

Cornelsen Umwelttechnologie GmbH · Carolus-Magnus-Str. 12 · 45356 Essen

DBU
Herr Heidenreich
Postfach 1705
49007 Osnabrück

Ihr Zeichen
23449-23

Ihre Nachricht vom

Unser Zeichen
DBU-Projekt

Telefon 0201 · 52037-10

Fax 0201 · 52037-19

Datum
03.11.2006

Abschlussbericht zum DBU-Forschungsprojekt

”Entwicklung eines technisch einfachen mehrstufigen Kleinfilter- systems zur Aufbereitung von Trinkwasser in ländlichen Gebieten”

Zuwendungsempfänger:

Cornelsen Umwelttechnologie GmbH;

Institut für Energie- und Umweltverfahrenstechnik (EUT) der Universität Duisburg-
Essen (UDE), Bereich Wassertechnik

Projektleiter: Herr Cornelsen

Berichtszeitraum: 01.01.2006 – 30.09.2006

9.2	Dimensionierung der zweiten Filterstufe	38
9.3	Design und Betrieb der gesamten Anlage	40
9.4	Kostenbetrachtung	41
10	Ausblick	42
11	Abkürzungen	44
12	Literaturverzeichnis	45
13	Anhang	47
13.1	Anhang I: Innere und äußere Porosität der PSK	47
13.2	Anhang II: Rechenschritte zur Dimensionierung der ersten Filterstufe	51
13.3	Anhang III: Rechenschritte zur Dimensionierung der zweiten Filterstufe	54
13.4	Anhang IV: Verfahrensschema	56
13.5	Anhang V: Aufstellungsentwurf	57
13.6	Anhang VI: Brauchwasservorlagebehälter	58
13.7	Anhang VII: PSK-Filter	59
13.8	Anhang VIII: PSK-Filterbehälter	60
13.9	Anhang IX: PSK-Filtereinsatz	61
13.10	Anhang X: PSK-Filter Befüllereinrichtung	62

ran Druckverluste und Reinigungsaufwand zu hoch wären. Deshalb muss in diesem Fall eine Filterstufe zur Entnahme der Feststoffmasse vorgeschaltet werden.

2 Stand der Technik

Es existiert eine hohe Anzahl von technischen Systemen zur dezentralen Aufbereitung von Trinkwasser, auch mit dem Anspruch, für ländliche Gebiete geeignet zu sein. Aus unserer Sicht haben diese Systeme aber teilweise erhebliche Nachteile:

- Sie benötigen i. d. R. eine Energieversorgung, da die Druckverluste bei der herkömmlichen Filtration relativ hoch sind.
- Die hohe Partikelfracht führt zu sehr kurzen Spülungs- und Reinigungsintervallen, d. h., der Benutzer muss bestimmte Funktionen wie Rückspülung oder Reinigung der Filter selbst ausführen können.
- Sie sind technisch nicht einfach, d. h. Defekte können an vielen Stellen auftreten und auch kleine Defekte müssen durch einen Fachmann behoben werden.
- Bei Stillstand möglicherweise im System entstehende Keime können bei nicht ausreichender Desinfektion zu einer Sekundärbelastung des Trinkwassers führen.
- Sie benötigen Betriebsmittel (z. B. Chemikalien, Luft), die i. d. R. ständig am Ort gelagert werden müssen und die ggf. nur vorsichtig behandelt werden dürfen.
- Sie sind zu teuer und brauchen konstanten Support und Wartung von gut ausgebildeten Fachleuten.

3 Ziele des Projektes

Ausgehend von der Problemstellung, bestand das Ziel dieses Projektes darin, ein mehrstufiges Filtrationssystem zu entwickeln, welches

- das Wasser jederzeit sicher durch Entnahme der Mikroorganismen desinfiziert
- technisch einfach ist, d. h.
 - ohne elektrische Energie rein mechanisch und ohne den Einsatz von Chemikalien betrieben werden kann
 - vom Verbraucher lediglich durch eine Handpumpe selbst bedient werden kann

- Was sind die zu erwartenden Kosten für Investition und Betrieb eines solchen Systems im Vergleich zu herkömmlichen Filtersystemen?

4 Innovative Lösungsansätze

Da in der ersten Filtrationsstufe der Hauptteil der Feststoffmasse im Rohwasser zurückgehalten werden soll, muss das verwendete Filtermaterial ein enormes Rückhalte- und Speicherungsvermögen für Feststoffe besitzen und dennoch bei Betrieb im beladenen Zustand nur einen geringen Widerstand bieten. Zusätzlich muss das beladene Filtermaterial für den regelmäßigen Service leicht zu reinigen und in den Ausgangszustand zu bringen sein. Für diese Anwendung bietet sich ein neuartiges Filtermaterial, die sogenannten „Permeablen synthetischen Kollektoren“ (PSK), an (siehe Abbildung 1). Diese Kollektoren haben eine immense innere Porosität mit einer definierten inneren Oberfläche und damit eine hohe Speicherkapazität für Feststoffe. Da sie in einer Filterschüttung ebenfalls eine hohe Bettporosität aufweisen, bleibt der Druckverlust während des Filtrationsvorganges auch bei Beladung der Kollektoren im Inneren sehr gering, was in mehreren praktischen Anwendungen eindrucksvoll bewiesen werden konnte. Die Reinigung der Kollektoren ist durch einfaches Auswaschen (manuell) möglich.



Abbildung 1: PSK aus verschiedenen Materialien und mit verschiedenen Porositäten

Abhängig von der Ablaufqualität der ersten Filterstufe werden die nächsten Filterstufen ausgelegt. Dabei steht die ohne Rückspülung oder Reinigung erreichbare Lauf-

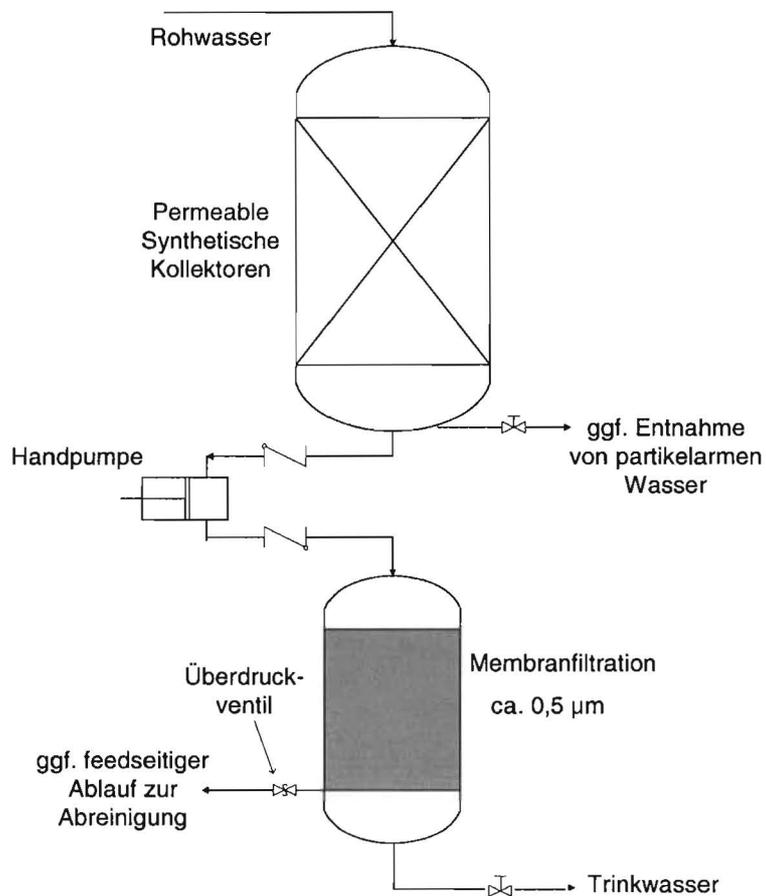


Abbildung 2: Schematische Zeichnung des einfachen Filtersystems

somit dort ideale Bedingungen für die Trübstoffabscheidung vorliegen [DVGW, 2004].

Die limitierende Größe für die Filterlaufzeit eines PSK-Filters ist also nur der Zeitpunkt des Filterdurchbruchs. Der Druckverlust, der bei herkömmlichen Filtern auch eine entscheidende Rolle spielt, kann hierbei vernachlässigt werden.

Nachteilig sind die stark hydrophoben Eigenschaften des verwendeten Materials (Polyurethan). So ist eine einfache Benetzung der PSK mit vollständiger Verdrängung der im Inneren eingeschlossenen Luft nicht sicher gestellt. Nahrstedt (1998) löste dieses Problem, indem er die PSK zuerst in Wasser auskochte. Dadurch konnte eine ausreichende Hydrophilität der Kollektoren erreicht werden.

Auf mathematische Beschreibungen zur Verdeutlichung der Eigenschaften und Besonderheiten von PSK soll an dieser Stelle verzichtet werden, da diese für die durchzuführenden Versuche nicht benötigt wurden. Es wird insbesondere auf die Werke von Esperschiedt (1998), Mulder (1990) und Nahrstedt (1998) verwiesen.

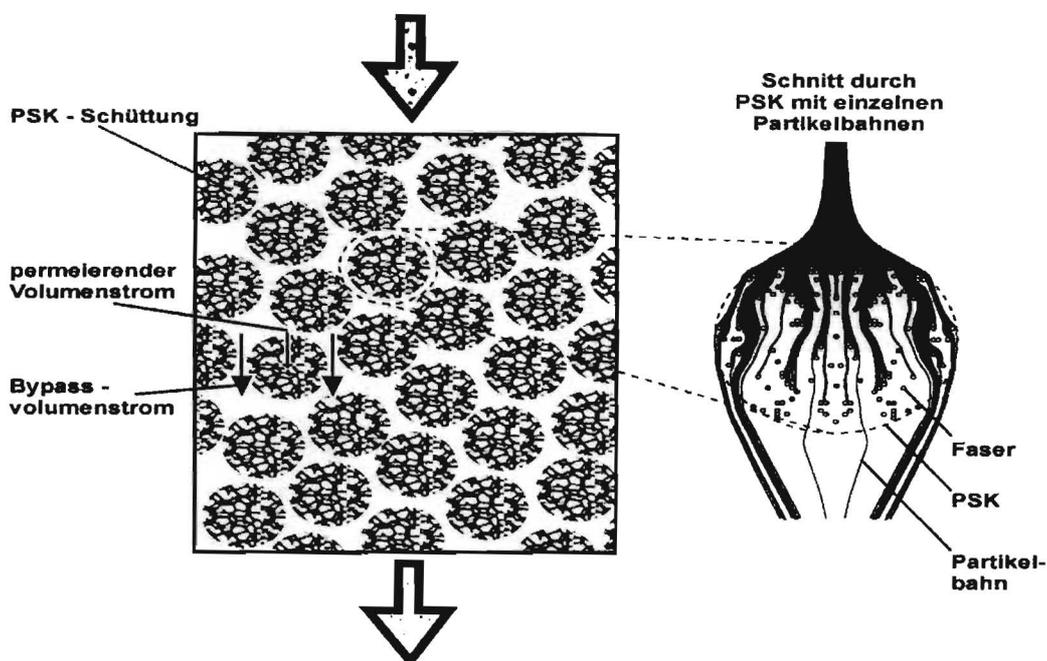


Abbildung 4: Wirkprinzip einer Filterschüttung aus PSK [aus DVGW, 2004]

aufweisen. Sie werden im Dead-End- (Konzentratseite geschlossen) oder im Cross-Flow-Modus betrieben.

Außerdem können Mikrofiltrations-Membranen, sowohl von innen nach außen (In/Out) als auch von außen nach innen betrieben werden. Bei der verwendeten Keramikmembran wurde der am weitesten verbreitete In/Out Betrieb praktiziert, bei dem das Rohwasser in die Kapillare eingespeist und von innen nach außen durch die Membran gepresst wird.

6 Aufbau und Betrieb der Laboranlage

6.1 Vorfiltration mit Filterschüttung aus PSK

In der zu entwickelnden Kleinfilteranlage sollen in einem ersten Filtrationsschritt, der sog. Vorfiltration, die Vorteile der PSK als Filtermaterial ausgenutzt werden. Dafür wurden PSK der Firma Kureta, Germany verwendet. Die unter dem Produktnamen K-Aquapor geläufigen PSK aus Polyurethanschaum haben eine Materialdichte von 30 kg/m^3 (Filterbettdichte = $14,25 \text{ kg/m}^3$), eine zylindrische Form von 10 mm Höhe und 10 mm Durchmesser sowie eine Porosität von $> 98 \%$. Der Radius der einzelnen Fasern der Kollektoren beträgt $100 \mu\text{m}$. Diese hochporösen PSK haben eine große Faser-Oberfläche und ein niedriges spezifisches Gewicht.

In einem ersten Arbeitsschritt wurde eine kleine Laboreinheit zur Simulation der ersten Filterstufe gebaut. Diese (siehe Abbildung 5) besteht aus einer 70 cm hohen Acrylsäule mit einem Innendurchmesser von 20 cm. Um die Hydrophobizität der PSK zu beseitigen und eine ausreichende Hydrophililität zu erreichen, wurden Sie vor dem Einfüllen in die Filtersäule ausgekocht.

Während des Filterbetriebes wurden in regelmäßigen Abständen Proben vom Filtrat entnommen. Wenn eine sofortige Analyse der Proben nicht möglich war, wurden sie bei $4 \text{ }^\circ\text{C}$ zwischengelagert und innerhalb von 48 Stunden analysiert. Folgende Parameter wurden erfasst:

- Gehalt abfiltrierbarer Stoffe
- Trübung
- Partikelgrößenverteilung
- Filtergeschwindigkeit
- Temperatur

6.2 Membranfiltration

Als zweite Filterstufe wurde nach der PSK-Filtration eine Mikrofiltrationseinheit installiert, insbesondere zur Entfernung von Mikroorganismen. Dafür wurde eine Keramikmembran (s. dazu auch Kapitel 3.2.2) der Firma NGK Insulators Ltd., Japan mit folgenden Eigenschaften eingesetzt (s. Abbildung 6):

- Porendurchmesser: 0,1 μm
- Anzahl der Kanäle: 55
- Modullänge: 0,5 m
- Membranfläche: 0,2 m^2 .

Das Membranmodulsystem, von welchem die Keramikmembran umschlossen wird, stellte die Firma ABS Oberhausen, Germany zur Verfügung.



Abbildung 6: Keramikmembran (Fa. NGK, Japan)

Das Vorfiltrat und somit das Eingangswasser der Membranfiltration war durch folgende Qualitätsparameter gekennzeichnet:

- Trübung: 0,2 – 0,5 FNU
- DOC: 1,5 – 2,5 mg/l
- $\text{SAK}_{254} < 1 \text{ m}^{-1}$

An der Membrananlage sollten die beiden Betriebsweisen „Cross-Flow“ und „Dead-End“ miteinander verglichen werden. Die dafür notwendigen Anlageneinstellungen

Vom angezeigten Wert am Messgerät p4 war ein Druck von 0,107 bar abzuziehen, da sich der Druckabnahmepunkt p2 107 cm über p1 befand und so nur auf p1 zusätzlich eine Wassersäule von 107 cm drückte. Entsprechend war bei den anderen Druckberechnungen zu verfahren.

Cross-Flow-Betrieb:

Beim Cross-Flow-Betrieb war neben der Pumpenregelung das Dreiwegeventil 1 so zu öffnen, dass das Filtrat der Vorfiltration auf die Membran strömte. Das Dreiwegeventil 2 war so einzustellen, dass das Trinkwasser abfließen konnte. Zusätzlich war das Membranventil (Ventil 3) so weit zu öffnen, dass ein vorgegebener Anteil des Cross-Flow-Stroms wieder zurück in den Auffangbehälter gelangte. Die transmembrane Druckdifferenz wurde nach Gleichung 1 bestimmt.

$$\Delta p = \frac{(p_{\text{Zulauf}} - p_{\text{Konzentrat}})}{2} - p_{\text{Filtrat}} \quad (1)$$

p_{Zulauf}	-	Zulaufdruck [bar]
$p_{\text{Konzentrat}}$	-	Konzentratdruck [bar]
p_{Filtrat}	-	Filtratdruck [bar]

Dead-End-Betrieb:

Für die Dead-End-Filtration war die Pumpe auf den gewünschten Volumenstrom einzustellen (20 l/h). Die Dreiwegeventile 1 und 2 mussten die gleiche Stellung wie im Cross-Flow-Betrieb haben. Ventil 3 war zu schließen. Bei der Dead-End-Filtration berechnet sich die transmembrane Druckdifferenz nach Gleichung 2.

$$\Delta p = p_{\text{Zulauf}} - p_{\text{Filtrat}} \quad (2)$$

Rückspülung:

Zur Durchführung einer Rückspülung war das Dreiwegeventil 2 so zu betätigen, dass das zuströmende Rückspülwasser (Trinkwasser) auf die Membran geleitet wurde.

der Membran installierten Drucksensoren, an denen sowohl Differenzdrücke als auch die punktuell herrschenden Drücke abgelesen werden konnten. Für Rückspülung und chemische Reinigung wurden die entsprechenden Ventile betätigt.

7 Versuchsdurchführung

7.1 PSK-Filtration

7.1.1 Untersuchungen zu Filterdurchsatz und Bettporositäten

Um Eckwerte für die Dimensionierung der ersten Filterstufe sowie Druckverluste, Filterlaufzeiten und erreichbare Filtratqualitäten ermitteln zu können, wurden Versuchsreihen mit unterschiedlichen Bettporositäten und Filterdurchsätzen durchgeführt.

Für die Versuche zur Untersuchung des Einflusses der Filtergeschwindigkeit wurde eine Menge an PSK von 15 l unkomprimiert in die Filtersäule eingefüllt. Die Trübung war der Indikator für die Effektivität der Filtration und wurde in Abhängigkeit von verschiedenen Filtergeschwindigkeiten untersucht

In einem nächsten Schritt wurde das Bettvolumen der PSK sukzessive mit Hilfe von Spannringen und Trennsieben bei jedem Filterlauf komprimiert und die jeweiligen Trübungswerte des Zulaufes und des Ablaufes ermittelt. Das Bettvolumen der PSK-Schüttung ist die Summe aus innerer Bettporosität (im Inneren der Kollektoren) und der äußeren Bettporosität (zwischen den Kollektoren). Die innere Porosität nimmt mit zunehmender Kompression ab, die äußere Porosität bleibt konstant [Hobby, 1995]. Die mathematischen Zusammenhänge und Gesetzmäßigkeiten dazu können in Anhang 1 nachgelesen werden.

7.1.2 Filterreinigung

Spätestens zu Beginn des Filterdurchbruches (Anstieg der Trübungswerte im Filtrat) müssen die PSK gereinigt werden, um die ursprünglichen Filtrationseigenschaften vollständig bzw. ausreichend wiederherzustellen. Diese kann nicht wie bei den Sandfiltern mittels einer Rückspülung erfolgen, da dafür ein leichtes Anheben der Filterschicht erforderlich ist. Die PSK müssten somit dekomprimiert werden und würden

7.2 Membranfiltration

7.2.1 Ermittlung der Versuchsvorschriften

Die Wirtschaftlichkeit und die Effizienz einer Membrananlage ist abhängig von deren Laufzeit. Die vorrangige Aufgabe besteht demnach darin, die Betriebsweise der Membran zu finden, bei welcher der Zeitpunkt der maximal zulässigen transmembranen Druckdifferenz (TMP) am längsten hinausgezögert wird. Im Sinne des Projektziels, eine mechanisch einfache Anlage zu entwickeln, die mit einer Handpumpe betrieben werden kann, wurde die maximal zulässige TMP auf etwa 3 bar bzw. der maximale Pumpendruck auf etwa 5 bis 6 bar festgelegt. Höhere Drücke könnten mit einer Handpumpe nur unter hohem Einsatz an Körperkraft aufgebracht werden können.

An der Versuchsanlage wurden die verschiedenen Betriebsarten untersucht (Dead-End- und Cross-Flow-Betrieb). In einem ersten Schritt sollten die Unterschiede zwischen den möglichen Betriebsweisen aufgezeigt und ausgewertet werden. Daran anschließend wurde die Betriebsweise, die für den praktischen Einsatz am geeignetsten erschien, in einem Langzeitversuch optimiert.

Die Versuche zur Bestimmung der geeignetsten Betriebsweise wurden folgendermaßen durchgeführt:

- Beschicken der Membran mit dem Wasser aus der Vorfiltration mit einem Flux von etwa $100 \text{ l}/(\text{h m}^2)$; dies entspricht bei der eingesetzten Membran einer Pumpenleistung von $20 \text{ l}/\text{h}$
- Einstellung folgender Betriebsweisen und Betrieb der Anlage jeweils bis zum Erreichen der maximalen TMP (ca. 3 bar):
 - 5 % Cross-Flow
 - Dead-End
 - 10 % Cross-Flow
 - 20 % Cross-Flow
 - 50 % Cross-Flow
- stündliche Erfassung folgender Parameter:
 - alle Volumenströme
 - Temperatur
 - Zulauf- und Ablauftrübung
 - alle Druckmesswerte

pro Tag betrieben wird. Da vor und nach dem Filtrationsintervall in der Praxis noch weitere Arbeitsschritte erforderlich sind (Auffüllen der Anlage, Reinigung der eingesetzten Materialien etc.), erhöht sich dadurch die Arbeitszeit des Bedienpersonals.

7.2.2 Reinigung der Membran

Um Ablagerungen auf der Membran zu eliminieren und somit Foulingprobleme zu verhindern, muss die Membran regelmäßig gereinigt werden. Hierbei gibt es verschiedene Möglichkeiten. Um das effektivste Reinigungsprozedere für die verwendete NGK-Keramik-Membran mit möglichst wenig Wasserbedarf festlegen zu können, wurden entsprechende Versuche durchgeführt. Dabei wurde der Verlauf des TMP nach folgenden Reinigungsabläufen untersucht:

- ohne Spülung (os)
- Vorwärtsspülung jeweils nach 4 Stunden Anlagenlaufzeit (vs)
- Rückspülung jeweils nach 4 Stunden Anlagenlaufzeit (rs)
- Kombination aus Vorwärts- und Rückspülung am Ende eines Aufbereitungstages

Es stellte sich heraus, dass mit der Vorwärtsspülung, auch in Kombination mit der Rückspülung, der ursprüngliche Zustand der Membran nicht wieder hergestellt werden kann (vgl. Abbildung 8). Der TMP stieg mit der Anzahl der Bettvolumina deutlich an, d. h. offensichtlich führte sie zu einer Verfestigung der Ablagerungen auf und in der Membran.

Bei einer Anlagenlaufzeit von 36 Stunden ohne Spülung (os) erreichte der TMP einen Wert von 200 mbar. Wurde die Membran regelmäßig nach 4 Stunden Laufzeit rückgespült, stieg der TMP bei einer Anlagenlaufzeit von 50 Stunden mit einer Anzahl an Bettvolumina von 5000 l/m² nur auf 150 mbar an.

Somit kann die Rückspülung der Membran nach jeweils 4 Stunden Betriebsdauer als die effektivste Variante zur Wiederherstellung des Ausgangszustandes der Membran empfohlen werden.

Tabelle 2: Hauptschritte des Membranreinigungszykluses

Hauptschritt	Chemikalie	Zeit
1	sauer, H ₂ SO ₄ , pH 2	3 – 5,5 h
2	alkalisch, NaOH, pH 12	3 – 5,5 h
3	oxidativ, NaOCl, 3000 ppm freies Cl ⁻	12 h einwirken lassen
Zeit gesamt		21 – 37,5 h

Die Hauptschritte 1 (saure Reinigung mit Schwefelsäure) und 2 (alkalische Reinigung mit Natronlauge) wurden wie folgt durchgeführt:

Tabelle 3: Arbeitsschritte des Membranreinigungszyklus (nach Agyepong 2005)

Arbeitsschritt	Maßnahme	Zeit
1	Zirkulation der chemischen Lösung nur zulaufseitig (Permeatseite geschlossen)	1 – 2 h
2	Zirkulation der chemischen Lösung im Cross-Flow	0,5 – 1 h
3	Einweichen in die chemische Lösung (Schließen der Ventile und Stoppen der Pumpe)	0,5 – 1 h
4	Zirkulation der chemischen Lösung im Cross-Flow	0,5 – 1 h
5	Ausspülen der chemischen Lösung	15 min

8 Auswertung der Versuche

8.1 Vorfiltration

8.1.1 Versuchsergebnisse

Wie aus Abbildung 9 hervorgeht, war die Filtration mit PSK umso effektiver, je geringer die Filtergeschwindigkeit war, da die Elimination der Trübstoffe mit zunehmender Filtergeschwindigkeit abnahm.

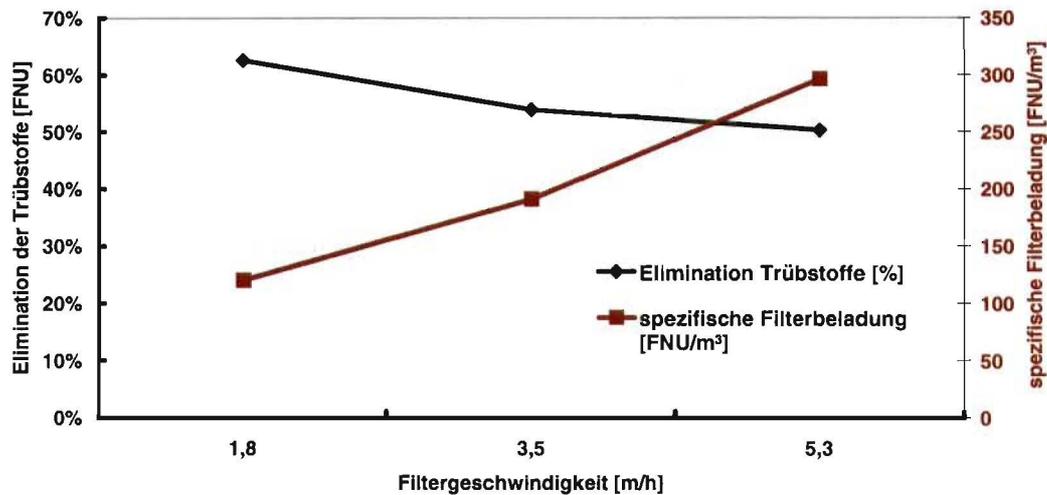


Abbildung 9: Elimination der Trübstoffe und spezifische Filterbelastung in Abhängigkeit von der Filtergeschwindigkeit

Die Ergebnisse der Versuchsreihe mit unterschiedlichen Bettporositäten der PSK sind in Abbildung 10 und Abbildung 11 dargestellt. Es konnte eine exponentielle Zunahme der Filterbelastung mit dem Kompressionsgrad der PSK festgestellt werden. Der Feststoffgehalt bzw. die Trübung im Filtrat wurde mit zunehmendem Kompressionsgrad signifikant reduziert, wobei die Trübung des Rohwassers im Mittel bei 49 FNU und der Feststoffgehalt bei 47,5 mg/l lag.

Von Bedeutung war außerdem die Tatsache, dass auch der beladene PSK-Filter eine Rohwassertrübung von 10 FNU noch auf 0,7 FNU ohne wesentliche Druckverluste (10 mbar) reduzieren konnte. Nach 10 Stunden Betriebsdauer konnte mit dem PSK-Filter ein annähernd gleiches Filterergebnis wie zu Beginn des Filterlaufes erreicht werden (90 % Feststoffentfernung).

Aus Abbildung 11 kann weiterhin abgeleitet werden, dass bei einem Kompressionsgrad von 30 % die Trübstoffe zu 50 % und die suspendierten Feststoffe zu über 70 % zurückgehalten wurden. Für eine hohe Effizienz der PSK-Filtration gegenüber beiden Parameter ist also ein hoher Kompressionsgrad der PSK vorteilhaft.

In einem komprimierten PSK-Filterbett besteht zwischen dem spezifischem Druckverlust und der Filterbetttiefe ein linearer Zusammenhang (vgl. Abbildung 12). Die Abnahme des Druckverlustes mit zunehmender Betttiefe resultiert daraus, dass die Trübstoffabscheidung nicht wie in granularen Filtermedien auf die Oberfläche begrenzt ist, sondern auch in den Poren der PSK stattfindet.

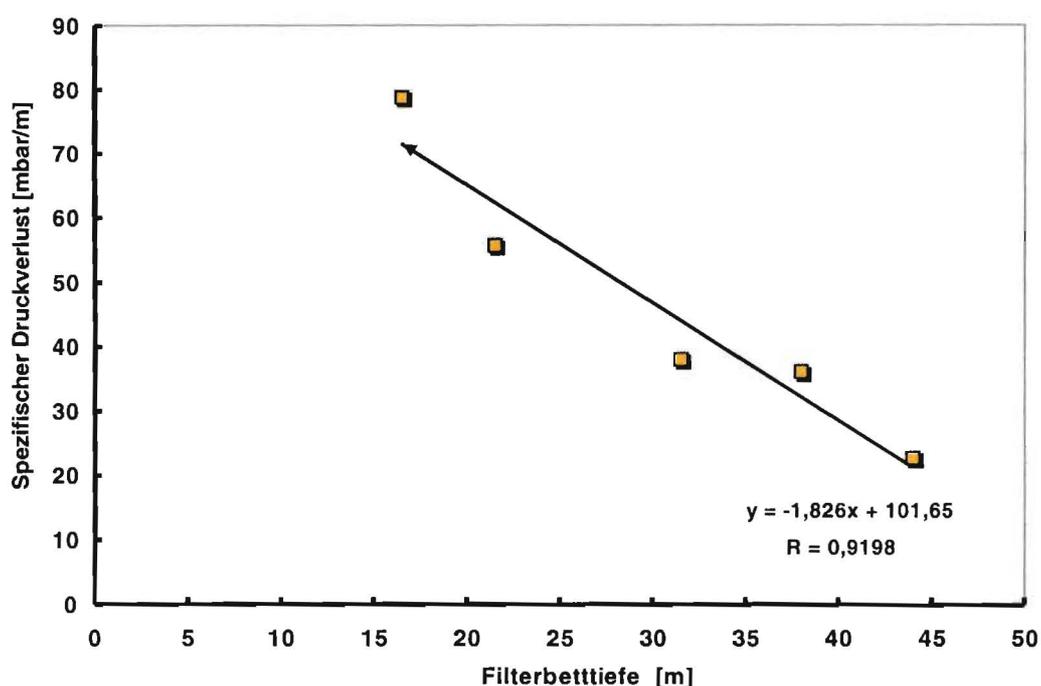


Abbildung 12: Druckverlust zu Beginn des Filtrationsvorganges in Abhängigkeit von der Filterbetttiefe

8.1.2 Ermittlung der geeignetsten Betriebsweise

Aus den Versuchsergebnissen können Rückschlüsse für die Auslegung der Vorfiltration mit PSK und die Einstellung der Filtrationsparameter gezogen werden. Bei einem stark trübstoffhaltigen Rohwasser konnten mit der Laboranlage die besten Filtrationsergebnisse mit einem Filterbett aus 90 l PSK erreicht werden, welches um 90 % auf 30 cm Betthöhe komprimiert wurde. Dieser Kompressionsgrad war noch per Hand einstellbar. Es konnte damit eine konstant niedrige Trübung im Filterab-

durchbruch. Der maximale Druckverlust betrug 160 mbar und war unabhängig von der Trübung im Filtrat. Dies ist ein wesentlicher Unterschied zur Sandfiltration, die nur bei relativ niedrigen Trübungswerten effizient betrieben werden kann. Die in dieser Studie dargestellten Ergebnisse verdeutlichen die Eignung von PSK-Filtern für stark trübstoffhaltige Wässer. Die Filtratqualität ist zwar nicht so hoch wie bei den Sandfiltern aber für ein Zulaufwasser zur Membranfiltration sehr gut geeignet.

8.2 Membranfiltration

8.2.1 Versuchsergebnisse

In der ersten Versuchsreihe mit der Membranfilterstufe sollte deren effektivste Betriebsweise ermittelt werden. In Abbildung 15 sind die Zu- und Ablauftrübungswerte bei den untersuchten Betriebsweisen in Abhängigkeit des produzierten Trinkwassers pro Quadratmeter Membranfläche aufgezeichnet. Die jeweils durchgeführte Betriebsweise steht oberhalb der Diagrammfläche in roter Schrift. Die Abkürzung CF steht für Cross-Flow-Betrieb und DE für Dead-End-Betrieb. Folgende Versuche wurden nacheinander durchgeführt:

1. 5 % Cross-Flow-Betrieb
2. Dead-End-Betrieb
3. 10 % Cross-Flow-Betrieb
4. zweimal 20 % Cross-Flow-Betrieb
5. zweimal 50 % Cross-Flow-Betrieb

Zu erkennen ist, dass bei allen Versuchen eine sehr gute Elimination der Trübstoffe erreicht wurde. Die Zulauftrübungen des Filtrats aus der Vorfiltration schwankten zwischen 9,73 und 2,64 FNU. Nach der Membranfiltration lagen die Trübungswerte zwischen 0,305 und 0,012 FNU, wobei keine Unterschiede zwischen den einzelnen Betriebsweisen feststellbar waren.

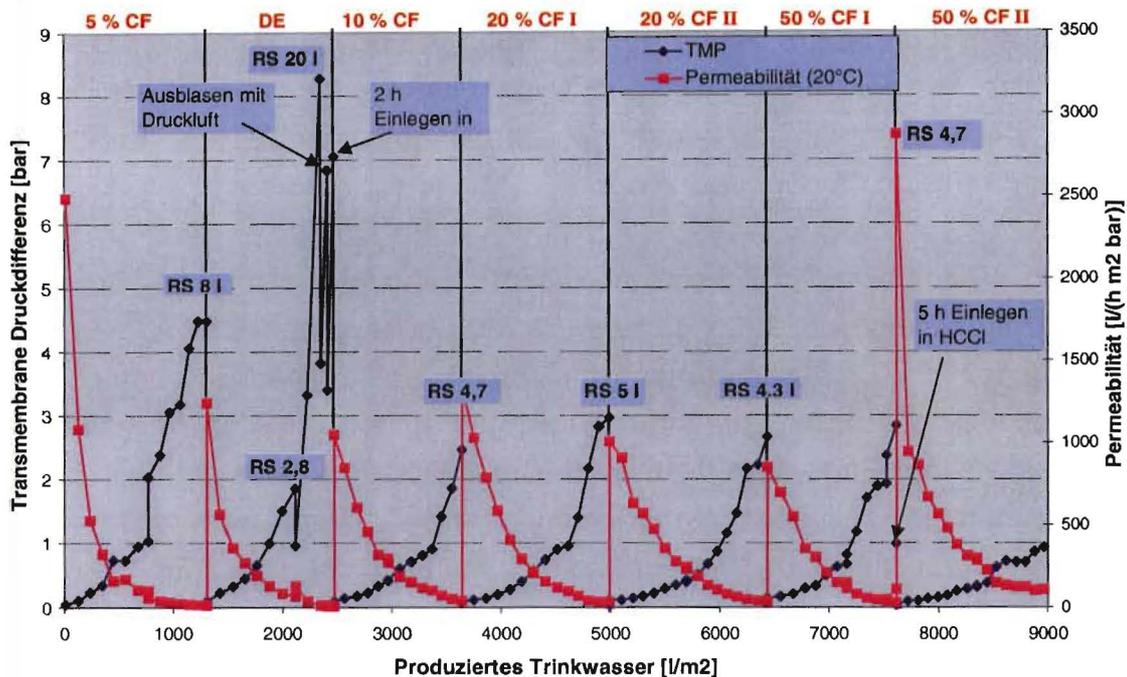


Abbildung 16: Verhalten von transmembraner Druckdifferenz und Permeabilität der Membran bei den untersuchten Betriebsweisen

Im Dead-End-Betrieb führte eine schon frühzeitig vorgenommene Rückspülung (TMP = 1,862 bar) mit einem Spülwasservolumen von 2,8 l nur zu einem geringen Rückgang des TMP (auf 0,976 bar). Bei einer Rückspülung erst nach erheblicher Überschreitung des vorgegebenen maximalen TMP (bei 8 bar) mit einem Spülwasservolumen von 20 l konnte dieser nur auf einen Wert von 3,8 bar gesenkt werden. Obwohl der gemessene Wert deutlich über der vorgegebenen maximalen transmembranen Druckdifferenz von 3 bar lag, wurde die Membran weitere 60 Minuten im Dead-End-Betrieb gefahren. Innerhalb dieser Stunde erhöhte sich die Druckdifferenz von 3,8 bar auf 6,8 bar. Ein Versuch, die Membran mit Druckluft zu reinigen, führte nicht zum Erfolg (Senkung des TMP von 6,8 auf nur 3,4 bar). Deshalb wurde nun eine Kurzreinigung durchgeführt und der TMP damit wieder auf einen Wert nahe dem Ausgangswert (auf 0,1035 bar) gesenkt. Danach wurde die Anlage im 20 %- und im 50 %-Cross-Flow-Betrieb gefahren. Nach dem ersten 50 % Cross-Flow-Betrieb musste ebenfalls eine chemische Kurzreinigung durchgeführt werden, da hier eine Rückspülung mit einem Spülwasservolumen von 4,7 l den TMP von 2,85 bar nur auf 1 bar senken konnte.

Tabelle 4: Entfernung von Bakterien im Filtersystem

Wasser	Parameter	Anzahl / ml
Rohwasser	KBE (20 °C)	> 2400
	KBE (36 °C)	> 2400
Filtrat der 1. Filterstufe (PSK-Filter)	KBE (20 °C)	1100
	KBE (36 °C)	300
Filtrat 2. Filterstufe (Mikrofiltration)	KBE (20 °C)	0
	KBE (36 °C)	0

8.2.2 Ermittlung der geeignetsten Betriebsweise

In Abbildung 17 sind die Verläufe der transmembranen Druckdifferenzen bis zum Erreichen der Maximalwerte von etwa 3 bar aus sämtlichen relevanten und untersuchten Betriebsweisen in Abhängigkeit von der produzierten Trinkwassermenge pro Quadratmeter zusammengefasst. Das Verhalten der Druckdifferenz oberhalb des Grenzwertes von 3 bar wird hier nicht berücksichtigt. Deutlich zu erkennen ist auch hier wieder die Abhängigkeit der Betriebsdauer bis zum Erreichen des maximalen TMP von der Art der jeweiligen Betriebsweise.

Cross-Flow-Betrieb können noch weit größere Mengen Trinkwasser bis zum maximale TMP produziert werden. Theoretisch wären noch größere Cross-Flow-Anteile denkbar. Da die zu entwickelnde Anlage aber mit einer Handpumpe betrieben werden soll, würde man zu viel Pumpenleistung damit verschwendet, das Wasser im Kreis zu führen.

Als am besten geeignete Betriebsweise wurde diejenige bestimmt, bei der nach einer Trinkwasserproduktion von 500 l/m^2 (Tagesbedarf, siehe Kap. 7.2.1) der geringste TMP auftrat. Dies war im 20 %-Cross-Flow-Betrieb der Fall. Bei einer produzierten Trinkwassermenge von 500 l/m^2 betrug der TMP 0,175 bar. Bei allen anderen Betriebsweisen lag die Druckdifferenz zu diesem Zeitpunkt oberhalb 0,175 bar.

8.3 Langzeitversuch

Um Aussagen über die erreichbaren Laufzeiten und die Betriebssicherheit der Anlage treffen zu können, wurde ein Langzeitversuch durchgeführt. Dabei wurde nach den Vorschriften aus Kapitel 7.2.1 vorgegangen und die Anlage mit 20 % Cross-Flow betrieben.

Nach einer chemischen Reinigung hatte die Membran für diesen Versuch folgende Ausgangseigenschaften:

- Permeabilität = $1262,42 \text{ l/(h m}^2 \text{ bar)}$
- TMP = 0,1 bar

In Abbildung 18 ist der Verlauf von TMP und Permeabilität der Membran in Abhängigkeit von der produzierten Trinkwassermenge in l/m^2 während des Langzeitversuchs dargestellt. Entsprechend den Vorschriften aus Kapitel 7.2.1 wurde alle fünf Stunden eine Rückspülung (RS) mit 5 bar und einem Volumen von einem Liter durchgeführt. Lediglich bei der letzten Rückspülung wurde ein Volumen von fünf Litern verwendet.

Bis zum maximal zulässigen TMP wurde ein Trinkwasservolumen von $10910,5 \text{ l/m}^2$ produziert. Insgesamt erfolgte in diesem Zeitraum 22 mal eine Rückspülung. Die Trübungswerte des Filtrats lagen konstant auf einem sehr niedrigen Niveau ($< 0,05 \text{ FNU}$).

nicht zum Erfolg, so dass der Langzeitversuch nach 11704 l/m² produziertem Trinkwasser beendet wurde.

Anhand dieser Versuchsergebnisse kann davon ausgegangen werden, dass in der Praxis mit dieser Anlagenkonstruktion Trinkwassermengen von mindestens 9500 l/m² ohne chemische Reinigungen möglich sind. Dabei wurde ein Sicherheitspuffer von 15 % berechnet, um evt. Veränderungen hinsichtlich der Deckschichtbildung auf der Membran aufgrund einer anderen Zusammensetzung des Zulaufwassers zu berücksichtigen.

Aufgrund der guten Ergebnisse mit der verwendeten Keramikmembran (Trenngrenze: 0,1 µm) wurde auf weitere Versuchsreihen mit einer Keramikmembran, die eine Trenngrenze von 0,01 µm (Ultrafiltration = UF) aufweist, verzichtet. Vorversuche mit einem kleinen Keramik-UF-Modul zeigten, dass die aufzubringenden Drücke auch zu hoch wären für den vorgesehenen praktischen Einsatz. Dem Grundgedanken der von Hand zu betreibenden Kleinfilteranlage könnte damit nicht mehr Rechnung getragen und der erhebliche Aufwand für weitere Versuchsreihen nicht gerechtfertigt werden.

9 Praktische Umsetzung

Für die Überführung der in diesem Projekt entwickelten Laboranlage in eine praxistaugliche Demonstrationsanlage sollen an dieser Stelle mögliche Varianten diskutiert und wichtige Rahmenbedingungen für einen reibungslosen Anlagenbetrieb festgelegt werden.

Für die Dimensionierung der Anlage wird ein Trinkwasserbedarf von zehn Litern pro Tag und Einwohner angenommen. Ein menschlicher Körper benötigt drei bis 10 Liter pro Tag (WHO, 2004), je nach körperlicher Belastung und klimatischen Verhältnissen. Im Sinne des Projektzieles soll die Anlage in erster Linie für aride bzw. semiaride Gebiete der Dritten Welt dimensioniert werden (z. B. Afrika), so dass von einem hohen Trinkwasserbedarf ausgegangen werden muss. Außerdem benötigt jeder Einwohner etwa 40 l Wasser für häusliche Bedürfnisse wie Baden und Waschen (WHO, 2004). Für die nachfolgenden Dimensionierungsbetrachtungen soll eine Ortschaft mit 300 Einwohnern zugrunde gelegt werden. Damit ergibt sich ein Tagesbedarf von 15 m³ Wasser, davon 3 m³ als Trinkwasser und 12 m³ als Brauchwasser.

Das von der ersten Filterstufe produzierte Wasser wird in einem Vorlagebehälter gesammelt aus dem sowohl das benötigte Brauchwasser als auch das für die Trinkwasseraufbereitung erforderliche Wasser entnommen werden kann. Das Volumen dieses Brauchwasservorlagebehälters ist an die zu produzierende Wassermenge und den tageszeitlichen Schwankungen der Brauchwasserentnahme anzupassen. Im vorliegenden Fall wurde ein Behältervolumen von 10 m^3 angesetzt.

9.2 Dimensionierung der zweiten Filterstufe

Die Dimensionierung der Membranfiltrationsstufe beruht auf den Ergebnissen, die in Kapitel 8 diskutiert wurden. Die zugehörigen Berechnungen können dem Anhang III entnommen werden.

In den durchgeführten Versuchen wurde bis zum Erreichen des maximal zulässigen TMP ein Trinkwasservolumen von 10 m^3 pro Quadratmeter Membranfläche produziert. Das dabei verwendete Volumen an Rückspülwasser betrug $0,0045 \text{ m}^3/(\text{d m}^2)$. Es lässt sich demnach eine Ausbeute von 99 % errechnen. Bei einem gewählten Flux von $0,10 \text{ m}^3/(\text{h m}^2)$ ergibt sich ein Nettoflux von $0,099 \text{ m}^3/(\text{h m}^2)$ für die Trinkwasserproduktion. Hiernach berechnet sich das nutzbare Trinkwasservolumen zu $9,995 \text{ m}^3/\text{m}^2$.

Unter Berücksichtigung der erforderlichen Trinkwassermenge von $3 \text{ m}^3/\text{d}$ und einer Betriebsdauer von fünf Stunden pro Tag ergibt sich ein stündlicher Volumenstrom von $0,6 \text{ m}^3$. Wird für die zweite Filterstufe ebenfalls eine Laufzeit von 60 Tagen bis zum Wechsel (chemische Reinigung) vorausgesetzt, so wäre eine Permeatproduktion von 180 m^3 Trinkwasser nötig, um die Trinkwasserversorgung zu gewährleisten. Unter Berücksichtigung des nötigen Rückspülvolumens von ca. 5 m^3 ergeben sich ca. 185 m^3 Trinkwasser. Die erforderliche Membranfläche zur Deckung des Tagesbedarfes bestimmt sich als Quotient aus dem stündlichen Volumenstrom und dem Flux über der Membran und beträgt 6 m^2 . Wichtiger jedoch ist die benötigte Membranfläche zum Erreichen einer Laufzeit von 60 Tagen. Um diese zu bestimmen, ist die gesamte Permeatmenge inklusive Rückspülwasser und erreichbaren Volumens bis zur maximalen transmembranen Druckdifferenz ins Verhältnis zu setzen. Daraus ergeben sich 18 m^2 benötigte Membranfläche.

9.3 Design und Betrieb der gesamten Anlage

In dem nachfolgend vorgestellten Konzeptentwurf für das Design einer Demonstrationsanlage wurde davon ausgegangen, dass die Reinigung der Membranen und des PSK-Filtermaterials in einer zentralen Servicestation erfolgt. Die Zwischenspeicherung von Waschwasser und die Bereitstellung von Einrichtungen für die Reinigung der entsprechenden Anlagenmodule sind daher an der Trinkwasseraufbereitungsanlage nicht erforderlich.

Die eigentliche Trinkwasseraufbereitungsanlage reduziert sich somit auf die beiden zuvor besprochenen Filterstufen und die für die Zwischenspeicherung erforderlichen Brauch- und Trinkwasservorlagebehälter.

Ein Verfahrensschema, welches den möglichen Aufbau der Demonstrationsanlage wiedergibt, kann dem Anhang IV entnommen werden.

Eine Detailplanung dieser Anlage, welche sowohl die Dimensionierung, den Aufbau und die Anordnung der einzelnen Anlagenkomponenten als auch die Wahl der Werkstoffe betrifft, war nicht Gegenstand dieses Vorhabens. Dennoch soll anhand eines ersten Konzeptentwurfs der mögliche Aufbau einer Demonstrationsanlage vorgestellt werden.

Im Anhang V und VI ist beispielhaft der Aufbau einer Demonstrationsanlage dargestellt. Die Anlage besteht im wesentlichen aus zwei Elementen. Das erste Anlagenelement ist ein 20-Fußcontainer zur Aufnahme der ersten und zweiten Filterstufe sowie des Trinkwasservorlagebehälters. Das zweite Anlagenelement ist der Brauchwasservorlagebehälter. Die vor Ort erforderliche Endmontage würde sich bei dieser Variante auf die Installation der Rohrwasserzuführung, die Verbindung der Rohrleitungen zwischen dem Filtercontainer und der Brauchwasservorlage und die Montage der vorgefertigten Zapfstellen an den Containeraußenwänden beschränken.

Um einen problemlosen Transport der Anlage zu ermöglichen orientieren sich die Abmessungen der einzelnen Anlagenelemente näherungsweise an denen von handelsüblichen Seecontainern.

Bei der Gestaltung der Filterbehälter zur Aufnahme der PSK wurde versucht auf eine möglichst einfache Handhabung für das Personal vor Ort zu achten. Für den Austausch des Filtermaterials wurden aus diesem Grund Filtereinsätze konzipiert welche

Weitere Kosten würden für die Errichtung der Reinigungsanlage entstehen, welche anteilig auf die einzelnen Trinkwasseraufbereitungsanlagen umgelegt werden müssten. Da zum gegenwärtigen Zeitpunkt weder der genaue Aufbau dieser Anlage geklärt ist, noch Aussagen darüber getroffen werden können, wie viele Trinkwasseraufbereitungsanlagen durch eine Servicestation betreut werden können, ist eine Angabe zur Höhe der Umlage nicht möglich.

10 Ausblick

Anhand der vorliegenden Untersuchungsergebnisse konnte gezeigt werden, dass durch die Kombination einer Vorfiltration mittels Filterelementen aus permeablen synthetischen Kollektoren (PSK) und einer Entkeimung mit Hilfe einer Membranfiltration eine kompakte und einfach zu bedienende Brauch- und Trinkwasseraufbereitungsanlage erstellt werden kann. Die Bemessungsgrundlagen für den Bau einer Demonstrationsanlage mit einer Tagesleistung von 12 m³ Brauchwasser und 3 m³ Trinkwasser, mit einer Standzeit von 60 Tagen zwischen den einzelnen Reinigungszyklen, wurden ermittelt. Ein erster Konzeptentwurf für den Aufbau der Demonstrationsanlage wurde vorgestellt.

Für die technische Umsetzung dieses Trinkwasseraufbereitungsverfahrens wäre die erforderliche Detailplanung für den Bau und Betrieb einer Demonstrationsanlage zu erbringen sowie die an den Versuchsanlagen ermittelten Dimensionierungsansätze im Pilotmaßstab zu überprüfen. Insbesondere sind die nachstehenden Punkte durch weitergehende Untersuchungen zu klären:

- Detailplanung und Konstruktion der Demonstrationsanlage
- Werkstoffauswahl
- Auswahl geeigneter Handpumpen und deren Überprüfung hinsichtlich der Praxistauglichkeit unter den in der Demonstrationsanlage gegebenen Bedingungen.
- Überprüfung der für die Dimensionierung der Filtrationsstufen zugrunde gelegten Parameter unter praktischen Bedingungen beim Einsatz von Handpumpen.
- Optimierung der Rückspüleinrichtung für die Membranmodule

11 Abkürzungen

A	Fläche
BV	Anzahl Bettvolumina [$I_{\text{Filtrat}} / I_{\text{Filter}}$]
CF	Cross Flow
C	Konzentration
DE	Dead End
DOC	Dissolved Organic Carbon
h	Höhe
KBE	Anzahl koloniebildende Einheiten [1/100 ml]
p	Druck
PSK	Permeable Synthetische Kollektoren
r	Radius
SAK ₂₅₄	Spektraler Absorptionskoeffizient bei einer Wellenlänge von 254 nm
TMP	Transmembrane Pressure (transmembrane Druckdifferenz)
V	Volumen
\dot{V}	Volumenstrom
v	Geschwindigkeit
η	dynamische Viskosität
ε	Porosität
γ	Wahrscheinlichkeit

Stahl, W. et al. (2004)

Fest-Flüssig-Trennung, Skript zum 25. Kurs des Instituts für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (TH). 20.-24. September 2004.

strömung nach dem Darcy-Gesetz berechnet werden kann, während die Umströmung näherungsweise dem Hagen-Poiseulle-Gesetz folgt:

Darcy-Ansatz:

$$\Delta p_{PSK} = \frac{1}{k} \cdot \eta \cdot h_{PSK} \cdot \frac{\dot{V}_{PSK}}{A_{PSK}} \quad (5)$$

mit der Permeabilität k des inneren Faserbettes eines PSK und h_{PSC} als dessen mittlere Höhe.

Nach dem Hagen-Poiseulle-Gesetz folgt hingegen

$$\Delta p_{PORE} = \frac{8 \cdot \eta \cdot h_{PSK} \cdot v_{PORE}}{r_{PORE}^2} = \frac{8 \cdot \eta \cdot h_{PSK} \cdot \dot{V}_{PORE}}{A_{TOTAL} \cdot \varepsilon_0 \cdot r_{PORE}^2} \quad (6)$$

Nach dem Gleichsetzen von (5) und (6) folgt:

$$\frac{\eta \cdot h_{PSK} \cdot \dot{V}_{PSK}}{k \cdot A_{TOTAL} \cdot (1 - \varepsilon_0)} = \frac{8 \cdot \eta \cdot h_{PSK} \cdot \dot{V}_{PORE}}{A_{TOTAL} \cdot \varepsilon_0 \cdot r_{PORE}^2} \quad (7)$$

Definiert man nun mit dem Faktor f das Verhältnis von Durchströmung zu Bypassströmung eines PSK:

$$f = \frac{\dot{V}_{PSK}}{\dot{V}_{PORE}} = 8 \cdot \frac{k \cdot (1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0 \cdot r_{PORE}^2} \quad (8)$$

$$V_{\text{PSK},2} = \phi \cdot V_{\text{PSK},1}$$

$$V_{\text{Faser},2} = V_{\text{Faser},1} = V_{\text{Faser}}$$

folgt

$$\frac{1 - \varepsilon_{i,2}}{1 - \varepsilon_{i,1}} = \frac{V_{\text{Faser}}}{V_{\text{PSK},2}} \cdot \frac{V_{\text{PSK},1}}{V_{\text{Faser}}} = \frac{V_{\text{Faser}}}{\phi \cdot V_{\text{PSK},1}} \cdot \frac{V_{\text{PSK},1}}{V_{\text{Faser}}} = \frac{1}{\phi} \quad (16)$$

$$\varepsilon_{i,2} = 1 - \frac{V_{\text{Faser}}}{V_{\text{PSK},2}} = 1 - \frac{V_{\text{Faser}}}{\phi \cdot V_{\text{PSK},1}} = 1 - \frac{(1 - \varepsilon_{i,1}) \cdot V_{\text{PSK},1}}{\phi \cdot V_{\text{PSK},1}} = 1 - \frac{(1 - \varepsilon_{i,1})}{\phi} = \frac{\phi + \varepsilon_{i,1} - 1}{\phi} \quad (17)$$

$$\frac{\varepsilon_{i,1}}{\varepsilon_{i,2}} = \frac{\phi \cdot \varepsilon_{i,1}}{\phi + \varepsilon_{i,1} - 1} \quad (18)$$

nach Vereinfachung:

$$\frac{k_2}{k_1} \approx \frac{1}{\phi^2} \cdot \left(\frac{\phi \cdot \varepsilon_{i,1}}{\phi + \varepsilon_{i,1} - 1} \right)^3 = \phi \cdot \left(\frac{\varepsilon_{i,1}}{\phi + \varepsilon_{i,1} - 1} \right)^3 \quad (19)$$

und eingesetzt in Gleichung 14 ergibt:

$$\frac{f_2(\phi)}{f_1} = \phi^{2/3} \cdot \left(\frac{\varepsilon_{i,1}}{\phi + \varepsilon_{i,1} - 1} \right)^3 \quad (20)$$

Bei einer inneren Porosität im unkomprimierten Zustand von 95 % ergibt eine Kompression um 90 % ($\phi = 10\%$):

$$\frac{f_2}{f_1} \approx 1480$$

TMP_{max}

0,16 bar

Unter Berücksichtigung des Waschwasserbedarfs für die eingesetzte Menge PSK:

$$\Rightarrow \text{nutzbares Filtratvolumen} = 9,4\text{m}^3 - 1\text{m}^3 = 8,4\text{m}^3$$

$$\Rightarrow \text{effektives Bettvolumen} = \frac{8,4\text{m}^3}{0,0094\text{m}^3} = 894$$

$$\Rightarrow \text{Ausbeute} = \frac{8,4\text{m}^3}{9,4\text{m}^3} \cdot 100\% = 89,4\%$$

$$\text{Filtratmenge bis Wechsel inkl. Waschwasser: } V_{\text{Filtrat}} = \frac{89,4\%}{900\text{m}^3} \cdot 100\% = 1007\text{m}^3$$

$$\text{Benötigtes Filtervolumen für Filtratmenge: } V_{\text{Filter}} = \frac{1007\text{m}^3}{1000} = 1,01\text{m}^3$$

Das errechnete Filtervolumen ist das benötigte komprimierte Volumen. Bei einem Kompaktionsgrad von 90 % ergibt sich ein unkomprimiertes Volumen an PSK von:

$$V_{\text{Filter; unkomprimiert}} = \frac{1,01\text{m}^3}{10\%} \cdot 100\% = 10,1\text{m}^3$$

$$\text{Benötigte Menge an PSK: } \text{Gewicht}_{\text{PSK}} = 14,25 \text{ kg/m}^3 \cdot 10,1\text{m}^3 = 144 \text{ kg}$$

Unter Beibehaltung der Schüttschichtkonfiguration ergibt sich:

$$\text{Anzahl Filter} = \frac{1}{0,0094\text{m}^3} \cdot 1,01\text{m}^3 = 108$$

$$\text{Filteroberfläche}_{\text{gesamt}} = (0,2\text{m})^2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 108 = 3,39\text{m}^2$$

$$\text{Filtergeschwindigkeit} = \frac{3\text{m}^3/\text{h}}{3,39\text{m}^2} = 0,88 \text{ m/h}$$

13.3 Anhang III: Rechenschritte zur Dimensionierung der zweiten Filterstufe

Rahmenbedingungen:

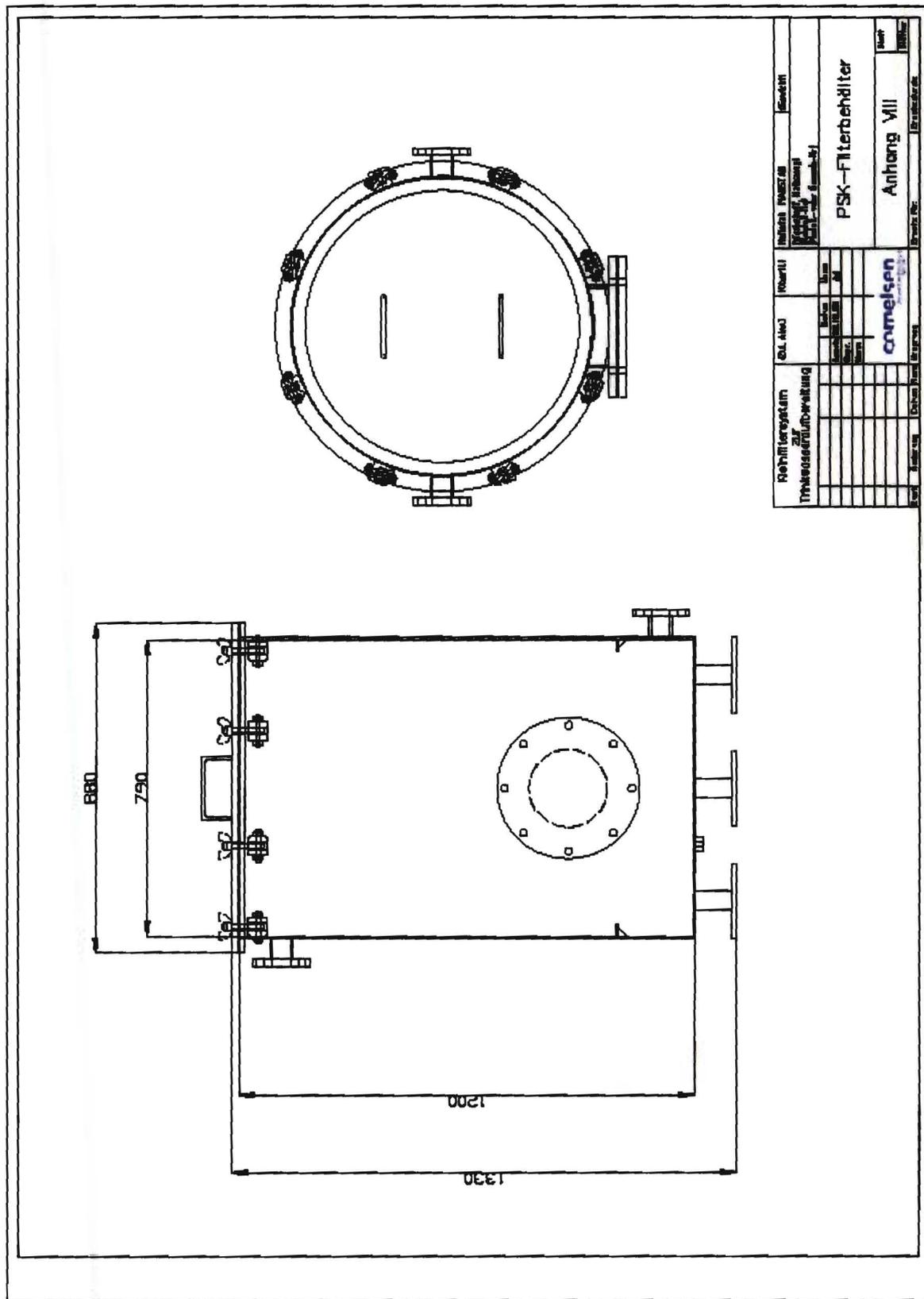
Einwohner	300
Trinkwasserbedarf/Einwohner	10 l/d
Tagesbedarf Trinkwasser Region	3 m ³ /d
Laufzeit Anlage	5 h/d
Laufzeit bis Wechsel	60 d
Volumenstrom Trinkwasser	0,6 m ³ /h
Permeatmenge bis Wechsel	180 m ³

Parameter der Filterstufe 2:

Flux	0,1 m ³ /(h m ²)
Rückspülwasser pro Tag	0,0046 m ³ /m ²
Volumen bis max. Druckdifferenz	10 m ³ /m ²
Nutzbares Volumen bis max. Druckdifferenz	9,995 m ³ /m ²

$$\text{Ausbeute: } \phi = \frac{0,1 \text{ m}^3 / (\text{h m}^2) - \frac{0,0046 \text{ m}^3 / \text{m}^2}{5 \text{ h}}}{0,1 \text{ m}^3 / (\text{h m}^2)} = 99\%$$

13.8 Anhang VIII: PSK-Filterbehälter



Rechnungssystem zur Trassenlaufverfolgung	Obj. Name	Objekt	Objekt-Nr.	Blatt-Nr.
	Objekt-Nr.	Objekt-Nr.	Objekt-Nr.	Objekt-Nr.
		PSK-Filterbehälter Anhang VIII		
Datum: 12.08.2010 Uhrzeit: 10:00		Blatt: 1 von 1		

