

TECHNISCHE
UNIVERSITÄT
DRESDEN

Dresdner Beiträge zur Lehre der Betrieblichen Umweltökonomie

LIFE CYCLE ASSESSMENT

Nr. 10/2002

Wingrich, H. / Günther, E. /
Reißmann, F. / Kaulich, S. /
Kraft, A. (Hrsg.)

Vergleichende Untersuchungen zur
Wasseraufbereitung mit getauchten
Membranen

Seidel, T.

Herausgeber:



**Professur für
Betriebswirtschaftslehre
Betriebliche Umweltökonomie**

Prof. Dr.-Ing. Horst Wingrich
Prof. Dr. Edeltraud Günther
Dipl.-Ing. Florian Reißmann
Dipl.-Kffr. Susann Kaulich
Dr.-Ing. Angelika Kraft (VA TECH Wabag Deutschland GmbH & Co. KG)
Dipl.-Wirtsch.-Ing. Tosca Seidel

Technische Universität Dresden
Fakultät Wirtschaftswissenschaften
Professur für Betriebswirtschaftslehre,
insbes. Betriebliche Umweltökonomie
01062 Dresden

Telefon: (0351) 463-3 4313

Telefax: (0351) 463-3 7764

E-Mail: bu@mailbox.tu-dresden.de

www.tu-dresden.de/wwbwlbu

Als wissenschaftliches elektronisches Dokument veröffentlicht auf dem Hochschulschriftenserver der Sächsischen Landesbibliothek – Staats- und Universitätsbibliothek Dresden (SLUB) unter:

<http://hsss.slub-dresden.de/hsss/servlet/hsss.urlmapping.MappingServlet?id=1078741287406-6062>

Diplomarbeit eingereicht: 2002

Veröffentlicht: 2004

Vorwort

Die Bedeutung der natürlichen Umwelt in den Wirtschaftswissenschaften hat in den vergangenen Jahren kontinuierlich zugenommen: Durch die zunehmende ökologische Knappheit entwickelt sie sich zu einem ökonomisch knappen und somit entscheidungsrelevanten Parameter. Das Forschungsprogramm der Professur für Betriebswirtschaftslehre, insb. Betriebliche Umweltökonomie an der Technischen Universität Dresden spiegelt sich auch im Aufbau der Lehre wider. So fließen die gewonnenen Erkenntnisse aus theoretischer und praktischer Forschung direkt in die einzelnen Lehrveranstaltungen ein. Die vorliegenden „Dresdner Beiträge zur Lehre der Betrieblichen Umweltökonomie“ sollen diesen Prozess der Verzahnung unterstützen. Inhalt der Schriftenreihe sind in erster Linie ausgewählte Diplomarbeiten der Professur für Betriebliche Umweltökonomie, durch die der Leser Einblick in die Arbeitsschwerpunkte und Transparenz über die Arbeitsinhalte gewinnen soll.

Die Gestaltung der Schriftenreihe ist Frau Dipl.-Kffr. Susann Kaulich zu verdanken, in deren Hand die redaktionelle Arbeit, die Koordination der Autoren bzw. Herausgeber und das Layout der vorliegenden Schriftenreihe lag.

Die vorliegende Ausgabe beschäftigt sich mit dem Thema vergleichende Untersuchungen zur Wasseraufbereitung mit getauchten Membranen.

Es werden drei Verfahren zur Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser unter technischen, ökonomischen und ökologischen Gesichtspunkten verglichen. Das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen wurde dazu für drei Monate in einem kleintechnischen Pilotversuch an der Aare, Schweiz, getestet und hinsichtlich der Filtrationsleistung unter Variation typischer technischer Parameter bewertet. Für das konventionelle Verfahren mit Mehrschichtfiltration und die Ultrafiltration mit Rohrmodulen wurden die Ergebnisse vorangegangener Untersuchungen ausgewertet.

Die anschließende Planung der Großanlagen bildet die Grundlage für den Vergleich.

Keines der betrachteten Verfahren kann sowohl im technischen, ökonomischen als auch ökologischen Vergleich eindeutig seine Vorteilhaftigkeit herausstellen. Während die Ultrafiltration mit getauchten Membranen technisch die besten Noten erhält, ist die Wirtschaftlichkeit des konventionellen Verfahrens mit Mehrschichtfiltration mit dem höchsten Kapitalwert am günstigsten bewertet. Im Ergebnis der ökologischen Betrachtung wird das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen als umweltfreundlichste Variante identifiziert.

Horst Wingrich / Edeltraud Günther

Die wissenschaftliche Fundierung der Arbeit basiert auf den Ergebnissen der gleichnamigen Diplomarbeit von Frau Dipl.-Wirtsch.-Ing. T. Seidel an der TU Dresden, Institut für Siedlungs- und Industriewasserwirtschaft und Professur für Betriebliche Umweltökonomie. Hochschullehrer: Prof. Dr.-Ing. Horst Wingrich und Prof. Dr. Edeltraud Günther / Betreuer: Dipl.-Ing. Florian Reißmann, Dipl.-Kffr. Susann Kaulich und Dr.-Ing. Angelika Kraft. Für den Inhalt dieses Beitrages ist selbstverständlich allein der Autor verantwortlich.

Danksagung

Mein besonderer Dank gilt Frau Prof. EDELTRAUD GÜNTHER und Herrn Prof. HORST WINGRICH für die Übernahme der Betreuung der Diplomarbeit und die fachliche Beratung bei der Durchführung der Arbeit. Frau Dr. ANGELIKA KRAFT danke ich herzlich für die Bereitstellung des sehr vielseitigen und interessanten Themas sowie die Möglichkeit zur Durchführung der Diplomarbeit im industriellen Umfeld.

Dipl.-Kauffr. SUSANN KAULICH und Dipl.-Ing. FLORIAN REIßMANN danke ich für die sehr hilfreichen Anregungen und die kritische Durchsicht der Arbeit.

Mein herzlichster Dank gilt den Mitarbeiterinnen und Mitarbeitern des GF 7 der VA TECH Wabag Deutschland, Butzbach, sowie VA TECH Wabag Schweiz, Winterthur, insbesondere Frau Dipl.-Chem. KRISTIN JATZKOWSKI, für ihre engagierte Unterstützung, ohne die die Realisierung dieser Arbeit nicht möglich gewesen wäre, und für alles, was ich in dieser Zeit gelernt habe.

Dankeschön meinen Freunden, die mir während der letzten Monate Mut gemacht haben. TORSTEN danke ich für die \LaTeX -Administration, die Geduld mit meiner Ungeduld und für's Korrekturlesen.

Inhaltsverzeichnis

Tabellenverzeichnis	vii
Abbildungsverzeichnis	ix
Verzeichnis der Symbole und Abkürzungen	xi
Thesen	xiii
1 Einleitung	1
2 Ergebnisse vorangegangener Untersuchungen	3
2.1 Charakterisierung des Rohwassers	3
2.2 Konventionelles Verfahren	4
2.3 Ultrafiltration mit Rohrmodulen	7
3 Pilotversuche zur Ultrafiltration mit getauchten Membranen	11
3.1 Motivation und Ziele	11
3.2 Versuchsaufbau	12
3.3 Versuchsdurchführung	14
3.4 Ergebnisse	16
3.4.1 Flux und TMP ohne Zusatz von Hilfsstoffen	16
3.4.2 Flockungsversuche	17
3.4.3 TMP und Pulveraktivkohle	18
3.4.4 Chemische Reinigung	20
3.4.5 Membranregenerierung	21
3.4.6 Permeatbeschaffenheit	22
3.5 Schlussfolgerungen für die Verfahrensgestaltung	24
4 Auslegung der gedachten Großanlagen	25
4.1 Konventionelles Verfahren	25
4.2 Ultrafiltration mit Rohrmodulen	27
4.3 Ultrafiltration mit getauchten Membranen	30
5 Technischer Vergleich der Aufbereitungsverfahren	33
5.1 Verbal-argumentative Bewertung	33
5.1.1 Reinwasserqualität	33

5.1.2	Betriebssicherheit und Verfügbarkeit	34
5.1.3	Wartungsaufwand	35
5.1.4	Flächenbedarf	36
5.1.5	Energiebedarf	37
5.1.6	Flexibilität des Systems gegenüber Rohwasser-Qualitätsschwankungen und schwankendem Wasserbedarf	38
5.1.7	Entsorgung der anfallenden Abprodukte	38
5.2	Nutzwertanalyse	39
5.2.1	Theoretischer Hintergrund	40
5.2.2	Durchführung der Nutzwertanalyse	41
5.3	Fazit des technischen Vergleichs	43
6	Ökonomischer Vergleich	45
6.1	Problemstellung	45
6.2	Theoretischer Hintergrund	47
6.3	Ermittlung der Investitions- und Betriebskosten	48
6.3.1	Ermittlung der Investitionskosten	48
6.3.2	Ermittlung der Betriebskosten	51
6.4	Ermittlung des Kapitalwertes	54
6.5	Sensitivitätsanalyse	56
6.6	Fazit des ökonomischen Vergleichs	59
7	Ökologischer Vergleich	61
7.1	Problemstellung	61
7.2	Theoretischer Hintergrund	62
7.3	Systemgrenzen und Detaillierungsgrad	64
7.4	Ermittlung der Stoff- und Energieströme	66
7.5	Monetäre Bewertung der Umwelteinwirkungen	73
7.6	Fazit des ökologischen Vergleiches	76
8	Zusammenfassung und Ausblick	77
	Literaturverzeichnis	79
A	Ergebnisse der Pilotversuche der konventionellen Variante in Bannwil	85
B	Ergebnisse der Pilotversuche mit Rohrmodulen in Bannwil	87
C	Ergebnisse der Pilotversuche mit getauchten Membranen in Bannwil	91
D	Ökonomischer Vergleich	95

Tabellenverzeichnis

2.1	Aarewasserdaten im Versuchszeitraum 1999/2000	3
3.1	Messgrößen des Versuchsprogramms	14
3.2	Ergebnisse der Laboruntersuchung der Mischproben auf Feststoffe	23
5.1	Größenvergleich der Filtrationseinheiten	37
5.2	Entsorgungswege der Rückstände aus Wasserwerken	39
5.3	Gewichtung der Kriterien der Bewertung durch Offenlegung der Präferenz- ordnung des Entscheiders	42
5.4	Erfüllungsgrad der Kriterien durch die Alternativen	42
5.5	Berechnung der Nutzwerte für alle Alternativen	43
6.1	Investitionskosten der drei Varianten nach Positionen	49
6.2	Kosten der Betriebsstoffe	52
6.3	Betriebskosten der untersuchten Varianten	54
6.4	Durchschnittliche Nutzungsdauern der Anlagenteile eines Wasserwerks	55
7.1	Zusammenfassende Darstellung des Bewertungsverfahrens der Monetarisie- rung	63
7.2	Qualitative Input-Output-Analyse der konventionellen Variante	66
7.3	Qualitative Input-Output-Analyse der Ultrafiltration mit Rohrmodulen	67
7.4	Qualitative Input-Output-Analyse der Ultrafiltration mit getauchten Membra- nen	67
7.5	Bewertung der Stoff- und Energieströme der konventionellen Variante	74
7.6	Bewertung der Stoff- und Energieströme der Ultrafiltration mit Rohrmodulen	75
7.7	Bewertung der Stoff- und Energieströme der Ultrafiltration mit getauchten Membranen	75
A.1	Eliminationsleistung des Mehrschichtfilters bezüglich AOX	85
A.2	Eliminationsleistung der konventionellen Pilotanlage bezüglich Viren und Bakterien	86
B.1	Technische Daten des verwendeten Rohrmoduls	87
B.2	Eliminationsleistung des Rohrmoduls	88
B.3	Eliminationsleistung der Filtration mit Aktivkohle und des Rohrmoduls	88

C.1	Technische Daten der getauchten Membran	91
D.1	Investitionskostenschätzung baulicher Teil	95
D.2	Energieverbraucherliste konventionelle Variante	96
D.3	Energieverbraucherliste Ultrafiltration mit Rohrmodulen	96
D.4	Energieverbraucherliste Ultrafiltration mit getauchten Membranen	96
D.5	Ermittlung der Chemikalienkosten	97
D.6	Ermittlung der Betriebskosten der konventionellen Variante	98
D.7	Ermittlung der Betriebskosten für die Ultrafiltration mit Rohrmodulen	99
D.8	Ermittlung der Betriebskosten für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen	100
D.9	Bestimmung des Kapitalwertes für die konventionelle Variante	101
D.10	Bestimmung des Kapitalwertes der Ultrafiltration mit Rohrmodulen	102
D.11	Bestimmung des Kapitalwertes für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen	103
D.12	Sensitivitätsanalyse des Kapitalwertes	104

Abbildungsverzeichnis

2.1	Rohwasserdaten der Aare am Standort Bannwil im Zeitraum August–Oktober 2001	4
2.2	Verfahrensfestlegung der Mehrschichtfiltration durch die Pilotversuche . . .	6
2.3	Verfahrensfestlegung der Ultrafiltration mit Rohrmodulen durch die Pilotversuche	9
3.1	Verfahrensfließbild der Versuchsanlage mit getauchten Membranen	13
3.2	Ansicht der Pilotanlage	13
3.3	Versuchsprogramm der Pilotversuche mit getauchten Membranen	15
3.4	Versuchsergebnisse der getauchten Membran, ohne Zusatz von Chemikalien	16
3.5	TMP in Abhängigkeit vom Flux für die getauchte Membran	17
3.6	Darstellung des Flockungsversuchs bei $63 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ vor und nach Zugabe von Flockungsmittel	18
3.7	Entwicklung des TMP nach Zugabe von Pulveraktivkohle	19
3.8	Permeabilitätstest der neuen Membran, dargestellt als Flux in Abhängigkeit vom TMP	20
3.9	Ergebnisse der Membranregenerierung	21
3.10	Ergebnisse der Laboruntersuchung der organischen Wasserinhaltsstoffe . . .	23
3.11	Verfahrensfestlegung der Ultrafiltration mit getauchten Membranen durch Pilotversuche	24
4.1	Schematische Verfahrensdarstellung der konventionellen Variante	26
4.2	Schematische Verfahrensdarstellung der Ultrafiltration mit Rohrmodulen . .	28
4.3	Foto und Schema einer Filtrationskassette ZW 500c-22 von Zenon Environmental Inc.	30
4.4	Schematische Verfahrensdarstellung der Ultrafiltration mit getauchten Membranen	31
6.1	Akteure und ihre Zusammenarbeit bei Planung und Bau von Wasserversorgungsanlagen	45
6.2	Beeinflussbarkeit der Kosten in Abhängigkeit der Projektphasen	46
6.3	Investitionskosten für die drei Varianten	50
6.4	Schätzung des jährlichen Energieverbrauchs	51
6.5	Höchster Spinne für Kalkulationszins und Inflation	56

6.6	Höchster Spinne für Preisänderungen	57
6.7	Höchster Spinne für absolute Änderung des Kapitalwertes	58
7.1	Verfahrensfließbild mit Angabe der Stoffströme der konventionellen Variante	69
7.2	Verfahrensfließbild mit Angabe der Stoffströme der Ultrafiltration mit Rohrmodulen	70
7.3	Verfahrensfließbild mit Angabe der Stoffströme der Ultrafiltration mit getauchten Membranen	72
A.1	Filtrattrübung in Abhängigkeit der Rohwassertrübung bei Filtration ohne Zugabe von Flockungsmittel	85
A.2	Elimination von TOC und DOC	86
B.1	Transmembrandruck in Abhängigkeit des Flux bei verschiedener Temperatur	88
B.2	Anstieg des Transmembrandruckes bei Abschaltung der Flockung	89
C.1	Feststoffgehalt im Membranbehälter gemessen als Trockensubstanz	92
C.2	Blick in den Filtrationsbehälter	92
C.3	Monitoring der Permeatbeschaffenheit durch Trübungsmessung	93

Verzeichnis der Symbole und Abkürzungen

Symbole

η	Wirkungsgrad
a_k	Beitrag der Alternative a zur Erreichung des Zieles k
A_t	Auszahlung zum Zeitpunkt t
A_{Filter}	Filterfläche, m ²
A_{Membran}	Membranfläche, m ²
$A_{\text{O,spez}}$	spezifische Oberfläche, m ²
C_0	Kapitalwert
E_t	Einzahlung zum Zeitpunkt t
g_k	Gewichtung des Kriteriums k
i	Zinssatz
I_0	Investitionskosten
k	Ziel bzw. Kriterium
l	Ziel bzw. Kriterium
n	Anzahl
$N(a)$	Gesamtnutzen
$n_k(a_k)$	Teilnutzen
P	Leistung, W
R^2	Bestimmtheitsmaß
t	Zeitpunkt, Zeit
V	Volumen, m ³
V_{spez}	spezifisches Volumen, m ³ /m ²
\dot{V}	Volumenstrom, m ³ /h

Abkürzungen

AFS	Abfiltrierbare Stoffe
AOC	Biologisch verfügbare organische Stoffe
AOX	Adsorbierbare organisch gebundene Halogene
ATV	Abwassertechnische Vereinigung
DN	Nenndurchmesser, mm
DOC	Gelöste organische Stoffe
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfachs

E-/MSR	Elektro-, Mess-, Steuer- und Regelungstechnik
EMAS II	Verordnung (EG) Nr. 761/2001 des europäischen Parlamentes und des Rates vom 19. März 2001 über die freiwillige Beteiligung von Organisationen an einem Gemeinschaftssystem für das Umweltmanagement und die Umweltbetriebsprüfung (EMAS)
FHM	Flockungshilfsmittel
FS	Feststoff
GV	Glühverlust
KrW/AbfG	Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz
KVR-Leitlinien	Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen
L×B×H	Länge×Breite×Höhe
LAWA	Länderarbeitsgemeinschaft Wasser
LCC	Life Cycle Costing
PAC	Polyaluminiumchlorid
PAK	Pulveraktivkohle
SAK ₂₅₄	Spektraler Absorptionskoeffizient bei 254 nm
TASi	Technische Anleitung Siedlungsabfall
TE/F	Trübungseinheit pro Formazin
TMP	Transmembrandruck, bar
TOC	Gesamte organische Stoffe
TrinkwV	Trinkwasserverordnung
WVU	Wasserversorgungsunternehmen

Chemische Verbindungen

Al(OH) ₃	Aluminiumhydroxid
ClO ₂	Chlordioxid
H ₂ O ₂	Wasserstoffperoxid
HCl	Salzsäure
KMnO ₄	Kaliumpermanganat
NaCl	Natriumchlorid
NaClO ₂	Natriumchlorit
NaOCl	Natriumhypochlorit
NaOH	Natriumhydroxid
NH ₄ -N	Ammoniumstickstoff
NO ₂ -N	Nitratstickstoff

Thesen

Die vorliegende Diplomarbeit vergleicht drei Verfahren zur Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser unter technischen, ökonomischen und ökologischen Gesichtspunkten. Das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen wurde dazu für drei Monate in einem kleintechnischen Pilotversuch an der Aare, Schweiz, getestet.

Folgende Ergebnisse wurden erreicht:

1. Die Aufbereitung von Aarewasser zu Trinkwasser ist sowohl mit dem konventionellen Verfahren als auch dem Verfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen möglich.
2. Die Aufbereitung von Aarewasser zu Trinkwasser wurde erfolgreich mit den durch die Pilotversuche evaluierten Verfahrensschritten Siebung, Pulveraktivkohledosierung und Ultrafiltration mit getauchten Membranen durchgeführt.
3. Das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen kann für die Aufbereitung von Aarewasser großtechnisch mit einem Nettoflux von $33\text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ betrieben werden.
4. Der technische Vergleich ordnet die Verfahren nach der Rangfolge Ultrafiltration mit getauchten Membranen, Ultrafiltration mit Rohrmodulen und konventionelles Verfahren.
5. Das konventionelle Aufbereitungsverfahren hat unter Einbeziehung aller Kosten den höchsten Kapitalwert.
6. Die Aufbereitungsverfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und getauchten Membranen haben einen deutlich niedrigeren Kapitalwert als das konventionelle Verfahren, wobei sich die Kapitalwerte der Aufbereitungsverfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und getauchten Membranen nur wenig unterscheiden.
7. Die Ergebnisse des ökonomischen Vergleiches konnten mit einer Sensitivitätsanalyse der untersuchten Parameter gesichert werden.
8. Das gewählte Bewertungsverfahren der Monetarisierung im ökologischen Vergleich ermöglichte die Aggregation der Umwelteinflüsse aus Prozesssicht zu einer eindeutigen Ergebnisgröße.
9. Der ökologische Vergleich identifiziert das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen als die umweltfreundlichste Variante, wobei die bewerteten Umwelteinflüsse in der gleichen Größenordnung liegen.

Kapitel 1

Einleitung

„Die Reinheit des Wassers ist gefährdet. Trinkbares Wasser bereitzustellen wird immer teurer.“¹ Diese Aussage von Vivendi Europachef Cyril Roger-Lacan bezieht sich nicht nur auf die Knappheit des Wassers durch die Bevölkerungsexplosion in ariden Gebieten, sondern auch auf die Verschmutzung des Wassers in den Industrieländern durch Landwirtschaft und Industrie. „Während Trinkwasser in weiten Teilen der Dritten Welt so schmutzig ist, dass es tödlich werden kann, treibt die Menschen anderswo – wie in Deutschland – die Sorge um seine hohe Qualität um.“²

Vor diesem Hintergrund ist die Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser unter verschiedenen Aspekten zu betrachten. Nahe liegend ist bei schwierig aufzubereitenden Wässern hoher anthropogener Verunreinigung der Ausweich auf andere Quellen, z. B. Grundwasser. Wenn die verfügbaren Rohwässer jedoch keine Alternative bieten, kann durch die robuste und kostengünstige Aufbereitung von Oberflächenwasser die Verfügbarkeit von sauberem Trinkwasser wesentlich erhöht werden.

Ziel dieser Arbeit ist ein Vergleich verschiedener Technologien zur Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser unter technischen, ökonomischen und ökologischen Gesichtspunkten, nämlich der konventionellen Variante mit Mehrschichtfiltern, der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und der Ultrafiltration mit getauchten Membranen.

Die Anwendung des Verfahrens der Ultrafiltration mit getauchten Membranen wird erst seit kurzem für die Aufbereitung von Oberflächenwasser vorgeschlagen. Im Rahmen dieser Arbeit wurden kleintechnische Versuche zur Ultrafiltration mit getauchten Membranen mit dem Wasser der Aare in Bannwil, Schweiz von August bis Oktober 2001 durchgeführt. Der Bau der Pilotanlage erfolgte am Standort Butzbach der VA TECH Wabag Deutschland GmbH & Co. KG. Die Proben wurden vor Ort und im Labor in Winterthur analysiert.

Die Darstellung der Untersuchungen zur Ultrafiltration mit getauchten Membranen und der Ergebnisse einschließlich der Schlussfolgerungen für eine mögliche Verfahrensgestaltung erfolgt in Kapitel 3.

Für zwei weitere Verfahren, nämlich der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und dem konventionellen Aufbereitungsverfahren mit Mehrschichtfiltration, werden die Ergebnisse vorangegangener Untersuchungen genutzt und in Kapitel 2 abgehandelt.

¹ Vgl. KLÄSGEN (2001b), S. 20

² Vgl. KLÄSGEN (2001a), S. 20

Die Pilotversuche zur Aufbereitung des Aarewassers durch Mehrschichtfiltration wurden im Zeitraum von August 1999 bis Oktober 2000 von der VA TECH Wabag Schweiz AG in Bannwil durchgeführt. Die Daten stehen im Rahmen dieser Arbeit zur Verfügung und werden im Hinblick auf die Aufgabenstellung dieser Arbeit ausgewertet. Ebenso können die Daten der im Anschluss an die Pilotversuche des konventionellen Verfahrens am gleichen Standort durchgeführten Versuche zur Ultrafiltration mit Rohrmodulen im Rahmen dieser Arbeit ausgewertet werden.

Zum Vergleich der unterschiedlichen Verfahren wurde im Rahmen dieser Arbeit eine Vorplanung einer gedachten Großanlage mit einer Leistung von 20.000 m³/d und einer Verfügbarkeit von 80% durchgeführt. Die Auslegung der gedachten Großanlage ist in Kapitel 4 dargelegt und wurde auf Grundlage der Ergebnisse der Pilotversuche sowie den in der Literatur beschriebenen Erfahrungen durchgeführt.

Anhand der Ergebnisse der Pilotversuche sowie den geplanten Wasserwerken wird anschließend ein technischer Vergleich durchgeführt. In Kapitel 5.1 erfolgt zunächst eine verbal-argumentative Bewertung der alternativen Aufbereitungsverfahren. Um eine transparente und möglichst objektive Entscheidung für ein bestimmtes Verfahren treffen zu können wird in Kapitel 5.2 eine Nutzwertanalyse durchgeführt.

Die Planung der Wasserwerke für alle drei Varianten bildet auch die Grundlage für den ökonomischen Vergleich, der mit Hilfe des Kapitalwertes im Rahmen des Life Cycle Costing die wirtschaftlichste Variante über den Planungshorizont (Kapitel 6) ermittelt. Die benötigten Daten zur Bestimmung der Anfangs- und Folgekosten wurden durch Preisanfragen bei Zulieferern des Anlagenbauers und Wasserversorgungsunternehmen beschafft sowie mit Durchschnittswerten aus der Literatur ergänzt. Eine Sensitivitätsanalyse objektiviert das Ergebnis und bezieht Unsicherheiten von Planungsgrößen ein.

Kapitel 7 umfasst den ökologischen Vergleich der drei Verfahren. Dazu erfolgt zunächst die Quantifizierung der Stoff- und Energieströme wiederum auf Basis der geplanten Großanlagen sowie der Ergebnisse der Pilotversuche. Die Ermittlung der Marktpreise für die anschließende Bewertung erfolgte ebenfalls durch Preisanfragen bei Lieferanten der VA TECH Wabag sowie aus der Literatur. Als Ergebnis der monetären Bewertung wird die umweltfreundlichste Variante identifiziert.

Den Abschluss der Arbeit bildet Kapitel 8, in dem die Ergebnisse des technischen, ökonomischen und ökologischen Vergleichs zusammengefasst werden und ein Ausblick auf weitere Untersuchungsmöglichkeiten gegeben wird.

Kapitel 2

Ergebnisse vorangegangener Untersuchungen

2.1 Charakterisierung des Rohwassers

Zur Charakterisierung des aufzubereitenden Wassers können Tabelle 2.1 und Abbildung 2.1 herangezogen werden.

In Tabelle 2.1 sind die wesentlichen Güteparameter zur Charakterisierung des Aarewassers mit der Schwankungsbreite dargestellt. Neben der Trübung ist bei Fließgewässern den organischen Inhaltsstoffen und den mikrobiologischen Parametern besondere Aufmerksamkeit zu widmen. Die Werte für DOC, TOC lagen innerhalb den Normalanforderungen an

Tabelle 2.1: Aarewasserdaten im Zeitraum 1999/2000;
Quelle: BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001), S. 11

Parameter	Einheit	Minimalwert	Maximalwert	Durchschnitt
Trübung	TE/F	1,5	> 100	4,5
pH		7,24	8,09	7,75
Temperatur	°C	3,7	21,4	12,0
Leitfähigkeit	mS/cm	3,7	21,4	12,0
Chlorid	mg/l			4,9
Sulfat	mg/l			35
Nitrat	mg/l			1,1
NH ₄ -N	mg/l	0,01	0,11	0,042
NO ₂ -N	mg/l	0,001	0,029	0,006
KMnO ₄	mg/l	8,8	13	10,8
TOC	mg/l	1,9	3,5	2,6
DOC	mg/l	1,6	3,2	2,1
AOC	µg/l	0,4	1,2	0,8
AOX	µg/l	8	55	10-20
Sauerstoff	mg/l	6,9	12,0	9,2

Fließgewässer bei der Nutzung zur Trinkwasserversorgung nach DVGW-Merkblatt W 251.¹ Die Werte des Parameters AOX erreichten im Durchschnitt die Normalanforderungen. Der Maximalwert überschritt diese, unterschritt jedoch die Mindestanforderungen und entsprach damit den Anforderungen des Merkblattes.

In Abbildung 2.1 sind die Parameter Temperatur, gelöster Sauerstoff und Trübung darge-

¹ Vgl. DVGW-ARBEITSBLATT W251 (1996)

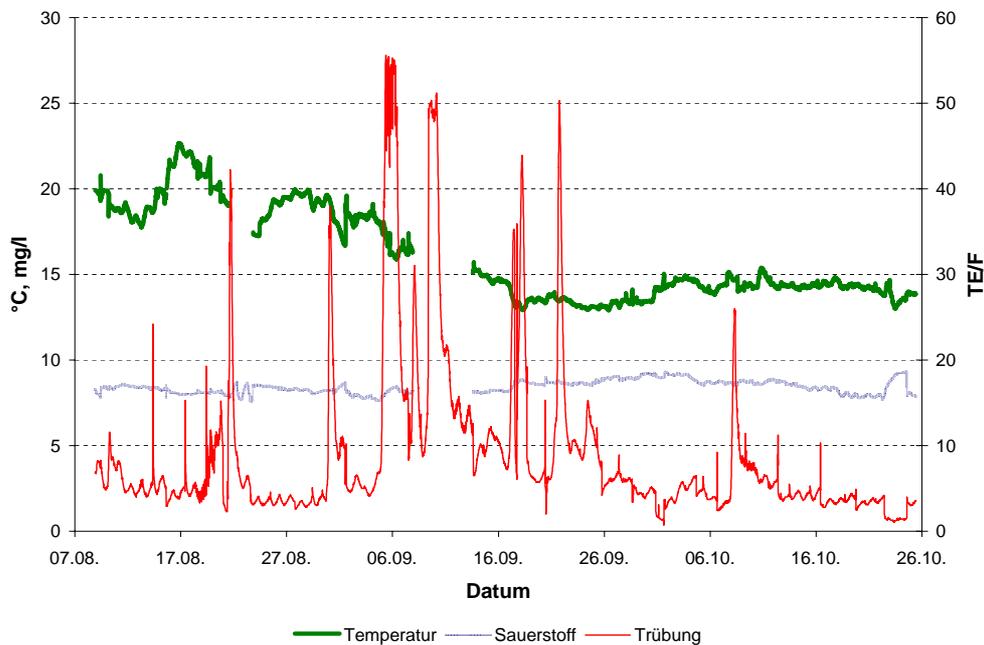


Abbildung 2.1: Rohwasserdaten der Aare am Standort Bannwil im Zeitraum August–Oktober 2001

stellt. Im Vergleich zu anderen Wasserentnahmen² sind Flusswasserentnahmen durch oft rasch und stark schwankende Wasserbeschaffenheit gekennzeichnet. Als Beispiel hierfür sei das Starkregenereignis vom 10. September 2001 herausgegriffen. In einem wenige Kilometer oberhalb der Rohwasserentnahmestelle mündenden Nebenfluss der Aare hatte ein Gewitter den Fluss so stark anschwellen lassen, dass die mitgerissenen Uferbedeckungen etc. die Trübung in der Aare innerhalb kurzer Zeit auf über 50 TE/F ansteigen ließ.

Der Sauerstoffgehalt lag gleich bleibend in einem günstigen Bereich, und wurde durch das Geländegefälle aufgrund der Nähe zum Gebirge erreicht. Die Temperatur folgte dem jahreszeitlichen Verlauf der Lufttemperatur.

2.2 Konventionelles Verfahren

Von August 1999 bis Oktober 2000 wurden an der Aare am Standort Bannwil von der VA TECH Wabag Schweiz AG Pilotversuche zur konventionellen Aufbereitung des Flusswassers mit Mehrschichtfiltern durchgeführt. Ursprünglich sollte das Wasser zur Grundwasseranreicherung (GWA) aufbereitet werden. Erst in einer späteren Projektphase kam die Aufgabenstellung der Trinkwasseraufbereitung hinzu.³ Die Auswertung der Versuchsergebnisse erfolgt hier im Hinblick auf die Aufgabenstellung der Diplomarbeit, d. h. die Trinkwasseraufbereitung.

Die Pilotversuche teilten sich in drei Versuchsphasen. In der ersten Phase von August bis Oktober 1999 wurde die Anlage zweistraßig mit den Aufbereitungsstufen Vorozonung, Flockung, Filtration zum einen und nur der Filtrationsstufe zum anderen betrieben. In der

² beispielsweise Grundwasser aus Brunnen

³ Vgl. BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001)

zweiten Phase von November 1999 bis März 2000 wurde das Wasser durch Vorozonung, Flockung, Filtration und Nachozonung aufbereitet. In der dritten Versuchsphase von März 2000 bis Oktober 2000 wurden die Betriebsparameter Ozonzugabe, Flockungsmittelzugabe und Filterspülung optimiert und die gefundenen Einstellungen überprüft.

Filtrationsleistung bezüglich Trübstoffe. Die Trübung des Filtrats folgte der Ganglinie der Rohwassertrübung. Zur Erreichung einer Trübung kleiner als 0,5 TE/F im Filtrat⁴ war eine kombinierte Vorbehandlung mit Ozon und Flockungsmittel notwendig.⁵ Niedrige Trübungen wurden dabei durch eine automatische Regelung der Flockungsmittelzugabe unter Beachtung von Rohwassertrübung, Durchsatz und Filtrattrübung erreicht.⁶ Niedrige Trübungen im Ablauf der Filterstufe waren nötig, um die Desinfektionsstufe mit Ozon möglichst effizient zu betreiben.

Elimination von organischem Kohlenstoff. Die Eliminationsraten für TOC lagen zwischen 33 % und 66 %. Die Reinigungsleistung für DOC lag zwischen 16 % und 55 %. Damit erreichten die Werte für DOC die geforderten 2,0 mg/l,⁷ aber nur selten weniger als 1,0 mg/l.⁸ Eine weitere Reduzierung des gelösten organischen Kohlenstoffs wird erst in der weitergehenden Aufbereitung mit Aktivkohle ermöglicht.⁹

Keime- und Virenuntersuchung. Die Zuverlässigkeit der Anlage als Barriere für Bakterien und Viren wurde in einem Versuch durch Dosierung von Abwasser aus der Vorklärung einer Kläranlage nachgewiesen. Die Zugabemenge an Ozon in der Desinfektionsstufe wurde automatisch gemäß des Restozongehaltes geregelt. Der c·t-Wert lag während der Untersuchung zwischen 8 und 10. Die Ausführung des Ozonkontaktbehälters als Schlaufenreaktor verhinderte eine Rückvermischung und stellte eine Kontaktzeit zwischen 10 min und 20 min sicher. Im Ablauf der Anlage konnten keine mikrobiologischen Verunreinigungen nach TrinkwV nachgewiesen werden.¹⁰

Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX). Für die Bestimmung der Eliminationsleistung des Mehrschichtfilters bezüglich AOX wurden Bleichereiabwässer in den Zulauf dosiert. Bei diesen Versuchen konnten Eliminationsraten zwischen 41 % und 53 % gemessen werden.¹¹ Eine Reduktion der Filtrationsgeschwindigkeit von $9 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ auf $5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

⁴ Die Forderung einer Trübung kleiner 0,5 TE/F im Ablauf des Mehrschichtfilters wurde ursprünglich für eine verstopfungsfreie Versickerung bei der GWA aufgestellt.

⁵ vergleiche Abbildung A.1 in Anhang A

⁶ Die Flockungsmitteloptimierung erfolgte mit PMA Regler KS 98plus. Der Sollwert für die Filtrattrübung wurde mit 0,2 TE/F gewählt. Ein derartiges Regelkonzept vermeidet eine Überdosierung an Flockungsmittel. Als Flockungsmittel wurde Polyaluminiumchlorosulfat in einer Konzentration von 0,5–1,5 g/m³ eingesetzt. Der Restgehalt an Aluminium konnte jederzeit deutlich unter 50 µg/l gehalten werden.

⁷ Da in der TrinkwV kein Grenzwert vorgegeben ist, wurde für die Pilotversuche ein Zielwert von 1,0–2,0 mg/l festgelegt.

⁸ Vgl. Abbildung A.2 in Anhang A

⁹ Vgl. Kapitel 2.3

¹⁰ Vgl. Tabelle A.2 in Anhang A

¹¹ Vgl. Tabelle A.1 in Anhang A

brachte keine Verbesserung der Elimination der AOX. Da der Gehalt an adsorbierbaren organischen Substanzen (AOX) 10 µg/l nicht überschreiten soll, ist eine weitergehende Aufbereitung mit Aktivkohle notwendig.

Abbildung 2.2 zeigt die Aufbereitungsstufen und Auslegungsgrundlagen, die sich aus den Ergebnissen der über 15 Monate dauernden Versuche ergeben. Durch Vorozonung und Flockung wird eine verbesserte Trübstoffelimination der Filterstufe erreicht. Die anschließende Desinfektionsstufe mit Ozon sorgt außerdem durch Umwandlung der organischen Inhaltsstoffe für einen besseren Rückhalt dieser Stoffe bei der Adsorption mit Aktivkohle. Die abschließende Desinfektion mit Chlordioxid tötet eventuell auftretende Keime aus der Aktivkohlestufe und verhindert eine Wiederverkeimung des aufbereiteten Wassers im Netz.

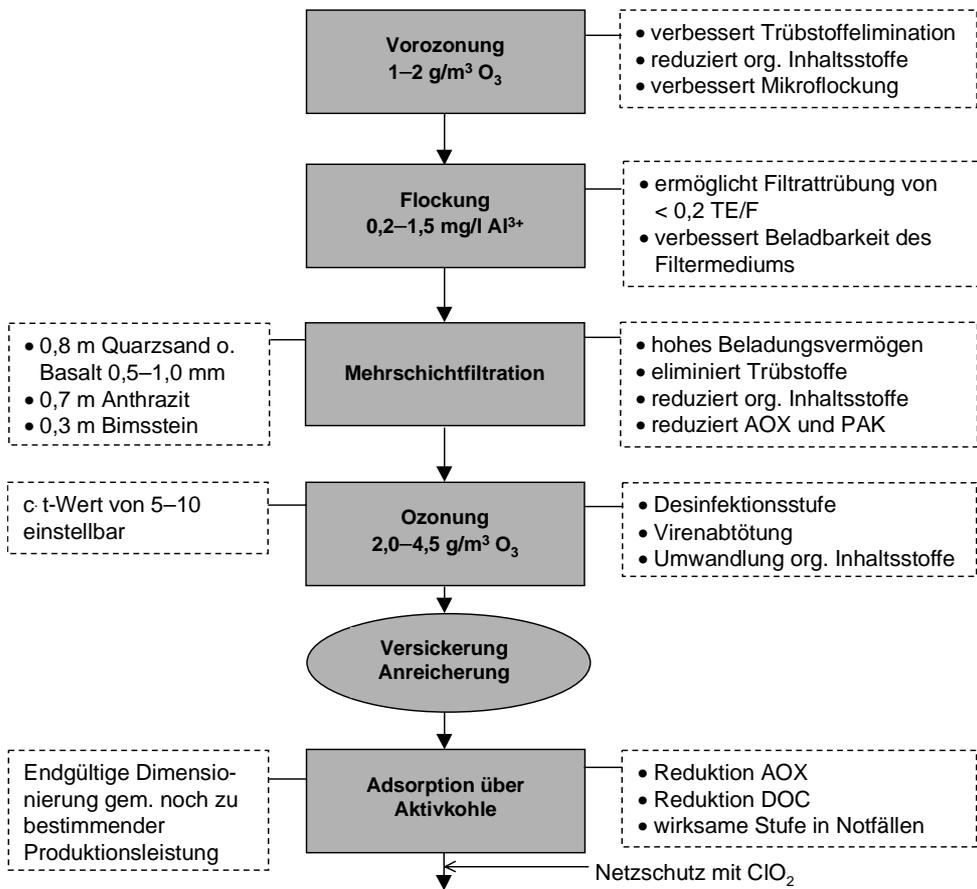


Abbildung 2.2: Verfahrensfestlegung der Mehrschichtfiltration durch die Pilotversuche; Quelle: in Anlehnung an BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001)

2.3 Ultrafiltration mit Rohrmodulen

Im Anschluss an die Versuche zur konventionellen Aufbereitung des Aarewassers in Bannwil wurden von Januar bis Juli 2001 am gleichen Standort Pilotversuche zur Ultrafiltration mit Rohrmodulen von der VA TECH Wabag Schweiz AG durchgeführt.¹² Die dabei ermittelten Ergebnisse werden im folgenden aus Sicht der Aufgabenstellung der vorliegenden Arbeit zusammengestellt und ausgewertet.

Das Ziel der Versuche stellte die Ermittlung der Auslegungsparameter für eine großtechnische Anlage zur Aufbereitung von Aarewasser zu Trinkwasser¹³ dar. Zu den wichtigsten Auslegungsparametern zählen der Flux und die Permeabilität der Membran, der Temperatureinfluss, die Reinigungsintervalle und der Chemikalienverbrauch.

Für die Ultrafiltrationstufe kam ein Kapillarmodul der Firma X-Flow, Holland zum Einsatz. Eine Zusammenstellung der wichtigsten technischen Daten des verwendeten Rohrmoduls befindet sich in Tabelle B.1 in Anhang B.

Eliminationsleistung des Rohrmoduls. Die Überprüfung der Wasserbeschaffenheit im Ablauf des Rohrmoduls erfolgte durch Online-Messungen der Trübung sowie der Untersuchung von Wochenmischproben im Labor.

Erwartungsgemäß konnten fast alle ungelösten Stoffe zurückgehalten werden. Die Trübung im Ablauf (Permeat) betrug nur noch 0,01 TE/F. Der Gehalt an TOC entsprach mit 1,48 mg/l fast dem Wert des DOC mit 1,47 mg/l, da im Permeat nur noch gelöste organische Verbindungen vorlagen. Die vorhandene geringe Elimination von gelösten organischen Stoffen ist auf die Wirkung der Deckschicht zurückzuführen.¹⁴ Die Ergebnisse der Messungen sind in Tabelle B.2 in Anhang B zusammengestellt.

Bei hohen Konzentrationen gelöster Stoffe muss die Ultrafiltration um eine Aufbereitungsstufe mit Aktivkohle erweitert werden. Die Ergebnisse dieser Untersuchung sind in Tabelle B.3 in Anhang B dargestellt. Durch das Voranschalten eines Aktivkohlefließbettes konnten die gelösten Stoffe, insbesondere der DOC, um 80 % bis 98 % reduziert werden. Die leichte Zunahme der Trübung nach dem Aktivkohlefließbett ist auf die Abrasion von Kohle zurückzuführen.

Flux und Transmembrandruck (TMP). Ein wichtiges Kriterium zur Beurteilung der Leistung einer Membran ist der Flux, d. h. Durchsatz pro Membranfläche, meist in $l/(m^2 \cdot h)$ angegeben. Für einen Vergleich verschiedener Membrantypen wird die Permeabilität als Division des Flux durch den Transmembrandruck herangezogen.¹⁵ Aus der Qualität des aufzubereitenden Wassers ergab sich in Abhängigkeit vom Flux und Temperatur ein Transmem-

¹² Vgl. DUBS (2001)

¹³ Vgl. TRINKWV (1990), TRINKWV2001 (2001) und DIN 2000 für die Anforderungen

¹⁴ Beim Spülen wurden jeweils erhöhte Konzentrationen gelöster organischer Stoffe gemessen und somit ein Rückhalt nachgewiesen.

¹⁵ Die Permeabilität wird meist in $l/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ angegeben.

brandruck, der in Abbildung B.1 in Anhang B dargestellt ist. Bei einem Flux von $60\text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ und einer Temperatur von 20°C stellte sich ein Transmembrandruck von $0,38\text{ bar}$ ein.

Flux in Abhängigkeit von der Temperatur. Neben der hydraulischen Belastung beeinflusste die Wassertemperatur den Flux. Die Temperaturabhängigkeit des Fluxes konnte ebenfalls Abbildung B.1 in Anhang B entnommen werden. Bei steigender Temperatur und konstantem TMP kann ein deutlich höherer Flux beobachtet werden. Bei der Betrachtung eines konstanten Fluxes, z. B. $60\text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, bewirkte eine Temperaturerhöhung um 8 K die Reduktion des TMP von $0,65\text{ bar}$ auf $0,38\text{ bar}$. Diese Temperaturabhängigkeit kann sich vorteilhaft auswirken, wenn z. B. Anlagen in warmen Regionen ausgelegt werden. Sie muss jedoch insbesondere dann Beachtung finden, wenn es z. B. in Wintersportorten in der kalten Jahreszeit zu Belastungsspitzen kommt.

Chemikalieneinsatz. Der Einsatz von Flockungsmittel verbesserte die Filtrierbarkeit des Rohwassers durch Zusammenfassung kleiner Teilchen zu einer vergleichsweise großen Flocke. Damit bei der Ultrafiltration mit Rohrmodulen konstante Betriebsbedingungen erreicht werden konnten, musste ständig Flockungsmittel zugegeben werden.¹⁶ In Abbildung B.2 in Anhang B ist ein Anstieg des TMP um fast $0,3\text{ bar}$ in 20 h zu beobachten, sobald die Dosierung von Flockungsmittel eingestellt wurde.

Des Weiteren wurden Chemikalien sowohl für die tägliche Spülung als auch die monatliche Reinigung der Membran benötigt. Hier kamen Natriumhypochlorit zur Unterdrückung des Fouling der Membran und Zitronensäure zur Beseitigung von Scaling zum Einsatz. Die eingesetzte Menge richtete sich nach der Konzentration, Dauer und Häufigkeit der Spülungen. Diese wiederum hingen von der Rohwasserqualität ab und wurden im Laufe der Pilotversuche nicht endgültig optimiert. Gängige Vorgaben für die chemische Reinigung sind in Tabelle B.1 in Anhang B angegeben.

Reinigungsintervalle. Für den verblockungsfreien Betrieb einer Membrananlage im Dead-end-Betrieb waren regelmäßige Spülungen unverzichtbar. Die Effizienz der Membranstufe wurde damit von Häufigkeit, Dauer und Intensität der Spülungen wesentlich beeinflusst. Die Versuche ergaben eine Spülung alle 12 min bei einem TMP von $2,3\text{ bar}$ mit 20 l Permeat in 20 s . Dazu kam eine chemische Desinfektion mit NaOCl bei jeder $10.$ Spülung. Daraus ergeben sich Produktionsverluste in Abhängigkeit vom Flux in Höhe von ca. 30% .¹⁷

In Abbildung 2.3 sind die wichtigsten Ergebnisse der Pilotversuche zusammengefasst. Eine Vorreinigung des Rohwassers vor der Ultrafiltrationsstufe wurde im Ergebnis der Versuche als notwendig erachtet. Daraus ergab sich die Anordnung der Aktivkohlefilterstufe sinnvollerweise vor der Ultrafiltration, um eine Wiederverkeimung des Reinwassers zu vermeiden.

¹⁶ Flockungsmittel: PAC, Dosierung: $1\text{ g Al}^{3+}/\text{m}^3$ in den Zulauf.

¹⁷ Als „Bruttoflux“ wird die Ausbeute während des Filtrierens bezeichnet. Der „Nettoflux“ gibt die tatsächlich zu erreichende Leistung der Anlage über einen längeren Zeitraum an.

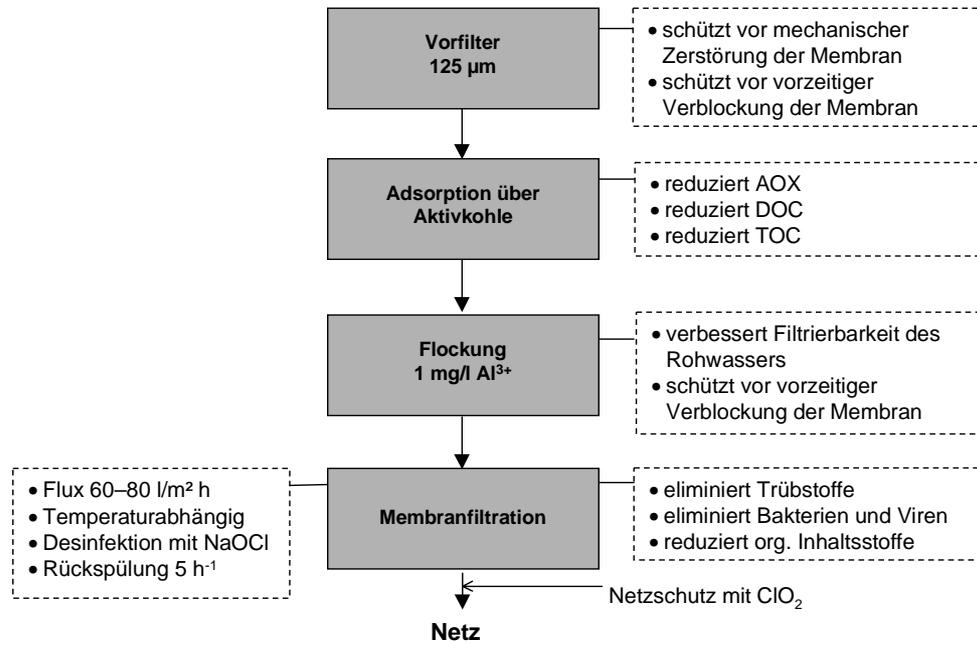


Abbildung 2.3: Verfahrensfestlegung der Ultrafiltration mit Rohrmodulen durch die Pilotversuche

Kapitel 3

Pilotversuche zur Ultrafiltration mit getauchten Membranen

3.1 Motivation und Ziele

Die Ultrafiltration gehört zu den Membranverfahren und ist wie die Mikrofiltration ein physikalisch arbeitendes Verfahren der Stofftrennung, bei dem das Rohwasser in gereinigtes Wasser (Filtrat oder Permeat) und eine aufkonzentrierte Phase (Konzentrat) getrennt wird. Die Triebkraft für die Trennoperation ist die transmembrane Druckdifferenz. Im Gegensatz zur konventionellen Filtrertechnik erlaubt die Ultrafiltration eine Trennung von Stoffen bis in den molekularen Bereich. Die Selektivität von Porenmembranen beruht auf einem Siebefekt, der in der Praxis von einer Deckschicht kontrolliert wird. Bei Ultrafiltrationsmembranen werden Feststoffe bis zu einem Durchmesser von $0,01\ \mu\text{m}$ zurückgehalten.¹

Da die Ultrafiltration mit getauchten Membranen eine vergleichbar junge Disziplin in der Wasserwirtschaft darstellt, gibt es in der Literatur noch keine verlässlichen Informationen über die Filtrationsleistung von getauchten Membranen bei der Aufbereitung von Oberflächenwasser.² Die Angaben des Herstellers, beispielsweise zum Flux, sind zu ungenau und müssen deshalb experimentell überprüft werden, vorzugsweise unter realitätsnahen Bedingungen.

Das Ziel beim Betrieb von Pilotanlagen im kleintechnischen Maßstab ist, den Planungsprozess von großtechnischen Anlagen zu unterstützen, indem die Anzahl der zu treffenden Annahmen reduziert wird.³ Da jedes Rohwasser seine Spezifika hat, sollen während der Pilotversuche die Aufbereitungsstufen betreffend Bemessung und Auswahl überprüft und die betrieblichen Parameter optimiert werden.

Im Rahmen der Arbeit wurden Untersuchungen mit einer getauchten Membran der Fa. Zenon Environmental Inc. in einer kleintechnischen Versuchsanlage durchgeführt. Die Versuche konnten wiederum am Standort Bannwil an der Aare in der Zeit von August bis Oktober 2001 durchgeführt werden.

Der wichtigste Parameter für die Auslegung einer Membrananlage ist der Flux. Dies ist

¹ Vgl. ATV (2001)

² Vgl. PANGLISCH und GIMBEL (2001)

³ Aus Wirtschaftlichkeitsgründen erfolgt eine Beschränkung auf die wichtigsten Parameter mit der größten Unsicherheit.

insbesondere für die ökonomische Betrachtung relevant, da die sich ergebende Membranfläche den wesentlichen Anteil der Investitionskosten ausmacht.⁴

Aus der Literatur sowie den vorangegangenen Versuchen ist weiterhin bekannt, dass die Zugabe von Flockungsmitteln einen positiven Effekt auf die Filtrationsleistung der Membran haben kann.⁵ Ein Ziel der Pilotversuche war es daher, die Wirkung der Zugabe von Flockungsmitteln auf den TMP experimentell zu überprüfen.

Gelöste chemische Verbindungen können mit der Ultrafiltration meist nicht entfernt werden. Die hier relevanten Stoffgruppen AOX und DOC werden deshalb an Aktivkohle adsorbiert und so zurückgehalten. Insbesondere bei nur zeitweiligem Auftreten der Verunreinigung kann der Einsatz von Pulveraktivkohle im Gegensatz zum Aktivkohlefilter von Vorteil sein.⁶ Im Rahmen der Pilotversuche sollte der Einfluss der Pulveraktivkohle auf den Transmembrandruck (TMP) bei unterschiedlichem Flux der getauchten Membran untersucht werden.

3.2 Versuchsaufbau

Zur Durchführung der Pilotversuche wurde eine Versuchsanlage aufgebaut, deren vereinfachtes Verfahrensfliessbild in Abbildung 3.1 dargestellt ist.

Durch eine Rohwasserpumpe P0 wurde Aarewasser über einen Kantenspaltfilter F0 in einen gerührten Vorlagebehälter B0 gefördert. Aus dem Vorlagebehälter wurde das Wasser in den Membranbehälter B1, in dem die Membran eingehängt ist, gefördert. In die Leitung konnte über die Dosierpumpen P4 und P5 Flockungsmittel und Pulveraktivkohle dosiert werden. Das filtrierte Wasser wurde mit der Permeatpumpe P3 aus der Membran über einen Schutzfilter F1 in den Reinwasserbehälter B6 gefördert. Die regelmäßigen Spülungen der Membran wurden durch die Reversierbarkeit der Permeatpumpe P3 realisiert. Im Spülmodus wurde Permeat aus dem Reinwasserbehälter B6 über den Filter F1, der die Membran vor Verunreinigungen aus dem Permeatbehälter schützt, mit der Möglichkeit der Zugabe von Reinigungschemikalien aus den Behältern B4 und B5 durch die Membran gefördert und so die Verunreinigungen auf der Membranoberfläche abgelöst.

Zur Verhinderung des Eintrags von Luft in die Hohlfasern der Membran befand sich am höchsten Punkt der Anlage eine Entlüftung E1.

Die aus dem Gebläse G1 eingetragene Luft hielt die Hohlfasern der Membran ständig in Bewegung und wirkte somit der Anlagerung von Partikeln auf der Membranoberfläche entgegen. Gleichzeitig wurde der Behälterinhalt durchmischt.

Der sich im Membranbehälter B1 aufkonzentrierende Schlamm wurde über die Schlammpumpe P6 diskontinuierlich abgezogen.

⁴ Vgl. Kapitel 6

⁵ Vgl. MINEGISHI et al. (2001), S. 54. „the pretreatment by the coagulation or coagulation/sedimentation process extends the life of the membrane, since they coagulated or removed the high molecular weight humic substances, which may be considered to be a primary foulant of the membrane“, vgl. auch Kapitel 2.3

⁶ Vor- und Nachteile des jeweiligen Verfahrens ausführlich in MUTSCHMANN und STIMMELMAYR (1999), S. 233 ff

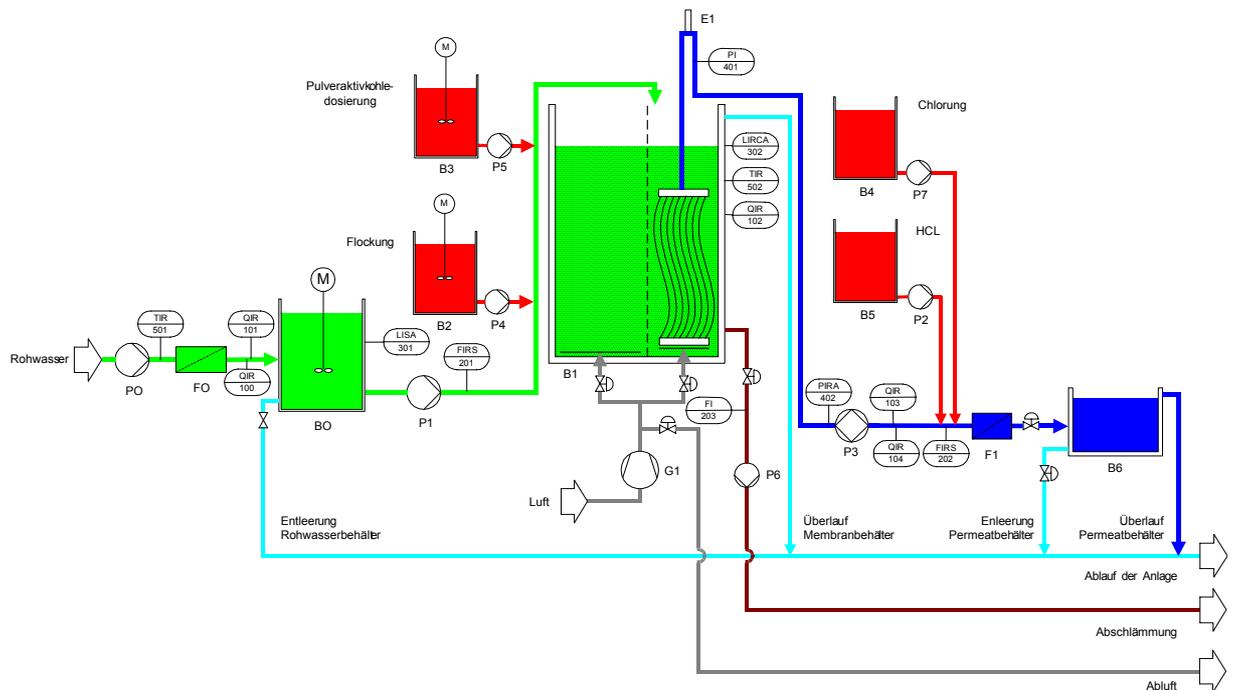


Abbildung 3.1: Verfahrensfließbild der Versuchsanlage mit getauchten Membranen

Eine Zusammenstellung der technischen Daten des verwendeten Ultrafiltrationsmoduls befindet sich in Tabelle C.1 in Anhang C. Abbildung 3.2 zeigt das verwendete Membranmodul beim Einbau und im Membranbehälter B1.

Die Anlage war mit umfangreicher Online-Mess- und Regeltechnik ausgerüstet. Die erfassten Messgrößen sind in Tabelle 3.1 zusammengestellt. Zusätzlich wurden mit automatischer



(a)



(b)

Abbildung 3.2: Ansicht der Pilotanlage: (a) Einbau der Membran (b) Detailansicht der eingehängten Membran

Tabelle 3.1: Messgrößen des Versuchsprogramms

Parameter	Einheit	Erfassung	Messungen	Messort
Durchfluss	m ³ /h	online	15 min	FIRS 201/Feed
		online	5 s	FIRS 202/Filtratstrom
Druck	mbar	online	5 s	PIRA 402/Permeatpumpe
		Ablesung	unregelmäßig	PI 401/höchster Punkt
Füllstand	cm	online	5 s	LIRCA 302/Membranbehälter
Temperatur	°C	online	15 min	TIR 501/Rohwasser
		online	5 s	TIR 502/Membranbehälter
pH	—	online	5 s	QIR 102/Membranbehälter
Leitfähigkeit	µS/cm	online	5 s	QIR 103/Permeatleitung
Trübung	TE/F	online	5 s	QIR 104/Permeatleitung
		online	15 min	QIR 100/Rohwasser
Sauerstoff	mg/l	online	15 min	QIR 101/Rohwasser
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	mg/l	Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Vorlagebehälter
		Labor/vor Ort	täglich/Stichprobe	Membranbehälter
		Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Permeatbehälter
TOC	ppm	Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Vorlagebehälter
		Labor	Stichprobe	Membranbehälter
		Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Permeatbehälter
DOC	ppm	Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Vorlagebehälter
		Labor	Stichprobe	Membranbehälter
		Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Permeatbehälter
SAK ₂₅₄	m ⁻¹	Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Vorlagebehälter
		Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Permeatbehälter
KMnO ₄ -Verbrauch	mg/l	Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Vorlagebehälter
		Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Permeatbehälter
GV der AFS	%	Labor	Stichproben	Membranbehälter
freies Chlor	mg/l	Labor	Wochenmischprobe	Ablauf Permeatbehälter
Partikelanzahl	—	Schreiber	unregelmäßig	Permeatleitung

Probenahme Mischproben genommen und im Labor oder vor Ort analysiert. Die erfassten Parameter sind ebenfalls in Tabelle 3.1 dargestellt.

3.3 Versuchsdurchführung

Im Rahmen der Untersuchungen wurden folgende Parameter variiert:

- Durchfluss
- Zugabe von verschiedenen Hilfsstoffen:
 - Flockungsmittel
 - Pulveraktivkohle
- Zugabe von Reinigungschemikalien

Das Versuchsprogramm der fast drei Monate dauernden Versuche ist in Abbildung 3.3 grafisch dargestellt. Die Anfahrphase der Pilotanlage ab dem 8. August 2001 gestaltete sich zunächst schwierig. Die vom Hersteller⁷ vorgegebenen Betriebsparameter hinsichtlich Flux

⁷ Zenon Environmental Inc., Hilden

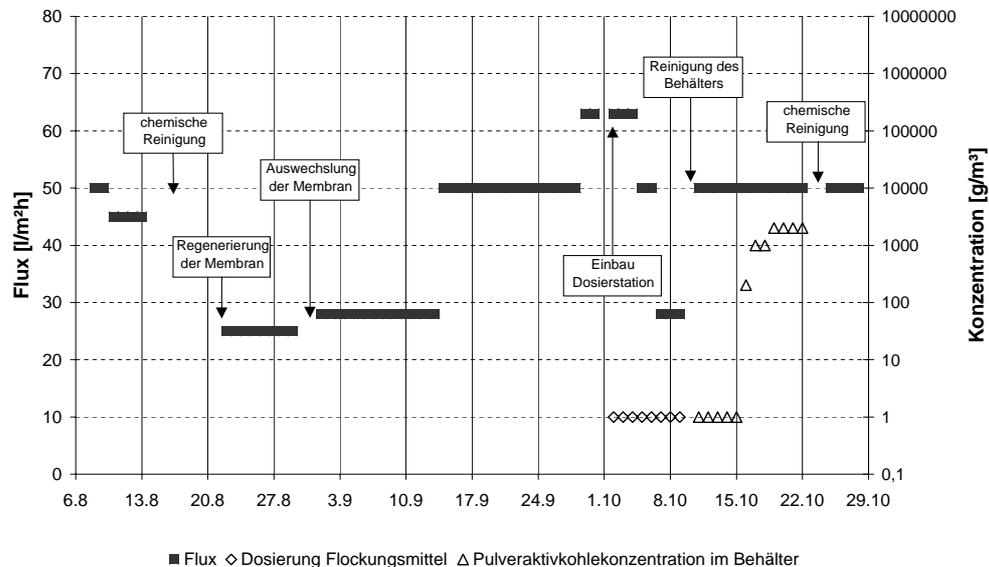


Abbildung 3.3: Versuchsprogramm der Pilotversuche mit getauchten Membranen

und TMP konnten trotz einer Verringerung des Fluxes von $50 l/(m^2 \cdot h)$ auf ca. $45 l/(m^2 \cdot h)$ nicht erreicht werden. Die Membran musste daraufhin wegen Austrocknung aufgrund von unsachgemäßer Lagerung oder Transport ausgewechselt werden.

Die verbleibende Zeit bis zur Lieferung der neuen Membran wurde für Hydrophilierungsversuche genutzt, um zu testen, inwieweit die aufgetretenen Schäden rückgängig gemacht werden können.

Ab September konnten die eigentlichen Untersuchungen zur Bestimmung des TMP in Abhängigkeit vom Flux bei der Filtration von Aarewasser ohne Zugabe von Hilfsstoffen erfolgen. Dazu wurden für den Flux die drei Versuchspunkte $28 l/(m^2 \cdot h)$, $50 l/(m^2 \cdot h)$ und $63 l/(m^2 \cdot h)$ ausgewählt.

In der ersten Oktoberwoche wurde die Wirkung der Zugabe von Flockungsmittel auf die Membranleistung für die oben genannten Versuchspunkte ermittelt.⁸

Nach der Reinigung der Anlage von Aluminiumrückständen wurde in der Zeit vom 11. 10. 2001–22. 10. 2001 bei einem konstanten Flux von $50 l/(m^2 \cdot h)$ Pulveraktivkohle zugegeben. Die Untersuchung erfolgte als Batchversuch, d. h. jeweils zu Beginn eines Versuches wurde die gesamte Menge an Aktivkohle in den Membranbehälter B1 gegeben, so dass sich bezogen auf das Behältervolumen die Konzentrationen $1 g/m^3$, $200 g/m^3$, $1000 g/m^3$ und $2000 g/m^3$ einstellten.

Am Ende der Versuche wurde die Membran einer chemischen Reinigung unterzogen und nochmals kurzzeitig bei einem Flux von $50 l/(m^2 \cdot h)$ ohne Zusatz von Hilfsstoffen betrieben, um die Wirkung der Reinigung zu überprüfen.

⁸ Dosierung von PAC als $1 g/m^3 Al^{3+}$

3.4 Ergebnisse

Aus der vollautomatischen Steuerung der Pilotanlage und der speziellen Betriebsweise der getauchten Membran ergab sich eine große Datenfülle. An jedem Versuchstag fielen ca. 17.000 Messwerte pro Parameter an. Für die detaillierte Auswertung der Messergebnisse wurde daher ein automatisiertes Auswertungsverfahren mit Hilfe von MS-EXCEL-Makros erarbeitet.

3.4.1 Flux und TMP ohne Zusatz von Hilfsstoffen

In Abbildung 3.4 sind die Ergebnisse der ersten Versuchsphase im September nach Auswechslung der Membran zusammengefasst. Die obere Kurve zeigt den Verlauf der Temperatur im Membranbehälter. Diese fällt im September von ca. 22 °C auf ca. 17 °C. Der Einfluss der Temperatur konnte wegen der Überlagerung mit den verschiedenen Einflussfaktoren⁹ nicht explizit bestimmt werden. Der TMP ist in mbar in der oberen fett gedruckten Kurve abgebildet. Er ist abhängig vom eingestellten Durchfluss in m³/h, dargestellt in der untersten Kurve der Abbildung. Die vierte Kurve zeigt die Leitfähigkeit in µS/cm. Die Spitzen resultieren aus der täglichen Desinfektion der Membran mit Natriumhypochlorit.

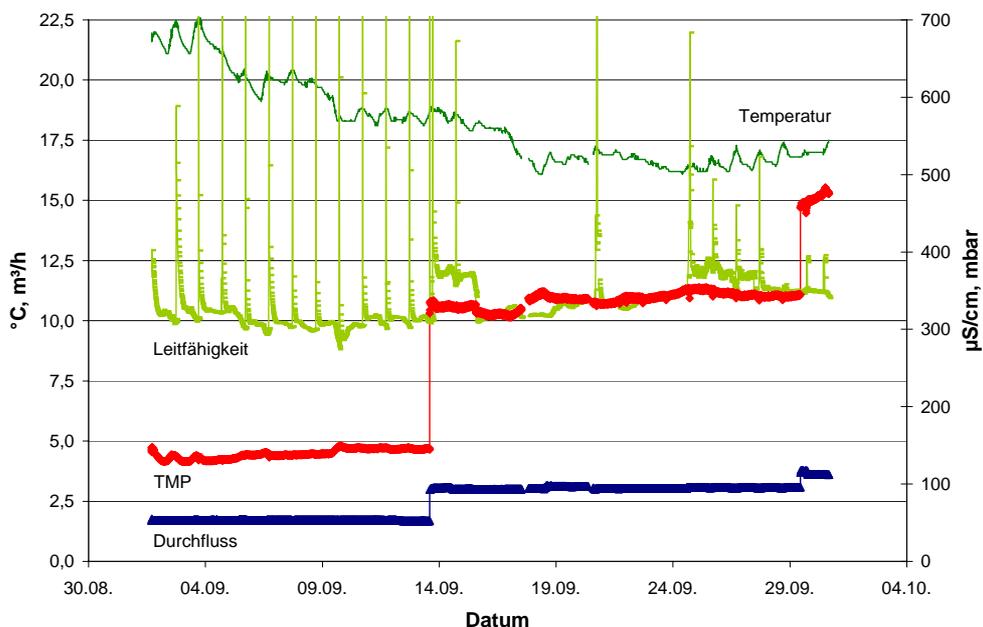


Abbildung 3.4: Versuchsergebnisse der getauchten Membran, ohne Zusatz von Chemikalien

Mit diesem Versuch konnte gezeigt werden, dass die Membran stabil bei einem Flux von 281/(m²·h), dies entsprach einem Durchsatz von 1,7 m³/h, betrieben werden konnte. Der TMP erreicht in den ersten beiden Septemberwochen Werte zwischen 130 und 150 mbar. Die Erhöhung des Durchsatzes auf 3 m³/h, d.h. 501/(m²·h), bewirkte eine Erhöhung des TMP auf ca. 330 mbar, der während der 16tägigen Versuchsdauer auf 345 mbar anstieg. Bei

⁹ Hierzu zählen neben der Temperatur die tägliche Chlorung sowie die schwankende Qualität des Rohwassers unter realen Bedingungen, u. a. gemessen als Trübung.

einer weiteren Erhöhung des Durchsatzes auf $3,6 \text{ m}^3/\text{h}$, d. h. $63 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, konnte die Membran nicht mehr stabil betrieben werden. Der TMP stieg innerhalb eines Tages von 460 auf 480 mbar und befand sich damit nicht nur deutlich über dem vom Hersteller empfohlenen Betriebsbereich von 100 bis 450 mbar, sondern hätte chemische Reinigungen der Membran in sehr kurzen Abständen zur Folge.

In Abbildung 3.5 sind die Ergebnisse aus Abbildung 3.4 zusammenfassend als TMP in Abhängigkeit vom Flux dargestellt. Der Flux ergibt sich als Division des Durchsatzes durch die Membranfläche. Jeder der drei Punkte repräsentiert eine Versuchsphase aus Abbildung 3.4, indem der Durchschnitt über alle Messwerte gebildet wurde. Der Fehlerbalken zeigt eine Abweichung von 10% vom Mittelwert und schließt die Minima und Maxima der Messwerte ein. Damit ist jeder der drei Punkte statistisch sehr gut abgesichert.

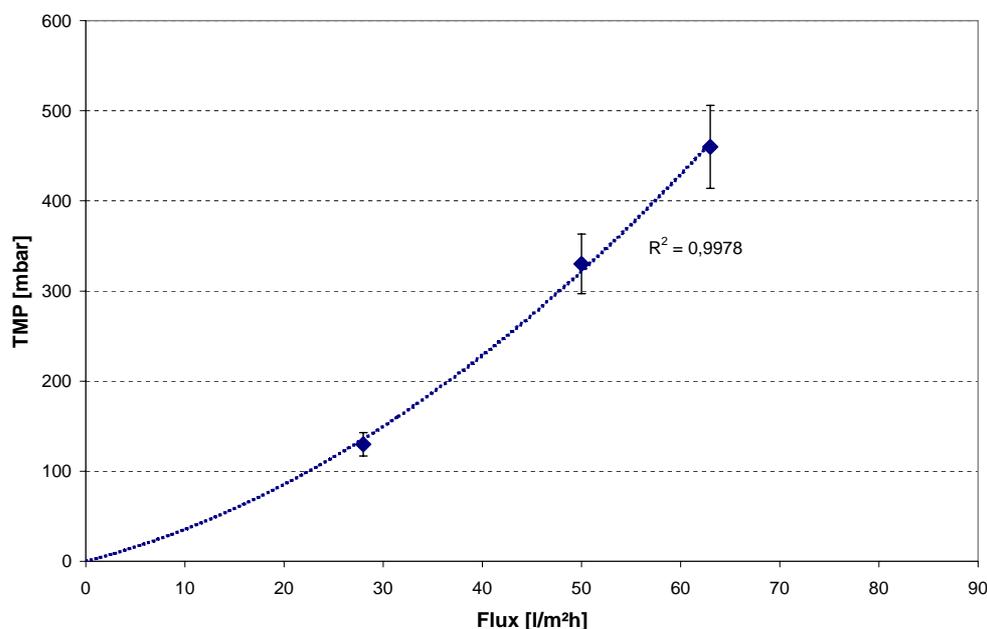


Abbildung 3.5: TMP in Abhängigkeit vom Flux für die getauchte Membran

Die abgeleitete Trendlinie zeigt eine gute Übereinstimmung mit den Versuchspunkten¹⁰ und folgt einer quadratischen Funktion. Um diese empirische Gesetzmäßigkeit verallgemeinern zu können, müssten noch mehr Punkte experimentell ermittelt werden. Bemerkenswert ist, dass die Pilotversuche mit Rohrmodulen ebenfalls einen quadratischen Zusammenhang zeigen, wie aus Abbildung B.1 in Anhang B ersichtlich.

3.4.2 Flockungsversuche

Die Dosierung von $1 \text{ g Al}^{3+}/\text{m}^3$ Rohwasser bewirkte eine Verbesserung der Filtrierbarkeit des aufzubereitenden Wassers, wie aus Abbildung 3.6 ersichtlich.¹¹ Bei konstanten Betriebsbedingungen mit einem Durchsatz von $3,6 \text{ m}^3/\text{h}$ (unterste Kurve), ohne zusätzliche Chlorung (zweite Kurve) und bei annähernd konstanter Temperatur (dritte Kurve), fiel der

¹⁰ ausgedrückt mit dem Bestimmtheitsmaß R^2 von 0,9978

¹¹ Flockungsmittel: Polyaluminiumchlorosulfat

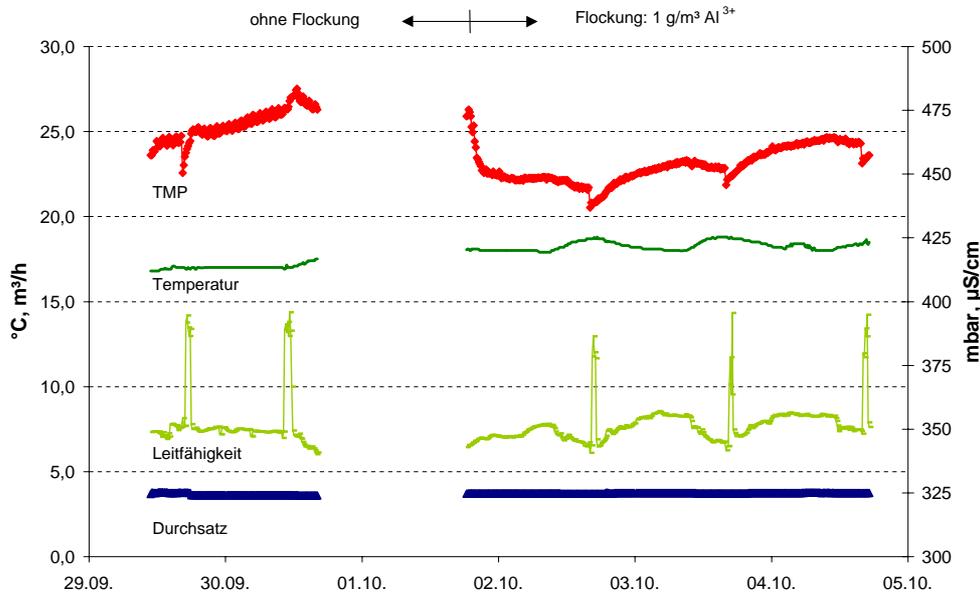


Abbildung 3.6: Darstellung des Flockungsversuchs bei $63 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ vor und nach Zugabe von Flockungsmittel

TMP innerhalb von ca. 3,5 h um 25 mbar von 475 mbar auf 450 mbar. Bis zum Beginn der täglichen Chlorung fiel der Wert des TMP weiter bis auf 445 mbar. In den folgenden zwei Tagen stieg der TMP wieder auf ca. 465 mbar an.

Damit konnte gezeigt werden, dass der TMP durch die Zugabe von Flockungsmittel sowohl absolut geringer wurde, als auch die Verblockung der Membran¹² langsamer von staten ging. Der Einfluss der Flockung auf die Filtrationsleistung der Membran war jedoch gering, so dass sich der Einsatz von Flockungsmittel in der Praxis in diesem Fall als unwirtschaftlich erweisen kann.¹³

3.4.3 TMP und Pulveraktivkohle

Wie in Kapitel 3.3 erläutert, wurde in einem Batchversuch der Einfluss der Dosierung von Pulveraktivkohle (PAK) auf den Flux untersucht. Aus Abbildung 3.7 ist ersichtlich, dass die Zugabe von 1 g PAK pro m^3 Behältervolumen keine Auswirkungen auf den TMP hat. Unter konstanten Betriebsbedingungen bezüglich Durchsatz (untere Kurve), Leitfähigkeit (zweite Kurve) und Temperatur (obere Kurve) folgte der TMP dem bekannten Muster vom 11. bis 15. Oktober. Das ist darauf zurückzuführen, dass die Zugabe an PAK im Vergleich zum Feststoffgehalt des Rohwassers im Behälter von $200 \text{ g}/\text{m}^3$ sehr gering war.

Die Erhöhung der Aktivkohlekonzentration auf $200 \text{ g}/\text{m}^3$ am 15. Oktober¹⁴ erhöhte den TMP sofort um 40 mbar. Danach fiel der TMP wieder und erreichte ein um 10 mbar niedrigeres Niveau. Der Anstieg des Drucks war auf den Anstieg des PAK-Gehaltes im Behälter

¹² ausgedrückt als Anstieg des TMP über die Zeit

¹³ Der Einsatz von Flockungsmittel kann erwogen werden, wenn positive Langzeiteffekte in weiteren Versuchen nachgewiesen werden können.

¹⁴ Dies entspricht einer Zugabe von ca. 2 kg Pulveraktivkohle.

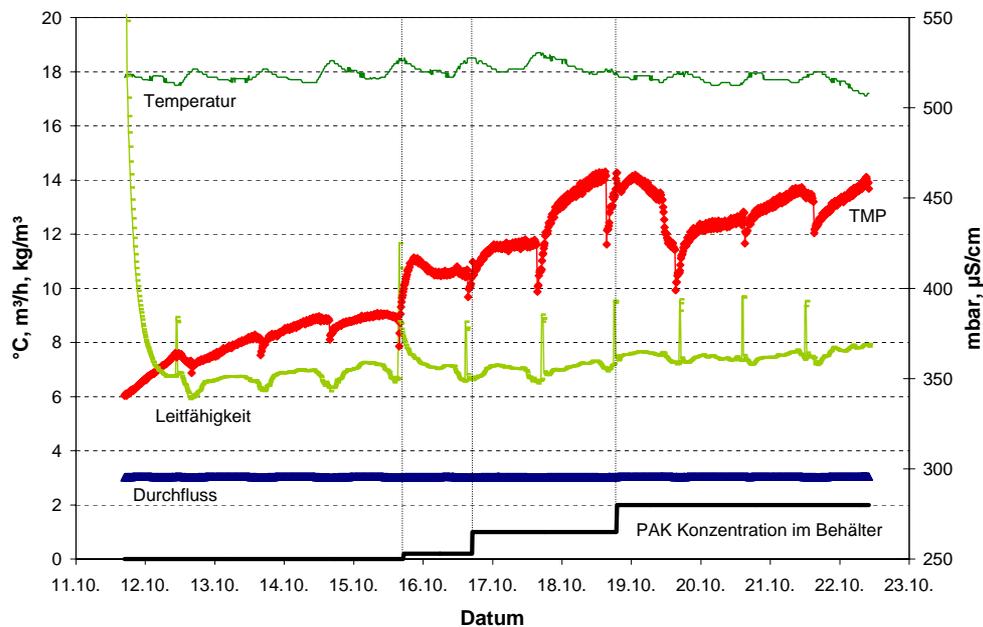


Abbildung 3.7: Entwicklung des TMP nach Zugabe von Pulveraktivkohle

zurückzuführen. Nach dem Einmischen der Kohle und einer gewissen Reaktionszeit sank der TMP wieder, da sich ein Teil der Feststoffe am Boden des Behälters absetzte. Die Durchmischung des Behälters wurde durch eine grobblasige Belüftung sowohl am Boden des Membranmoduls als auch im übrigen Teil des Membranbehälters gesichert. Bei dieser eigentlich sehr effektiven Art der Durchmischung konnten sich dennoch Feststoffe am Boden absetzen, da zwischen Behälterboden und Belüftung aus bautechnischen Gründen ein Abstand von ca. 10 cm vorhanden war. In Abbildung C.1 in Anhang C ist der Verlauf des Feststoffgehalts im unteren Drittel des Membranbehälters dargestellt. Die Probenahme erfolgte durch einen Ablauf ca. 30 cm über dem Behälterboden. Da nach dem Masseerhaltungsgesetz keine Verluste auftreten können, lässt sich der Kurvenverlauf nur durch einen Verteilungsgradienten der Feststoffe erklären.

Die Zugabe von weiteren 8 kg am 16. Oktober und 10 kg Pulveraktivkohle am 18. Oktober bewirkte eine Erhöhung des Feststoffgehalts auf 1 kg/m^3 bzw. 2 kg/m^3 bezogen auf das Behältervolumen. Auch hier kann der günstige Verlauf des TMP nach der Aktivkohlezugabe durch den Verteilungsgradienten der Feststoffe erklärt werden. Die tägliche plötzliche Verbesserung des TMP um ca. 25 mbar kann auf den Prozess der täglichen Chlorung zurückgeführt werden. Hierzu wurde die benötigte Menge an Hypochlorit während einer verlängerten, intensiven Spülung der Membran zugegeben. Da im Spülmodus der Wasserstrom aus den Hohlfasern heraus in den Membranbehälter erfolgte, wurden die Membranporen gereinigt, die gebildete Deckschicht abgelöst und sauberes Wasser in die Umgebung der Membran gebracht. Dies bewirkte die kurzzeitige Reduzierung des TMP, denn schon wenig später war das Spülwasser im Behälter durchgemischt und eine neue Deckschicht bildete sich aus.¹⁵

¹⁵ Bei hohem Feststoffgehalt konnte sehr gut das Verhalten der Membran als typische Dead-end-Filtration beobachtet werden.

Im Gegensatz zur Ultrafiltration mit Rohrmodulen, die ohne Flockungsmittel keinen stabilen Betrieb erreichte,¹⁶ können getauchte Membranen auch bei hohen Feststofffrachten im Rohwasser zuverlässig filtrieren. Im Vergleich zur Abwassertechnik, wo Feststoffgehalte bis 15 kg/m^3 möglich sind, ist der Feststoffgehalt bei der Aufbereitung von Aarewasser jedoch gering. Dies ist auf den Feinanteil der zu filtrierenden Partikel der Aare sowie die Körnung der PAK zurückzuführen.¹⁷

3.4.4 Chemische Reinigung

Eines der größten Probleme beim Betrieb von Membranen ist die Kontrolle des Foulings.¹⁸ In bestimmten zeitlichen Abständen musste die Membran daher einer chemischen Reinigung unterzogen werden. Dazu wurden nach Erreichen des vom Hersteller empfohlenen max. Transmembrandrucks von 450 mbar zunächst der Aktivkohleschlamm aus der Anlage beseitigt und die Membran mit Klarwasser gereinigt. Danach wurde im Spülmodus Salzsäure in die Membran gefördert, die 30 Minuten lang bei einem pH-Wert von 2 im Membranbehälter verweilt. Für einen guten Kontakt der Reinigungschemikalien mit den Poren der Membran und damit eine hohe Effektivität der Reinigung wurde die anschließende Zugabe von Hypochlorit wieder im Spülmodus realisiert. Während zwei Stunden wurde die Membran mit 200 ppm NaOCl desinfiziert.

Der Erfolg der chemischen Reinigung kann mit einem Permeabilitätstest gemessen werden. Dazu wurde die Membran mit Klarwasser beaufschlagt und der Flux in Abhängigkeit vom TMP festgehalten. Die Ergebnisse sind in Abbildung 3.8 dargestellt. Je höher der TMP

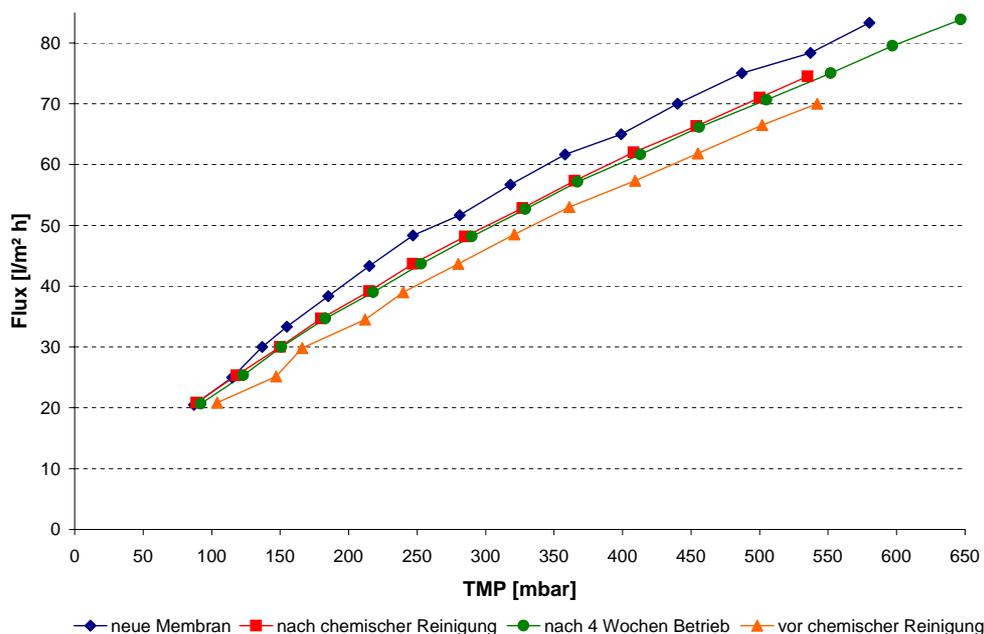


Abbildung 3.8: Permeabilitätstest der neuen Membran, dargestellt als Flux in Abhängigkeit vom TMP

¹⁶ Vgl. Kapitel 2.3

¹⁷ Vgl. RIPPERGER und ALTMANN (2000), S. B-26 f

¹⁸ Vgl. Fouling oder auch Biofouling bei (LEE et al., 2001), MINEGISHI et al. (2001), TANSEL et al. (2000), CHO et al. (2000)

desto höher der Flux, d. h. der Durchsatz durch die Membran. Die Leistung der Membran ist umso besser je steiler die resultierende Kurve ist. Es kann also festgehalten werden, dass die Leistung der neuen Membran zu Versuchsbeginn am besten war. Die Messungen nach 4 Wochen Betrieb der Anlage und vor der chemischen Reinigung zeigten die Abnahme der Durchlässigkeit der Membran. Die chemische Reinigung hatte die Leistung der Membran wieder deutlich steigern können. Dass sie nicht das gleiche Niveau wie im Neuzustand erreichte, kann an unzureichender Effektivität der in-situ Reinigung durch zu hohe Verdünnung der Reinigungschemikalien oder zu den kurzen Verweilzeiten liegen.¹⁹

3.4.5 Membranregenerierung

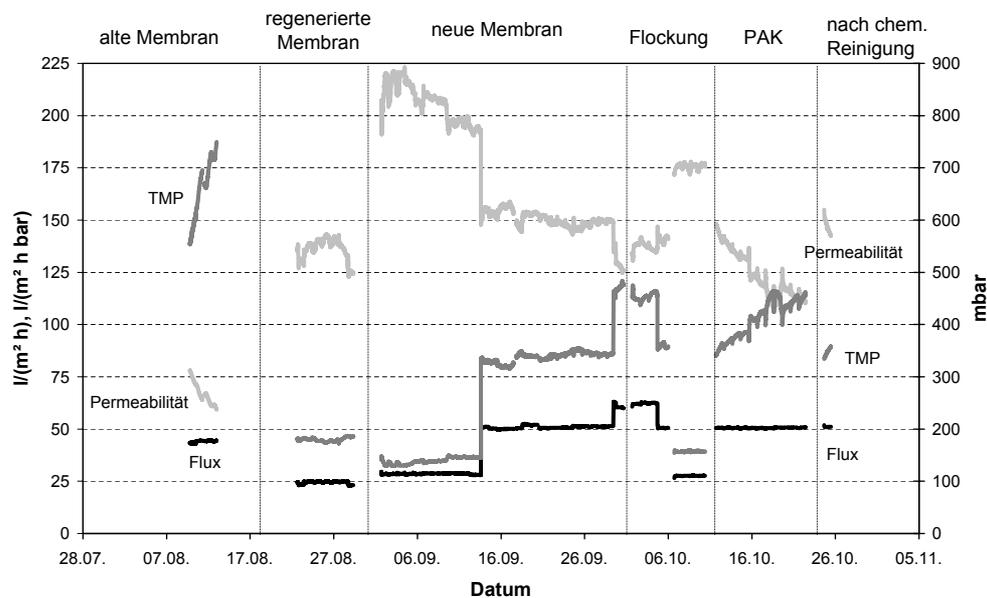


Abbildung 3.9: Ergebnisse der Membranregenerierung

Wie in Kapitel 3.3 bereits angedeutet, gab es Probleme bei der Inbetriebnahme der Pilotanlage mit der getauchten Membran. Die Ergebnisse der Anfahrphase sind in Abbildung 3.9 dargestellt. Die untere Kurve zeigt den eingestellten Flux, die nächste Kurve zeigt den resultierenden TMP und in der oberen Kurve ist die Permeabilität aufgetragen. In der ersten Phase bis Mitte August sind die beiden letztgenannten Kurven vertauscht. Die gelieferte Membran zeigte schon bei einem Flux von $45 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ eine Überschreitung des vom Hersteller empfohlenen Betriebsbereich von max. 550 mbar. Da der TMP innerhalb der nächsten drei Tage um 200 mbar stieg, konnte kein stabiler Betrieb erreicht werden. Eine intensive chemische Reinigung und anschließende Hydrophilierung der Membran mit Alkohol hatte die Leistung der Membran von anfänglich maximal $75 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ auf maximal $145 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ deutlich ansteigen lassen. Es konnte also davon ausgegangen werden, dass Verblockungen der Poren in der Membran mit Luft, fehlende Benetzung u. ä. durch eine Membranregenerierung zumindest teilweise rückgängig gemacht werden können. Die neue Membran wies mit einer

¹⁹ Dieser Effekt wurde auch von LIPP (2001) beobachtet.

Permeabilität von maximal $2201/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ im Betrieb darauf hin, dass bei Austrocknung der Membran irreversible Leistungseinbußen hingenommen werden müssen.

3.4.6 Permeatbeschaffenheit

Die Qualität des Permeats wurde mit Hilfe einer Online-Trübungsmessung²⁰ ständig überwacht. Unabhängig vom Zulauf und dem Feststoffgehalt im Membranbehälter war die Trübung im Ablauf in der Regel weit unter $0,05 TE/F$. In Abbildung C.3 in Anhang C ist in der unteren Kurve über 2 Wochen der konstant tiefe Verlauf der Trübung dargestellt.

Zur Überwachung der Integrität einer Membrananlage stehen verschiedene Methoden zur Verfügung. Neben der Trübungsmessung als indirekte Methode wird die Partikelzählung als Überwachungsinstrument vorgeschlagen. Obwohl die Porengröße der Ultrafiltrationsmembran mit $0,04 \mu m$ deutlich kleiner ist als die zur Zeit zur Verfügung stehenden Messbereiche der Partikelzählgeräte von unter $0,1 \mu m$, können diese durchaus als Überwachungsinstrument eingesetzt werden.²¹ Dabei ist jedoch der Empfindlichkeit der Messgeräte Rechnung zu tragen. Um die Qualität des Permeats der Membran zu kontrollieren, muss die Verrohrung von der Membran bis zum Messgerät absolut partikelfrei sein, sowie eine Kontamination mit Partikeln aus anderen Quellen ausgeschlossen werden. Bei den durchgeführten Analysen²² konnte eine Kontamination insbesondere wegen der kurzen Versuchsdauer, der Häufigkeit der Spülungen sowie der Desinfektion nicht ausgeschlossen werden. Die gemessenen Partikelzahlen haben deshalb zu keinem aussagekräftiges Ergebnis geführt.

Des Weiteren wurde die sehr hohe Qualität des Permeats durch die Ergebnisse der Laboruntersuchungen bestätigt. Die Proben wurden durch einen automatischen Probenehmer als Mischprobe bzw. im Behälter als Stichprobe genommen. Tabelle 3.2 zeigt, dass die Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS)²³ unabhängig von den Verhältnissen im Behälter und im Zulauf, im Ablauf fast ausschließlich unter der Bestimmungsgrenze lag.

Abbildung 3.10 zeigt die organischen Wasserinhaltsstoffe als gesamten organischen Kohlenstoff (TOC) und gelösten organischen Kohlenstoff (DOC) im Zulauf und im Ablauf der Pilotanlage. Da die Membran alle Feststoffe zurückhielt, lagen die organischen Wasserinhaltsstoffe im Permeat praktisch nur in gelöster Form vor. Die Messungen zeigten, dass eine deutliche Reduzierung der Organika erst nach dem 16. 10. durch den Einsatz von Pulveraktivkohle zu verzeichnen war.²⁴ Die erhöhte Ablaufkonzentration des DOC zu Beginn der Untersuchung macht deutlich, dass für die Beurteilung der Eliminationsleistung der

²⁰ Messgerät: Dr. Lange Prozess-Photometer Ultraturb®. Die Trübung wurde mit dem nephelometrischen Streulichtverfahren gemessen, bei dem das vom Trübungsteilchen seitlich gestreute Licht unter einem Winkel von 90° gemessen wird. Dieses Verfahren ermöglicht eine Aussage über den Gehalt feinsten Partikel im Wasser.

²¹ Vgl. PANGLISCH et al. (1998), S. 15

²² Herzlichen Dank an die Gesellschaft für Wissenstransfer, Dresden für die Unterstützung der Versuche durch Ausleihe eines Partikelmessgeräts HIRAC/ROYCO Modell 8000 A, 8 frei einstellbare Kanäle, Detektionsbereich $0,2-5 \mu m$.

²³ Die Bestimmung der abfiltrierbaren Stoffe im Zulauf und Ablauf erfolgte durch Filtration mit Celluloseacetatfilter, Porengröße $0,45 \mu m$ und anschließender Trocknung sowie Einwaage. Für die Bestimmung der AFS im Behälter wurden Papierfilter GF 6 verwendet.

²⁴ Als physikalisches Trennverfahren halten Ultrafiltrationsmembranen grundsätzlich nur Stoffe, die grö-

Tabelle 3.2: Ergebnisse der Laboruntersuchung der Mischproben auf Feststoffe

Probenahme	Zulaufkonzentration		Behälterkonzentration	Ablaufkonzentration	
	Trübung TE/F	AFS mg/l	AFS mg/l	Trübung TE/F	AFS mg/l
03.-06.09.01	42,10	71		0,14	< 0,1
07.-12.09.01	32,40	56		0,17	0,4
13.-17.09.01	7,64	12,6		0,15	0,2
17.-20.09.01	9,14	13	95,7	0,16	< 0,1
20.-25.09.01	9,56	13	110	0,18	< 0,2
04.-06.10.01	4,00	9	584	0,16	0,2
06.-09.10.01	3,49	4	478	0,22	< 0,1
11.-15.10.01	1,11	1	400	0,16	< 0,2
16.-18.10.01	1,36	1	1600	0,14	< 0,2
18.-22.10.01	2,01	3	2100	0,16	< 0,2

Membran die Verhältnisse im Behälter entscheidend sind. Am 25. September wurde im Membranbehälter eine Konzentration von 6,5 ppm TOC und 4,0 ppm DOC festgestellt. Eine zweite Messung am 15. Oktober ergab 10,5 ppm TOC und 5,3 ppm DOC. Die Elimination des DOC in der Größenordnung von 50% kann wegen der geringen statistischen Absicherung der Messungen aber nicht verallgemeinert werden.

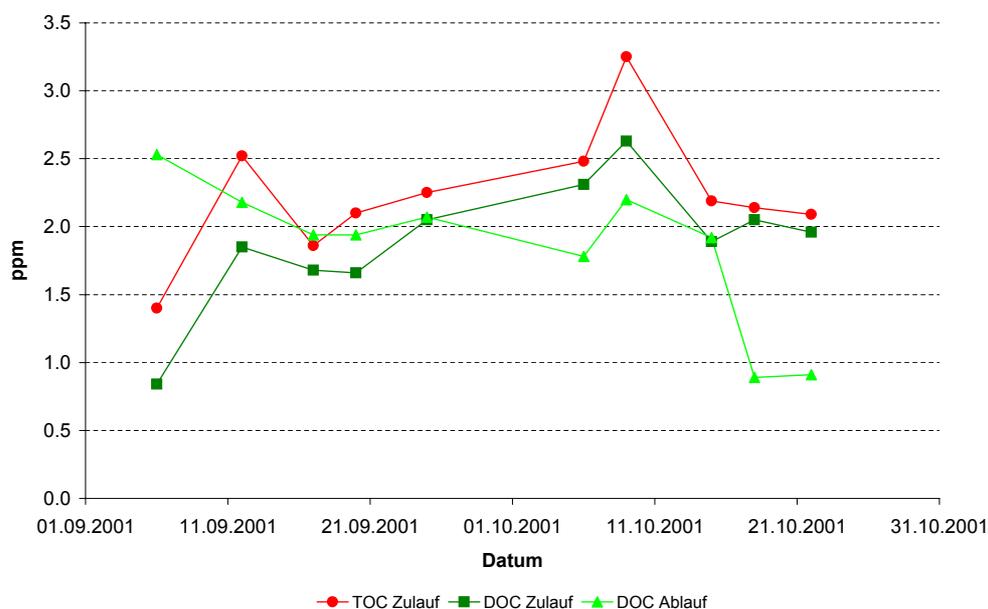


Abbildung 3.10: Ergebnisse der Laboruntersuchung der organischen Wasserinhaltsstoffe

ßer als die Poren von 0,035 µm sind, zurück. Durch Adsorptionsprozesse und chemische Reaktionen können auch gelöste Stoffe in geringem Maße zurückgehalten werden.

3.5 Schlussfolgerungen für die Verfahrensgestaltung

Die Pilotversuche mit getauchten Membranen haben gezeigt, dass Aarewasser mit der in Abbildung 3.11 dargestellten Verfahrenskette aufbereitet werden kann. Das erzeugte Permeat wies trotz starker Schwankungen im Rohwasser eine gleich bleibend sehr gute Qualität auf. Anthropogene Verunreinigungen wie AOX konnten durch die Zugabe von Pulveraktivkohle entfernt werden, ohne dass Einbußen der Filtrationsleistung der Membran in Kauf genommen werden müssen.

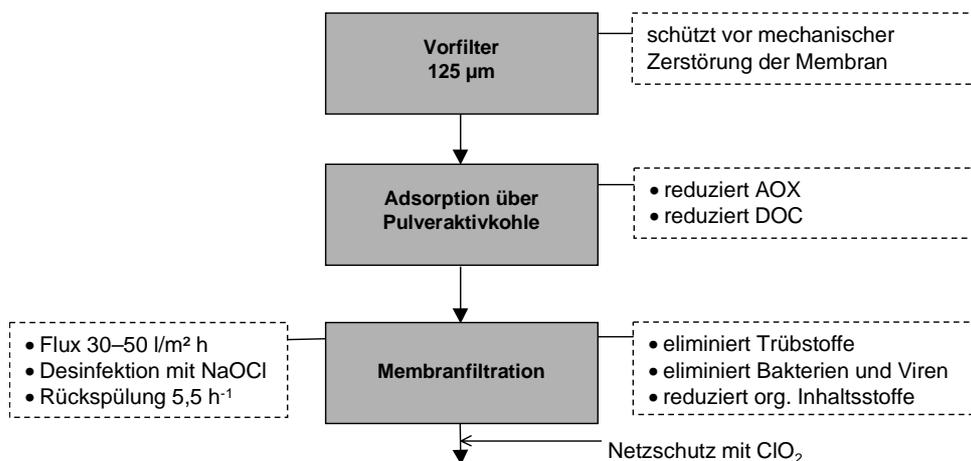


Abbildung 3.11: Verfahrensfestlegung der Ultrafiltration mit getauchten Membranen durch Pilotversuche

Kapitel 4

Auslegung der gedachten Großanlagen

Die in Kapitel 2.2, 2.3 und 3 vorgestellten Pilotversuche bildeten die Grundlage für die im folgenden entworfenen Großanlagen. Der Detaillierungsgrad liegt dabei im Bereich einer Vorplanung und ist so gewählt, dass die wesentlichen Auslegungsparameter enthalten sind.

4.1 Konventionelles Verfahren

In Abbildung 4.1 wurde eine schematische Verfahrensdarstellung entwickelt, die das entworfene Wasserwerk mit konventioneller Aufbereitungstechnologie mit einer Nennleistung von $20.000 \text{ m}^3/\text{d}$ und einer Verfügbarkeit von 80% darstellt.

Die Rohwasserfassung erfolgt aus der Aare durch einen Feinrechen mit drei Pumpen à $350 \text{ m}^3/\text{h}$. Die Aufbereitung im Wasserwerk beginnt, wie in den Pilotversuchen als vorteilhaft ermittelt,¹ mit einer Vorozonung. Die anschließende Dosierung von Polyaluminiumchlorid (PAC) wird mit einem Inlinemischer realisiert.

Danach wird das Wasser auf acht Mehrschichtfilter verteilt, die mit einer Filtergeschwindigkeit von $9 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ betrieben werden. Die geschlossenen Filterbehälter sind in Stahl mit zwei Schichten der Filtermedien Anthrazit und Sand ausgeführt. Die Filterfläche eines Filters wurde mit $13,8 \text{ m}^2$ gewählt.

Als nächstes folgt die Ozonung. Dazu passiert das Wasser einen Behälter mit Einbauten um Rückvermischungen zu vermeiden und eine Kontaktzeit mit Ozon von mindestens 15 Minuten zu ermöglichen. Die Ozonanlage kann max. $6,5 \text{ kg/h}$ Ozon aus Sauerstoff erzeugen und wird mit Eintragssystem und Restozonvernichtung sowie Messtechnik als „Paket“ betrachtet.² Das Zwischenpumpwerk ist ebenfalls mit drei Pumpen à $350 \text{ m}^3/\text{h}$ ausgelegt und fördert das Wasser auf die Aktivkohlefilter. Diese sind ebenfalls als geschlossene Stahlbehälter mit Korrosionsschutz und einer Filterfläche von $13,8 \text{ m}^2$ ausgelegt und werden bei einer Filtergeschwindigkeit von $10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ betrieben.

Der sich anschließende Zwischenbehälter dient als Speicher für das Filterspülwasser der Aktivkohlefilter sowie der Mehrschichtfilter, die einzeln nacheinander in Abhängigkeit von der Filtrattrübung und dem Druckverlust im Filterbett gespült werden. Die beiden Spülpum-

¹ Vgl. Kapitel 2.2 auf Seite 5

² z. B. WEDECO Umwelttechnologie

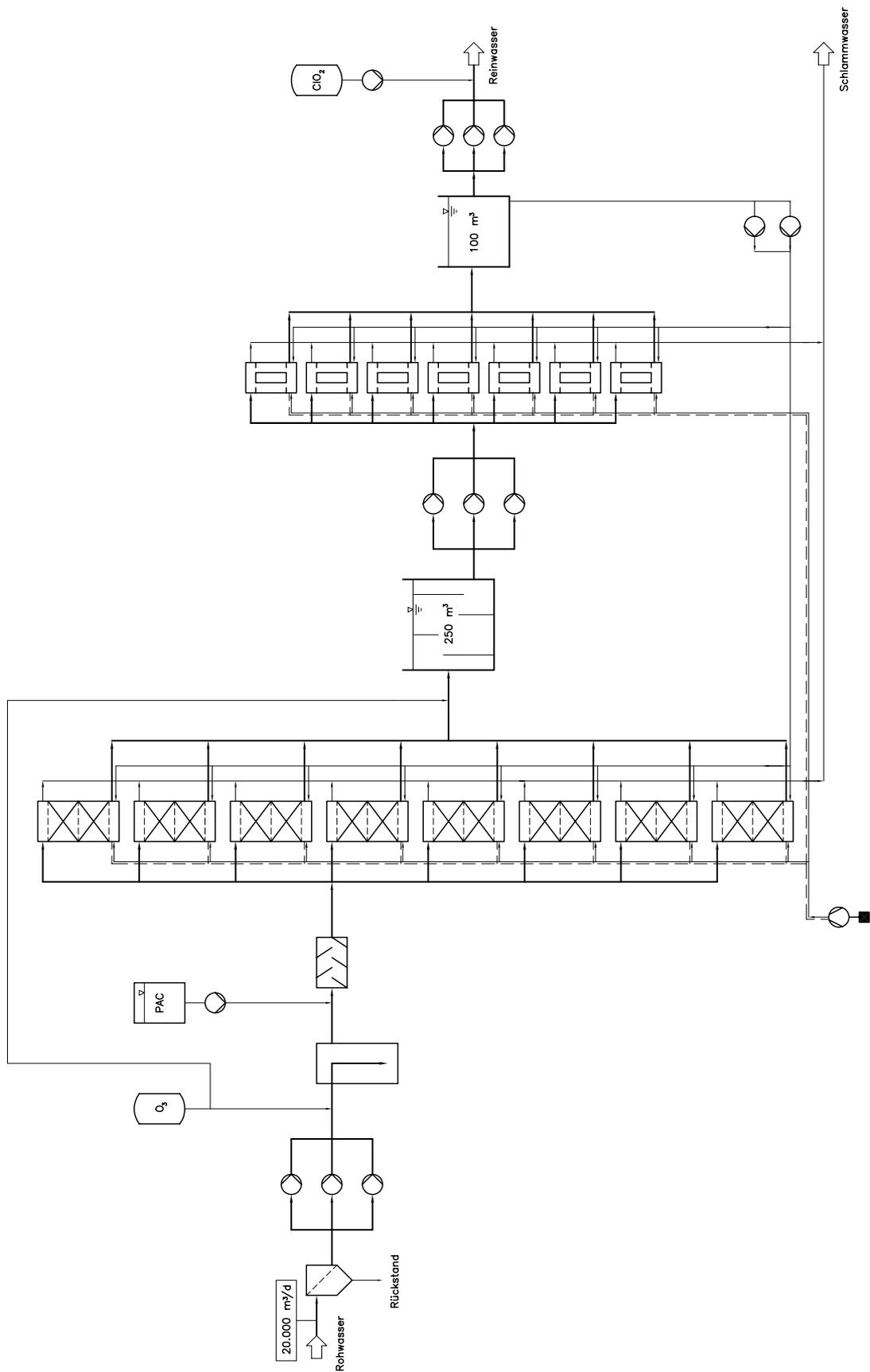


Abbildung 4.1: Schematische Verfahrensdarstellung der konventionellen Variante

pen haben eine Leistung von $420 \text{ m}^3/\text{h}$. Die benötigte Spülluft wird aus einem Gebläse mit 850 Nm^3 Luft/h bereitgestellt.

Die anfallenden schlammhaltigen Wasser aus der Filterspülung werden im vorliegenden Beispiel einer Schlammbehandlung unterzogen. Damit ist nicht nur die Vergleichbarkeit der drei Konzepte gesichert, sondern auch der betrieblichen Praxis Rechnung getragen.³ In den Sammelbehälter für das Schlammwasser ist ein Modul einer getauchten Membran eingehängt, deren Permeat mit einer reversiblen Pumpe in den Zulauf der Mehrschichtfilter gepumpt wird. Der im Sammelbehälter aufkonzentrierte Schlamm wird mit einer Schlammpumpe abgezogen und kann sich im anschließenden Dekanter durch die Zugabe von Flockungshilfsmittel absetzen. Die feste Phase wird der Entsorgung und das Klarwasser dem Wasserwerkszulauf zugeführt. Die Darstellung der Behandlung der Filterspülwässer sowie die Quantifizierung der Stoffströme erfolgt in Kapitel 7.

Nach einer möglicherweise erforderlichen pH-Wert-Einstellung⁴ wird das aufbereitete Wasser vom Reinwasserpumpwerk in einen nahegelegenen Hochbehälter gepumpt. In die Druckleitung wird Chlordioxid als Schutz vor Wiederverkeimung im Netz dosiert. Das Chlordioxid wird vor Ort nach dem Chlorit-Säure-Verfahren⁵ aus Natriumchlorit und Salzsäure hergestellt.

Im Gegensatz zu den Pilotversuchen ist für den Verfahrenvergleich der drei Großanlagen keine Versickerung des Flusswassers vorgesehen, da die geforderte Reinwasserqualität auch ohne die Bodenpassage erreicht werden kann. Ob in einem realen Projekt die Grundwasseranreicherung als zusätzliche Stufe im Sinne des Multi-Barrieren-Konzeptes hinzugezogen würde, hängt vom Entscheider ab. Für einen Vergleich der Verfahren ist es wichtig, möglichst Gleiches mit Gleichem zu vergleichen. Im Hinblick auf diesen Aspekt würde eine zusätzliche Aufbereitungsstufe aus Sicherheitsgründen die konventionelle Variante benachteiligen, insbesondere weil die vorgegebenen Kriterien diesen Aspekt im technischen Vergleich unzureichend berücksichtigen.

4.2 Ultrafiltration mit Rohrmodulen

In gleicher Weise wie für das konventionelle Verfahren wurde für die Ultrafiltration mit Rohrmodulen eine Großanlage entworfen. In Abbildung 4.2 ist die Anlage schematisch dargestellt.

Die Rohwasserfassung erfolgt aus der Aare über einen Rechen mit einem Pumpwerk der Leistung $3 \times 350 \text{ m}^3/\text{h}$. Die Vorreinigung umfasst außerdem eine Flockungsfiltration über fünf Einschichtfilter mit einer Filtergeschwindigkeit von $15 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Die konstruktive Ausführung der Filter wurde analog zur konventionellen Variante erarbeitet. Die Zugabe des Flockungsmittels Polyaluminiumchlorid (PAC) erfolgt mittels Inlinemischer. Die benötigte Reaktionszeit ist durch den Wasserüberstand im Filter gewährleistet.

³ Beispiele für laufende Untersuchungen zur Behandlung von Schlammwasser aus Wasserwerken sind die Wasserwerke Coschütz, Sachsen und Moos, Schweiz.

⁴ Dosierung von NaOH muss in der nächsten Planungsphase festgestellt und quantifiziert werden.

⁵ $5 \text{ NaClO}_2 + 4 \text{ HCl} \rightarrow 4 \text{ ClO}_2 + 5 \text{ NaCl} + 2 \text{ H}_2\text{O}$

Anschließend wird das weitgehend von Trübstoffen befreite Rohwasser auf sieben Aktivkohlefilter gegeben und mit ca. $10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ filtriert. Für die Planung des Wasserwerks wäre es auch möglich, eine Dosierung von Pulveraktivkohle vorzusehen.⁶ Dies hätte niedrigere Investitionskosten zur Folge, da die Installation von sieben Filtern wesentlich aufwändiger ist als der Bau einer Dosierstation, und würde unter Umständen die Filtrierbarkeit des Aarewassers erhöhen. Die Betriebskosten für eine Pulveraktivkohleanlage lägen jedoch deutlich höher als bei einem Festbett, da Pulveraktivkohle teurer als Kornkohle ist. Außerdem kann Pulveraktivkohle nicht regeneriert werden und ist schwieriger in der Handhabung. Für die Planung einer Aktivkohlefilteranlage sprechen im vorliegenden Beispiel weiterhin die Ergebnisse der Pilotversuche, die gesicherte Daten für die Auslegung der Anlage liefern.

Die Filter werden nacheinander gespült. Die benötigte Spülluft liefert ein Gebläse mit einer Leistung von $135 \text{ Nm}^3 \text{ Luft/h}$. Das Filterspülwasser wird einem Zwischenspeicher von 200 m^3 entnommen, der gleichzeitig als Pumpenvorlage für das Zwischenpumpwerk dient. Die Filterspülpumpe hat eine Leistung von $420 \text{ m}^3/\text{h}$.

Das Zwischenpumpwerk ist für die Filtration im Dead-end-Modus mit drei Pumpen einer Leistung von $350 \text{ m}^3/\text{h}$ ausgelegt. Die Spülung der Membranen erfolgt straßenweise mit einer Spülpumpe der Leistung von $160 \text{ m}^3/\text{h}$. Für die Bestimmung der zu installierenden Membranfläche wird ein Nettoflux von $60 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ zu Grunde gelegt. Daraus ergibt sich die Anzahl von 120 Druckrohren, die bei einer Fläche von 35 m^2 pro Modul und vier Modulen pro Druckrohr zu installieren ist. Die Druckrohre sind in Racks zu 10 Straßen angeordnet.⁷ In der nächsten Planungsphase muss noch festgelegt werden, ob vor der Membranstufe eine zusätzliche Flockung vorgesehen wird. Die Reinigungschemikalien für die Membranen können straßenweise während der Spülung zudosiert werden und separat abgeleitet werden.

Den Abschluss der Aufbereitung bildet das Reinwasserpumpwerk mit drei Pumpen, die je $350 \text{ m}^3/\text{h}$ fördern können sowie der Netzschutz mit Chlordioxid analog zu der konventionellen Variante.

Der Anfall schlammhaltiger Wässer bei der Aufbereitung von Aarewasser mit der vorgestellten Variante ist relativ hoch. Allein aus der Ultrafiltration müssen täglich 2000 m^3 einer entsprechenden Behandlung zugeführt werden. Da das Spülwasser fast keinen Feststoffanteil aufweist, ist die direkte Zugabe in den Zulauf der Anlage möglich. Das Schlammwasser aus der Filterspülung der Einsichtfilter und ggf. der Aktivkohlefilter wird unter Zugabe von Flockungshilfsmittel in einem Absetzbecken aufkonzentriert. Der abgesetzte Schlamm wird in einem Dekanter auf den Zielwert unter Zugabe von Flockungshilfsmittel weiter eingedickt. Die Klarwasserphase wird in den Zulauf gegeben. Die Stoffströme des Schlammkonzepts sind in Kapitel 7 ausführlich dargestellt.

⁶ Vgl. PIANTA und BOLLER (2001)

⁷ Vgl. XIGA[®]-Konzept der Firma Norit Membrane Technology in BEFORTH (2001)

4.3 Ultrafiltration mit getauchten Membranen

Das Konzept für ein Wasserwerk zur direkten Aufbereitung von Oberflächenwasser mit getauchten Membranen ist in Abbildung 4.4 schematisch dargestellt. Die Rohwasserfassung erfolgt wie bei den anderen beiden Varianten über einen Rechen und drei trocken aufgestellten Rohwasserpumpen à $350 \text{ m}^3/\text{h}$. Die sich anschließende Siebung von 3 mm dient als Schutz vor Beschädigung der Membran durch spitze oder scharfe Fremdkörper.

Die Beschickung der Filtrationsbecken erfolgt über ein Verteilerbauwerk, das das Rohwasser gleichmäßig auf alle sechs Becken verteilt.

Zur Bestimmung der zu installierenden Gesamtmembranfläche, muss der Nettoflux der Anlage bestimmt werden. Aus Abbildung 3.5 ergibt sich aus der abgeleiteten Funktion bei einem Anfangsbetriebsdruck von max. 200 mbar ein Bruttoflux von $36 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Durch Multiplikation des Bruttofluxes mit dem Faktor 1,083, der das Verhältnis von Gesamtzykluszeit zu Filtrationszeit angibt, erhält man den Auslegungsflux der Anlage von $331 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Die Anlage muss $1042 \text{ m}^3/\text{h}^8$ filtrieren. Daraus ergibt sich eine zu installierende Gesamtmembranfläche von 31.576 m^2 . Die Membranen sind außen auf die Hohlfasern aufgebracht. Die Hohlfasern werden in Modulen zusammengefasst, indem sie oben und unten in einen Rahmen eingespannt werden. Die Module wiederum sind zu Kassetten angeordnet, indem die Eintrittsöffnungen zusammengefasst werden. Abbildung 4.3 zeigt eine solche Kassette bestehend aus 26 Modulen mit einer Membranfläche von 520 m^2 . Die Kassetten werden in das Filtrationsbecken eingehängt und über eine Rohrleitung zu Straßen zusammengefasst. Die Anschlüsse sind in der schematischen Darstellung einer Kassette gezeigt. Die Aufteilung der Kassetten erfolgt praktischerweise zu je 10 Stück auf sechs Straßen.

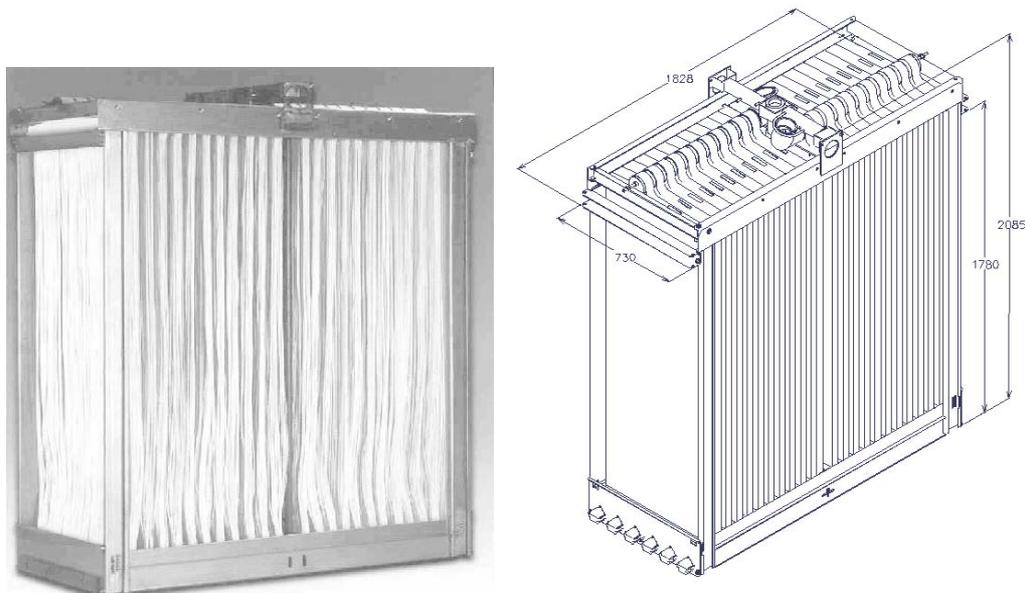


Abbildung 4.3: Foto und Schema einer Filtrationskassette ZW 500c-22 von Zenon Environmental Inc.

⁸ $20.000 \text{ m}^3/\text{d}/(24 \text{ h} \cdot 0,8)$

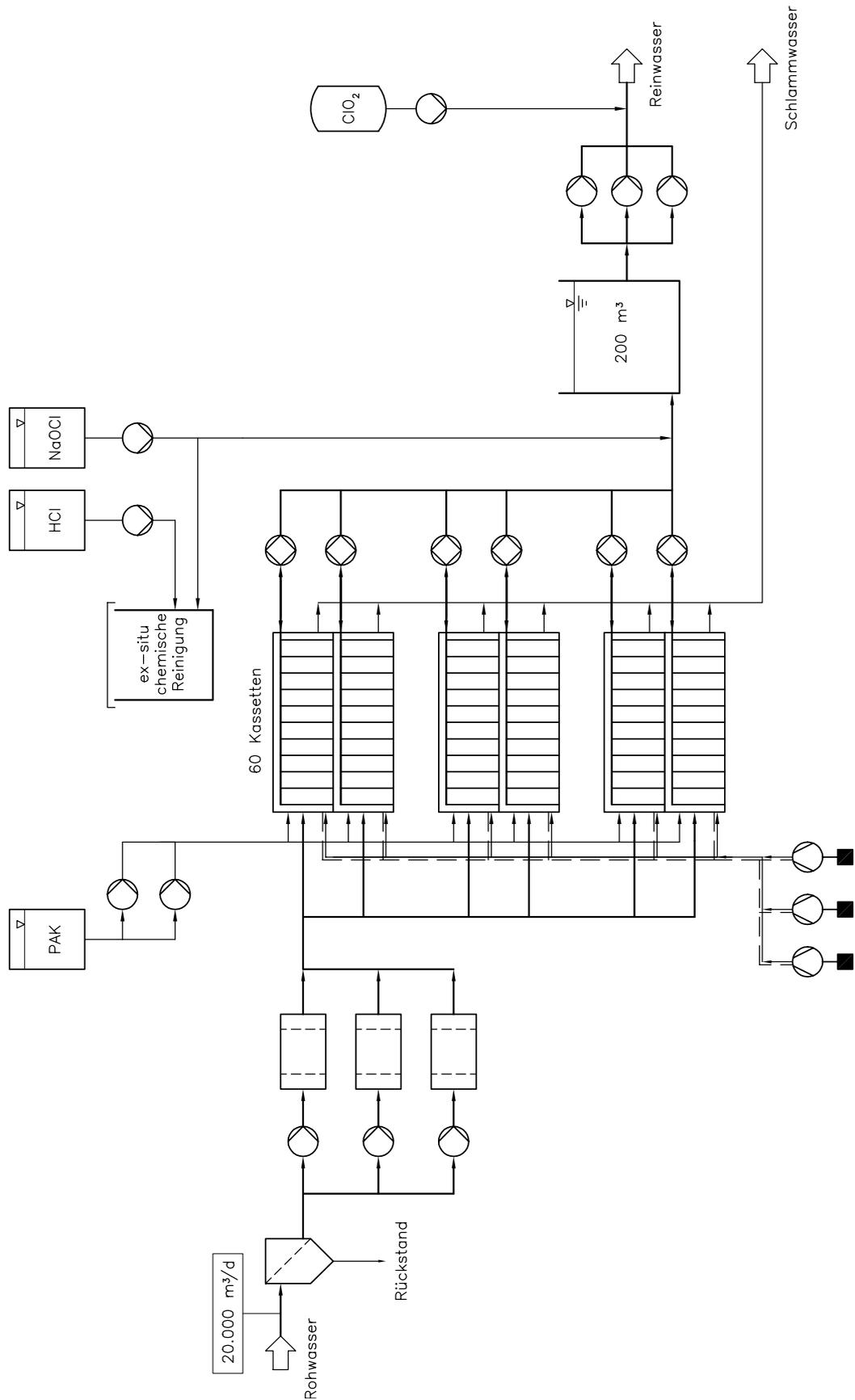


Abbildung 4.4: Schematische Verfahrensdarstellung der Ultrafiltration mit getauchten Membranen

Die Luft wird durch drei Gebläse erzeugt und tritt am Boden der Module aus, um die Hohlfasern in Bewegung zu halten und einen Cross-flow-Effekt zur Verhinderung von Deck-schichtbildung auf der Membran zu erzeugen.

Die 10 Kassetten jeder Straße sind über eine Rohrleitung (DN 300) mit den reversierbaren Permeatpumpen verbunden. Die maximale Leistung der Pumpen von $350\text{ m}^3/\text{h}$ ergibt sich aus dem geforderten Spülstrom des 1,5fachen Förderstroms und den Verlusten in den Rohrleitungen. Die Spülung erfolgt straßenweise mit zeitlicher Versetzung im Abstand von 10–15 Minuten für 30 Sekunden. Im Spülmodus wird Natriumhypochlorit als Foulinghemmer dosiert.

Die periodisch durchzuführenden chemischen Reinigungen der Membranen werden ex-situ durchgeführt, um eine hohe Wirksamkeit der Chemikalien in den Poren zu erreichen, den Eintrag von Reinigungschemikalien oder sich bildenden Nebenprodukten in das Trinkwasser zu verhindern und die Reinigungschemikalien rückgewinnen zu können. Zur Reinigung werden die Kassetten bei einem TMP von 450 mbar aus dem Filtrationsbecken genommen und mit einem Kran in die benachbarte Waschstation gehoben.

Analog zu den anderen beiden Aufbereitungsvarianten wird das aufbereitete Wasser mit Hilfe des Reinwasserpumpwerks mit drei Pumpen à $350\text{ m}^3/\text{h}$ in einen nahe gelegenen Hochbehälter gepumpt. Die letzte Stufe der Aufbereitung ist der Netzschutz mit Chlordioxid, wobei die Chlordioxiddosierung mit der Natriumhypochloritdosierung abgestimmt wird.

Bei der Ultrafiltration mit der getauchten Membran treten keine schlammhaltigen Wässer aus der Spülung der Membran auf, da diese direkt in den Membranbehälter eingehängt ist. Der sich aufkonzentrierende Schlamm hat einen hohen Feststoffgehalt und kann direkt unter Zugabe von Flockungshilfsmittel in einem Dekanter abgesetzt werden. Die Klarwasserphase wird in den Filtrationsbehälter zurückgegeben und der Schlamm der Entsorgung zugeführt.

Kapitel 5

Technischer Vergleich der Aufbereitungsverfahren

Zunächst erfolgt eine verbal-argumentative Einschätzung der drei zu vergleichenden Verfahren im Hinblick auf die in der Aufgabenstellung genannten Vergleichskriterien. Dabei wird vor der Diskussion jedes Kriteriums kurz darauf eingegangen, aus welchem Grund es für eine Bewertung ausgewählt wurde. Anschließend erfolgt die Bewertung mit Hilfe der Nutzwertanalyse, deren Grundlagen zuvor in groben Zügen erläutert sind.

5.1 Verbal-argumentative Bewertung

Im folgenden werden die drei hier behandelten Verfahren zur Trinkwasseraufbereitung anhand von sieben Bewertungskriterien verbal verglichen. Die Auswahl der Kriterien ist der Aufgabenstellung dieser Arbeit entnommen und kann aufgrund der unterschiedlichen Präferenzen der Entscheider nicht als allgemein gültig angesehen werden. Dass die ausgewählten Kriterien bei der technischen Bewertung von Anlagen und Verfahren jedoch von großer Bedeutung sind, zeigen die Diskussionsbeiträge der Fachleute und Entscheider in der Literatur.¹

5.1.1 Reinwasserqualität

Die Qualität des Trinkwassers wird zunehmend vom Kunden wahrgenommen² und spielt damit in den Entscheidungsprozessen über die Einhaltung von Grenzwerten hinaus eine Rolle.

Die Pilotversuche an der Aare haben gezeigt, dass mit den vorgeschlagenen Verfahrensvarianten eine sichere Einhaltung der Grenzwerte der Trinkwasserverordnung (TrinkwV) gegeben ist.³ Dennoch gibt es messbare Unterschiede, die für die Wahrnehmung der Qualität des erzeugten Trinkwassers eine entscheidende Rolle spielen.

Während bei der konventionellen Aufbereitung über Mehrschichtfilter eine Zielvorgabe

¹ Vgl. DOHMANN und MELIN (2001)

² Vgl. MERKEL (1998)

³ Vgl. Kapitel 2

für die Trübung von $0,5 \text{ TE/F}^4$ herangezogen wird, können bei den Verfahren der Ultrafiltration Trübungen unter $0,05 \text{ TE/F}^5$ eingehalten werden. Bei hohen Trübungen im Rohwasser und starken Schwankungen ist die Qualität des Reinwassers mit Membranverfahren gleich bleibend, da Teilchen, die größer als die Poren der Membran sind, nicht passieren können. Das Prinzip der Rückhaltung von Feststoffen bei der Mehrschichtfiltration beruht nicht nur auf dem Siebeffekt des Filters, sondern auch auf der Adsorptionskapazität und biologischen sowie chemischen Wirkungen. Damit können potenziell bei zu hoher Belastung des Filters Trübstoffe in den Ablauf gelangen.⁶

Ein häufig diskutiertes Argument für den Einsatz der Membrantechnik ist die bakteriologische Qualität des erzeugten Trinkwassers. Insbesondere die in den USA aufgetretenen Epidemien ausgelöst durch die Parasiten *Cryptosporidium* und *Giardia*⁷ haben das Interesse an Membranverfahren als zusätzliche Sicherheitsstufe auch in Deutschland stark zunehmen lassen.⁸ Wie die Pilotversuche gezeigt haben, kann das konventionelle Aufbereitungsverfahren eine wirksame Barriere gegen Bakterien und Viren darstellen.⁹ Damit ist das Risiko unzureichender Adsorptionskapazität der Mehrschichtfilter gegen „Schlupflöcher“ in der Membran¹⁰ abzuwägen. Eine eindeutige Entscheidung aus technischer Sicht ist daher nicht zu treffen.

Die Anwendung der Membranen in der Trinkwasseraufbereitung wird außerdem befürwortet weil es sich hierbei um chemikalienfreie Verfahren¹¹ handeln soll. Bei der Aufbereitung von Aarewasser kann bei keinem der drei Verfahren vollständig auf Chemikalien verzichtet werden. Beim Einsatz der getauchten Membran kann zwar auf eine Zugabe von Flockungsmitteln verzichtet werden, für die chemische Reinigung der Membran müssen jedoch periodisch Chemikalien verwendet werden.¹²

5.1.2 Betriebssicherheit und Verfügbarkeit

Bei der Einschätzung der Betriebssicherheit soll eine Schätzung der Robustheit der Technologie im Betrieb erfolgen. Da hierbei mehrere Faktoren eine Rolle spielen, gibt es kein einheitliches Verständnis des Begriffes.

Die Einfachheit einer Verfahrenskette hat einen wesentlichen Einfluss auf die Betriebsi-

⁴ Vgl. Kapitel 2.2

⁵ Vgl. Kapitel 3.4.6

⁶ Durch den Einsatz der Automatisierungstechnik für das Spülregime und die Anpassung der Chemikaliendosierung kann dieser Nachteil teilweise aufgehoben werden.

⁷ Diese können während der Desinfektion nicht oder nur bei unvertretbar hohen Konzentrationen an Desinfektionsmittel wie z. B. Chlor entfernt werden. Da sie jedoch größer als die Poren der Membran sind, werden sie von diesen sicher zurückgehalten.

⁸ Vgl. PANGNISCH et al. (2000)

⁹ Vgl. Kapitel 2.2

¹⁰ hervorgerufen durch mechanische Beschädigung oder Abweichungen von der nominellen Porengröße

¹¹ Dies ist wichtig, da zwar alle eingesetzten Chemikalien für die Aufbereitung von Trinkwasser zugelassen sein müssen und die Einhaltung der Grenzwerte gewährleistet ist, jedoch ein vollständiger Rückhalt nicht auftreten kann. Damit bevorzugt der anspruchsvolle Verbraucher Trinkwasser, das mit Aufbereitungsverfahren ohne Zusatz von Hilfsstoffen und Chemikalien produziert wurde.

¹² Durch ex-situ Reinigungsanlagen kann im wesentlichen verhindert werden, dass Reinigungschemikalien ins Reinwasser gelangen.

cherheit, da die Komplexität des Systems reduziert ist. Beispielsweise kann das Verfahren mit getauchten Membranen mit weniger Verfahrensschritten das gleiche Ergebnis wie die anderen beiden Verfahren erzielen. Des Weiteren kann davon ausgegangen werden, dass eine ältere Technologie, d. h. eine seit einem längeren Zeitraum Stand der Technik, besser verstanden und beherrscht wird. In Deutschland gibt es im Gegensatz zu Frankreich, Kanada oder den USA noch keine praktischen Erfahrung mit großtechnischen Membrananlagen mit einer Kapazität über $1.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ¹³ für die Trinkwasseraufbereitung. Es kann deshalb davon ausgegangen werden, dass das Potenzial der Technologie noch nicht ausgeschöpft ist.

In diesem Zusammenhang sei darauf hingewiesen, dass jeder Membranhersteller sein eigenes, geschütztes System der Membranmodule hat. Bei Abschluss der Kaufverträge muss also darauf geachtet werden, dass Ersatzmodule bis ans Ende der Lebensdauer eines Wasserwerks verfügbar sind.

Die Verfügbarkeit der einzelnen Verfahren kann anhand der Flexibilität ihrer Anwendung gezeigt werden. Wenn hohe Feststoffgehalte der Aare zurückzuhalten sind, kann sich zwar die Zeit zwischen zwei Filterspülungen bei der Mehrschichtfiltration wesentlich verkürzen, eine Gefahr der Verblockung wie bei der Ultrafiltration mit Rohrmodulen besteht jedoch nicht. Technisch kann dieser Nachteil gemindert werden, wenn bei sehr hohen Störstoffkonzentrationen nicht mehr im Dead-end-Betrieb filtriert, sondern in den Cross-flow umgeschaltet wird.¹⁴ Beim Verfahren mit getauchter Membran spielen Schwankungen der Feststoffkonzentration im Zulauf schon aus dem Grund, dass im Membranbehälter eine Aufkonzentrierung stattfindet, eine untergeordnete Rolle. Aus Abbildung 3.4 auf Seite 16 geht hervor, dass zum Beispiel das Starkregenereignis vom 10. September keine negativen Auswirkungen auf den TMP gezeigt hat.

5.1.3 Wartungsaufwand

Die Einschätzung des Wartungsaufwands spielt in erster Linie für die zu erwartenden zusätzlichen Betriebskosten eine Rolle. Dies sind sowohl Kosten für Material (z. B. Verschleißteile für Pumpen) als auch Personalkosten in Form von Mehrkosten für höher qualifiziertes Personal bzw. Weiterbildungskosten. Ein Verfahren mit geringem Wartungsaufwand hat aber auch eine höhere Verfügbarkeit mit kürzeren Stillstandszeiten.

So kann allgemein gesagt werden, dass durch den unbedingt erforderlichen vollautomatischen Betrieb von Membrananlagen der Aufwand für Mess- und Regeltechnik höher ist als bei Mehrschichtfiltern.¹⁵ Auf der anderen Seite ermöglicht eine Fernüberwachung mit weniger häufigen Besichtigungen vor Ort und der ständigen Kenntnis über den Zustand von Anlagenteilen eine frühzeitige Ergreifung von Gegenmaßnahmen.¹⁶ Als großtechnisch an-

¹³ Vgl. PANGLISCH und GIMBEL (2001), S. 79

¹⁴ Vgl. PANGLISCH und GIMBEL (2001), S. 82

¹⁵ z. B. Messgeräte müssen ca. einmal wöchentlich kalibriert werden

¹⁶ Aufwand aus Kontrollen, Wartung und Instandsetzung kann nach DIN 31051 unter dem Begriff „Instandhaltung“ zusammengefasst werden und soll hier zugrunde gelegt werden, da es das Begriffsverständnis der Entscheider besser widerspiegelt.

spruchsvoll gestaltet sich die Überwachung der Membranintegrität. Dabei können für die Lecksuche bei Rohrmodulen Partikelmessgeräte eingesetzt werden insbesondere bei hohen Partikelzahlen im Zulauf.¹⁷ Der Aufwand für diese Messmethode ist allerdings sehr hoch, da jedes Druckrohr mit einer Messstelle ausgestattet werden muss. Bei Großanlagen mit getauchten Membranen wird vom Hersteller die Anwendung von Druckhaltetests vorgeschlagen.¹⁸ Dazu wird Druckluft in die Membran gepumpt und visuell die Blasenentwicklung im Becken überprüft bzw. der Druckabfall über die Zeit gemessen. Dieser Test kann auch während der chemischen Reinigung ex-situ in der Reinigungsanlage durchgeführt werden.

5.1.4 Flächenbedarf

Die Einschätzung des Flächenbedarfs ist nicht nur für die Kostenermittlung für Grundstücke und Gebäude von Bedeutung, sie kann bei begrenzten räumlichen Gegebenheiten zum Ausschlussfaktor eines Verfahrens werden. Allgemein kann davon ausgegangen werden, dass sich eine kompakte Bauweise der Anlage positiv auf den Betrieb auswirkt. Wesentlich wirkt sich die Anzahl der Aufbereitungsstufen auf den Flächenbedarf aus.

Die Zusammenfassung mehrerer Verfahrensschritte der konventionellen Aufbereitungstechnik zu einem Aufbereitungsschritt bei der Ultrafiltration mit getauchten Membranen führt zu erheblich geringerem Flächenbedarf. So benötigt die getauchte Membran keine Filtrationsstufe für die Vorreinigung und keine Flockung und Ozonung, wobei der Wegfall der Filterstufe den größten Unterschied bringt.

Die Möglichkeit, in kompakter Bauweise eine große Filterfläche in Modulen anzuordnen, begünstigt die Ausführung der Membranen als so genannte Hohlfasern (getauchte Membran) gegenüber Platten oder Rohrmodulen. Zum Vergleich lässt sich 1 m² Membranfläche der getauchten Membran auf einem Drittel der Fläche der Rohrmodule unterbringen, wie aus Tabelle 5.1 ersichtlich. Beim Vergleich der spezifischen Volumina der Druckrohre und der getauchten Membrankassetten könnte der Eindruck entstehen, dass Rohrmodule weniger Platz beanspruchen. Dabei muss aber beachtet werden, dass die einzelnen Rohrmodule bei der Aufstellung im Rack sehr weit auseinander liegen, wohingegen die Module der getauchten Membran unmittelbar aneinander in das Becken getaucht werden können. Der Vergleich einer Kassette von 520 m² mit einem Druckrohr von 35 m² ergibt ein weniger deutliches Bild als der Vergleich mit einem Rack von 12 Druckrohren, wie es in der Praxis verwendet wird.

Der bei der Realisierung eines Projektes letztendlich benötigte Platz hängt nicht nur von der Packungsdichte der Membranfläche ab, sondern in besonderem Maße von der insgesamt installierten Anlagengröße. Dazu muss die zu erreichende Filtrationsgeschwindigkeit in die Betrachtung einbezogen werden. Die Pilotversuche haben ergeben, dass die getauchte Membran mit einem Nettoflux von 331/(m²·h) betrieben werden kann. Die Ultrafiltration mit Rohrmodulen wird netto mit 601/(m²·h) betrieben. Hinzu kommt die Aktivkohlefil-

¹⁷ Vgl. PANGNISCH et al. (1998)

¹⁸ Vgl. ZENON ENVIRONMENTAL INC. (2001)

Tabelle 5.1: Größenvergleich der Filtrationseinheiten

		Mehrschichtfilter	Rohrmodul		getauchte Membran
			Druckrohr	Rack	
A_{Membran}	m^2		35	1680	520
A_{Filter}	m^2	13,8			
$L \times B \times H$	m		$1,5 \times \varnothing 0,2$	$8 \times 2 \times 4$	$1,8 \times 0,8 \times 2,0$
V	m^3	48,3	0,05	64	2,88
$A_{\text{O, spez}}$	m^2/m^2		0,009	0,010	0,003
V_{spez}	m^3/m^2		0,001	0,038	0,006

tration mit $15 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Für die Mehrschichtfiltration wurde eine Filtergeschwindigkeit von $9 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ermittelt.

5.1.5 Energiebedarf

Der Energiebedarf wird meist unter Kostenaspekten betrachtet. Als Kriterium der Technikbewertung ist er vor allem unter dem Aspekt der Komplexitätsreduktion zu betrachten. Als Beispiel sei genannt, dass große Verbraucher eine Phasenverschiebung verursachen können, die dann wiederum eine Blindleistungskompensation notwendig machen. Des Weiteren wirken sich Lastspitzen negativ auf die zu installierende Leistung aus.

Der Energiebedarf ist im Rahmen des Gesamtkonzeptes zu bewerten und kann nicht pauschal für oder gegen eine Technologie angeführt werden. Bei der Ermittlung der Betriebskosten erfolgt eine Schätzung der Energieverbräuche der wesentlichen Verbraucher im später folgenden Kapitel 6.

Vorteile für das konventionelle Verfahren ergeben sich aus den langjährigen Erfahrungen, beispielsweise bei der Ozonung einerseits und dem noch jungen Pumpenkonzept für die Variante mit getauchten Membranen andererseits. Die Spülung der Membran mit 1,5facher Überhöhung des Bruttofluxes erzeugt Belastungsspitzen, die durch die Zusammenfassung der Module am Header nicht ausgeglichen werden kann. Günstiger erweist sich die Spülung der Rohrmodule, bei der durch eine Ventilsteuerung die Belastungsspitzen geglättet werden können.

Allgemein kann man sagen, dass beim konventionellen Verfahren zusätzliche Vorteile entstehen würden, falls das Gelände eine Zuführung des Rohwassers im freien Gefälle zulässt. Bei der Variante mit getauchten Membranen lässt sich unter Umständen die saugende Pumpstufe vereinfachen, falls ein in der Nähe liegender Hochbehälter für die Spülung genutzt werden kann. Bei der Ultrafiltration mit Rohrmodulen wird mehr Energie für die regelmäßigen Spülungen benötigt als für die Spülung der Mehrschichtfilter, da viel größere Mengen Spülwasser benötigt werden.

5.1.6 Flexibilität des Systems gegenüber Rohwasser-Qualitätsschwankungen und schwankendem Wasserbedarf

Schwankungen in der Zusammensetzung des Rohwassers bei der Trinkwasseraufbereitung aus Oberflächenwässern sind typisch und sind hier insbesondere wegen der Gebirgsnähe der Aare zu betrachten, wie in Kapitel 2.1 beschrieben. Die Toleranz einer Technologie gegenüber Auslastungsänderungen ist wichtig, da es sich bei der Prognose des Wasserbedarfs um einen sehr langfristigen Zeithorizont handelt, der eine hohe Unsicherheit bei der Planung nach sich zieht.¹⁹

Wie bereits in Abschnitt 5.1.1 angedeutet, können die Verfahren der Ultrafiltration sehr flexibel auf schwankende Feststoffgehalte reagieren, ohne dass die Qualität des Reinwassers beeinträchtigt wird. Die Dosierung von Pulveraktivkohle beim Verfahren mit getauchter Membran hat den Vorteil, dass Schwankungen in der Konzentration gelöster Stoffe flexibel und sicher ausgeglichen werden können.

Aus technischer Sicht sind Unterauslastungen bei allen drei Verfahren als unproblematisch einzustufen und wirken sich „nur“ nachteilig auf den Fixkostenanteil der Gesamtkosten durch unnötige Vorhaltung von Kapazitäten aus. Der Vorteil von Unterauslastungen liegt in der Verlängerung der Filterstandzeiten sowie selteneren chemischen Reinigungen der Membran und somit weniger Materialbeanspruchung. Die Abdeckung von Spitzenlasten mit dem konventionellen Verfahren ist insbesondere dann nicht möglich, wenn eine schlechte Rohwasserqualität mit einem überhöhten Wasserbedarf zeitlich kollidieren, denn dann führt auch die kurzfristige Erhöhung der Filtergeschwindigkeit über den Auslegungswert zu einer Verschlechterung der Reinwasserqualität. Bei der Ultrafiltration ist in diesem Fall zwar mit einer Erhöhung des TMP und somit erhöhtem Reinigungsaufwand zu rechnen, die Qualität des Reinwasser leidet jedoch nicht.²⁰

5.1.7 Entsorgung der anfallenden Abprodukte

Bei der Bewertung der Entsorgung der anfallenden Abprodukte gibt es einen qualitativen und einen quantitativen Aspekt zu berücksichtigen. Des Weiteren spielt die Wahl der Systemgrenze des betrachteten Systems eine entscheidende Rolle. Eine Diskussion dazu erfolgt in Kapitel 6 und 7.²¹ Die Qualität des Filterspülwassers bzw. des Schlammwassers der Aufbereitungsanlagen hängt wesentlich vom Rohwasser ab. Hinzu kommen die Zusatzstoffe aus der Aufbereitung nämlich Aluminiumschlämme aus der Flockung und Pulveraktivkohle.

Generell sind die Filterspülwässer der drei Verfahren dazu geeignet, auf eine Deponie verbracht oder in die Kläranlage abgeleitet zu werden, was den beiden häufigsten Entsorgungswegen in Deutschland entspricht, die in Tabelle 5.2 dargestellt sind.

¹⁹ Der Zeithorizont bei der Planung von Wasserwerken beträgt im allgemeinen 50 Jahre.

²⁰ Diese Aussage gilt selbstverständlich auch nur in einem bestimmten zeitlichen und volumenmäßigen Rahmen.

²¹ Z. B. muss entschieden werden, ob das Filterspülwasser am Wasserwerksausgang als Abprodukt betrachtet wird oder schon vor einer möglichen Schlammbehandlung im Wasserwerk.

Tabelle 5.2: Entsorgungswege der Rückstände aus Wasserversorgungsunternehmen (WVU) gemäß einer Umfrage von 1998

Quelle: in Anlehnung an WICHMANN und AKKIPARAMBATH (2001), S.25

Entsorgungsweg	Anteil der WVU %
Deponie	35
Kläranlage (Beseitigung)	31
Kläranlage (Verwertung)	5
Land-/Forstwirtschaft	9
Vorfluter	7
Gewerbliche Wirtschaft	7
Umwelttechnik	6
Summe	100

Der mengenmäßige Effekt wird in dieser Arbeit durch eine Entsorgung mit Behandlung berücksichtigt. Allgemein wird davon ausgegangen, dass bei konventionellen Anlagen 1-3% des durchgesetzten Rohwassers als Filterspülwasser anfällt.²² Bei der Ultrafiltration ist dieser Anteil wesentlich höher.²³ Beim Aufbereitungsverfahren mit getauchten Membranen wird die Rückführung des Spülwassers durch die reversierbaren Pumpen realisiert und der Membranbehälter dient gleichzeitig als Vorlagebehälter und Schlammabsetzbecken.²⁴

Des Weiteren spielt die Konzentration der organischen Substanz eine wesentliche Rolle. Wenn 2005 der Übergangszeitraum für die Deponierung von Abfällen abläuft, gelten für die Deponierung neue Grenzwerte. Beispielsweise darf der Gehalt an organischer Substanz (TOC) dann nur noch max. 3% betragen.²⁵

Neben den schlammhaltigen Wässern müssen die beladenen Aktivkohlefilter regelmäßig mit frischem Filtermedium versehen werden. Im Gegensatz zur Pulveraktivkohle, für die es noch keine großtechnische Möglichkeit der Aufbereitung gibt, kann die Kornkohle in einem thermischen Aufbereitungsprozess reaktiviert werden.

Ein Problem könnte die Entsorgung von ausgewechselten Membranen darstellen. Da vom Hersteller keine allgemeinen Informationen über mögliche Entsorgungswege vorliegen und die genaue Zusammensetzung des Materials nicht allgemein bekannt ist, sind für eine Einschätzung der Problematik Untersuchungen über den Rahmen dieser Arbeit hinaus notwendig.

5.2 Nutzwertanalyse

Mit Hilfe der Nutzwertanalyse sollen die in Kapitel 5.1 besprochenen Kriterien auf Grundlage der angeführten Argumente objektiv zu einem Gesamturteil zusammengefasst werden. Die Auswahl des Scoring-Verfahrens, das zu den Methoden der Nutzwertanalyse gehört,

²² Vgl. MUTSCHMANN und STIMMELMAYR (1999), S. 285

²³ Eine Quantifizierung findet in Kapitel 7 statt.

²⁴ Man kann hier auch von „integrierter Schlammbehandlung“ sprechen.

²⁵ BERGMANN (2002), S. 206

erfolgte aufgrund seiner einfachen Handhabung, der Bekanntheit bei Entscheidungsträgern und damit Häufigkeit der Anwendung.

5.2.1 Theoretischer Hintergrund

Die Grundidee des Verfahrens ist, auf einzelne Kriterien bezogene Urteile über Alternativen zusammenzuziehen, indem für jedes Kriterium dieselbe Beurteilungsdimension verwendet wird, nämlich sein Nutzen. Der unterschiedlichen Bedeutung, die die einzelnen Kriterien k für die Entscheidung besitzen, wird durch entsprechende Gewichtung g_k der Teilnutzen $n_k(a_k)$ berücksichtigt.²⁶ Gleichung (5.1) gibt die mathematische Umschreibung zur Bestimmung des Nutzwertes oder Gesamtnutzens $N(a)$ einer Alternative wieder.

$$N(a) = \sum_{k=1}^n g_k \cdot n_k(a_k) \quad (5.1)$$

Die Vorteile des Verfahrens sind:

- Unterschiedliche Bewertungsaspekte können zu einem Gesamturteil aggregiert werden.
- Die Transparenz des Bewertungs- und Entscheidungsprozesses (prozedurale Rationalität) wird ermöglicht.
- Die Einfachheit der Anwendung ist gegeben.
- Qualitative Sachverhalte werden erfasst und in die Bewertung einbezogen.

Die Nachteile des Verfahrens sind:

- Das Ergebnis der Entscheidung ist nicht zwangsläufig auch objektiv.
- Die Auswahl der Kriterien erfolgt willkürlich aufgrund der Präferenzstruktur des Entscheiders.
- Strategisches Verhalten bei der Bereitstellung der Informationen zur Bestimmung der Zielerreichungsgrade kann nicht ausgeschlossen werden.
- Die mathematische Scheingenauigkeit des Ergebnisses verführt zu falschen Schlussfolgerungen.

In einer Welt der unvollständigen Information wird der Entscheidungsprozess selbst jedoch objektiv sein und somit keine zusätzlichen Unsicherheiten über das Ergebnis erzeugen. Außerdem können diese Aspekte bei der Interpretation der Ergebnisse durch den Entscheider berücksichtigt werden, sofern er diese kennt.

Für die Interpretation der Ergebnisse ist es ferner wichtig zu wissen, dass das Ergebnis eine korrekte Darstellung der Präferenzen des Entscheiders darstellt. Ein Bewertungsunterschied zwischen zwei Alternativen, der sich aus einer Entscheidungsanalyse mit dem

²⁶ Die theoretischen Ausführungen zur Nutzwertanalyse sind dargestellt in Anlehnung an WEBER et al. (1995) und LILICH (1992).

Scoring-Verfahren ergibt, ist ein klarer Hinweis auf die bessere Alternative, sei er auch noch so gering. Dies ergibt sich aus den zulässigen Transformationen für Nutzenfunktionen.²⁷

Um die Zulässigkeit der Anwendung des Verfahrens zu gewährleisten, ist bei der Auswahl der Kriterien auf deren Vollständigkeit, Redundanzfreiheit, Operationalisierbarkeit, Unabhängigkeit und Einfachheit zu achten.

5.2.2 Durchführung der Nutzwertanalyse

Die Nutzwertanalyse dieser Arbeit stellt den Versuch dar, die Präferenzen der Entscheider, die öffentliche Aufträge vergeben, im Querschnitt darzustellen. Dies ist insofern zulässig, da die Wasserversorgung eine staatliche Aufgabe ist, die mit Hilfe der Gesetze, an die die Entscheidungsträger gebunden sind, die Interessen der Mehrheit der Bevölkerung wiedergeben.²⁸

Der erste Schritt, die Auswahl der Kriterien, erfolgte bereits in der Aufgabenstellung. Insbesondere die Redundanzfreiheit und die Operationalisierbarkeit der Kriterien ist nicht vollständig erfüllt. Beispielsweise wirkt sich ein hoher Wartungsaufwand negativ auf die Betriebssicherheit und Verfügbarkeit eines Verfahrens aus. Des Weiteren gibt es unterschiedliche Auffassungen darüber, was „Betriebssicherheit“ bedeutet.²⁹ Es wird in der Praxis keinen Kriterienkatalog geben, der vollständig die Anforderungen erfüllt, deshalb ist es wichtig, dass die Anforderungen möglichst weitgehend erfüllt werden und das Ergebnis der Nutzwertanalyse mit Plausibilitätstests und Sensibilitätsanalysen überprüft wird.

Tabelle 5.3 legt im zweiten Schritt die Präferenzen der Entscheider offen. Die Frage, die sich der Entscheider dabei stellt, kann z. B. lauten: Wie wichtig ist mir ein bestimmtes Kriterium bzw. welchen Anteil hat das Kriterium für die Erreichung meiner Ziele? Die hier angewendete Skala ist dabei als eine richtige Möglichkeit zu betrachten und ist in der Legende von Tabelle 5.3 aufgelistet. Die Ordnung der Präferenzen des Entscheiders erfolgt durch Vergabe von Punkten zwischen 0 und 4. Wenn dem Entscheider das Kriterium k erheblich bedeutsamer ist als das Kriterium l , so erhält das Kriterium k 4 Punkte und das Kriterium l keinen Punkt. Beispielsweise steht in der ersten Zeile der vierten Spalte eine 4, da die Reinwasserqualität erheblich bedeutsamer als der Flächenbedarf eingeschätzt wird.

Im dritten Schritt der Nutzwertanalyse wird für jede Alternative festgelegt, inwieweit sie die Kriterien erfüllen. Die hier angewendete Skala vergibt für die Darstellung des Erfüllungsgrades Punkte von null bis fünf³⁰, wobei fünf Punkte den höchsten Erfüllungsgrad darstellt. Die Vergabe der Punkte erfolgte auf Grundlage der in Kapitel 5.1 diskutierten Argumente. Tabelle 5.4 zeigt die Erfüllungsgrade der sieben Kriterien für die drei alternativen Aufbe-

²⁷ Zulässige Transformationen sind die Multiplikation mit positivem Faktor, die Addition und die Subtraktion mit einer Konstanten. Eine Streckung oder Stauchung der Bewertungsskala hat damit zwar einen Einfluss auf die Abstände und absoluten Werte des Gesamtnutzens, die Reihung der Alternativen ändert sich jedoch nicht.

²⁸ Dass Individuen u. U. völlig andere Präferenzen haben können, soll hier nicht näher diskutiert werden.

²⁹ Sind beispielsweise die tatsächlichen Betriebsstunden eines Aggregates das Kriterium, d. h. nur ein wartungsfreies System ist 100% betriebssicher oder zählen routinemäßige Wartungsarbeiten nicht dazu?

³⁰ Diese Skala wird auch in der Schule in Russland angewendet, wo die Note 5 die Beste ist.

Tabelle 5.3: Gewichtung der Kriterien der Bewertung durch Offenlegung der Präferenzordnung des Entscheiders

Kriterium <i>k</i>	Kriterium <i>l</i>							Zeilensumme	Normierung
	Reinwasserqualität	Betriebssicherheit/ Verfügbarkeit	Wartungsaufwand	Flächenbedarf	Energiebedarf	Flexibilität bei Roh- wasserschwankungen	Entsorgung der Abprodukte		
Reinwasserqualität	—	3	4	4	4	4	4	23	0,274
Betriebssicherheit/ Verfügbarkeit	1	—	3	4	3	4	4	19	0,226
Wartungsaufwand	0	1	—	3	2	3	1	10	0,119
Flächenbedarf	0	0	1	—	2	0	0	3	0,036
Energiebedarf	0	1	2	2	—	1	2	8	0,095
Flexibilität bei Roh- wasserschwankungen	0	0	1	4	3	—	1	9	0,107
Entsorgung der Abprodukte	0	0	3	4	2	3	—	12	0,143
Summe								84	1

Legende: Kriterium *k* erheblich bedeutsamer als Kriterium *l* 4:0
 Kriterium *k* bedeutsamer als Kriterium *l* 3:1
 Kriterium *k* gleich bedeutsam wie Kriterium *l* 2:2

Tabelle 5.4: Erfüllungsgrad der Kriterien durch die Alternativen

Alternative	Kriterien						
	Reinwasserqualität	Betriebssicherheit/ Verfügbarkeit	Wartungsaufwand	Flächenbedarf	Energiebedarf	Flexibilität bei Roh- wasserschwankungen	Entsorgung der Abprodukte
konventionelle Aufbereitung	4	4	3	2	3	2	3
Ultrafiltration mit Rohrmodulen	5	4	2	1	4	5	3
Ultrafiltration mit getauchten Membranen	5	4	3	5	2	5	4

Legende:
 Bewertung Punkte sehr gut 5 gut 4 befriedigend 3 ausreichend 2 schlecht 1 ungenügend 0

reinigungsmöglichkeiten und stellt damit die Zusammenfassung der verbalen Argumentation dar.

Im nächsten Schritt werden die gewichteten Teilnutzen $g_k \cdot n_k(a_k)$ durch Multiplikation der gewichteten Kriterien g_k mit dem Erfüllungsgrad $n_k(a_k)$ der jeweiligen Alternative bestimmt. Die Addition der gewichteten Teilnutzen ergibt den Gesamtnutzen $N(a)$ einer Alternative, dargestellt in der letzten Zeile von Tabelle 5.5. Die Alternative mit der höchsten Punktzahl erhält den höchsten Rang in der Präferenzordnung. Der Entscheider würde also das Verfahren mit der Ultrafiltration mit getauchten Membranen dem Verfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und der konventionellen Variante vorziehen.³¹

Tabelle 5.5: Berechnung der Nutzwerte für alle Alternativen

Kriterium k	g_k	Mehrschichtfilter		Rohrmodul		getauchte Membran	
		$n_k(a_k)$	$g_k n_k(a_k)$	$n_k(a_k)$	$g_k n_k(a_k)$	$n_k(a_k)$	$g_k n_k(a_k)$
Reinwasserqualität	0,274	4	1,10	5	1,37	5	1,37
Betriebssicherheit/ Verfügbarkeit	0,226	4	0,90	4	0,90	4	0,90
Wartungsaufwand	0,119	3	0,36	2	0,24	3	0,36
Flächenbedarf	0,036	2	0,07	1	0,04	5	0,18
Energiebedarf	0,095	3	0,29	4	0,38	2	0,19
Flexibilität bei Roh- wasserschwankungen	0,107	2	0,21	5	0,54	5	0,54
Entsorgung Abprodukte	0,143	3	0,43	3	0,43	4	0,57
Gesamtnutzen $N(a)$			3,4		3,9		4,1

5.3 Fazit des technischen Vergleichs

Der technische Vergleich der vorliegenden Arbeit konnte auf der Basis einer ausgezeichneten Datenlage durchgeführt werden. Zur Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser wurden zunächst die Ergebnisse vorangegangener Untersuchungen für das konventionelle Verfahren mit Mehrschichtfiltration sowie der Ultrafiltration mit Rohrmodulen ausgewertet.

Für das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen wurden eigene kleintechnische Pilotversuche am Standort in Bannwil durchgeführt. Die Ergebnisse haben gezeigt, dass das Flusswasser mit einer einfachen Verfahrenskette aufbereitet werden kann, bei der die Adsorptionsstufe zur Entfernung anthropogener Verunreinigungen durch Zugabe von Pulveraktivkohle in die Membranfiltrationsstufe integriert werden kann, ohne wesentliche Einbußen in der Filtrationsleistung hinnehmen zu müssen.

³¹ Ultrafiltration mit getauchten Membranen > Ultrafiltration mit Rohrmodulen > konventionelle Aufbereitungstechnik

Die Ergebnisse der Pilotversuche fanden Eingang in die Konzepte der Großanlagen, die im Rahmen dieser Arbeit in einer Vorplanung ausgelegt wurden. Die erarbeiteten Konzepte schließen dabei nicht aus, dass es bei der Anwendung des jeweiligen Verfahrens noch weitere Ausführungen gibt. Sie stellen vielmehr drei Varianten dar, mit denen Aarewasser zu Trinkwasser aufbereitet werden kann.

Anschließend wurden die Varianten der Aufbereitungsverfahren aus technischer Sicht bewertet. Dazu wurden die Verfahren zunächst mit einer verbal-argumentativen Bewertung unter Einbeziehung der Bewertungskriterien der Aufgabenstellung verglichen. Mit einer Nutzwertanalyse wurden die Argumente nachvollziehbar zu einem Gesamturteil aggregiert. Dabei hat sich unter Beachtung der Randbedingungen des Vergleiches die Ultrafiltration mit getauchten Membranen als das beste Verfahren aus technischer Sicht herauskristallisiert. Insbesondere da der Reinwasserqualität sowie der Flexibilität des Systems hohe Priorität eingeräumt wurde, sind das konventionelle Verfahren sowie die Ultrafiltration mit Rohrmodulen am Ende in der Rangfolge niedriger bewertet.

Kapitel 6

Ökonomischer Vergleich

6.1 Problemstellung

Die Durchführung wasserwirtschaftlicher Investitionen erfordern umfangreiche Arbeiten von einer großen Anzahl von potenziell beteiligten Akteuren. In Abbildung 6.1 sind die grundsätzlichen Beziehungen der Beteiligten bei Planung und Bauausführung für eine Anlage in der Wasserversorgung dargestellt.

Der Auftraggeber beauftragt dabei in der Regel ein Ingenieurbüro, dass die Planung der Anlage und die Überwachung der Baudurchführung übernimmt sowie den Kontakt zu den zuständigen Fachbehörden hält. Der Auswahl eines geeigneten, fachkundigen und zuverlässigen Planers durch den Auftraggeber kommt eine entscheidende Bedeutung zu, denn sie ist die Voraussetzung für den Bau einer Anlage im Interesse des Auftraggebers als Optimum zwischen Anfangs- und Folgekosten.

Die Bedeutung des Einbezugs von Wirtschaftlichkeitsvergleichen schon in einem frühen Planungsstadium wird in Abbildung 6.2 deutlich. Größte Sorgfalt in der Planung muss auf die Phasen Grundlagenermittlung und Vorplanung gelegt werden, da hier die größten Kos-

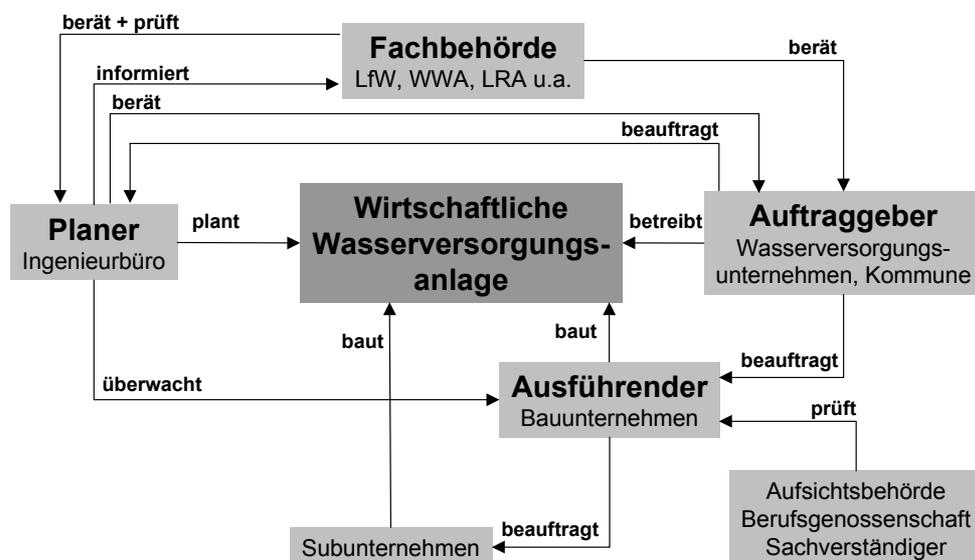


Abbildung 6.1: Akteure und ihre Zusammenarbeit bei Planung und Bau von Wasserversorgungsanlagen; Quelle: in Anlehnung an BAUER et al. (2000), S. 15

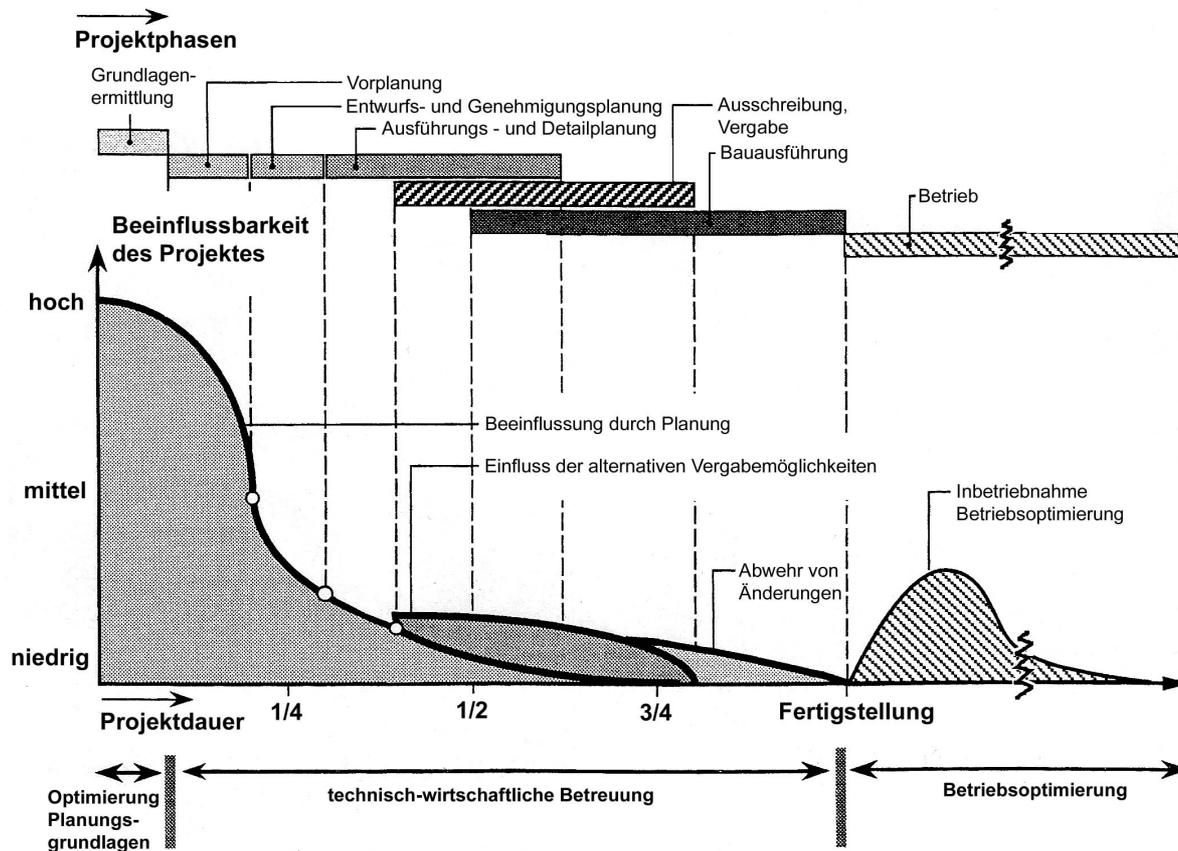


Abbildung 6.2: Beeinflussbarkeit der Kosten in Abhängigkeit der Projektphasen;
Quelle: in Anlehnung an ATV-ARBEITSGRUPPE 8.1.1 (1998), S. 564

teneinsparpotenziale liegen.¹ Insbesondere in den frühen Phasen des Projektes werden durch die Auswahl bestimmter technischer Lösungen und technologischer Verfahren Kostenbeträge bereits festgelegt, auch wenn sie erst in späteren Phasen entstehen.

Der Detaillierungsgrad und die Genauigkeit der Kosten-Informationen sind zu Beginn eines Projektes zwar gering, die Anwendung von Wirtschaftlichkeitsprüfungen von Beginn an ist aber für die Ausschöpfung der Kosteneinsparpotenziale sinnvoll. Aus dem gleichen Grunde lohnt es sich auch, die Grundlagenermittlung und Vorplanung gründlich durchzuführen, denn gelingt es beispielsweise bei einer Kostenschätzung auf der Basis von zehn gleichwertigen Grobelementen eine Genauigkeit von jeweils $\pm 20\%$ zu erreichen, so reduziert sich der statistische Fehler für die Gesamtkosten bereits auf $\pm 6\%$.² Mit fortschreitender Detaillierung des Projektes kann die Kostenschätzung in eine Kostenermittlung münden.

¹ Kosteneinsparpotenziale, die in jeder anderen Projektphase auch umsetzbar sind, werden hier nicht im Detail diskutiert.

² Vgl. LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), S. 3-4

6.2 Theoretischer Hintergrund

Im folgenden wird die Methode des Life Cycle Costing, das in dieser Arbeit als Instrument zur Ermittlung der wirtschaftlichsten Variante eingesetzt wurde, vorgestellt und die Notwendigkeit sowie die Vorgehensweise einer Sensitivitätsanalyse erläutert.

Das Hauptziel des Life Cycle Costing (LCC) ist die Optimierung von Kosten, Leistung und Zeit eines Systems über dessen Lebenszyklus. Das LCC ist keine eigenständige Methode, sondern es besteht aus einer Vielzahl von Methoden, die vor allem aus der Investitionsrechnung bekannt sind. Bei der Lebenszyklusbetrachtung von Systemalternativen ist die Zeitstruktur der Lebenszykluszahlungen³ zu erfassen, um die zeitlich unterschiedlich anfallenden Ein- und Auszahlungen vergleichbar zu machen.⁴

Der Vorteil des LCC liegt in der ganzheitlichen Betrachtung. Der Trade-off zwischen Anfangs- und Folgekosten wird durch die Erfassung sämtlicher Auszahlungen von der „Wiege bis zur Bahre“, d. h. von der Planung bis zur Stilllegung der Wasserversorgungsanlage, erfasst. Die Anwendung des LCC ist insbesondere dann sinnvoll, wenn es sich um Projekte mit langer Lebensdauer, hohem Kapitaleinsatz und hohen Folgekosten handelt. In Kapitel 6.1 wurde bereits dargestellt, dass die Planung eines Wasserwerks einen komplexen Prozess mit vielen Akteuren darstellt. Aus Abbildung 6.2 ist der zeitliche Ablauf einer solchen Planung ersichtlich, deren sorgfältige Durchführung sich insbesondere wegen des hohen Einsparpotenzials lohnt.⁵

Der Wirtschaftlichkeitsvergleich der Varianten wird in dieser Arbeit mit dem Life Cycle Costing, nicht nur wegen der erfüllten Voraussetzungen für die Anwendung, durchgeführt. Vielmehr würde der Vergleich der Investitions- und Betriebskosten ohne Beachtung der Reinvestitionskosten und dem zeitlichen Anfall der Kosten, wesentliche monetäre Informationen vernachlässigt. Die Anwendung des LCC auf die Aufgabenstellung der Arbeit entspricht methodisch der Kostenvergleichsrechnung der Länderarbeitsgemeinschaft Wasser.⁶

Mit Hilfe der dynamischen Investitionsrechnung wird die Lebenszyklusbetrachtung des LCC dadurch umgesetzt, dass die zu unterschiedlichen Zeitpunkten t anfallenden Zahlungen $E_t - A_t$ auf einen gemeinsamen Vergleichszeitpunkt null mit dem Zinssatz i abgezinst (diskontiert) werden. Eine auf den Beginn des Lebenszyklus abgezinste Zahlung bezeichnet man als Barwert oder Kapitalwert C_0 .⁷ Die Anschaffungsauszahlung I_0 ist in Gleichung (6.1) ausgegliedert.

$$C_0 = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{E_t - A_t}{(1+i)^t} \quad (6.1)$$

³ Die verwendeten Rechengrößen im LCC sind Ein- und Auszahlungen. Die Bezeichnung „Costing“ ist daher aus betriebswirtschaftlicher Sicht unpräzise. Vgl. COENENBERG (1997), S. 484

⁴ Vgl. KRIEGBAUM (1999), S. 234 ff

⁵ Im LCC wird dieses Unterziel als Gestaltungsziel bezeichnet.

⁶ LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), S. 1-2 f

⁷ Vgl. PERRIDON und STEINER (1997), S. 61 ff.

Bei mehreren, sich gegenseitig ausschließenden Investitionsprojekten ist nach der Entscheidungsregel dasjenige Projekt mit dem höchsten Kapitalwert auszuwählen.

Für die Bestimmung der Einzahlungsüberschüsse ($E_t - A_t$) sind nur solche Ein- und Auszahlungen relevant, die durch die Realisierung eines Investitionsprojektes in der Zukunft zusätzlich ausgelöst bzw. vermieden werden.⁸

Einzahlungen treten bei der Bereitstellung von Trinkwasser aus der Erhebung von Gebühren, die Preise für direkte Gegenleistungen im öffentlichen Bereich darstellen, auf. Ziel der Erhebung von Gebühren ist die Finanzierung von Leistungen, die durch die öffentliche Hand angeboten werden. Aus dem Kostendeckungsprinzip der Gebührenkalkulation geht hervor, dass die Berücksichtigung dieser Gebühren zu einem Kapitalwert von $C_0 = 0$ führen muss und deren Einbeziehung für die Entscheidung also nicht zielführend ist.⁹

Für die Bestimmung der Anfangskosten der vorliegenden Kostenschätzung wurden die Investitionskosten für den Bau und die Ausrüstung der drei betrachteten Wasserwerke herangezogen. Die Folgekosten wurden durch die Betriebskosten, Entsorgungskosten und Reinvestitionskosten einzelner Anlagenteile vor Ablauf des Planungshorizonts bestimmt.

Sensitivitätsanalysen¹⁰ zeigen die Auswirkungen von möglichen Änderungen wichtiger Rechengrößen, hervorgerufen durch Unsicherheiten der Prognosen, auf den Kapitalwert. Dazu wird ein einzelner Inputparameter (z.B. Zinssatz, Membrankosten) ceteris paribus um einen bestimmten Prozentsatz geändert. Die Darstellung in der so genannten Hoehcster Spinne zeigt diejenigen Parameter, deren Änderung besonders großen Einfluss auf den Kapitalwert ausüben.

6.3 Ermittlung der Investitions- und Betriebskosten

6.3.1 Ermittlung der Investitionskosten

Die Investitionskosten wurden in Kosten für technische Ausrüstungen und Kosten für den baulichen Teil unterteilt.

Die Ermittlung der Investitionskosten für technische Ausrüstungen erfolgt auf Grundlage einer Kostenschätzung mit Unterstützung durch Erfahrungen des Anlagenbauunternehmens VA TECH Wabag. Anhand der festgelegten Anlagengestaltung und der wesentlichen Auslegungsparameter wurden Einkaufspreise für die großen Positionen bei den Lieferanten der VA TECH Wabag angefragt. Preise für Standardkomponenten beruhen auf im Unternehmen vorliegenden aktuellen Angebotspreisen. Dazu kommen die Kosten für Verpackung und Transport mit 2 % der Herstellkosten sowie Montagen mit 4 % der Herstellkosten.

Um die Investitionskosten für Maschinenteknik zu erhalten, mussten zu den Einkaufspreisen in einem nächsten Schritt die internen Kosten des Anlagenbauers hinzugefügt werden. Dazu gehören Personalkosten für die technische sowie kaufmännische Bearbeitung,

⁸ Vgl. GÜNTHER und FISCHER (1999), S. 20

⁹ Vgl. SÄCHSISCHES STAATSMINISTERIUM FÜR UMWELT UND LANDESENTWICKLUNG (1996), S. 109

¹⁰ in den KVR-Leitlinien (LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998)) auch als Empfindlichkeitsprüfung bezeichnet

wobei als Richtwert gilt, dass mindestens 2000 h/Mio. € benötigt werden. Die Addition von 2 % vom Einkaufspreis für Vertrieb ergibt die Herstellkosten. Dazu werden noch 1 % kalkulatorische Zinsen und 5 % Wagnis und Gewinn kalkuliert und das Ergebnis ist der Angebotspreis für Maschinentechnik des Anlagenbauers, dargestellt in Tabelle 6.1.

Tabelle 6.1: Investitionskosten der drei Varianten nach Positionen

Position	konventionelles Verfahren	Ultrafiltration mit Rohrmodulen	Ultrafiltration mit getauchten Mem- branen
	€	€	€
Rohwasserfassung	37.392	37.927	36.240
Mehrschichtfilter	448.196		
Vorreinigung		271.100	60.182
Chemikaliendosierung	65.168	66.101	68.595
Ozonung	307.143		
Membrananlage		1.875.328	3.232.558
Membranreinigung		30.476	226.492
Zwischenpumpwerk	31.249	50.118	106.642
Aktivkohlefiltration	609.445	618.168	
Reinwasserpumpwerk	32.050	32.509	31.062
Schlammbehandlung	185.286	128.001	98.687
Summe Maschinentechnik	1.715.929	3.109.729	3.860.459

Die gleichen Aufschläge wurden bei der Kalkulation der Investitionskosten für Rohrleitungen, Armaturen sowie E-/MSR-Technik¹¹ verwendet. Der Anteil der Rohrleitungen wurde nach einer statistischen Auswertung der von der VA TECH Wabag gebauten Trinkwasserwerke mit 30 % der Maschinentechnik angesetzt. Bei den Membrananlagen wurde die Verrohrung der Membranmodule separat kalkuliert. Für Armaturen wurden 8 % und für E-/MSR 14 % vom Materialpreis der Maschinentechnik kalkuliert. Für die Kalkulation der Kosten für Armaturen und E-/MSR der beiden Membrananlagen wurde der Materialpreis der Ultrafiltration mit Rohrmodulen zugrunde gelegt, da diese Positionen bei den Membrananlagen als aufwändiger einzuschätzen sind als bei der konventionellen Variante, eine unterschiedliche Bewertung zwischen diesen beiden Varianten jedoch nicht gerechtfertigt ist.¹²

Eine weitere wichtige Position für die Ermittlung der Investitionskosten sind die Kosten für den Bau. Baupreise unterliegen relativ großen Schwankungen, sowohl saisonal, konjunkturbedingt als auch regional. Der Auftraggeber kann daher unter bestimmten Voraussetzungen große Kosteneinsparpotenziale nutzen. Dazu zählt nicht nur die Wahl einer geeigneten Bauperiode, sondern auch die Entscheidung, ob z. B. durch Eigenleistung in einer Gemeinde bestimmte Bauleistungen billiger zu erbringen sind als am Markt.

Da der Charakter des Vergleichs der Verfahren in dieser Arbeit eher allgemeiner Natur ist, soll der Einfluss der beschriebenen Besonderheiten gering gehalten werden. Für die

¹¹ Elektro-, Mess-, Steuer- und Regeltechnik

¹² Die unterschiedlichen Kosten der Maschinentechnik der Membrananlagen ist im wesentlichen durch den Membranpreis bestimmt und kann daher nicht als Kostentreiber für die Positionen Armaturen und E-/MSR verwendet werden.

Kostenschätzung des baulichen Teils wurde aus diesem Grunde auf Durchschnittswerte zurückgegriffen. Der verwendete Kostentreiber ist m^3 umbauter Raum mit einem Durchschnittspreis von 332 €/m^3 .¹³ Die Abschätzung des Raumbedarfs der Anlagenteile beruht auf den Angaben von MUTSCHMANN und STIMMELMAYR (1999), S. 690 f.¹⁴ Der Raumbedarf der Membrananlagen beruht auf den in Kapitel 4 vorgestellten Konzepten. Nebenräume wie Büroräume oder Sanitärräume wurden nicht betrachtet, da keine signifikanten Unterschiede aus der Anwendung der verschiedenen Technologien ausgemacht werden konnten. Die Kostenschätzung für den baulichen Teil der Trinkwasserwerke ist in Tabelle D.1 in Anhang D aufgeführt.

Das Ergebnis der Ermittlung der Investitionskosten ist in Abbildung 6.3 graphisch dargestellt. Die Investitionen für eine konventionelle Anlage liegen mit 4,1 Mio € unter denen der Ultrafiltrationsanlagen mit 5,3 Mio €. Der größte Anteil bei den Ultrafiltrationsanlagen ist auf die benötigte Membranfläche zurückzuführen. Während die Ultrafiltration mit Rohrmodulen niedrigere Kosten für technische Ausrüstungen aufweist, schlägt sich der geringere Platzbedarf für die getauchten Membranen in einem geringerm Bauvolumen und somit geringeren Baukosten nieder.

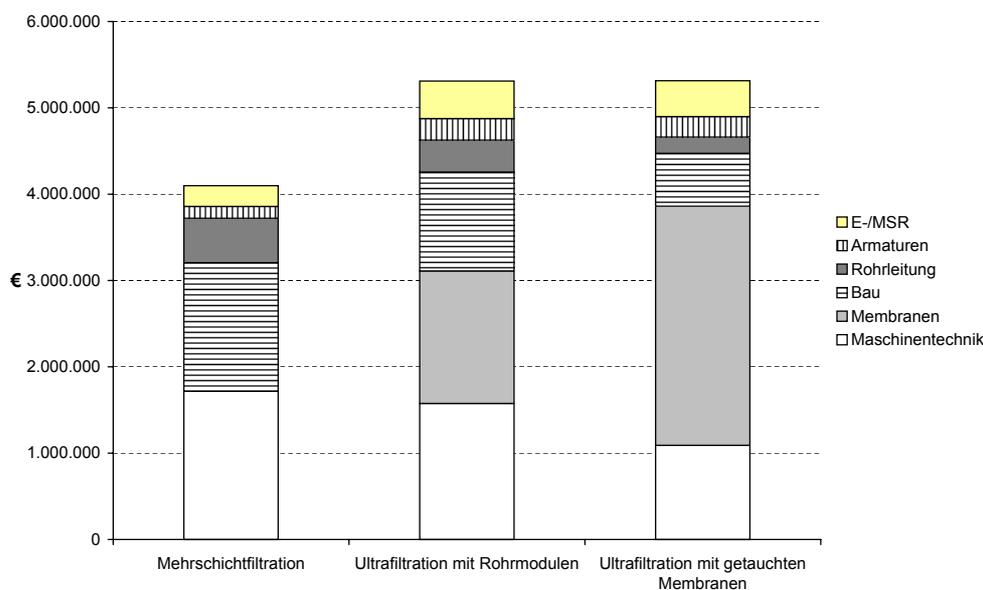


Abbildung 6.3: Investitionskosten für die drei Varianten

An dieser Stelle sei darauf hingewiesen, dass der Kostenvergleich nur für die entwickelten Varianten und mit den zugrunde gelegten Annahmen Gültigkeit besitzt. Auf eine Allgemeingültigkeit bei Vergleichen von Filtertechnik mit Membrantechnik kann nicht geschlossen werden.

¹³ Vgl. MUTSCHMANN und STIMMELMAYR (1999), S. 690

¹⁴ MUTSCHMANN und STIMMELMAYR (1999), S. 690 f

6.3.2 Ermittlung der Betriebskosten

Unter Betriebskosten oder laufenden Kosten werden sämtliche „zum Betrieb, zur Wartung, Unterhaltung und Überwachung von Anlagen erforderlichen, in der Betriebsphase regel- oder unregelmäßig wiederkehrenden Aufwendungen“¹⁵ verstanden. Die Einteilung erfolgt nach Personalkosten, Sachkosten und Energiekosten.¹⁶

Energiekosten. Der Energieverbrauch einer Wasserversorgungsanlage wird im wesentlichen durch die Wasserförderung verursacht. Außerdem wird Energie für die Aufbereitung und den allgemeinen Bedarf benötigt. Die Abschätzung des jährlichen Energieverbrauchs für die drei Verfahren erfolgt mit Hilfe einer Energieverbraucherliste, auf der jeder große Verbraucher aufgeführt ist. Der Jahresenergieverbrauch eines Verbrauchers ergibt sich aus der Multiplikation der Leistung mit dem Wirkungsgrad und der Laufzeit des Aggregates. Die Addition der Energieverbräuche ist in Abbildung 6.4 graphisch dargestellt. In den Tabellen D.2 bis D.4 in Anhang D ist für jede der drei Varianten die Energieverbraucherliste erstellt.

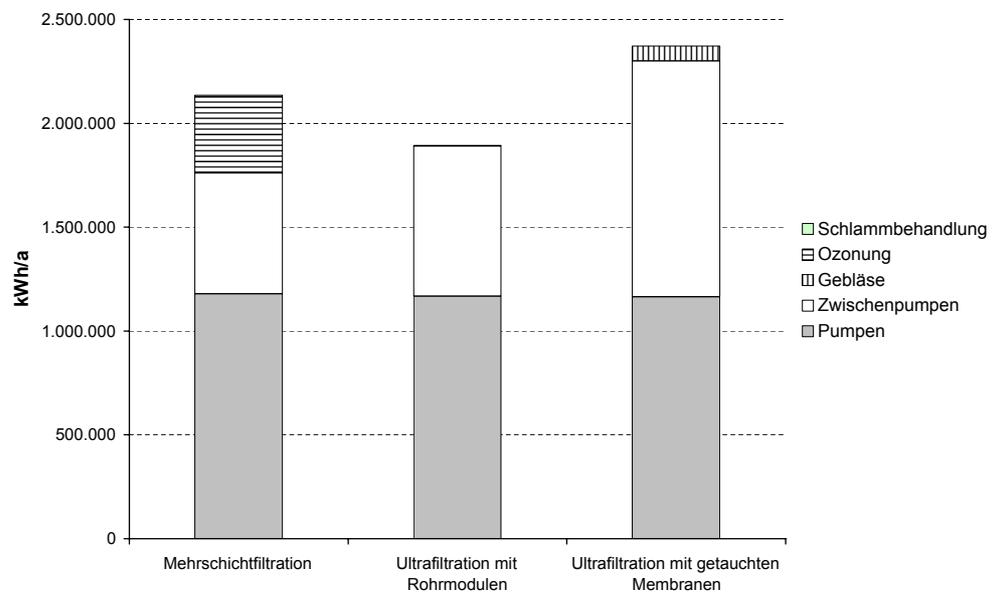


Abbildung 6.4: Schätzung des jährlichen Energieverbrauchs

Das Verfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen weist mit ca. 1.900 MWh pro Jahr den geringsten Energiebedarf auf. Die konventionelle Mehrschichtfiltration benötigt 2.100 MWh pro Jahr. Die Ultrafiltration mit getauchten Membranen ist mit fast 2.400 MWh pro Jahr das energieintensivste Aufbereitungsverfahren. Bemerkenswert ist, dass beinahe die Hälfte der Energie für den Betrieb der Zwischenpumpen, d. h. der reversiblen Permeatpumpen, benötigt wird.

Die Preise für Energie sind insbesondere nach der Liberalisierung des Strommarktes dif-

¹⁵ Definition gemäß LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), S. 3-2

¹⁶ Andere Einteilungen, bei denen z. B. die Energiekosten zu den Sachkosten gerechnet werden, sind genauso zulässig. Wichtig ist, dass sämtliche Kosten erfasst werden.

ferenziert zu betrachten. So kann es regional und zeitlich sehr große Unterschiede geben.¹⁷ Besonders bei sehr großen Abnahmemengen über 1.000 MWh pro Jahr werden individuelle Verhandlungen interessant.

Für die Abschätzung der Energiekosten ist eine Durchschnittsbetrachtung jedoch hinreichend genau. Der Energiepreis wurde daher mit 0,1 €/kWh angesetzt. Daraus ergeben sich die Jahresenergiekosten von 213.543 € für die konventionelle Variante. Die Ultrafiltration mit Rohrmodulen verursacht Kosten in Höhe von 189.286 € pro Jahr und die Ultrafiltration mit getauchten Membranen 237.231 € pro Jahr.

Sachkosten. Zu den Sachkosten gehören Kosten für Betriebsstoffe und -mittel, Materialkosten für Instandhaltung sowie Wartungs- und Unterhaltskosten.

Die Kosten für Betriebsstoffe werden im Wesentlichen durch die Einsatzstoffe im Prozess bestimmt. Dazu zählen die Chemikalien und der Sauerstoff für die Ozonung. In Tabelle D.5 in Anhang D ist die Ermittlung der Kosten für die Betriebsstoffe aus den benötigten Einsatzmengen dargestellt. Tabelle 6.2 fasst die jährlichen Kosten für Chemikalien und Sauerstoff der Varianten zusammen. Die Ultrafiltration mit Rohrmodulen hat mit fast 95.000 €/a die höchsten Kosten, gefolgt vom konventionellen Verfahren mit ca. 77.000 €/a und der Ultrafiltration mit getauchten Membranen mit den niedrigsten Kosten in Höhe von 73.000 €/a.

Tabelle 6.2: Kosten der Betriebsstoffe in €/a

	konventionelle Variante	Ultrafiltration mit Rohrmodulen	Ultrafiltration mit getauchten Membranen
Polyaluminiumchlorid	41.937	41.937	
Pulveraktivkohle			43.856
Chlordioxid	26.127	26.127	26.127
Polyelektrolyt	3.511	3.579	2.643
Sauerstoff	5.823		
Natriumhypochlorit		18.184	371
Salzsäure		4.840	24
Summe	77.399	94.667	73.021

Für die Wartung und den Unterhalt der technischen Ausrüstung des Wasserwerks werden jährlich 3 % der Investitionskosten für maschinelle Ausrüstung angesetzt. Die Wartung und der Unterhalt der Gebäude, betonierten Behälter etc. wird mit 1 % der Investitionskosten für den baulichen Teil berücksichtigt.

Außerdem muss es jährlich mindestens eine Regenerierung der Kornkohle aus den Aktivkohlefiltern bei der konventionellen Variante und der Ultrafiltration mit Rohrmodulen geben. Die Filter enthalten 121 t Kornkohle. Der Preis für die Regenerierung der Kohle wird in langfristigen Verträgen mit dem Kohlehersteller festgelegt. Die angenommenen 400 €/t

¹⁷ So können bei besonders günstigen Tarifen in der Nacht die Filterspülungen mit moderner Leittechnik in diese Zeiten gelegt werden.

verstehen sich inklusive der neuen Kohle für den Verlustausgleich durch den Abbrand und Transport.¹⁸

Personalkosten. Die Abschätzung der Personalkosten im Rahmen der Arbeit gestaltete sich recht schwierig, da die Personalkosten regional sehr unterschiedlich sein können und die Angaben in der Literatur sehr große Spannweiten aufweisen.¹⁹ Die folgenden Überlegungen haben einen einheitlichen Ansatz von 336.570 €/a für alle drei Varianten ergeben.

Die Überwachung der Anlagen wird heute meist im Verbund von mehreren Wasserwerken für ein oder mehrere Versorgungsgebiete sichergestellt. Daraus ergeben sich Einsparpotenziale, die jedoch gleichmäßig auf alle Werke verteilt werden müssen. Das heißt, dass einem kleinen Wasserwerk, das fernüberwacht wird, anteilige Personalkosten zugerechnet werden müssen. Damit ist eine Überwachung der Wasserwerke rund um die Uhr sichergestellt, obwohl nur 16 h Personalkosten pro Tag angerechnet werden.

Der Personalbedarf für Anlagen mit einem sehr hohen Automatisierungsgrad wie bei den Membrananlagen ist allgemein geringer als bei Anlagen mit geringerem Automatisierungsgrad. Dafür erfordert die Betreuung der Membrananlagen die Weiterbildung des Personals.

Membranersatzkosten. Die Zurechnung der Kosten für den Membranersatz zu den Betriebskosten erscheint sinnvoll, wenn man die Membranen als Verbrauchsgut, z. B. in Analogie zur Regenerierung der Aktivkohlefilter, betrachtet.

Auf Empfehlung der LAWA-Richtlinie wurden die Membranersatzkosten in der vorliegenden Arbeit nicht zu den Betriebskosten gezählt, da die angenommene Lebensdauer der Membranen mit 8 Jahren größer als die Vorgabe von 5 Jahren ist.

Entsorgungskosten. Entsorgungskosten entstehen aus den im Aufbereitungsprozess anfallenden Rückständen, die verwertet oder beseitigt werden müssen. Die Kosten für die Verwertung von Rückständen aus der Wasseraufbereitung hängen stark von ihrer stofflichen Zusammensetzung, ihren Entwässerungseigenschaften, den Entfernungen zu den Verwertungsstellen sowie den anfallenden Mengen ab. Die hier angenommenen 230 €/t TR liegen im mittleren Bereich der in der Literatur angegebenen groben Richtwerte.²⁰

Die Ermittlung der Betriebskosten unter den diskutierten Voraussetzungen und Ansätzen ist für die drei untersuchten Verfahren in den Tabellen D.6–D.8 in Anhang D dargestellt. Eine Zusammenstellung der diskutierten Positionen befindet sich in Tabelle 6.3. Dabei ist der Betrieb des Verfahrens der Ultrafiltration mit Rohrmodulen in Höhe von fast 822.000 €/a aufwändiger als das konventionelle Verfahren mit knapp 786.000 €/a. Die Kosten für das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen liegt mit fast 814.000 € pro Jahr dazwischen.

¹⁸ Dieser Preis ist eine Schätzung nach einem Gespräch mit den Rheinisch-Westfälischen Wasserwerken (RWW), die eine betriebsinterne Aufbereitung von Kornkohle betreiben.

¹⁹ Vgl. BAUER et al. (2000) sowie TWORT et al. (2000), S. 53 f.

²⁰ WICHMANN (1994), S. 251 sowie DAMMANN et al. (1996), S. 596

Tabelle 6.3: Betriebskosten der untersuchten Varianten in €/a

	konventionelle Variante	Ultrafiltration mit Rohrmodulen	Ultrafiltration mit getauchten Membranen
Energiekosten	213.543	189.286	237.231
Sachkosten	218.940	279.466	220.221
Personalkosten	336.570	336.570	336.570
Entsorgungskosten	16.454	16.454	19.812
Betriebskosten	785.508	821.777	813.834

6.4 Ermittlung des Kapitalwertes

Bestimmung des Kalkulationszinssatzes. Die Wahl des Kalkulationszinssatzes hat einen hohen Einfluss auf den Kapitalwert, siehe Kapitel 6.5. Aus diesem Grunde ist dessen Bestimmung immer besondere Aufmerksamkeit zu widmen.

Aus Sicht der Investitionstheorie gilt, dass rational handelnde Menschen die Verschiebung von Ausgaben in die Zukunft und die möglichst frühzeitige Realisierung von Einnahmen bevorzugen und damit ein positiver Kalkulationszins zu wählen ist.²¹

Allerdings hat diese Sicht zu großen Diskussionen in der Literatur und Öffentlichkeit geführt. Bei der Beachtung von ökologischen Aspekten und Zielen des sustainable development kann die Wahl des Kalkulationszinssatzes beispielsweise auch negativ ausfallen. Eine Aufzinsung wird vorgeschlagen, um die Interessen zukünftiger Generationen bei sehr langem Planungshorizont zu berücksichtigen. Die Begünstigung von technischen Weiterentwicklungen, die heute noch nicht monetarisierbar sind, erfolgt dagegen durch die Erhöhung des Diskontierungszinses.²² Des Weiteren gewichtet der Kalkulationszins die Struktur der Einzahlungsüberschüsse. Es ist zu beachten, dass niedrige Zinssätze ceteris paribus investitionskostenintensive Alternativen und höhere Zinssätze Projekte mit höheren laufenden Kosten begünstigen.

Die Anwendung der Empfehlung der LAWA-Leitlinien führte zum Ansatz eines Kalkulationszinssatzes in Höhe von 3 % p. a. in einer Bandbreite von 2 bis 5 % p. a. Die Anwendung dieses Zinses erscheint sinnvoll, da er aus einer breiten gesellschaftlichen Diskussion hervorgegangen ist.²³

Bestimmung des Planungshorizonts. Der Untersuchungszeitraum einer Alternative ergibt sich aus der Dauer der Investitions- und der Betriebsphase. Die Betriebsphase richtet sich nach der wirtschaftlichen Lebensdauer der Anlage und Anlagenteile. Die Investitionsphase, dargestellt in Abbildung 6.2 wird im vorliegenden Beispiel nicht betrachtet. Damit wird angenommen, dass sämtliche Investitionskosten am Ende der Investitionsphase anfallen.

²¹ Vgl. GÜNTHER und FISCHER (1999)

²² Vgl. GÜNTHER (1994), S. 200 ff.

²³ Vgl. LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), S. 4-3

Die Betriebsphase kann z. B. durch ökologiebedingte Veränderungen des Planungshorizonts beeinflusst werden. So kann sich der Planungshorizont verkürzen wenn sich die gesetzlichen Rahmenbedingungen ändern und schärfere gesetzliche Auflagen einen früheren Ersatzzeitpunkt notwendig machen.²⁴ Beispielsweise hat in den letzten Jahren sowohl eine Verschärfung verschiedener Grenzwerte der Trinkwasserverordnung als auch der TA Siedlungsabfall stattgefunden.²⁵

Für die Berechnung des Kapitalwertes wurde der Basis-Untersuchungszeitraum für Wasserversorgungsanlagen von 50 Jahren der LAWA-Richtlinie zu Grunde gelegt.²⁶

Berücksichtigung von Preisentwicklungen. Grundsätzlich sind zukünftige Preisentwicklungen in die monetäre Bewertung der Alternativen einzubeziehen. Allerdings stellt sich auch hier das Prognoseproblem. Die LAWA-Richtlinie empfiehlt für das praktische Vorgehen, die Einbeziehung von Preissteigerungen im Rahmen der Empfindlichkeitsprüfung um typische Fehler zu vermeiden, zumal die Preissteigerungsraten bei den Betriebskosten im Bereich von 0 bis maximal 2 % erwartet werden.²⁷

Ermittlung der Reinvestitionskosten. Da die meisten Anlagenteile eine kürzere Lebensdauer als der Untersuchungszeitraum haben, müssen die Kosten für Reinvestitionen in die Bewertung einbezogen werden. Die Ermittlung der in Tabelle 6.4 zusammengestellten Lebensdauern der verschiedenen Anlagenteile erfolgte auf Grundlage der Zusammenstellung der durchschnittlichen Nutzungsdauern in der LAWA-Richtlinie.

Tabelle 6.4: Durchschnittliche Nutzungsdauern der Anlagenteile eines Wasserwerks in Jahren;
Quelle: LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), Anlage 1

Anlagenteil	durchschnittliche Nutzungsdauer
Pumpen	15
E-/MSR	17
Rechenanlage	12
Membranen	8
Filtermaterial	9
sonstige Ausrüstungen	25
Betriebsgebäude/Behälter	50

Die Annahme der Lebensdauer der Membranen mit 8 Jahren entspricht einer optimistischen Schätzung des Herstellers und enthält damit zu erwartende technische Fortschritte bei der Membranherstellung.²⁸

Nach Ablauf der wirtschaftlichen Nutzungsdauer werden die Anlagenteile in der Berechnung des Kapitalwertes zu den Anschaffungskosten ersetzt. Ebenso ist die Entsorgung der

²⁴ Vgl. GÜNTHER (1994), S. 197 ff.

²⁵ Vgl. TRINKWV2001 (2001) und TRINKWV (1990)

²⁶ Vgl. LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), S. 4-2

²⁷ Vgl. LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (1998), S. 3-5 ff.

²⁸ persönliche Kommunikation mit Hr. Mende, Zenon Environmental Inc., vom 04.02.2002

Einsatzstoffe berücksichtigt. Am Ende des Untersuchungszeitraumes wird der Restbuchwert bei linearer Abschreibung gutgeschrieben, um die unterschiedlich langen Nutzungsdauern zu berücksichtigen.

Die Berechnung des Kapitalwertes nach der Gleichung 6.1 auf Seite 47 ist für alle drei Varianten in den Tabellen D.9–D.11 in Anhang D durchgeführt. Der Kapitalwert für das konventionelle Aufbereitungsverfahren liegt bei –26 Mio €. Für die Aufbereitung des Trinkwassers mit dem Verfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen wurde ein Kapitalwert von –32,1 Mio € berechnet und für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen erhält man –33,7 Mio €.

Nach der Entscheidungsregel würde das Aufbereitungsverfahren mit der Mehrschichtfiltration mit dem größten Kapitalwert ausgewählt.

6.5 Sensitivitätsanalyse

In Abschnitt 6.1 wurde bereits angedeutet, dass eine Sensitivitätsanalyse im Anschluss an die Ermittlung des Kapitalwertes wichtig ist, um die Auswirkungen von Unsicherheiten über zukünftige Kostenentwicklung und Kalkulationsansätze aufzuzeigen. Dazu wurden die Parameter Kalkulationszins, Membranpreis, Energiepreis und Entsorgungskosten variiert sowie die Auswirkungen einer allgemeinen Preissteigerung bei den Betriebskosten getestet.

In Abbildung 6.5 ist die Änderung des Kapitalwertes in Abhängigkeit von der Änderung des Kalkulationszinses sowie der Annahme einer allgemeinen Preissteigerung für die Betriebskosten graphisch in der so genannten Höchster Spinne dargestellt. Die Variation des Kalkulationszinses zwischen 0 % und 5 % ist als Abweichung vom mit drei Prozent angesetzten Zins in Schritten von einem Prozentpunkt angegeben. Die Erweiterung des untersuchten Bereiches im Gegensatz zur LAWA-Empfehlung bis auf null Prozent erfolgt aufgrund der in

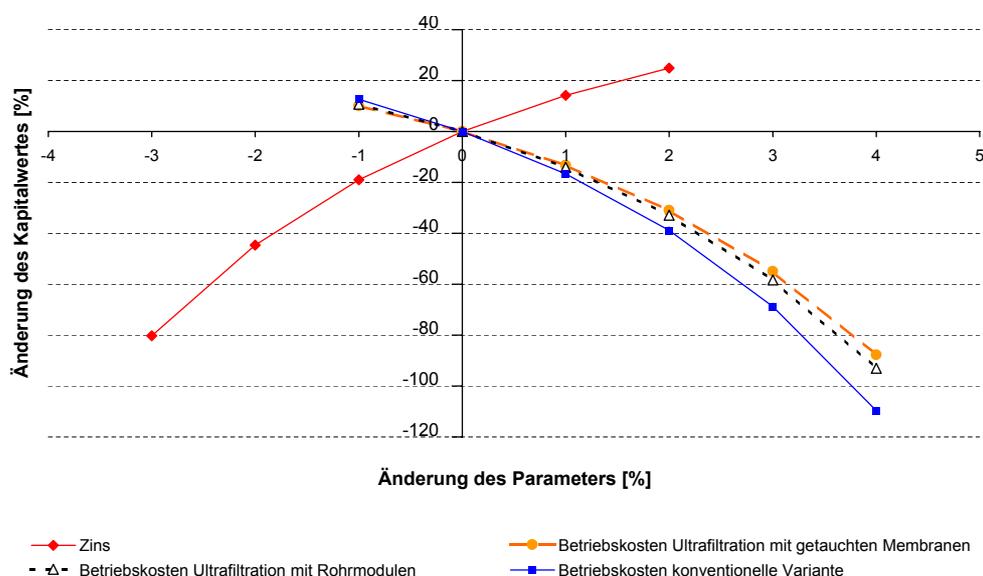


Abbildung 6.5: Höchster Spinne für Kalkulationszins und Inflation

Abschnitt 6.4 erläuterten Berücksichtigung des „Sustainability“-Gedankens. Die Änderung des Kapitalwertes schwankt bei allen Varianten zwischen in etwa 25 % und –80 %. Damit hat der Kalkulationszins einen erheblichen Einfluss auf den absoluten Wert des Kapitalwertes, berührt das Auswahlproblem aber nicht.

Ähnlich sensibel reagiert der Kapitalwert auf die Berücksichtigung einer allgemeinen Preissteigerung der Betriebskosten zwischen minus einem und vier Prozent. Sicherlich ist diese Spannweite sehr großzügig gewählt. Eine Preissteigerung von einem Prozent pro Jahr ruft eine Verringerung des Kapitalwertes zwischen 13 % für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen und 16,6 % für die konventionelle Variante hervor.

In Abbildung 6.6 sind die Preise für die Membranen, Energie sowie Entsorgung variiert. Generell reagiert der Kapitalwert auf die Änderung dieser Parameter wesentlich geringer als auf die Veränderung des Kapitalwertes oder eine allgemeine Inflation der Betriebskosten.

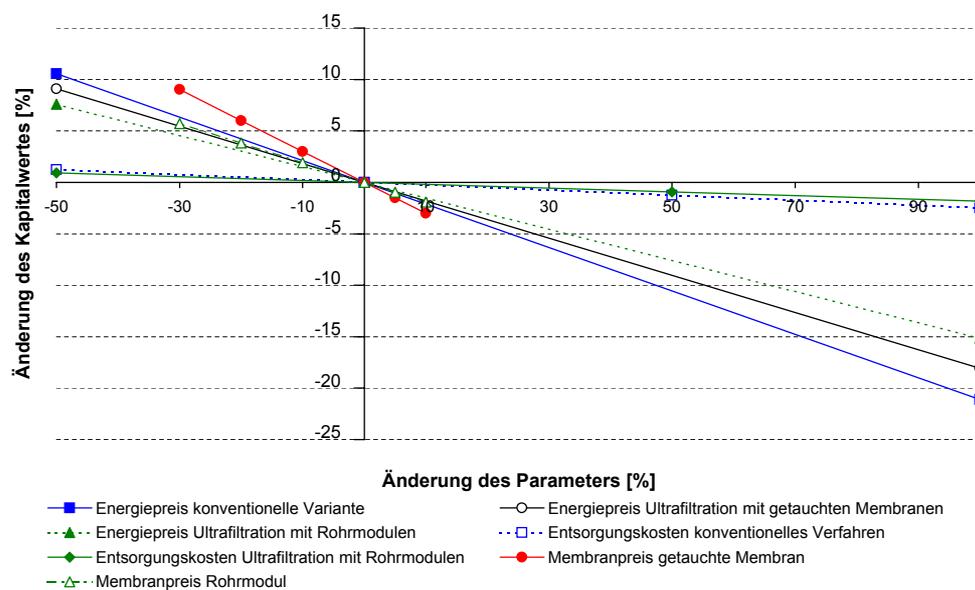


Abbildung 6.6: Höchster Spinne für Preisänderungen

Der unkritischste Parameter bei dieser Betrachtung ist die Höhe der Entsorgungskosten. Eine Verdopplung der Entsorgungskosten hätte eine maximale Auswirkung auf den Kapitalwert der konventionellen Variante von –2,5%.²⁹ Dass die Entsorgung der Wasserwerksrückstände trotzdem ein kritischer Faktor ist, zeigt die Verschärfung der Gesetzgebung.³⁰ Hierbei muss vor allem beachtet werden, dass in Zukunft bestimmte Rückstände nicht mehr entsorgt werden können und somit eine Substitution auf der Inputseite erfolgen muss.

Die Wahl der breiten Variation der Energiepreise erfolgt aufgrund der starken Veränderung des Energiemarktes in den letzten Jahren. So konnten im Zuge der Liberalisierung des Strommarktes insbesondere Großabnehmer hohe Einsparungen erzielen. Die knapper werdenden nichterneuerbaren Energiequellen, aus denen immer noch der Großteil der Energie erzeugt wird, können diesen Trend in Zukunft schnell konterkarieren. Die Auswirkungen

²⁹ Die Änderung des Kapitalwertes der Ultrafiltration mit getauchten Membranen beträgt 0 % und ist deshalb im Diagramm nicht dargestellt.

³⁰ Vgl. WICHMANN und AKKIPARAMBATH (2001), S. 23, DAMMANN et al. (1996), S. 587 ff

auf den Kapitalwert der betrachteten Varianten ist gering und bewirkt keine Änderung der zu präferierenden Reihenfolge.

Der Kapitalwert der Variante der Ultrafiltration mit getauchten Membranen reagiert bei Änderung des Membranpreises am stärksten im Vergleich zu den anderen Preisänderungen der Abbildung 6.6. Eine Verteuerung der Membranen um zehn Prozent lässt den Kapitalwert um 3 % fallen. Ein Preisnachlass um 30 % würde den Kapitalwert um 10 % steigen lassen. Dies mag angesichts der Preisentwicklung bei den Membranen der letzten Jahre ein unrealistisches Szenario sein und nach einer Marketingmaßnahme der Membranhersteller klingen. Betrachtet man jedoch den Membranpreis in Abhängigkeit vom Flux, so zeigt sich die hohe Sensibilität der Membrankosten.

Würde z. B. für die Auslegung der Anlage mit getauchten Membranen anstatt des ermittelten Nettofluxes von $33 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ eine Erhöhung um 50 % auf $48 \text{ l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ vorgenommen, so reduzierte sich die zu installierende Membranfläche um 33 % und damit auch die Membrankosten und die in Abständen zu ersetzende Membranfläche. Bei einer Reduktion der Membranfläche würden sich noch weitere verfahrenstechnische Änderungen ergeben. Dazu gehört, dass das Pumpenkonzept neu überdacht werden müsste³¹ sowie das Bauvolumen verringert würde. Abbildung 6.7 zeigt, dass eine Verringerung der Membrankosten um 30 % bei beiden Varianten der Ultrafiltration zu einem annähernd gleichen Kapitalwert sowie zu einer Annäherung an den Kapitalwert der konventionellen Variante führt.

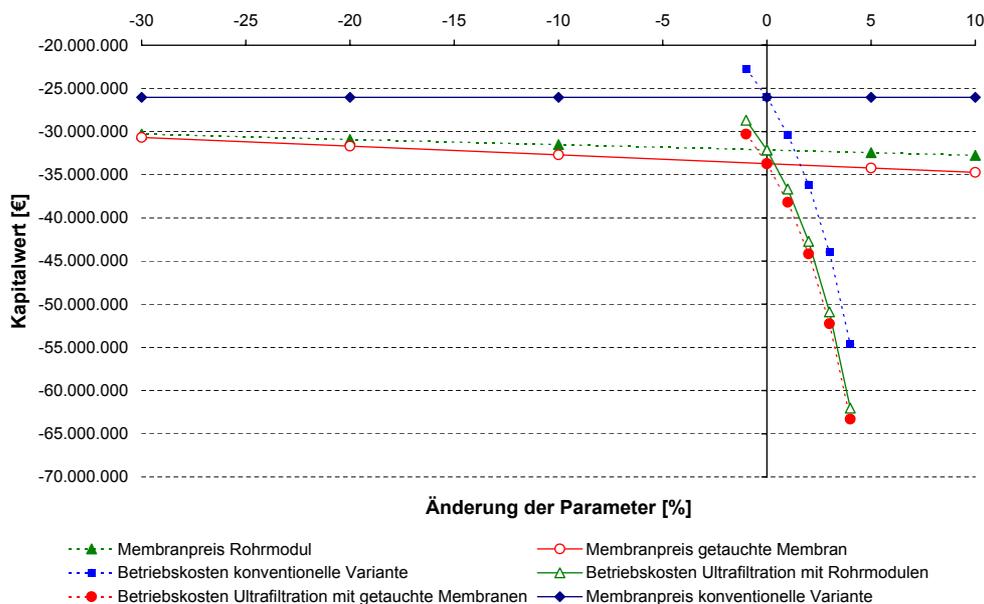


Abbildung 6.7: Höchster Spinne für absolute Änderung des Kapitalwertes

Warum wird die zu installierende Membranfläche trotzdem so hoch gewählt bzw. der Flux so niedrig angesetzt? Eine Erhöhung des Fluxes über den aus Abbildung 3.5 auf Seite 17 ermittelten Flux hinaus hätte zwar eine drastische Reduzierung der Investitionskosten zur Folge. Die Folgekosten würden jedoch steigen und damit in Summe der Kapitalwert fallen.

³¹ Wie viele Pumpen mit welcher Leistung werden einer Straße zugeordnet? Lohnen sich vielleicht separate Spülpumpen? etc.

Der Grund dafür ist die höhere Belastung der Membran und damit die kürzeren Zeiten zwischen den chemischen Reinigungen, aus denen wiederum höhere Chemikalienverbräuche folgen würden sowie die kürzeren Lebensdauern der Membranen als Folge der chemischen und mechanischen Beanspruchung.

Aus der Betrachtung der absoluten Änderung des Kapitalwertes bei Erhöhung der Betriebskosten geht hervor, dass es zu einer Annäherung der Kapitalwerte der Varianten der Ultrafiltration kommt. Der Grund dafür ist, dass sich die geringeren Betriebskosten der Ultrafiltration mit getauchten Membranen bei einer stärkeren Gewichtung der Betriebskosten bemerkbar machen. Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse sind in Tabelle D.12 in Anhang D zusammengefasst.

6.6 Fazit des ökonomischen Vergleichs

Die Ermittlung der Kapitalwerte für die Varianten der Mehrschichtfiltration, der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und der Ultrafiltration mit getauchten Membranen hat den höchsten Kapitalwert in Höhe von -26 Mio€ für die konventionelle Variante ergeben. Dieses Ergebnis ist darauf zurückzuführen, dass das konventionelle Verfahren sowohl die niedrigsten Anfangskosten, als auch Folgekosten aufweist. Insbesondere die niedrigeren Betriebskosten haben einen hohen Einfluss auf das Ergebnis. Die Verfahren der Ultrafiltration weisen Anfangsauszahlungen in fast gleicher Höhe auf. Die Betriebskosten des Verfahrens der Ultrafiltration mit getauchten Membranen liegen sogar etwas niedriger als bei der Ultrafiltration mit Rohrmodulen. Trotzdem wurde für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen mit $-33,7$ Mio€ ein niedrigerer Kapitalwert als für die Ultrafiltration mit Rohrmodulen ($-32,1$ Mio€) ermittelt. Ursache sind die hohen Reinvestitionsauszahlungen für den Austausch der Membranen. Die Sensitivitätsanalyse hat gezeigt, dass sich die Rangfolge der Varianten auch bei Betrachtung kritischer Parameter nicht ändert.

Damit ergibt sich nach dem ökonomischen Vergleich eine andere Rangfolge der Varianten als beim technischen Vergleich. Während der technische Vergleich die Ultrafiltration mit getauchten Membranen unter besonderer Beachtung der Reinwasserqualität als das geeignetste Verfahren zur Aufbereitung von Oberflächenwasser ermittelt, hat der ökonomische Vergleich mit diesem Verfahren die höchsten finanziellen Aufwendungen verbunden. Dies ist vor allem in Hinblick auf die Wasseraufbereitung in Ost- und Südosteuropa von Bedeutung, da in diesen Ländern hohe Ausgaben nicht getätigt werden können.³² Die Forderung nach einer angepassten Technik enthält damit einen Zielkonflikt aus technischen und finanziellen Möglichkeiten.³³

³² Vgl. KLÄSGEN (2001b)

³³ Vgl. SCHNOOR (1985), S. 160

Kapitel 7

Ökologischer Vergleich

7.1 Problemstellung

Die Umweltleistung umfasst die Ergebnisse des Managements der Organisation hinsichtlich ihrer Umwelteinflüsse,¹ also jener Aspekte von Tätigkeiten, Produkten oder Dienstleistungen einer Organisation, die Auswirkungen auf die Umwelt haben.²

Die Umweltleistung kann damit grundsätzlich zwei Aspekten des Unternehmens zugeordnet werden:³

- der Leistung des Umweltmanagementsystems (Tätigkeiten) und
- der Leistung im Sinne einer Reduktion der betrieblichen Umwelteinflüsse (Ergebnisse der Tätigkeiten, operative Ebene)

Die in dieser Arbeit durchgeführte Analyse stellt auf den zweiten Aspekt der Umweltleistungsmessung ab. Die Betrachtung des Aspektes der Reduktion der betrieblichen Umwelteinflüsse als Ergebnis der unternehmerischen Tätigkeit stellt auf die Definition der Umweltleistung eines Unternehmens über dessen Umwelteinflüsse ab. Die Systemgrenze bildet das Unternehmen mit seinen Prozessen und Tätigkeiten.⁴

Umwelteinflüsse oder Emissionen stellen die Ursachen für Umwelteinwirkungen oder Immissionen auf ein System (z. B. das Ökosystem Fluss) dar. Umwelteinflüsse können an der Quelle, d. h. bei seiner Entstehung im Unternehmen erfasst werden, während bei der Ermittlung der Umwelteinwirkungen die Effekte auf das jeweilige System zu untersuchen sind. Der Prozess, der von der Emission zur Immission führt, wird als Transmission beschrieben.⁵

Ziel dieser Arbeit war die Ermittlung der Umwelteinflüsse, die bei Anwendung der verschiedenen Verfahren zur Trinkwasseraufbereitung entstehen. Deshalb fand eine Betrachtung des Systems „Prozess“ der Trinkwasseraufbereitung von der Rohwasserfassung, d. h. Entnahme von Wasser aus der Natur (Fluss) bis zur Einspeisung des aufbereiteten Wassers in das Versorgungsnetz statt. Dafür wurden alle Stoff- und Energieströme des Systems in einer Analyse der Input- und Outputströme bestimmt. Das System „Prozess“ wurde zunächst

¹ Vgl. EUROPÄISCHES PARLAMENT UND DER RAT DER EUROPÄISCHEN UNION (2001), S. 2

² Vgl. GÜNTHER und BERGER (2001), S. 50

³ GÜNTHER und BERGER (2001), S. 50

⁴ Vgl. STURM (2000), S. 107 f.

⁵ Vgl. STURM (2000), S. 106

als Blackbox betrachtet. In einem nächsten Schritt wurden einzelne Transformationsvorgänge des Prozess der Trinkwasseraufbereitung ebenfalls mit Hilfe einer Input-Output-Analyse untersucht. Die Blackbox-Betrachtung wurde damit aufgehoben.

Die Umweltleistungsmessung vollzieht sich über einen Soll-Ist-Vergleich, indem die dem Management bereitgestellten Informationen über die Umweltleistung den festgelegten Kriterien des Managements gegenübergestellt werden. Als Umweltleistungskriterien oder Sollwerte können u. a. die „allgemeinen und spezifischen Ziele“ der Organisation dienen. Im Ergebnis soll eine kontinuierliche Verbesserung der Umweltleistung des Unternehmens durch die Reduktion der Umwelteinflüsse erreicht werden.

Im Sinne der Verordnung von EMAS II wurden in dieser Arbeit die ersten beiden Schritte, nämlich die Ermittlung der Umwelteinflüsse und die Bestimmung der Umwelteinwirkungen, vorgenommen, die als Ist-Daten die Grundlage der Umweltleistungsmessung darstellen.⁶

7.2 Theoretischer Hintergrund

Grundlage für den ökologischen Vergleich der Verfahren zur Trinkwasseraufbereitung bildet das Ökobilanz-Konzept. Auf der ersten Stufe einer Ökobilanz werden die Umwelteinflüsse erfasst (Sachbilanz), auf der zweiten Stufe werden die daraus resultierenden Umwelteinwirkungen analysiert (Wirkungsanalyse) und auf der dritten Stufe bewertet (Bilanzbewertung). Die Trennung von Wirkungsanalyse und Bilanzbewertung ist jedoch mehr theoretischer Natur, denn in der praktischen Durchführung sind diese Phasen in der Regel miteinander verknüpft (Bewertungsproblematik). Analog zum Rechnungswesen kann also zwischen Ansatz- und Bewertungsproblematik unterschieden werden.⁷

Die gemeinsame Basis der Ökobilanzierung ist die Input-Output-Bilanz⁸. Auf der Inputseite stehen Materialien und Energie, die aus der Natur entnommen werden.⁹ Durch den Prozess der Wasseraufbereitung werden die Inputfaktoren in das Produkt Trinkwasser und unerwünschten Output genannt Kondukte umgewandelt. Die Entnahme von Stoffen aus der Natur und die Aufnahme der Kondukte durch die Natur sind für das gesamte Ökosystem als ökologisch knapp zu betrachten und müssen damit bewertet werden.¹⁰

Die Bilanzbewertung bestimmt dabei die Sachbilanz und umgekehrt, da nur die Umwelteinflüsse bewertet werden können, die erfasst sind und nur die Umwelteinflüsse erfasst werden müssen, die bewertet werden können. Die Bewertung der Nutzung der Versorgungsfunktion¹¹ und der Trägerfunktion¹² erfolgt durch die Monetarisierung der Produktionsinputs und Kondukte.

⁶ Vgl. GÜNTHER und BERGER (2001), S. 51

⁷ Vgl. SCHILL (2000), S. 141 ff.

⁸ Vgl. BÖNING (1995), S. 25 ff.

⁹ Die Aufstellung der Sachbilanz erfolgte in Anlehnung an das IÖW-Konzept, wobei die Betriebsbilanz nicht das gesamte Wasserversorgungsunternehmen einschließt, sondern nur den Prozess der Wasseraufbereitung und die Erstellung einer Prozessbilanz durch die Betrachtung von Teilprozessen angedeutet wird. Vgl. SCHILL (2000), S.154 ff.

¹⁰ Vgl. GÜNTHER (1994), S. 1 ff.

¹¹ Sie sichert die Lieferung von Ressourcen in Form von Material und Energie durch die Natur

¹² Sie beinhaltet die Wiederaufnahme der im Produktionsprozess entstandenen Rückstände.

Tabelle 7.1: Zusammenfassende Darstellung des Bewertungsverfahrens der Monetarisierung;
Quelle: STURM (2000), S. 159

Darstellung	
Entwickler (Zeitpunkt)	keine Angabe
Bewertungsziel	Transparenz über die monetären Effekte von Umwelteinwirkungen, mit dem Ziel der Integration in betriebliche Entscheidungsprozesse
Systemgrenze (räumlich)	(Potenziell) Produktlebenszyklus
Bewertungsobjekt = Erfassungsobjekt	Stoff- und Energieflüsse sowie Bestandsgrößen
Bewertungsverfahren	quantitativ (monetär)
Annahmen / Bewertungsschritte	keine Angabe/Multiplikation der Mengenkomponente mit der Wertkomponente; die Wertkomponente besteht dabei entweder aus Markt-/internen Verrechnungspreisen (bei bereits internalisierten Effekten) oder (bei externen Effekten) auf der Grundlage des Opportunitätskostenansatzes aus dem „willingness-to-pay“- bzw. „willingness-to-sell“-Ansatz abgeleitete Werte.
Bewertungskriterien	Monetäre Aspekte
Bewertungsergebnis	Schadenskosten (Vermeidungs-, Verminderungs-, Substitutions-, Verwertungs- oder Beseitigungskosten)
Beurteilung	
Wissenschaftliche Kriterien	
Reliabilität	Dadurch, dass bei der Monetarisierung verschiedene Wertkomponenten möglich sind, leidet bei einer fehlenden Vorgabe der Bewertungsschritte die Reliabilität.
Validität	Die Validität wird durch den mit der Monetarisierung verbundenen Gedanken der Substituierbarkeit von ökologischen Gütern eingeschränkt, da diese Austauschbarkeit bei essentiellen, natürlichen Lebensgrundlagen (den sog. „Primary Values“) fraglich erscheint. Die Fragwürdigkeit folgt zum einen aus der simplen Unmöglichkeit des Austausches eines Naturgutes, zum anderen daraus, dass bestimmte Naturgüter von den Betroffenen als nicht substituierbar bewertet werden.
Objektivität (incl. Transparenz)	Bei Darstellung der Wertkomponente und ihrer Ermittlung ist die Objektivität gegeben.
Ökonomische Kriterien	
Wirtschaftlichkeit	Bei Konzentration auf die monetär bewertbaren Umwelteinflüsse (aus Unternehmenssicht) ist die Wirtschaftlichkeit gegeben.
Praktikabilität	Die monetäre Bewertung stellt für die Unternehmen bereits ein praktikables Verfahren dar.
Ökologische Kriterien	
Ökologische Effektivität	Theoretisch auch Ableitung von Wertkomponenten für zukünftige Stakeholder möglich
Ökologische Anpassungsfähigkeit	Theoretisch auch Berücksichtigung von neuen naturwissenschaftlichen Erkenntnissen

Der größte Vorteil des Bewertungsverfahrens der Monetarisierung ist, dass monetär bewertete Umwelteinwirkungen ein zusätzliches operatives Steuerungsinstrument im Unternehmen überflüssig werden lassen und dass es das Zusammenwirken von Ökonomie und Ökologie in einer Entscheidungsgröße sichtbar macht. Der große Nachteil des Verfahrens ist jedoch, dass nur quantifizierbare und monetarisierbare Umwelteinflüsse bewertet werden können.¹³

In Tabelle 7.1 wird das Bewertungsverfahren der Monetarisierung nach wissenschaftlichen, ökonomischen und ökologischen Kriterien¹⁴ in einer zusammenfassenden Darstellung wiedergegeben.

Die monetäre Bewertung bereits internalisierter Effekte erfolgt mit dem Marktpreisansatz. Schwierig ist die Bewertung externer Effekte, da dafür kein Marktpreis existiert.¹⁵

7.3 Systemgrenzen und Detaillierungsgrad

Wie in Kapitel 7.1 erläutert, sollten in dieser Arbeit die Umweltauswirkungen der Prozesse der Trinkwasseraufbereitung ermittelt werden. Damit war die Systemgrenze für die Bilanzierung festgelegt. Teilprozesse konnten jedoch nicht immer eindeutig dem Prozess „Wasseraufbereitung“ zugeordnet werden. Hieraus ergab sich die Notwendigkeit, transparente Kriterien für eine eindeutige Zuordnung bzw. Nicht-Zuordnung bestimmter Stoffströme zum System anzuwenden.

Dabei kann zwischen einer rechtlichen und wirtschaftlichen Prüfebene unterschieden werden. Die rechtliche Prüfebene enthält die Prüfkriterien Raum und Kontrolle. Die wirtschaftliche Prüfebene enthält die Prüfkriterien Zeitdauer der Tätigkeit, Umfang der Tätigkeit sowie Wesentlichkeit. Diese ursprünglich auf das System „Standort“ angewendeten Kriterien können auf das System „Prozess der Wasseraufbereitung“ übertragen werden, da dieser an einem Standort innerhalb eines Unternehmens stattfindet.¹⁶

Eindeutig ist z. B. die Zuordnung der Inputströme Flockungsmittel oder Rohwasser, da diese kontinuierlich in den Prozess eingehen. Schwieriger ist die Zuordnung der technischen Ausrüstung. Theoretisch ist z. B. ein Filter ein Inputstrom in den Teilprozess „Filtration“. Da jedoch für den Teilprozess der Filtration der Filter nur einmal beschafft werden muss, stellt er eine Bestandsgröße und keine Stromgröße dar. Technische Ausrüstungen und Bauwerke wurden deshalb außerhalb nicht in die Bewertung einbezogen.

Auf die gleiche Weise wird auch deutlich, warum der Ersatz der Membranfläche alle acht Jahre nicht als Stoffstrom betrachtet wurde. Abgrenzungsprobleme zwischen Stromgrößen und Bestandsgrößen treten beispielsweise bei der Betrachtung der Aktivkohle auf. Im Falle der Dosierung der Pulveraktivkohle ist der Charakter des Stoffstromes bei einer kontinuierlichen Dosierung offensichtlich. Von einer Behandlung der Kornkohle als Stromgröße wurde

¹³ Vgl. SCHILL (2000), S. 162

¹⁴ Vgl. BÖNING (1995), S. 49, STURM (2000), S. 130 ff

¹⁵ Vgl. GÜNTHER (1994), S. 145 f.

¹⁶ Vgl. GÜNTHER und SCHILL (1997), S. 62, GÜNTHER (2000), S. 524 f

jedoch abgesehen. Zwar muss die Kornkohle¹⁷ in regelmäßigen Abständen in Abhängigkeit von der Rohwasserqualität ausgetauscht werden (Stromcharakter). Allerdings erfolgt eine externe Regenerierung der Kohle, bei der nur ein kleiner Teil (ca. 10%) infolge des Abbrandes ausgetauscht werden muss (Bestandscharakter). Für die Behandlung als Bestandsgröße spricht weiterhin die Seltenheit der Regenerierung, die nach einigen Monaten bis mehreren Jahren stattfinden muss.

Diskussionsbedarf gibt es auch über die Einbeziehung der chemischen Reinigung der Membranen. Die tägliche Dosierung von Natriumhypochlorit als Foulinghemmer ist offensichtlich integraler Bestandteil der Wasseraufbereitung, da diese Chemikalie in direkten Kontakt mit dem aufzubereitenden Wasser kommt und in Spuren sogar darin verbleibt. So könnte insbesondere die ex-situ Reinigung der Membranen wegen der räumlichen Trennung der Stoffströme aus der Betrachtung ausgeschlossen werden. Dieser Überlegung schließt sich die Autorin nicht an, da die Notwendigkeit der Verwendung von Reinigungschemikalien einen wichtigen Hinweis auf die Nutzung der natürlichen Umwelt darstellt. Außerdem sind die Teilprozesse Membranreinigung und Membranfiltration ursächlich miteinander verknüpft, d.h. dass die Membranfiltration ohne die Reinigung nicht funktionieren würde. Für die Erfassung dieser Stoffströme wurde eine Periodisierung in Analogie zur linearen Abschreibung durchgeführt.

Einen großen Einfluss auf das Ergebnis des ökologischen Vergleiches kann die Wahl der Systemgrenze bei der Betrachtung der Wasserwerksrückstände haben. So werden für die Spülung der Mehrschichtfilter, Rohrmodule und getauchten Membranen sehr unterschiedliche Spülwassermengen benötigt, die eine sehr unterschiedliche Qualität der schlammhaltigen Wässer erzeugt. Des Weiteren sind Wasserversorgungsunternehmen durch enge rechtliche Rahmenbedingungen schon seit langem auf die Problematik der Rückstände hingewiesen. Das Rückstandskonzept der geplanten Wasserwerke enthält deshalb die Behandlung dieser Rückstände um durch betriebsinterne Rückführung von Klarwässern den geltenden gesetzlichen Regelungen gerecht zu werden und zukünftige zu antizipieren. Zudem wird die Vergleichbarkeit der Verfahrensketten gewährleistet, zumal betriebsinterne Rückführungen zunehmend auch ökonomisch interessant werden.

Dabei dürfen die gesetzlichen Rahmenbedingungen nicht außer acht gelassen werden. Dazu gehört beispielsweise der Grundsatz aus dem DVGW-Arbeitsblatt W 221: „Bei der Aufbereitung von mikrobiologisch belasteten Wässern, z.B. Oberflächen- und Karstwässern, zu Trinkwasser ist eine Rückführung von Klarwässern und schlammhaltigen Wässern zu unterlassen. Von dieser Regelung kann nur dann abgewichen werden, wenn durch die Art des Rohwassers, die Aufbereitungsverfahren, die Überwachung des Aufbereitungsbetriebs und die Behandlung des zurückzuführenden Wassers hygienische Gefahren ausgeschlossen werden.“¹⁸ Die Aare ist zwar potenziell ein Gewässer mit mikrobiologischen Verunreinigungen

¹⁷ Filtermaterial der Aktivkohlefilter

¹⁸ DVGW-ARBEITSBLATT W221 (1999)

gen¹⁹, die Aufbereitungsverfahren lassen aber nicht auf eine Gefährdung schließen.²⁰ Die letzte Entscheidung darüber obliegt der Genehmigungsbehörde.

Aus Praktikabilitätsgründen bildet bei der Behandlung der Wasserwerksrückstände der Prozess „Eindickung im Dekanter“ den Abschluss der Behandlung. Da der qualitative Output bei allen drei zu untersuchenden Varianten gleich ist, ist die Bewertung über die quantitative Komponente nachvollziehbar möglich. Ob eine weitere Behandlung des Schlammes mit den Verfahren der Schlammmentwässerung vor Ort mit anschließender Verwertung in der Zementindustrie stattfindet oder einer Deponierung den Vorzug gegeben wird, hängt von den regionalen Gegebenheiten ab und soll hier nicht weiter verfolgt werden.

Der Detaillierungsgrad der erfassten Stoff- und Energieströme wurde so gewählt, dass die Bewertung ermöglicht wurde. Damit wurde grundsätzlich dem Grundsatz der Wirtschaftlichkeit der Informationsbeschaffung Rechnung getragen. So findet beispielsweise die Dosierung von Flockungsmittel über eine Verdünnung der gelieferten Chemikalie statt. Der Wasseranteil im Flockungsmittel löst jedoch so geringe Stoffströme mit geringer ökologischer Relevanz aus, dass eine Betrachtung unterbleiben kann.

7.4 Ermittlung der Stoff- und Energieströme

Die Ermittlung der Stoff- und Energieströme beginnt mit der Erfassung der dem jeweiligen Prozess zuordenbaren Inputs und Outputs. Hierbei wird das Wasserwerk als Blackbox betrachtet.

Das Ergebnis dieser Betrachtung für das konventionelle Verfahren ist in Tabelle 7.2 dargestellt. Zur Herstellung von Trinkwasser benötigt man Rohwasser, Flockungsmittel, Sauer-

Tabelle 7.2: Qualitative Input-Output-Analyse der konventionellen Variante

Input	Output
Rohwasser	<i>Produkt</i>
Flockungsmittel	Reinwasser
Sauerstoff	<i>Kondukte</i>
ClO ₂	Rückstand (Schlamm)
Flockungshilfsmittel	Rechengut
Spülluft	Abluft
Energie	Abwärme

stoff zur Herstellung von Ozon, Chlordioxid, Flockungshilfsmittel in der Schlammbehandlung, Spülluft und Energie. Auf der Outputseite steht das Reinwasser und der unerwünschte Output. Dazu zählt der Rückstand aus der Schlammbehandlung, das Rechengut, die Abluft aus den Filterspülungen sowie Abwärme, die bei der Umwandlung elektrischer Energie in mechanische Arbeit zwangsläufig entsteht.

¹⁹ Diese können z. B. durch Landwirtschaft im Gewässereinzugsgebiet hervorgerufen werden.

²⁰ Vgl. Kapitel 2.2 für das konventionelle Verfahren. Ultrafiltrationsmembranen halten Viren prinzipiell physikalisch durch ihre Porengröße zurück.

Die qualitative Input-Output-Analyse für die Ultrafiltration mit Rohrmodulen ist in Tabelle 7.3 dargestellt. Die Inputströme Rohwasser, Flockungsmittel, Chlordioxid als Netzschutz, Flockungshilfsmittel, Spülluft und Energie sind die gleichen wie bei der konventionellen Aufbereitung. Hinzu kommt Natriumhypochlorit und Salzsäure im Teilprozess der Membranfiltration. Zu den Kondukten Schlamm, Rechengut, Abluft und Abwärme kommt noch das Abwasser aus der chemischen Reinigung der Membranen hinzu.

Tabelle 7.3: Qualitative Input-Output-Analyse der Ultrafiltration mit Rohrmodulen

Input	Output
Rohwasser	Produkt
Flockungsmittel	Reinwasser
NaOCl	Kondukte
ClO ₂	Rückstand (Schlamm)
Flockungshilfsmittel	Rechengut
Spülluft	Abwasser
Energie	Abluft
HCl	Abwärme

Tabelle 7.4 enthält die Inputs und Outputs des Verfahrens der Ultrafiltration mit getauchten Membranen. In Analogie zu den anderen beiden Verfahren finden sich die Inputs Rohwasser, Chlordioxid, Flockungshilfsmittel und Energie. Für die Membranstufe kommen die Reinigungschemikalien Natriumhypochlorit und Salzsäure sowie Pulveraktivkohle zur Adsorption hinzu. Auf der Outputseite findet sich neben dem Produkt die Kondukte Schlamm, Rechengut, Siebgut, Abwasser aus der chemischen Reinigung, Abluft und Abwärme.

Tabelle 7.4: Qualitative Input-Output-Analyse der Ultrafiltration mit getauchten Membranen

Input	Output
Rohwasser	Produkt
Pulveraktivkohle	Reinwasser
NaOCl	Kondukte
ClO ₂	Rückstand (Schlamm)
Flockungshilfsmittel	Rechengut
Spülluft	Siebgut
Energie	Abwasser
HCl	Abluft
	Abwärme

Im nächsten Schritt erfolgt nun die Quantifizierung der ermittelten Stoff- und Energieströme. Die Ermittlung der Energieströme auf der Inputseite wurde bereits in Kapitel 6.3.2 erläutert und konnte in die Sachbilanz übernommen werden. Der Rechengutanfall wurde nicht weiter betrachtet, da das Fassungsbauwerk so gestaltet werden kann, dass das Rechengut im Fluss verbleibt. Die Zugabemengen der Chemikalien, Pulveraktivkohle und Sauerstoff wurden in den Pilotversuchen ermittelt und gingen bereits in die Berechnung der

Betriebskosten ein und wurden in die Sachbilanz übernommen. Die erforderliche Menge an Spülluft ergibt sich aus der benötigten Spülluftmenge, der Häufigkeit der Filterspülungen und der Anzahl der Filter. Die getauchten Membranen werden ganztägig im so genannten Aircycling-Verfahren mit $135 \text{ Nm}^3/\text{h}$ belüftet.

Das benötigte Volumen an Rohwasser für die einzelnen Verfahren ergibt sich aus der Abgabe an Reinwasser abzüglich sonstigen Zuläufen und zuzüglich der Verluste. Dazu zählt der Wasseranteil im Schlamm, Rechen- und Siebgut sowie das Abwasser. Vermeidbare Verluste durch Leckagen und Verdunstungsverluste gehören ebenfalls dazu, werden aber im Folgenden wegen der Geringfügigkeit nicht betrachtet. Das Gleiche gilt für den Wasseranteil aus der Dosierung von Chemikalien und Pulveraktivkohle, der hier der Vollständigkeit halber erwähnt wird.

Da eine messtechnische Erfassung des Rohwasservolumenstroms im Planungsstadium einer Anlage nicht möglich ist, wurde für die Ermittlung der benötigten Rohwassermenge die Blackbox-Betrachtung des Prozesses „Trinkwasseraufbereitung“ aufgehoben und die Teilprozesse analysiert. Die Untergliederung der Teilprozesse erfolgte dabei so tief wie nötig. Beispielsweise genügt die Blackbox-Betrachtung des Teilprozesse „Filtration“ für die Quantifizierung der schlammhaltigen Wässer aus der Filterspülung, dargestellt z. B. für die konventionelle Variante in Form des 2-Schichtfilters in Abbildung 7.1. Bei der Betrachtung des Teilprozesses „Behandlung der Wasserwerksrückstände“ wurde eine weitere Aufteilung in die Unterteilprozesse „Ultrafiltration“ und „Schlammeindickung“ vorgenommen.

$20.001 \text{ m}^3/\text{d}$ Rohwasser werden der Aare entnommen und aufbereitet, siehe Abbildung 7.1. Die Mehrschichtfiltration benötigt im Durchschnitt $196 \text{ m}^3/\text{d}$ und der Aktivkohlefilter $24 \text{ m}^3/\text{d}$ Spülwasser. In diesem Spülwasser sind $136 \text{ kg}/\text{d}$ Feststoffe enthalten, die die Aare durchschnittlich führt. Hinzu kommen $60 \text{ kg}/\text{d}$ Feststoff durch die Zugabe von Flockungsmittel.²¹ In der Ultrafiltration erfolgt die Aufkonzentration der Feststoffe durch Abtrennung von $200,4 \text{ m}^3/\text{d}$ Klarwasser. In den verbleibenden $19,6 \text{ m}^3/\text{d}$ ist der gesamte Feststoff in einer Konzentration von $10 \text{ g}/\text{l}$ enthalten. Im Dekanter erfolgt durch Zugabe von $1,6 \text{ kg}/\text{d}$ Flockungshilfsmittel eine weitere Eindickung des Schlamms auf 25 % und die Abtrennung und Rückführung von $18,6 \text{ m}^3/\text{d}$ Klarwasser. Die verbleibenden $0,79 \text{ m}^3/\text{d}$ Wasser gehen dem System als Rückstand verloren und enthalten die gesamten Feststoffe in Höhe von $197,6 \text{ kg}/\text{d}$.

Die Abbildung enthält außer dem Wasserstrom sämtliche Inputströme, wobei die Energieströme und die Spülluft in Form der Aggregate ohne Mengenangabe dargestellt sind. Der Abluftstrom ist gleichzusetzen mit der benötigten Spülluft. Die Abwärme kann mit vertretbarem Aufwand nicht quantifiziert werden.

Nach dem gleichen Prinzip wird der Rohwasserbedarf für das Verfahren der Ultrafiltration mit Rohrmodulen ermittelt, siehe Abbildung 7.2. Nicht dargestellt ist die Zugabe der Reinigungschemikalien für monatliche Reinigung, da diese durch eine spezielle Ventilschaltung nicht in den Kontakt mit dem aufzubereitenden Wasser kommen. Die benötigten Wassermenge für die chemische Reinigung ist in der Spülwassermenge für die Membran in Höhe

²¹ $3 \text{ H}_2\text{O} + \text{AlCl}_3 \rightleftharpoons \text{Al}(\text{OH})_3 + 3 \text{ HCl}$

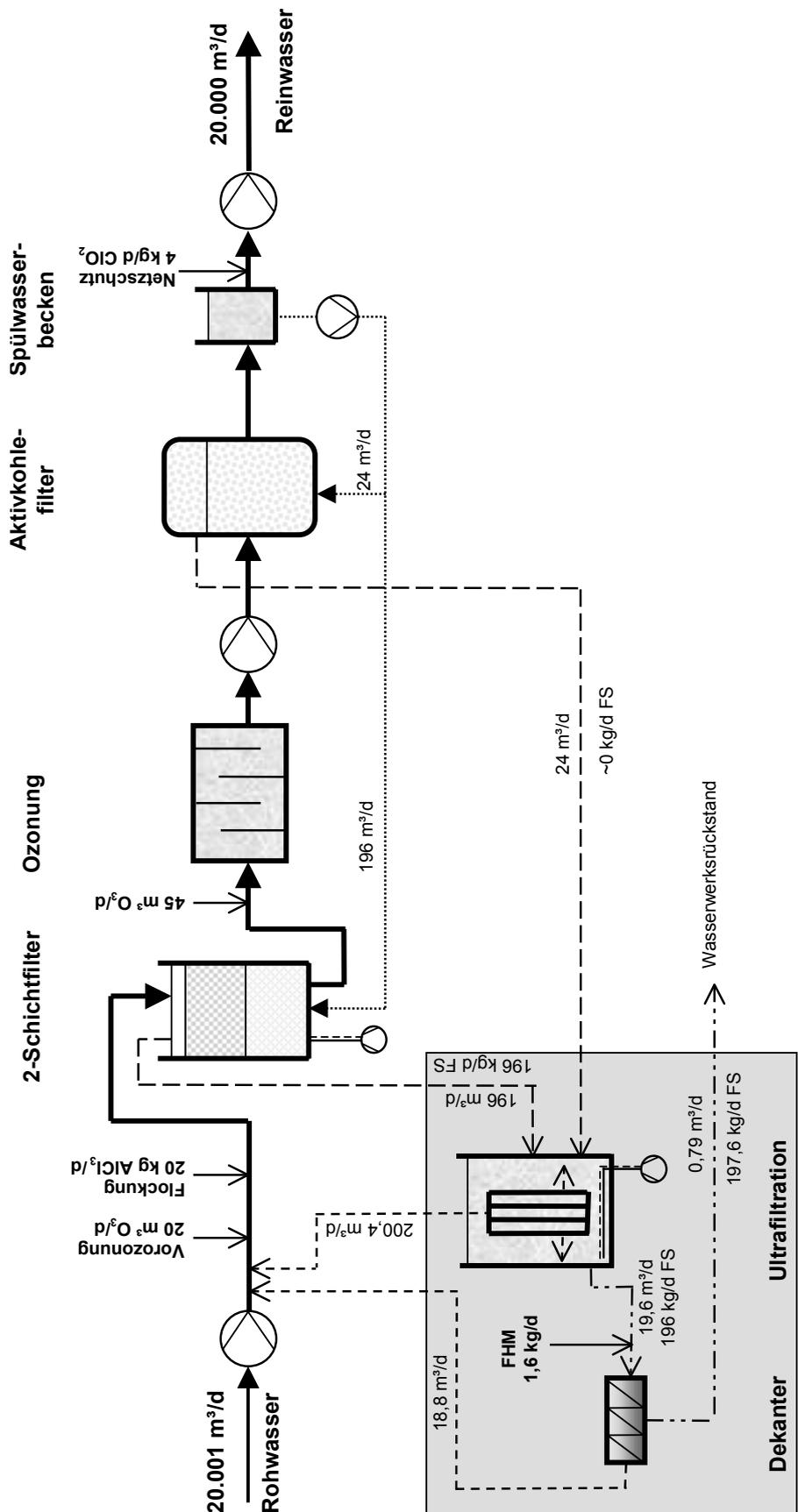


Abbildung 7.1: Verfahrensfießbild mit Angabe der Stoffströme der konventionellen Variante

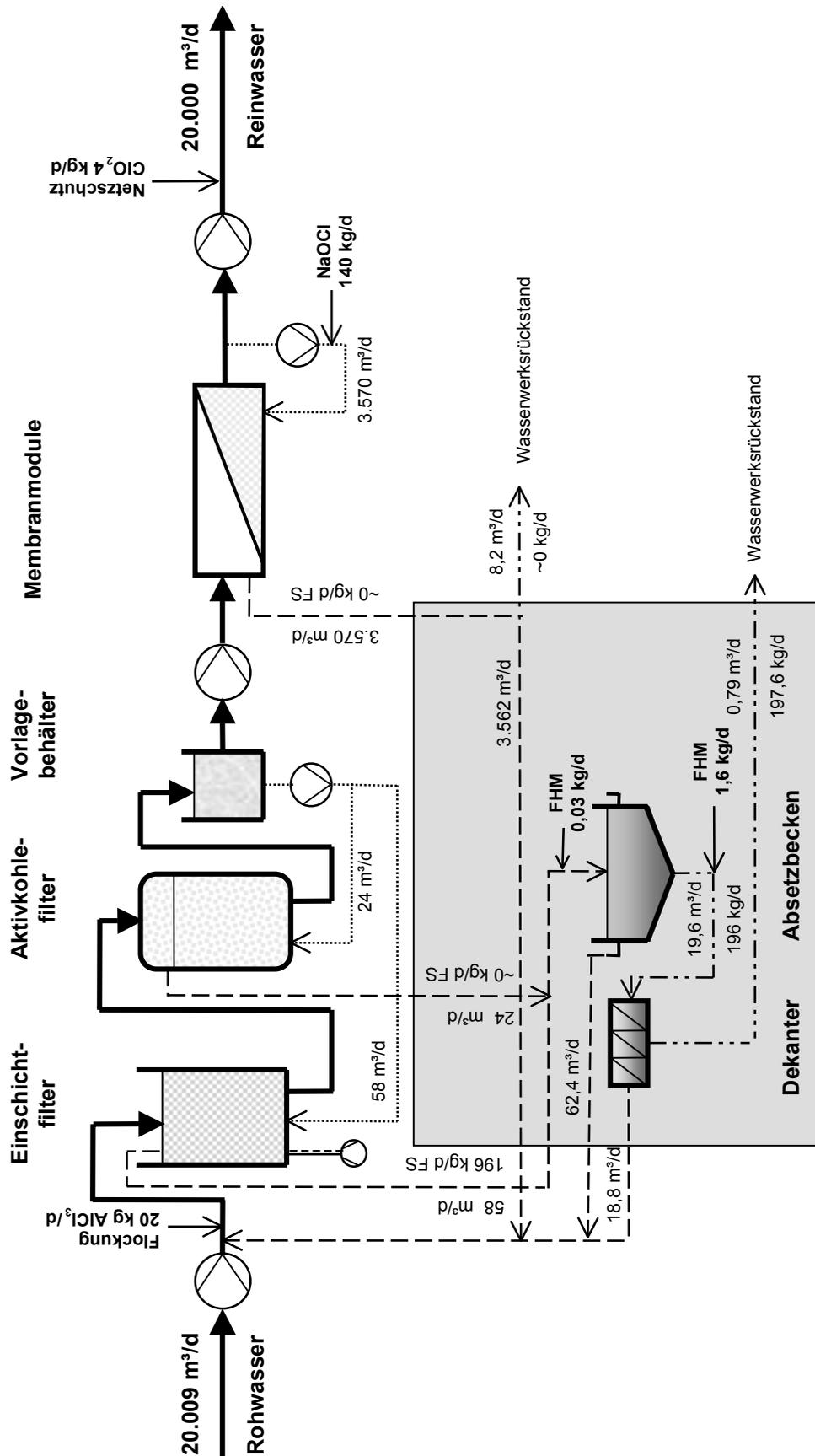


Abbildung 7.2: Verfahrensfließbild mit Angabe der Stoffströme der Ultrafiltration mit Rohrmodulen

von $3.750 \text{ m}^3/\text{d}$ enthalten und wird als Abwasser mit durchschnittlich $8,2 \text{ m}^3/\text{d}$ der Kläranlage zugeführt.

Die Durchführung des Membranspülwassers durch die grau hinterlegte Fläche soll verdeutlichen, dass die Abgrenzung der Teilprozesse nicht immer eindeutig ist. Es kann sowohl die Sichtweise geben, dass eine Rückführung des Spülwassers ohne Aufbereitung in den Zulauf der Anlage als Stoffstrom zwischen Membranfiltration und Flockungsfiltration berücksichtigt wird. Die Zuordnung zum Teilprozess „Behandlung der Wasserwerksrückstände“ ist auch richtig, da es sich bei Spülwasser um einen Rückstand aus dem Teilprozess „Membranfiltration“ handelt, der durch Mitbehandlung im Aufbereitungsprozess verwertet wird. Für diese Sichtweise spricht, dass die betriebsinterne Rückführung aus Qualitätsgründen immer kritisch geprüft werden muss.²²

Schließlich sind in Abbildung 7.3 Stoff- und Energieströme der Ultrafiltration mit getauchten Membranen dargestellt. Die betriebsinterne Rückführung von $1.622 \text{ m}^3/\text{d}$ Spülwasser der Membranfiltration ist hier durch die Technologie determiniert. Die Feststoffe im Filtrationsbecken setzen sich aus den Feststoffen der Aare sowie der Pulveraktivkohle zusammen, die bereits in dieser Stufe auf 10 g/l aufkonzentriert werden. Dadurch kann eine Eindickung dieser Feststoffe auf 25 % in einer einstufigen Behandlung unter Zugaben von 2 kg/d Flockungshilfsmittel erfolgen. Bei der Vorreinigung des Rohwasser fallen schätzungsweise 1 kg/d Siebgut an, dessen Wassergehalt in der Sachbilanz vernachlässigt wird. Die Chemikalienströme aus der ex-situ Reinigung der Membran sind in dieser Abbildung nicht dargestellt, da das aufzubereitende Wasser keinen direkten Kontakt mit diesen Stoffströmen hat.

²² Vgl. DVGW-ARBEITSBLATT W221 (1999)

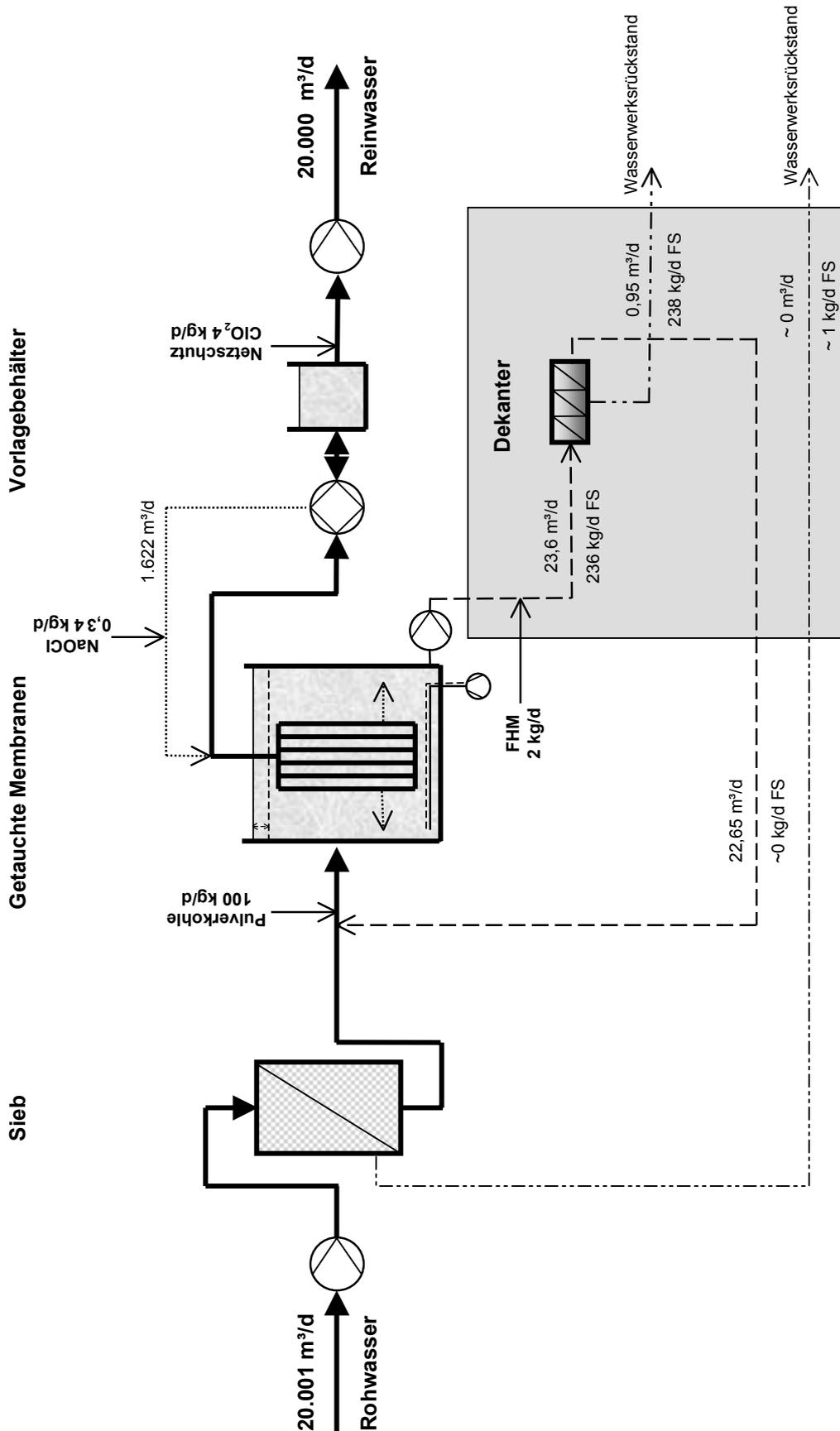


Abbildung 7.3: Verfahrensfließbild mit Angabe der Stoffströme der Ultrafiltration mit getauchten Membranen

7.5 Monetäre Bewertung der Umwelteinwirkungen

Im vorhergehenden Kapitel wurden die wesentlichen Stoff- und Energieströme qualitativ erfasst und soweit wie möglich quantifiziert. Die quantifizierten Daten der Sachbilanz bilden die Grundlage der monetären Bewertung.

Auf dem Gebiet der Internalisierung von externen Effekten der Gewässernutzung hat es in den neunziger Jahren mit der Einführung von Wasserentnahmeentgelten große Fortschritte gegeben. So haben zehn von sechzehn Bundesländern rechtliche Grundlagen zur Erhebung des Wasserentnahmeentgeltes eingeführt, nachdem sie erkannt haben, dass dessen Erhebung als ökonomisches Lenkungsinstrument in der Umweltpolitik genutzt werden kann.²³ In Voruntersuchungen wurde gezeigt, dass die finanzielle Belastung der Wasserentnahme einen künstlichen Markt schafft, der die Motivation zur Schonung der Ressource „Wasser“ erhöht.²⁴ Der in dieser Arbeit verwendete Wert von 0,033 €/m³ ist der Durchschnitt aus den gültigen Entgelten für Oberflächenwasser der teilnehmenden Bundesländer, dessen Schwankungsbreite zwischen 0,05 und 0,015 €/m³ liegt. Der weitgehendste Vorschlag vom Umwelt- und Prognoseinstitut Heidelberg e. V. enthält für die Umsetzung des Zieles Wassersparen eine Ökosteuer in Höhe von 1,28 €/m³.²⁵

Dass Preise nur selten die „ökologische Wahrheit“²⁶ sprechen, zeigt die Schwierigkeit des Ansatzes eines Energiepreises. Der momentan am günstigsten zu erzielende Energiepreis enthält bekanntermaßen einen Energiemix, bei dessen Erzeugung zu großen Teilen auf fossile Energieträger und Kernenergie zurückgegriffen wird. Dieser Preis steht einem viel höheren Preis für die neuen Produkte „Ökostrom“ der Energieversorgungsunternehmen gegenüber, die aus regenerativen Energien erzeugt werden, jedoch den Anschein erwecken, zur Abschöpfung der Konsumentenrente benutzt zu werden. Der Ansatz von 0,1 €/kWh enthält somit keine Bewertung der externen Effekte der Energieerzeugung.

Die eingesetzten Chemikalien, der Sauerstoff sowie die Pulveraktivkohle sind Produkte anderer Unternehmen als der WVU, die bei der Herstellung natürliche Ressourcen eingesetzt haben. Der angesetzte Preis bezieht die externen Effekte vorgelagerter Stufen nur in der Weise ein, als dass sie durch gesetzliche Bestimmungen und umweltpolitische Instrumente durchgesetzt sind. Die Preise wurden im Rahmen der Bestimmung der Betriebskosten angefragt und entsprechend der Konzentration umgerechnet.

Luft ist ein typisches Beispiel eines so genannten freien Gutes für das kein Marktpreis existiert.²⁷ Ansätze zur Bewertung beschränken sich auf einzelne Komponenten wie das Treibhausgas CO₂. Da für die Spülung der Filter keine spezielle Zusammensetzung der Luft erforderlich ist, sondern das Filterbett mechanisch aufgebrochen werden soll, wird die Nutzung der Ressource kostenlos in Anspruch genommen.

²³ Vgl. ROTT und MEYER (1998), S. 772

²⁴ Vgl. BERGMANN und WERRY (1989)

²⁵ BERGMANN und WERRY (1989), S. 11

²⁶ Die ökologische Wahrheit sprechen heißt, die ökologische und nicht nur die ökonomische Knappheit zu bewerten.

²⁷ Vgl. WICKE (1993), S. 41 ff

Da die entstehende Abluft bis auf wenige strippbare Wasserinhaltsstoffe in der gleichen Qualität und Quantität an die natürliche Umwelt zurückgegeben wird, verzerrt die Nichtmonetarisierbarkeit der Abluft das Ergebnis des ökologischen Vergleiches nicht, wenn ein Wert von 0 €/m^3 angesetzt wird.

Aufgrund der zunehmend strengeren Gesetzgebung im Bereich der Entsorgung²⁸ sind Fortschritte bei der Internalisierung externer Effekte der Trägerfunktion der Natur gemacht und eine kostenlose Entsorgung nicht mehr möglich. Die hier angesetzten $0,23\text{ €/kg}$ für die Schlamm Entsorgung und $0,15\text{ €/kg}$ Siebgut entsprechen Durchschnittswerten, die bei Beachtung des Immissionsgedankens immer auf den speziellen Anwendungsfall angepasst werden müssen.

Die Auswirkungen der Abwärme, die an die Luft abgegeben wird, ist nach heutigem Kenntnisstand in diesem Bereich marginal und bekommt den Wert null zugeordnet.

In Tabelle 7.5 sind die quantifizierten Stoff- und Energieströme der Sachbilanz der konventionellen Variante aufgelistet. Der spezifische Preis stellt den Bewertungsmaßstab dar, mit dem die gesamten Kosten pro Tag ermittelt wurden. Die Umwelteinwirkungen der konventionellen Variante werden mit ca. 1.650 €/d bewertet.

Tabelle 7.5: Bewertung der Stoff- und Energieströme der konventionellen Variante

	m ³ /d	kg/d	kWh/d	spezifischer Preis	€/d
Input					
Rohwasser	20.001			0,033	660
Polyaluminiumchlorid		20		7,2	144
Sauerstoff	1.248			0,1	125
Chlordioxid		4		17,9	72
Flockungshilfsmittel		1,6		6,14	10
Spülluft	145			0	0
Energie			5.850	0,1	585
Kondukt					
Rückstand (Schlamm)		197,6		0,23	45
Abluft	145			0	0
Abwärme			?	0	0
Summe					1.641

Bei der Membranfiltration fällt außerdem Abwasser aus der chemischen Reinigung der Membranen an. Diese Abwässer können entweder durch Rückgabe an den Zulieferer (mengen- und qualitätsabhängig) oder durch Indirekteinleitung in eine Kläranlage entsorgt werden. So würde in Abhängigkeit von den konkreten Gegebenheiten die freiwillige Annahme von Abwasser in der Kläranlage Dresden-Kaditz bei Einhaltung der Einleitungsbeschränkungen²⁹ $3,27\text{ €/m}^3$ betragen. Die Gewährleistung des pH-Bereiches erfolgt durch die Neutralisation bei Mischung der Abwasserteilströme. Die Berechnung von Starkverschmutzerzuschlägen ist nicht zu erwarten.³⁰

²⁸ Vgl. beispielsweise Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz (KrW-/AbfG) sowie TA Siedlungsabfall (TASi)

²⁹ Vgl. § 7 LANDESHAUPTSTADT DRESDEN (1999)

³⁰ Vgl. § 14 ABWASSERGEBÜHRENSATZUNG (2001)

Tabelle 7.6 zeigt die Bewertung der Stoff- und Energieströme für die Ultrafiltration mit Rohrmodulen. Die Umwelteinwirkungen der Ultrafiltration mit Rohrmodulen sind im Ergebnis mit knapp 1.950 €/d bewertet.

Tabelle 7.6: Bewertung der Stoff- und Energieströme der Ultrafiltration mit Rohrmodulen

	m ³ /d	kg/d	kWh/d	spezifischer Preis	€/d
Input					
Rohwasser	20009			0,033	660
Polyaluminiumchlorid		20		7,2	144
Natriumhypochlorit		140		3	420
Chlordioxid		4		17,9	72
Flockungshilfsmittel		1,63		6,14	10
Spülluft	130			0	0
Energie			5.186	0,1	519
Salzsäure		30		1,44	43
Kondukt					
Rückstand (Schlamm)		197,6		0,23	45
Abluft	130			0	0
Abwasser	8,2			3,27	27
Abwärme			?	0	0
Summe					1.940

In Tabelle 7.7 ist die Bewertung der Sachbilanz für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen dargestellt. Die Umwelteinwirkungen dieses Prozesses wurden mit weniger als 1.600 €/d berechnet.

Tabelle 7.7: Bewertung der Stoff- und Energieströme der Ultrafiltration mit getauchten Membranen

	m ³ /d	kg/d	kWh/d	spezifischer Preis	€/d
Input					
Rohwasser	20001			0,033	660
Pulveraktivkohle		100		1,2	120
Natriumhypochlorit		0,381		3	1
Flockungshilfsmittel		2		6,14	12
Chlordioxid		4		17,9	72
Luft	155520			0	0
Energie			6.499	0,1	650
Salzsäure		0,05		1,44	0
Kondukt					
Schlamm		238		0,23	55
Siebgut		1		0,15	0
Abluft	155520			0	0
Abwasser	0,364			3,27	1
Abwärme			?	0	0
Summe					1.571

7.6 Fazit des ökologischen Vergleiches

Der ökologische Vergleich des Prozesses der Wasseraufbereitung mit den drei vorgestellten Verfahren ergibt, dass das Verfahren der Ultrafiltration mit getauchten Membranen das umweltfreundlichste im Sinne dieser Bewertung ist.

Dicht darauf folgt das konventionelle Verfahren und mit einiger Differenz die Ultrafiltration mit Rohrmodulen. Der Energiebedarf hat zusammen mit dem Rohwasser den höchsten Anteil am Ergebnis aller Verfahren, wobei die Unterschiede beim Rohwasserbedarf durch innerbetriebliche Rückführung zwischen den Verfahren marginal sind.

Zur weiteren Entscheidungsfindung sollte in jedem Fall ein Plausibilitätstest herangezogen werden sowie die Robustheit des Ergebnisses in einem Sensibilitätstest herausgestellt werden. Damit kann der Einfluss der diskutierten Bewertungsprobleme kontrolliert und Fehlentscheidungen vermieden werden.

Kapitel 8

Zusammenfassung und Ausblick

Der Vergleich der Verfahren der konventionellen Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser mit den Aufbereitungsverfahren Ultrafiltration mit Rohrmodulen und Ultrafiltration mit getauchten Membranen nach technischen, ökonomischen und ökologischen Gesichtspunkten hat gezeigt, dass kein Verfahren in allen Kategorien hervorsticht.

Während die Ultrafiltration mit getauchten Membranen vor der Ultrafiltration mit Rohrmodulen und dem konventionellen Aufbereitungsverfahren unter technischen Aspekten mit Betonung auf der Reinwasserqualität betrachtet die besten Noten erhält, ist der Kapitalwert als Maß für die ökonomische Vorteilhaftigkeit über den gesamten Lebenszyklus des Wasserwerks betrachtet bei der konventionellen Variante am höchsten (–26 Mio €). Die Ultrafiltration mit getauchten Membranen muss sich mit –33,7 Mio € knapp der Ultrafiltration mit Rohrmodulen (–32,1 Mio €) geschlagen geben.

Der ökologische Vergleich schätzt die Umweltverträglichkeit des konventionellen Verfahrens ein wenig schlechter ein als die des Verfahrens der Ultrafiltration mit getauchten Membranen. Die Ultrafiltration mit Rohrmodulen schneidet hier am schlechtesten ab.

Die angewendeten Methoden zur Bewertung konnten für die Bearbeitung der komplexen Problematik operationalisiert werden und können somit zur transparenten und effizienten Entscheidungsfindung eingesetzt werden, ohne diese durch implizite Annahmen vorwegzunehmen.

Die detaillierten Planungen der zu untersuchenden Varianten hätten ohne die Ergebnisse aus den Pilotversuchen nicht stattfinden können. Insbesondere hat die Bestimmung des Fluxes unter verschiedenen Betriebsbedingungen für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen wesentliche Erkenntnisse hervorgebracht und den Vergleich auf eine solide Basis gestellt. Bei beiden Verfahren der Ultrafiltration des Aarewassers ergibt sich ein vergleichsweise hoher Basistransmembrandruck, der durch regelmäßige chemische Reinigung der Membran aufrechterhalten wird.

Für den ökonomischen Vergleich wurden drei gedachte Wasserwerke betrachtet. Diese wurden in der Detaillierung einer Vorplanung ausgelegt. Die Kosten wurden zum großen Teil in einer aufwändigen Datenbeschaffung ermittelt und mit Werten aus der Literatur ergänzt.

Der ökologische Vergleich hatte das Ziel, eine eindimensionale Kennzahl zur Bestimmung der Umweltverträglichkeit des Prozesses der Wasseraufbereitung zu bilden und damit ein

eindeutiges Ergebnis zu erhalten. Dieses Ziel wurde mit der Ermittlung einer Sachbilanz und der Bewertungsmethode der Monetarisierung erreicht.

Die Ausführungen haben gezeigt, dass die Auswahl eines Verfahrens zur Aufbereitung von Oberflächenwasser zu Trinkwasser von vielen Randbedingungen abhängig ist und damit sehr komplex ist. Der größte Kapitalwert in Höhe von –26 Mio € ist eine hohe Summe. Untersuchungen der Vergangenheit haben gezeigt, dass der Einfluss der Gewässerverschmutzung auf die Kosten der Wasseraufbereitung immens ist.¹

Entscheidungsträger sollten daher nach Meinung der Autorin betrachten, ob Umweltschutzinvestitionen und damit die Verbesserung der Gewässergüte bzw. der Ausweich auf Rohwasserquellen mit höherer Qualität nicht die günstigere Alternative im Sinne des sustainable development darstellt.

¹ Vgl. WINJE et al. (1991), HEINZ (1984)

Literaturverzeichnis

- ABWASSERGEBÜHRENSATZUNG (2001): Satzung der Landeshauptstadt Dresden über die Erhebung von Abwassergebühren vom 25. 11. 1999 in der Fassung der Änderungssatzung zur Abwassergebührensatzung vom 21. 12. 2000. *Dresdner Amtsblatt*, (1/05.01.2001)
- ATV (2001): Aufbereitung von Industrieabwasser und Prozeßwasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren. Arbeitsbericht, ATV-Arbeitsgruppe IG 5.5 „Membrantechnik“
- ATV-ARBEITSGRUPPE 8.1.1 (1998): Durchgängige Kostenplanung und -steuerung bei kommunalen Kläranlagen. *Korrespondenz Abwasser*, 45 (3), S. 556-572
- BAUER, T.; GÜNTHER, F. W.; ROTH, K. (2000): *Einsparen von Kosten in der Trinkwasserversorgung, Heft 1: Grundsätze und Beispiele*. Universität der Bundeswehr München, Institut für Wasserwesen und Bayerisches Landesamt für Wasserwirtschaft, München
- BEFORTH, H. (2001): Betriebserfahrungen mit der Ultrafiltration zur mikrobiologischen Überwachung in der öffentlichen Wasserversorgung. In: DOHMANN und MELIN (2001), S. W17-1-W17-16
- BERGMANN, D. (2002): Zur Entsorgung von Rückständen aus der Wasseraufbereitung. *KA - Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall*, 49 (2), S. 199-208
- BERGMANN, E.; WERRY, S. (1989): Der Wasserpfeffig: Konstruktion und Auswirkungen einer Wasserentnahmeabgabe. In: UMWELTBUNDESAMT (Hrsg.), *Berichte 5/89*, Erich Schmidt Verlag, Berlin
- BISCHOFBERGER, H.; GMÜNDER, A. (2001): Pilotversuche Bannwil 1999/2000 „Aarewasser-Aufbereitung zur Grundwasseranreicherung“. Schlussbericht, VA Tech WABAG Schweiz AG Wasser- und Abwassertechnik, Winterthur
- BÖNING, J. A. (1995): *Methoden betrieblicher Ökobilanzierung*. Metropolis Verlag, Marburg
- CHO, J.; AMY, G.; PELLEGRINO, J. (2000): Membrane filtration of natural organic matter: comparison of flux decline, NOM rejection, and foulants during filtration with three UF membranes. *Desalination*, 127, S. 283-298
- COENENBERG, A. G. (1997): *Kostenrechnung und Kostenanalyse*. 3. Aufl., Verlag Moderne Industrie, Landsberg/Lech

- DAMMANN, E.; SUCH, W.; WICHMANN, K. (1996): Wasserwerksrückstände. In: ATV (Hrsg.), *ATV-Handbuch: Klärschlamm*, Kap. 12, Ernst & Sohn, Berlin, S. 583-612
- DOHMANN, M.; MELIN, T. (Hrsg.) (2001): *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung: Perspektiven, Neuentwicklungen und Betriebserfahrungen im In- und Ausland*, 4. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Klenkes Verlag, Aachen
- DUBS, U. (2001): Ultrafiltrationsversuche mit X-Flow Modulen in Bannwil. Schlussbericht, VA TECH Wabag Schweiz AG, Wasser- und Abwassertechnik, Winterthur
- DVGW-ARBEITSBLATT W221 (1999): Rückstände und Nebenprodukte aus Wasseraufbereitungsanlagen, Teil 1: Grundsätze und Planungsgrundlagen
- DVGW-ARBEITSBLATT W251 (1996): Eignung von Wasser aus Fließgewässern als Rohstoff für die Trinkwasserversorgung
- EUROPÄISCHES PARLAMENT UND DER RAT DER EUROPÄISCHEN UNION (2001): Verordnung (EG) Nr. 761/2001 des europäischen Parlamentes und des Rates vom 19. März 2001 über die freiwillige Beteiligung von Organisationen an einem Gemeinschaftssystem für das Umweltmanagement und die Umweltbetriebsprüfung (EMAS). *Amtsblatt der Europäischen Gemeinschaft*, Nr. L 114/1-29
- GÜNTHER, E. (1994): *Ökologieorientiertes Controlling - Konzeption eines Systems zur ökologieorientierten Steuerung und empirische Validierung*. Verlag Franz Vahlen, München
- GÜNTHER, E. (2000): Ökologiekosten. In: FISCHER, T. M. (Hrsg.), *Kosten-Controlling - Neue Methoden und Inhalte*, Schäffer-Poeschel, Stuttgart, S. 507-538
- GÜNTHER, E.; BERGER, A. (2001): Treiber der Umwelleistung von Produkten. *uwf - Umwelt-WirtschaftsForum*, 9 (4), S. 50-56
- GÜNTHER, E.; SCHILL, O. (1997): Wahl der Systemgrenze für die betriebliche Ökobilanzierung entsprechend den Anforderungen der EG-Öko-Audit-Verordnung. *Wissenschaftliche Zeitschrift der Technischen Universität Dresden*, 46 (6), S. 60-63
- GÜNTHER, T.; FISCHER, J. (1999): Investitionsentscheidungen unter besonderer Berücksichtigung ökologischer Aspekte. In: *Betriebliche Umweltökonomie in Fällen: Anwendung betrieblicher Instrumente*, Bd. 1, Oldenburg Verlag, München, S. 10-43
- HEINZ, I. (1984): *Trinkwasserversorgung bei steigenden Umweltbelastungen: Verfahrenstechnische und finanzielle Konsequenzen für Trinkwassergewinnung und -aufbereitung*. Erich Schmidt Verlag, Bielefeld
- KLÄSGEN, M. (2001a): Durst nach Wasser - Bevölkerungsexplosion und Verschmutzung gefährden die Versorgung. Ein Millardengeschäft lockt. *Die ZEIT*, 32 (2), S. 20

- KLÄSGEN, M. (2001b): Zu viel wird vergeudet – Der Wassergigant Vivendi sieht sich als Umweltdienstleister. Ein Zeit-Gespräch mit dem Europachef Cyril Roger-Lacan. *Die ZEIT*, 32 (2), S. 20
- KRIEGBAUM, C. (1999): Life Cycle Costing: Ein Instrument zur Unterstützung der ökologieorientierten Kostenrechnung. In: BAUM, H.-G.; COENENBERG, A. G.; GÜNTHER, E. (Hrsg.), *Betriebliche Umweltökonomie in Fällen. Band I: Anwendung betrieblicher Instrumente*, Oldenbourg, München, S. 232–266
- LÄNDERARBEITSGEMEINSCHAFT WASSER (LAWA) (Hrsg.) (1998): *Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen (KVR-Leitlinien)*. 6. Aufl., Kulturbuchverlag, Berlin
- LANDESHAUPTSTADT DRESDEN (1999): Satzung der Landeshauptstadt Dresden über die Sammlung, Ableitung und Behandlung der anfallenden Abwässer (Entwässerungssatzung) vom 25. 11. 1999. *Dresdner Amtsblatt*, (50), S. 23–26
- LEE, H.; AMY, G.; CHO, J.; YOON, Y.; MOON, S.-H.; KIM, I. S. (2001): Cleaning strategies for flux recovery of an ultrafiltration membrane fouled by natural organic matter. *Water Research*, 35 (14), S. 3301–3308
- LILLICH, L. (1992): *Nutzwertverfahren*. Physica Verlag, Heidelberg
- LIPP, P. (2001): Einsatz eines offenen, rohwasserseitig mit Luft gespülten Ultrafiltrationssystems zur Partikelentfernung aus einem mikrobiologisch beeinträchtigten Quellwasser. In: DOHMANN und MELIN (2001), S. W11-1 – W11-13
- MERKEL, W. (1998): Geht der Wettbewerb in der Wasserwirtschaft auf Kosten der Wasserqualität? *gwf Wasser·Abwasser*, 139 (12), S. 761–766
- MINEGISHI, S.; JANG, N.-Y.; WATANABE, Y.; HIRATA, S.; OZAWA, G. (2001): Fouling mechanism of hollow fiber ultrafiltration membrane with pretreatment by coagulation/sedimentation process. *Water Science and Technology: Water Supply*, 1 (4), S. 49–56
- MUTSCHMANN, J.; STIMMELMAYR, F. (1999): *Taschenbuch der Wasserversorgung*. 12. Aufl., Vieweg, Braunschweig, Wiesbaden
- PANGLISCH, S.; DAUTZENBERG, W.; KIEPKE, O.; GIMBEL, R. (2000): Ultra- and microfiltration in drinking water production from surface water. *Water Supply*, 18 (1/2), S. 415–418
- PANGLISCH, S.; GIMBEL, R. (2001): Die Membranfiltration bei der Trinkwasseraufbereitung in Deutschland: Stand der Technik und Perspektiven. *gwf Wasser·Abwasser*, 142 (13), S. 78–87
- PANGLISCH, S.; GIMBEL, R.; KIEPKE, O. (1998): Untersuchungen zur Überwachung der Intaktheit von Kapillarmembranen zur Trinkwasseraufbereitung. In: MELIN, T.; DOHMANN, M.

- (Hrsg.), *Membrantechnik in der öffentlichen Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung: Bemessung, Umsetzung, Kosten*, 2. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik, Klenkes Verlag, Aachen
- PERRIDON, L.; STEINER, M. (1997): *Finanzwirtschaft der Unternehmung*. 9. Aufl., Verlag Vahlen, München
- PIANTA, R.; BOLLER, M. (2001): Quantitative und qualitative Eigenschaften von Karstquellwasser und dessen Aufbereitung zu Trinkwasser mittels Membrantechnologie. Bericht, Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz (EAWAG), Dübendorf, Schweiz
- RIPPERGER, S.; ALTMANN, J. (2000): Einsatz der Membranfiltration im pharmazeutischen Produktionsprozess. In: *Colloquium Produktionsintegrierte Wasser-/Abwassertechnik*, VDI - Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen; Institut für Umweltverfahrenstechnik - Universität Bremen, Bremen
- ROTT, U.; MEYER, C. (1998): Aufkommen und Verwendung von Wasserentnahmeentgelten in der Bundesrepublik Deutschland. *gwf Wasser·Abwasser*, 139 (12), S. 772-782
- SÄCHSISCHES STAATSMINISTERIUM FÜR UMWELT UND LANDESENTWICKLUNG (Hrsg.) (1996): *Praxisleitfaden für wasserwirtschaftliche Investitionen*. Freistaat Sachsen, Dresden
- SCHILL, O. (2000): Ökobilanzierung - Ein Überblick aus Sicht der Ansatz- und Bewertungsproblematik. In: BAUM, H.-G.; COENENBERG, A. G.; GÜNTHER, E. (Hrsg.), *Betriebliche Umweltökonomie in Fällen. Band II: Umweltmanagement und ökologieorientierte Instrumente*, Oldenburg, München, S. 140-173
- SCHNOOR, G. (1985): Projektierung von Wasserwerken in Entwicklungsländern. In: *Projektierung von Wasserwerken*, Nr. 65 in Berichte aus Wassergütewirtschaft und Gesundheitsingenieurwesen, Technische Universität München
- STURM, A. (2000): *Performance Measurement und Environmental Performance Measurement - Entwicklung eines Controllingmodells zur unternehmensinternen Messung der betrieblichen Umweltsleistung*. Dissertation, Fakultät Wirtschaftswissenschaften der Technischen Universität Dresden, Dresden
- TANSEL, B.; BAO, W.; TANSEL, I. (2000): Characterization of fouling kinetics in ultrafiltration systems by resistances in series model. *Desalination*, 129, S. 7-14
- TRINKWV (1990): Verordnung über Trinkwasser und über Wasser für Lebensmittelbetriebe (Trinkwasserverordnung). *BGBI*, (66), S. 2613-2629
- TRINKWV2001 (2001): Verordnung über die Qualität von Wasser für den menschlichen Gebrauch (Trinkwasserverordnung). *BGBI*, 1 (24), S. 959-980
- TWORT, A. C.; RATNAYAKA, D. D.; BRANDT, M. J. (2000): *Water Supply*. 5. Aufl., Arnold, London

- WEBER, M.; KRAHNEN, J.; WEBER, A. (1995): Scoring-Verfahren – häufige Anwendungsfehler und ihre Vermeidung. *Der Betrieb*, 48 (33), S. 1621-1626
- WICHMANN, K. (1994): Verwertung und Entsorgung von Rückständen aus der Wasseraufbereitung. In: STUTTGARTER BERICHTEN ZUR SIEDLUNGSWASSERWIRTSCHAFT (Hrsg.), *Wasseraufbereitung für kleine Wasserwerke*, Kommissionsverlag R. Oldenburg, München
- WICHMANN, K.; AKKIPARAMBATH, A. (2001): Wasserwerksrückstände – Auswertung der aktuellen Umfrage aus 1999. *Energie Wasser Praxis*, 52 (7/8), S. 23-25
- WICKE, L. (1993): *Umweltökonomie: eine praxisorientierte Einführung*. 4. Aufl., Verlag Franz Vahlen
- WINJE, D.; HOMANN, H.; LÜHR, H.-P.; BÜTOW, E. (1991): Der Einfluss der Gewässerverschmutzung auf die Kosten der Wasserversorgung in der Bundesrepublik Deutschland. In: UMWELTBUNDESAMT (Hrsg.), *Berichte 2/91*, Erich Schmidt Verlag, Berlin
- ZENON ENVIRONMENTAL INC. (2001): Schulungsunterlagen ZW 1000/ZW 500-c

Anhang A

Ergebnisse der Pilotversuche der konventionellen Variante in Bannwil

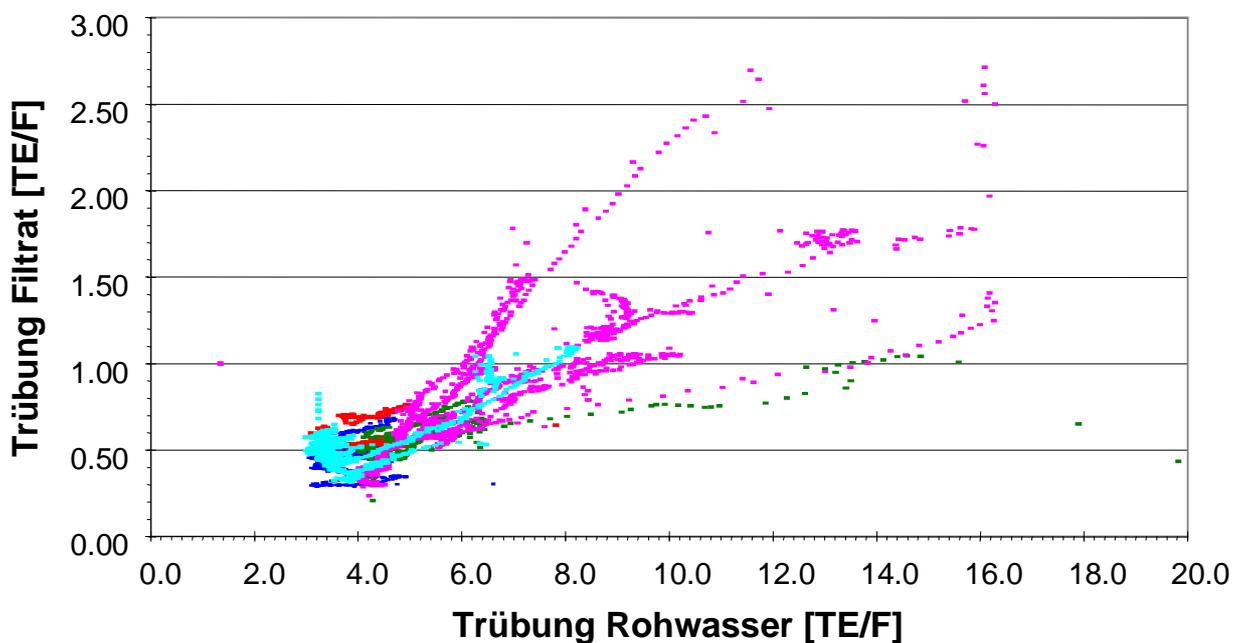


Abbildung A.1: Filtrattrübung in Abhängigkeit der Rohwassertrübung bei Filtration ohne Zugabe von Flockungsmittel; Quelle: BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001), S. 14

Tabelle A.1: Eliminationsleistung des Mehrschichtfilters bezüglich AOX;
Quelle: in Anlehnung an BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001)

Datum	Kontaktzeit min	Rohwasserkonzentration $\mu\text{g/l}$	Filtratkonzentration $\mu\text{g/l}$	Elimination %
27.10.2000	4,7	53	25	53
30.10.2000	4,7	66	39	41
02.11.2000	8,4	53	27	49

Tabelle A.2: Eliminationsleistung der konventionellen Pilotanlage bezüglich Viren und Bakterien;
Quelle: in Anlehnung an BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001)

Datum	Bakterium/Virus	Rohwasser	Reinwasser
08.05.2000	Echerichia coli	6 in 100 ml	n.n. in 100 ml
	Enterokokken	10 in 100 ml	n.n. in 100 ml
	Aerobe, mesophile Keime	> 1000 in 1 ml	3 in 1 ml
	Norwalk like virus	n.n. in 1 l	n.n. in 1 l
08.09.2000	EV nested ¹	positiv	negativ
	SRSVI-nested ²	negativ	negativ
	SRSVII-nested ³	negativ	negativ
11.09.2000	EV nested	positiv	negativ
	SRSVI-nested	positiv	negativ
	SRSVII-nested	negativ	negativ

¹ Enterovirus genotyp Poliovirus

² Small-Round-Structured-Virus genotyp I

³ Small-Round-Structured-Virus genotyp II

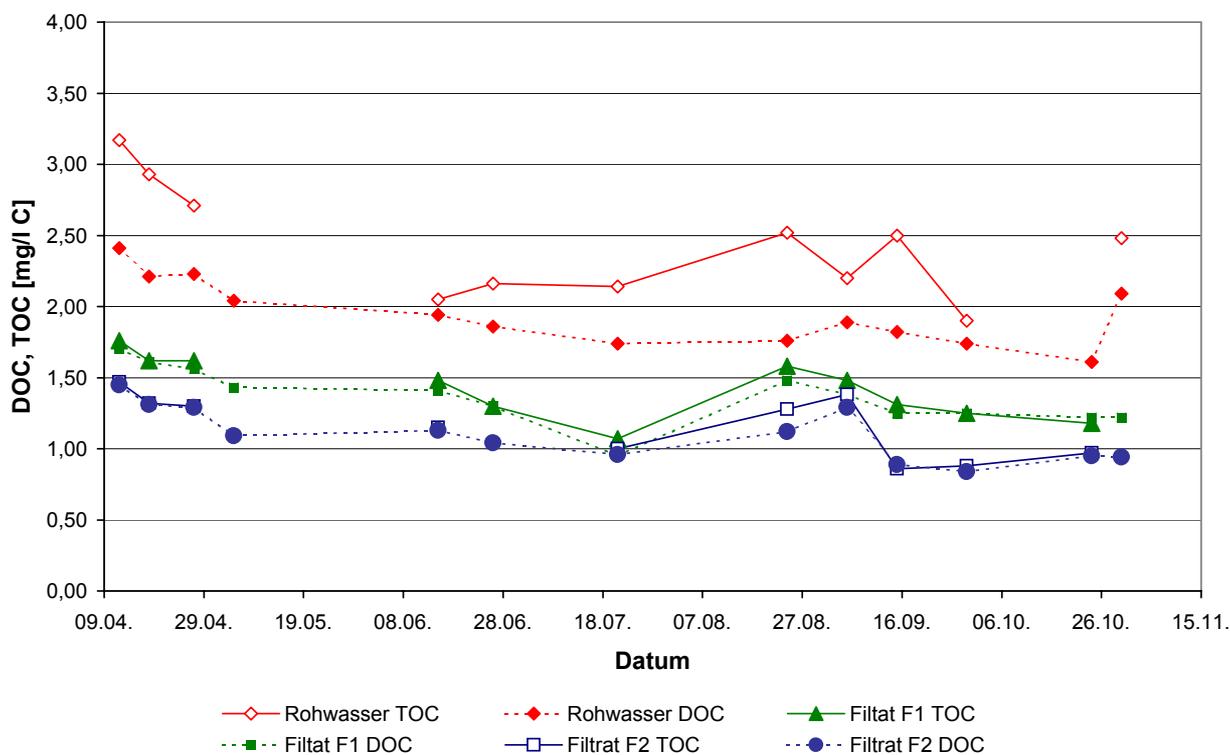


Abbildung A.2: Elimination von TOC und DOC;

Quelle: in Anlehnung an BISCHOFBERGER und GMÜNDER (2001)

Anhang B

Ergebnisse der Pilotversuche mit Rohrmodulen in Bannwil

Tabelle B.1: Technische Daten des verwendeten Rohrmoduls;
Quelle: in Anlehnung an DUBS (2001), S. 13 f

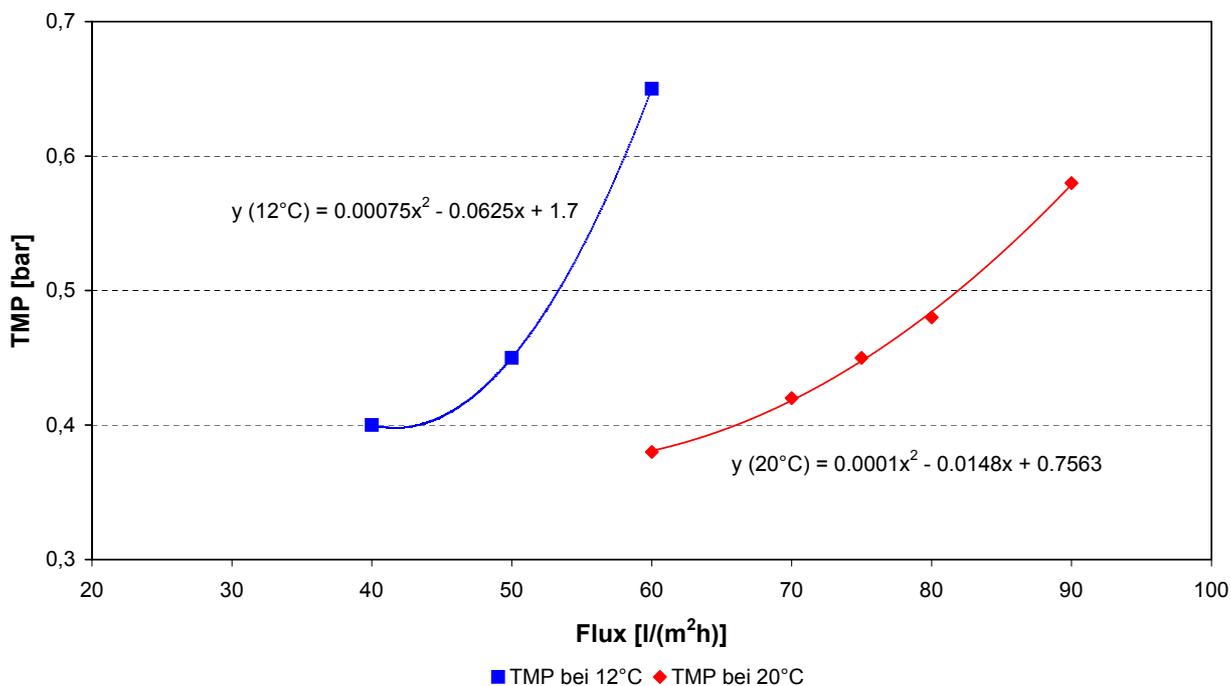
Modulbeschreibung	4 Zoll-Ultrafiltrationsmodul der Firma x-Flow, Holland
Typ	S-30 PVC-C Insert B PES
Membran	hydrophile Polyethersulphon-Membran
Dimension	Ø 4" ≈ 101,5 mm Länge: 40" ≈ 1015 mm
Kapillardurchmesser innen	0,8 mm
Membranfläche	5,9 m ² /Modul
Porengröße	150000–200000 Dalton
pH-Bereich	1–13
Temperatur	bis 40 °C
Temperaturabhängigkeit	3%/K Steigerung des Flux
Typische Prozessbedingungen:	
Transmembrandruck (TMP)	0,5–1 bar
max. TMP	2,5 bar
Spüldruck	0,8–2 bar
Typischer Flux	70–100 l/m ² h
Spülflux	250–300 l/m ² h
Spülzeit	30 s
Spülfrequenz	2–4 h ⁻¹
Modulreinigung:	
Tägliche Desinfektion	1–6 d ⁻¹ NaOCl 50–200 ppm H ₂ O ₂ 100–200 ppm
Monatliche Desinfektion	1 mt ⁻¹ NaOCl 500 ppm NaOH pH > 12 + EDTA 1 % HCl pH > 2 Zitronensäure 2 %

Tabelle B.2: Eliminationsleistung des Rohrmoduls; Quelle: in Anlehnung an DUBS (2001), S. 23

Parameter	Einheit	Rohwasser	Permeat
TOC	mg/l	2,34	1,48
DOC	mg/l	1,53	1,47
SAK ₂₅₄	m ⁻¹	5,15	2,7
KMnO ₄	mg/l	9,4	5,8
Trübung	TE/F	6,4	0,01
AOX	µg/l	5,5	5,1

Tabelle B.3: Eliminationsleistung der Filtration mit Aktivkohle und des Rohrmoduls; Quelle: in Anlehnung an DUBS (2001), S. 24

Parameter	Einheit	Rohwasser	Filtrat Aktivkohlefilter	Permeat
TOC	mg/l	2,37	0,85	0,29
DOC	mg/l	1,88	0,30	0,27
SAK ₂₅₄	m ⁻¹	5,15	0,28	0,23
KMnO ₄	mg/l	9,55	4,03	1,16
Trübung	TE/F	6,4	7,4	0,01
AOX	µg/l	5,5	3,1	1,7

**Abbildung B.1:** Transmembranndruck in Abhängigkeit des Flux bei verschiedener Temperatur; Quelle: DUBS (2001), S. 20

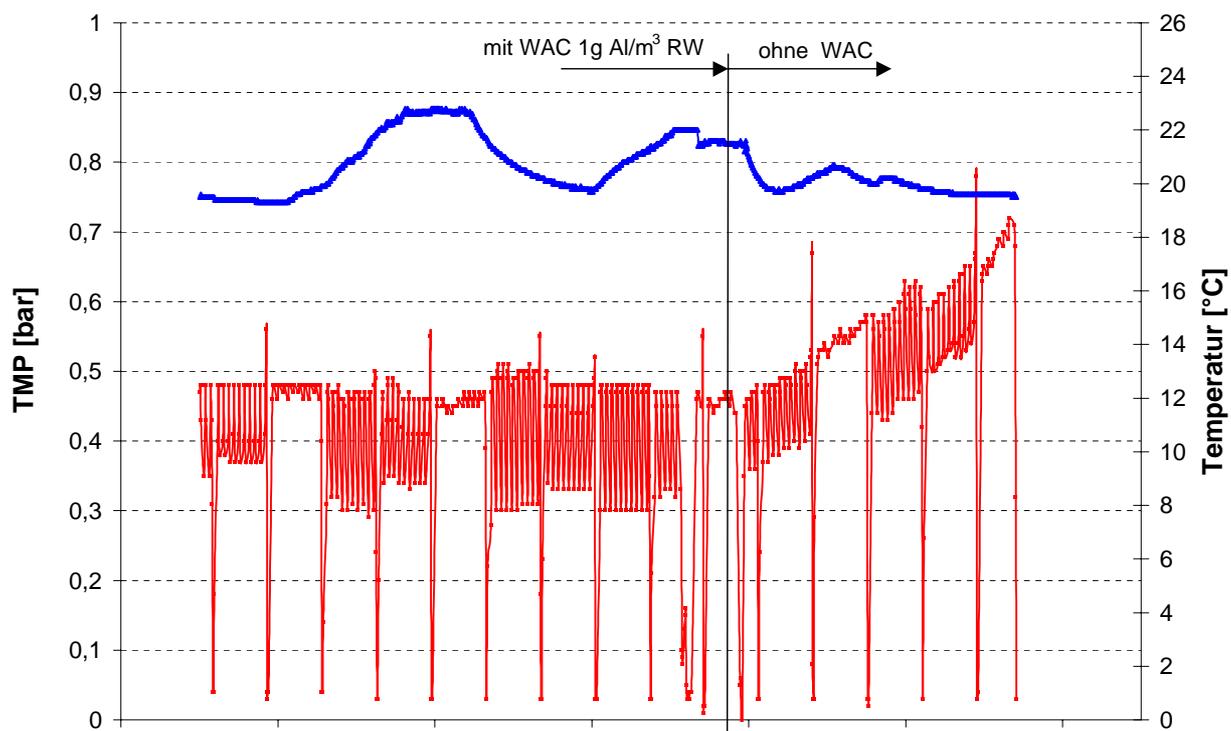


Abbildung B.2: Anstieg des Transmembrandruckes bei Abschaltung der Flockung;
 Quelle: in Anlehnung an DUBS (2001), S. 19

Anhang C

Ergebnisse der Pilotversuche mit getauchten Membranen in Bannwil

Tabelle C.1: Technische Daten der getauchten Membran

Modulbeschreibung	Hohlfasermembran der Firma Zenon (Kanada)
Typ	500-c
Material	fluoriertes organisches Polymer (Teflon), nichtionisch, hydrophil
Dimension	L×B×H: 0,8×0,3×2,0
Kapillardurchmesser innen	ca. 1 mm
Kapillardurchmesser außen	ca. 2 mm
Membranfläche	20 m ² /Modul
Porengröße	0,04 µm
Molecular Weight Cut off (50%)	200.000 Dalton
pH-Bereich	5-9,5
Temperatur	bis 40 °C
Typische Prozessbedingungen:	
Transmembrandruck (TMP)	0,07-0,55 bar
max. TMP	0,83 bar
Typischer Flux	15-80 l/m ² h
Spülflux	1,5 facher Bruttoflux
Spülzeit	30-60 s
max. Spüldruck	0,55 bar
Spülfrequenz	2-6 h ⁻¹
benötigte Spülluft	20 Nm ³ /h
Modulreinigung:	
Tägliche Desinfektion	1 d ⁻¹ NaOCl 20-200 ppm H ₂ O ₂ 100-200 ppm
chemische Reinigung	bei Erreichen des max. TMP von 450 mbar NaOCl 500 ppm HCl pH > 2
pH-Bereich	2-11 (< 30 °C); 2-9 (> 30 °C)
Maximale Chlorstunden	1.000.000 ppm·h

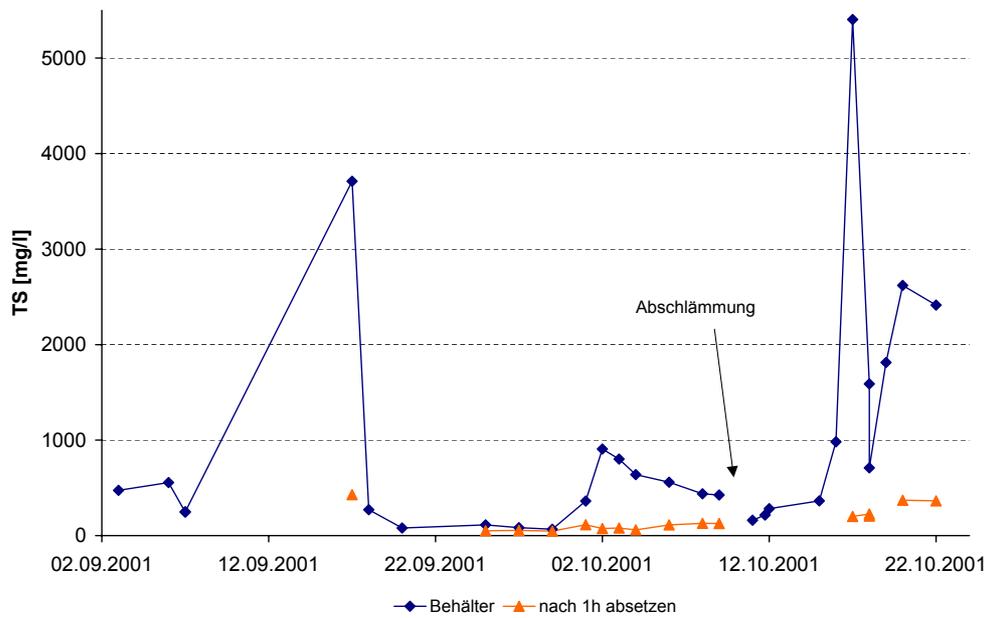


Abbildung C.1: Feststoffgehalt im Membranbehälter gemessen als Trockensubstanz



Abbildung C.2: Blick in den Filtrationsbehälter

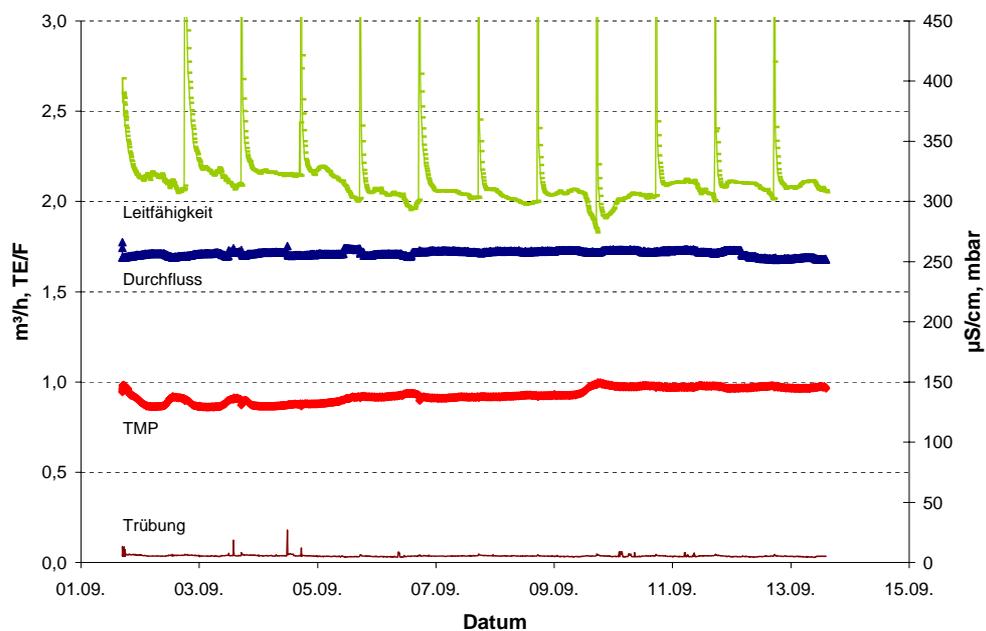


Abbildung C.3: Monitoring der Permeatbeschaffenheit durch Trübungsmessung

Anhang D

Ökonomischer Vergleich

Tabelle D.1: Investitionskostenschätzung baulicher Teil, Preis je m³ umbauter Raum: 332€

Position	Einheit	Raumbedarf/ Einheit m ³ /Einheit	Anzahl/ Faktor	Raumbedarf m ³	Baukosten €
Konventionelle Variante					
Mehrschichtfilter	m ² A _F	20	110,4	2.208	733.806
Aktivkohlefilter	m ² A _F	20	96,6	1.932	642.080
Ozonzubereitung	kg/h	20	6,5	130	43.204
Ozonreaktor	kg/h	40	4,5	180	59.821
ClO ₂ -Desinfektion	50 g/h	50	30	30	9.970
Flockung	l/s	20	0,1	2	665
Summe				4.482	1.489.547
Ultrafiltration mit Rohrmodulen					
Schnellfilter	m ² A _F	20	69	1.380	458.629
Aktivkohlefilter	m ² A _F	20	96,6	1.932	642.080
Membrananlage	Druckrohr	0,85	120	102	33.899
ClO ₂ -Desinfektion	50 g/h	50	30	30	9.970
Flockung	l/s	20	0,1	2	665
Summe				3.446	1.145.243
Ultrafiltration mit getauchten Membranen					
Membrananlage	Kassette	30	60	1.800	598.212
PAK-Dosierung	l/s	20	0,5	10	3.323
ClO ₂ -Desinfektion	50 g/h	50	30	30	9.970
Summe				1.810	611.505

Tabelle D.2: Energieverbraucherliste konventionelle Variante, Verfügbarkeit des Wasserwerks: 292 d/a

Bezeichnung	Anzahl	P kW	η %	\dot{V}	Laufzeit h/d	Energiebedarf kWh/a
Rohwasserpumpe	3	23	83		24	582.593
Zwischenpumpe	3	23	83		24	582.593
Reinwasserpumpe	3	23	83		24	582.593
Spülpumpe	2	30	77		0,57	12.969
Permeatpumpe	1	1	100		22,2	6.482
Spülung Permeatpumpe	1	2	100		1,1	642
Schlammpumpe	1	1,5	40		1	1.095
Ozonung	1	8		6,5 kg/h	24	364.416
Spülgebläse (Luft)	1	2,5		850 Nm ³ /h	0,33	2.048
Summe						2.135.431

Tabelle D.3: Energieverbraucherliste Ultrafiltration mit Rohrmodulen, Verfügbarkeit des Wasserwerks: 292 d/a

Bezeichnung	Anzahl	P kW	η %	\dot{V} m ³ /h	Laufzeit h/d	Energiebedarf kWh/a
Rohwasserpumpe	3	23	83		24	582.593
Spülpumpe Filter	1	25	77		0,28	2.655
Zwischenpumpe	3	23	83		24	582.593
Spülpumpe Module	1	25	83		16	140.723
Reinwasserpumpe	3	23	83		24	582.593
Schlammpumpe	1	1,5	77		3	1.706
Spülgebläse (Luft)	2	2,5		135	0,17	335
Summe						1.892.862

Tabelle D.4: Energieverbraucherliste Ultrafiltration mit getauchten Membranen, Verfügbarkeit des Wasserwerks: 292 d/a

Bezeichnung	Anzahl	P kW	η %	\dot{V} m ³ /h	Laufzeit h/d	Energiebedarf kWh/a
Rohwasserpumpe	3	23	83		24	582.593
Permeatpumpe	6	22	80		22,2	1.069.596
Spülung Permeatpumpe	6	30	88		1,1	65.700
Reinwasserpumpe	3	23	83		24	582.593
Schlammpumpe	1	1,5	50		1	876
Spülgebläse (Luft)	3	2,5		135	24	70.956
Summe						2.372.314

Tabelle D.5: Ermittlung der Chemikalienkosten

	kg/m ³	kg/a	Preis €/kg	Kosten €/a
konventionelle Variante				
Polyaluminiumchlorid	0,0112	82022	0,51	41.937
Chlordioxid	0,0002	1460	17,90	26.127
Polyelektrolyt	0,00008	572	6,14	3.511
Sauerstoff	6,5	56940	0,10	5.823
Summe				77.399
Ultrafiltration mit Rohrmodulen				
Polyaluminiumchlorid	0,0112	82022	0,51	41.937
Chlordioxid	0,0002	1460	17,90	26.127
Polyelektrolyt	0,00008	583	6,14	3.579
NaOCl	0,0070	50808	0,36	18.184
HCl	0,0015	11136	0,43	4.840
Summe				94.667
Ultrafiltration mit getauchten Membranen				
Pulveraktivkohle	0,005	36500	1,20	43.856
Chlordioxid	0,0002	1460	17,90	26.127
Polyelektrolyt	0,00009	689	3,83	2.643
NaOCl	0,0001	1038	0,36	371
HCl	0,00001	56	0,43	24
Summe				73.021

Tabelle D.6: Ermittlung der Betriebskosten der konventionellen Variante in €/a

Energiekosten			
Summe			213.543
Sachkosten			
Chemikalien und Sauerstoff			77.399
Wartung und Instandhaltung	Investitionskosten €	Prozentsatz %	
maschinentechnische Ausrüstung	2.608.211	3	78.246
baulicher Teil	1.489.547	1	14.895
Kohleregenerierung	Kohleanfall t/a	Preis €/t	
	121	400	48.400
Summe			218.940
Personalkosten			
	Arbeitszeit h/d	Stundensatz €/h	
Betreuung E-/MSR	1	30	76.650
Warte	16	25	146.000
Meister	8	40	113.920
Summe			336.570
Entsorgungskosten			
	Schlammfall kg TR/d	Preis €/t TR	
Schlamm Entsorgung	196	230	16.454
Summe			16.454
Betriebskosten			785.508

Tabelle D.7: Ermittlung der Betriebskosten für die Ultrafiltration mit Rohrmodulen in €/a

Energiekosten			
Summe			189.286
Sachkosten			
Chemikalien			94.667
Wartung und Instandhaltung	Investitionskosten €	Anteil %	
maschinentechnische Ausrüstung	4.164.892	3	124.947
baulicher Teil	1.145.243	1	11.452
Kohleregenerierung	Kohleanfall t/a	Preis €/t Kohle	
	121	400	48.400
Summe			279.466
Personalkosten			
	Arbeitszeit h/d	Stundensatz €/h	
Betreuung E-/MSR	1	30	76650
Warte	16	25	146000
Meister	8	40	113920
Summe			336.570
Entsorgungskosten			
	Schlammanfall kg/d	Preis €/t TR	
Schlamm Entsorgung	196	230	16.454
Summe			16.454
Betriebskosten			821.777

Tabelle D.8: Ermittlung der Betriebskosten für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen in €/a

Energiekosten			
Summe			237.231
Sachkosten			
Chemikalien und Pulveraktivkohle			73.021
Wartung und Instandhaltung	Investitionskosten €	Anteil %	
maschinentechnische Ausrüstung	4.702.807	3	141.084
baulicher Teil	611.505	1	6.115
Summe			220.221
Personalkosten			
	Arbeitszeit h/d	Stundensatz €/h	
Betreuung E-/MSR	1	30	76650
Warte	16	25	146000
Meister	8	40	113920
Summe			336.570
Entsorgungskosten			
	Schlammfall kg/d	Preis €/t TR	
Schlamm Entsorgung	236	230	19.812
Summe			19.812
Betriebskosten			813.834

Tabelle D.9: Bestimmung des Kapitalwertes für die konventionelle Variante bei $i = 3\%$ und Betriebskosten von 785.508 €/a

Jahr t	Reinvestitionen					$-A_t$	$-A_t/(1-i)^t$
	Pumpen	Filtermaterial incl. Entsorgung	Rechen	E-/MSR	restliche Ausrüstung		
0						-4.097.757	-4.097.757
1						-785.508	-762.629
2						-785.508	-740.416
3						-785.508	-718.851
4						-785.508	-697.913
5						-785.508	-677.586
6						-785.508	-657.850
7						-785.508	-638.690
8						-785.508	-620.087
9		-135.179				-920.686	-705.629
10						-785.508	-584.491
11						-785.508	-567.467
12			-4.436			-789.944	-554.051
13						-785.508	-534.892
14						-785.508	-519.313
15	-105.237					-890.744	-571.735
16						-785.508	-489.502
17				-240.230		-1.025.738	-620.588
18		-135.179				-920.686	-540.806
19						-785.508	-447.964
20						-785.508	-434.917
21						-785.508	-422.249
22						-785.508	-409.951
23						-785.508	-398.010
24			-4.436			-789.944	-388.600
25					-2.219.730	-3.005.237	-1.435.318
26						-785.508	-364.236
27		-135.179				-920.686	-414.483
28						-785.508	-343.327
29						-785.508	-333.327
30	-105.237					-890.744	-366.975
31						-785.508	-314.193
32						-785.508	-305.042
33						-785.508	-296.157
34				-240.230		-1.025.738	-375.466
35						-785.508	-279.156
36		-135.179	-4.436			-925.122	-319.197
37						-785.508	-263.132
38						-785.508	-255.468
39						-785.508	-248.027
40						-785.508	-240.803
41						-785.508	-233.789
42						-785.508	-226.980
43						-785.508	-220.369
44						-785.508	-213.950
45	-105.237	-135.179				-1.025.923	-271.294
46						-785.508	-201.668
47						-785.508	-195.795
48			-4.436			-789.944	-191.165
49						-785.508	-184.555
50	70.158	60.079	3.697	14.131		-637.443	-145.405
Kapitalwert C_0							-26.041.221

Tabelle D.10: Bestimmung des Kapitalwertes der Ultrafiltration mit Rohrmodulen bei $i = 3\%$ und Betriebskosten von 821.777€/a, incl. Entsorgung von Membranen und Filtermaterial

Jahr t	Reinvestitionen					$-A_t$	$-A_t/(1-i)^t$
	Membran- ersatz	Filter- material	Pumpen	Rechen- anlage	E-/MSR	restliche Ausrüstung	
0						-5.310.135	-5.310.135
1						-821.777	-797.842
2						-821.777	-774.603
3						-821.777	-752.042
4						-821.777	-730.138
5						-821.777	-708.872
6						-821.777	-688.225
7						-821.777	-668.180
8	-1.212.909					-2.034.685	-1.606.199
9		-71.810				-893.587	-684.860
10						-821.777	-611.479
11						-821.777	-593.669
12				-4.436		-826.213	-579.489
13						-821.777	-559.590
14						-821.777	-543.291
15			-108.120			-929.897	-596.866
16	-1.212.909					-2.034.685	-1.267.949
17					-435.551	-1.257.328	-760.704
18		-71.810				-893.587	-524.888
19						-821.777	-468.648
20						-821.777	-454.998
21						-821.777	-441.746
22						-821.777	-428.879
23						-821.777	-416.388
24	-1.212.909			-4.436		-2.039.121	-1.003.113
25						-4.426.551	-2.114.146
26						-821.777	-381.054
27		-71.810				-893.587	-402.283
28						-821.777	-359.180
29						-821.777	-348.718
30			-108.120			-929.897	-383.105
31						-821.777	-328.700
32	-1.212.909					-2.034.685	-790.144
33						-821.777	-309.831
34					-435.551	-1.257.328	-460.238
35						-821.777	-292.046
36		-71.810		-4.436		-898.023	-309.847
37						-821.777	-275.281
38						-821.777	-267.263
39						-821.777	-259.479
40	-1.212.909					-2.034.685	-623.747
41						-821.777	-244.584
42						-821.777	-237.460
43						-821.777	-230.544
44						-821.777	-223.829
45		-71.810	-108.120			-1.001.707	-264.890
46						-821.777	-210.980
47						-821.777	-204.835
48	-1.212.909			-4.436		-2.039.121	-493.465
49						-821.777	-193.077
50	909.681	31.916	72.080	3.697	25.621	221.218	50.461
Kapitalwert C_0							-32.131.055

Tabelle D.11: Bestimmung des Kapitalwertes für die Ultrafiltration mit getauchten Membranen bei $i = 3\%$ und Betriebskosten von 813.834€/a

Jahr t	Reinvestitionen					$-A_t$	$-A_t/(1 - i)^t$
	Membranersatz incl. Entsorgung	Pumpen	Rechen	E-/MSR	restliche Ausrüstung		
0						-5.314.312	-5.314.312
1						-813.834	-790.130
2						-813.834	-767.117
3						-813.834	-744.774
4						-813.834	-723.081
5						-813.834	-702.020
6						-813.834	-681.573
7						-813.834	-661.722
8	-1.837.275					-2.651.109	-2.092.810
9						-813.834	-623.736
10						-813.834	-605.569
11						-813.834	-587.931
12			-4.439			-818.273	-573.920
13						-813.834	-554.181
14						-813.834	-538.040
15		-150.505				-964.340	-618.973
16	-1.837.275					-2.651.109	-1.652.084
17				-416.169		-1.230.003	-744.172
18						-813.834	-478.042
19						-813.834	-464.118
20						-813.834	-450.600
21						-813.834	-437.476
22						-813.834	-424.734
23						-813.834	-412.363
24	-1.837.275		-4.439			-2.655.548	-1.306.354
25					-4.131.695	-4.945.529	-2.362.012
26						-813.834	-377.371
27						-813.834	-366.379
28						-813.834	-355.708
29						-813.834	-345.348
30		-150.505				-964.340	-397.295
31						-813.834	-325.523
32	-1.837.275					-2.651.109	-1.029.524
33						-813.834	-306.837
34				-416.169		-1.230.003	-450.236
35						-813.834	-289.223
36			-4.439			-818.273	-282.331
37						-813.834	-272.621
38						-813.834	-264.680
39						-813.834	-256.971
40	-1.837.275					-2.651.109	-812.716
41						-813.834	-242.220
42						-813.834	-235.165
43						-813.834	-228.315
44						-813.834	-221.665
45		-150.505				-964.340	-255.009
46						-813.834	-208.941
47						-813.834	-202.855
48	-1.837.275		-4.439			-2.655.548	-642.639
49						-813.834	-191.211
50	1.377.956	100.337	3.699	24.481		692.639	157.996
Kapitalwert C_0							-33.714.631

Tabelle D.12: Sensitivitätsanalyse des Kapitalwertes

Variation	konventionelle Variante		Ultrafiltration mit Rohrmodulen		Ultrafiltration mit getauchten Membranen	
	Kapitalwert €	Änderung %	Kapitalwert €	Änderung %	Kapitalwert €	Änderung %
Zins						
Prozentpunkte						
-3	-46.934.609	-80,2	-57.810.464	-79,9	-60.956.500	-80,8
-2	-37.671.639	-44,7	-46.466.865	-44,6	-48.938.509	-45,2
-1	-30.971.584	-18,9	-38.222.454	-19,0	-40.188.794	-19,2
0	-26.041.221	0,0	-32.131.055	0,0	-33.714.631	0,0
1	-22.350.461	14,2	-27.556.278	14,2	-28.846.683	14,4
2	-19.540.666	25,0	-24.064.889	25,1	-25.128.238	25,5
Membranpreis						
%						
10	-26.041.221	0,0	-32.744.133	-1,9	-34.728.575	-3,0
5	-26.041.221	0,0	-32.437.581	-1,0	-34.221.582	-1,5
0	-26.041.221	0,0	-32.131.055	0,0	-33.714.631	0,0
-10	-26.041.221	0,0	-31.518.088	1,9	-32.700.879	3,0
-20	-26.041.221	0,0	-30.905.246	3,8	-31.687.356	6,0
-30	-26.041.221	0,0	-30.292.546	5,7	-30.674.113	9,0
Betriebskosten						
% p. a.						
-1	-22.757.863	12,6	-28.696.095	10,7	-30.300.187	10,1
0	-26.041.221	0,0	-32.131.055	0,0	-33.714.631	0,0
1	-30.371.432	-16,6	-36.661.205	-14,1	-38.186.570	-13,3
2	-36.153.223	-38,8	-42.709.958	-32,9	-44.175.538	-31,0
3	-43.961.732	-68,8	-50.879.010	-58,3	-52.263.847	-55,0
4	-54.616.977	-109,7	-62.026.239	-93,0	-63.300.897	-87,8
Energiepreis						
%						
-50	-23.294.014	10,5	-29.695.910	7,6	-30.649.243	9,1
0	-26.041.221	0,0	-32.131.055	0,0	-33.714.631	0,0
100	-31.535.634	-21,1	-37.001.345	-15,2	-39.805.103	-18,1
250	-34.282.841	-31,6	-39.436.490	-22,7	-42.857.056	-27,1
Entsorgungskosten						
%						
-50	-25.717.865	1,2	-31.836.423	0,9	-33.710.946	0,0
0	-26.041.221	0,0	-32.131.055	0,0	-33.714.631	0,0
50	-26.364.576	-1,2	-32.425.687	-0,9	-33.718.316	-0,0
100	-26.687.931	-2,5	-32.720.319	-1,8	-33.722.001	-0,0

In dieser Reihe sind bisher erschienen:

<i>Nummer</i>	<i>Autoren</i>	<i>Titel</i>
01/1996	Günther, T. / White, M. / Günther E. (Hrsg.) Schill, O.	Ökobilanzen als Controllinginstrument  Download
02/1998	Günther, E. (Hrsg.) Salzmann, O.	Revisionäre Zeit- und Geschwindigkeitsbetrachtungen im Dreieck des Sustainable Development  Download
03/2000	Günther, E. / Schill, O. (Hrsg.) Klauke, I.	Kommunales Umweltmanagement: Theoretische Anforderungen und Einordnung vorhandener Ansätze  Download
04/2000	Günther, E. (Hrsg.) Krebs, M.	Aufgaben- und Organisationsstruktur der Umweltpolitik in der Bundesrepublik Deutschland  Download
05/2000	Günther, E. / Schill, O. (Hrsg.) Sicker, B.	Umweltfreundliche Beschaffung und Abfallmanagement in öffentlichen Einrichtungen - Eine Untersuchung am Landratsamt Bautzen und Klinikum Bautzen-Bischofswerda  Download
	Günther, E. / Thomas, P. (Hrsg.) Wollmann, R.	Integration des Instrumentes Environment-oriented Cost Management in die Controllingprozesse von Unternehmen in Entwicklungsländern Ergebnisse der Zusammenarbeit mit dem Pilotvorhaben zur Unterstützung umweltorientierter Unternehmensführung in Entwicklungsländern (P3U) der Deutschen Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) Erschienen in den Dresdner Beiträge zur Betriebswirtschaftslehre Nr. 50/01  Download
06/2001	Günther, E. / Berger, A. (Hrsg.) Kaulich, S.	Ermittlung kritischer Erfolgsfaktoren für die Implementierung der Umweltleistungsmessung in Unternehmen, insbesondere für die Maschinenbaubranche  Download

Fortsetzung:

07/2001	Günther, E. / Berger, A. (Hrsg.) Scheibe, L.	Konzeption eines Umweltkennzahlensystems zur Umweltleistungsmessung für Prozesse unter Beachtung der in Unternehmen vorliegenden Rahmenbedingungen  Download
08/2001	Krebs, P. / Günther, E. / Obenaus, G. (Hrsg.) Bölter, C.	Regenwassernutzung im nicht privaten Bereich Eine technische und wirtschaftliche Analyse dargestellt am Beispiel des Fraunhofer-Institutszentrum Dresden  Download
09/2001	Krause, W. / Günther, E. / Schulze, L. (Hrsg.) Huber, V.	Ökologische Bewertung von Reinigungsprozessen in der Oberflächentechnik - Möglichkeiten zum Einsatz integrierter Umweltschutztechnologien  Download