameter werden auch ohne

---

eine nachgeschaltete Desinfektionsanlage erreicht. Es ist dennoch zu empfehlen, eine Sicherheitsdesinfektion zu installieren, die im Notfall eingesetzt werden kann.

Für die Auslegung empfiehlt sich einen moderaten Netto-Flux von 10-12 L/(m<sup>2</sup>·h) anzunehmen. Das Schlammalter sollte zur Foulingvermeidung wie in konventionellen Anlagen größer als 30 Tage gewählt werden.

Im Gegensatz zu den in der Literatur dargestellten Ergebnissen bezüglich des Foulingverhaltens in Korrelation des Trockensubstanzgehaltes [Schwarz 2006], wird in den vorliegenden Untersuchungen keine Zunahme bei hohen TS-Gehalten festgestellt.

Weiterhin zeigen die Sauerstoffeintragsmessungen, dass eine bessere Korrelation der  $\alpha$ -Faktoren in dieser Studie im Vergleich zu anderen Studien erreicht werden kann, wenn anstatt des TS-Gehaltes der oTS-Gehalt auf der x-Achse aufgetragen wird.

Der Schlaufenreaktor (MBR II) erweist sich als eine zuverlässige Variante für die Grauwasseraufbereitung. Da durch dieses Prinzip eine zusätzliche Belüftung zur Abdeckung des Sauerstoffbedarfs der Mikroorganismen eingespart werden kann, wird der Energieaufwand zudem reduziert.

### **Sequencing Batch Reactor (SBR-Anlage)**

Das getestete SBR-Verfahren eignet sich für die Grauwasserbehandlung. Die biologische Reinigungsleistung entspricht den chinesischen Vorgaben zur Wiederverwendung als Toilettenspülwasser. Die vorgegebenen Grenzwerte bezüglich TDS, BSB<sub>5</sub>, NH<sub>4</sub>-N und anionische Tenside sind nach der Adaption von Biomasse problemlos einzuhalten. Der Grenzwert von Coliformen im Ablauf kann nach einer ausreichenden UV-Desinfektion problemlos eingehalten werden.

Die Einhaltung des Trübungs-Grenzwertes im Ablauf ist durch die Betriebsoptimierung bzw. Zugaben von Polymeren eingehalten werden. In Großanlagen kann die Qualitätsanforderung hinsichtlich der Trübung im Ablauf gegebenenfalls durch eine verbesserte Anpassung der maschinellen Aggregate ohne zusätzlichen Aufwand eingehalten werden, indem die mechanische Beanspruchung der Schlammflocken entsprechend reduziert wird.

Ausgehend von der getesteten SBR-Anlage werden folgende Auslegungsparameter für eine SBR-Anlage zur Grauwasserbehandlung empfohlen: vor einem SBR-Reaktor sollte ein Vorspeicher vorgeschaltet werden, um den hydraulischen Peak aufzufangen; das Vo-

---

lumenaustauschverhältnis in der SBR-Anlage kann bis zu 60 % betragen; für die Grauwasserbehandlung ist eine Zykluszeit von vier Stunden, eingeteilt in 0,5 Stunden Füllzeit, zwei Stunden Reaktionszeit, eine Stunde Absetzzeit und 0,5 Stunden Abzugszeit, für einen vollständigen biologischen Abbau der Schmutzfrachten (nur Kohlenstoffabbau) ausreichend; der Schlammgehalt im Reaktor kann mit 4 g/L angenommen werden; der Schlammvolumenindex sollte aus Sicherheitsgründen mit 50-70 L/kg angenommen werden. Für die Auslegung der Belüftungssysteme von der SBR-Anlage wird ein a-Wert von 0,7 bei einem Schlammgehalt von 4 g/L vorgeschlagen.

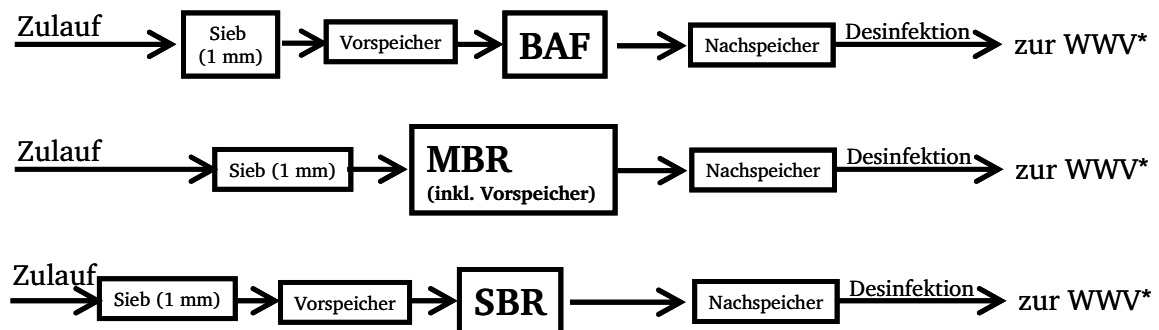
### **Keramische Membran**

Basierend auf den durchgeführten Untersuchungen ist die keramische Membran als ein eigenständiges Behandlungsverfahren nicht für eine Grauwasserwiederverwendung geeignet.

## 6.2.5 Verfahrensvergleich von BAF, MBR, und SBR

Die dargestellten Untersuchungsergebnisse haben gezeigt, dass die Verfahren BAF, MBR und SBR geeignet sind, Grauwasser entsprechend den geforderten Reinigungszielen zu behandeln, um es als Brauchwasser zur innerstädtischen Wiederverwendung einzusetzen. Nachfolgend werden die Verfahren BAF, MBR und SBR neben verfahrenstechnischen Gesichtspunkten auch unter ökologischen und ökonomischen Aspekten miteinander verglichen.

Abbildung 72 stellt die Grauwasserbehandlungsanlagen mit den untersuchten biologischen Verfahren und jeweils zugehörigen Vor- und Nachbehandlungsstufen schematisch dar. Diese liegen dem nachfolgenden Verfahrensvergleich zu Grunde.



\*WWV: Wasserwiederverwendung

**Abbildung 72:** Schematischer Aufbau der Grauwasserbehandlung

Für BAF und MBR sind ähnliche Vorbehandlungsstufen wie bei kommunalen Abwasserbehandlungsanlagen notwendig, um bspw. mit Hilfe eines Siebes Feststoffe, die die Behandlungsstufen stören, vom Grauwasser abzutrennen. Für BAF und SBR sind separate Vorspeichervolumen notwendig, um eine relative gleichmäßige hydraulische Beschickung zu den biologischen Behandlungsstufen gewährleisten zu können. Die MBR-Anlage bietet die Möglichkeit, hydraulische Pufferkapazitäten im Behandlungsbecken selbst zu integrieren, sodass keine zusätzliche Bauwerke benötigt werden. Die Kompensation der hydraulischen Schwankungen wird durch eine variable Wassertiefe realisiert. In diesem Fall sollten die Membranmodule in separaten Filtrationskammern eingebaut werden.

Die Nachspeicherung und die Desinfektion des Brauchwassers zur Wiederverwendung sind bei allen Verfahren aufgrund der geforderten hohen seuchenhygienischen Sicherheit und der technischen Versorgungssicherheit vorgesehen und identisch aufgebaut.

### 6.2.5.1 Verfahrenstechnischer Vergleich

Zum Vergleich der Verfahren sind in Tabelle 6 die Reinigungsleistungen sowie die verfahrenstechnischen Parameter, wie z.B. die Ablaufkonzentrationen anhand der Qualitätsanforderung des Brauchwassers (BSB<sub>5</sub>, NH<sub>4</sub>-N, anionische Tenside, Trübung etc.), die Überschussschlammproduktion, das Schlammalter sowie andere Schlüsselparameter der Verfahren, gegenübergestellt. Diese Bemessungen für eine reale Grauwasserbehandlungsanlage wurden aufgeführt und durch Auslegungsempfehlungen, die aus den Versuchen abgeleitet werden konnten, ergänzt (vgl. Kap. 0). Um die Parameter miteinander vergleichen zu können, werden sie als spezifische Bezugsgröße pro Einwohnerwert (EW) angegeben. Sollte eine spezifische Bezugsgröße pro Einwohnerwert nicht möglich sein, werden die Parameter auf das Wasservolumen [m<sup>3</sup>] bezogen.

**Tabelle 6:** Verfahrenstechnischer Vergleich

		BAF	MBR	SBR
erforderliche Zusatzkomponenten		Feinsieb; Vorspeicher	Feinsieb; Vorspeicher (im Reaktorvolumen integrierbar)	Feinsieb, Vorspeicher
erforderliche Vorbehandlung		Feinsieb < 1 mm (AFS soll unter 80 mg/L sein)	Feinsieb < 1 mm (bei Hohlfasermodule müssen Haare weitestgehend entfernt werden)	Feinsieb < 1 mm
Ablaufqualität analog zu [GB/T 18920-2002]	BSB <sub>5</sub> [mg/L]	< 7	< 5	< 10
	NH <sub>4</sub> -N [mg/L]	unter der Nachweisgrenze		
	anionische Tenside [mg/L]	< 0,8	< 0,5	< 0,8
	Trübung [NTU]	4 – 7	nahezu 0	~ 30 <sup>1)</sup>
	Gesamtcoliforme [100mL]	~ 10 <sup>4</sup>	~ 0	10 <sup>5</sup> -10 <sup>6</sup>
Raumbelastung [kgCSB/(m <sup>3</sup> ·d)]		< 7	0,6	0,85
minimale Reaktoranzahl <sup>2)</sup>		3	2	3
einwohnerspezifisches Grundflächenbedarf (netto, ohne Aggregate) [m <sup>2</sup> /1.000 EW]		0,8	1,6	3,3
einwohnerspezifisches Behandlungsvolumen (netto) [L/EW]		4,1	9,8	18
erforderliches Volumen der zusätzlichen Systemkomponenten [L/EW]		3,9 (Vorspeicher)	2,5 (Vorspeicher)	8 (Vorspeicher)



		BAF	MBR	SBR
erforderliches Gesamtvolumen [L/EW]		8	12,3	18
Energiebedarf <sup>3)</sup> [kWh/m <sup>3</sup> <sub>behandeltes Wasser</sub> ]		0,14	0,5-0,7	0,3 (mit Injektor) 0,1 (mit feinblasigem Belüftungssystem)
Schlüsselparameter der verfahrenstechnischen Auslegung	TS-Gehalt [g/L]	---	10-12 (20 im Ausnahme- / Notfall)	3-4
	Schlammalter [d]	---	30 <sup>4)</sup>	4
	spezifischer Sauerstoffbedarf [kgO <sub>2</sub> /kgBSB <sub>5</sub> ]	0,6	1	1
	spezifische Überschussschlammproduktion [kgTS/kgBSB <sub>5</sub> ]	0,6 (theoretischer Wert)	0,6	0,8
	sonstige verfahrensspezifische Parameter	CSB-Raumbelastung < 7 kgCSB/(m <sup>3</sup> ·d); empfohlene Filtergeschwindigkeit 5 m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·h)	hydraulische Aufenthaltzeit > 4 Std.; Luftversorgung des Crossflows ist maßgebend für die Auslegung des Belüftungssystems	Volumenaustauschverhältnis, Zyklus- und Reaktionszeiten, Anzahl der Reaktoren
Spülwasserbedarf (Feinsieb) + Schlammabzug [%]		16	5	7
Belüftungssystem		grobblasig (0,8 bar)	feinblasig (0,8 bar)	Injektor oder feinblasige Belüftung
Anforderung an die Qualifikation des Personals <sup>5)</sup>		hoch	hoch	normal
Wartungs- und Betreuungsaufwand <sup>5)</sup>		Hoch	hoch	normal
„Worst-Case“ Szenarien		Verblockung des Filterbettes, mechanische Störung des Filters	defekte Membranflächen, starke Leistungsreduzierung durch Fouling/Scaling von Membranen	evt. Blähschlammprobleme, erhöhte AFS im Ablauf

- 
- 1) Die Trübung im Ablauf kann mit einer Zugabe von 10 mg/L Polymer am Ende eines Zyklus auf unter 5 NTU reduziert werden.
  - 2) Die minimale Reaktoranzahl wurde aus Betriebssicherheitsgründen ermittelt. Für BAF und SBR werden mindesten drei Reaktoren für einen kontinuierlichen Betrieb benötigt. Für den MBR werden mindesten zwei Reaktorstraßen benötigt, um im Falle einer Betriebsstörung eine Straße kurzfristig mit der maximalen hydraulischen Beschickung fahren und somit den Anlagenbetrieb gewährleisten zu können.
  - 3) Zur Ermittlung des Energiebedarfs wurde eine Anlagenauslegung für die drei Verfahren durchgeführt, um die Leistungsaufnahme verschiedener Aggregaten möglichst real einschätzen zu können. Diese Einschätzungen decken sich mit verschiedenen wissenschaftlichen Untersuchungen bzgl. des Energiebedarfs auf einer Abwasserbehandlungsanlage. In Tabelle 5 sind ermittelte Werte des Energiebedarfs der jeweiligen Verfahrens (BAF, MBR und SBR) entsprechen der verfahrenstechnischen Auslegung aufgeführt.
  - 4) Ein Schlammalter von mehr als 30 Tagen muss im MBR-Verfahren wegen Foulingminimierung der Membranen gewährleistet werden.
  - 5) Der geschätzte Aufwand für die Anlagenbetreuung beruht auf Erfahrungswerten aus der Betreuung kommunaler Abwasserbehandlungsanlagen.

#### 6.2.5.2 Ökologischer Vergleich

Im folgenden ökologischen Vergleich werden die drei biologischen Behandlungsverfahren unter ökologischen Gesichtspunkten verglichen. Als ökologische Vergleichskriterien werden der Chemikalienverbrauch sowie die CO<sub>2</sub>-Emissionen herangezogen (s. Tabelle 7). Der Chemikalienbedarf und -einsatz im Betriebsprozess variiert von Verfahren zu Verfahren.

Der **BAF** benötigt im normalen Betrieb keinen Chemikalieneinsatz.

Das **MBR**-Verfahren hingegen benötigt Chemikalien im Regelbetrieb, um die Leistungsfähigkeit der Membran (Flux) langfristig durch Reinigungsmaßnahmen stabil halten zu können. Generell bestehen keine einheitlichen Vorgaben zu Reinigungsart oder -intervallen; diese variieren von Hersteller zu Hersteller. Die am häufigsten für betriebsbegleitende Reinigungsprozesse (Rückspülung mit Permeat und Chemikalien) vorgeschriebenen bzw. empfohlenen Chemikalien sind Hypochlorid und Zitronensäure an. Verschiedene Hersteller bieten spezielle Anti-Fouling-Lösungen als Membranreini-

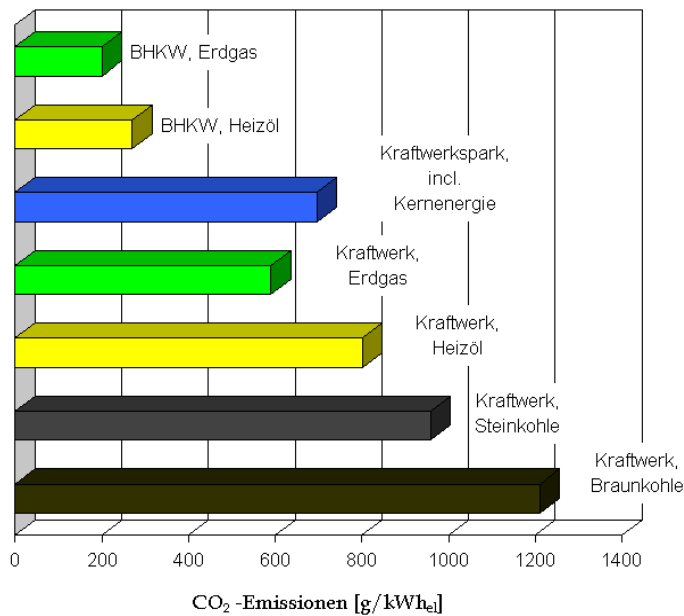
---

gungsmittel anstelle von Hypochlorid und Zitronensäure eingesetzt. Insgesamt erschwert diese Variabilität der Herstellerangaben die Ermittlung des durchschnittlichen Chemikalienbedarfs beim MBR-Verfahren.

Aufgrund der Versuchsergebnisse (vgl. Kap. 6.2.3.5) ist Polyamin als Flockungshilfsmittel zur Reduzierung der Trübung im Ablauf beim SBR-Verfahren notwendig. Die Dosierung beträgt 10 mg/L und findet am Ende jedes Zyklus statt. Es ist zu berücksichtigen, dass die der Bemessung zu Grunde liegenden Ergebnisse mit einem überdimensionierten Belüftungsinjektor erzielt wurden. Wie im Kapitel 6.2.3.5 erläutert, ist die Zerkleinerung der Schlammflocken in einer optimierten Anlage aufgrund praktischer Erfahrungen nicht zu erwarten. Sollten die festgestellten Trübstoffe im Ablauf ebenfalls durch einen suboptimalen Betrieb verursacht worden sein, wäre auch hier eine weitere Reduktion des Chemikalieneinsatzes möglich und notwendig.

Die CO<sub>2</sub>-Emissionen der Behandlungsverfahren werden über den Energiebedarf des einzelnen Verfahrens ermittelt. Der Energiebedarf des Behandlungsprozesses ist Tabelle 5 zu entnehmen. Die CO<sub>2</sub>-Emission bei der Stromerzeugung in Kraftwerk beträgt zwischen 0,2 bis 1,2 kgCO<sub>2</sub>/kWh [GLIZIE 2008] (s. Abbildung 73). Da die verfahrenstechnische Auslegung einzelnen Behandlungsverfahren auf chinesischen Datengrundlagen basiert ist, wird die CO<sub>2</sub>-Emission in der Stromerzeugung entsprechend chinesischer Randbedingungen berücksichtigt. Derzeit sind insgesamt 251 große Kraftwerke zur Stromerzeugung in der Volksrepublik China vorhanden; davon werden 202 Kraftwerke mit Stein- bzw. Braunkohle betrieben [MEP 2008]. Für die Vergleichsberechnung wird deshalb ein CO<sub>2</sub>-Emissionswert der Stromerzeugung von 1,08 kgCO<sub>2</sub>/kWh (Mittelwert der CO<sub>2</sub>-Emissionswerte von Kraftwerken mit Steinkohle 0,95 kgCO<sub>2</sub>/kWh sowie Kraftwerken mit Braunkohle 1,2 kgCO<sub>2</sub>/kWh (s. Abbildung 73) herangezogen.

### CO<sub>2</sub> - Emissionen bei der Stromerzeugung



**Abbildung 73:** CO<sub>2</sub>-Emissionen bei der Stromerzeugung [GLIZIE 2008]

Die CO<sub>2</sub>-Emissionen der Reststoffentsorgung (Siebgut etc.) werden aus den zu entsorgenden Reststoffmengen und einer Transportentfernung von 15 km von der Abwasserbehandlungsanlage zur Deponie berechnet. Üblicherweise werden LKW bis 7,5 t für den Transport von Abfällen und Reststoffen eingesetzt. Für ein solches Fahrzeug wird von einem durchschnittlichen Treibstoffverbrauch bei durchschnittlicher Auslastung von 18 Liter Diesel pro 100 km ausgegangen. Die CO<sub>2</sub>-Emission vom Dieselmotorkraftstoff beträgt 2,65 kgCO<sub>2</sub>/L Diesel [GLIZIE 2008]. Die in der Grauwasserbehandlung anfallenden einwohnerspezifischen Reststoffmengen (< 5 kg/(EW·a)) sind so gering, dass die durch den Transport verursachten CO<sub>2</sub>-Emissionen unter 5 gCO<sub>2</sub>/(EW·a) liegt. Diese ist im Vergleich zu CO<sub>2</sub>-Emissionen im Betrieb (> 2 kgCO<sub>2</sub>/(EW·a), s. Tabelle 7) vernachlässigbar.

**Tabelle 7:**      Ökologischer Vergleich der Behandlungsverfahren

	<b>BAF</b>	<b>MBR</b>	<b>SBR</b>
Chemikalien erforderlich? (ja/nein)	nein	ja	nach Bedarf
einzusetzende Chemikalie	---	Hypochlorid, Zitronensäure, evt. spezielle Anti- Foulinglösung	Polyamin
Mengenbedarf an Chemikalien		keine einheitlichen Reinigungsvorgaben (stark abhängig von Membrantypen und spezifischen Herstel- lervorgaben)	10 mg/L
Häufigkeit des Chemikalieneinsatzes			am Ende jedes Zyklus
CO <sub>2</sub> -Emission des Behand- lungsverfahrens [kgCO <sub>2</sub> /(EW·a)] (basiert auf einem Grauwas- seranfall von 41 L/(E·d))	2,2	7,9 – 11	4,7 (mit Injektor) 1,6 (mit feinbla- sigem Belüftungs- system)

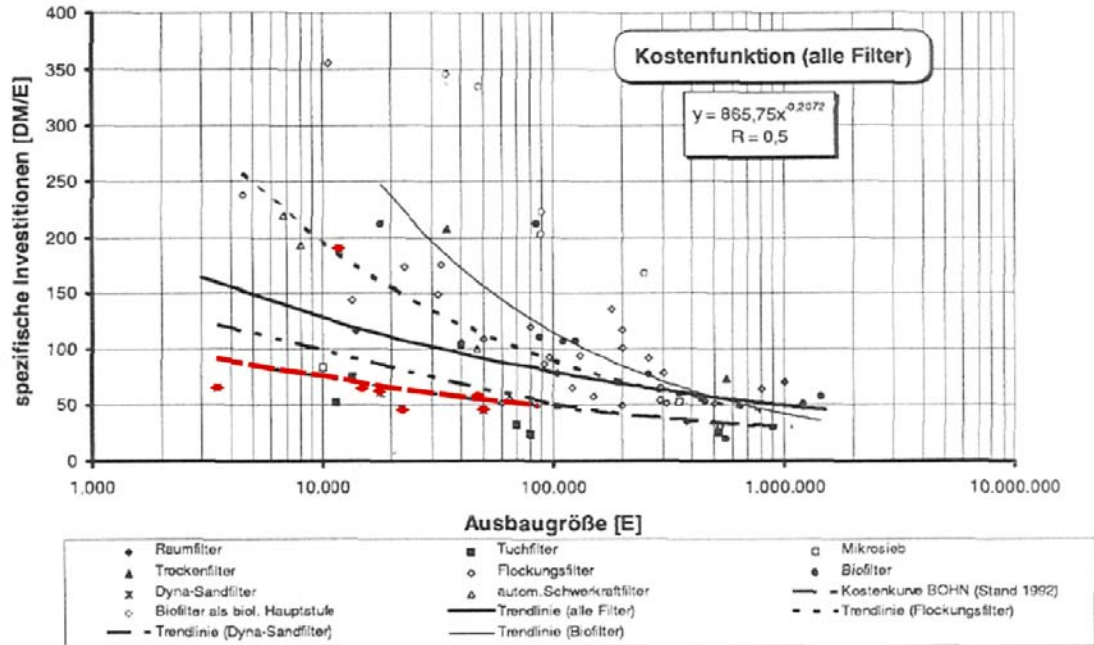
### 6.2.5.3 Ökonomischer Vergleich

Der ökonomische Vergleich wird anhand einer Literaturlauswertung vorgenommen. Da bisher keine wirtschaftlichen Untersuchungen für eine Grauwasserbehandlungsanlage als Teil eines integrierten semizentralen Ver- und Entsorgungskonzeptes (in einer Größennordnung von 10.000 bis 200.000 Einwohner, Endbericht Teilprojekt 1) durchgeführt wurden, werden Literaturwerte von Untersuchungen aus kommunalen Abwasserbehandlungsanlagen zum Vergleich herangezogen. Die Größenumrechnung geht dabei bei Grauwasser von 10% der BSB<sub>5</sub>-Fracht des kommunalen Abwassers aus. Somit liegt die vergleichbare Ausbaugröße einer Grauwasserbehandlungsanlage bei 1.000 EGW bis 20.000 EGW (EGW: Einwohnergleichwerte).

Alle Kosten, die nicht dem Netto-Preisstand des Jahres 2008 entsprechen, werden über Preisindizes auf den Preisstand von 2008 (netto) umgerechnet.

Für die Kostenermittlung der **BAF**-Anlage zur Grauwasserbehandlung werden die Untersuchungen über die Investitionskosten verschiedener Biofilterverfahren von Bajrenbruch (s. Abbildung 74) zu Grunde gelegt. Barjenbruch (1997) verglich die Investitionskosten von Biofilteranlagen unterschiedlicher Biofilterverfahren bei unterschiedlichen Ausbau-

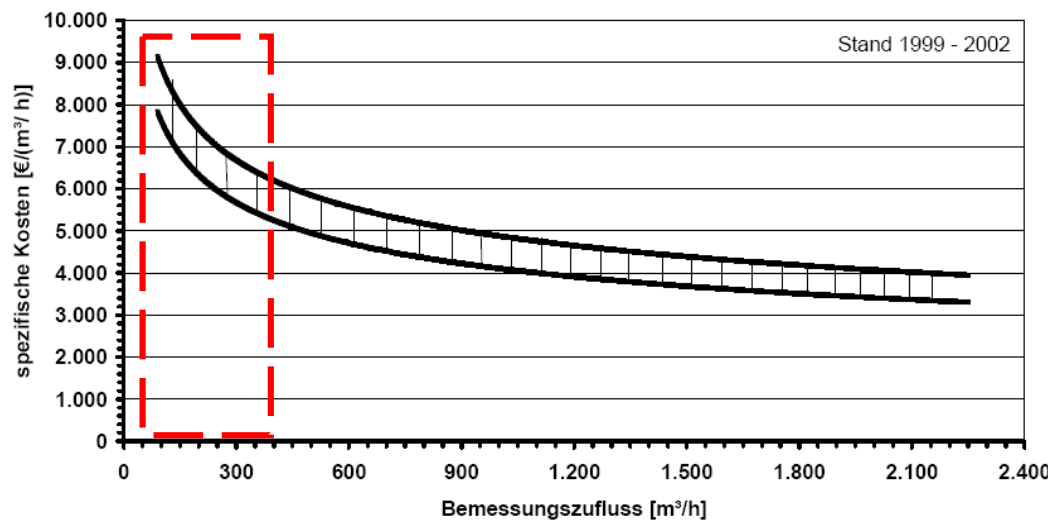
größen. In diesem Vergleich werden die spezifischen Kosten bezogen auf die Ausbaugröße (EW) von Dyna-Sandfiltern als Grundlage herangezogen (rot markierte Punkte in Abbildung 74).



**Abbildung 74:** Herstellungskosten von Dyna-Sandfilter bezogen auf die Ausbaugrößen [Preisstand 1995 brutto, Barjenbruch 1997, verändert]

In den Untersuchungen von Barjenbruch wurde ein Dyna-Sandfilter als reine Filtrationsstufe zur weitergehenden Abwasserbehandlung eingesetzt. Da in den vorgelegten Untersuchungen ein belüfteter Dyna-Sandfilter als Versuchsreaktor eingesetzt wurde (vgl. Kap. 6.2.1.1), mussten die Investitionskosten der Belüftungssysteme zusätzlich ermittelt werden. Die Kostenermittlung der Druckluftbelüftungssysteme wurde nach Bohn (1993) analog zu kommunalen Belebungsanlagen durchgeführt. Die Investitionskosten der Belüftungssysteme wurden bezogen auf den Luftvolumeneintrag in  $\text{Nm}^3/\text{h}$  dargestellt [Bohn 1993]. Für die Umrechnung auf einwohnerspezifische Investitionskosten wurden durchschnittliche Richtwerte von  $2 \text{ Nm}^3 \text{ Luft}/(\text{m}^3 \text{ Beckenvolumen} \cdot \text{h})$  [Imhoff 2007] und  $150 \text{ L belüftetes Beckenvolumen}/\text{EW}$  in kommunalen Belebungsanlagen angenommen.

Für die Ermittlung der Investitionskosten einer **MBR**-Anlage werden die Untersuchungen von Wedi 2005 (s. Abbildung 75) zu Grunde gelegt.



**Abbildung 75:** Netto-Kostenrichtwerte für die betriebsfertige Membrananlage ohne baulichen Teil [bezogen auf dem Bemessungsdurchfluss [m³/h] der Membrananlage, Preisstand 2003 netto, Wedi 2003]

Für die Herstellungskosten der MBR-Anlage spielt vorrangig der Bemessungsdurchfluss eine Rolle; im Gegensatz zu klassischen Belebungsanlagen, bei denen die Ausbaugröße den wesentlichen Parameter darstellt [Wedi 2009].

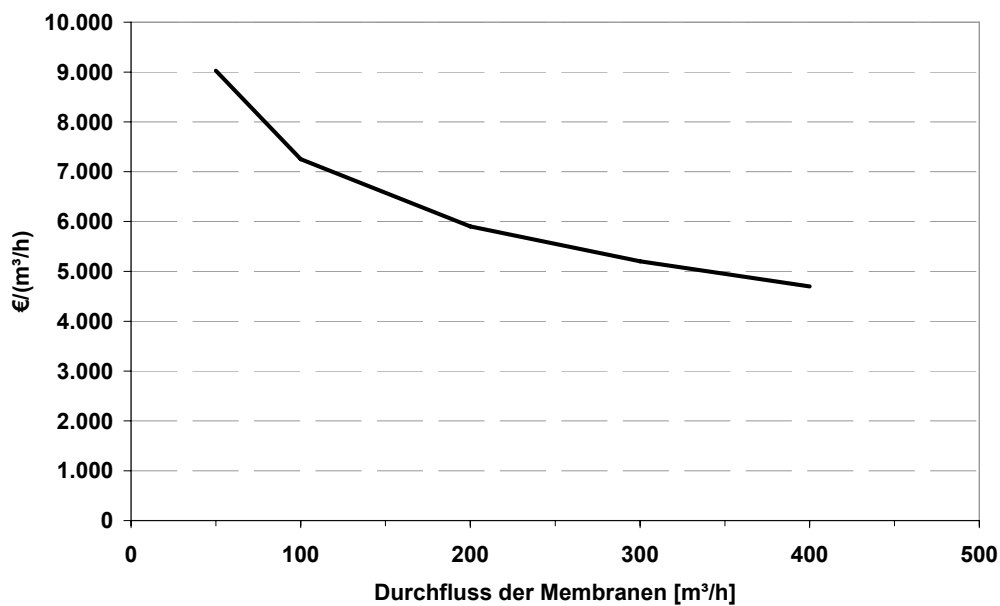
Laut DWA (2005) liegen die gesamten Investitionskosten einer MBR-Anlage wesentlich höher, als die von konventionellen Belebungsanlagen. Dies wird durch die notwendige und aufwendige mechanische Vorreinigung, den Kosten für die Membrananlage selbst, den leistungsstärkeren Belüftungsanlagen, dem erforderlichen Chemikalienlager und Dosieranlagen sowie der dafür insgesamt erforderlichen Elektro- und Steuerungstechnik verursacht. Die Investitionskosten für Siebanlagen und Belebungsbecken sind im Verhältnis zu den Gesamtkosten nur von geringer Bedeutung. Die Untersuchungen von Wedi (2005) beruhen auf fiktiven Kosten von Membranfiltrationsanlagen; die Bautechnik der Anlage und die notwendige Ausrüstung zur mechanischen Vorbehandlung sind nicht enthalten. Die Investitionskosten einer Membranfiltrationsanlage inkl. Elektrotechnik, Messtechnik, Steuerung- sowie Regelungstechnik liegen bei ca. 34% der gesamten Herstellungskosten [Wedi 2005].

Die Herstellungskosten der MBR-Anlagen sind, bedingt durch fallende Membranpreise am Markt, in den letzten Jahren deutlich gesunken. Wedi (2009) ermittelte, dass die publizierte Kostenkurve der Membranfiltrationsanlagen auf Kostenbasis des Jahres 2003 (Netto) um 1.000 € pro m³/h Durchsatzleistung der Membranen in allen Durchflussbe-

reichen kostengünstiger geworden sind. Außerdem beruhen diese Untersuchungen lediglich auf Daten von Anlagen, die einen Bemessungsdurchfluss von mehr als 100 m<sup>3</sup>/h aufweisen.

Kleinere MBR-Anlagen mit einem geringeren Bemessungsdurchfluss passen aufgrund abweichender Bau- und Steuerungsausstattungen der Membranfiltrationsanlagen nicht vollständig in die Kostenkurve von Wedi (2005).

Bei der Kostenermittlung der Grauwasserbehandlungsanlage wird empfohlen, die vorhandene Kostenkurve von 100 bis 400 m<sup>3</sup>/h zu verwenden, und eine Extrapolation diese Kostenkurve bis 50 m<sup>3</sup>/h vorzunehmen. Die daraus neu erstellte Kostenkurve entspricht einer Anlagengröße zur Grauwasserbehandlungsanlage von 3.000 bis 20.000 EWG (entspricht einer semizentralen Systemgröße von 30.000 bis 200.000 Einwohnern). Diese wird als Grundlage zur Kostenermittlung einer MBR-Anlage zur Grauwasserbehandlung angenommen (s. Abbildung 76).



**Abbildung 76:** durchschnittliche Investitionskosten der MBR-Filtrationsanlage mit dem Durchflussbereich von 50 bis 400 m<sup>3</sup>/h [Wedi 2005, Preisstand Netto 2003, angepasst]

Eine SBR-Anlage zur Grauwasserbehandlung bedarf geringerer Bauleistungen als eine konventionelle Abwasserbehandlungsanlage. Die Investitionskostenermittlung für die SBR-Anlage erfolgt anhand von Literaturwerten und gliedert sich in die Kosten für das Hebewerk, für den Reaktor und den Vorkörper.



---

Der Kostenermittlung des Hebewerks erfolgt nach Reicherter (2003) in €/ (L/s) Netto (2000):

$$y = 12.348 \cdot Q_m^{-0,4675}.$$

Die aus dem Mengendurchsatz errechneten Investitionskosten des Hebewerkes werden in entsprechende einwohnerspezifische Werte umgerechnet.

Die Kostenermittlung des SBR-Reaktors wird auch nach Reicherter (2003) als Summe von Belebungs- und Nachklärbecken durchgeführt:

Nachklärbecken Bau in €/m<sup>3</sup>, netto 2000:  $y = 1818,8 \cdot V [\text{m}^3]^{-0,2987}$  und

Belebungsbecken Bau in €/m<sup>3</sup>, netto 2000:  $y = 1544,8 \cdot V [\text{m}^3]^{-0,2857}$  sowie

Belebungsbecken MT in €/m<sup>3</sup>, netto 2000:  $y = 783,5 \cdot V [\text{m}^3]^{-0,2809}$ .

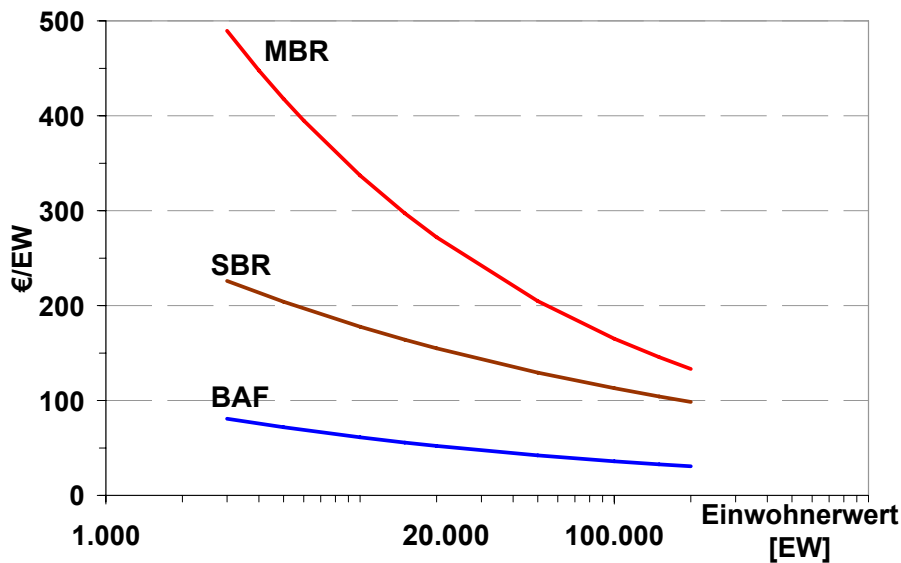
Die Belebungsbeckenvolumen (ohne Nitrifikation) werden auf 40 L/EW [Imhoff et al 2007], das Nachklärbeckenvolumen auf 150 L/EW, angelehnt an den Wert konventioneller Abwasserbehandlungsanlagen, festgelegt.

Die Kosten eines Vorspeichers mit umbauten Räumen werden nach Mutschmann (1995) ermittelt. Ausgehend davon wurde eine Formel zur Ermittlung der einwohnerspezifischen Investitionskosten (€/EW) erstellt:

$$y = 33,246 \cdot EW^{-0,2061}.$$

Die Summe der drei einwohnerspezifischen Kostenkurven (Hebewerk, Reaktor und Vorspeicher) bildet im Rahmen der theoretischen Kostenermittlung die gesamten Herstellungskosten einer SBR-Anlage zur Grauwasserbehandlung.

Abbildung 77 zeigt die Kosten der drei betrachteten Behandlungsverfahren zur Grauwasserbehandlung im Verhältnis zueinander. Die MBR-Anlage stellt im Vergleich das teuerste Verfahren dar, während die BAF-Anlage in Form von belüftetem Dyna-Sandfilter die kostengünstigste der drei Varianten verkörpert.



**Abbildung 77:** Einwohnerspezifische Investitionskosten der ausgewählten Verfahren

Unter Berücksichtigung der räumlichen Annahmen einer Suprazelle (Endbericht Teilprojekt 1, 2006), würde die Kostenentwicklung eines semizentralen Ver- und Entsorgungszentrums nicht identisch zu diesen Kostenkurven verlaufen. Wird **theoretisch** eine Standardzelle von 13.000 Einwohnern festgelegt, werden die spezifischen Investitionskosten einer solchen Anlage für 26.000 Einwohner sich mit zwei identischen Behandlungsanlagen von 13.000 Einwohnern stufenweise verdoppeln. Die modulare Bauweise des semizentralen Ver- und Entsorgungssystems verhindert hiermit besonders eine solche theoretische Vervielfachung der Investitionskosten, indem die Modularisierung der Größenklassen der gesamt langfristigen Stadtentwicklung in der anfänglichen Planungsphase berücksichtigt ist. Mit der Zunahme der neu angeschlossenen Entwicklungszelle werden lediglich weitere Behandlungsmodule zu dem geplanten System angeschlossen, anstatt eine vollständige neue Behandlungsanlage zu bauen.

---

#### 6.2.5.4 Schlussfolgerung zum Verfahrensvergleichen

Aus dem **technischen Aspekt** ist das BAF-Verfahren das kompakteste Verfahren. Der Zulauf zu einer BAF-Anlage muss vorbehandelt werden, um Störstoffe weitestgehend aus dem Zulauf zu entfernen. Für einen optimierten Betrieb einer BAF-Anlage muss das Personal mit entsprechenden Fachkenntnissen ausgebildet sein. Chemikalien werden beim BAF nicht benötigt. Die Brauchwasserqualität aus dem BAF ist fast feststofffrei. Bei der Auslegung einer BAF-Anlage müssen der Spülwasseranfall sowie das Schlammwasser (bis zu 16 % des Grauwasseranfalls) berücksichtigt werden. Für ein Einzugsgebiet, wo nur sehr knappe Betriebsflächen zur Verfügung steht, ist eine BAF-Anlage eine gute kompakte Lösung.

Das MBR-Verfahren liefert qualitativ das beste Brauchwasser. Der Zulauf zu einer MBR-Anlage muss wie bei einer BAF-Anlage vorbehandelt werden. Diese Vorbehandlung muss bei bestimmten Membrantypen (z.B. Hohlfasermodule) weitgehend ausgelegt werden. Für einen optimierten Betrieb einer MBR-Anlage ist qualifiziertes Fachpersonal mit besonderen Fachkenntnissen erforderlich. Um die Leistungsfähigkeit und die Betriebssicherheit der MBR-Anlage langfristig zu gewährleisten, müssen regelmäßige Reinigungen während des Betriebs angewendet werden. Dazu werden unterschiedlichen Chemikalien je nach Herstellerangaben benötigt. Das Brauchwasser ist frei von coliformen Bakterien und Feststoffen, und direkt für alle Zwecke zur Wiederverwendung ansatzbar. Für ein Einzugsgebiet, in dem die Anforderung an die Brauchwasserqualität sehr hoch ist, ist eine MBR-Anlage eine gute Lösung.

Das SBR-Verfahren ist das einfachste und robusteste Verfahren. Der Zulauf zu einer SBR-Anlage muss mit einem Sieb als Vorbehandlung vorgereinigt werden. Der Betriebsablauf der SBR-Anlage ist der einfachste der drei betrachteten Verfahren, sodass für den Anlagenbetrieb Fachpersonal mit allgemeinen Fachkenntnissen ausreichend ist. Das SBR-Verfahren liefert u. U. ein feststoffhaltiges Brauchwasser. Eine Reduzierung der Trübstoffe im Brauchwasser ist durch eine Optimierung des Anlagenbetriebs zu erreichen. Im Falle, dass der Trübstoffgehalt im Brauchwasser zu hoch ist, müssen entsprechende Chemikalien eingesetzt werden. In Ländern, in denen kein Fachpersonal vorhanden bzw. die Einstellung des Fachpersonals schwierig und eventuell nicht möglich ist, bzw. eine robuste und einfach zu betreibende Anlage gewünscht wird, ist eine SBR-Anlage eine gute Lösung.

---

Aus dem **ökologischen Aspekt** entstehen durch das BAF-Verfahren die insgesamt geringsten CO<sub>2</sub>-Emissionen, weil das BAF-Verfahren den geringsten Energiebedarf hat. Somit entstehen die geringeren CO<sub>2</sub>-Emissionen im Betrieb. Die BAF-Anlage verbraucht keinerlei Chemikalien im Betrieb. Somit entsteht keine Umweltgefährdung durch den Chemikalieneinsatz. Das SBR-Verfahren verbraucht mehr Energie mit einem Injektorbelüftungssystem. Es entsteht dadurch höhere CO<sub>2</sub>-Emissionen. Im Falle, dass Chemikalien beim Betrieb der SBR-Anlage notwendig sind, ergibt sich eine potenzielle Umweltgefährdung. Beim MBR-Verfahren entstehen insgesamt die meisten CO<sub>2</sub>-Emissionen auf Grund des hohen Energieverbrauchs zur Minimierung des Foulingprozesses. Das MBR-Verfahren benötigt zudem einen regelmäßigen Chemikalieneinsatz zur Reinigung der Membran für einen stabilen Betrieb.

Hinsichtlich **dem ökonomischen Aspekt** ist die MBR-Anlage aufgrund der hohen Anschaffungskosten der Membranen sowie der zugehörigen Anlagentechniken am teuersten. Die BAF-Anlage ist am kostengünstigsten. Bei Ausbaugrößen von 3.000 bis 20.000 EWG (entspricht einer semizentralen Systemgröße von 30.000 bis 200.000 Einwohnern) ist eine SBR-Anlage seitens der Investitionskosten etwa 40 % bis 50 %, eine BAF-Anlage ca. 70 % bis 80 % günstiger als die MBR-Anlage.

---

## 6.3 Abfalltechnik

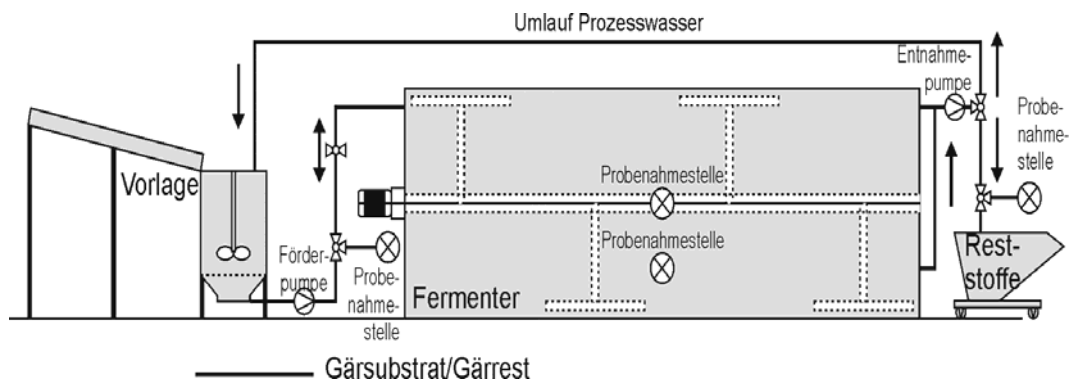
In den folgenden Kapiteln wird eine detaillierte Beschreibung der Versuchsanlage und der resultierenden Versuchsergebnissen beschrieben.

### 6.3.1 Versuchsanlage und Versuchsbeschreibung

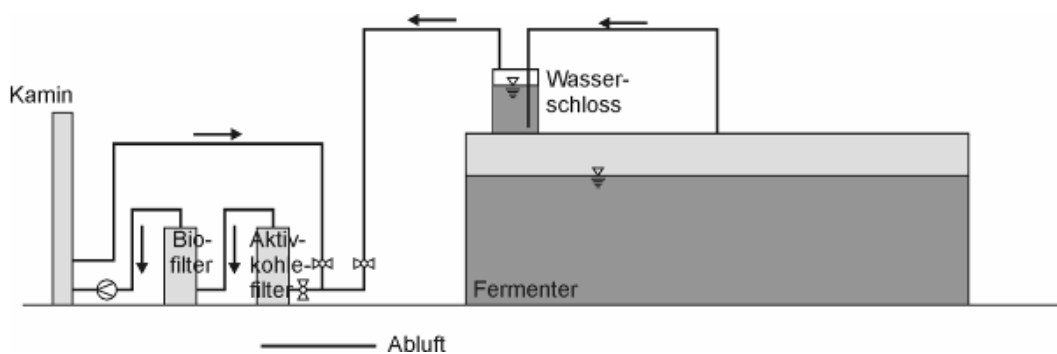
Für die Aufgabe der eingesetzten Bioabfälle in den biologischen Versuchsreaktor wurde eine Vorlagerutsche angeordnet, auf der der Abfall einer Sichtung und händischen Vorsortierung unterzogen wurde, um Störstoffe wie Kunststoffe, Holz und Mineralien auszulesen. Von der Vorlagerutsche wurde das Material in den Vorlagebehälter, der ein Volumen von ca. 1,1 m<sup>3</sup> aufwies, gefüllt und dort mit Umlauf- sowie Frischwasser angemischt und mittels des eingebauten schnell laufenden Schneidwerkes zerkleinert. Das Sieb vor dem Pumpensumpf wies eine Rundlochweite von 20 mm auf.

Das zerkleinerte und homogenisierte Material wurde dann mit einer Drehkolbenpumpe in den Versuchsfermenter eingebracht. Dieser stellte den Hauptteil der Versuchsanlage dar. Das Gesamtvolumen des Fermenters betrug ca. 32 m<sup>3</sup>. Das Nutzvolumen lag zwischen 25 m<sup>3</sup> und 30 m<sup>3</sup>. Der Fermenter war mit einem Axialrührwerk mit Intervallschaltung ausgestattet um eine optimale Durchmischung des Materials zu gewährleisten. An der Außenwandung, unter der Isolierung, war die Heizung mittels Warmwasserumlauf vorgesehen. Angeschlossen war eine mobile Heizstation mit Ölbrenner. Diese verfügte über eine Regelungsmöglichkeit der Rücklauftemperatur. Durch Überwachung der Temperatur des Gärsubstrates im Reaktor konnte so die erforderliche Rücklauftemperatur eingestellt werden. Die Heizung arbeitete danach steuerungsseitig ohne weiteren Eingriff.

Der Austrag aus dem Reaktor erfolgte wiederum mittels einer Drehkolbenpumpe in einen verfahrbaren Kippbehälter. Mit diesem wurde der entstandene Reststoff der regulären Behandlung der Anlage der Rhein-Main Biokompost GmbH (RMB) zugeführt. Die Steuerung der Pumpen und des Schneidwerkes erfolgte durch Handbetrieb an einer Steuerungskonsole.



**Abbildung 78:** Versuchsanlage Abfalltechnik Flüssig-/Feststoffströme [Rohde 2007]



**Abbildung 79:** Versuchsanlage Abfalltechnik Abluftströme [Rohde 2007]

## 6.3.2 Versuchsergebnisse

Zur Untersuchung der Eignung der Milchsäurefermentation als Behandlungsverfahren für die biogenen Anteile des vorhandenen Abfalls wurden in der Volksrepublik China Untersuchungen zur Zusammensetzung und stofflichen Charakteristik der vorhandenen Abfälle (Sortieranalysen) durchgeführt.

### 6.3.2.1 Sortieranalysen in der Volksrepublik China

#### 6.3.2.1.1 Grundlagen der Sortierung

Die Sortieranalysen wurden in jeweils einem Siedlungsgebiet in Qingdao und Shanghai durchgeführt, wobei bei der Auswahl der Gebiete der Schwerpunkt auf einer Vergleichbarkeit der Siedlungsstruktur mit den für das Projekt definierten Rahmenbedingungen hinsichtlich Baulicher Situation und Bevölkerungsstruktur geachtet wurde.

Die Klassierung wurde manuell mit Sieben der Lochweiten 8, 40 und 120 mm vorgenommen. Eine Sortierung mit Trommelsieben, wie sie in den einschlägigen Richtlinien

---

vorgeschrieben ist, konnte in Ermangelung der entsprechenden technischen Ausstattung nicht umgesetzt werden. Der gegenüber der Richtlinie zusätzlich eingeführte Siebschnitt von 120 mm wurde zur qualitativen Ermittlung der Zusammensetzung genutzt.

Nach der Klassierung wurden der Mittelmüll (8-40 mm) und der Grobmüll (40-120 mm) einer Sortierung unterzogen. In die Kategorie „Verbunde“ wurden ausschließlich Verpackungsverbunde eingeordnet. Alle Abfälle, die keiner der vorliegenden Kategorien zugeordnet werden konnten, darunter z.B. auch Hygieneprodukte, wurden einer Kategorie "Rest" zugeordnet. Die für die Sortierung verwendeten Kategorien zeigt die folgende Tabelle 8.

**Tabelle 8:** Sortierfraktionen

Hauptfraktionen	Sonstige, bestehend aus
Organik	Verbunde
Kunststoffe	Textilien
Papier	Glas
Sonstige	Holz
	Fe - Metalle
	NE - Metalle
	Mineralien
	Schadstoffe
	Rest

### 6.3.2.1.2 Ergebnisse der Klassierung und Sortierung

#### Klassierung

Der erste Schritt der Analyse der Abfallzusammensetzung war eine Klassierung der Abfallstichproben. Die gesamte Stichprobe wurde dafür einer Sortierung mittels Handsieben unterzogen. Alle Siebe waren als Maschensiebe mit einer Maschenweite von 120, 40 und 8 mm ausgeführt.

Die Klassierung erfolgte beginnend mit dem Sieb mit der Maschenweite von 120 mm; in diesem Schritt wurde der Siebüberlauf (> 120 mm) von der Stichprobe abgetrennt. Anschließend folgte die Siebung mit dem Sieb der Maschenweite 40 mm, wodurch der Grobmüll (40-120 mm) als eigene Fraktion abgetrennt wurde. Abschließend wurde mit dem Sieb mit der Maschenweite 8 mm der Fein- (< 8 mm) vom Mittelmüll (8-40 mm) getrennt. Das Verwiegen der Fraktionen aus der Klassierung wurde mittels einer mechanischen Waage mit einer Genauigkeit von  $\pm 5$  g durchgeführt.

Die Ergebnisse der Klassierung sind in der nachfolgenden Abbildung 80 dargestellt. Es ist zu erkennen, dass Mittelmüll (8-40 mm) sowie Grobmüll (40-120 mm) massenmäßig

---

vergleichbar sind und zusammen etwa 71 % bzw. 78 % der Gesamtmasse des Abfalls ausmachen. Die massenmäßig drittgrößte Fraktion ist der Siebüberlauf (> 120 mm). Er trägt mit 16 % bzw. 17 % zur Gesamtmasse des Abfalls bei. Der Feinmüll (< 8 mm) hat mit 6 % bzw. 10 % den jeweils kleinsten Massenanteil.

Ein Unterschied zwischen den Ergebnissen der Klassierung in den beiden Gebieten Sammelgebieten in Shanghai und Qingdao besteht in keinem nennenswerten Ausmaß. Lediglich der höhere Anteil der Feinfraktion in Qingdao, der vornehmlich aus inerten Resten von Meeresfrüchten stammt, ist ein für eine Anlagenkonzeption relevanter Unterschied.

### **Sortierung Mittelmüll**

Die Sortierung des Mittelmülls ergab einen dominierenden Anteil an Organik von über 80 %. Massenmäßig bedeutsam ist daneben nur das Papier mit einem Massenanteil von ungefähr 10 %. Der Anteil der Kunststoffe ist beim Mittelmüll massen- und volumenmäßig vernachlässigbar. Es handelt sich hier meistens um abgeschnittene Tütenecken o. Ä.

### **Sortierung Grobmüll**

Im Grobmüll sind die Kunststoffe neben der Organik volumenmäßig dominierend. Massenmäßig dominiert allerdings deutlich die Organik mit einem Massenanteil von über 50 % bzw. 60 %. Dagegen sind die Kunststoffe mit 15 % bzw. 20 % und das Papier mit unter 10 % weniger dominant als die volumenmäßige Betrachtung nahelegt. Bei den unter „Reste“ zusammengefassten Fraktionen liegen keine dominanten Einzelfraktionen vor.

### **Siebüberlauf**

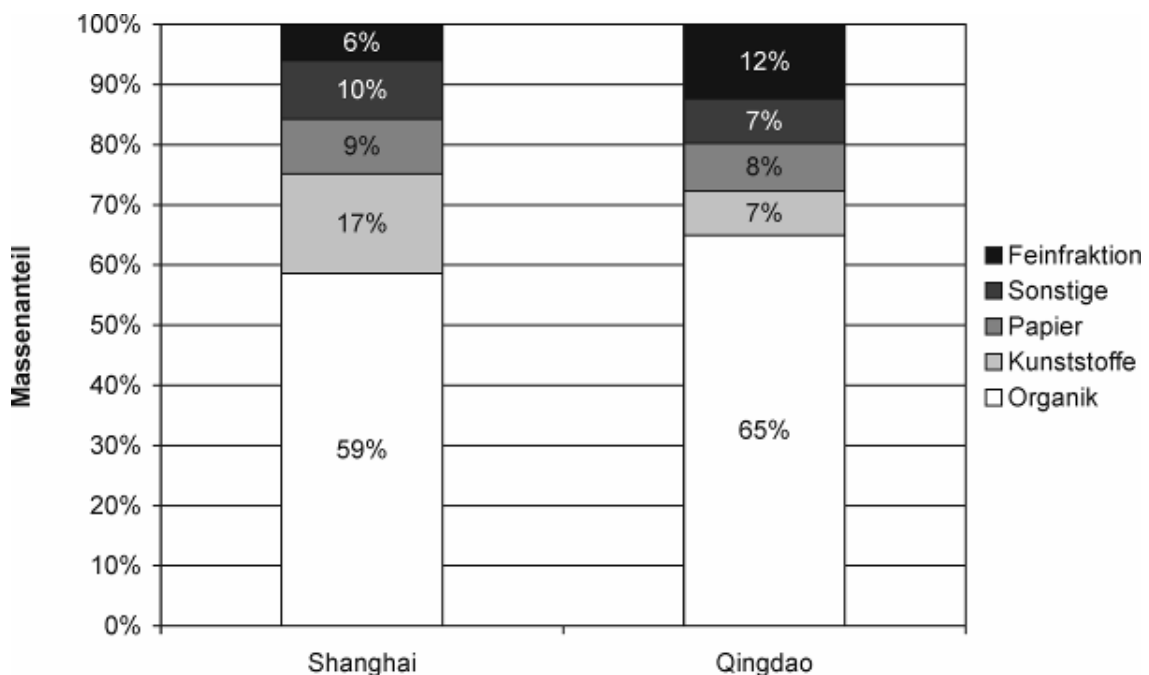
In Shanghai wurde auch der Siebüberlauf einer sondierenden Sortierung unterzogen. Kunststoffe und Organik waren massenmäßig ähnlich mit jeweils ca. 30 % vertreten. Daneben fanden sich geringe Anteile an Papier sowie Sonstige (s. Abbildung 80). Bei diesen sonstigen Abfällen dominierten Sperrgut, Textilien und Schuhe.

Jahreszeitlich bedingt fanden sich im Siebüberlauf große Anteile an Melonenschalen, die ein hohes spezifisches Gewicht aufweisen. Diese sind nach Auskunft der chinesischen Partner allerdings nur in den Hochsommermonaten zu erwarten; im Regelfall wird der Siebüberlauf daher deutlich geringere Anteile an Organik aufweisen.



## Gesamtabfall

Die Zusammensetzung des Gesamtabfalls ergibt sich aus der Kombination der Ergebnisse von Klassierung und Sortierung. Für Qingdao kann auf Grund der fehlenden Sortierung des Siebüberlaufs nur die Zusammensetzung des Abfalls kleiner 120 mm angegeben werden. Die Organik weist in dieser Fraktion einen Massenanteil von mehr als 65 % auf. Die restlichen 35 % verteilen sich auf die Fraktionen Papier, Plastik, Reste sowie die Feinfraktion. In Shanghai ist der Anteil der Organik zu Gunsten der restlichen Fraktionen geringfügig kleiner und liegt bei knapp 60 %. Insbesondere der Kunststoffanteil ist deutlich höher als in Qingdao, während die Feinfraktion nur etwa die Hälfte des Massenanteils derer in Qingdao besitzt.



**Abbildung 80:** Zusammensetzung Gesamtabfall [Rohde 2007]

Im Vergleich zu Abfällen in Westeuropa ist für die Abfälle in den betrachteten Modellgebieten der hohe Anteil der Organik charakteristisch. Dagegen sind Wertstoffe wie Kunststoffverpackungen, Papier und Metalle vergleichsweise wenig vorhanden. Die noch im Abfall vorhandenen Wertstoffe sind in der Regel von geringerer Qualität. Einer Verwertung gut zugängliche Materialien wie PET-Flaschen, Blockverpackungen, Zeitungen oder Glasflaschen finden sich in den gesammelten Abfällen kaum. Diese Zusammensetzung ist zum Einen auf den geringeren Konsum und den daraus resultierenden geringeren Abfallanfall und zum Anderen auf die informellen Sammelaktivitäten zurückzuführen.

---

Informelle Sammelaktivitäten finden auf allen Ebenen der Abfallsammlung statt. Im Haushalt werden werthaltige Reststoffe zum Teil getrennt gesammelt und an Kleinhändler an der Haustür verkauft. Aus den Sammelbehältern an der Straße werden Wertstoffe von privaten Wertstoffsammlern ausgelesen. Eine Wertstoffauslese durch die Müllwerker konnte ebenfalls beobachtet werden. Nach Auskunft der Partner vor Ort findet dies auch bei den weiteren Umladevorgängen statt. Solange die in der Volksrepublik China vorhandene große Spanne der Einkommen und die fehlenden sozialen Absicherungen solche Aktivitäten unterstützen, ist auch bei gesteigertem Konsum nicht mit einem deutlichen Anstieg von Wertstoffen in der Abfallsammlung zu rechnen.

### **6.3.2.1.3 Laborversuche**

In den Laborversuchen wurde der Einfluss verschiedener Parameter auf die Milchsäurefermentation untersucht. Die Ergebnisse dieser Versuche werden im Folgenden kurz zusammengefasst.

Die Konzentration des Substrates hat bei den im Versuch betrachteten Verdünnungen keinen maßgeblichen Einfluss auf den spezifischen Milchsäureertrag. In höheren Verdünnungsstufen wird die entstandene Milchsäure jedoch schneller abgebaut.

Eine Animpfung des Materials mit spezifischen Milchsäurebakterien hat nur einen quantitativen Einfluss auf den Prozess. In den verwendeten Substraten waren hinreichende Mengen an wilden Bakterienstämmen vorhanden, um den Prozess zu starten. Zur Stabilisierung des Prozesses ist sie trotzdem als sinnvoll anzusehen.

Die Temperatur stellt in weiten Bereichen keinen limitierenden Faktor für den Prozess dar. Es konnte gezeigt werden, dass eine Störung des Prozesses in qualitativer Hinsicht erst auftritt, wenn sie einen Wert von 45°C deutlich überschreitet. Bis dahin ändert sich lediglich die erzeugte Menge in geringfügigem Maß, der qualitative Verlauf der Milchsäurebildung bleibt jedoch unverändert.

Der Milchsäureertrag konnte erwartungsgemäß durch ein angepasstes und verbessertes Nährstoffangebot optimiert werden. Hervorzuheben ist hierbei die Zugabe von Glucose, welche den Milchsäureertrag deutlich erhöht. Die Steigerung geht allerdings nicht über die Menge an Milchsäure hinaus, welche durch eine vollständige Umsetzung der Glucose zu Milchsäure erzeugt werden kann.

Ein deutlicher Einfluss von Pufferkapazität und pH-Wert auf den Milchsäureertrag konnte nicht gezeigt werden. Bei einer Erhöhung der Pufferkapazität durch Zugabe von Calciumcarbonat wird das Absinken des pH-Wertes erwartungsgemäß deutlich abge-

---

schwächt. Die Zugabe von Natronlauge verhindert jedoch nicht das starke Absinken des pH-Wertes.

Die Gasqualität im Gasraum über dem Substrat hat keinen Einfluss auf die maximale Milchsäurekonzentration in den ersten Tagen der Fermentation. Bei mit Stickstoff begasten Proben war jedoch ein weiteres Ansteigen der Milchsäurekonzentration zu beobachten, während beim Vorhandensein von Sauerstoff die Milchsäure wieder abgebaut wurde.

Zusammenfassend sind die vorliegenden Ergebnisse als Basis für die folgenden Großversuche positiv zu werten. Als wesentlicher Parameter für die Prozessstabilität konnte der pH-Wert identifiziert werden.

### **6.3.2.2 Großversuche**

#### **6.3.2.2.1 Inbetriebnahme der Anlage**

Vor der Inbetriebnahme wurde die Versuchsanlage zuerst "trocken" auf ihre vollständige Betriebstauglichkeit untersucht. Nachdem diese nachgewiesen werden konnte, wurden die einzelnen Bauteile "nass" auf ihre Funktionsfähigkeit überprüft. Anschließend folgte die eigentliche Inbetriebnahme der Anlage mit Beginn der Anfahrphase. Hierzu wurde der Reaktor mit 30 m<sup>3</sup> Trinkwasser befüllt. Der Füllstand wurde dahingehend ausgewählt, dass der verbleibende Gasraum möglichst klein blieb, um eine schnelle Inertisierung zu ermöglichen, trotzdem aber ausreichendes Volumen zum Auffangen von Druckschwankungen aufwies. Da eine biologische Inertisierung des Reaktors prozessbedingt möglich war, wurde nach dem Befüllen keine technische Inertisierung vorgenommen. Die Gaszusammensetzung wurde prozessbegleitend untersucht, um ein mögliches Risiko durch Methanbildung auszuschließen.

Anschließend wurde der Reaktor mit Abfällen aus der Anlieferung der Bioabfallverwertungsanlage beschickt. Zu Beginn der Versuche wurde ein erhöhter Anteil an Strukturmaterial zugegeben, um den mechanischen Aufschluss im Reaktor zu verbessern.

#### **6.3.2.2.2 Regelbetrieb der Anlage**

Das zugegebene Material wurde anhand seiner stofflichen Charakteristik in der Anlieferungshalle der Bioabfallverwertungsanlage der RMB ausgewählt. Ein Anlieferer mit geeignetem Material lieferte direkt an die Versuchsanlage. Die Materialqualität, die für die Versuche zur Verfügung gestellt werden konnte, war auf Grund der Anlieferungssituation wechselnd. Dies schlug sich mit stark schwankenden Zugaben, einzelne Tage mit Zu-

---

---

gaben über 700 kg und auch Tage mit niedrigen Zugaben von weniger als 100 kg, an denen lediglich die Abfälle der Frankfurter Tafeln (einer gemeinnützigen Organisation, die an Bedürftige Lebensmittel verteilt) zur Verfügung standen, in den Reaktor nieder. Die Entnahme erfolgte immer in Größenordnungen von 500-600 kg, was dem Nutzinhalt des Entnahmebehälters entsprach. Größere Entnahmen bestanden dementsprechend aus einem Vielfachen dieses Wertes.

Die Beschickung erfolgte durch Radlader. Diese gaben das Material auf die Vorlagerutsche auf, wo es einer Störstoffauslese unterzogen wurde. Insbesondere Kunststoffe, wie zum Beispiel Orangennetze, mussten auf Grund der betrieblichen Unverträglichkeit aus dem Bioabfall aussortiert werden. Als Störstoffe traten neben Kunststoffverpackungen häufig Holzteile und Glas auf, die ebenfalls aussortiert wurden. Papier war von der Anlage problemlos aufzubereiten und konnte daher im Bioabfallstrom verbleiben.

Das vorsortierte Material wurde dann in den Vorlagebehälter eingefüllt, in den zur Verbesserung der Zerkleinerungseigenschaften Umlaufwasser aus dem Fermenter zugegeben wurde.

Der Wassergehalt des Reaktors wurde über die Zugabe von Frischwasser gesteuert. Im Vorlagebehälter war ein schnelllaufendes, dreiklingiges Messer angeordnet, welches den Abfall auf die gewünschte Größe von kleiner 20 mm zerkleinerte. Die Größenbeschränkung des Substrates wurde über ein Sieb mit einer Lochweite von 20 mm sichergestellt. Sobald das Material die gewünschte Größe aufwies, wurde es in den Versuchsfermenter gepumpt. Am Boden des Vorlagebehälters setzte sich eine Feinfraktion aus Sand ab, die ggf. händisch aus dem Vorlagebehälter zu entfernen war.

Entsprechend der Zugabe an frischem Material musste aus dem Fermenter Altmaterial entnommen werden. Dies geschah über die Entnahmepumpe, mittels derer das Material in einen Kippbehälter gefördert wurde und in die Anlieferungshalle der Bioabfallverwertungsanlage der RMB verbracht und abgekippt wurde.

Während der Inbetriebnahme wurde aus betriebstechnischen Gründen ein relativ hoher Reaktorfüllstand vorgegeben. Hierdurch war der verbleibende Gasraum über der Flüssigphase im Reaktor entsprechend kleiner. Somit konnte der verbleibende Sauerstoff schneller biologisch abgebaut werden, um so den Gasraum des Reaktors zu inertisieren.

Der Füllstand wurde im Verlauf der Versuche zweimal stark abgesenkt. Am 28. und am 43. Versuchstag wurden größere Mengen aus dem Reaktor entnommen. Diese Entnahme diente einer Erhöhung der Raumbelastung bei den folgenden Materialzugaben.

---

Diese betrug beim anfänglichen Füllstand von 32 m<sup>3</sup> und einer durchschnittlichen Zugabe von Bioabfall von 380 kg, etwa 12 kg/(m<sup>3</sup>·d) zu Beginn der Versuche. Zum Versuchsende stieg dieser Wert in Folge des auf 27 m<sup>3</sup> abgesenkten Reaktorfüllstandes auf etwa 14 kg/(m<sup>3</sup>·d) an. Im Vergleich hierzu lag die geringste Belastung in den Laborversuchen bei 90 kg/m<sup>3</sup> im Batchbetrieb.

### **Betriebliche Probleme**

Während der Durchführung der Versuche ergaben sich einige betriebliche Probleme, auf die im Folgenden kurz eingegangen werden soll. Einige der Probleme waren durch die Konstruktion der Versuchsanlage bedingt, andere entstanden durch die betrieblichen Rahmenbedingungen vor Ort.

### **Stabilität des Siebes**

Das in den Vorlagebehälter eingesetzte Sieb erwies sich als nicht hinreichend stabil. Problematisch war dabei nicht der Druck durch ggf. auflastendes Material im Vorlagebehälter, sondern der durch die Pumpe entstehende Unterdruck bei einer Verstopfung des Siebes. Daraus resultierte eine dauerhafte Verformung des Siebes. Durch zusätzliche Verstärkungsmaßnahmen sowie betriebliche Anweisungen, welche ein Verstopfen des Siebes verhinderten, konnte diesem Problem begegnet werden. Im Betrieb war insbesondere darauf zu achten, dass sich auf dem Sieb keine durchgängige Schicht aus Bioabfällen absetzte.

### **Versandung im Vorlagebehälter**

Je nach Zusammensetzung des Inputmaterials setzte sich im Vorlagebehälter eine größere Menge an Feinmaterialien ab, die das Pumpenzuflussrohr verstopften. Diese waren auf Grund der Konstruktion nur händisch von oben zu entfernen, nachdem der Vorlagebehälter vollständig entleert war. Durch die Anordnung des Pumpenzuflusses am tiefsten Punkt des Vorlagebehälters konnten keine Feinmaterialien zurückgehalten werden, was einen erhöhten Pumpenverschleiß mit sich brachte. Diesem Umstand konnte nur durch Auswahl von geeigneten Inputmaterialien sowie einer verbesserten Auslese auf der Vorlage begegnet werden. Im Grundsatz blieb das Problem bestehen, da es nur konstruktiv zu ändern gewesen wäre.

### **Lufteintrag über das Schneidwerk**

Bei niedrigen Füllständen im Vorlagebehälter ergab sich durch die schnelle Rührwirkung des Schneidwerkes ein beträchtlicher Lufteintrag in das Vorlagegut. Diesem Problem konnte betrieblich entgegengewirkt werden, indem der Füllstand entsprechend hoch gehalten wurde. Konstruktiv wurde diese Maßnahme durch Integration einer Zu-

---

leitung für das Prozesswasser vom Entnahmestutzen her unterstützt, wodurch das Prozesswasser nicht über die Beschickungspumpe in den Vorlagebehälter zurück gepumpt werden musste.

### **Lufteintrag bei den Pumpvorgängen**

Bei den Pumpvorgängen zur Beschickung und Entnahme änderte sich naturgemäß das Volumen des freien Gasraums über dem Gärsubstrat, wodurch eine Druckveränderung eintrat. Bei den Beschickungsvorgängen wurde durch den entstehenden Überdruck das der eingepumpten

Gärsubstratmenge entsprechende Gasvolumen über die Abluftstrecke an die Umgebung abgeführt. Problematischer waren die Entnahmevorgänge, da der entstehende Unterdruck im freien Gasraum durch Ansaugen von Umgebungsluft über die Abluftstrecke ausgeglichen wurde. Damit kam es zu einem Eintrag von Sauerstoff in den freien Gasraum. Der eingetragene Sauerstoff konnte zusammen mit ggf. entstehendem Methan ein Explosionsrisiko darstellen. Bei Vorhandensein von Methan im Gasraum des Reaktors waren demnach Sauerstoffkonzentrationen von über 10 % in jedem Fall zu vermeiden.

Durch die Höhe der Entnahmemenge wurde sichergestellt, dass die Sauerstoffmenge nicht in den Bereich kritischer Werte kommen konnte. Zum Messprogramm gehörte die Untersuchung der Gaskonzentration im Behälter vor und nach den Entnahmevorgängen. Aus der Ausgangsgaskonzentration sowie dem Volumen des freien Gasraums ließ sich berechnen, welche Entnahmemenge unter Berücksichtigung der gebotenen Sicherheitsmargen maximal zulässig war.

### **Sortenreinheit der angelieferten Abfälle**

Die an der Kompostierungsanlage der Rhein-Main Biokompost GmbH angelieferten Abfälle von kommerziellen Anlieferern waren großteils Abfälle, die für einen weiteren Verkauf im Einzelhandel nicht geeignet waren. Diese befanden sich teilweise noch in ihren Verkaufsverpackungen. Beispielsweise wurden Orangen und Zitronen in der Regel in Netzen, Salate und Kräuter in Kunststofffolien und Trauben und Steinobst in Kunststoffschalen verpackt angeliefert. Der Entpackvorgang konnte mit der vorhandenen Anlagentechnik nicht automatisiert erfolgen, sondern musste händisch durchgeführt werden, was eine erhebliche Verlängerung der Vorsortierung mit sich brachte. Durch die Zeit, die für die Entpackvorgänge benötigt wurde, wurde die maximal durchsetzbare Menge an Abfällen pro Tag auf maximal 500-600 kg begrenzt. Bei unverpackten Lebensmitteln wäre eine deutlich höhere Durchsatzleistung möglich gewesen.

---

Zum Teil waren die angelieferten Abfälle stark von einzelnen Obstsorten dominiert. Beispielsweise waren häufig größere Mengen an Melonen, Zitrusfrüchten und Ananas im Abfall vorhanden.

### **Kontinuität der Anlieferung**

Die zeitlich und qualitativ stark unregelmäßige Anlieferung auf der Kompostierungsanlage der Rhein-Main Biokompost GmbH stellte sich als ein maßgebliches Problem für den Betrieb der Versuchsanlage heraus. Für die Versuche geeignete Abfälle waren nicht an allen Werktagen, an denen eine Beschickung des Reaktors möglich gewesen wäre, vorhanden. Aus diesem Grund konnten nur ca. 50 % der maximal möglichen Inputmengen tatsächlich verarbeitet werden.

### **Geruch**

Störender Geruch stellte lediglich bei der Aufbereitung der Abfälle ein Problem dar. Hier traten durch die vom Schneidwerk verursachte Durchmischung Emissionen im problematischen Bereich auf. Durch die Verkürzung der Eintragsvorgänge mittels der zuvor beschriebenen Optimierung der Aufbereitung konnte dieses Problem minimiert werden.

Die Abluft aus dem Fermenter rief auf Grund ihres geringen Volumenstromes keine Probleme hervor. Die Reinigungsleistung der installierten Abluftreinigung war ausreichend.

### **Isolierung des Reaktors**

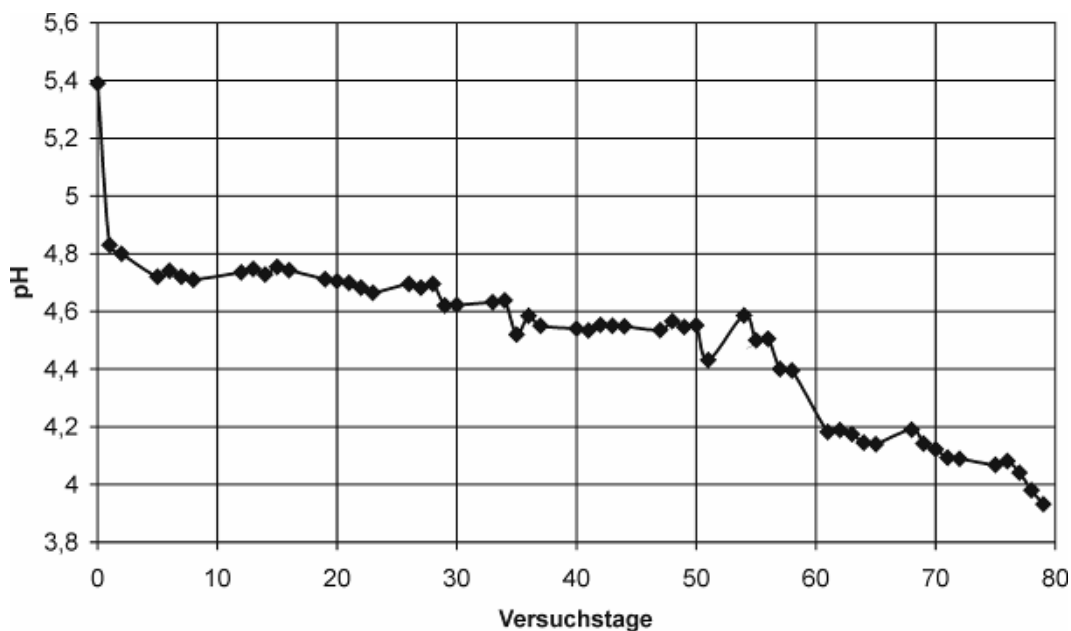
Durch den Betrieb der Versuchsanlage in Herbst- und Wintermonaten war die für diesen Betriebszeitraum unzureichende Isolierung des Reaktors ein Problem für den Anlagenbetrieb. Die Wärmeabstrahlung des Reaktors selbst an offenen Metallteilen wie dem Rahmen und den Domdeckeln war nicht unerheblich, was direkt durch Fühlen überprüft sowie mittels einer Infrarotkamera dokumentiert werden konnte. Dies schlug sich in einem hohen Heizölverbrauch der angeschlossenen mobilen Heizstation nieder, welcher zeitweise über 35 L/d lag. Durch nachträgliche Verbesserung der Isolierung konnte diesem Problem nur begrenzt begegnet werden, da große abstrahlende Teile nicht isolierbar waren.

### 6.3.2.2.3 Versuchsergebnisse

#### Parameter im Filtrat

##### pH-Wert

Der pH-Wert ist ein guter Indikator für die Milchsäuregärung. Diese Erkenntnis ergab sich aus den Laborversuchen. Diesem Parameter wurde daher auch bei den Großversuchen besondere Bedeutung beigemessen. Den Verlauf des pH-Wertes über die Versuchsdauer zeigt folgende Abbildung 81.



**Abbildung 81:** pH-Wert im Versuchsreaktor [Rohde 2007]

Zu erkennen sind in Abbildung 81 drei Phasen. In der ersten Phase fiel der pH-Wert vom Ausgangswert von 5,4 innerhalb weniger Tage auf einen Wert von 4,7. Dieser Wert wurde für etwa 30 Tage gehalten, anschließend fiel der pH-Wert auf einen Wert unter 4,6. Die letzte Phase begann ab dem 55. Versuchstag. Ab diesem Tag war ein deutlicher Abfall des pH-Wertes im Reaktor auf unter 4,2 und schließlich unter 4,0 zu beobachten.

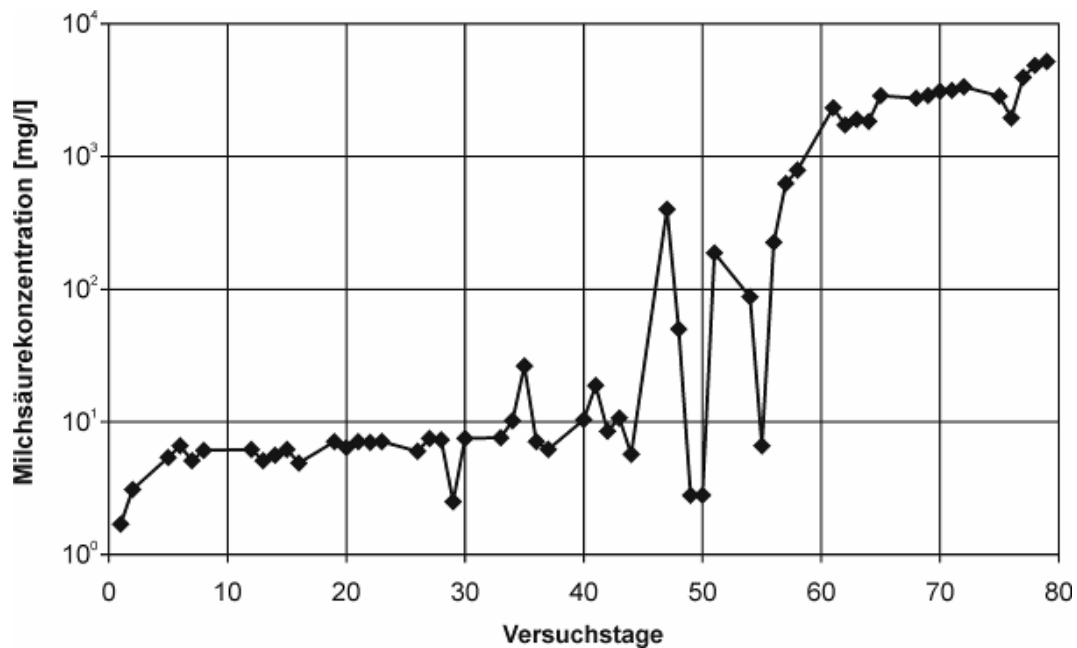
Der Verlauf des pH-Wertes steht in direktem Zusammenhang zur Milchsäurekonzentration, die im Folgenden beschrieben wird.

##### Milchsäurekonzentration

Der Verlauf der Milchsäurekonzentration mit der Zeit kann, wie auch beim pH-Wert, in drei Phasen eingeteilt werden. Die erste Phase ist von einer geringen Milchsäurekonzentration von wenigen mg/L, die über die Versuchsdauer relativ konstant bleibt, gekennzeichnet. Daran anschließend folgte eine Phase, in der, beginnend mit dem



32. Versuchstag, die Milchsäurekonzentration größeren Schwankungen unterlag. Es werden hier schon deutlich höhere Konzentrationen von bis zu 30 mg/L erreicht. Schließlich begann ab dem 55. Versuchstag, ab dem auch der pH-Wert in der Flüssigphase deutlich abgefallen ist, die letzte Phase, in der die Milchsäurekonzentration auf Werte anstieg, die um zwei Größenordnungen über denen im davor liegenden Versuchsverlauf liegen (s. Abbildung 82).



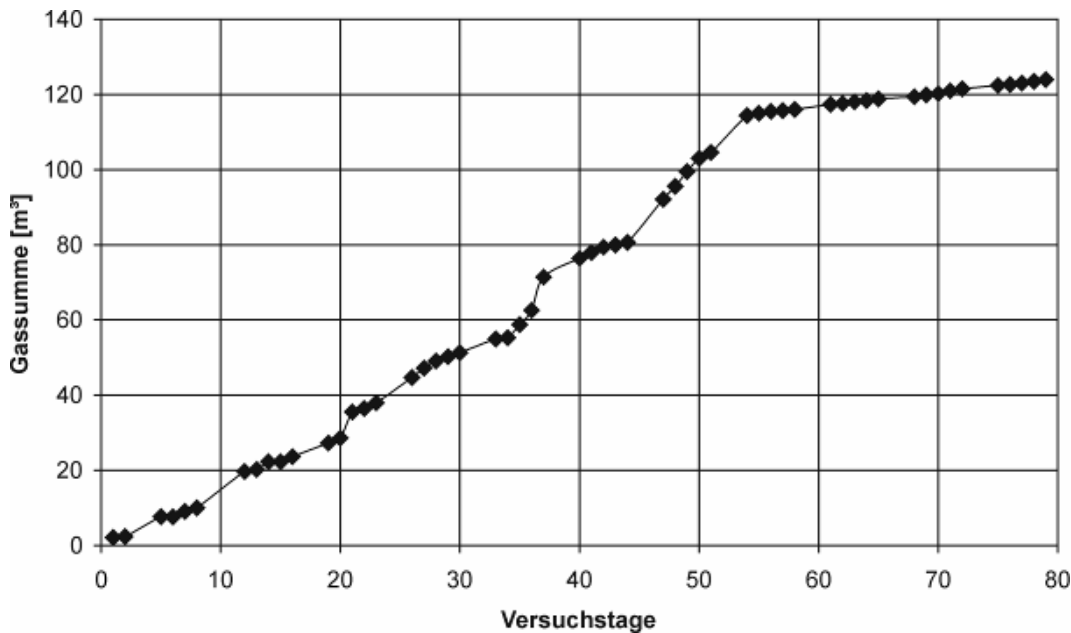
**Abbildung 82:** Milchsäurekonzentration im Versuchsreaktor [Rohde 2007]

Deutlich wird hier der Zusammenhang der Milchsäurebildung mit dem Absenken des Reaktorfüllstandes. Die damit einhergehende Erhöhung der Raumbelastung geht mit einer stark erhöhten Milchsäureproduktion einher. Damit verbunden ist ein paralleler Abfall des pH-Wertes. Dieser ist einerseits Folge der gesteigerten Milchsäurekonzentration, andererseits begünstigt der niedrige pH-Wert die Milchsäurebakterien gegenüber anderen Mikroorganismen. Bei pH-Werten knapp über 4,0 stehen die Milchsäurebakterien nicht mehr in Konkurrenz zu Mikroorganismen, die auf ein vergleichbares Nährstoffangebot angewiesen sind.

### Gasmenge

Die Bestimmung der erzeugten Gasmenge erfolgte über einen handelsüblichen Gaszähler, der innerhalb der Gasstrecke angebracht war. Dieser wurde an den Probenahmetagen abgelesen. Da während der Befüllvorgänge mangels eines Ausgleichsbehälters Gas aus dem Reaktorraum verdrängt wurde und ebenfalls über die Gasuhr abging, wurde

eine Differentialablesung vor und nach den Pumpvorgängen vorgenommen. Die ermittelte Gassumme aus den Ablesungen zeigt folgende Abbildung 83.



**Abbildung 83:** Gassummenkurve des Versuchsreaktors [Rohde 2007]

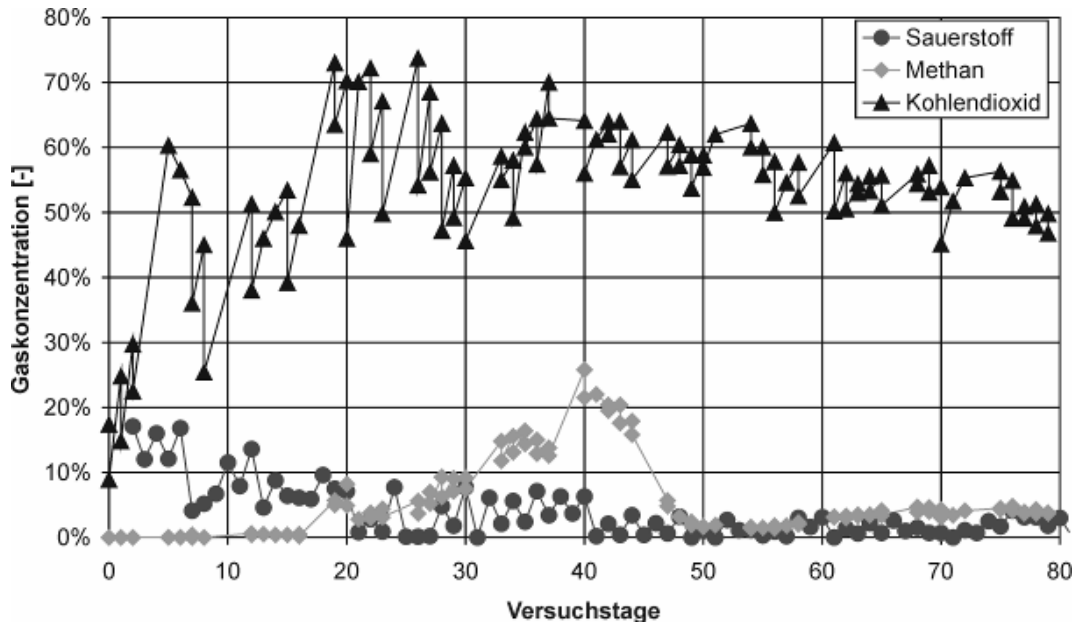
Im Versuchsverlauf war bis zum 54. Versuchstag eine relativ kontinuierliche Gasbildung zu erkennen. Im Mittel betrug die Gasbildung  $2,1 \text{ m}^3/\text{d}$ . Ab dem 54. Versuchstag flachte die Gassummenkurve deutlich ab. Die tägliche Gasbildung sank auf unter  $0,4 \text{ m}^3/\text{d}$  ab. Hier besteht ein direkter Zusammenhang mit dem Abfall des pH-Wertes in Kombination mit dem starken Ansteigen der Milchsäurekonzentration zum selben Zeitpunkt.

Das Ausbleiben der Gasbildung deutet auf keine Dominanz an homofermentativen Milchsäurebakterien hin, die gegenüber den heterofermentativen Milchsäurebakterien, die als Nebenprodukt ihres Stoffwechsels auch Kohlendioxid produzieren, einen Wachstumsvorteil aufweisen. Zu dem Zeitpunkt, als die Bedingungen hinsichtlich des pH-Werts optimal waren, konnte sich daher eine stabile Milchsäuregärung etablieren.

Während somit bis zum 54. Versuchstag pro Kilogramm zugegebenen Abfall  $11,8 \text{ L}$  Abluft entstanden, fiel dieser Wert ab dem 54. Versuchstag auf einen Wert von  $1,9 \text{ L}$  Abluft pro Kilogramm zugegebenen Abfall. Verglichen mit dem Gasbildungspotential biogener Abfälle ist insbesondere der letzte Wert sehr gering. Als Folge erfordert der Abluftvolumenstrom für diesen Bereich nur entsprechend kleine Aggregate.

## Gaszusammensetzung

Der Verlauf der Gaszusammensetzung (Sauerstoff, Methan, Kohlendioxid), der in der folgenden Abbildung 84 dargestellt ist, lässt sich, wie die restlichen betrachteten Parameter auch, in drei Phasen einteilen.



**Abbildung 84:** Gaszusammensetzung im Versuchsreaktor [Rohde 2007]

Die Phase der Inbetriebnahme der Anlage ist durch einen vergleichsweise hohen Sauerstoffgehalt im Reaktor gekennzeichnet, welcher zum einen aus der anfänglich im Reaktor vorhandenen Menge Sauerstoff herrührt. Zum anderen erfolgte bei den Befüll- und Entnahmevorgängen ein Lufteintrag in den Reaktor, durch welchen der Sauerstoffvorrat aufgestockt wurde. Es fand jedoch über die gesamte Versuchsdauer, d.h. in allen drei Phasen, ein kontinuierlicher Abbau des Sauerstoffs statt, so dass zum Ende der Versuche nur der Sauerstoff aus den täglichen Eintragsvorgängen durch die Entnahme für kurze Zeit im Reaktor vorhanden war.

Während der Inbetriebnahmephase war im Reaktor kein Methan vorhanden. In der Anlaufphase fand dann jedoch eine Methanbildung statt. Es wurden zeitweilig Konzentrationen von 25 % erreicht. Mit Beginn der Phase der Milchsäurebildung fiel der Methan-gehalt ab dem 40. Versuchstag wieder sukzessive ab; zum Ende der Versuche wurde der Wert von 5 % nicht mehr überschritten.

Die Kohlendioxidkonzentration stieg nach Beginn der Inbetriebnahme auf über 50 % an, fiel dann kurzzeitig durch verstärkte Befüllungs- und Entnahmevorgänge wieder ab und stabilisierte sich letztendlich auf einem Niveau von etwa 50-60 %. Die Kohlendioxid-

---

konzentration stieg auch in der Phase der Milchsäurebildung nicht weiter an, da zu diesem Zeitpunkt nur noch eine geringe Gasbildung vorhanden war und parallel dazu ein ständiger Gasaustausch mit der Umgebung durch die Befüllungs- und Entnahmevorgänge stattfand.

Als weiteres Gas war über die gesamte Versuchsdauer Stickstoff im Reaktor vorhanden, welcher durch die ursprüngliche Füllung des Reaktors mit Luft sowie durch den Lufteintrag bei den Befüllungs- und Entnahmevorgängen in den Reaktor gelangte. In den gaschromatographischen Vergleichsmessungen, die nur punktuell durchgeführt wurden, konnte der Stickstoff in der Größenordnung des verbleibenden Volumens nachgewiesen werden.

### **6.3.3 Schlussfolgerungen**

Die Ergebnisse der Sortieranalyse ergab einen hohen Anteil an organischen Stoffen im Abfall mit ca. 60 Massen-%. Der Anteil an Wertstoffen ist mit 30 Massen-% eher gering. Weitere Wertstoffe werden über informelle Sammelaktivitäten erfasst.

Vor der Durchführung der Großversuche wurden verschiedene Laborversuche durchgeführt. Dabei konnten verschiedene Einflüsse von Konzentration, Animpfung, Temperatur, Nährstoffangebot, pH-Wert und Pufferkapazität sowie der Gasqualität über dem Substrat nachgewiesen werden. Die Ergebnisse der Untersuchung dienten als Grundlage zur Festlegung der betrieblichen Rahmenbedingungen der im Anschluss durchgeführten großtechnischen Versuche. Der Reaktor wurde daher auf eine mesophile Betriebsweise mit kontinuierlicher Animpfung ausgelegt. Der pH-Wert konnte als guter Parameter zur Überwachung des Fermentationsprozesses identifiziert werden.

Im Rahmen der Großversuche wurde eine Eignung des Bioabfallsubstrates für die Milchsäurefermentation nachgewiesen. Ein stabiler Fermentationsprozess wurde im Versuchsreaktor etabliert.

Im Rahmen dieser Großversuche konnte die grundsätzliche Eignung von biogenen Abfällen für die Milchsäurefermentation auch im großen Maßstab nachgewiesen werden. Ein stabiler Fermentationsprozess wurde im Versuchsreaktor etabliert. Durch die Fermentation konnten Milchsäurekonzentrationen im Reaktor erreicht werden, die eine weitere Nutzung sinnvoll machen. Die Aufenthaltsdauer lag in den Versuchen weit über dem erforderlichen Maß.

---

Trotzdem konnte die Milchsäurekonzentration zum Ende der Versuche stabil gehalten werden, ohne dass ein erkennbarer deutlicher Abbau der Milchsäure stattfand.

Die Gasbildung ging in der Phase mit kontinuierlicher Milchsäurebildung auf ein äußerst geringes Maß zurück. Eine nennenswerte Methanbildung fand in dieser Phase nicht mehr statt.

Eine weitere Behandlung der Reststoffe aus der Milchsäurefermentation bleibt auf Grund des vernachlässigbaren Abbaus an organischer Substanz im Reaktor im Rahmen eines integrierten Konzeptes zur Abfallbehandlung notwendig.

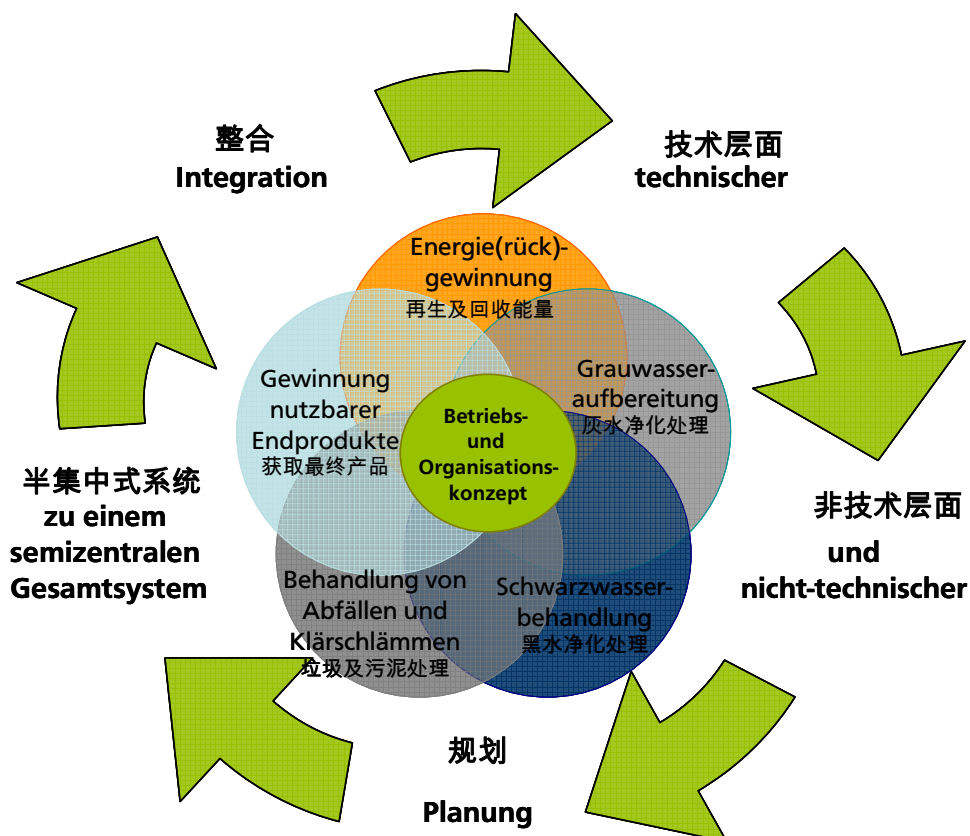
Die Auswertung der betrieblichen und technischen Probleme an der Versuchsanlage stellt eine wertvolle Grundlage für weitere Untersuchungen im Rahmen weiterer Forschungsarbeiten an vergleichbaren Anlagen in diesem Bereich dar.

Basierend auf den Versuchen sowie der in der Volksrepublik China durchgeführten Abfallsortieranalysen konnte ein Anlagenkonzept entwickelt werden, in welchem die Milchsäurefermentation der leicht verfügbaren Anteile in den biogenen Abfällen einen integrierten Baustein eines Behandlungskonzeptes darstellt.

## 7 Erarbeitung eines Organisations- und Betriebskonzeptes für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme

Der innovative Ansatz des vorliegenden Forschungsprojektes liegt nicht nur in der Semizentralität, also dem Ansatz, die Ver- und Entsorgungseinheiten u. a. kompakter und damit effektiver und effizienter bewirtschaften zu können. Vielmehr verfolgte das vorliegende Forschungsvorhaben einen integrierten Ver- und Entsorgungsansatz, der die technischen Infrastrukturbereiche Wasserver- sowie Abwasser- und Abfallentsorgung integrativ betrachtet. Dieser Ansatz ist nicht nur für die Volksrepublik China innovativ und neu, sondern stellt auch in Industrieländern Europas einen neuen Ansatz dar.

Um die entwickelten technischen Konzepte in der Realität anwenden zu können, bedarf es neben der Betrachtung von Volumenströmen, Schadstoffkonzentration, Leitungslängen, Kapazitätsberechnungen etc. auch konzeptioneller Überlegungen zu Organisation und Betrieb derartiger integrierter Anlagenkonzepte (s. Abbildung 85). Diese Überlegungen werden im folgenden Kapitel dargestellt.



**Abbildung 85:** Aufgabenfeld der Umwelt- und Raumplanung – Integration technischer und nicht-technischer Planung als Methode anwendungsorientierter Konzeptentwicklung [Bieker/Böhm 2008]

---

Im Einzelnen beschreibt Kapitel 7.1 die Methodik zur Wahl des am besten für einen Standort geeigneten integrierten Konzeptes. Kapitel 7.2 baut darauf auf und entwickelt Ansätze für ein geeignetes Betriebskonzept. Abschließend beschäftigt sich Kapitel 7.3 mit der Fragestellung ob und in wieweit Gebührenmodelle für integrierte Ver- und Entsorgungssysteme zu entwickeln und in wie weit sie mit der gegenwärtigen Situation in der V.R. China vereinbar sind.

## **7.1 Organisations- und Betriebskonzepte für integrierte semi-zentrale Ver- und Entsorgungssysteme**

Zur Erarbeitung eines integrierten Betriebskonzeptes führte das Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung im Sommer und Herbst 2006 Experteninterviews mit deutschen Anlagenbetreibern für die Abfallwirtschaft und Abwasserentsorgung durch. Ziel der Interviews war die Informationsgewinnung hinsichtlich Betrieb und Organisation von Abwasser- und Abfallbehandlungsanlagen.<sup>1</sup> Zu diesem Zweck wurden im Wesentlichen folgende Fragen geklärt:

- Welche Verfahrensschritte werden in der Regel bei der Behandlung durchgeführt?
- Welche Personalkapazitäten sind dafür in der Regel notwendigerweise anzusetzen?
- Welche Qualifikationen werden für die jeweiligen Verantwortlichkeiten benötigt?

Aus den sektoralen Organisationsbausteinen der drei technischen Disziplinen (zunächst in Deutschland, dann in der Volksrepublik China) wurde im weiteren Verlauf ein integrierter Ansatz entwickelt.

Zusätzlich zu den in Deutschland durchgeführten Experteninterviews führte das Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung Experteninterviews und Workshops zu Betreibermodellen für integrierte semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme in der Volksrepublik China durch, um Unterschiede und Gemeinsamkeiten zwischen den Verfahren und Konzepten zwischen den beiden Ländern herausarbeiten und somit das am besten angepasste System für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik China entwickeln zu können. Zu den Experteninterviews und Workshops in Shanghai und Qingdao waren

---

<sup>1</sup> Interviews im Bereich Wasserversorgung wurden nicht geführt, da eine semizentrale Wasserversorgung in China aufgrund rechtlicher Vorgaben nicht möglich ist und entsprechend eine Ableitung der deutschen Situation für den chinesischen Markt nicht erforderlich war.

---

chinesische Experten für den Betrieb und die Organisation von Wasserversorgungs-, Abwasser- und Abfallbehandlungsanlagen eingeladen; darüber hinaus nahmen Vertreter örtlicher Planungsinstanzen teil.

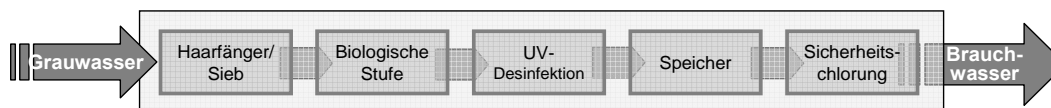
In den Interviews und Workshops wurden offene Fragen hinsichtlich des Betriebs und der Organisation von Abwasser- und Abfallbehandlungsanlagen sowie hinsichtlich der gegenwärtigen Gebührenstruktur erörtert. Basierend auf diesen Informationen sowie den in Deutschland eingeholten Informationen konnten sowohl integrierte Betriebsmodelle als auch erste Ideen für sinnvolle Gebührenmodelle erarbeitet werden, die im Folgenden eingehender erläutert werden.

Um ein integriertes Betriebs- und Organisationskonzept aufstellen zu können, sollen zunächst die notwendigen Verfahrensschritte in jeder einzelnen Stoffstrombehandlung dargestellt werden. Da in der Volksrepublik China eine semizentrale Wasserversorgung aus rechtlichen Gründen nicht möglich ist, beschränkt sich das integrierte Konzept auf die Stoffströme Grauwasseraufbereitung (zur häuslichen Wiederverwendung als Brauchwasser), Schwarzwasseraufbereitung und integrierte Klärschlamm- und Abfallbehandlung.

### **Sektorales Betriebskonzept Abwassertechnik in der Volksrepublik China**

Das sektorale Betriebskonzept Abwasser umfasst, entsprechend der Zielsetzung des integrierten semizentralen Systems, die Stoffströme Grauwasser und Schwarzwasser.

Für die Aufbereitung von Grauwasser (Abwasser aus Dusche und Handwaschbecken im Badezimmer sowie der Waschmaschinen) zu im Haushalt einsetzbarem Brauchwasser für die Toilettenspülung sind in der Volksrepublik China die in Abbildung 86 dargestellten Verfahrensschritte (schematisch) vorzusehen.



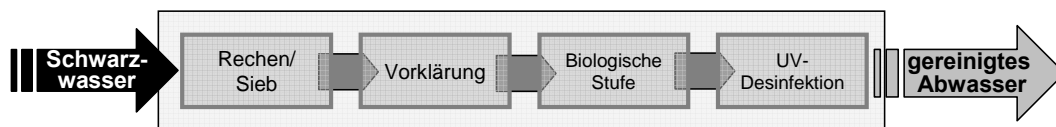
**Abbildung 86:** Verfahrensschritte zur Grauwasseraufbereitung in China

Ein Haarfänger bzw. ein Sieb wird zur Abtrennung von Haaren und groben Partikeln an der Zulaufstelle installiert. Das Siebgut ist einer Behandlung zuzuführen. Je nach der Auslegung bzw. Betriebsplanung wird ggf. ein Ausgleichbecken benötigt, um den Spitzenzufluss zur biologischen Stufe ausgleichen zu können. Das Grauwasser wird nachfolgend in einer biologischen Stufe behandelt, wobei die Behandlungsverfahren nach Bedarf technisch ausgestaltet werden können. Der Ablauf aus der biologischen Stufe



wird über eine UV-Desinfektionsanlage beschickt, bevor er in den Speicher eingespeist wird. Um ständig Brauchwasser für die Toilettenspülung vorhalten zu können, wird ein Speicher benötigt. Vor der Verteilung an die Abnahmestellen wird eine Sicherheitschlo- rung durchgeführt.

Neben der Aufbereitung des Grauwassers zu häuslich einsetzbarem Brauchwasser wird eine Aufbereitung des im Haushalt anfallenden Schwarzwassers (sonstige häusliche Abwasserströme inkl. des Küchenabwassers) benötigt. Dazu sind für die V.R. China die in Abbildung 87 dargestellten Verfahrensschritte vorgesehen.



**Abbildung 87:** Verfahrensschritte zur Aufbereitung häuslichen Schwarzwassers in China

Die Behandlungsschritte in der Schwarzwasserbehandlung sind vergleichbar mit denen einer konventionellen kommunalen Abwasserbehandlungsanlage. Da im Schwarzwasser große Partikel bzw. Feststoffe vorhanden sind, wird im Zulauf ein Rechen bzw. Sieb als mechanische Vorreinigungsstufe installiert. Das Rechengut ist einer Deponierung zuzu- führen. Zur Abtrennung von Schwebstoffen und groben Partikeln wird eine Vorklärung benötigt, die gleichzeitig als Ausgleichsbecken dient. Nach der Vorklärung wird das Schwarzwasser in einer biologischen Stufe behandelt; hier kann, wie in der Grauwas- serbehandlung, entsprechend des spezifischen Bedarfs ein Behandlungsverfahren (SBR oder Biofilter, vgl. Kap. 0) gewählt werden. Die anschließende UV-Desinfektion sorgt für ein seuchenhygienisch einwandfreies Wasser zur Einleitung in den aufnehmenden Was- serkörper.

Zur Sicherung des Betriebsablaufs müssen folgende Personalkapazitäten und - qualifizierungen für die Abwasserreinigung (in Form der getrennten Erfassung und Be- handlung von Grau- und Schwarzwasser) in der Volksrepublik China angesetzt werden:

- 1 Fachingenieur als verantwortlicher Betriebsleiter,
- 1 Fachkraft zur Beaufsichtigung der mechanischen Arbeiten (Haarfang/Sieb) und des Abtransportes des Sieb- bzw. Rechengutes,
- 1 Elektriker und 1 Schlosser zur Sicherung des Betriebs und Durchführung von Wartungs- und Reparaturarbeiten.

## Sektorales Betriebskonzept Abfalltechnik in der Volksrepublik China

Neben Abwässern fallen auch Abfälle in privaten Haushalten an. In der V.R. China ist es auch in den hoch verdichteten urbanen Räumen gegenwärtig der Fall, dass die Wertstoffe in den Haushalten von den Reststoffen und den Bioabfällen getrennt werden, um die Wertstoffe zu verkaufen. Diese bedürfen entsprechend keiner Behandlungskapazitäten.

Zur Behandlung der Restabfälle mit Bioabfällen werden die in Abbildung 88 dargestellten Verfahrensschritte in der V.R. China angesetzt:



**Abbildung 88:** Verfahrensschritte<sup>1</sup> zur Aufbreitung häuslicher Restabfälle in China

Nach erfolgter Sammlung der Abfallfraktionen erfolgt zunächst eine mechanische Vorsortierung, um Störstoffe, die den nachfolgenden Prozess behindern oder verbliebene Wertstoffe, wie z.B. Kunststoffe oder Eisen und Nichteisen-Metalle, zu separieren. Der folgende Verfahrensschritt ist die Zerkleinerung, bei der das Material, für den Prozess der Vergärung (Oberflächenvergrößerung), auf Korngrößen kleiner 20 mm gebracht wird. Das Vormaischen beinhaltet das Mischen des Substrates mit Wasser um die Reaktionsstoffe in Lösung zu bringen und den notwendigen Wassergehalt für den Vergärungsprozess einzustellen.

Für den Einsatz in der V.R. China wird folgender Personalbedarf veranschlagt:

- 1 Fachingenieur als verantwortlicher Betriebsleiter,
- 1 Fachkraft zur Betreuung der Leitstelle sowie zur Beaufsichtigung der organisatorischen Arbeiten,
- Je nach Technisierungsgrad 10 bis 20 Personen Hilfsarbeiter zur Sammlung der Abfälle innerhalb des Entsorgungsgebietes sowie der Bedienung der Annahme, des Bunkers und der Radlader.

<sup>1</sup> Für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme relevante und sinnvolle Verfahrensschritte

---

---

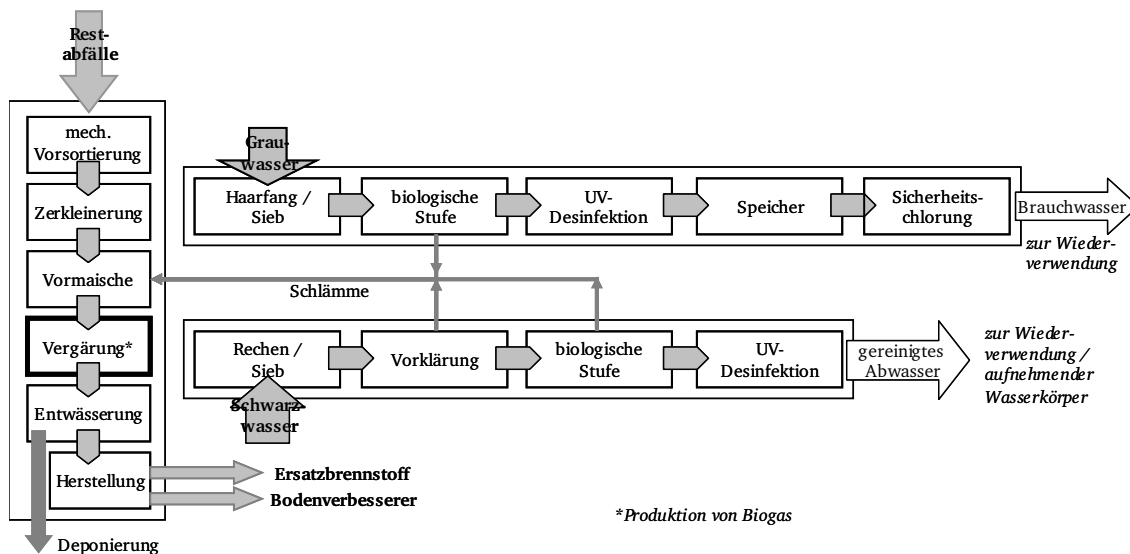
### **Sektorales Betriebskonzept Wasserversorgung in der Volksrepublik China**

Im Bereich der Wasserversorgung lassen sich die in Deutschland üblichen Aufbereitungsschritte grundsätzlich auf die chinesischen Rahmenbedingungen übertragen. Aufgrund der im Laufe des Forschungsvorhabens gewonnenen Erkenntnis, dass es in der Volksrepublik China weder eine rechtliche Grundlage noch die Akzeptanz für eine semizentrale Wasserversorgungsebene existiert, wird der integrierte semizentrale Ansatz im Folgenden ohne die Module zur Aufbereitung seitens der Wasserversorgung entwickelt. Das Brauchwasser aus aufbereitetem Grauwasser stellt damit den alleinigen Versorgungsbereich im Rahmen des semizentralen Systems für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik Chinas dar.

Grundsätzlich bleibt jedoch festzuhalten, dass die Wasserersparnis von rund 30% durch die innerstädtische Wiederverwendung von aufbereitetem Grauwasser als Brauchwasser zu Einsparpotentialen führt – auch wenn diese außerhalb der semizentralen Bilanzgrenze liegen. Durch die Einsparung des Wasserbedarfs von Neubaugebieten mit semizentralen Ver- und Entsorgungssystemen nach dem im folgenden Kapitel 7.1.1 dargestellten Prinzip, können im zentralen System nicht unerhebliche Wassermengen weniger aufbereitet und damit dort Kapazitäten im Bereich der Aufbereitungstechnik sowie im Personalbedarf eingespart werden.

### **Semizentrales Ver- und Entsorgungskonzept für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik China**

Aufbauend auf den Erkenntnissen der sektoralen Organisation von Schwarz- und Grauwasser- sowie der Abfallbehandlung wird in Abbildung 89 beispielhaft ein integrierter Ansatz für den Einsatz semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik China entwickelt. Durch die Integration der verschiedenen Behandlungsschritte können Synergieeffekte erzielt werden, die es erlauben den notwendigen Personaleinsatz zu minimieren und „doppelte“ Entsorgungskapazitäten einzusparen.



**Abbildung 89:** Beispielhaftes semizentrales, integriertes Ver- und Entsorgungskonzept für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik China

Das in Abbildung 89 dargestellte integrierte semizentrale Ver- und Entsorgungskonzept umfasst eine getrennte Behandlung von Grau- und Schwarzwasser sowie eine anaerobe Behandlung für Rest- und Bioabfälle.

Im Vergleich zur sektoralen Behandlung der Stoffströme ergeben sich folgende wesentliche Synergieeffekte durch die integrierte semizentrale Behandlung:

- Energieautarker Betrieb der integrierten semizentralen Behandlungsanlage durch die Produktion von Biogas,
- Bedarfsorientierte Gewinnung von Ersatzbrennstoffen,
- Bedarfsorientierte Gewinnung von Bodenverbesserern,
- Reduktion des deponiebedürftigen Systemoutputs,
- Einsparung von Personalkapazitäten.

Die Aufbereitung des Schwarzwassers erfolgt entsprechend der in Kapitel 7.1 beschriebenen Verfahrensschritte. Für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme sind für die Grau- und Schwarzwasseraufbereitung – je nach örtlichen Gegebenheiten und technischen Anforderungen – ein MBR, ein SBR oder ein Biofilter als Verfahren für die biologische Behandlung zu empfehlen (vgl. Kap. 0). Durch die räumliche Nähe zur Grauwasserbehandlung besteht zudem die Möglichkeit saisonale Spitzen im Brauchwasserbedarf zur Bewässerung oder Straßenreinigung zu bedienen.

---

Die Verfahrensschritte zur Behandlung der Rest- und Bioabfälle im semizentralen System erfolgen wie in Kapitel 7.1 beschrieben. Wesentlicher Vorteil der integrierten Konzeption ist die Nutzung des bei der Vergärung entstehenden Biogases zur elektrischen Energiegewinnung. Gleichzeitig besteht durch die räumliche Nähe die Möglichkeit, die bei der Vergärung freiwerdende thermische Energie für die Abwasserreinigung zu nutzen. Die entstehende Energie reicht insgesamt aus, um die integrierte Behandlungsanlage damit zu versorgen und somit energieautark zu betreiben. Zudem besteht die Möglichkeit, Ersatzbrennstoffe für eine zusätzliche energetische Nutzung zu gewinnen und/oder den entstehenden Systemoutput als Bodenverbesserer einzusetzen. Beide Varianten sind im Rahmen semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme möglich und führen zu einer unmittelbaren Verringerung der zu deponierenden Abfallmenge. Nicht explizit in Abbildung 89 dargestellt sind der notwendige Überlauf des Grauwassers, der in den Schwarzwasserablauf zur Einleitung in den aufnehmenden Wasserkörper führt sowie die anfallenden Abwasserströme aus der Abfallbehandlung (Zerkleinerung, Vormaische und Vergärung). Diese können ebenfalls innerhalb des integrierten semizentralen Systems in der Schwarzwasserbehandlung mitbehandelt werden.

Für die Organisation des integrierten semizentralen Ver- und Entsorgungssystems sind zudem deutlich geringere Personalkapazitäten notwendig, als dies für die sektorale Behandlung der Stoffströme der Fall ist. Insgesamt sind folgende Personalkapazitäten und -qualifizierungen für semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme in schnell wachsenden urbanen Räumen der Volksrepublik China anzusetzen:

- 1 Fachingenieur als verantwortlicher Betriebsleiter für das gesamte integrierte semizentrale Ver- und Entsorgungszentrum samt Sammelsystem (inkl. Betreuung der technischen Leitstelle),
- 1 gut ausgebildete Fachkraft, verantwortlich für die Behandlungs- und Reinigungsprozesse innerhalb des integrierten semizentralen Systems sowie zur Betreuung der Werkstatt (in der BRD: „Fachkraft für Ver- und Entsorgung“),
- 1 Elektriker und 1 Schlosser zur Sicherung des Betriebs und Durchführung von Wartungs- und Reparaturarbeiten,
- Je nach Technisierungsgrad 10 bis 20 Personen Hilfsarbeiter zur Sammlung der Abfälle innerhalb des Entsorgungsgebietes sowie der Bedienung und Betreuung der Abwasser- und abfalltechnischen Anlagen.

---

---

## Weitere Einrichtungen im Gesamtsystem

Neben den eigentlichen Behandlungsschritten zur Aufbereitung von Abwasser und Abfall müssen weitere Einrichtungen innerhalb einer Behandlungsanlage vorhanden sein. Im Folgenden werden auch hier Synergieeffekte durch eine gemeinsame Nutzung innerbetrieblicher Infrastruktur aufgezeigt, die zu Flächen- und Kosteneinsparungen integrierter Ver- und Entsorgungssysteme im Verhältnis zu sektoralen Behandlungsanlagen führen.

1. Leitstelle
2. Sanitäranlagen (Schwarz-Weiß-Bereich [Umkleiden – Duschen – Umkleiden – Arbeitsbereich] für Männer und Frauen)
3. Sozialräume (Küche, Frühstücksraum etc.)
4. Lager (für Ersatzteile, Chemikalien etc.)
5. Werkstatt
6. Betriebslabor (Bedarf an Räumlichkeiten, kein zusätzliches Personal; lediglich für Standards innerhalb des Betriebsablaufes, spezielle Untersuchungen werden ausgelagert)
7. EMSR-Technik (Transformatorstation etc.)

Das integrierte Ver- und Entsorgungssystem bedarf einer gemeinsamen Leitstelle, in der die gesamten Abläufe der Grau- und Schwarzwasseraufbereitung bzw. -reinigung sowie der integrierten Abfall- und Klärschlammbehandlung überwacht werden. Eine Trennung, wie im klassischen sektoralen Ansatz, ist nicht notwendig. Neben dem Personal können so auch Kosten für Räumlichkeiten und technische Ausstattung eingespart werden.

Flächeneinsparpotenziale bietet zudem die gemeinsame Nutzung der Schwarz-Weiß-Bereiche und der Sozialräume. Eine Trennung der Räumlichkeiten für Bedienstete der Abfall- und Abwasserreinigungsbereiche ist nicht notwendig und daher eine gemeinsame Nutzung geboten. Ähnliches gilt für Labor-, Lager- und Werkstatt Räume sowie Bereiche für die Versorgungstechnik der Anlagen. Auch hier ist eine Trennung aus hygienischen Gründen nicht erforderlich, so dass eine weitere Flächeneinsparung durch die gemeinsame Einrichtung und Nutzung erreicht werden kann.

---

---

Im Bereich des Betriebslabors lässt sich zudem Personal einsparen, in dem die vor Ort notwendige Probennahme und -kontrolle durch gemeinsames Personal erfolgt. Die Werkstatt ist ebenfalls personalneutral zu installieren, da die im Bereich der Annahme sowie der Beschickung der Bunker und der Bedienung der Radlader eingesetzten Personen über entsprechende Qualifikationen verfügen und Reparatur- und Wartungsarbeiten auch im Bereich der abwassertechnischen Anlagen durchführen können.

## **7.2 Möglichkeiten der Gestaltung von Gebührenstrukturen integrierter semizentraler Infrastruktursysteme in schnell wachsenden urbanen Räumen der Volksrepublik China**

Das Projekt startete mit dem Anspruch, ein Modell zur Gebührenentwicklung integrierter semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme für schnell wachsende urbane Räume zu entwickeln, um eine Orientierung zur Preisgestaltung derartiger Systeme anzubieten und damit eine Umsetzungslücke zu schließen. Im Laufe des Projektes wurde jedoch deutlich, dass die Herausforderung nicht in der Gebührengestaltung integrierter Systeme liegt, sondern vielmehr in der Gestaltung der zu erhebenden Gebühren als solche. Die Schwierigkeit einer Empfehlung zur Gebührengestaltung liegt vorrangig in der Tatsache begründet, dass eine Empfehlung sinnvoller integrierter Gebühren aus Sicht eines Industriestaates wie der Bundesrepublik Deutschland auf einer Kostendeckung der Gebühren beruht. Diese ist in der Volksrepublik China derzeit aber weder in den Infrastruktursektoren Wasser, Abwasser noch in der Abfallbehandlung gegeben. Die Situation stellt sich vielmehr so dar, dass die Ver- und Entsorgungsinfrastruktur noch vor wenigen Jahren gänzlich über öffentliche Mittel finanziert und keine Gebühren erhoben wurden. Gegenwärtig ist jedoch ein (staatlich bereits durch den letzten Fünf-Jahresplan verordneter) deutlicher Trend in Richtung einer flächendeckenden Gebührenerhebung (laut aktuellem 5-Jahresplan sollen flächendeckend in ganz der Volksrepublik China bis zum Jahr 2011 Gebühren für die Wasserver- und Abwasserentsorgung erhoben werden) kostendeckenden Gebührenstruktur erkennbar [10. Fünf-Jahresplan 2001<sup>1</sup> bzw. 11. Fünf-Jahresplan 2006]. Für die ökonomische Betrachtung können demnach nicht Ge-

---

<sup>1</sup> The tenth five-year plan (2001-2005): "3.2 Guiding principles of the tenth five-year plan [...] Strengthen the development of basic infrastructure, integrate the use of different resources and use them efficiently. Coordinate planning to avoid replications in the building of infrastructure [...] 3.6.3 Tariff and pricing policies: [...] Tariff adjustment will be market-led and based on cost [...] Tariff for basic services will be determined by government or government proposals to ensure universal service and a fair rental of network resources among enterprises to prevent duplication in network build out. For value-added services, the service providers have the right to freely adjust the levels and structures of tariffs.[...]"

---

---

bühren sondern nur Kosten zum Vergleich zentraler und semizentraler Systeme herangezogen werden.

### **Status Quo der Infrastrukturgebührenerhebung in der Volksrepublik China**

In den urbanen Räumen Chinas werden Gebühren für die Wasserbereitstellung und -beseitigung erhoben, die – wie in der Bundesrepublik – abhängig von lokalen und regionalen Gegebenheiten in der Höhe variieren. Diese werden in der Regel pro bereitgestelltem m<sup>3</sup> Wasser erhoben, so dass für den Nutzer die Möglichkeit besteht mit Wassereinsparungen finanzielle Vorteile gegenüber einem verschwenderischen Umgang mit Wasser zu erzielen.

Von systemarischer Seite ergeben sich aus der vorherrschenden Gebührenstruktur zwei Schwierigkeiten zur Überführung in ein integriertes Ver- und Entsorgungssystem für die Bereiche (Ab)Wasser und Abfall: Zum Einen wird in der Regel nur eine Gebühr für die Wasserbereitstellung (eine Qualität für alle Nutzungen) und die Abwasserentsorgung erhoben, die für die Umsetzung eines integrierten Abwasser- und Abfallsystems entsprechend aufgesplittet werden müsste, da eine Integration von Abwasser- und Abfallbehandlung mit der Wasserversorgung von chinesischer Seite aufgrund hygienischer und organisatorischer Bedenken nicht gewollt ist. Entsprechend müsste eine getrennte Gebührenerhebung für die Wasserversorgung erfolgen. Andererseits ist eine Gebührenerhebung für die Abfallbeseitigung in weiten Teilen urbaner Räume der Volksrepublik China noch nicht umgesetzt bzw. steht in den Anfängen. Im gleichen Zusammenhang ist zu berücksichtigen, dass die für die Wasserver- und -entsorgung erhobenen Gebühren i.d.R. nicht kostendeckend sind, jedoch in den großen Städten in den letzten Jahren kontinuierlich angehoben wurden, um perspektivisch eine weitestgehende Kostendeckung zu erreichen.

### **Kostenvergleich des sektoralen zentralen und des integrierten semizentralen Ansatzes**

Um einen verlässlichen Vergleich zwischen sektoralen zentralen und einem integrierten semizentralen System zu erreichen, muss nach dem gegenwärtigen Kenntnisstand eine dynamische Kostenvergleichsrechnung durchgeführt werden. Dies war im Rahmen des vorliegenden Projektes jedoch nicht leistbar. Es konnten jedoch eindeutige Hinweise gewonnen werden, dass die betriebswirtschaftlich ansetzbaren Kosten integrierter semizentraler Systeme nicht höher als die sektoraler zentraler Systeme in Summe anzusetzen sind. Dies begründet sich einerseits auf den in Kapitel 7.2 dargestellten Synergieeff-



---

fechten durch gemeinsame Behandlungskapazitäten, erweiterte Rückfalloptionen und damit eine deutlich erhöhte Flexibilität, dem Einsparpotenzial im Personalbereich (der sich mit steigendem Lohnniveau in der V.R. China über die kommenden Jahre noch vergrößern wird) sowie den ökologischen und ökonomischen Vorteilen und dem Komfortgewinn durch den möglichen energieautarken Betrieb integrierter semizentraler Systeme. Auch und vor allem im letztgenannten Punkt, der Energieautarkie, liegt angesichts der gegenwärtig (und erwartungsgemäß zukünftig) drastisch steigender Energiepreise ein erhebliches Zukunfts-Potenzial integrierter semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme.

---

---

## 8 Zusammenfassung der Ergebnisse des Teilprojektes 2

### Umwelt- und Raumplanung

Vom gesamtsystemarischen Ansatz konnte im Rahmen des Teilprojektes 2 „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas“ dargelegt werden, dass semi-zentrale integrierte Systeme eine ökologisch wie ökonomisch sinnvolle Alternative für schnell wachsende urbane Räume der Volksrepublik China darstellen, die zudem den Zielen der chinesischen Regierung hinsichtlich einer integrativen und damit effizienten Ressourcennutzung [10. Fünf-Jahresplan 2001] entsprechen. Im aktuellen Fünf-Jahresplan ist explizit die Wasserverwendung in urbanen Räumen als wesentlicher Baustein nachhaltiger Stadtentwicklung genannt [11. Fünf-Jahresplan, Umweltteil 2006].

Darüber hinaus konnte gezeigt werden, dass integrierte semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme Einsparpotenziale im Hinblick auf Personaleinsatz bieten und erhebliche weitere Synergieeffekte wie Rückfall- und Ergänzungskapazitäten bei der Behandlung, Energiegewinnung und -nutzung oder die Gewinnung verwertbarer Produkte und damit die deutliche Reduzierung des deponierbedürftigen Systemoutputs ermöglichen.

### Wasserversorgung

Bei der deutschen Versuchsanlage wurde die Permeabilität von Ultrafiltrationsmembranen mittels Ultraschall zur Membranreinigung untersucht. Zunächst wurde festgestellt, dass der Einfluss des Lufteintrags während der Filtrationsphase nur sehr gering war, dass aber der Lufteintrag während der Rückspülung einen positiven Einfluss auf die Membranreinigung hatte und die Permeabilität deutlich gesteigert werden konnte. Der Einsatz von Ultraschall während der Filtrationsphase zeigte keinen positiven Einfluss auf der Permeabilität und auch während der Rückspülphase war keinen Einfluss erkennbar. Kombinierte man aber den Lufteintrag mit Ultraschall während der Rückspülphase, konnte die Permeabilität der Membranen gesteigert werden, als ohne Ultraschall.

Bei der Versuchsanlage, die in der Volksrepublik China unter gegebenen Randbedingungen von den Kooperationspartnern der TU Qingdao betrieben wurde, sollte das herkömmliche Rückspülverfahren (Rückspülung mit Permeat und Luft) auf die gegebenen Betriebsanforderungen optimiert werden. Zunächst wurden einige Versuchsreihen ohne Luftspülung gefahren, wobei die Rückspüldauer, die Rückspülintensität und das Spülintervall jeweils variiert wurden. Allerdings zeigte sich, dass diese Parameter keinen wesentlichen Einfluss auf die Permeabilität haben. Erst die Rückspülung kombiniert mit dem Lufteintrag brachte eine deutliche Verbesserung der Permeabilität.

---

## **Abwassertechnik**

Im Rahmen der halbtechnischen Versuche in Deutschland wurde nachgewiesen, dass die ausgewählten Verfahren zur Grauwasserbehandlung hinsichtlich innerstädtischer Wasserwiederverwendung in Volksrepublik China geeignet sind. Anhand der Versuchsergebnisse können relevante Parameter zur Auslegung einer großtechnischen Grauwasserbehandlungsanlage mittels biologischer Verfahren (BAF, MBR und SBR) in der Praxis festgelegt werden. Das physikalisch-chemische Verfahren (keramische Membran) muss durch eine weitgehende Vorbehandlungsstufe ergänzt werden.

Der Verfahrensvergleich zeigt, dass alle drei Verfahren je nach Randbedingungen eingesetzt werden können. Eine Wahl der Verfahren in der Praxis soll nutzungsorientiert je nach Einzugsgebieten bzw. Einsatzbedingungen abgewogen werden. Zu einer ganzheitlichen Überlegung des semizentralen Ver- und Entsorgungskonzepts soll das gewählte Grauwasserbehandlungsverfahren in dem gesamten Konzept angepasst eingebunden werden.

Die Versuchsergebnisse aus chinesischen Versuchsanlagen zeigen ebenso die Eignung des Biofilterverfahrens zur Abwasser- bzw. Grauwasserbehandlung zwecks innerstädtischer Wiederverwendung.

## **Abfalltechnik**

Im Rahmen der Labor- und Großversuche wurde eine Eignung des Bioabfallsubstrates für die Milchsäurefermentation nachgewiesen. Ein stabiler Fermentationsprozess wurde im Versuchsreaktor etabliert. Für die Erstellung eines Anlagenkonzeptes für urbane Räume der Volksrepublik China wurden betriebliche Parameter und die Abfallzusammensetzung in Neubaugebieten von Shanghai und Qingdao untersucht.

Die Ergebnisse der Sortierungsanalyse ergab einen hohen Anteil an organischen Stoffen im Abfall mit ca. 60 M.-%. Der Anteil an Wertstoffen ist mit 30 M.-% eher gering. Weitere Wertstoffe werden über informelle Sammelaktivitäten erfasst.

Basierend auf den Versuchen sowie der in der Volksrepublik China durchgeführten Abfallsortieranalysen konnte ein Anlagenkonzept entwickelt werden, in welchem die Milchsäurefermentation der leicht verfügbaren Anteile in den biogene Abfällen einen integrierten Baustein eines Behandlungskonzeptes darstellt.

---

## 9 Weiterer Forschungsbedarf

### Forschungsbedarf aus Sicht der Umwelt- und Raumplanung

Im Rahmen dieses Forschungsprojektes konnten wesentliche Punkte zur Entwicklung und Empfehlung integrierter semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme erarbeitet und dargestellt werden. In einem weiteren Schritt bleibt zu untersuchen, wie integrierte semizentrale Systeme in einem dynamischen Kostenvergleich mit sektoralen zentralen Ansätzen abschneiden. Dabei sind neben den Kosten für die Systeme vor allem auch die Unterschiede zwischen den Systemen zu berücksichtigen, d.h. die Vorteile integrierter semizentraler Systeme (Energieautarkie, insbesondere vor dem Hintergrund steigender Energiepreise, Flexibilität, Verlässlichkeit, Personaleinsparung bei steigenden Personalkosten über die Zeit etc.) in den Vergleich einzubeziehen.

Und schließlich bleiben Fragen hinsichtlich der Anpassungsfähigkeit des Ansatzes semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme auf andere Herausforderungen offen. Der Ansatz wurde für den Neubau in schnell wachsenden urbanen Räumen der Volksrepublik China entwickelt – in wie weit ist er auf Herausforderungen im Bestand anpassbar? Und wie weit reicht die Flexibilität semizentraler Systeme, wenn es um weitreichende Dynamiken wie den demografischen Wandel, den Klimawandel oder auch kurzzeitige Ereignisse wie Naturkatastrophen oder terroristische Anschläge geht? Darüber sind weiterführende Potenziale Synergieeffektnutzung zu untersuchen, bspw. durch die Wärmerückgewinnung aus Grauwasser.

### Forschungsbedarf aus Sicht der Wasserversorgung

Anhand der Versuche an der deutschen Anlage konnte gezeigt werden, dass sich der Einsatz von Ultraschall während der Rückspülung der Membranen insgesamt sehr positiv auf den Membranreinigungsprozess auswirkte. Weiterer Forschungsbedarf sollte Langzeitversuchen, erhöhten Flussraten sowie verschiedenen Membranwerkstoffen und Membranverfahren inklusive Modulanordnungen mit Ultraschall gewidmet sein. Der Energiebedarf und -eintrag durch den Ultraschall hängt unmittelbar von der Beschaffenheit des Rohwassers und der Zusammensetzung der Ablagerungen an der Membranoberfläche und in der Poren ab. Für eine konkrete Aussage des Energiebedarfs unter realen Einsatzbedingungen sind Untersuchungen bei unterschiedlichen Wasserqualitäten und dafür optimierten Ultraschallwandleranordnungen durchzuführen.

In der Volksrepublik China sind die Membranfiltration und insbesondere die Ultrafiltration für die Gewinnung von Trinkwasser aus Oberflächenwasser nicht verbreitet. Aufgrund der teilweise sehr schlechten Wasserqualität und veralteten Aufbereitungsanlagen

---

hat die Ultrafiltration grundsätzlich ein Potential zur Anwendung. Die Versuche Ultrafiltration mit vorangehender Dosierung von Pulver-Aktivkohle bzw. Flockung, um gelöste Kohlenstoffverbindungen aus dem Wasser zu entfernen waren viel versprechend und müssten hinsichtlich einer verbesserten Permeabilität und Flussrate erweitert werden. Weiterer Forschungsbedarf liegt bei der Auswahl und Effizienz der Verfahren zur Vorbehandlung vor einer Membranfiltration im Hinblick auf die Einhaltung der chinesischen Qualitätskriterien für Trinkwasser unter ökonomischen und ökologischen Kriterien.

### **Forschungsbedarf aus Sicht der Abwassertechnik**

Der Forschungsbedarf aus Sicht der Abwassertechnik ist zum einen bei der Zuleitung des Grau- bzw. des Schwarzwassers und zum anderen in der Optimierung des Ver- und Entsorgungszentrums zu sehen. Bei der Kanalisation sollte erforscht werden, ob eine Freispiegelkanalisation die richtige Lösung für ein semizentrales Ver- und Entsorgungssystem ist oder ob nicht eine Druck- oder Unterdruckentwässerung Vorteile bietet. Bei der Optimierung der Behandlungsverfahren im Ver- und Entsorgungszentrum ist zum einen die Vorbehandlung vor den biologischen Stufen und zum anderen die Optimierung der eigentlichen biologischen Stufen zu sehen. Insbesondere bei der Behandlung von Grauwasser mit keramischen Membranen erscheint die weitergehende Vorbehandlung des Grauwassers von großer Wichtigkeit. Hier könnte zum Beispiel eine Ausschäumung der Tenside über eine Flotation und damit einhergehend eine Reduzierung der CSB-Konzentration ein Ziel führender Schritt sein. Bei den biologischen Verfahren muss eine Reduzierung des Energieverbrauchs angestrebt werden, um eine noch größere Wirtschaftlichkeit der Grau- bzw. Schwarzwasserbehandlung zu erreichen. Weitere Verfahrensschritte, die erforscht werden müssen, ist die Entfärbung des gereinigten Abwassers aus der Schwarzwasserbehandlung, da dort auch ein großer Anteil an sehr farbhaltigem Wasser aus der Behandlung des biologischen Abfalls vorhanden ist. Ein weiterer Gesichtspunkt zur Optimierung eines Ver- und Entsorgungszentrum liegt darin, zu gewährleisten, dass nach der Desinfektion vom Ver- und Entsorgungszentrum bis zu den Haushalten eine nachhaltige Desinfektion gewährleistet werden kann.

### **Forschungsbedarf aus Sicht der Abfalltechnik**

Zur Untersuchung der Extraktion der Milchsäure aus dem Fermentationsprozess ist der Aufbau einer Versuchsanlage sinnvoll, in der die bewährte Technik aus den vorliegenden Versuchen auf Grund der identifizierten Probleme optimiert und um einen Extraktionsschritt für die Milchsäure erweitert wird.

---

Technisch sind hierfür verschiedene Lösungsansätze denkbar. Eine Fällung der Milchsäure mit Kalk mit der Calciumcarbonatmethode ist eine mögliche Technik zur Extraktion. Kritisch zu betrachten ist dabei der relativ hohe erforderliche Einsatz von Prozesschemikalien.

Ein weiter Lösungsansatz ist der Einsatz der Membrantechnologie zur Trennung der organischen Säuren von der Flüssigphase des Fermenterinhaltes. Als problematisch könnte sich hierbei die stoffliche Charakteristik des Fermentationsgutes erweisen, welches, anders als bei den konventionellen Prozessen der Milchsäurefermentation, einen hohen Anteil suspendierter Stoffe aufweist. Diese können auf den Membranen bei unzureichender Aufbereitung zu Verblockungen führen. In jedem Fall wird bei der Abtrennung der Milchsäure ein Gemisch aus organischen Säuren erzeugt, aus welchem dann mit geeigneten Techniken die Milchsäure abzutrennen ist.

Hierzu gibt es bereits Untersuchungen aus verschiedenen Bereichen, welche sich allerdings nicht dezidiert auf biogene Abfälle aus Haushalten als Substrat beziehen.

Ein weiterer möglicher Untersuchungsgegenstand ist die technische Untersuchung der möglichen Einbettung der Milchsäurefermentation als Vorbehandlungsschritt mit kurzer Aufenthaltsdauer in ein integriertes Behandlungssystem. Der Reststoff nach einer Milchsäurefermentation mit anschließender Extraktion ist auf seine Eignung für mögliche Nachbehandlungsschritte zu untersuchen.

Die Umsetzung technisch ausgereifter Entsorgungssysteme für die schnell wachsenden urbanen Räume Chinas steht noch aus. Anhand von ingenieurmäßigen Planungen einer Modellanlage und darauf aufbauenden Berechnungen der Wirtschaftlichkeit ist die Umsetzbarkeit des Gesamtkonzeptes nachzuweisen. Anhand einer Pilotanlage könnte dann das semizentrale Konzept mit einem Ver- und Entsorgungszentrum letztendlich großtechnisch umgesetzt werden. Inwieweit technische Einzellösungen wie die Milchsäurefermentation in einer solchen Anlage zum Einsatz kommen können, hängt dann vom erfolgreichen Nachweis der Extraktion der Milchsäure sowie dem Vorhandensein eines Marktes für die Milchsäure ab.

Der Einsatz innovativer Technologien wie die der Milchsäurefermentation in einem integrierten Entsorgungskonzept, welches eine weitgehende Verwertung von Siedlungsabfällen ermöglicht, kann einen wichtigen Baustein zur nachhaltigen Entwicklung der Entsorgungswirtschaft für schnell wachsende urbane Räume, wie sie in China existieren, darstellen.

---

## 10 Voraussichtlicher Nutzen der Projektergebnisse

### **Umwelt- und Raumplanung**

Die vom Fachgebiet Umwelt- und Raumplanung entwickelten Konzepte zur Organisation integrierter semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme werden für die folgenden Umsetzungs- und Realisierungsphase(n) von großer Bedeutung sein. Die bereits allgemein entwickelten Ansätze stellen nach Meinung der projektbearbeitenden Fachgebiete einen erheblichen Wettbewerbsvorteil dar und können diese bezüglich der Realisierung, d.h. des Einsatzes integrierter semizentraler Systeme in der Praxis positiv beeinflussen.

### **Wasserversorgung**

Im Rahmen des Projekts konnte ein Verfahren entwickelt werden, mit dem die Reinigung von Ultrafiltrationsmembranen erheblich verbessert werden konnte. Herkömmliche Reinigungsverfahren setzen nur eine Rückspülung mit Luftüberströmung ein. Wird diese noch durch Ultraschall ergänzt erhöht sich die Permeabilität gegenüber einer Reinigung nur mit Rückspülung und Luftüberströmung. Diese Ultraschall-Luft-Rückspülung zeigt das Potential die Leistungseffizienz von Membrananlagen zu erhöhen.

### **Abwassertechnik**

Der voraussichtliche Nutzen der Projektergebnisse im Bereich der Abwassertechnik liegt darin, dass detaillierte Bemessungsempfehlungen zur Behandlung von Grauwasser für die untersuchten Verfahren (Biofiltration, Membranbelebung und SBR-Verfahren) angegeben wurden. Diese Bemessungsempfehlungen werden in Auslegungen von großtechnischen Anlagen zur Grauwasserbehandlung münden, so dass ein wesentlicher Teil der Behandlungsanlagen eines Ver- und Entsorgungszentrums dimensioniert werden kann.

### **Abfalltechnik**

Die Umsetzung des entwickelten Konzeptes zur Milchsäurefermentation der biogenen Anteile in den Siedungsabfällen kann einen sinnvollen Beitrag zu einem optimierten Einsatz primärer Ressourcen liefern. Insbesondere vor dem Hintergrund der Nutzungskonkurrenz im Bereich der Landwirtschaft ist der Einsatz von Technologien wie der Milchsäurefermentation, die durch den Einsatz von Sekundärrohstoffen einen verstärkten Anbau von Nahrungsmitteln ermöglichen, von hohem Nutzen.

Das entwickelte, integrierte Konzept ermöglicht eine nachhaltige Nutzung der im Bereich der Entsorgung anfallenden Sekundärrohstoffe und entlastet damit die Anlagen zur Abfallbeseitigung und reduziert den Verbrauch an Primärrohstoffen.

---

## **11 Während der Durchführung bekannt gewordener Fortschritt bzgl. des Projektgegenstands bei anderen Stellen**

Während der Projektbearbeitung sind den Fachgebieten Umwelt- und Raumplanung, Wasserversorgung, Abwassertechnik und Abfalltechnik keine relevanten Forschungsergebnisse oder Fortschritte Dritter in der bearbeiteten Thematik bekannt geworden.



---

---

## 12 Erfolgte und geplante Veröffentlichungen der Ergebnisse

### Umwelt- und Raumplanung

**Bieker, Susanne; Selz, Alexandra 2006:** Einsatz semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme in urbanen Räume Chinas. In: Interdisziplinarität in der Umwelt- und Raumplanung – Theorie und Praxis – Festschrift für Professor Böhm, WAR Schriftenreihe, Band 175, S. 49-61, Darmstadt

**Böhm, Hans Reiner 2006:** Raumplanung in Wachstumsregionen – neue Leitbilder und Zielkonflikte oder mehr Nachhaltigkeit? In: 77. Darmstädter Seminar Umwelt- und Raumplanung, Wachstumsregionen – Handlungsansätze für mehr Nachhaltigkeit, WAR Schriftenreihe, Band 174, S. 1-5, Darmstadt

**Böhm, Hans Reiner; Bieker, Susanne und Selz, Alexandra 2006:**

Semi-Centralised Infrastructure Systems – Integrated Systems for a Sustainable Development of Fast Growing Urban Areas. In: Centre of Urban Planning & Environmental Management (Hrsg.): The 12th Annual International Sustainable Development Research Conference 2006 – Conference Proceedings, 2006; ISBN 962-7589-27-6 (V.R. China)

**Bieker, S.; Selz, A. 2006:**

Einsatz semizentraler Ver- und Entsorgungssysteme in urbanen Räume Chinas. In: Interdisziplinarität in der Umwelt- und Raumplanung – Theorie und Praxis – Festschrift für Professor Böhm, WAR Schriftenreihe, Band 175, S. 49-61, Darmstadt

**Weber, B.; Bieker, S.; Selz, A.; Böhm, H.R.; Cornel, P. 2006:**

Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme – Ein Erfolgsfaktor für wachsende und schrumpfende Regionen gleichermaßen? In: Hangebruch et al. (Hrsg.) 2006: Agglomeration – Situation und Perspektiven; ARL, S. 182 - 187 ;Hannover

### Wasserversorgung

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm 2003:**

Rationalisierungsmaßnahmen in der Wasserversorgung – Umsetzungsstatus und künftige Entwicklungen. In: gwf Wasser/Abwasser, 12/2003

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm; Wagner, Martin 2007:**

Ultraschallreinigung von getauchten Membranen zur Aufbereitung von Trinkwasser aus Oberflächenwasser. In: Fortschritte der Akustik – 33. akustische Jahrestagung, Daga 2007. 20.03.2007, Stuttgart

---

---

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm 2007:**

Ultraschallbehandlung getauchter Membranen zur Trinkwasseraufbereitung aus Oberflächenwasser. In: 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen. Aachen 2007, Beitrag W16

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm 2008:**

Energieoptimierte, ultraschallunterstützte Membranreinigung bei der Ultrafiltration von Oberflächenwasser. In: Fortschritte der Akustik – 34. akustische Jahrestagung, DEGA 2008. 10.-13. März 2007, Dresden.

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm 2008:**

Ultrasonic cleaning of submerged membranes for drinking water applications. Session PA06 - Sonic, Ultrasonic and Megasonic Cleaning, Acoustics '08, 29. Juni - 4. Juli, Palais de Congrès, Paris, France

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm 2004:**

Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas. Vortrag zum Forschungskonzept des FG Wasserversorgung und Grundwasserschutz zum Teilprojekt 2. Projektpartnertreffen bei Fa. Elma H. Schmidbauer GmbH & Co KG am 26. November 2004 in Singen (Htwl.).

**Lauterborn, Sonja 2006:**

Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas - Erste Ergebnisse der Inbetriebnahme der Versuchsanlage anlässlich des Projekttreffens mit der Fa. Elma H. Schmidbauer GmbH & Co KG am 31. Juli 2006 in Biebesheim.

**Lauterborn, Sonja; Urban, Wilhelm; Wagner, Martin (2007):**

Ultraschallreinigung von getauchten Membranen zur Aufbereitung von Trinkwasser aus Oberflächenwasser. Vorstellung der Versuchsergebnisse im Wasserwerk Biebesheim des WHR am 31. Mai 2007 in Biebesheim.

**Lauterborn, Sonja 2007:**

Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas - Aufbereitung von Oberflächenwasser mit getauchten Membranen. Vortrag im Rahmen des Fachkolloquiums am 25. September 2007 in Darmstadt.

**Lauterborn, Sonja 2007:**

Reinigung von Membranen mit Ultraschall. Vortrag im Rahmen des Workshops: Kavitation in Technik und Medizin: Beschreibung und Quantifizierung. 18./19. Oktober 2007, Bad Honnef.

---

---

## **Abwassertechnik**

### **Wagner, Martin 2006:**

Semi-Centralized Supply and Disposal Systems for Fast Growing Urban Areas in China, Rahmenprogramm IFAT Shanghai, Juni 2006, Shanghai

### **Cornel, Peter; Wagner, Martin; Weber, Barbara; Chang, Yue 2006:**

Semi-centralized sanitation systems for fast growing cities, IWA World Conference, 10th – 14th Sept. 2006, Beijing, V.R. China

### **Cornel, Peter 2007:**

Semizentrale Ver- und Entsorgung mit Fokus auf Schwellen- und Entwicklungsländer, Forum Kommunale Abwasserentsorgung für morgen - Vorstellung innovativer Konzepte –, Hessische Hessisches Ministerium für Umwelt, Energie, Landwirtschaft und Verbraucherschutz, 4. Oktober 2007, Frankfurt

### **Bieker, Susanne; Cornel, Peter 2007:**

Semi-Centralized Infrastructure Systems - Integrated Infrastructure Solutions for fast growing urban regions, GTZ, 25. November 2007, Kairo

### **Chang, Yue; Cornel, Peter; Wagner, Martin 2007:**

Treatment of greywater for urban water reuse, IWA Advanced Sanitation, Aachen 12 – 13 März 2007

### **Cornel, Peter; Wagner, Martin; Chang, Yue 2007:**

Semizentrale Grauwasserbehandlung zur innerstädtischen Wasserwiederverwendung in Megacities, DWA 3. Internationales Forum – Wasser- und Abfallwirtschaft, Braunschweig, 27/28 Februar 2007

### **Cornel, Peter; Wagner, Martin; Chang, Yue 2007:**

Semi-centralized supply and treatment systems for fast growing urban areas, International Symposium Water Supply and Sanitation for All, Berching, 27/28. September 2007

### **Chang, Yue; Cornel, Peter; Wagner, Martin 2008:**

Greywater treatment for intra-urban water reuse - comparison of different treatment techniques, Rahmenprogramm IFAT Shanghai, 25. Sept. 2008

### **Cornel, Peter 2008:**

Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume, Aachener Kongress Dezentrale Infrastruktur, 29. Oktober 2008, Aachen

### **Chang, Yue; Henkel, Jochen; Meda, Alessandro; Wagner, Martin; Cornel, Peter 2008:**

Comparison of techniques in greywater treatment, IWA Conference “Sanitation Options in the Asia-Pacific”, 18th November 2008, Hanoi

---

**Bieker, Susanne; Schramm, Sophie; Wagner, Martin; Cornel, Peter 2008:**

Semicentralized Supply and Treatment Systems – solutions for fast growing urban areas IWA Conference “Sanitation Options in the Asia-Pacific”, 18th November 2008, Hanoi

**Bieker, Susanne; Wagner, Martin; Cornel, Peter 2009:**

Semicentralized Supply and Treatment Systems – Integrated Solutions for Fast Growing Urban Areas, 1st IWA Development Congress Emerging solutions to water and sanitation challenges, September 2009

**Bieker, Susanne; Wagner, Martin; Cornel, Peter 2009:**

Semicentralized Supply and Treatment Systems – Integrated Infrastructure Solutions for Fast Growing Urban Areas, IWA Leading Edge Conference, Singapore 2009

**Bieker, Susanne; Wagner, Martin; Cornel, Peter 2009:**

Semicentralized Supply and Treatment Systems – Integrated Solutions for Fast Growing Urban Areas, R’09 Twin World Congress Resource Management and Technology for Material and Energy Efficiency, Davos 2009

**Bieker, Susanne; Wagner, Martin; Cornel, Peter 2009:**

Semicentralized Supply and Treatment Systems – Integrated Solutions for Fast Growing Urban Areas, Singapore International Water Week “Sustainable Cities – Infrastructure and Technologies for Water”, Singapore 2009

### **Abfalltechnik**

**Rohde, Clemens, Nawrotzki, R., Jager, Johannes. 2007:**

Badania laboratoryjne i techniczne fermentacji mlekowej odpadów organicznych Polskie Zrzeszenie Inżynierów i Techników Sanitarnych (Hrsg.) Ochrona Środowiska, Wrocław, ISSN 1230-6169

**Rohde, Clemens, Jager, Johannes 2007:**

Milchsäurefermentation von biogenen Abfällen in: Wiemer, K., Kern, M. (Hrsg.) Bio- und Sekundärrohstoffverwertung II, Witzenhausen Institut, Kassel 2007

**Rohde, Clemens 2007:**

Milchsäurefermentation von biogenen Abfällen, WAR-Schriftenreihe Band 186, WAR-Förderverein, Darmstadt 2007

**Jager, Johannes; Umlauf, Nicole; Cornel, Peter; Weber, Barbara 2005:**

Semi-central solutions for waste management and infrastructure facilities in fast growing and in fast shrinking economies. In: Proceedings of the AWARE Conference “Avoidance and management of municipal solid Waste in the EU/25 and Mediterranean countries: New and future Research”, Orléans (FR), 2005

---

## 13 Literatur

10. Fünf-Jahresplan, 2001:

Homepage von Ministry of Environmental Protection of the Peoples Republic of China;  
<http://www.zhb.gov.cn/plan/hjgh/>; Zugriff am 20.1.2009

11. Fünf-Jahresplan, 2006:

Homepage von Ministry of Environmental Protection of the Peoples Republic of China;  
<http://www.zhb.gov.cn/plan/hjgh/>; Zugriff am 20.1.2009

ATV-DVWK 2000:

Biofilter zur Abwasserreinigung, DWA Arbeitsbericht, ISBN 3-933707-36-6, Verlag DWA, 2000

ATV M 210 1997:

Belebungsanlagen mit Aufstaubetrieb. Ausgabe: September 1997. Verlag: DWA. ISBN: 978-3-927729-49-0

Berlin 2008:

Block 6 – integriertes Wasserkonzept, ökologisches Gesamtkonzept, Senatverwaltung für Stadtentwicklung Berlin, Stand 2008

Barjenbruch, M. 1997:

Leistungsfähigkeit und Kosten von Filtern in der kommunalen Abwasserreinigung, Dissertation am Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover (Heft 97), Herausgeber Prof. Dr.-Ing. K.H. Rosenwinkel, Hannover 1997

Barjenbruch et al 2002:

Schlussbericht "Ermittlung von aktuellen Betriebserfahrungen von Biofiltern zur Bildung von Kennzahlen", ATV-DVWK Projekt -5/2001, Institut für Kulturtechnik und Siedlungswasserwirtschaft der Universität Rostock, Dezember 2002

Barjenbruch, M. 2003:

Stand und Perspektiven der biofiltration in Deutschland; Tagungsband zum 70. Darmstädter Seminar Abwassertechnik, Schriftenreihe WAR, Band 153, Darmstadt

Barjenbruch, M. 2006:

Benchmarking of BAF Plants: Operational Experience on 40 Full scale installations in Germany, Tagungsband der Konferenz Biofilm Systems IV, 24. – 27.9.2006, Amsterdam

Bidlingmaier, 2000:

Biologische Abfallverwertung, Ulmer Verlag, Stuttgart (Hohenheim), 2000

Bilitewski, 2000:

Abfallwirtschaft, Handbuch für Praxis und Lehre, Springer Verlag, Berlin, 2000

Bohn, 1993:

Wirtschaftlichkeit und Kostenplanung von kommunalen Abwasserreinigungsanlagen, Schriftreihe des Instituts für Baubetriebslehre der Universität Stuttgart, ISBN 3-8169-1033-5, expert Verlag, 1993

Budds, J.; McGranahan, G. 2003:

Are the debates of water privatization missing the point? Experiences from Africa, Asia and Latin America. Environment and Urbanization 2/2003 S. 87-113

Chang et al 2007:

Treatment of greywater for urban water reuse, IWA Advanced Sanitation, Aachen, 12 – 13 March 2007

Chen 2008:

Vortrag auf dem Projektabschlusssymposium „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas“, Tongji Universität, 26. Mai, Shanghai

DWA 2005:

DWA Fachausschuss KA-7 Membranbelebungsverfahren, 2. Arbeitsbericht 19. Jan. 2005

---

Ecosan 2005:

Vacuum sewerage and greywater recycling, office building "Ostarkade" of the KfW Bankengruppe,  
<http://www.gtz.de/de/dokumente/en-ecosan-pds-001-germany-frankfurt-kfW-2005.pdf>

Enquete-Kommission 1998:

Abschlussbericht der Enquete-Kommission "Schutz des Menschen und der Umwelt - Ziele und Rahmenbedingungen einer nachhaltig zukunftsverträglichen Entwicklung": Konzept Nachhaltigkeit Vom Leitbild zur Umsetzung; Deutscher Bundestag, 13. Wahlperiode; Bonn.

Eriksson, E.; Yan, X.; Lundsbye, M.; Madsen, T. S.; Andersen, H. R.; Ledin, A; 2007:

Variation in grey wastewater quality reused for toilet flushing. In Proceeding of the 6th IWA Specialist Conference on Wastewater Reclamation and Reuse of Sustainability, 9-12 October 2007, Antwerp, Belgium

Flemming H. C. et al 2007:

In-situ Ultraschallreinigung für Kleinmembransysteme in der Trinkwasseraufbereitung,  
Forschungsbericht BMWA, 2007

Franci Goncalves, R.; Bazzarella, B.; Cassini, S.T. 2007:

Graywater reuse in edifications using combined anaerobic / aerobic compact treatment system, Tagungsband der Konferenz "6th IWA specialist conference on wastewater reclamation & reuse for sustainability", 9. - 12. Oktober 2007, Antwerp, Belgium

Friedler, E.; Hadari, M. 2006:

Economic feasibility of on-site grey water reuse in multi-story buildings. Desalination, 190 (1-3), 221-234.

Gethke et al, 2007:

Grey water reuse in hotel and catering industry. In Proceeding of the 6th IWA Specialist Conference on Wastewater Reclamation and Reuse of Sustainability, 9-12 October 2007, Antwerp, Belgium

Gamel, S.; Haffner, Y. 2001:

Privatisierung und Ressourcenschutz eine Problemskizze, in: Umweltmagazin - Newsletter 15/2001

Gamel. S.; Urban, W. 2002:

Privatization of Water Supply Companies in Germany: Environmental Aspects, Beitrag zur Tagung Preventing and Fighting Hydrological Disasters, 21./22.11.2002 in Timisoara

Gimbel; Hagemeyer; 2003:

Anforderungen an die Membrantechnik in der Trinkwasseraufbereitung, 5. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, 30.09.-01.10.2003, Beitrag Ü3 Aachen.

GLIZIE 2008:

CO<sub>2</sub>-Emission, GLIZIE GmbH Ingenieurbüro für Umwelttechnik, Zugriff Jan. 2009

Haarmeyer, D.; Mody, A. 1998:

Worldwide Water Privatisation, London

Hahn, E. 1983:

Umweltbewusste Siedlungspolitik in China, Frankfurt/Main, New York

Hamburg 2007:

Nachhaltigkeitsbericht 2007, Stadtreinigung Hamburg, Anstalt des öffentlichen Rechts, Hamburg, Februar 2007

Helmreich et al 2000:

Full scale experiences with samll sequecing batch reactor platns in Bavaria, Water Science and Technology, Volume 41 No. 1 pp 89-96, IWA Publishing, 2000, Londong

Henkel AG 2005:

Angaben der Konsummengen von Waschprodukten zur Projektbearbeitung der Henkel AG, 2005

---

Henkel et al. 2009:

Henkel, J.; Wagner, M.; Cornel, P; Oxygen Transfer in Membrane Bioreactors Treating Synthetic Greywater, *Water Research* 43, pp. 1711-1719

Hernández 2008:

Biological treatment of grey water: comparison of three systems, IWA Conference on Sanitation Challenge, Wageningen, 19th – 21st May, 2008 Netherland

Imhoff et al 2007:

Taschenbuch der Stadtentwässerung, Oldenbourg Industrieverlag, ISBN : 978-3-8356-3094-9, 2007

Jefferson, B. 2000:

Membrane bioreactors and their role in wastewater reuse, *Water Science and Technology* Vol 41 No 1 pp 197–204

Jenessen, P.; Vrale, L. 2003:

Greywater treatment in combined bio-filter/constructed wetlands in cold climate, 2. international symposium on ecological sanitation, Lübeck, April 2003

Jenkins et al. 2007;

Antrag TP1/2 bzw. Endbericht TP1

Jenkins, P.; Smith, H.; Wang, Y.P. 2005:

Planning and Housing in the Rapidly Urbanising World. London, New York: Routledge

Ju, J. 1998:

A primary integration matrices approach to sustainability oriented land use planning in China, IREUS Research Report No. 20, Stuttgart

Junhua, L; Rowe, P. G.; Zhang J. (eds.) 2001:

Modern Urban Housing in China 1840-2000, Munich, London, New York

Kenworthy, J. R. 2006:

The eco-city: transport and planning dimensions for sustainable city development. *Environment and Urbanization* 1/2006 S. 67-85

Kerafol 2006:

persönliche Telefonauskunft des Membranherstellers, 2006

Kimura, K.; Mikami, D.; Funamizu, N 2007:

Onsite wastewater reclamation and reuse in individual buildings in Japan, Tagungsband der Konferenz “6th IWA specialist conference on wastewater reclamation & reuse for sustainability”, 9. – 12. Oktober 2007, Antwerp, Belgium

Kyllönen et al 2006:

Experimental Aspects of Ultrasonically Enhanced Cross-Flow Membrane Filtration of Industrial Wastewater, *Ultrasonics Sonochemistry* 13 2006

Laine, A. T. 2001:

Technologies for greywater recycling in buildings, Dissertation Cranfield Unniversity, UK

Masselin et al. 2001:

Effect of Sonication on Polymeric Membranes, *Journal of Membrane Science* 181, 2001

Meier-Haack, C. 2001:

Modifizierung von PP-Hohlfaser-MF-Membranen mit hydrophilen Polymeren zur Minderung des Foulings während der Trinkwasseraufbereitung, Begleitband zum 8. Aachener Membrankolloquium, Aachen 2001

Mels et al 2008:

Decentralized wastewater reclamation systems in Beijing, IWA Conference on Sanitation Challenge, Wageningen, 19<sup>th</sup> – 21<sup>st</sup> May, 2008 Netherland

---

Merz et al. 2007:

Membrane bioreactor technology for the treatment of greywater from a sports and leisure club, *Desalination* 215, 37-43., 2007

Meyer 2009:

persönliche Auskunft von Herrn Matthias Meyer, Körting AG, Hannover, Jan. 2009

Morel, A.; Diener, S. 2006:

Grey water Management in Low and Middle-Income Countries, *Water and Sanitation in Developing Countries* (Sandec). Eawag, Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology. 2007, <http://www.sandec.ch>

Muraya, P. 2006:

Failed top-down policies in housing: The cases of Nairobi and Santo Domingo. *Cities* 2/2006 S. 121- 128

Muthukumaran et al 2004

Use of Ultrasonic Cleaning for Ultrafiltration Membranes in the Dairy Industry, *Separation and Purification Technology* 39, 2004

Oldenburg 2008:

Vacuum Sewerage and Greywater treatment – Experience of 8 years of operation, IWA Conference on Sanitation Challenge, Wageningen, 19th – 21st May, 2008 Netherland

Paris, S. 2009:

Nachrüsten eines Hotels im laufenden Betrieb, *fbr-wasserspiegel* 1/09, 8 -10

Pidou, M. 2006:

Hybrid membrane processes for water reuse. Ph.D Thesis, Cranfield University, 2006

Reicherter 2003:

Untersuchungen zu Kennzahlen als Grundlage für Kostenbetrachtungen in der der Abwasserentsorgung, Dissertation am Institut für Wasserwesen (Mitteilungen Heft 84), Bundeswehr Universität München, 2003

Rogalla, F. 2003:

Biofiltration – 21 Years Old: Adolescent Adventure or Mature Technology? *Schriftenreihe des Instituts WAR der TU-Darmstadt*, No. 153, ISBN-Nr.: 3-932518-49-7

Rohde, C. 2007:

Milchsäurefermentation von biogenen Abfällen, *WAR-Schriftenreihe Band 186*, WAR-Fröderverein, Darmstadt 2007

Rother, E.; Cornel, P. 2006:

Biofilter Configuration for Advanced Municipal Wastewater Treatment, *Tagungsband der Konferenz Biofilm Systems IV*, 24. – 27.9.2006, Amsterdam

Rother, E. 2005:

Optimising design and operation of the biofiltration process for municipal wastewater treatment, *Dissertation, Schriftenreihe WAR, Band 163*, Darmstadt

Schwarz, A. 2006:

Critical Review on the Effects of Mixed Liquor Suspended Solids on Membrane Bioreactor Operation, *Separation Science and Technology*, 41: 1489–1511, 2006.

Sellner, M. 2009:

GEP-Grauwasseranlage im Studentenwohnheim „Eastsite“ in Mannheim, *fbr-Wasserspiegel* 1/09, 2009

Sievers et al 2001:

Reduzierung von Fouling/Scaling durch Ultraschalleintrag in Membranmodule, *Kolloquium Produktionsintegrierte Wasser-/Abwassertechnik*, Bremen 2001



---

Sostar-Turk, S.; Petrinic, I.; Simonic, M. 2005:

Laundry wastewater treatment using coagulation and membrane filtration. *Resources Conservation and Recycling*, 44(2), 185-196, 2005

Speer, A.; Kornmann, S.; 2001:

Nachhaltiger Städtebau im dynamischen Entwicklungsprozess der Metropole Shanghai, in: *Informationen zur Raumentwicklung* Heft 4/5 2001, S. 227-240

Statistisches Bundesamt, Fachserie 19 / Reihe 2.1, Umwelt, Öffentliche Wasserversorgung und Abwasserbeseitigung, Erhebungsjahr 2004, veröffentlicht 2006, Statistisches Bundesamt, Wiesbaden

Swilling, M.; Annecke, E. 2006:

Building sustainable neighbourhoods in South Africa: learning from the Lynedoch case. *Environment and Urbanization* 2/2006 S. 315-332

UN-HABITAT 2003:

The Challenge of Slums - Global Report on Human settlements 2003. Nairobi: United Nations Human Settlements Programme

Vera et al 2007:

Submerged membranes for reclamation technology of greywater in hotels of the Canary Islands. In *Proceeding of the 6th IWA Specialist Conference on Wastewater Reclamation and Reuse of Sustainability*, 9-12 October 2007, Antwerp, Belgium

Wedi, D. 2005:

Wirtschaftlichkeit und Energiebedarf von Membranbelebungsanlagen, 3. DWA-Membrantage, 21.-23.06.2005, Osnabrück

Wedi, D. 2009:

persönliche Mitteilung von Herrn Dipl.-Ing. Detlef Wedi, Jan. 2009

Weru, J. 2004:

Community federations and city upgrading: the work of Pamoja Trust and Muungano in Kenya. *Environment and Urbanization* 1/2004 S. 47-62

Wilderer et al 2001:

Sequencing Batch Reactor Technology, IWA Scientific and Technical Report No. 10, IWA Publishing, 2001, London

World Bank 1999:

The private sector in water, Washington

---

## **Teil III: Erfolgskontrollbericht**

### **Beitrag des Ergebnisses zu den förderpolitischen Zielen des Förderprogramms**

Dieses Projekt wurde im Rahmen der Förderung von Forschungs- und Entwicklungsvorhaben zum Thema "Dezentrale Wasserver- und -entsorgungssysteme" im Programm der Bundesregierung "Forschung für die Umwelt" gefördert. In der Ausschreibung dieses Programms wird beschrieben, dass der zukünftige Wasserbedarf nicht mehr durch die alleinige Ausbeutung natürlicher Ressourcen gedeckt werden kann. Er muss vor allem durch Änderung entsprechender Verhaltensweisen im Umgang mit Wasser sowie durch neue technologische Ansätze in der Ver- und Entsorgung sowie im Wassermanagement abgedeckt werden. Weiterhin sollen die neuen Ansätze dazu beitragen, Stoff- und Wasserströme zu reduzieren und vor allem zu entkoppeln. „Ziel der BMBF-Bekanntmachung ist die Förderung von innovativen FuE-Vorhaben, die zu Gesamtkonzepten für eine dezentrale Wasserver- und Entsorgung unterschiedlicher Siedlungsstrukturen und Nutzungstypen im In- und Ausland führen. Der Begriff "Ver- und Entsorgung" ist dabei im Sinne eines integralen Ansatzes nicht allein auf den Wasserbereich beschränkt, sondern kann auch die Abfallverwertung und -entsorgung und die damit verbundene Energienutzung (z.B. Biogas) berücksichtigen, unter Einbeziehung ökonomischer und ökologischer Aspekte.“

Das Projekt „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas – Teilprojekt 2“ erfüllt das oben dargestellte Ziel. Einzelne verfahrenstechnische Module wurden mittels halbtechnischer Versuchsanlagen untersucht und optimiert. Die einzelnen technischen Module haben sowohl bei der Trinkwasseraufbereitung (Membranfiltration und Ultraschallreinigungsstrategie) als auch bei der Grauwasserbehandlung zur innerstädtischen Wiederverwendung sowie bei der Abfallbehandlung zur Herstellung von Milchsäuren deren Eignung in einem semizentralen Ver- und Entsorgungskonzept für urbane Räume Chinas hinsichtlich eines integralen Ansatzes aufgezeigt. Der transdisziplinäre Forschungsansatz sowie der planerische Rahmen (gegeben durch die Arbeiten des Fachgebietes Umwelt- und Raumplanung) sichern die hohe Praxisnähe im Sinne der förderpolitischen Ziele des Förderprogramms.

### **Wissenschaftlich-technisches Ergebnis des Vorhabens, die erreichten Nebenergebnisse und die gesammelten wesentlichen Erfahrungen**

Durch das Projekt „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas“ konnte aufgezeigt werden, dass für die untersuchten technischen Verfahrensmodule von Ver- und Entsorgungssystemen für ein integriertes semizentrales Ver- und Ent-

---

sorgungskonzept geeignet sind. Weiterhin konnte im Rahmen der Projektdurchführung in Zusammenarbeiten mit verschiedenen chinesischen Entscheidungsträgern das Interesse an nachhaltigen integrierten Ver- und Entsorgungssystemen geweckt werden.

### **Fortschreibung des Verwertungsplans**

- **Erfindungen/Schutzrechtsanmeldungen und erteilte Schutzrechte**  
Im Rahmen des Forschungsvorhabens „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas, Teilprojekt 2“ wurden bisher weder Erfindungen noch Schutzrechte angemeldet.
- **Wirtschaftliche Erfolgsaussichten**  
Die wirtschaftlichen Erfolgsaussichten sind als sehr gut zu bezeichnen. Einige chinesische Entscheidungsträger haben bereits große Interessen an den Ergebnissen und der Umsetzung des Gesamtprojektes bekundet. Insbesondere in der Shandong Provinz sollen Umsetzungen angestrebt werden.
- **Wissenschaftliche und/oder technische Erfolgsaussichten**  
Die veröffentlichten Ergebnisse können im Rahmen von Planungen chinesischer Stadterweiterungen genutzt werden. Hier seien zum einen deutsche Architekturbüros, die für China Wohnsiedlungen entwerfen, genannt. Diese können die Projektergebnisse über ihre Auftraggeber umsetzen. Weiterhin besteht die Möglichkeit, dass die dort erprobten technischen Systeme ihren Einsatz zur Ver- und Entsorgung von entsprechenden Wohnsiedlungen in China finden; hier sind unter anderen die deutschen Projektpartner des Teilprojektes 2 (ITT Water & Wastewater AB, Hans Huber AG etc.) genannt.
- **Wissenschaftliche und wirtschaftliche Anschlussfähigkeit**  
Die wissenschaftliche und wirtschaftliche Anschlussfähigkeit ist vor allem durch die Weiterentwicklung von technologischen Komponenten in der Projektphase 2 gegeben. Infolge der guten Möglichkeiten bezüglich der Grauwasserbehandlung können Ansichten großtechnischen Umsetzung realisiert werden

### **Arbeiten, die zu keiner Lösung geführt haben**

Im Rahmen des Forschungsvorhabens „Semizentrale Ver- und Entsorgungssysteme für urbane Räume Chinas, Teilprojekt 2“ sind keine Punkte, die zu keiner Lösung geführt haben, bearbeitet worden.

---

## **Präsentationsmöglichkeiten für mögliche Nutzer**

Das Institut WAR hat für das Projekt eine eigene Homepage <http://www.semizentral.de> eingerichtet und mit weiteren Projektinformationen aktualisiert, mit der sich interessierte Nutzer über die Projektergebnisse informieren und die jeweiligen Ansprechpartner kontaktieren können. Weiterhin werden Projektergebnisse in Fachzeitschriften veröffentlicht und auf nationalen und internationalen Fachkonferenzen vorgetragen, so dass mögliche Nutzer sich dort informieren können. Außerdem werden auf der Internetseite die entsprechenden Fachpublikationen aufgeführt.

## **Ausgaben- und Zeitplanung**

Die Ausgaben wurden entsprechend den Angaben in der Antragstellung eingehalten.

Das gesamte Teilprojekt 2 wurde zweimal kostenneutral verlängert. Die gesamte Laufzeit beträgt 36 Monate (von 1. Juli 2005 bis 30. Juni 2008) statt der beantragten Projektlaufzeit (von 1. Juli 2005 bis 30. Juni 2007).

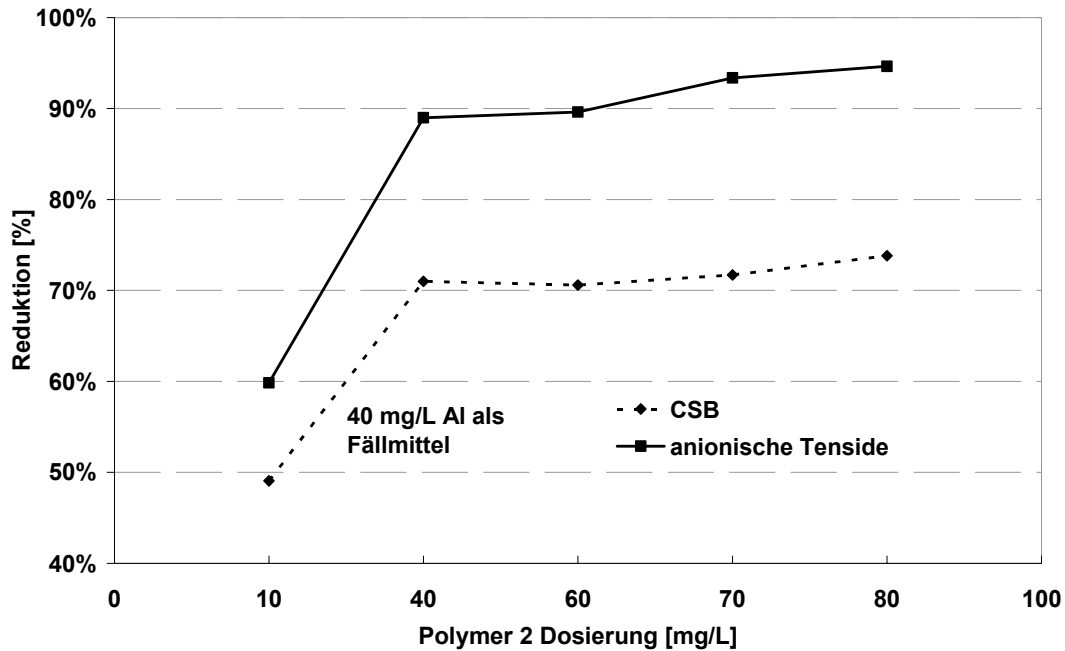
## Anhang

### Anhang 1: Qualitätsanforderungen zur innerstädtischen Brauchwasserwiederverwendung in der Volksrepublik China [GB/T 18920-2002]

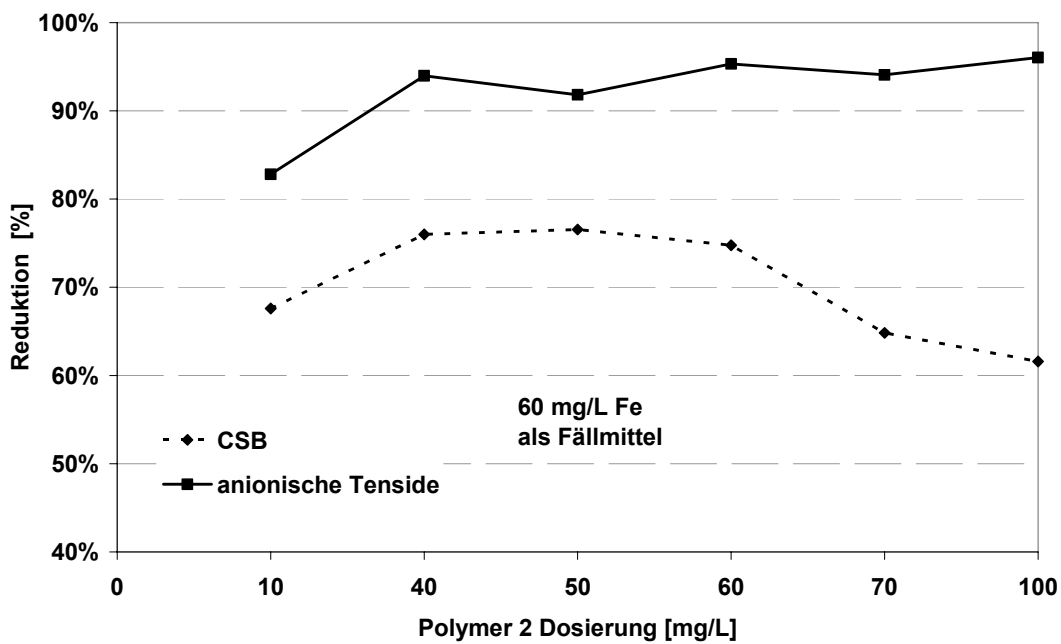
		Toiletten- spülung	Straßen- reinigung, Feuerlösch- wasser	Bewässerung von Grünflä- chen	Auto waschen	Baustellen- verbrauch
pH		6,0 ~ 9,0				
Färbung	[Grad]	30				
Geruch	--	keine unangenehmen Gerüche				
Trübung	[NTU]	5	10	10	5	20
TDS	[mg/l]	1500	1500	1000	1000	-
BSB <sub>5</sub>		10	15	20	10	15
NH <sub>4</sub> -N		10	10	20	10	20
anionische Tenside		1	1	1	0,5	1
Fe		0,3	-	-	0,3	-
Mn		0,1	-	-	0,1	-
gelöster Sauer- stoff		1,0				
Restchlor		nach einer Kontaktzeit 30 Min 1 mg/L, am Ende des Rohrnetzes 0,2 mg/L				
Gesamtcoliforme	[1/L]	3				

## Anhang 2: Ergebnisse der Laboruntersuchung zur Abtrennung von CSB, AFS und anionischen Tensiden mittels Fällung/Flockung und Absetzverfahren

### Aluminiumsalz als Fällmittel:



### Eisensalz als Fällmittel:



---

### **Anhang 3: Aufwirbelung der Deckschicht durch kleine Blasen**

Dieser Anhang wird als Filmmaterial in Form einer CD zu dem Endbericht beigefügt.

### **Anhang 4: Theoretische Kostenanalyse zur Ermittlung der optimalen Größen von einer Semizentralen Grauwasserbehandlungsanlage [Chen 2008]**

Dieser Anhang wird als pdf-Datei auf der CD dem Endbericht beigefügt.