

Nachhaltige Nanofiltration für die zentrale Trinkwasserenthärtung

Abschlussbericht über ein Forschungs- und Entwicklungsprojekt
gefördert durch

Deutsche Bundesstiftung Umwelt AZ 26375-23

Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V. W4/02/07

Auftragnehmer	DVGW Technologiezentrum Wasser
Bearbeiter	Hans Groß, Brigitte Raue, Zhaoping Shi und Dr. Uwe Müller

Karlsruhe, 31. März 2011

Projektkennblatt
der
Deutschen Bundesstiftung Umwelt



Az	26375	Referat	23	Fördersumme	114.354,00 €
----	--------------	---------	-----------	-------------	---------------------

Antragstitel	Nachhaltige Nanofiltration für die zentrale Trinkwasserenthärtung
Stichworte	Antiscalant, Elektrodialyse, Enthärtung, Konzentrate, Membranen, Nanofiltration, Niederdruckumkehrosmose, Phosphonsäure, Polyasparaginsäure, Scaleinhibitor, Trinkwasser

Laufzeit	Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)
24 Monate	07.07.2008	31.12.2010	1

Zwischenberichte	Statusberichte zum 31.01. und 31.07. des Kalenderjahres
------------------	---

Bewilligungsempfänger	DVGW Technologiezentrum Wasser (TZW)	Tel	(0721)9678-257
	Karlsruher Str. 84	Fax	(0721)9678-109
	76139 Karlsruhe	Projektleitung	
		Dr. Uwe Müller	
		Bearbeiter	
		Hans Groß, Brigitte Raue	

Kooperationspartner

Zielsetzung und Anlaß des Vorhabens

Nanofiltrations- und Niederdruckumkehrosmoseanlagen (NF/LPRO) werden derzeit in Deutschland in zunehmendem Maß zur zentralen Enthärtung von Trinkwasser eingesetzt. Entsprechend dem Verfahrensprinzip bei NF/LPRO-Anlagen werden die im Rohwasser enthaltenen Inhaltsstoffe aufkonzentriert und über den Konzentratstrom ausgeleitet. Die Aufkonzentrierung gilt auch für Stoffe die für einen effizienten Anlagenbetrieb in den Feedstrom zugegeben werden. Hierzu zählen insbesondere Scaleinhibitoren oder Antiscalants, deren Aufgabe darin besteht, die Ausfällung von schwer löslichen Verbindungen auf der Membran zu vermeiden. Das Forschungsvorhaben befasste sich mit Maßnahmen zur Verbesserung der Nachhaltigkeit dieser Anlagen. Hierbei wurde insbesondere die Konzentratbeschaffenheit fokussiert.

Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden

Durch Ersatz der bisher verwendeten phosphorhaltigen bzw. biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren durch neuartige, biologisch abbaubare Produkte soll erreicht werden, dass in der Umwelt nach einer Konzentrateinleitung lediglich die dem Rohwasser entnommenen Substanzen verbleiben. Dazu wurden Labor- und Pilotversuche mit einem Scaleinhibitor auf Basis der inhärent biologisch abbaubaren Polyasparaginsäure (PASP) durchgeführt. Darüber hinaus wurden Versuche zur Behandlung von Konzentrat mittels Flockung, Filtration und Elektrodialyse durchgeführt.

Für die Pilotversuche wurde eine vollautomatische Anlage mit Niederdruckumkehrosmosemembranen und einer Spüleinrichtung eingesetzt. Die Pilotversuche wurde bei drei verschiedenen Wasserwerken unter Praxisbedingungen durchgeführt.

Ergebnisse und Diskussion

Durch Einsatz eines Scaleinhibitors auf Basis von PASP gelang erfolgreich eine Scaleinhibierung. Dafür wird eine allerdings eine höhere Wirkstoffdosis im Vergleich zu den bisher verwendeten Produkten benötigt. Dies bedeutet nicht zwingend höhere Kosten, da entsprechende Produkte relativ kostengünstig hergestellt werden können. Ein Ersatz der bisher eingesetzten, biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren durch Produkte auf Basis von PASP erscheint derzeit noch verfrüht, da unter bestimmten Bedingungen Biofouling auf den Membranen auftreten kann. Im Rahmen des F&E-Vorhabens gelang es jedoch, durch eine geeignete Betriebsweise das Biofouling zu begrenzen. Es wird nunmehr ein großtechnisches Modellprojekt mit einer entsprechend ausgerüsteten Anlage empfohlen, um unter Praxisbedingungen Langzeiterfahrungen beim Einsatz von PASP zu sammeln.

Verschiedene Scaleinhibitorprodukte wurden im Laborversuch hinsichtlich ihres Inhibierungsvermögens bezüglich Calciumsulfat und Calciumcarbonat untersucht. Dazu wurde die Methode des Bottle-Test eingesetzt. Hierbei wurden übersättigte Lösungen hergestellt und die Inhibitorwirkung der Scaleinhibitoren durch Ermittlung der Induktionszeit ermittelt. Unter den Versuchsbedingungen wiesen organische Phosphonsäuren im Vergleich zu PASP ein besseres Inhibitionsvermögen auf, was allerdings durch eine Erhöhung der PASP-Dosis kompensiert werden konnte.

Die Filtration von Konzentraten über Filter mit einer Aufenthaltszeit von 20 min war für die im Rahmen des Vorhabens untersuchten Wässer ohne Ausfällungen möglich, obwohl die Konzentrate eine hohe CaCO₃-Abscheidekapazität aufwiesen. Dies ist vermutlich auf eine anhaltende Wirkung des Antiscalants zurück zu führen.

Untersuchungen zur Fällung von organischer Phosphonsäure aus Konzentrat wiesen darauf hin, dass vergleichsweise hohe Flockungsmitteldosen erforderlich sind, um eine merkliche Verminderung des Phosphonsäuregehaltes zu erzielen.

Eine kleintechnische Elektrodialyseanlage (ED) wurde mit dem Konzentrat der LPRO-Anlage beaufschlagt. Zur Festlegung der optimalen Leistung der ED-Membran wurde die Wirksamkeit einer Entsalzung in Bezug auf die Leitfähigkeit bei unterschiedlichen Betriebsspannungen bestimmt. Es zeigte sich, dass es trotz Betriebes mit Polumkehr an den ED-Membranen Scaling auftrat. Eine Analyse der Scaling-schicht auf den ED-Membranen ergab eine ähnliche Zusammensetzung wie an Scalingschichten bei den LPRO-Membranen.


Die Aufbereitung von Konzentraten z.B. mittels Flockung, Nitrifikation oder Elektrodialyse erscheint auch aus ökologischen Gründen als weniger erstrebenswert.

Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation

Ergebnisse des Forschungsvorhabens wurden anlässlich der Kassler Membrantage am 23.06.2010 sowie beim DVGW-Forum Wasseraufbereitungsverfahren in Karlsruhe am 11.11.2010 präsentiert.

Fazit

Die Untersuchungen haben gezeigt, dass es erfolgversprechende Ansätze für die Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit von Nanofiltrations- bzw. Niederdruckumkehrosystemeanlagen gibt. Ein wesentlicher Ansatz hierzu wird im Einsatz von biologisch abbaubaren Scaleinhibitoren gesehen. Hierzu sind weitere Forschungs- und Entwicklungsarbeiten erforderlich, wobei gleichzeitig angepasste Betriebsbedingungen zu wählen sind. Erste Arbeiten hierzu wurden im Rahmen dieses Vorhabens bereits durchgeführt.

O Kurzbeschreibung neues F&E-Vorhaben O Statusbericht laufendes F&E-Vorhaben X Kurzfassung Abschlussbericht	Datum 31.03.11	Projektnummer AZ 26375-23 W4/02/07	
--	-----------------------	--	---

Titel
**Nachhaltige Nanofiltration
für die zentrale Trinkwasserenthärtung**

Forschungsstelle DVGW-Technologiezentrum Wasser Karlsruher Straße 84, 76139 Karlsruhe	Laufzeit 07.07.08 bis 31.12.10
---	--

Projektleiter Forschungsstelle Dr. Uwe Müller	Mitglieder der Projektbegleitgruppe, Leiter
---	---

Gesamtkosten des Vorhabens 228.708 €	Mitförderer (Name/Betrag) DBU 114.354 €
--	---

Beantragte DVGW-Förderung 114.354 €	Bewilligung DVGW am 04.12.07/07.07.08
---	---

Nanofiltrations- und Niederdruckumkehrosomoseanlagen (NF/LPRO) werden derzeit in Deutschland in zunehmenden Maße zur zentralen Enthärtung von Trinkwasser eingesetzt. Das Forschungsvorhaben befasste sich mit Maßnahmen zur Verbesserung der Nachhaltigkeit dieser Anlagen. Hierbei wurde insbesondere die Konzentratbeschaffenheit fokussiert.

Durch Ersatz der bisher verwendeten phosphorhaltigen bzw. biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren durch neuartige, biologisch abbaubare Produkte soll erreicht werden, dass nach einer Konzentrateinleitung lediglich die dem Rohwasser entnommenen Substanzen in der Umwelt verbleiben. Labor- und Pilotversuche mit einem Scaleinhibitor auf Basis der inhärent biologisch abbaubaren Polyasparaginsäure (PASP) haben gezeigt, dass eine Scaleinhibierung gelingt. Dafür wurde im Vorhaben eine etwa zwei- bis dreifach höhere Wirkstoffdosis im Vergleich zu den bisher verwendeten Produkten benötigt. Dies bedeutet nicht zwingend höhere Kosten, da entsprechende Produkte relativ kostengünstig verfügbar sind.

PASP wurde aus mehreren Wirkstoffen ausgewählt, da dessen biologischer Abbau verzögert eintritt. Dennoch ist vermutlich der Einsatz von PASP nur bei einem Anlagenbetrieb mit periodischer Permeatspülung möglich, um Biofouling auf den Membranen zu begrenzen. Ein Ersatz der bisher eingesetzten, biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren durch Produkte auf Basis von PASP erscheint derzeit noch verfrüht, abgesehen davon, dass formal noch keine Zulassung für den Einsatz in der Trinkwasseraufbereitung gemäß §11 TrinkwV vorliegt.

Für die Inhibierung von CaCO₃-Scaling hilft der Einsatz phosphorarmer Phosphonsäuren anstelle der bisher üblicherweise eingesetzten Phosphonsäuren den Eintrag von Phosphor in die Umwelt zu vermindern.

Phosphonsäuren können bereits bei geringen Dosen (z.B. 0,03 mg P/L) eine merkliche Verbesserung der Inhibitorwirkung insbesondere für CaCO₃ bewirken. Dieser Effekt kann beispielsweise in Produktkombinationen von verschiedenen Antiscalantwirkstoffen genutzt werden.

Die Aufbereitung von Konzentraten z.B. mittels Flockung, Nitrifikation oder Elektrodialyse erscheint hingegen auch aus ökologischen Gründen in der Regel nicht erstrebenswert. Ein Schwerpunkt zur Verbesserung der Nachhaltigkeit der NF/LPRO-Technik sollte im Einsatz von biologisch abbaubaren Scaleinhibitoren liegen. Hierzu sind weitere Forschungs- und Entwicklungsarbeiten erforderlich, wobei gleichzeitig angepasste Betriebsbedingungen zu wählen sind. Erste Arbeiten hierzu wurden im Rahmen dieses Vorhabens bereits durchgeführt.

Die Elektrodialyse (ED) kann sich künftig als Alternative zur Entsalzung mittels NF- oder LPRO-Membranen entwickeln, sofern die Kosten für ED-Membranen sinken. Mit der im Rahmen des Vorhabens betriebenen einstufigen Pilotanlage mit einer Ausbeute von ca. 50 % resultierte bei einem Rohwasser, das typischerweise zur Enthärtung verwendet wird, bei einer Verminderung der Leitfähigkeit von 25 % im Diluat ein Energiebedarf von 0,2 kWh/m³ Diluat.

Ergebnisse des Forschungsvorhabens wurden anlässlich der Kassler Membrantage am 23.06.2010 sowie beim DVGW-Forum Wasseraufbereitungsverfahren in Karlsruhe am 11.11.2010 präsentiert.

Inhalt

1	Einleitung	4
2	Literaturübersicht zum nachhaltigen Betrieb von RO-Anlagen	6
2.1	Umgang mit Konzentraten.....	6
2.2	Aufbereitung von Konzentraten.....	8
2.2.1	Überblick.....	8
2.2.2	Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit.....	8
2.2.3	Erhöhung der Ausbeute	9
2.2.4	Gewinnung von Wertstoffen aus dem Konzentrat.....	11
2.3	Innovative Betriebsweisen.....	12
2.4	Verminderung des Energiebedarfs.....	13
2.5	Einsatz von Antiscalants	14
3	Versuchsdurchführung	15
3.1	Laborversuche	15
3.2	Kleintechnische Anlage mit LPRO-Membranen	16
3.3	Kleintechnische Elektrodialyseanlage	20
3.4	Schnellfilter zur Konzentratbehandlung.....	21
3.5	Beschaffenheit der untersuchten Rohwässer.....	22
3.6	Antiscalants.....	23
4	Ergebnisse	24
4.1	Biologischer Abbau der Antiscalants	24
4.2	Antiscalants im Laborscreeningtest.....	30
4.3	Pilotversuche.....	33
4.3.1	Gehalt an scalingrelevanten Stoffen in Abhängigkeit von der Ausbeute....	33
4.3.2	Inhibierung von Scaling durch PASP (biologisch abbaubar).....	34
4.3.3	Minimierung der Chemikaliendosierung durch Produktkombination PASP/IDS.....	37

4.4	Untersuchungen zur Belagsbildung.....	41
4.5	Mikrobiologische Beschaffenheit von Permeat bei Betrieb mit biologisch abbaubaren Zusatzstoffen.....	46
4.6	Wiederverkeimungsvermögen von Permeaten bei Betrieb mit biologisch abbaubaren Zusatzstoffen.....	47
4.7	Aufbereitung von Konzentraten.....	49
4.7.1	Flockung	49
4.7.2	Elektrodialyse	50
4.7.3	Biologische Filtration.....	55
4.7.4	Denitrifikation	55
4.8	Möglichkeiten und Einsatzgrenzen der Spülung mit Permeat	59
4.9	Versuchsergebnisse am Standort 3	62
5	Folgerungen für Wasserversorgungsunternehmen	64
6	Zusammenfassung der Ergebnisse des F&E-Vorhabens	73
7	Literatur	75
	Dank	78
	Anlage 1.....	79
	Anlage 2.....	80

1 Einleitung

Umkehrosmoseanlagen (RO - Reverse Osmosis) werden seit mehreren Jahrzehnten zur Entsalzung von Meerwasser eingesetzt. Aus dem relativ hohen Salzgehalt des Meerwassers von ca. 30.000 bis 50.000 mg/L TDS (Total Dissolved Solids) resultiert ein entsprechend hoher osmotischer Druck. In der Praxis wird das Feed auf einen Druck von z.B. 60 bar gehoben, woraus ein Energieverbrauch von etwa 2-3 kWh/m³ resultiert. Die Nanofiltrations- bzw. Niederdruckumkehrosmoseanlagen (NF - Nanofiltration, LPRO – Low Pressure Reverse Osmosis) in Deutschland zur zentralen Enthärtung bei der Nutzung von Grundwässern arbeiten hingegen meist mit etwa 5-12 bar. Auf Grund der unterschiedlichen Zusammensetzung des Rohwassers (Feed) liegen in den Konzentraten aus RO-Anlagen zur Meerwasserentsalzung wesentlich höhere Salzgehalte im Vergleich zu NF/LPRO-Anlagen vor. Insofern sind NF/LPRO-Anlagen im Vergleich zu RO-Anlagen u.a. in Hinblick auf Energieverbrauch sowie auf Konzentratanfall und -zusammensetzung unterschiedlich zu bewerten.

In Deutschland werden mit Stand Dezember 2010 mindestens 38 NF/LPRO-Anlagen in der öffentlichen Trinkwasserversorgung eingesetzt bzw. befinden sich in der Vergabe oder im Bau. Dies entspricht einem kumulativen Feedvolumenstrom für die NF/LPRO-Anlagen von ca. 4.000 m³/h. Daraus errechnet sich unter Berücksichtigung der Mischverhältnisse der NF/LPRO-Voll- und Teilstromanlagen eine Trinkwasserproduktionsmenge von ca. 25 Mio. m³/a. Dies entspricht etwa 0,5 % der gesamten Trinkwasserabgabe aller Wasserwerke in Deutschland. Auch im Vergleich zum Weltmarkt der Meerwasserentsalzung stellt dies einen relativ geringen Wert dar. Allerdings hat seit 2002 die Anzahl an Inbetriebnahmen von NF/LPRO-Anlagen in Deutschland deutlich zugenommen (Müller, 2010).

Entsprechend dem Verfahrensprinzip bei NF/LPRO-Anlagen werden die im Rohwasser enthaltenen Inhaltsstoffe aufkonzentriert über den Konzentratstrom ausgeleitet. Die Aufkonzentrierung gilt auch für Stoffe die für einen effizienten Anlagenbetrieb in den Feedstrom zugegeben werden. Hierzu zählen insbesondere Antiscalants, deren Aufgabe darin besteht, die Ausfällung von schwer löslichen Verbindungen auf der Membran zu vermeiden.

Für die Trinkwasseraufbereitung in Deutschland dürfen nur Antiscalants verwendet werden, die über eine Zulassung gemäß Liste der Aufbereitungsstoffe und Desinfektionsverfahren gemäß § 11 der Trinkwasserverordnung verfügen. Bei den dort aufgeführten Antiscalants handelt es sich um Polyphosphate, Phosphonsäuren und Polyacrylsäure. Phosphate fördern die Eutrophierung von Gewässer, so dass deren Eintrag in die Umwelt unerwünscht ist. Phosphonsäuren und Polyacrylsäure sind biologisch weitgehend resistent, so dass auch deren Eintrag aus ökologischen Gesichtspunkten minimal gehalten sollte, auch wenn letztere ausdrücklich nicht über die Abwasserverordnung, Anhang 31, reguliert sind.

In der Praxis hängt die Realisierbarkeit von NF/LPRO-Anlagen in der öffentlichen Wasserversorgung in erster Linie davon ab, ob eine umweltverträgliche und betriebswirtschaftlich sinnvolle Ableitung des Konzentrates möglich ist. Im Rahmen des vorliegenden Projektes wurde untersucht, welche Potentiale für einen nachhaltigen Einsatz der NF/LPRO-Technik bestehen. Hierbei geht es insbesondere um Maßnahmen, die die Beschaffenheit des Konzentrates günstig beeinflussen. Dazu wurden im Einzelnen wurden folgende Punkte betrachtet:

- Ersatz von Antiscalants, welche die Eutrophierung von Gewässern begünstigen oder die im Gewässer biologisch schlecht abbaubar sind durch biologisch abbaubare Produkte
- Minimierung des Antiscalanteinsatzes mit Hilfe einer angepassten Anlagenbetriebsweise
- Behandlung von Konzentraten durch Flockung und Filtration sowie neuere (Elektrodialyse) Aufbereitungsverfahren
- Minimierung des Konzentratstromes durch Anhebung der Ausbeute zur kostengünstigen Einleitung in die Kanalisation

2 Literaturübersicht zum nachhaltigen Betrieb von RO-Anlagen

2.1 Umgang mit Konzentraten

Referenzen zum Handling von Konzentraten liegen im Wesentlichen für Meerwasserentsalzungsanlagen vor (Jordahl, 2006; FCCA, 2007). Dabei ist der Umgang mit Konzentraten durch unterschiedliche behördliche Vorschriften sowie durch verschiedene Auffassungen zur Nachhaltigkeit geprägt.

Konzentrate der Meerwasserentsalzung werden zum überwiegenden Teil in Vorfluter bzw. in das Meer abgeschlagen. Dazu verfügen einige Anlagen der Meerwasserentsalzung über spezielle Einlaufvorrichtungen, um die lokalen Konzentrationserhöhungen bei der Einleitung ins Meer zu dämpfen. In einem deutlich geringeren Umfang werden regional angepasste Lösungen, wie die Injektion über Schluckbrunnen in den Untergrund oder das Verpressen in ausgediente Ölbohrlöcher, eingesetzt. Eine Zusammenstellung über Möglichkeiten zum Umgang mit dem Konzentrat fasst Tab. 2.1 zusammen.

Tab. 2.1: Vorgehensweise zum Umgang mit Konzentraten

- Abschlag in Vorfluter bzw. in das Meer
- Abschlag in Kanalisation
- Mischung mit Abwasser
- Mischung mit Regenwasser
- Bewässerung in Landwirtschaft[#]
- Ableitung in Feuchtgebiete[#]
- Injektion über Schluckbrunnen in den Untergrund[#]
- Injektion in Ölbohrlöcher
- Verdunstungsteiche
- Solarteiche
- Pflanzenbecken
- Einsatz in Thermalbädern
- Aufbereitung
- Salzurückgewinnung bzw. Verwertung von Inhaltsstoffen^{*}
- Flüssigkeitslose Rückstände (Zero Liquid Discharge - ZLD)^{*}

[#] abhängig von der Ökologie des betreffenden Gebietes, ^{*} Pilotmaßstab

Die Mischung mit Ab- oder Regenwasser soll in erster Linie dazu dienen, die Salzkonzentration vor dem Transport zu vermindern. Die Verwendung der Konzentrate zur Bewässerung, die Ableitung in Feuchtegebiete oder die Injektion in den Untergrund (Nederlof et al., 2005) bzw. in Ölbohrlöcher ist nur bei Vorliegen der entsprechenden lokalen Verhältnisse realisierbar. Beispielsweise kann die Einleitung von Konzentraten in den Untergrund bereits aus formalen Gründen in Abhängigkeit von der landesspezifischen Gesetzgebung scheitern, da Konzentrate per Gesetz als Abwasser eingestuft werden, wie dies beispielsweise in den Niederlanden der Fall ist

(Nederlof und Hoogendoorn, 2005). Solar- und Verdunstungsteiche kommen in ariden Gebieten in Frage.

Durch Verzicht auf den Zusatz von Antiscalantwirkstoffen unter Inkaufnahme eines erheblichen Rückgangs der Ausbeute bzw. deren Ersatz durch Kohlendioxid hat zur Folge, dass im Konzentrat lediglich die im Rohwasser ohnehin vorhandenen Substanzen vorliegen. Die Zugabe von Kohlendioxid erhöht die Betriebskosten merklich. Kohlendioxid wirkt zudem lediglich CaCO_3 -Scaling entgegen.

2.2 Aufbereitung von Konzentraten

2.2.1 Überblick

Die Aufbereitung von Konzentraten kann beispielsweise unter der Zielstellung erfolgen, Nährstoffe (z.B. Phosphor- und Stickstoffverbindungen) zu entfernen, um die Akzeptanz dieser Technologie zu verbessern.

In der Praxis werden Konzentrate aus NF/RO-Anlagen nicht aufbereitet sondern mehrheitlich direkt in Oberflächenwässer abgeleitet. In wenigen Fällen im Ausland werden Konzentrate aus einem der nachstehend aufgeführten Gründe einer Aufbereitung unterzogen:

- Verbesserung der Beschaffenheit des Konzentrates bei Vorliegen sensitiver Umweltbedingungen (z.B. Vorfluter mit geringer Wasserführung, Entfernung von störenden Wasserinhaltsstoffen z.B. Eisen)
- Entfernung scalingrelevanter Stoffe aus dem Feed bzw. dem Konzentrat der ersten Stufe(n) zur Erhöhung der Ausbeute der NF/RO
- Gewinnung von Wertstoffen aus dem Konzentrat

2.2.2 Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit

Für den Betrieb von NF/RO-Anlagen ist oft die Dosierung von Antiscalants in den Feed erforderlich, die auf phosphorhaltigen Substanzen basieren. Eine Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit hat das Ziel, dessen Ableitung in die Umwelt nachhaltiger zu gestalten bzw. überhaupt erst zu ermöglichen. Dabei stehen in der Regel Nährstoffe, die eine Eutrophierung der Gewässer fördern im Mittelpunkt des Interesses. Dabei spielen Phosphorverbindungen eine zentrale Rolle. Phosphor im Konzentrat rührt einerseits aus einer Aufkonzentrierung der im Rohwasser vorhandenen Verbindungen, andererseits durch die Zugabe von Antiscalants.

Die Beschaffenheit des Rohwassers bzw. der verfahrenstechnischen Gestaltung der NF/RO-Anlage (z.B. Ausbeute, Salzpassage der Membran) kann erfordern, den Stickstoffgehalt im Konzentrat zu begrenzen. Rohwasserspezifisch kann darüber hinaus die Entfernung weiterer Ionen aus dem Konzentrat erforderlich werden. Beispielsweise ist aus Konzentraten von einigen NF-Anlagen in den Niederlanden die Entfernung von Eisen-Ionen erforderlich. Dies liegt darin begründet, dass anaerobe, eisenhaltige Rohwässer vorliegen und die NF-Anlagen anaerob betrieben werden. Bei Kontakt des Konzentrates mit der Luft werden die Eisen(II)-Ionen oxidiert. Die dabei entstehenden Eisenhydroxide müssen abgetrennt werden, da der maximale Gehalt an Eisen-Ionen in den Vorfluter behördlich begrenzt ist.

Phosphate werden durch Fällung mit Eisen- bzw. Aluminiumsalzen teilweise entfernt. Granuliertes Eisenhydroxid (GEH) ist in der Lage, Polyphosphate zu einem gewissen Umfang aus Konzentraten zu entfernen (Sperlich et al., 2010). Die Entfernung von Phosphat kann auch unter den Gesichtspunkt der Wertstoffrückgewinnung gesehen werden (Kumar et al., 2007). Nitrat kann aus Konzentraten prinzipiell durch Ionenaustausch bzw. durch biologischen Abbau entfernt werden (Denitrifikation). Da Konzentrate stark übersättigte Lösungen darstellen, kann die Entfernung von Nährstoffen unerwünschte Nebenwirkungen, wie beispielsweise das Ausfallen von CaCO_3 , bedingen. Eine Zusammenstellung der Aufbereitungsverfahren sowie ihren Einsatzbereich vermittelt Tab. 2.2.

Für die Entfernung von Spurenstoffen aus Konzentraten wurde u.a. die elektrochemische Oxidation untersucht. Hierbei nahm jedoch die Toxizität infolge der Bildung von Nebenprodukten zu (Radjenovic et al., 2011).

Tab. 2.2: Beispiele für Verfahren zur Aufbereitung von Konzentrat

Prinzip	Beispiel	Entfernung von		
		Neutralsalze	Nährstoffe	Sonstige
Entfernung partikulärer Stoffe	Belüftung/Filtration (bei anaerober NF)			Fe
Fällung	Al, Fe Salze		P	z.B. Fe
Ionenaustausch	stark basisches Austauschmaterial (NaCl)	X	NO_3^- -N	
Biologischer Abbau	Nitrifikation		NH_4^+ -N NO_3^- -N	CSB, TOC

2.2.3 Erhöhung der Ausbeute

Die Erhöhung der Ausbeute bei NF/RO-Anlagen wird im Wesentlichen durch die Übersättigung mit schwer löslichen Verbindungen wie CaCO_3 , CaSO_4 , BaSO_4 , SrSO_4 , CaF_2 und SiO_2 limitiert. Somit beruhen Vorgehensweisen zur Erhöhung der Ausbeute bzw. der Minimierung des Konzentratstromes meist auf der Entfernung dieser für das Scaling relevanten Ionen.

Durch Einbeziehung einer Entkarbonisierungsstufe zwischen der 1. und 2. Stufe einer RO-Anlage gelang es, die Ausbeute auf bis zu 95 % anzuheben (Gabelich et al., 2007). Prinzipiell kann die Vorbehandlung auch im Feed erfolgen wodurch ebenso Ausbeuten bis zu 99 % möglich werden (Guo, 2007). Im Vergleich zur Aufbereitung des Konzentrates besteht der Vorteil einer Behandlung des Feeds darin, dass die NF/RO-Anlage ohne Druckunterbrechung betrieben werden kann. Bei einer Behand-

lung des Konzentrates der 1. Druckstufe der RO-Anlage liegen größere Konzentrationsgradienten vor, so dass ein höherer Wirkungsgrad erzielt wird. Mit Fällung der Härtebildner Ca und Mg ist eine teilweise Entfernung weiterer für das Scaling relevanter Ionen wie Ba, Sr und Si verbunden (Ning et al., 2006). Beispielsweise korreliert der Wirkungsgrad zur Entfernung von Magnesium mit dem entsprechenden Wert von Silicium (Bond und Veerapaneni, 2008).

Durch Adsorption an Aluminiumhydroxid gelingt prinzipiell eine Entfernung von Silizium. Allerdings war die Effizienz gering, so dass aus praktischer Sicht keine Vorteile zu erkennen waren (Bond und Veerapaneni, 2007).

Der Einsatz von Ionenaustauscher zur Konzentratbehandlung wird bereits in der Meerwasserentsalzung großtechnisch realisiert. An einer Anlage wurden die Ionenaustauscher zwischen der ersten und zweiten RO-Stufe zur Entfernung von Magnesium installiert. Damit ist in der zweiten und dritten RO-Stufe einerseits eine Ausbeute von > 90 % möglich. Andererseits wird durch eine dem Ionenaustausch folgende Anhebung des pH-Wertes Bor besser eliminiert (Mansdorf, 2008).

Zur Aufbereitung eines Nanofiltrationskonzentrates aus der Industrie wurde auch die Elektrodialyse im Pilotmaßstab eingesetzt. Dabei traten selbst bei den höheren Konzentrationen keinerlei Störungen auf, so dass eine deutliche Volumenreduzierung des Konzentrates erzielt wurde (Suder und Sporenberg, 2001).

Tab. 2.3: Aufbereitungsverfahren zur Erhöhung der Ausbeute von NF/RO-Anlagen

Prinzip	Beispiel	Entfernung von		
		Härtebildner	Neutralsalze	Sonstige
Fällung	Schnellentkarbonisierung	X		Ba, Sr
	Langsamentkarbonisierung	X		Ba, Sr, Si
	Zusatz von $\text{Na}_2\text{Al}_2\text{O}_4$			Si
Adsorption	Aktiviertes Aluminiumoxid			Si
	Granuliertes Eisenhydroxid			PO_4^{3-}
Ionenaustausch	Stark sauer (NaCl)	X		Ba, Sr
	Schwach sauer (HCl)	X		Ba, Sr
	„Ionenselektiv“			z.B. Ba
Membranfiltration	NF/UO	X	X	X
	Elektrodialyse	X	X	X
Verdampfung	ZLD	X	X	X

Unter Zero Liquid Discharge (ZLD) wird die Aufbereitung des Konzentrates zu entsalztem Wasser und zu trockenen Salzen verstanden. Dies erfolgt meist unter Einbeziehung der thermischen Entsalzung, einer jahrzehntelang bei der Meerwasserentsalzung erprobten aber energieintensiven Technologie (z.B. Sal-Proc-Verfahren, Ahmed et al., 2003).

Eine Zusammenstellung entsprechender technischer Verfahren befindet sich in Tab. 2.3.

2.2.4 Gewinnung von Wertstoffen aus dem Konzentrat

Relativ wenige Angaben sind in der Literatur über die Gewinnung der im Konzentrat enthaltenen Wasserinhaltsstoffe enthalten. Bei Meerwasserentsalzungsanlagen wird über Möglichkeiten der Gewinnung von strategisch wichtigen Elementen geforscht wie beispielsweise Cäsium, Indium und Gallium, die für den Einsatz in der Hi-Tech-Industrie benötigt werden und hohe Verkaufspreise aufweisen (Dirach et al., 2005).

2.3 Innovative Betriebsweisen

Eine Verminderung des Risikos zum Auftreten von Scaling kann durch Änderungen der Betriebsweise erzielt werden.

Eine Spülung mit Feed wird durch Öffnen des Konzentratregelventils erreicht und ist damit einfach zu realisieren. Dieses Verfahren wird in der Praxis eingesetzt, um leichte Verschmutzungen der Membranoberfläche zu entfernen.

Die Spülung mit Permeat wird bereits in einigen Anlagen, z.B. in der Meerwasserentsalzung, eingesetzt. Über den erzielbaren Nutzeffekt in Relation zu den damit verbundenen verfahrenstechnischen Nachteilen (z.B. Erhöhung des Eigenwasserverbrauchs, Verminderung der Anlagenverfügbarkeit) liegen in Deutschland keine Erfahrungen vor. Entsprechende Untersuchungen wurden jedoch im Rahmen des vorliegenden Vorhabens durchgeführt.

Bei dem sogenannten Feed-Flow-Reversal (FFR) wechselt der Zulauf zum Druckrohr abwechselnd zwischen der Feed- und der Konzentratseite (Pomerantz et al., 2006). Dadurch wird das stark übersättigte Wasser am Ablauf verdrängt durch den nicht übersättigten Feed. Die Wechselfrequenz ist dabei so zu wählen, dass die Induktionszeit nach der es zum Ausfall der schwer löslichen Salze kommt nicht überschritten wird. Die technische Umsetzung insbesondere in Hinblick auf die hydraulische Realisierung in der Anlage gestaltet sich relativ aufwendig (Bartman et al., 2009).

Eine Rückspülung erfordert eine Druckstabilität der Membranen in und entgegen der Fließrichtung. Diese ist bei den üblicherweise eingesetzten RO-Wickelementen nicht gegeben. Daher wird die osmotische Spülung eingesetzt, bei der Spülfluss allein über die osmotische Druckdifferenz ausgelöst wird (Sagiv und Semiat, 2005).

2.4 Verminderung des Energiebedarfs

Bei RO-Anlagen der Meerwassersalzung erfolgt üblicherweise eine Rückgewinnung der Energie aus dem Konzentrat. Hierbei kommen entweder Druckaustauscher, die den Druck des Konzentrates direkt auf das Feed übertragen oder Turbinen, die den Druck zunächst in andere Energieformen umwandeln, zum Einsatz. Wegen des geringeren Betriebsdrucks wird bei LPRO-Anlagen bisher meist auf eine Energierückgewinnung verzichtet.

Ein wichtiger Design-Parameter bei der Dimensionierung einer Anlage ist die Höhe des Flux. Bei geringerem Flux bzw. einer größeren Membranfläche ist meist eine Verminderung des erforderlichen Drucks verbunden. Weiterhin bestimmt die Wahl des Membrantyps den Energiebedarf. Bei der Meerwasserentsalzung wurde beispielsweise eine Energieverminderung dadurch erzielt, dass in der ersten Stufe Brackwasser und in der zweiten Stufe die üblichen Meerwasserentsalzungsmembranen eingesetzt werden (Veerapaneni et al., 2007). In Zukunft wird die Entwicklung neuer Membranen ebenso zu einem geringeren Energiebedarf beitragen, wobei die maximale Einsparung durch den osmotischen Druck begrenzt wird. Für kleinere, dezentrale Anlagen erscheint auch der Betrieb mit erneuerbaren Energien erfolgversprechend (Heijman et al, 2009).

2.5 Einsatz von Antiscalants

Weltweit wurden mehrere Hundert Antiscalantprodukte durch die NSF für den Einsatz im Trinkwasserbereich zugelassen, die auf eine überschaubare Anzahl an Wirkstoffen zurückzuführen ist. Die in Deutschland zur Trinkwasseraufbereitung zugelassenen Antiscalantwirkstoffe sind in die Liste der Aufbereitungsstoffe und Desinfektionsverfahren gemäß § 11 Trinkwasserverordnung aufgeführt. Hierbei handelt es sich um Polyphosphate, Phosphonsäuren sowie um Polyacrylsäure. Phosphate fördern die Eutrophierung im Gewässer, so dass deren maximaler Gehalt im Konzentrat bei der Einleitung in Vorfluter durch die jeweils auf die lokalen Verhältnisse abgestimmte Einleitgenehmigung begrenzt ist. Phosphon- und Polyacrylsäure sind als weitgehend biologisch resistent einzustufen. Die Phosphonsäuren enthalten zudem Phosphor, so dass deren Einsatzmenge ebenfalls durch eine maximal zulässige Phosphorkonzentration im Konzentrat bei Einleitung in einen Vorfluter begrenzt ist. Phosphonsäuren sind gut wirksam gegenüber der Inhibierung von CaCO_3 -Scaling, so dass vergleichsweise geringe Dosen erforderlich sind.

Tab. 2.4: Überblick zu Antiscalantwirkstoffen

Stoffgruppe	Eigenschaft	Wirkstoff - Name	CAS Wirkstoff	Liste §11 TrinkwV
Phosphate	<ul style="list-style-type: none"> ▪ anorganisch ▪ P-haltig ▪ eutrophierend 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Natriumpolyphosphat ▪ Natriumtripolyphosphat 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 68915-31-1 ▪ 7758-29-4 	ja
Phosphonsäuren	<ul style="list-style-type: none"> ▪ organisch ▪ P-haltig ▪ biol. schwer abbaubar 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ ATMP ▪ DTPMP-Na ▪ MOMP ▪ HEDP-Na ▪ DTPMP ▪ EDTMPA ▪ HEMPA ▪ PBTC ▪ HMDTMPA 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 6419-19-8 ▪ 22042-96-2 ▪ 32545-75-8 ▪ 2809-21-4 ▪ 15827-60-8 ▪ 1429-50-1 ▪ 5995-42-6 ▪ 37971-36-1 ▪ 23605-74-5 	ja
Polycarbonensäuren	<ul style="list-style-type: none"> ▪ organisch ▪ phosphorfrei ▪ biol. schwer abbaubar 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Polyacrylsäure ▪ Polyacrylamid ▪ Acrylsäure-Maleinsäure-Copolymer 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 9003-01-4 ▪ 9003-06-9 ▪ 29132-58-9 	ja
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ organisch ▪ phosphorfrei ▪ biol. abbaubar 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Polyasparaginsäure-Na 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 181828-06-8 	nein

Bisher nicht zum Einsatz in der Trinkwasseraufbereitung zugelassen sind biologisch abbaubare Produkte. Hierzu zählen die Natriumsalze der Polyasparaginsäure (PASP). Eine Übersicht über Antiscalantwirkstoffe findet sich in Tab. 2.4.

3 Versuchsdurchführung

3.1 Laborversuche

Versuche zur Behandlung des Konzentrates durch Flockung wurden in einer Laborapparatur gemäß DVGW-Arbeitsblatt W 218 durchgeführt.

Für das Screening der Wirksamkeit von Antiscalants wurden übersättigte Lösungen bezüglich CaCO_3 und CaSO_4 hergestellt. Die Ermittlung der Induktionszeit, d.h. der Zeit bis zur Kristallbildung, erfolgte durch online-Messung des pH-Wertes bei CaCO_3 bzw. der Leitfähigkeit bei CaSO_4 .

Untersuchungen zur biologischen Abbaubarkeit basierten auf Testfilterversuchen. Dazu wird die auf biologische Abbaubarkeit zu untersuchende Substanz in Flusswasser dosiert. In einer Laboranlage wird das dotierte Flusswasser solange im Kreislauf über einen biologisch aktiven Filter geführt bis sich eine konstante Konzentration an Wasserinhaltsstoffen in der flüssigen Phase einstellt (Schmidt und Lange, 2006). Nach vorliegenden Erfahrungen entsprechen die mit dieser Methodik erhaltenen Ergebnisse näherungsweise den in Uferfiltrationsanlagen der Wasserwerke durch biologischen Abbau gemessenen Konzentrationsverminderungen.

3.2 Kleintechnische Anlage mit LPRO-Membranen

Kleintechnische Versuche wurden mit zwei Stück 4“-Membranelementen und Konzentratrückführung durchgeführt, die in eine Anlage der Firma ProMaqua GmbH, Heidelberg, integriert waren (Bild 3.1). Für die Versuche wurden Niederdruckumkehrosomemembranelemente der Firma Toray von Typ TMH10 bzw. TMH10A (Membranfläche 7 bzw. 8 m²/Element) eingesetzt. Der Durchfluss des Konzentratrückführstromes wurde auf die von Membranhersteller empfohlene Mindestüberströmgeschwindigkeit beim letzten Membranelement abgestimmt. Der Flux wurde über die gesamte Versuchszeit mit 25 L/m²/h konstant gehalten.

Als Besonderheit verfügte die Pilotanlage über die Möglichkeit, die Membranelemente auf der Konzentratseite mit Permeat im Gleich- und Gegenstrom zu spülen. Darüber hinaus wurde ein vollautomatischer Betrieb konzipiert. Bisherige Versuchsanlagen waren ohne die Möglichkeit einer Spülung ausgestattet. Zudem erfolgte die Regelung der Volumenströme manuell. Die Erfahrung hat jedoch gezeigt, dass bei einer manuellen Regelung es am Konzentratregelventil insbesondere bei höheren Ausbeuten zum Abscheiden von CaCO₃ kommen kann. Dadurch wird der Fließquerschnitt verengt was einen Anstieg der Ausbeute zur Folge hat. Daraus resultiert ein starkes Scaling an den Membranen.

Die Besonderheiten dieser Pilotanlage erforderten eine geeignete Gestaltung der Regelventile und deren Steuerung, um einen vollautomatischen Betrieb zu gewährleisten. Beispielsweise wurde für das Konzentratregelventil in Kooperation mit dem Anlagenbauer und dem Ventilhersteller eine Optimierung der Ventilsteuerung und des Durchmessers der Ventilschnecke vorgenommen. Bild 3.2 zeigt die Schwankungen der Ausbeute um einen Mittelwert von 82 % im Anfangszustand, die auch nicht durch Änderungen der Regelparameter (P, I und D-Wert) beseitigt werden konnten. Bild 3.3 zeigt das Resultat einer Verminderung der Schwankungsbreite durch Wechsel der Ventilschnecke, wobei die Streuung der Ausbeute um den Zielwert 82 % noch immer zu hoch ist. Durch Umprogrammierung des Schließmechanismus gelang es, eine praktisch konstante Ausbeute mit den vollautomatisch arbeitenden Ventilen und Permeatspülung zu fahren (Bild 3.4). Zur Spülung kann das Permeat wahlweise auf einen frei wählbaren sauren oder basischen pH-Wert eingestellt werden. Die chemische Reinigung (CIP) erfolgt ebenfalls automatisch, wobei ein frei wählbarer pH-Wert während der CIP automatisch konstant gehalten wird.



Bild 3.1: Ansichten der LPRO-Pilotanlage. Oben: Steuerung und Dosierung. Unten: Permeatbehälter und Spülpumpe, zwei Stück 4" - LPRO-Membran-elemente und Hochdruckpumpe

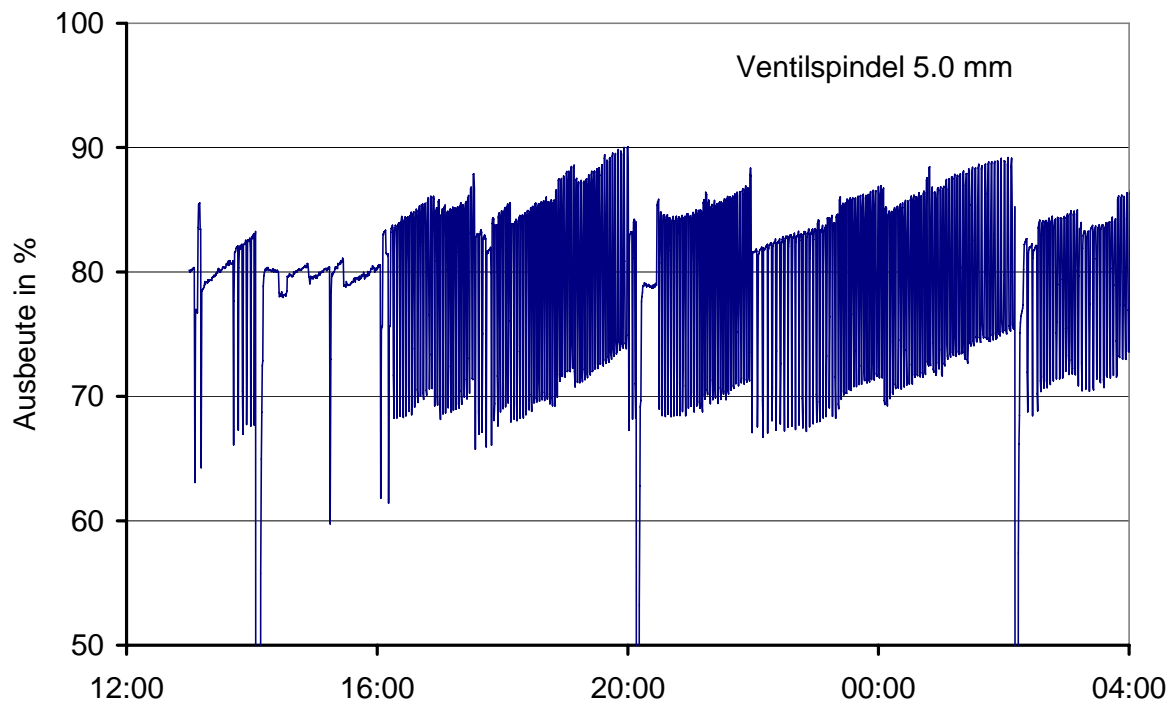


Bild 3.2: Regelung der Ausbeute im Anfangszustand (Mittelwert Ausbeute = 82 %)

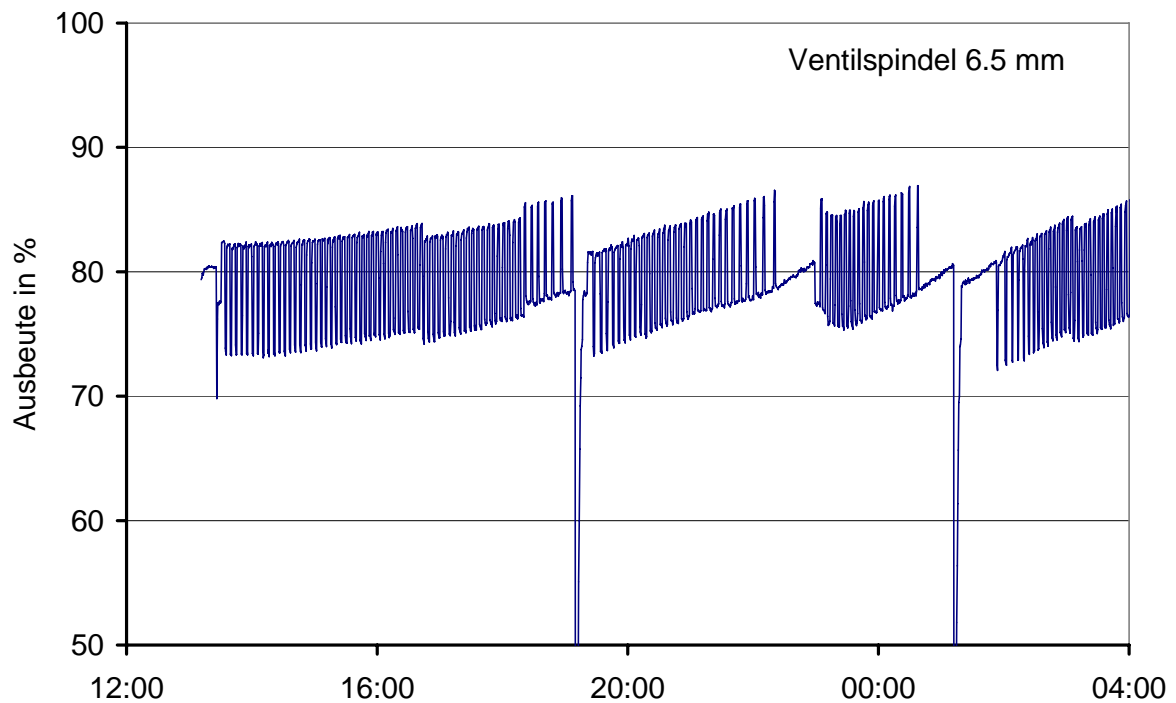


Bild 3.3: Regelung der Ausbeute mit geänderter Ventilspindel (Mittelwert Ausbeute = 82 %)

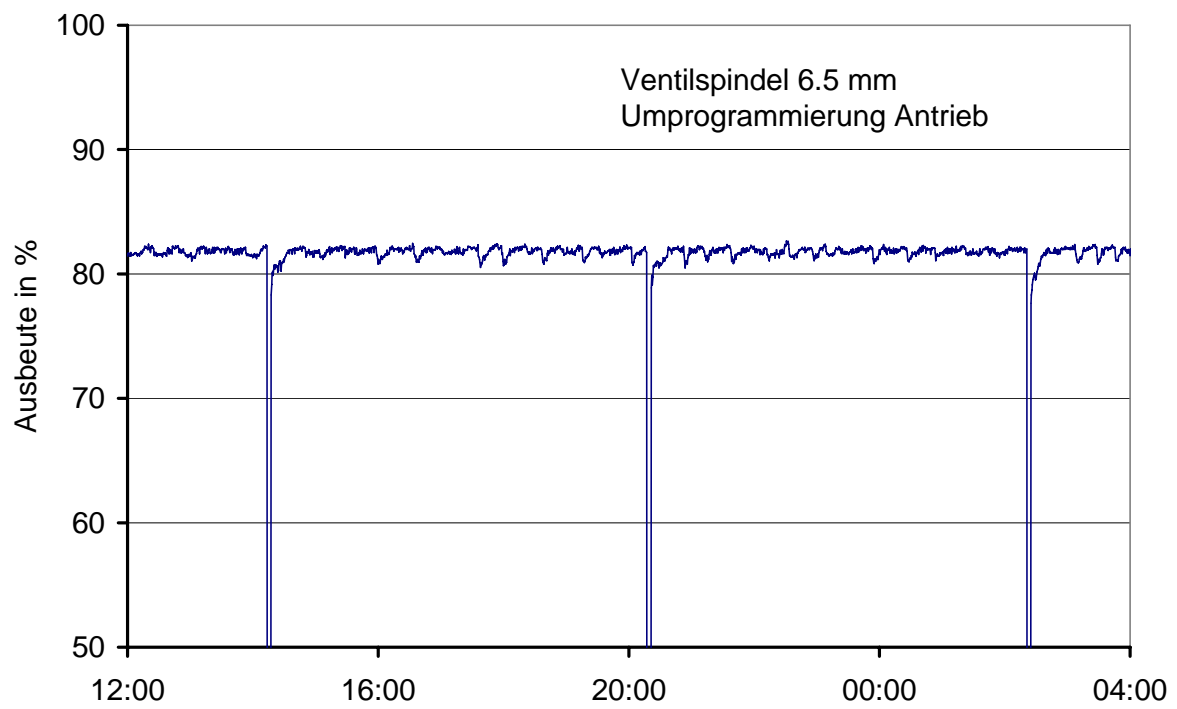


Bild 3.4: Regelung der Ausbeute mit geänderter Ventilspindel und umprogrammierten Ventilantrieb (Mittelwert Ausbeute = 82 %)

3.3 Kleintechnische Elektrodialyseanlage

Bei der Elektrodialyse (ED) werden ionogene Bestandteile aus dem Wasser entfernt und von ungeladenen Komponenten abgetrennt. Dies erfolgt durch Ionenaustauschermembranen unter der Triebkraft eines elektrischen Feldes. Dabei wird der zu behandelnde Wasserstrom aufgetrennt in einen mit den Wasserinhaltsstoffen angereicherten Teilstrom (Konzentrat) und in einen abgereicherten Teilstrom (Diluat).

Die Pilotanlage zur Elektrodialyse der Firma Deukum GmbH, Frickenhausen, besteht aus 15 Membranzellpaaren mit einer Gesamtfläche von 0,6 m² (Bild 3.5). Die Anlage wurde mit Polumkehr betrieben, um Scaling zu vermeiden. Als Intervall für die Polumkehr wurde ein Zeitraum von 30 min gewählt. Die Spülung der Elektroden erfolgte mit Konzentrat. Die Anlage wurde einstufig mit Ausbeuten zwischen 40-60 % betrieben. Höhere Ausbeuten lassen sich in der Praxis durch Betrieb mehrstufiger Anlagen erreichen. Die ED-Anlage wurde sowohl mit dem Rohwasser als auch mit dem Konzentrat der LPRO-Anlage beaufschlagt.



Bild 3.5: Ansichten der ED-Pilotanlage.

3.4 Schnellfilter zur Konzentratbehandlung

Zur Ermittlung der biologisch abbaubaren Anteile im Konzentrat der LPRO-Anlage, wurde ein kleintechnischer Filter DN300 betrieben (Bild 3.6). Die Befüllung des Filters erfolgte mit Bims der Körnung 1,4-2,5 mm. Die Leerbettkontaktzeit wurde auf 20 min ausgelegt.



Bild 3.6: Schnellfilter zur Behandlung des Konzentrates aus der LPRO-Anlage

3.5 Beschaffenheit der untersuchten Rohwässer

Die Membranpilotanlage wurde an drei Standorten betrieben. Bei Standort 1 handelte es sich um Mischwasser aus drei Einzelbrunnen, die für die öffentliche Trinkwasserversorgung genutzt werden. Die Mischungsanteile unterlagen gewissen zeitlichen Schwankungen. Brunnen 1 wurde kontinuierlich genutzt. Bei Bedarf wurden Brunnen 2 bzw. 3 zugeschaltet. Brunnen 1 wies die geringste und Brunnen 2 die höchste Mineralisierung auf. Die Beschaffenheit der Brunnenwässer zeigt Tab. 3.1. Die Pilotanlage wurde mit Mischwasser beaufschlagt, das in der Tabelle mit Feed gekennzeichnet ist. Die Wässer der Standorte 2 und 3 weisen eine deutlich höhere Calcitabscheidekapazität auf. Damit ist ein Anstieg des CaCO_3 -Scalingpotentials verbunden. Bei einer gegebenen Ausbeute wird somit am Standort 3 ein deutlich höheres Risiko für Scaling im Vergleich zu Standort 1 erwartet, was entsprechende Anforderungen an Antiscalants stellt.

Tab. 3.1: Zusammensetzung des Feeds der Pilotanlage an den Standorten 1 bis 3

Standort		1	1	1	1	2	3
		Br. 1	Br. 2	Br. 3	Feed	Feed	Feed
Datum		14.01.10	14.01.10	14.01.10	23.07.09	23.09.10	12.11.10
K^+	mg/L	1.3	1.2	1.2	1.2	1.1	1.6
Na^+	mg/L	15	12.1	12.9	13.4	10.6	11.5
Mg^{2+}	mg/L	13	15	14	14.2	14	7.5
Ca^{2+}	mg/L	99	122	116	110	111	103
Sr^{2+}	mg/L	0.29	0.38	0.4	0.33	0.3	0.28
Ba^{2+}	mg/L	0.02	0.02	0.02	0.02	0.04	0.08
Basekapazität	mmol/L	1.23	1.49	1.33	1.11	0.78	0.37
Säurekapazität	mmol/L	5.21	6.35	5.98	5.73	5.40	4.97
HCO_3^-	mg/L	318	387	365	350	329	303
NO_3^-	mg/L	20.7	25.3	29.7	23.8	32.8	0.6
Cl^-	mg/L	22	19	21	21.9	19.6	18.9
F^-	mg/L	0.1	0.13	0.13	0.13	0.07	0.08
SO_4^{2-}	mg/L	30	39	33	35.5	43.4	36.7
SiO_2	mg/L	17.1	17.3	17.5	18.0	15.7	11.1
pH	-	7.04	7.04	7.08	7.1	7.24	7.50
Temperatur	°C	11.6	11.3	11.4	14.8	15.5	13.9
Leitfähigkeit 25°C	$\mu\text{S}/\text{cm}$	636	741	714	682	690	573
PO_4^{3-}	mg/L	0.06	0.08	0.08	0.07	0.1	0.03
TOC	mg/L	0.36	0.5	0.41	0.48	0.5	
Härte	°dH	16.8	20.6	19.5	18.6	18.8	16.1
Härte	mmol/L	3.0	3.7	3.5	3.3	3.4	2.9
CaCO₃-Abscheidekapazität	mg/L				-3,6	13	25

3.6 Antiscalants

Verschiedene Handelprodukte von Antiscalants wurden auf Basis ihrer Wirkstoffe selektiert. Die Auswahl fiel auf drei Phosphonsäuren (PBTC, ATMP und DTPMP), einem Polyphosphat (Natriumtripolyphosphat), Polyacrylsäure (PAS) sowie auf die biologisch abbaubare Polyasparaginsäure (PASP). Die in Tab. 3.2 gelisteten Produkte wurden im Labor- sowie im Pilotversuch untersucht.

Zusätzlich wurde die biologisch sehr gut abbaubare Iminodibernsteinsäure (IDS) in die Untersuchungen einbezogen. Im Gegensatz zu den oben genannten Antiscalants wirkt IDS komplexierend. Durch Kombination von Antiscalant und Komplexmittel sollte geprüft werden, ob eine mögliche synergistische Wirkung besteht.

Tab. 3.2: Im Rahmen des Vorhabens untersuchte Antiscalantprodukte sowie -wirkstoffe

Nr.	Hersteller	Wirkstoff	Labor	Pilot
1	A	PBTC (2-Phosphonobutan-1,2,4-Tricarbonsäure)	X	X
2	B	ATMP (Aminotrimethylenphosphonsäure)	X	X
3	C	DTPMP als Na-Salz (Diethylentriaminpentamethylenphosphonsäure Na-Salz)	X	X
4	D	Polyphosphat als Na-Salz	X	
5	E	PAS (Polyacrylsäure)	X	
6	A	PASP als Na-Salz (Polyasparaginsäure Na-Salz)	X	X
7	A	IDS [*] (Iminodibernsteinsäure)	X	X

^{*}: Einsatz als Reiniger

4 Ergebnisse

4.1 Biologischer Abbau der Antiscalants

Die biologische Abbaubarkeit von Substanzen wurde mit der Testfiltermethodik untersucht. Ein einem ersten Versuchslauf (Run 1) wurde Wasser aus dem Rhein bei Karlsruhe mit einem TOC-Gehalt von 1,7 mg/L jeweils mit PASP und IDS versetzt, so dass eine Gesamtkonzentration von 7 – 8,4 mg/L als TOC resultierte. Dies entspricht einer Dosierung von ca. 1 mg/L TOC in den Feedstrom, die bei einer Ausbeute von 80 % in der Praxis nicht überschritten werden sollte. Die Proben wurden in Labortestfilteranlagen überführt und über einen Zeitraum von 60 Tagen im Kreislauf über ein biologisch aktives Filter geführt. Nach unterschiedlichen Aufenthaltszeiten wurden Proben entnommen und der Analytik zugeführt. Die Ergebnisse wurden in einem weiteren Versuchslauf (Run 2) überprüft.

Wie Bild 4.1 zeigt, nimmt durch biologische Abbauvorgänge im Rheinwasser die TOC-Konzentration von 1,7 mg/L auf 1,1 mg/L nach 60 Tagen ab. Um den Einfluss des Rheinwassers herauszurechnen, wurden bei den dotierten Rheinwasserproben jeweils die TOC-Gehalte des Rheinwassers von den TOC-Gesamtkonzentrationen subtrahiert. Wie Bild 4.2 zeigt, wird PASP innerhalb von 60 Tagen zu etwa 80 % abgebaut. Nach Literaturangaben ist PASP vollständig inhärent abbaubar (OECD 302), d.h. es besteht eine eingeschränkte, grundsätzlich aber doch mögliche biologischen Abbaubarkeit.

IDS ist hingegen gemäß Bild 4.3 bereits nach 14 Tagen nicht mehr nachzuweisen.

Um den biologischen Abbau von PASP detaillierter beurteilen zu können, wurden Proben aus der Testfilteranlage einer LC/OCD-Analyse zugeführt. Damit gelingt es, den Summenparameter DOC in einzelne Stoffgruppen zu zerlegen. Erwartungsgemäß verschiebt sich durch den biologischen Abbau der Anteil höher molekularer organischer Stoffe zu Verbindungen mit einer niedrigeren Molmasse (Bild 4.4). Die Zugabe von PASP in Rheinwasser hat vor dem Abbauvorgang ein wesentlich höheres LC/OCD-Signal im Bereich der höher molekularen Stoffe im Vergleich zum Rheinwasser zur Folge. Nach dem biologischen Abbau liegt die Signalhöhe wieder etwa im Bereich von Rheinwasser (Bild 4.5). Eine Aufteilung der LC/OCD-Signale in Stoffgruppen zeigt Bild 4.6. Demnach liegt beispielsweise der relative Anteil des chromatographisch nicht erfassbaren DOC (HOC) nach dem biologischen Abbau etwas über dem entsprechenden Wert des unbehandelten Rheinwassers.

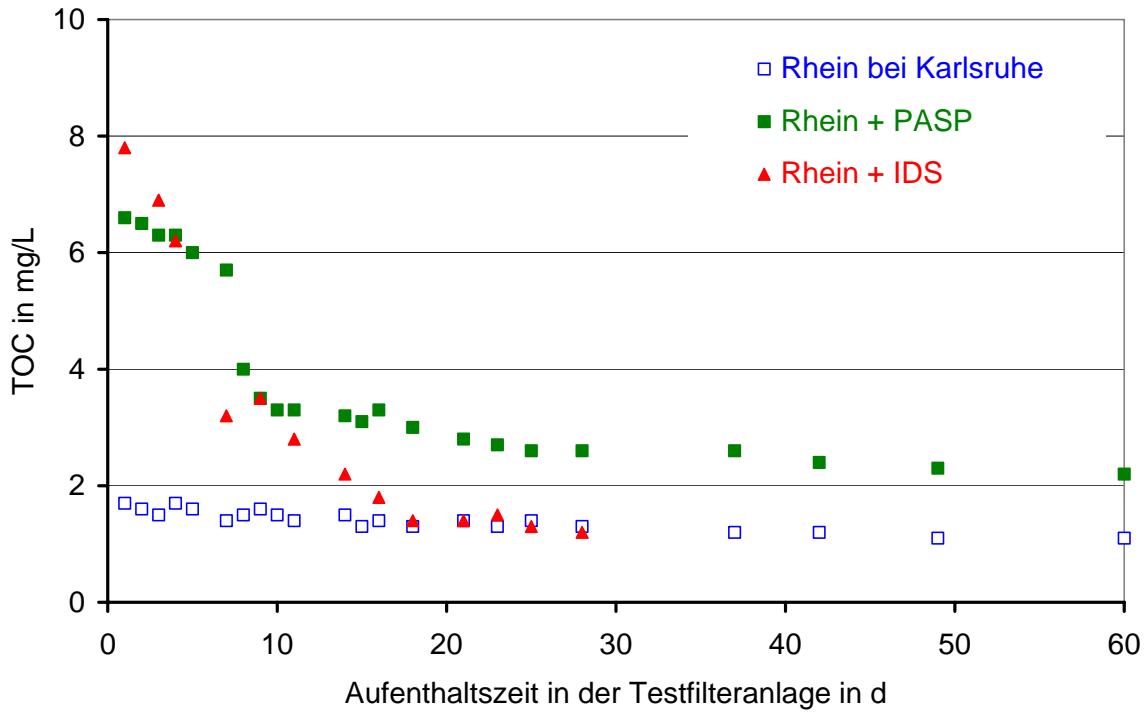


Bild 4.1: Biologischer Abbau von PASP und IDS im Testfilter (Run 1)

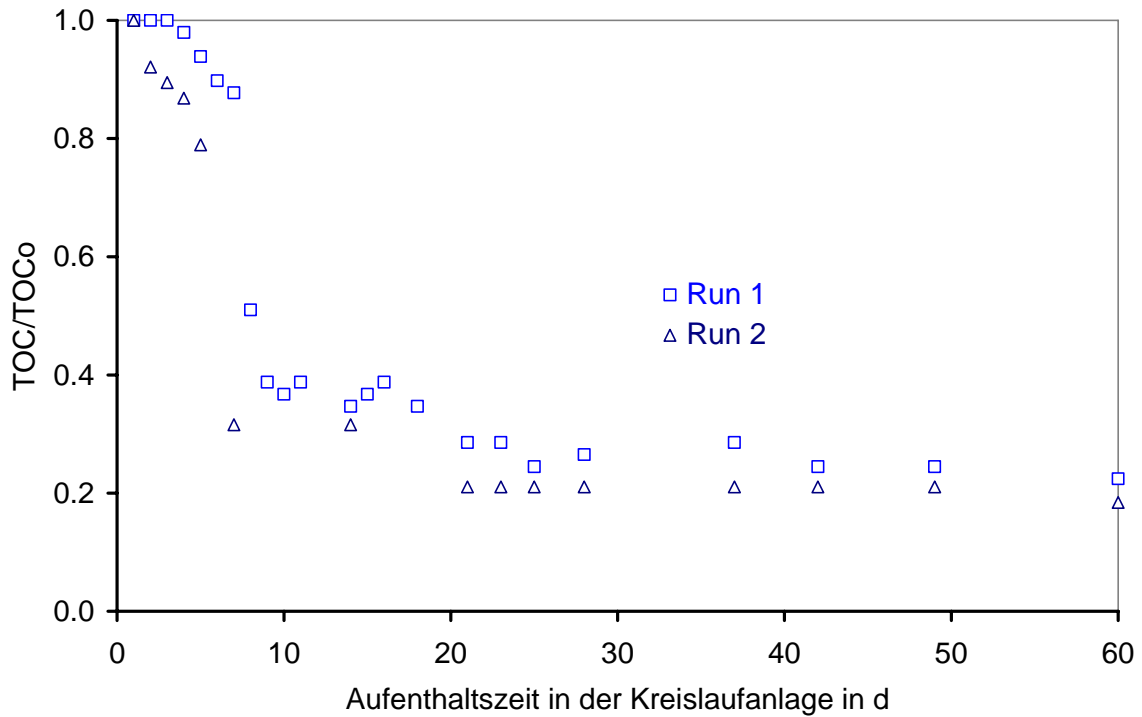


Bild 4.2: Biologischer Abbau von PASP im Testfilter, TOC-Konzentrationen korrigiert um die TOC-Gehalte des Rheinwassers

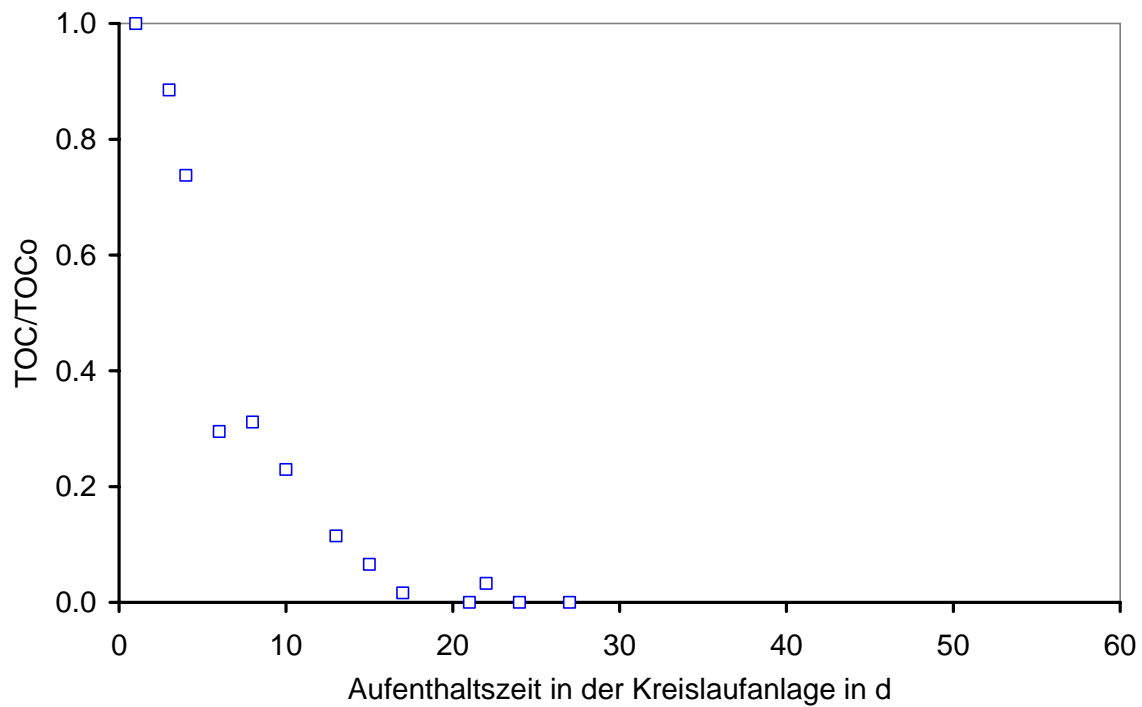


Bild 4.3: Biologischer Abbau von IDS im Testfilter (Run 1), TOC-Konzentrationen korrigiert um die TOC-Gehalte des Rheinwassers

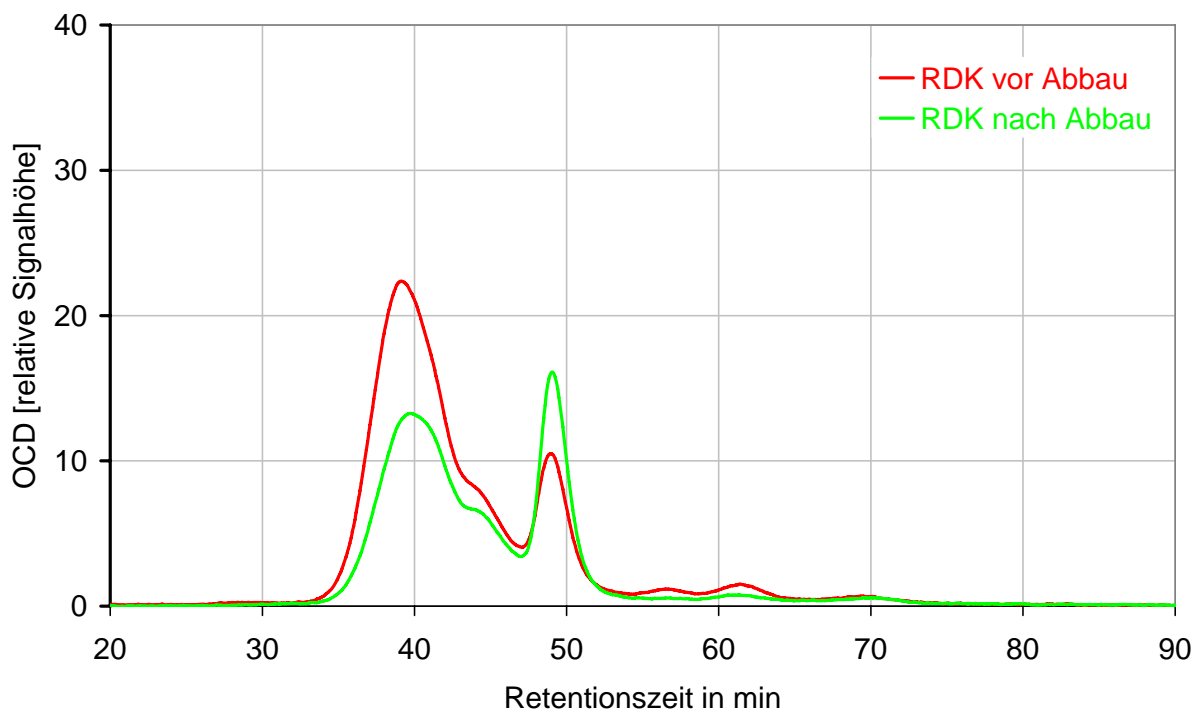


Bild 4.4: LC/OCD-Signale von nicht dotiertem Rheinwasser (Referenzprobe) vor und nach biologischem Abbau im Testfilter

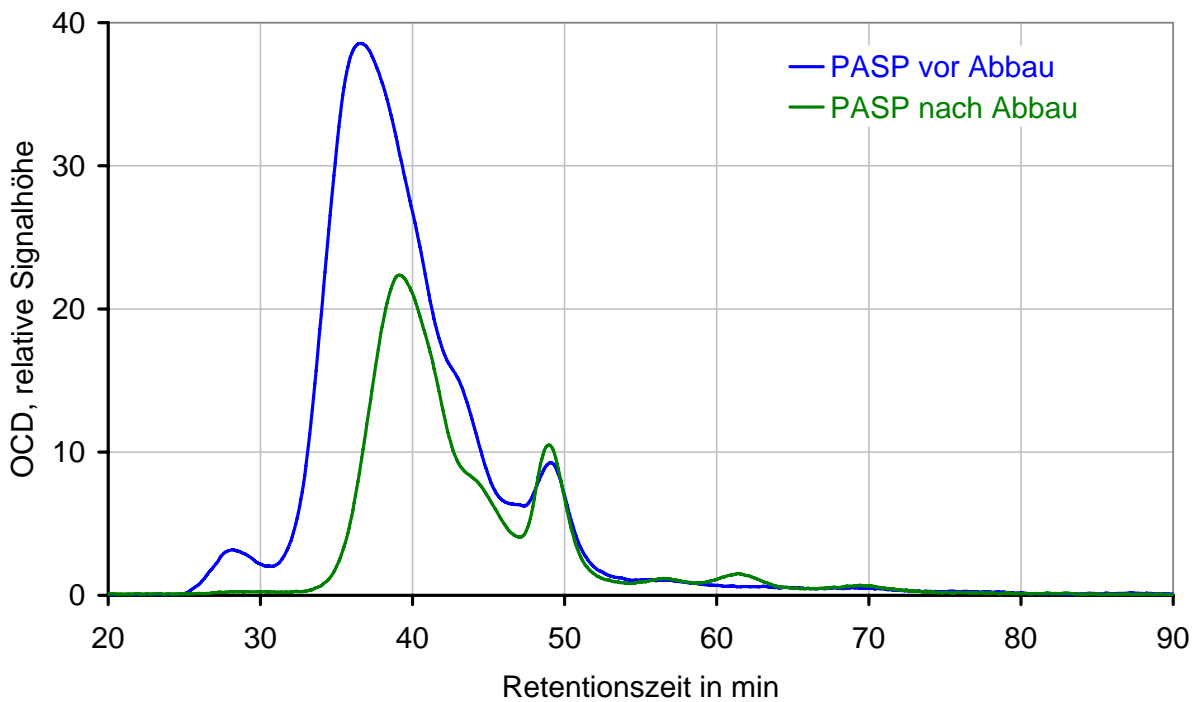


Bild 4.5: LC/OCD-Signale von mit PASP dotiertem Rheinwasser vor und nach biologischem Abbau im Testfilter

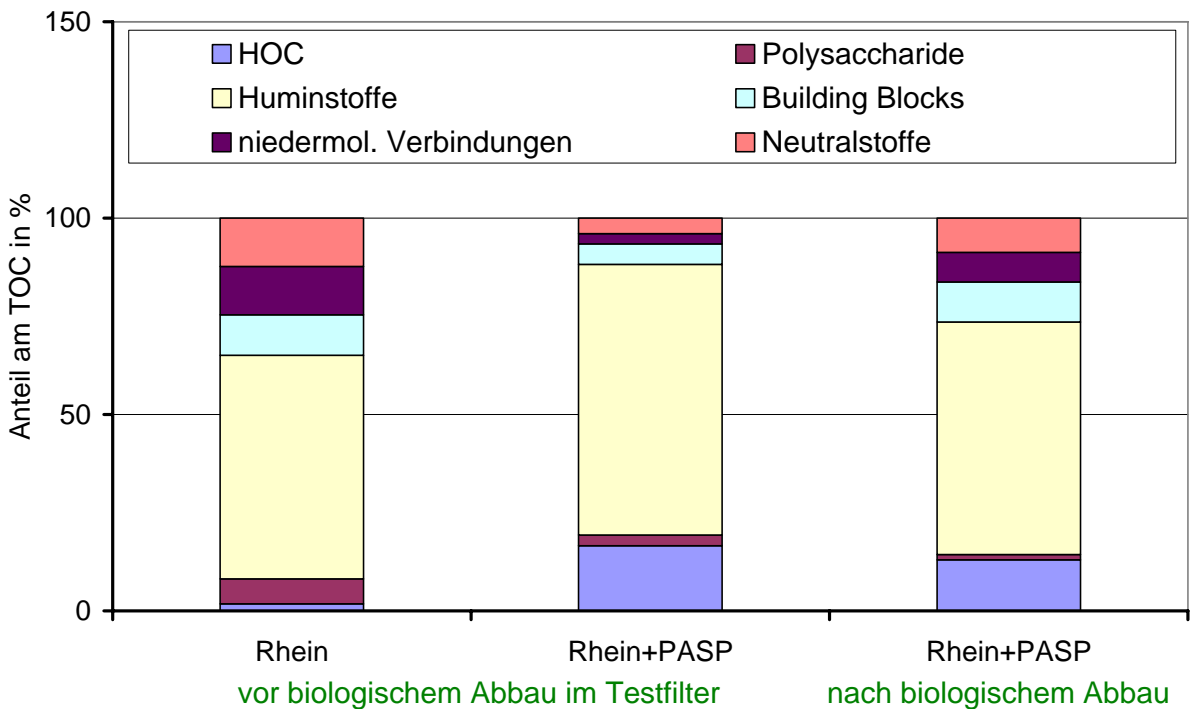


Bild 4.6: Relative Zusammensetzung der Stoffgruppen vor und nach biologischem Abbau ermittelt aus LC/OCD-Signalen

Ebenfalls im Testfilter wurden die als biologisch schlecht abbaubar geltenden Phosphonsäuren untersucht. Hierzu wurde Wasser des Rheins mit ATMP, DTPMP und PBTC versetzt, in die Testfilteranlage überführt und nach unterschiedlichen Zeitpunkten analysiert. Wie aus Bild 4.7 zu entnehmen ist, verringerten sich die ATMP- und DTPMP-Konzentrationen mit zunehmender Aufenthaltszeit im Testfilter. Dabei entstehen andere Phosphonsäuren wie EDTMP sowie Phosphat. Der Gehalt an PBTC ändert sich hingegen nicht. Alle Analysendaten wurden mit einer Phosphorbilanz überprüft. Die Abweichungen lagen bei maximal 7 %. Aus dem Chromatogramm in Bild 4.8 ist zu erkennen, dass lediglich ein Anteil von ca. 20 % in Phosphat überführt wird.

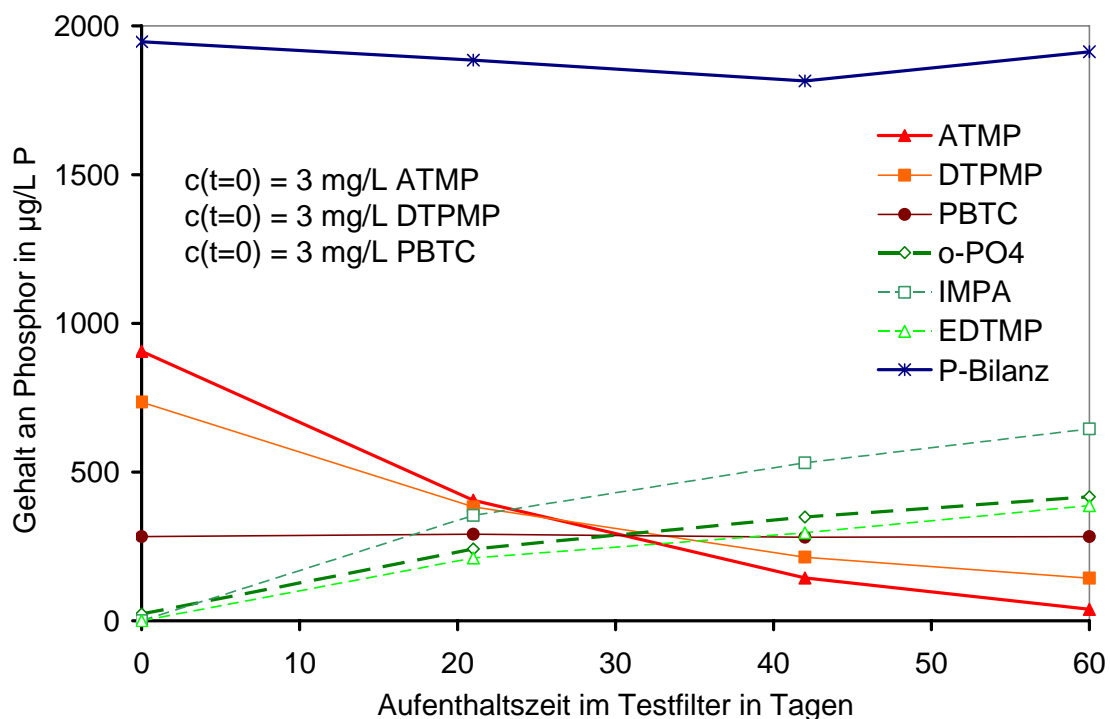


Bild 4.7: ATMP, DTPMP und PBTC dotiert in Rheinwasser nach unterschiedlichen Aufenthaltszeiten im Testfilter

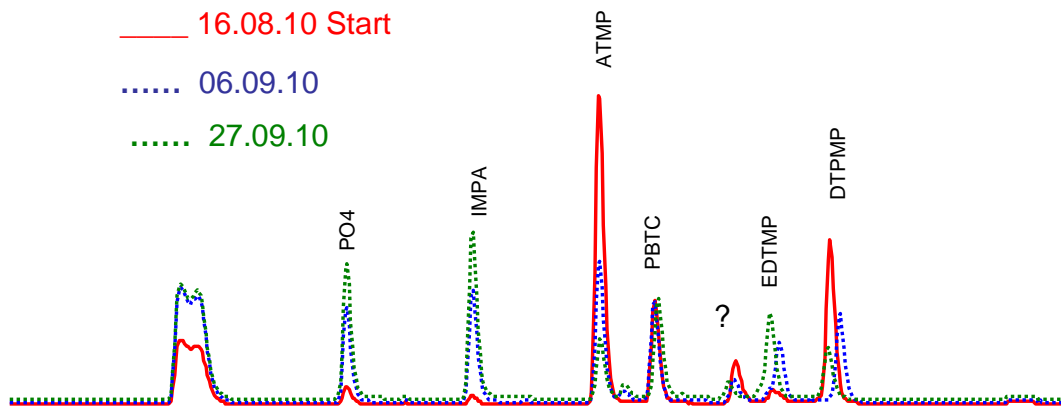


Bild 4.8: Analyse von phosphorhaltigen Verbindungen in Rheinwasser, dotiert mit ATMP, DTPMP und PBTC nach unterschiedlichen Aufenthaltszeiten im Testfilter

4.2 Antiscalants im Laborscreeningtest

Verschiedene Antiscalantprodukte wurden im Laborversuch hinsichtlich ihres Inhibierungsvermögens bezüglich Calciumsulfat und Calciumcarbonat untersucht. Dazu wurde die Methode des Bottle-Test eingesetzt. Hierbei werden übersättigte Lösungen in einem Reaktionsgefäß hergestellt und die Inhibitorwirkung der Antiscalants durch Ermittlung der Induktionszeit ermittelt. Diese Methode beschreibt die Wirkung der Antiscalants in der freien Lösung. Auch wenn Scaling im technischen Prozess durch mehr Faktoren beeinflusst wird gibt der Laborscreeningtest einen guten Startpunkt, wie später im Vergleich mit den Resultaten im Pilotbetrieb noch gezeigt wird.

Bei den Versuchen zur Inhibierung von CaSO_4 wurde eine übersättigte Lösung hergestellt. Die Konzentration lag sechsmal über dem Löslichkeitsprodukt. Um einen Vergleich von Antiscalants zu ermöglichen, wurden die Wirkstoffgehalte aus den Produktkonzentrationen ermittelt. Die Dosis wurde auf den Wirkstoffgehalt bezogen und für alle Produkte auf 0,22 mg/L festgelegt. Bei dieser Dosis erfolgte unter den Versuchsbedingungen die Kristallisation in einem Zeitraum, der für Laborarbeiten akzeptabel erscheint. Ohne Zugabe an Antiscalants begann nach etwa 20 min die Bildung von Kristallen. Bei Zugabe von PASP betrug die Induktionszeit etwa 120 min. Dies war kürzer als mit einer organischen Phosphonsäure (OPS), bei der eine Induktionszeit von etwa 150 min resultierte. Das bedeutet, dass unter den Versuchsbedingungen die organische Phosphonsäure ein besseres Inhibitionsvermögen auswies als PASP. Bei IDS ist entsprechend der Wirkmechanismen eine Inhibierung beim Bottle-Test in der freien Lösung relativ gering, was sich auch in den Wirkstoffkombinationen PASP mit IDS zeigt (Bild 4.9). Das Verhalten im Pilotversuch wird an anderer Stelle noch beschrieben.

Durch Erhöhung der Zugabemenge an PASP wird die Induktionszeit verlängert (Bild 4.10). Das bedeutet für den praktischen Betrieb, dass, innerhalb gewisser Grenzen, der Wirkungsgrad der PASP durch eine Erhöhung der Dosis gesteigert werden kann.

Für Untersuchungen zur Inhibierung von CaCO_3 wurde ein Modellwasser mit einem LSI-Wert von 2 eingestellt. Auch unter diesen Versuchsbedingungen weist PASP ein etwas geringeres Inhibierungsvermögen im Vergleich zu einer organischen Phosphonsäure (OPS) auf (Bild 4.11).

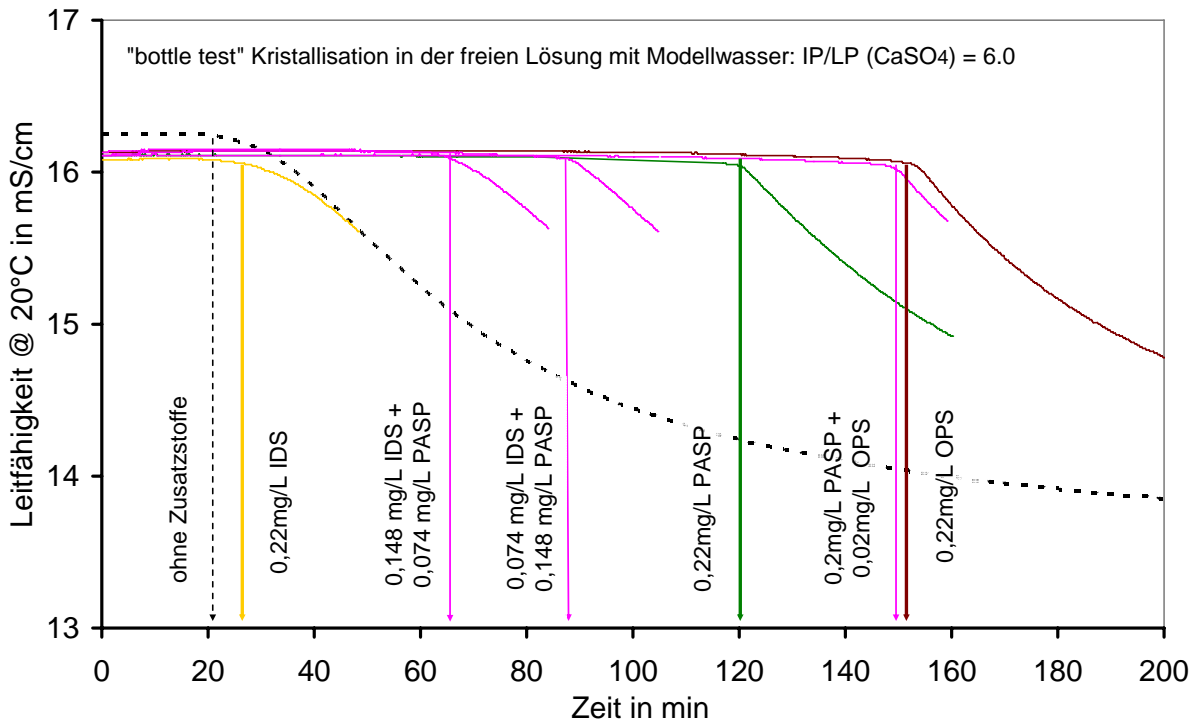


Bild 4.9: Inhibierung von CaSO₄-Scaling bei konstanter Dosiermenge von 0,22 mg/L an Zusatzstoffen

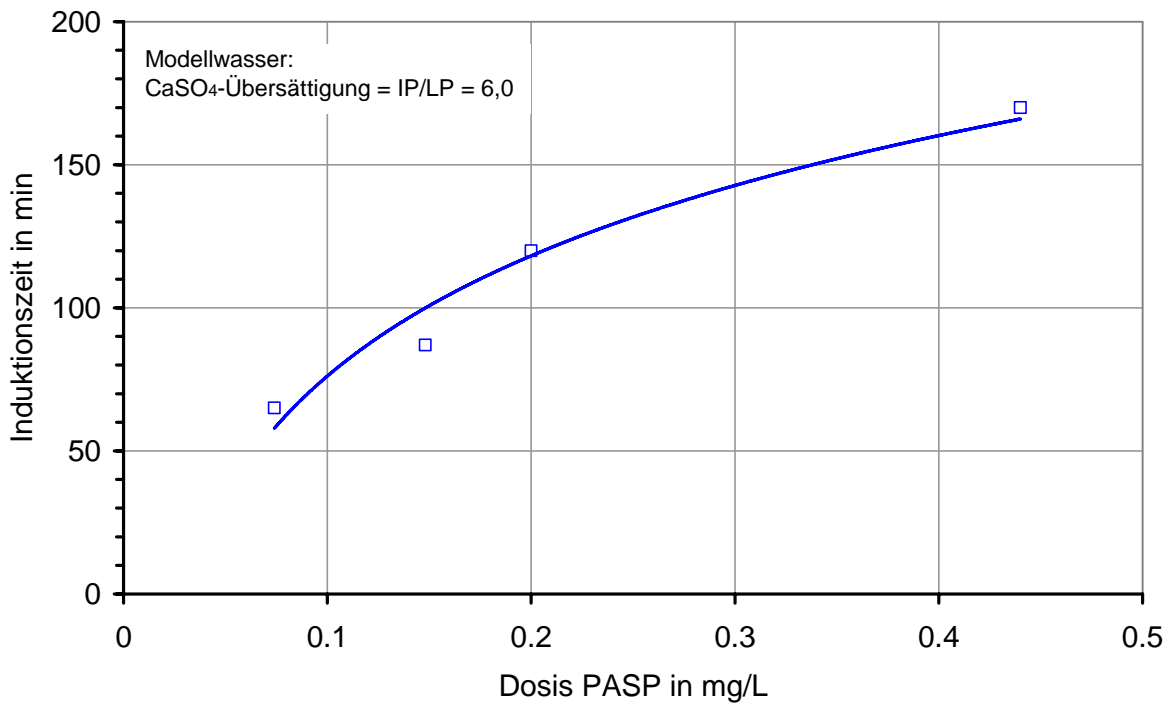
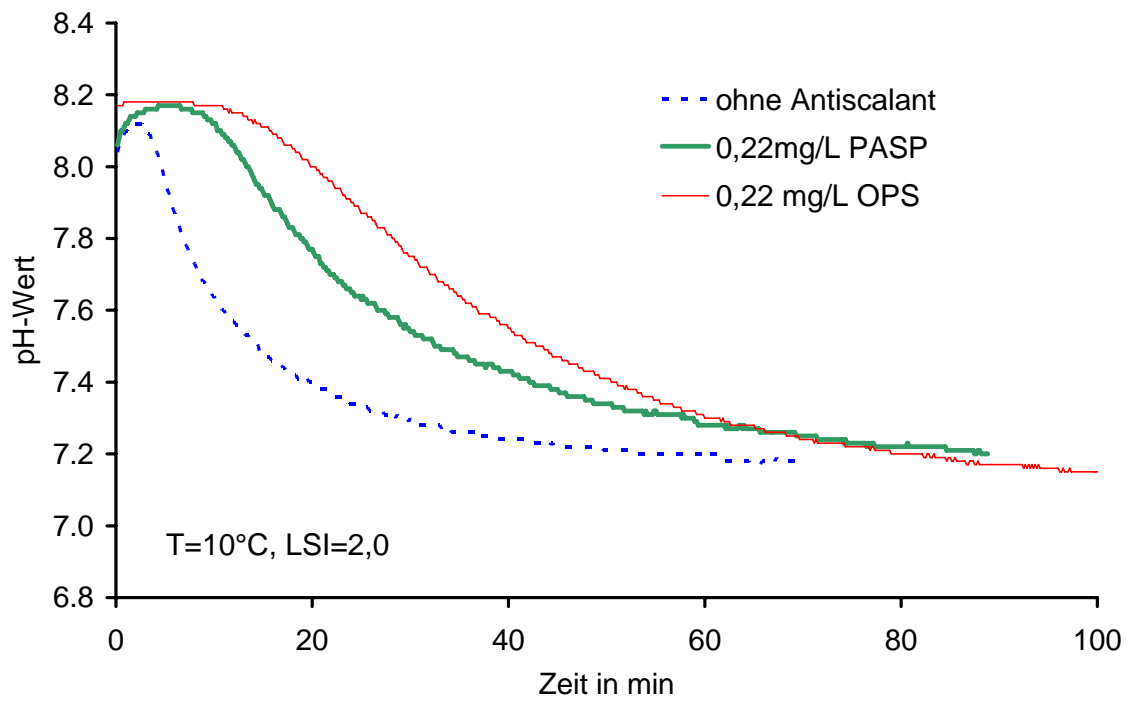


Bild 4.10: Verlängerung der Induktionszeit bei der Inhibierung von der CaSO₄-Kristallisation durch Erhöhung der PASP-Dosis

Bild 4.11: Inhibierung von CaCO_3 -Scaling

4.3 Pilotversuche

4.3.1 Gehalt an scalingrelevanten Stoffen in Abhängigkeit von der Ausbeute

An den Versuchsstandorten wurden die sich bei verschiedenen Ausbeuten der Membrananlage im Konzentrat einstellenden Gehalte an scalingrelevanten Stoffen (z.B. Ca, Mg, Si, Ba, Sr) ermittelt. Die Aufkonzentrierung der Wasserinhaltsstoffe ist von der eingesetzten Membran und der eingestellten Ausbeute abhängig. Für die bei den Versuchen vorliegende Feedbeschaffenheit wurde mit einem Computerprogramm¹ des Membranherstellers vor Versuchsbeginn die Konzentratbeschaffenheit bei unterschiedlichen Ausbeuten berechnet. Bild 4.12 zeigt beispielhaft das Ergebnis für Versuchsstandort 1 für einen Feed mit einer niedrigeren (Brunnen 1) und einer höheren (Brunnen 2) Mineralisierung.

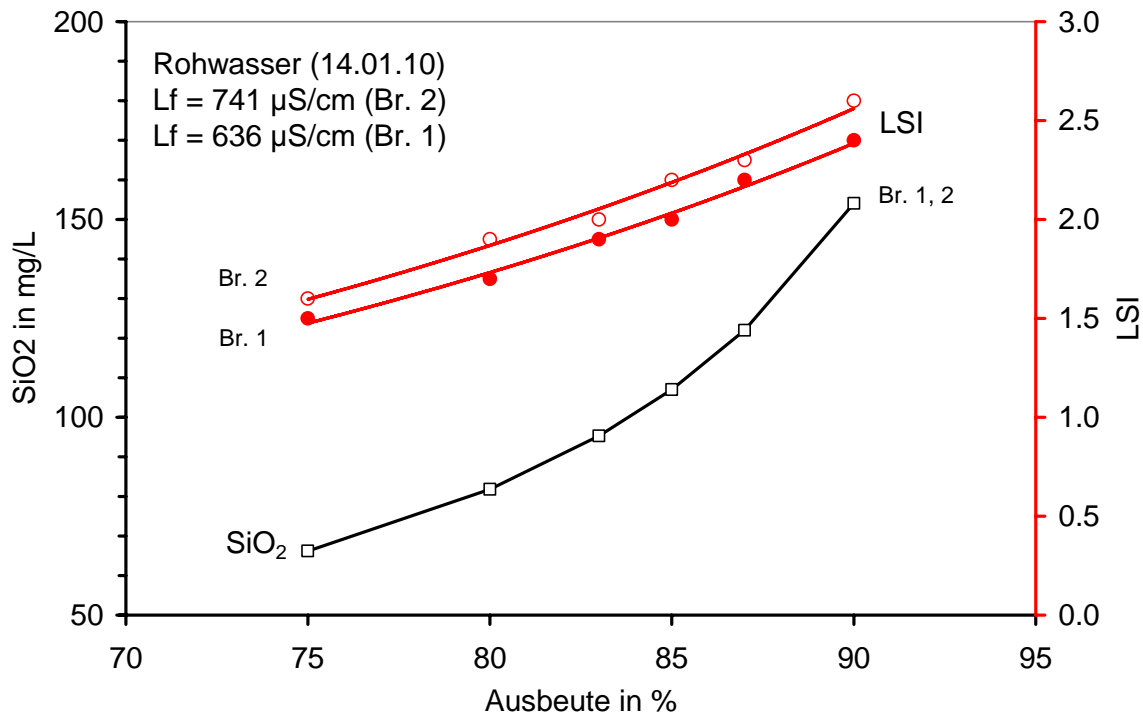


Bild 4.12: Modellrechnungen zur Konzentration scalingrelevanter Verbindungen in Abhängigkeit von der Ausbeute für Standort 1

¹ Toray Design System, © Toray Industries, Inc.

Die Übersättigung mit Calciumcarbonat (LSI-Wert) ist bei einer Ausbeute von 85 % gekennzeichnet durch einen LSI-Wert von 2,0 (Brunnen 1) bis 2,2 (Brunnen 2). Bei einer Ausbeute von 84 % resultiert für alle Rohwasserefassungen von Standort 1 eine SiO_2 -Konzentration von 100 mg/L. Dieser Gehalt kann SiO_2 -Scaling hervorrufen, so dass diese Ausbeute nicht ohne spezielle Antiscalantprodukte überschritten werden darf.

4.3.2 Inhibierung von Scaling durch PASP (biologisch abbaubar)

Die Wirkung der Scalinginhibierung wurde über die Leitfähigkeit im Permeat sowie über die Druckverhältnisse (Druck im Feed, Permeat, Konzentrat, osmotischer Druck) berechnet als Stoffübergangskoeffizient (MTC) bewertet. Zur Einstellung eines Referenzzustandes wurde die Anlage jeweils zunächst mit einer organischen Phosphonsäure (OPS) betrieben. Die Ausbeute wurde im Mittel auf 80 % festgelegt.

Am Versuchsstandort 1 wurde nach Einstellung des Referenzzustandes die Antiscalant-Dosierung von OPS auf PASP umgestellt. Mit einer dreifachen PASP-Dosis im Vergleich zu OPS bezogen auf die Wirkstoffmenge blieben Leitfähigkeit (Bild 4.13) und Druckverhältnisse (Bild 4.14) konstant. Eine im Vergleich zu OPS etwa doppelt so hohe PASP-Dosis war zwar zunächst in der Lage, einen konstanten Betrieb weiterzuführen. Bei beginnendem Scaling genügte diese Dosis jedoch nicht, einen stabilen Anlagenzustand wieder herzustellen. Eine Verminderung der PASP-Dosis auf die Wirkstoffdosis der OPS bewirkte Scaling, was sich in einem Anstieg der Leitfähigkeit im Permeat und in einem Abfall des MTC-Wertes zeigte. Hierbei war der feedseitige Druckverlust tendenziell am zweiten Membranelement stärker ausgeprägt. Dies entspricht den Erwartungen, da am zweiten im Vergleich zum ersten Element immer eine höhere Übersättigung vorliegt.

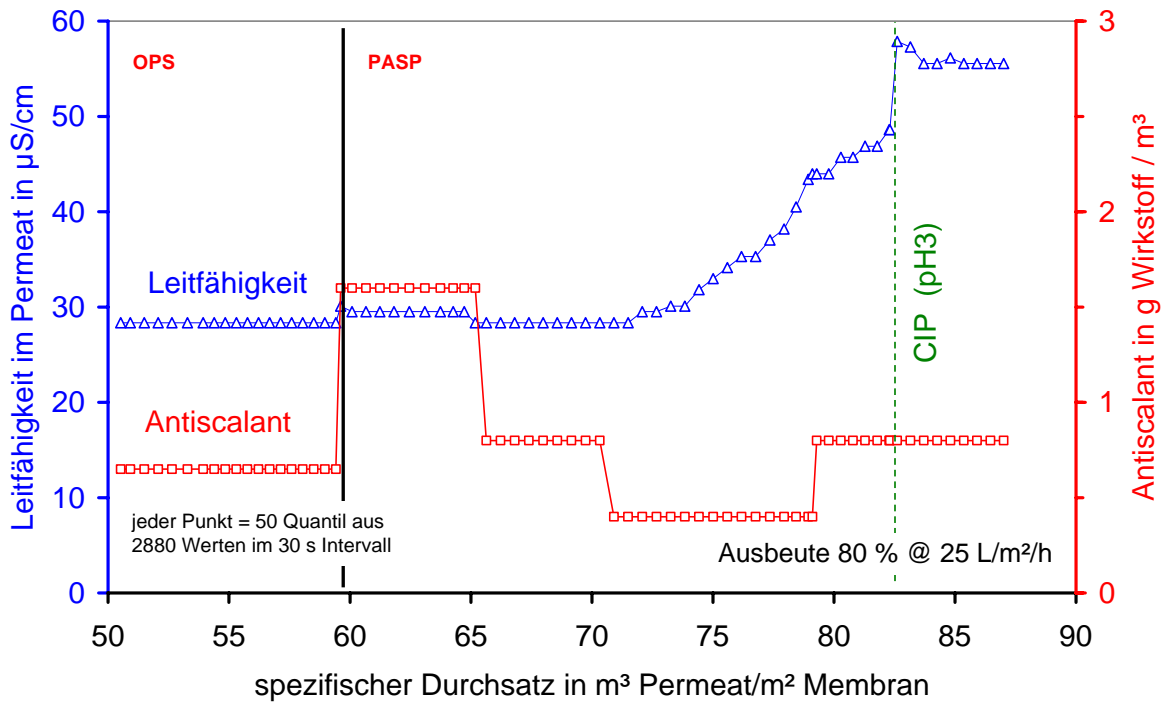


Bild 4.13: Leitfähigkeit im Permeat bei unterschiedlichen PASP-Dosen im Vergleich mit einer organischen Phosphonsäure (OPS) am Versuchsstandort 1

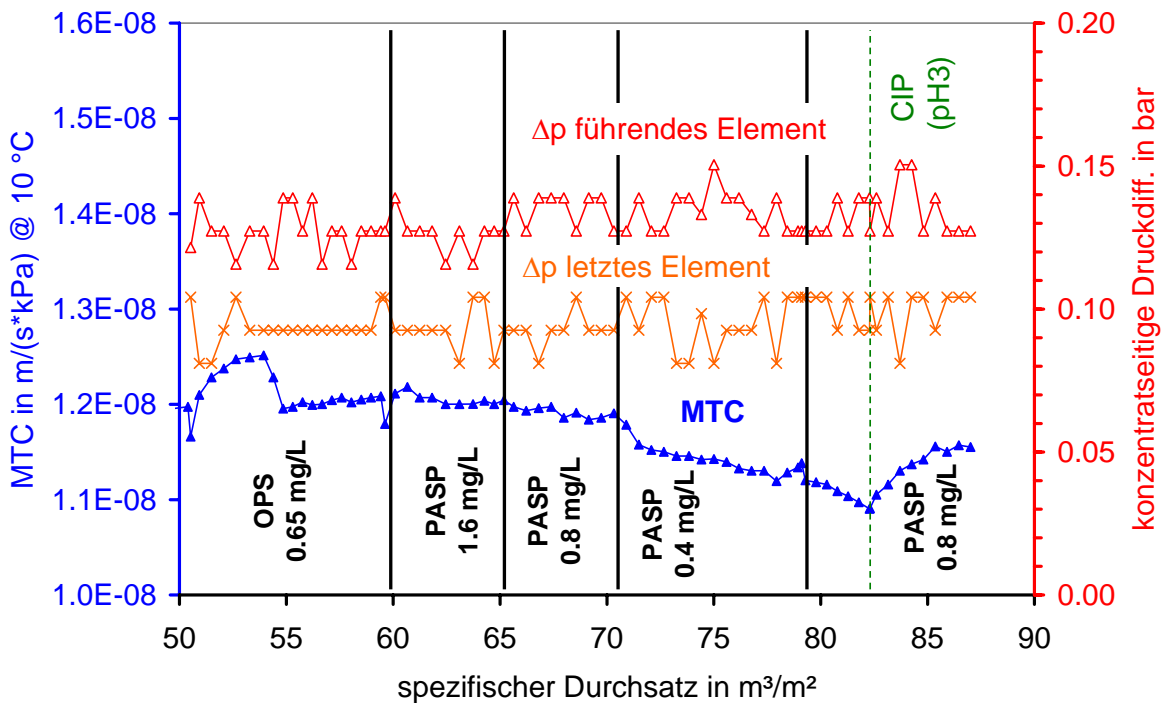


Bild 4.14: MTC und Differenzdruck bei unterschiedlichen PASP-Dosen im Vergleich mit einer organischen Phosphonsäure (OPS) am Versuchsstandort 1

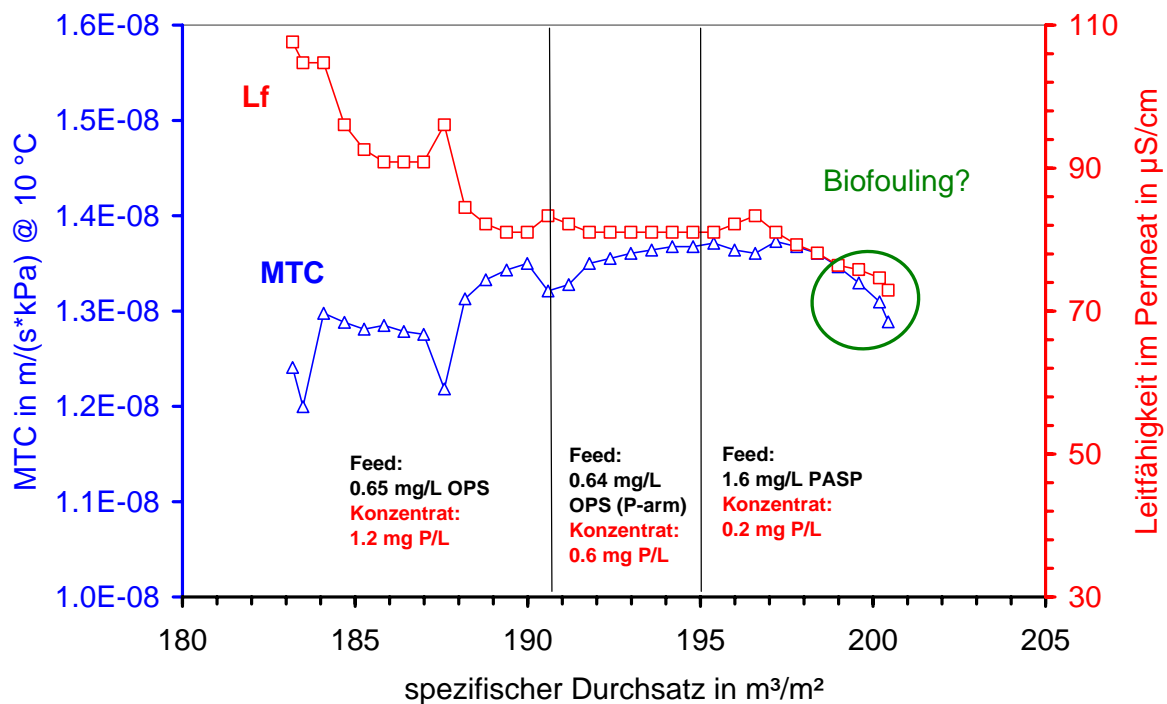


Bild 4.15: MTC und Leitfähigkeit im Permeat am Versuchsstandort 2

Am Versuchsstandort 2 wurde die Versuchsanlage zunächst mit zwei OPS betrieben, die sich im Phosphorgehalt unterscheiden. Mit beiden OPS war bei Dosierung der gleichen Wirkstoffdosis ein stabiler Betrieb zu verzeichnen. Das Permeat zeigte anfänglich eine erhöhte Leitfähigkeit. Ursächlich dafür sollte eine Stillstandsphase infolge des Transportes der Anlage von Standort 1 zu Standort 2 sein.

Durch Einsatz der phosphorarmen OPS kann im Konzentrat eine um ca. 60 % niedrigere Phosphorkonzentration im Vergleich zur herkömmlichen OPS erzielt werden. Die Gehalte an Wirksubstanzen im Konzentrat sind allerdings bei beiden OPS vergleichbar. Durch den Einsatz der phosphorarmen OPS kann jedoch der P-Eintrag in Gewässer vermindert werden, was den Zielvorgaben in verschiedenen Flussgebieten entspricht.

Die Umstellung von OPS auf PASP mit der 2,5-fachen Wirkstoffdosis war erwartungsgemäß in der Lage, Scaling zu inhibieren, wie aus der leicht fallenden Salzpassage zu erkennen ist. Der Gehalt an Phosphor im Konzentrat lag bei Betrieb mit PASP bei lediglich 0,2 mg/L, was auf die Aufkonzentrierung von Phosphaten aus dem Rohwasser zurückzuführen ist.

Etwa 5 Tage nach Beginn der PASP-Dosierung fiel der MTC-Wert merklich ab. Dies deutet darauf hin, dass der Stoffübergang vermutlich durch Biofouling behindert wurde. Möglicherweise wurde in diesem Fall das Biofouling begünstigt, weil an Ver-

suchsstandort 2 die Versuchsanlage ohne Permeatspülung betrieben wurde, während an Standort 1 die Anlage in regelmäßigen Intervallen mit Permeat gespült wurde (Bild 4.15).

4.3.3 Minimierung der Chemikaliendosierung durch Produktkombination PASP/IDS

Die gemeinsame Dosierung von PASP und IDS in den Feed der Anlage sollte zeigen, ob in Verbindung mit einer Permeatspülung eine wesentliche Verminderung des Chemikalienbedarfes möglich ist. Hierbei war Untersuchungsgegenstand ob eine synergistische Wirkung des dispergierend wirkenden PASP, des komplexierend wirkenden IDS und kurzen Spülzyklen der LPRO-Anlage entsteht.

Als Vorversuch erfolgte zunächst ein Betrieb ausschließlich mit IDS. Auf Grund der Eigenschaften von IDS war eine Inhibierung der schwer löslichen Verbindungen nicht zu erwarten. Es war zu prüfen, ob in Kombination einer Dosierung von IDS mit kurzen periodischen Permeatspülungen der Membrananlage ein Druckanstieg in den Membranelementen verhindert werden kann.

Die Zugabe von IDS kann den naturgemäß eintretenden Ausfall von schwer löslichen Verbindungen (z.B. Calciumcarbonat) während der Filtration über die beiden LPRO-Elemente in der Versuchsanlage nicht entgegen wirken. Dies zeigt sich durch einen Abfall des MTC-Wertes entsprechend Bild 4.16. Zusätzlich ist ein starker Anstieg des feedseitigen Druckverlustes insbesondere beim zweiten Membranelement zu verzeichnen. Dies weist auf den Ausfall von schwer löslichen Salzen hin. Überraschend war, dass kein Anstieg der Leitfähigkeit im Permeat zu verzeichnen war (Bild 4.17). Vermutlich erfolgt infolge der Dosierung von IDS keine Kristallbildung auf den Membranen, so dass es nicht zu einer Störung der Stofftransportprozesse kommt. Es wird vermutet, dass eher ein „Calciumcarbonat-Schlamm“ gebildet wird, der sich in den Feedspacern absetzt. Ggf. kann die Membran durch eine Intensivierung der Spülung freigespült werden. Dies war jedoch mit der vorhandenen Anlagentechnik nicht möglich.

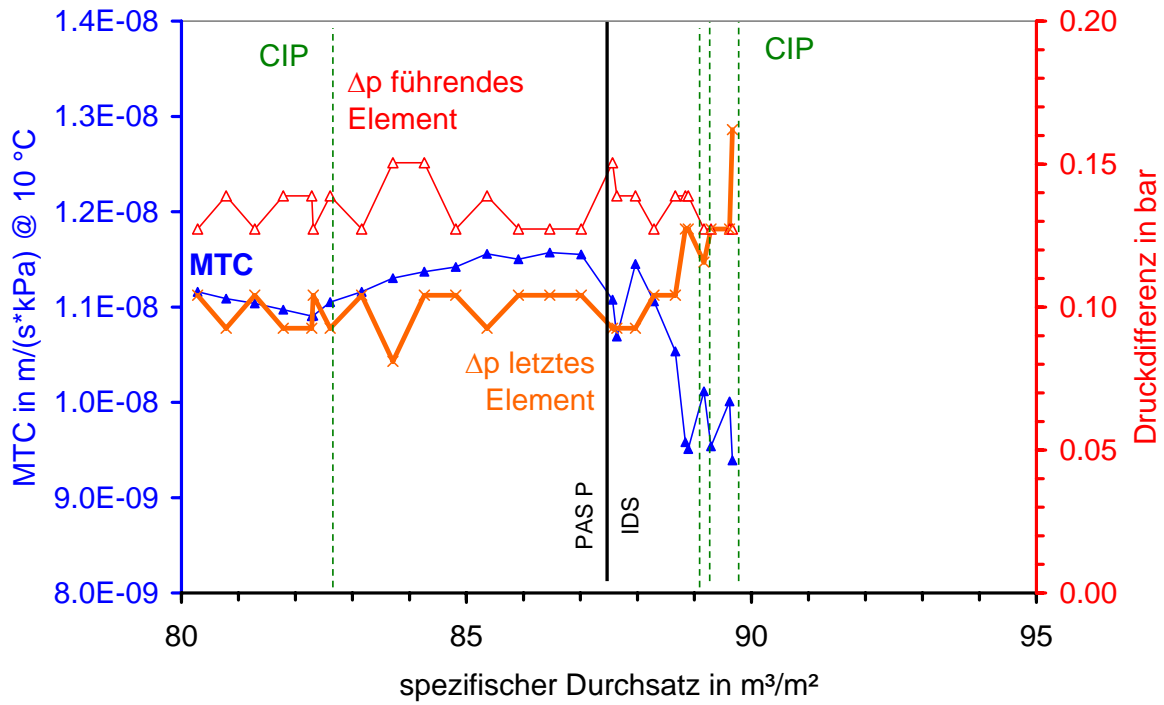


Bild 4.16: MTC und Druckdifferenz bei Umstellung von PASP- auf IDS-Dosierung (Standort 1)

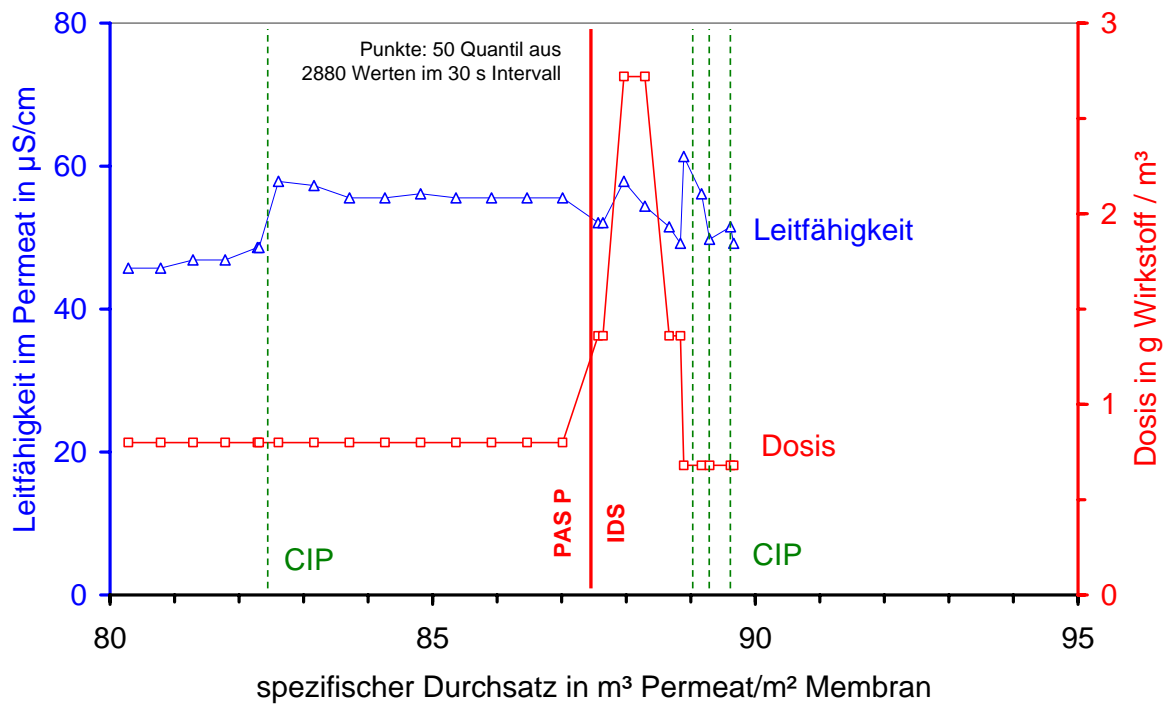


Bild 4.17: Leitfähigkeit im Permeat bei Umstellung von PASP- auf IDS-Dosierung (Standort 1)

Um zusätzlich eine dispergierende Wirkung zu erreichen, wurde in einer weiteren Versuchsetappe IDS mit der Dosierung von PASP bzw. mit OPS kombiniert. Gleichzeitig wurde das Ziel gesetzt, die Summe der Wirkstoffdosen von PASP und IDS im Vergleich zur alleinigen Dosierung von PASP zu vermindern, um den Einsatz von Chemikalien zu minieren.

Im ersten Versuchsteil wurde die IDS-Dosis konstant gehalten und die PASP-Dosis vermindert. Aus Bild 4.18 ist ersichtlich, dass es infolge der Halbierung der PASP-Dosis zu einem steilen Abfall des MTC-Wertes kam, der selbst durch eine Verminderung des Spülintervalls von sechs auf eine Stunde nicht kompensiert werden konnte. Eine merkliche Stabilisierung des Betriebes wurde hingegen durch Zugabe von OPS erreicht wobei hierfür lediglich eine geringe Menge erforderlich war. Hierbei war es unerheblich, ob eine herkömmliche OPS oder eine P-arme OPS eingesetzt wurde. Eine hinreichende Stabilität im Langzeitbetrieb bei verminderter Dosiermenge konnte jedoch auch nicht durch eine Produktkombination erreicht werden. Das bedeutet für den Betrieb in Großanlagen der Wasserwerke, dass die Dosiermenge an einem dispergierend wirkenden Antiscalant durch Produktkombinationen nicht wesentlich vermindert sein sollte, sofern die minimale Antiscalantdosis bereits erreicht ist.

Die Leitfähigkeit im Permeat verlief trotz eines fallenden MTC-Wertes weitgehend konstant (Bild 4.19).

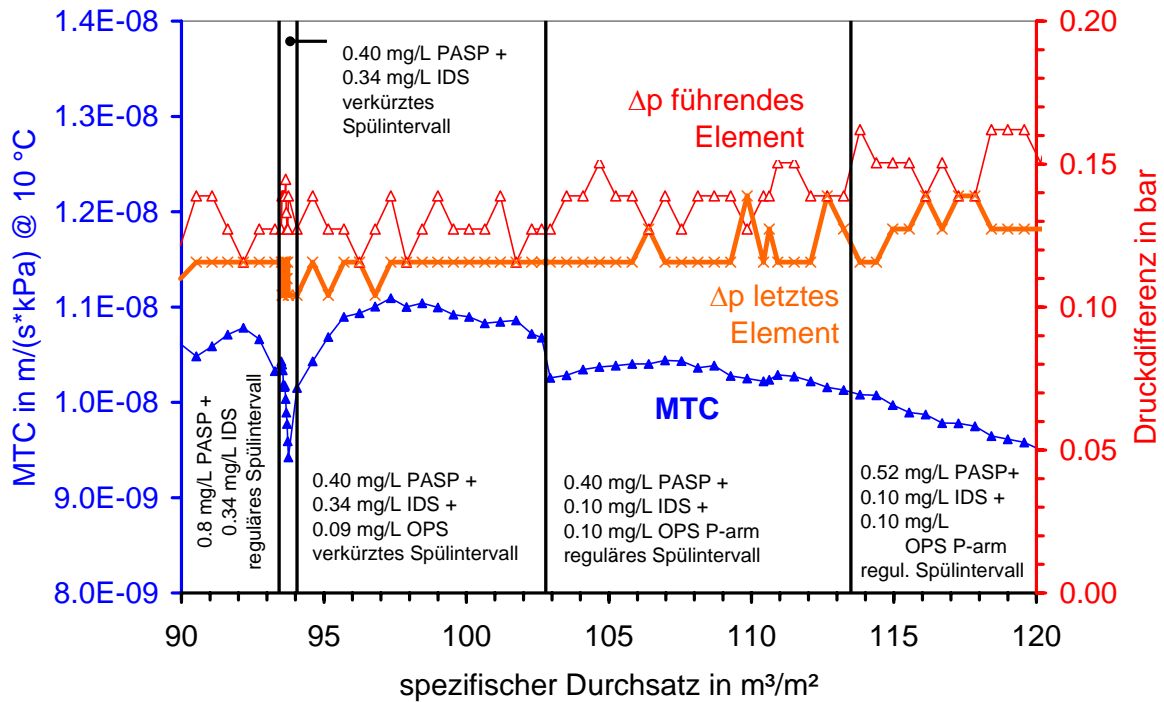


Bild 4.18: MTC bei Wirkstoffkombinationen zur Vermeidung von Scaling (Standort 1)

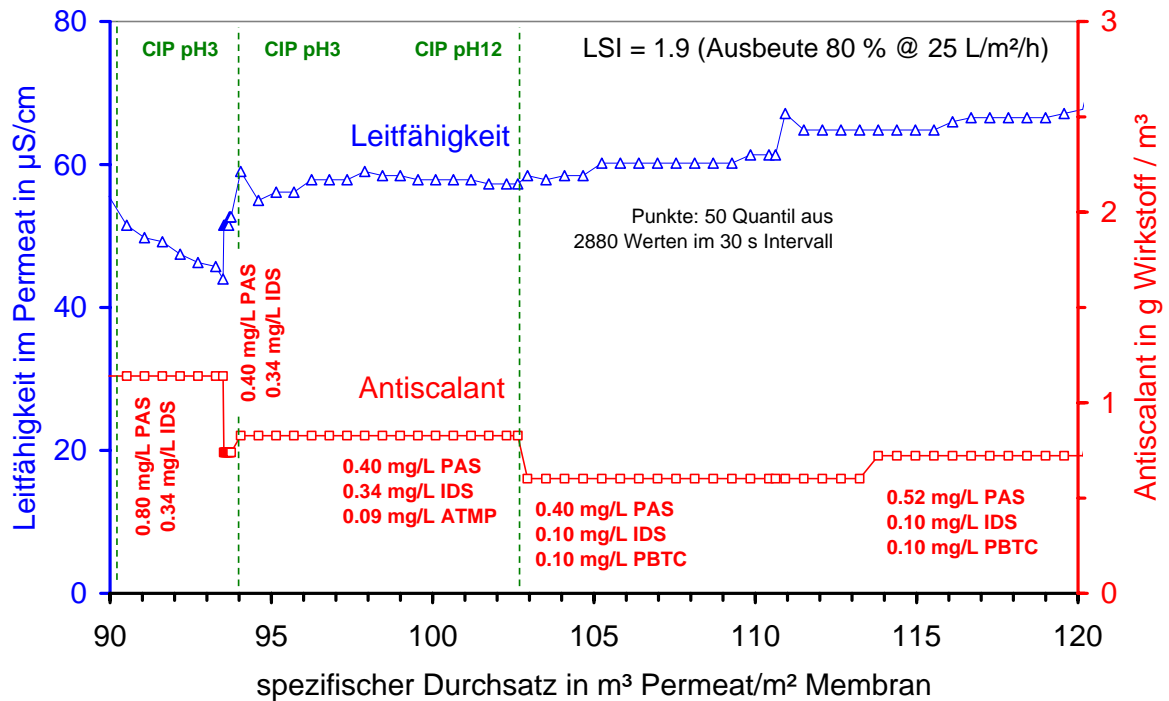


Bild 4.19: Permeatleitfähigkeit bei Wirkstoffkombinationen zur Vermeidung von Scaling (Standort 1)

4.4 Untersuchungen zur Belagsbildung

Bei zu geringer Antiscalantdosis resultiert Scaling auf den Membranen. Zur Bewertung des Ausmaßes von Scaling wurden während des Betriebes Konzentrationsprofile im Permeatsammelrohr des führenden und des letzten Elements aufgenommen. Anschließend wurde das Membranelement autopsiert. Diese Versuche erfolgten mit Wasser vom Versuchsstandort 1.

Aus dem Konzentrationsprofil ist ersichtlich, dass das letzte Element eine wesentlich höhere Leitfähigkeit im Vergleich zu dem führenden Element aufwies (Bild 4.20). Dies ist auf Scaling im letzten Element zurückzuführen. Zudem ist beim letzten Element ein Anstieg der Leitfähigkeit mit zunehmender Fließrichtung zu erkennen. Dieser Effekt ist mit dem prozessbedingten Anstieg der Höhe der Übersättigung und damit verstärktem Scaling mit zunehmender Fließrichtung zu erklären.

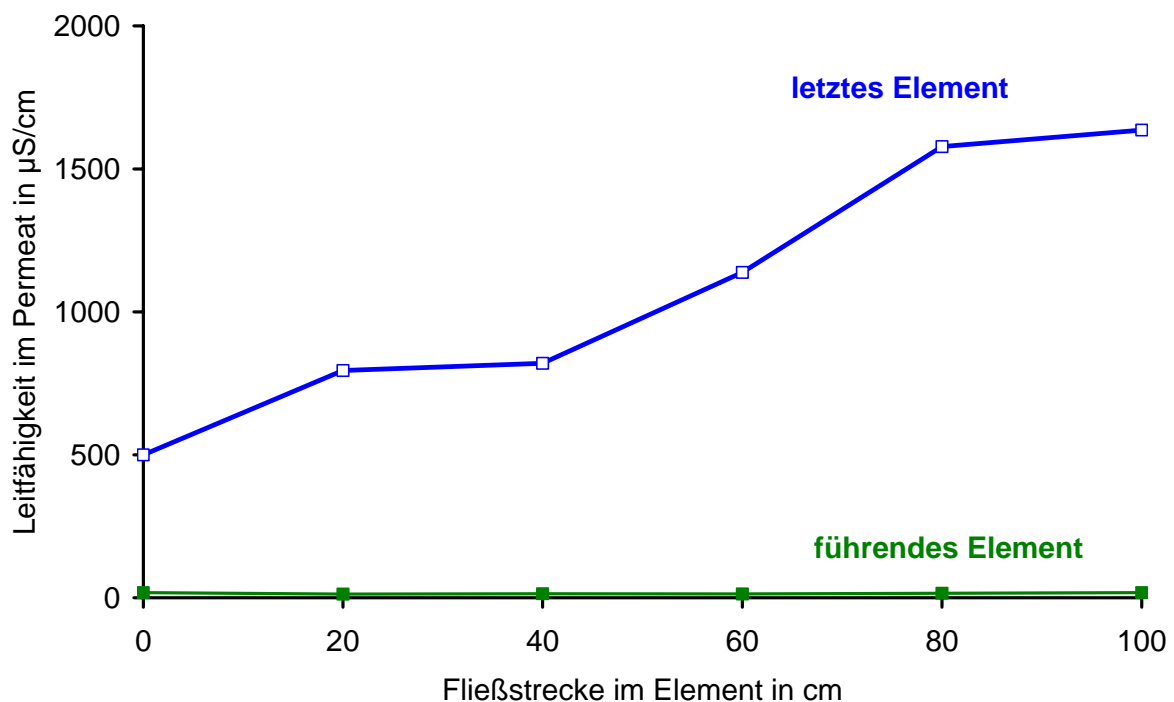


Bild 4.20: Konzentrationsprofile der Membranelemente
(Leitfähigkeit Feed 618 $\mu\text{S}/\text{cm}$)

Bei einer Autopsie des letzten Elementes war auch visuell in Fließrichtung eine Zunahme der Scalingschichten zu beobachten (Bild 4.21). Dies entspricht den Erwartungen aus dem Konzentrationsprofil. Weiterhin hatte es den Anschein, dass Scaling in den inneren Windungen stärker ausgeprägt war im Vergleich zu den äußeren Windungen.



Bild 4.21: Autopsie des letzten Membranelementes mit stark (links vorne = innere Windungen im Element) und gering (rechts hinten = äußere Windungen im Element) ausgeprägten Scalingschichten

Eine Analyse vom Permeat des letzten Elementes zeigte, dass bei dem im vorliegenden Fall aufgetretenen Scaling zweiwertige Ionen lediglich mit einem Wirkungsgrad von ca. 10 % im Vergleich zu > 99 % bei einer neuen Membran zurück gehalten wurden (Tab. 4.1). Damit wies in dem durch Scaling geschädigten Membranelement der Rückhalt von zweiwertigen Ionen etwa die gleiche Größe auf wie bei den einwertigen Ionen.

Tab. 4.1: Rückhalt von ein- und zweiwertigen Ionen durch das letzte Membranelement bei ausgeprägtem Scaling

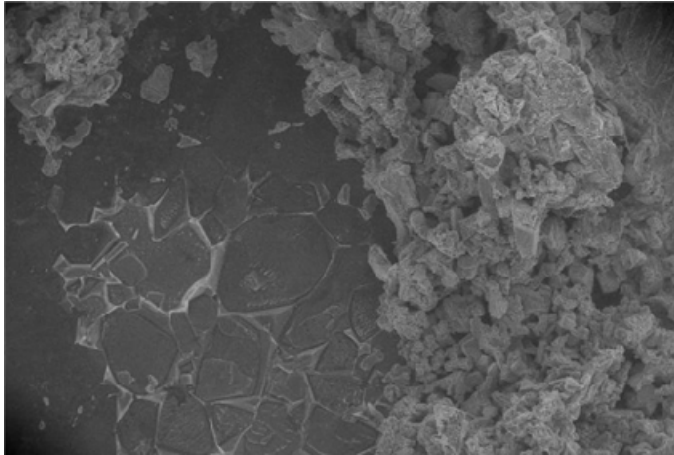
Messstelle		Feed	Permeat letztes Element	Rückhalt in %
Calcium	mg/L	111	102	8.1
Magnesium	mg/L	14.3	13.2	7.7
Sulfat	mg/L	34.4	29.5	14.2
Natrium	mg/L	13.3	12.9	3.0
Kalium	mg/L	1.2	1.2	0.0
Chlorid	mg/L	21	18.9	10.0
Nitrat	mg/L	22.6	20.8	8.0

Um die Zusammensetzung der Scalingschicht zu untersuchen, wurde der Belag auf der Membran des autopsierten letzten Elementes mechanisch entfernt und der Feststoff einem Säureaufschluss unterzogen. Aus den Werten von Tab. 4.2 geht hervor, dass im vorliegenden Fall mit Wasser von Versuchsstandort 1 Calcium mit 99,5 % den Hauptteil der Scalingschicht darstellte. Nach Berechnungen auf Basis einer Analyse vom Feed sowie unter Berücksichtigung der vorausgegangenen Betriebsbedingungen der Anlage lag die Sättigung im Konzentrat für BaSO_4 bei etwa 400 % und für SiO_2 bei 84 %. Der LSI-Wert als Maß für die Sättigung mit CaCO_3 betrug ca. 1,9. In dem vorliegenden Fall wäre demnach aus den Vorausberechnungen mit Analysendaten des Feed ein etwas höherer Gehalt an Ba und Si zu erwarten gewesen als er tatsächlich mittels Säureaufschluss bestimmt wurde.

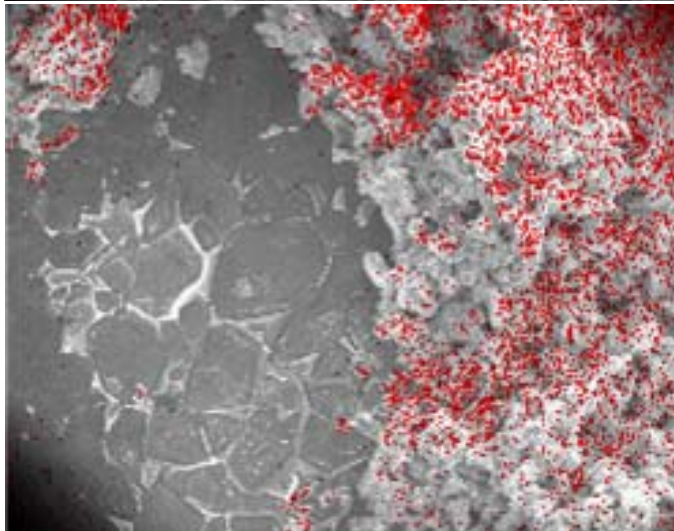
Tab.4.2: Zusammensetzung des Säureaufchlusses der Scalingschicht

	Anteil in Masse%
Ca	99.51
Mg	0.36
Fe	< 0.001
Mn	< 0.01
Al	< 0.005
Si	< 0.03
Ba	0.02
Sr	0.10

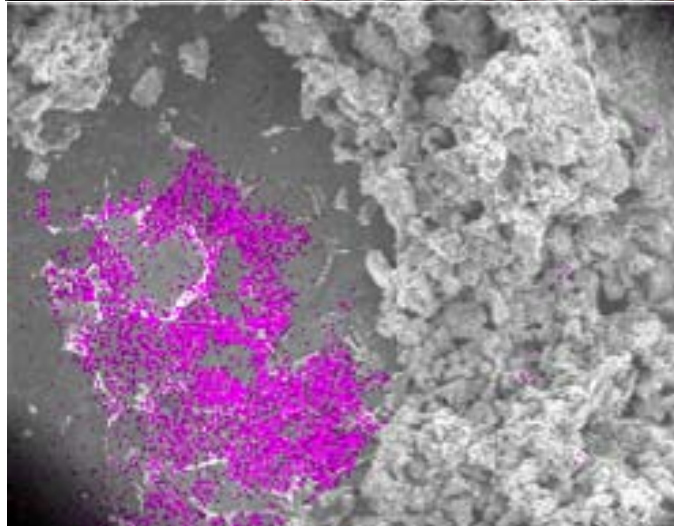
Die Analyse der Scalingschicht mittels der klassischen Elementanalyse wurde um das ESEM/EDX-Mapping erweitert. Dazu wurde von der autopsierten Membran eine Probe der Membranoberfläche mit Scalingschichten des letzten Elementes dem Institut für funktionelle Grenzflächen (IFG) vom Karlsruhe Institut of Technology (KIT) zur Durchführung eines ESEM/EDX-Mappings übergeben. Aus Bild 4.22 ist erkennbar, dass in der Scalingschicht Calcium und Silicium an unterschiedlichen Stellen und Formen an der Membranoberfläche auftreten. Die EDX-Spektren sind getrennt nach den Bereichen, die vorwiegend eine Ca- bzw. Si-Belegung aufweisen, in Bild 4.23 dargestellt. In beiden Bereichen spielten andere Elemente wie S oder O lediglich eine untergeordnete Rolle. Ba wurde nicht detektiert.



ESEM

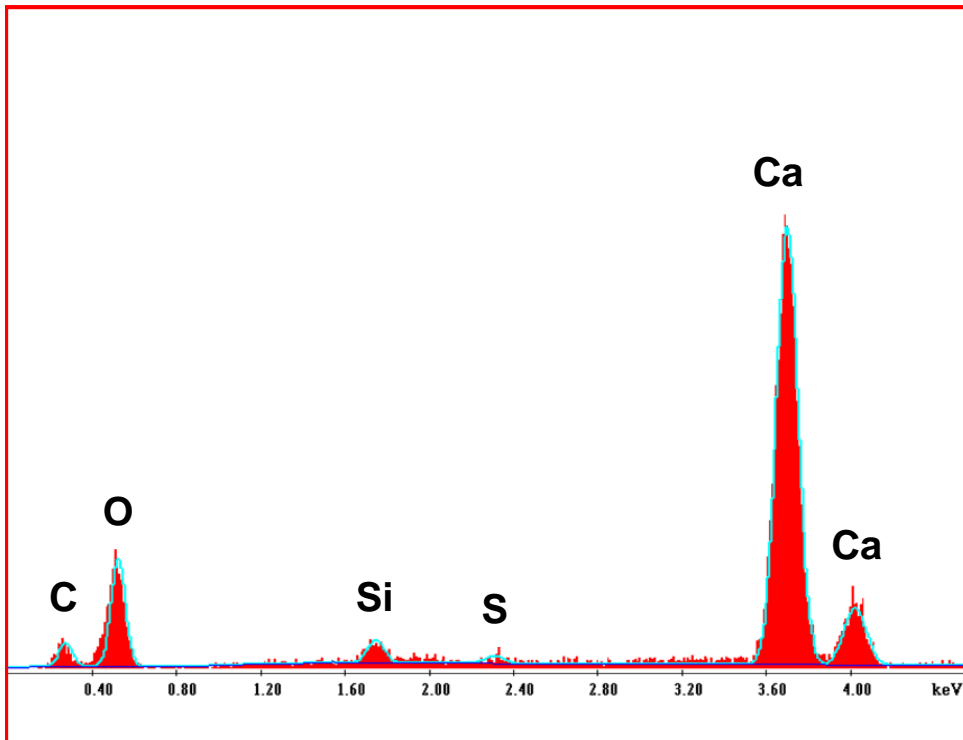


Ca-Mapping

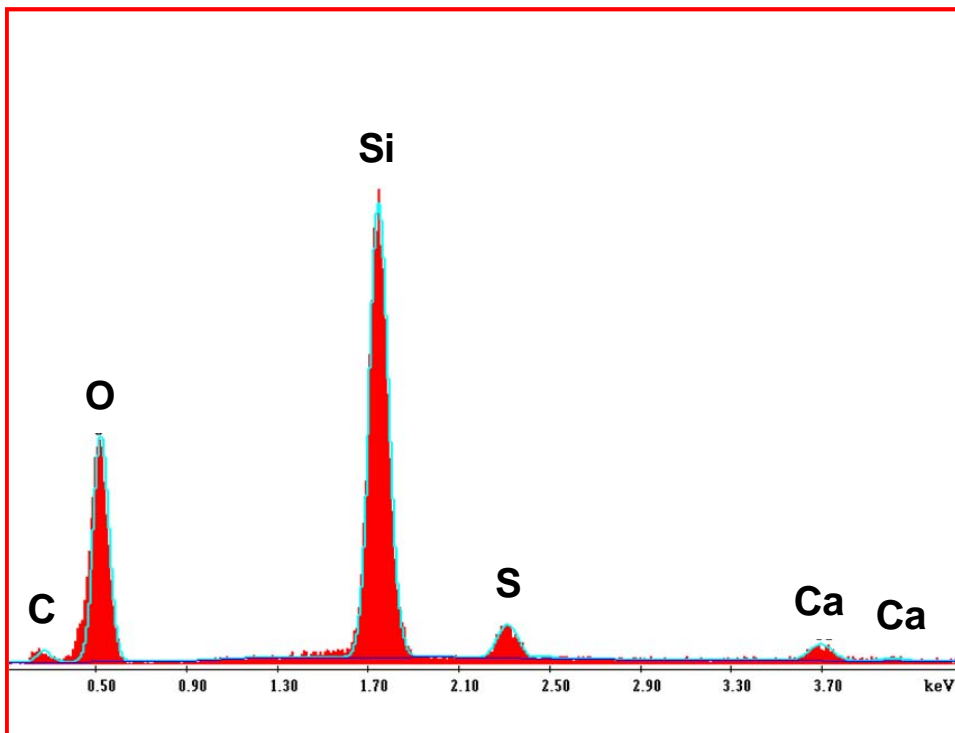


Si-Mapping

Bild 4.22: ESEM/EDX-Mapping von Scalingschichten auf dem letzten Membranelement (Durchführung: Dr. Birgit Hetzer, KIT/IFG)



Membranbereich, vorwiegend belegt mit Ca



Membranbereich vorwiegend belegt mit Si

Bild 4.23: EDX-Spektrum des mit Ca (oben) bzw. Si (unten) belegten Bereiches der Membran (Durchführung: Dr. Birgit Hetzer, KIT/IFG)

4.5 Mikrobiologische Beschaffenheit von Permeat bei Betrieb mit biologisch abbaubaren Zusatzstoffen

Bei Betrieb der LPRO-Anlage mit biologisch abbaubaren Zusatzstoffen ist nicht auszuschließen, dass unterstützt durch starkes Biofouling auf der Konzentratseite auch permeatseitig Beeinträchtigungen in der Qualität auftreten. Im Rahmen des vorliegenden Projektes wurden orientierende Messungen zur Höhe der koloniebildenden Einheiten während des Betriebes mit dem biologisch abbaubaren Scaleinhibitor PASP vorgenommen. Zum Zeitpunkt der Messungen wies die Versuchsanlage eine Betriebsdauer von 84 Tagen auf, in der kontinuierlich PASP bzw. IDS dosiert wurde.

PASP wurde aus versuchstechnischen Gründen aus einer Verdünnung der Stammlösung dosiert. Unter solchen Versuchsbedingungen wird oft beobachtet, dass es zu einer Aufkeimung der Dosierlösung kommt. Dieser Effekt ist ursächlich dafür, dass die Koloniezahl im Feed nach Dosierung von PASP hohe Werte aufwies (Tab. 4.3). Die Koloniezahlen im Permeat des letzten Elementes waren höher im Vergleich zu den korrespondierenden Werten des führenden Elementes. Im Permeat des letzten Elementes erreichten die Koloniezahlen Werte von 4 (36 °C) bzw. 90 (22 °C) KBE/mL. Zum Vergleich wird die TrinkwV angeführt. Diese nennt als Indikatorparameter 100 KBE/mL am Zapfhahn des Verbrauchers bzw. 20 KBE/mL nach Abschluss der Aufbereitung im desinfizierten Wasser. Somit wird unter den Versuchsbedingungen die nachteilige Beeinflussung des Permeates durch mikrobiologische Aktivität als praktisch gering eingestuft. Allerdings werden diesbezüglich weitere Untersuchungen empfohlen. Bei einem eventuellen Einsatz von biologisch abbaubaren Zusatzstoffen in der Wasseraufbereitung sollte die Koloniezahl als Indikatorparameter regelmäßig im Permeat bestimmt werden.

Tab.4.3: Koloniezahlen im Permeat nach einem Betrieb von 84 Tagen mit PASP und IDS (Versuchsstandort 1)

		Feed nach Scaleinhibitor	Permeat führendes Element	Permeat letztes Element	Konzentrat
Koloniezahl 36°C/48 h	1/mL	2.635	0	4	692
Koloniezahl 22°C/48 h	1/mL	27	58	90	309
Koloniezahl 22°C/7 d	1/mL	1.650	2.220	1.260	7.290

4.6 Wiederverkeimungsvermögen von Permeaten bei Betrieb mit biologisch abbaubaren Zusatzstoffen

Biologisch gut abbaubare Antiscalants bzw. Reinigungsmittel sind für den Betrieb der NF/LPRO-Anlagen aus ökologischer Sicht erwünscht. Allerdings ist sicherzustellen, dass diese Zusatzstoffe nicht in das Trinkwasser gelangen. Das Vorliegen biologisch abbaubarer Stoffe führt im Verteilungssystem zu unerwünschten Aufkeimungen.

Um festzustellen, ob die Permeate der Versuchsanlage bei Betrieb mit PASP und IDS zur Aufkeimung neigen, wurden Untersuchungen zum Wiederverkeimungspotential durchgeführt. Mit dieser Methode werden schon sehr geringe Mengen an biologisch verwertbaren Substanzen nachgewiesen. Die Messung basiert auf einer Erfassung des Bakterienwachstums mittels Trübungsmessung. Das Wiederverkeimungspotential durch biologisch abbaubare Substanzen im Wasser wurde nach der Methode von Werner (Hamsch et al., 1992) bestimmt.

Für die Untersuchungen wurden vom Rohwasser, nach der Dosierung von PASP und IDS (Feed) sowie von dem Permeat des führenden und des letzten Membranelementes Proben entnommen. Um gewisse Unterschiede in den einzelnen Proben erkennen zu können, wurden die Ordinatenwerte der Trübung in Bild 4.24 sehr stark gespreizt dargestellt. In dieser hoch aufgelösten Darstellung ist tendenziell zu erkennen, dass nach Dosierung der Zusatzstoffe bzw. in den Permeaten das Bakterienwachstum etwas erhöht ist. Hierbei neigt das Permeat des letzten Elementes etwas mehr zur Aufkeimung im Vergleich zum führenden Element, da bei letzterem prozessbedingt eine niedrigere Aufkonzentrierung vorliegt. Allerdings sind diese Unterschiede äußerst gering. Ein Vergleich mit der parallel mitgeführten Positivkontrolle (Bild 4.25) gestattet außerdem die Folgerung, dass in keiner der untersuchten Proben eine für die Praxis relevante Wiederverkeimung resultierte.

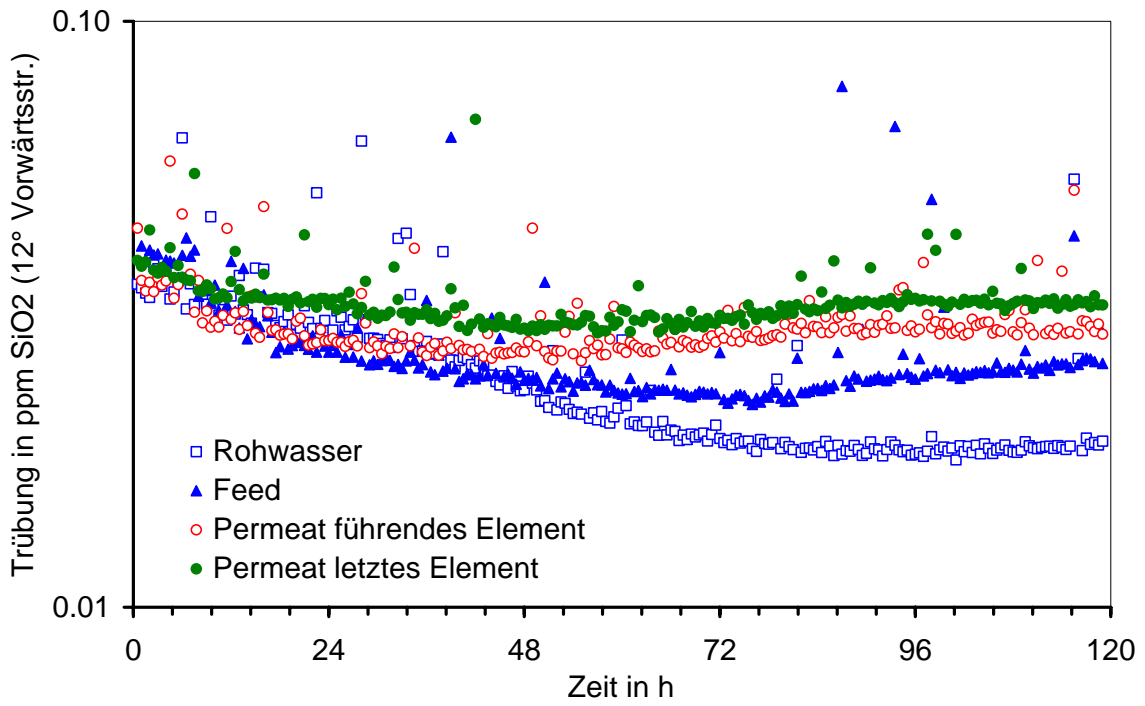


Bild 4.24: Wiederverkeimung von Permeat bei Betrieb mit PASP und IDS

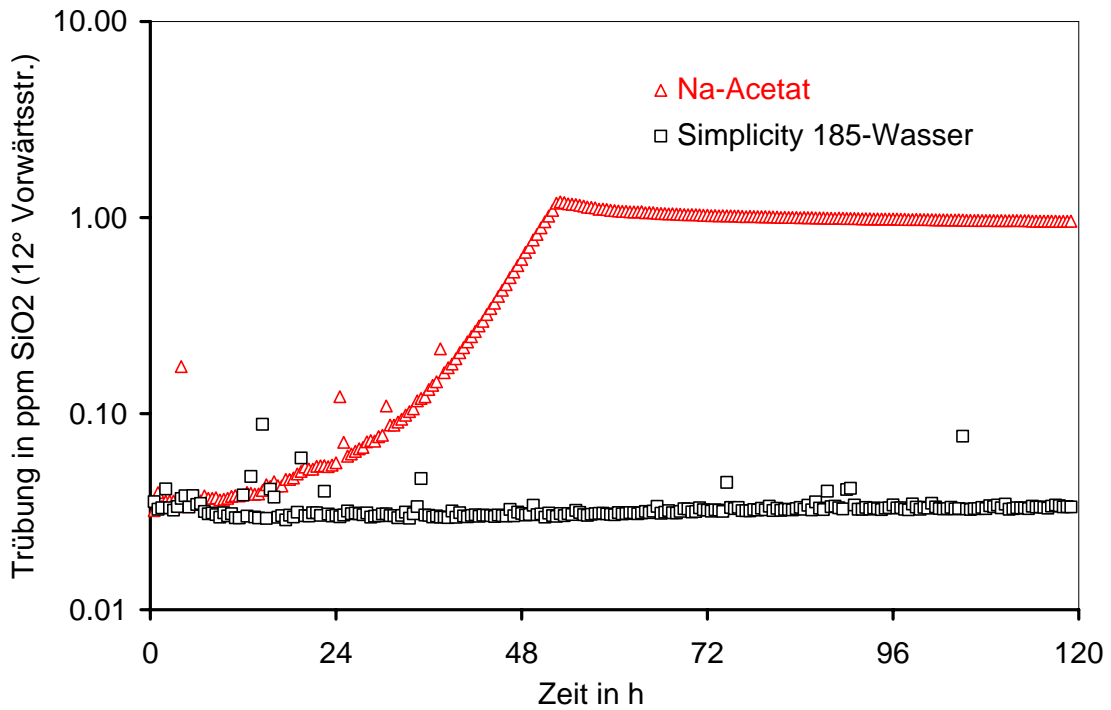


Bild 4.25: Positivkontrolle Wiederverkeimung

4.7 Aufbereitung von Konzentraten

4.7.1 Flockung

In einem weiteren Versuchsabschnitt wurden orientierende Untersuchungen zur Entfernung von Scaleinhibitoren aus Konzentrat der LPRO-Anlage mittels Fällung sowie Filtration durchgeführt.

Die Wirksamkeit einer Fällung von OPS aus Konzentrat wurde am Beispiel des Wirkstoffes ATMP untersucht. Dazu wurde die kleintechnische LPRO-Anlage mit unterschiedlichen Ausbeuten betrieben, so dass ATMP-Gehalte im Konzentrat zwischen 1,8 bis 2,8 mg/L resultierten. Die Konzentrate wurden anschließend in einer Laborflockungsapparatur mit Eisen(III)-Salzen behandelt. Erwartungsgemäß stieg die Eliminierung an ATMP mit zunehmender Zugabemenge an Fe(III)-Ionen an (Bild 4.26).

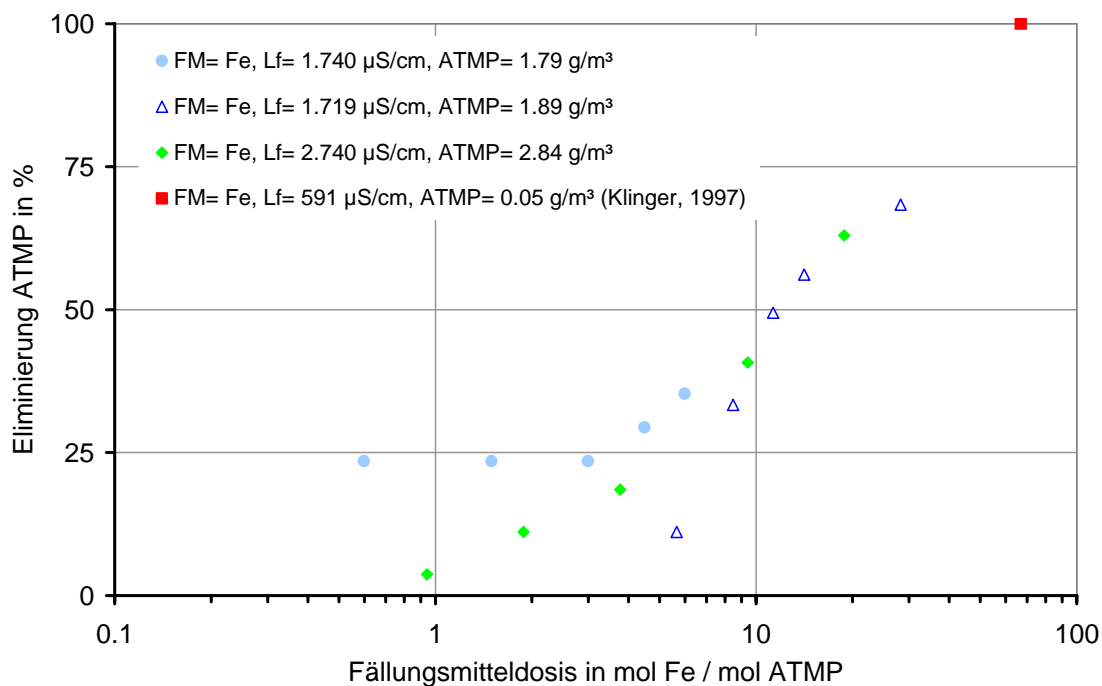


Bild 4.26: Entfernung von ATMP aus Konzentrat durch Zugabe von Fe(III)-Salzen

Der in den hier durchgeführten Versuchen ermittelte Eliminierungsgrad für ATMP gliedert sich in Resultate früherer Untersuchungen ein. Seinerzeit wurde der Rückhalt von ATMP in $\mu\text{g/L}$ -Bereich aus Trinkwasser mittels Flockung untersucht (Klinger, 1997). In Konzentraten liegen jedoch vergleichsweise hohe ATMP-Gehalte im mg/L -Bereich vor. Somit sind höhere Fällmitteldosen erforderlich, um eine merkliche Verminderung der ATMP-Konzentration aus Konzentraten zu erzielen. Um beispielsweise

se den ATMP-Gehalt um etwa 50 % aus in der Praxis üblichen Konzentraten zu vermindern, sind etwa 5 mg/L Fe^{3+} erforderlich.

Der Vorteil eines verminderten ATMP-Gehaltes im Konzentrat ist der im Prozess anfallenden und zu entsorgenden Schlammmenge gegenüber zu stellen.

4.7.2 Elektrodialyse

Die Elektrodialyseanlage wurde mit dem Konzentrat der LPRO-Anlage am Versuchstandort 1 betrieben. Zur Festlegung der optimalen Leistung des Membranplattenstapels wurde die Entsalzung in Bezug auf die Leitfähigkeit bei unterschiedlichen Betriebsspannungen bestimmt.

Aus Bild 4.27 ist ersichtlich, dass mit zunehmender Betriebsspannung die Leitfähigkeit im Diluat abnimmt. Ein Optimum im Salzurückhalt ergibt sich bei einer Betriebsspannung von ca. 20 V, da bei einer weiteren Erhöhung der Betriebsspannung nur noch eine unterproportionale Verminderung der Leitfähigkeit im Diluat resultiert. In Bild 4.28 wurde die relative Entsalzung in Abhängigkeit der spezifischen Leistung dargestellt, die auf die Diluatproduktion bezogen wurde. Die Entsalzung von Konzentrat der LPRO von ca. 25 % erfordert demnach einen Energiebedarf von ca. 0,2 kWh/m³. Dieser Wert ist spezifisch für die jeweils vorliegende Wasserbeschaffenheit und der eingesetzten Membran. Um höhere Entsalzungsleistungen zu erreichen, ist eine mehrstufige Auslegung der Elektrodialyse erforderlich.

Bei Beaufschlagung der ED-Anlage mit dem Konzentrat der LPRO-Anlage resultierte bei Ausbeuten zwischen 73 % und ca. 50 % ein erhöhter Druck im Diluat als Folge von Scaling an den ED-Membranen (Bild 4.29). Das Scaling trat auf, obwohl im Feed der ED (Konzentrat der LPRO) der Antiscalant der LPRO vorhanden war.

Durch Rücknahme der Ausbeute auf 40 % bis 50 % sowie durch zusätzliche geräte-technische Veränderungen gelang es, infolge des Rückgangs der Übersättigung mit Scalingbildnern den Druck im Diluat abzusenken und somit einen stabilen Betrieb zu erzielen.

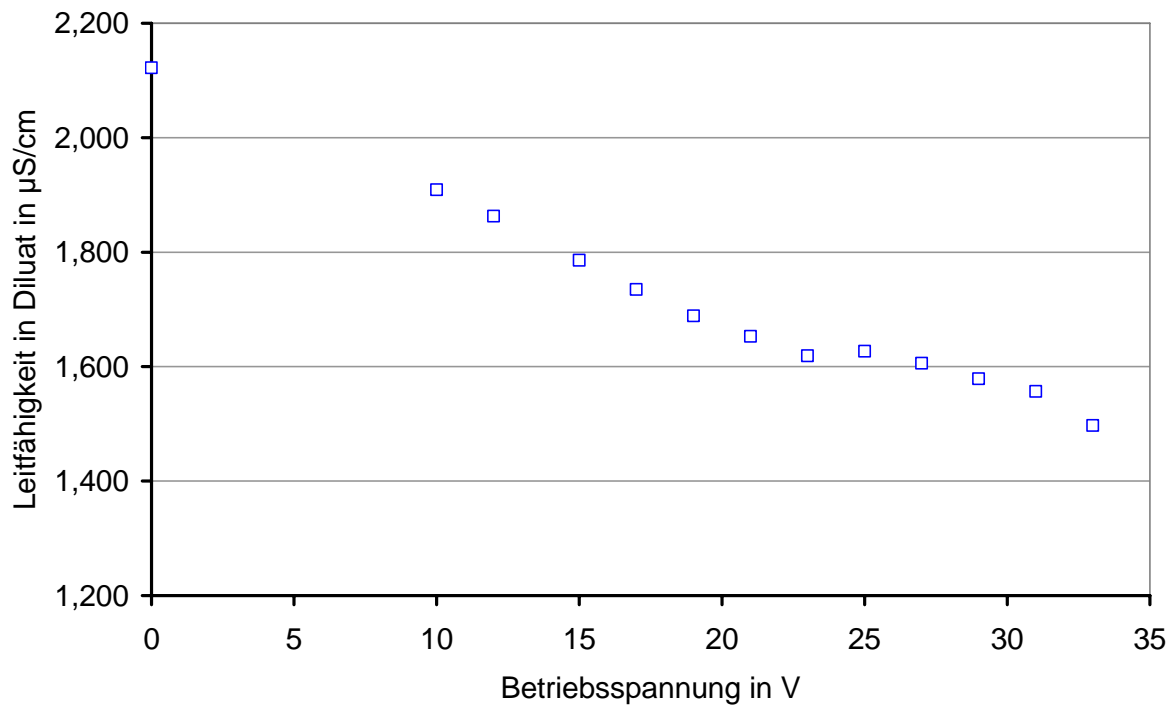


Bild 4.27: Leitfähigkeit im Diluat der Elektrodialyse als Funktion der Betriebsspannung

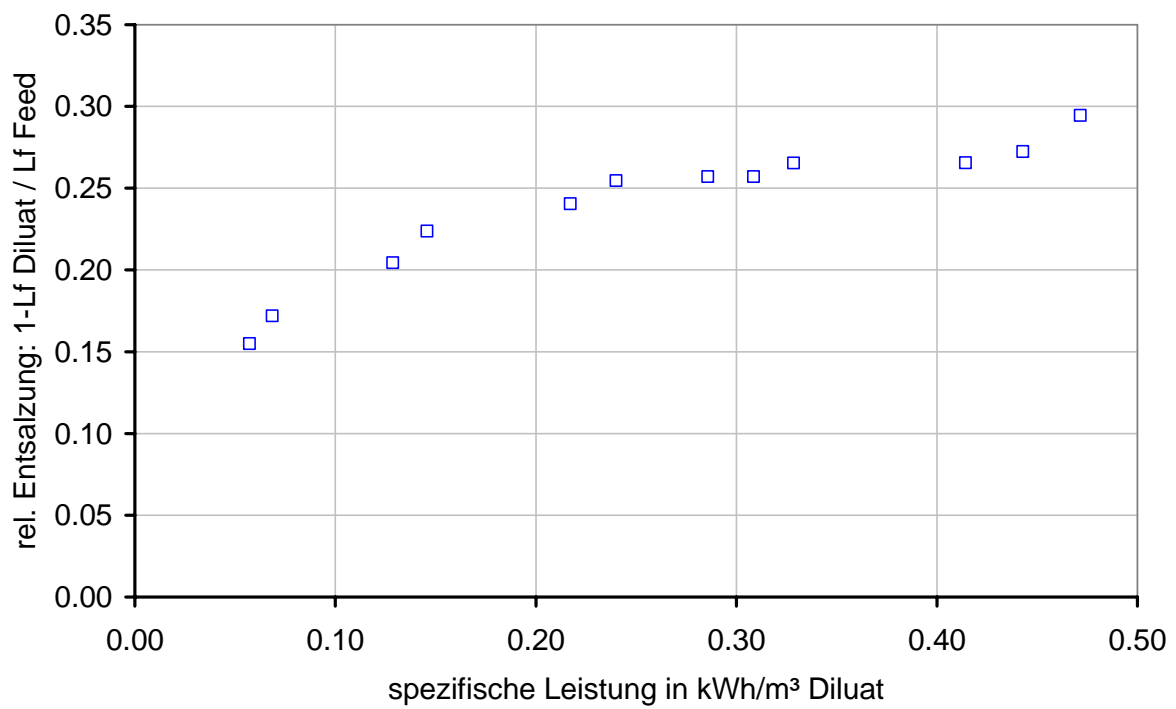


Bild 4.28: Entsalzung von Konzentrat der LPRO als Funktion der spezifischen Leistung

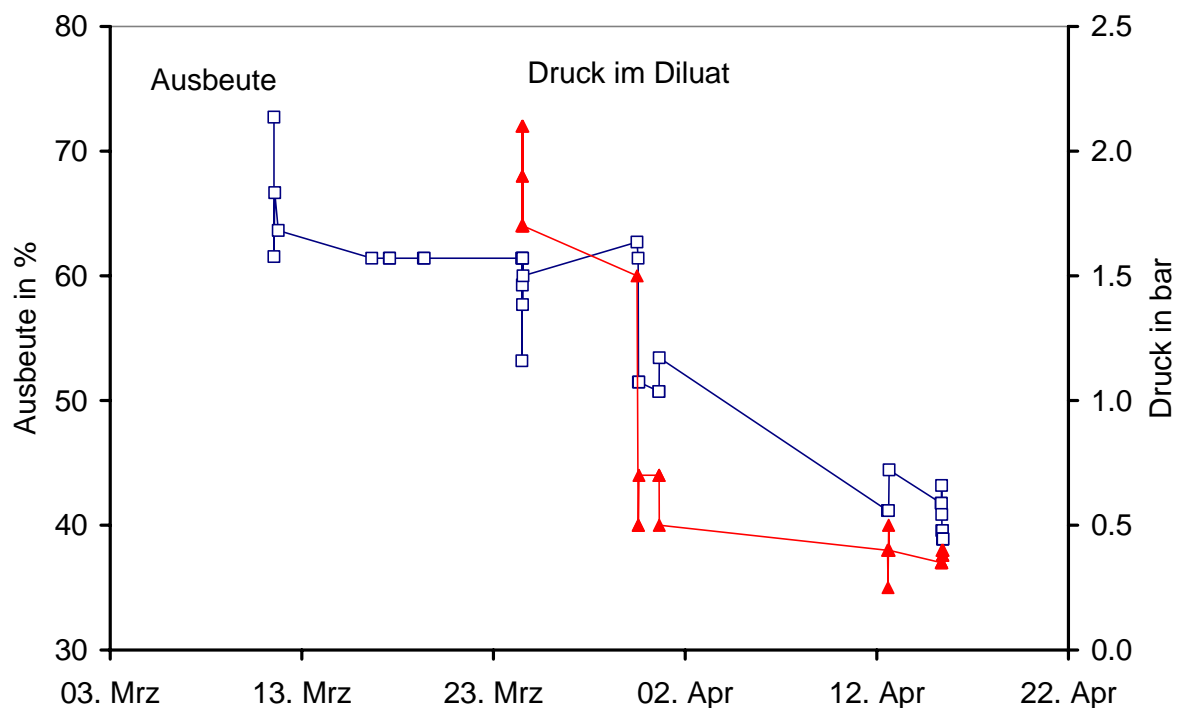


Bild 4.29: Ausbeute der einstufigen ED-Anlage und Druck im Diluat bei der Entsalzung von Konzentrat der LPRO

Eine Analyse der Scalingschicht auf den ED-Membranen zeigte eine ähnliche Zusammensetzung wie die Scalingschicht bei den LPRO-Membranen (Tab. 4.4). Dies war nicht unbedingt zu erwarten, da die Verfahrensprinzipien unterschiedlich sind. Vermutlich dominiert die im Vergleich zu den anderen Scalingbildnern viel höhere Konzentration an Calcium im Feed die Zusammensetzung von Scalingschichten.

Tab.4.4: Zusammensetzung des Säureaufschlusses der Scalingschicht von ED-Membranen

	Anteil in Masse%
Ba	0.02
Ca	95.13
Mg	1.32
Si	0.47
Sr	0.26
SO ₄ ²⁻	2.79
Summe	100

Durch Änderung der Ausbeute der LPRO-Anlage wurden Konzentrate mit unterschiedlicher Leitfähigkeit hergestellt, die als Feed für die ED-Anlage dienten. Darüber

hinaus wurde die ED-Anlage mit dem Feed der LPRO-Anlage beschickt, um auch ein Wasser mit einer vergleichsweise geringen Salzbelastung zu erhalten.

Wie aus Bild 4.30 hervorgeht, besteht näherungsweise eine lineare Abhängigkeit zwischen der Leitfähigkeit im Feed und der Leitfähigkeit im Diluat. Die relative Entsalzungsleistung sollte damit weitgehend unabhängig von der Beschaffenheit des Feeds sein.

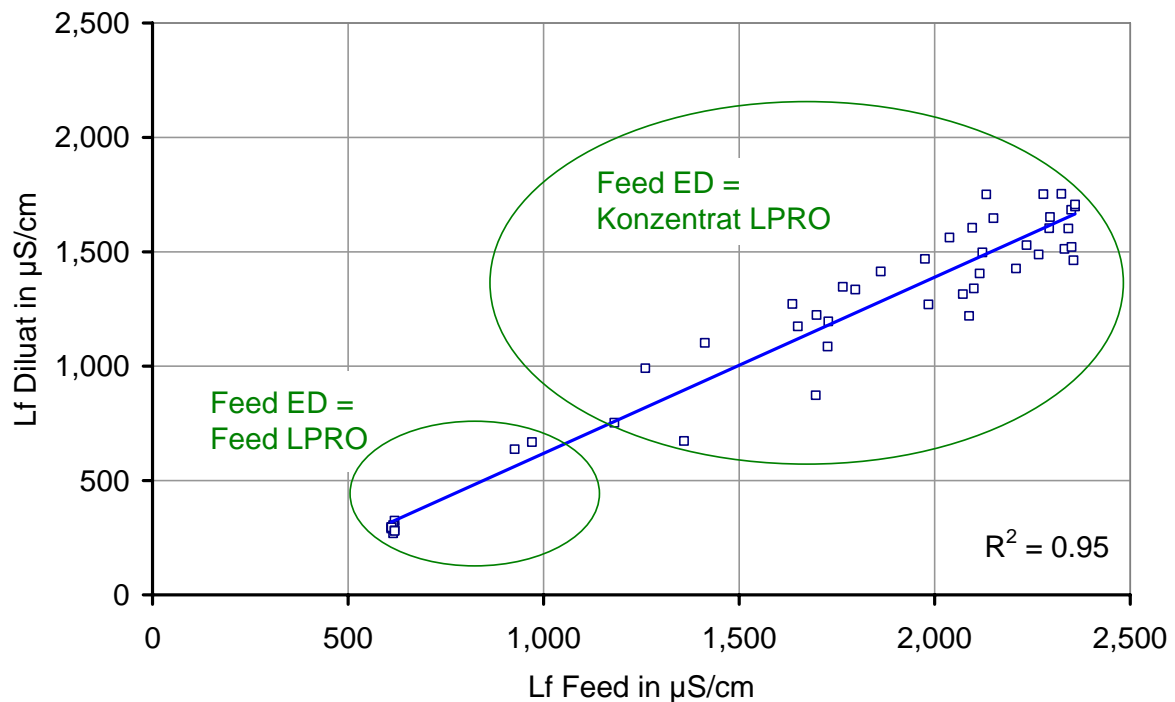


Bild 4.30: Korrelation zwischen den Leitfähigkeiten im Feed und Diluat bei der einstufigen ED-Pilotanlage

Analysen von Feed und Diluat der ED ergaben, dass gemäß Tab. 4.5 die einzelnen Ionen in unterschiedlichem Maße zurück gehalten werden. Einwertige Ionen wie Nitrat und Chlorid wurden mit den höchsten Wirkungsgraden zurück gehalten. Hierbei handelt es sich um die Ionen, die durch NF- bzw. LPRO-Membranen vergleichsweise schlecht zurück gehalten werden. Härtebildner zeigen durch eine Behandlung mittels ED etwa den gleichen relativen Rückgang wie er mittels Leitfähigkeit gemessen wurde. Organische Wasserinhaltsstoffe, die mittels TOC erfassbar sind, wurden mittels ED nicht zurück gehalten.

Tab. 4.5: Rückhalt von Wasserinhaltsstoffen mittels ED

		Feed ED	Diluat ED	Konzentrat ED	ED Rückhalt
		(Konzentrat LPRO)			%
Ausbeute	%			41	
K	mg/L	4.9	3.5	4.9	29
Na	mg/L	52.7	44	53.3	17
Mg	mg/L	68	53	70	23
Ca	mg/L	522	391	573	25
Sr	mg/L	1.32	1.13	1.68	14
Ba	mg/L	0.09	0.07	0.11	22
Basekapazität	mmol/L	1.49	1.44	1.14	3
Säurekapazität	mmol/L	26.6	21.1	27.6	21
HCO ₃	mg/L	1623	1287	1684	21
NO ₃	mg/L	92	55	106	40
Cl	mg/L	95	62	132	34
F	mg/L	0.69	0.56	0.69	19
SO ₄	mg/L	166	124	184	25
Si	mg/L	32	37	34	-16
SiO ₂	mg/L	67.4	78.1	71.9	-16
pH	-	7.6	7.5	7.73	
Temperatur	°C	13.6	13.6	13.6	
Leitfähigkeit 25°C	µS/cm	2,680	2,130	2,890	21
PO ₄	mg/L	1.2	1.4	1.9	-17
Gesamt-P	mg/L	0.39	0.46	0.62	-17
Härte	°dH	88.7	66.8	96.2	25
Härte	mmol/L	15.8	11.9	17.2	25
TOC	mg/L	2.0	2.1	2.2	-5
S [#]	-	1.77	1.48	1.95	16
Dc (CaCO ₃ -Abscheidek.) [#]	mg/L	711	488	690	31
S1 (DIN EN 12502) [#]		0.29	0.25	0.34	

[#] berechnet

Im Ergebnis der Untersuchungen wird gefolgert, dass eine Behandlung des Konzentratstromes mittels ED derzeit als weniger Ziel führend eingeschätzt wird. Dies ist im Wesentlichen auf den relativ hohen technischen Aufwand zurückzuführen, um eine deutliche Einengung des Konzentratstromes zu erreichen. Allerdings könnte sich die ED in Zukunft bei Enthärtung bzw. Entsalzung von bestimmten Rohwässern, in Zukunft als Alternative zur NF/LPRO etablieren. Dafür spricht einerseits ein voraussichtlich relativ günstiger Energiebedarf. Andererseits werden einwertige Ionen mit einem hohen Wirkungsgrad entfernt, was eine Verbesserung der korrosionschemischen Eigenschaften zur Folge haben sollte.

4.7.3 Biologische Filtration

Im Vorversuch war zunächst zu prüfen, inwieweit eine biologisch wirkende Filtration in der Lage ist, ein stark CaCO_3 -abscheidendes Konzentrat (z.B. 700 mg/L als CaCO_3) mittels Schnellfiltration zu behandeln. Nach den Untersuchungen an den Standorten 1 und 2 gelang ein Filtrationsbetrieb ohne Anstieg des Druckverlustes über die gesamte Dauer der Untersuchungen.

Bei Betrieb der LPRO-Versuchsanlage mit den biologisch abbaubaren Zusatzstoffen war zu untersuchen, inwieweit es gelingt, diese Zusatzstoffe im Biofilter bei praktisch noch vertretbaren Kontaktzeiten (20 min) abzubauen. Idealerweise erfolgt dadurch eine vollständige Sauerstoffzehrung, so dass die Voraussetzungen für eine Denitrifikation vorliegen.

Die kleintechnischen Versuche haben hingegen gezeigt, dass der biologische Abbau im Filter bei einer kaum vorliegenden Sauerstoffzehrung auch nach mehrmonatigem Betrieb relativ schwach ausgeprägt war. Die erwartete Eliminierung von organischen Substanzen sowie Nitrat erfüllte sich nicht (Tab. 4.6).

Tab. 4.6: Entfernung von Wasserinhaltsstoffen im Biofilter

Parameter	Zulauf Schnellfilter (=Konzentrat LPRO) in mg/L	Entfernung in %
NO_3^-	80,6 .. 90,7	0 .. 12
PO_4^{3-}	0,4 .. 1,4	13 .. 21
TOC	2,1 .. 2,5	10 .. 28

4.7.4 Denitrifikation

Bei der Ableitung von Konzentrat in Vorfluter spielen neben Phosphor stickstoffhaltige Verbindungen, insbesondere Ammonium, eine wesentliche Rolle beim Gewässerschutz. Allerdings werden in der Praxis auch die Gehalte von Nitrat im Konzentrat beobachtet. Liegt im Rohwasser Nitrat vor so wird dieses durch LPRO-Membranen weitgehend entfernt und liegt in höheren Gehalten im Konzentrat vor.

Für die Entfernung von Nitrat kommt im Wesentlichen der biologischen Denitrifikation eine bedeutende Rolle zu. Die im Rahmen dieses Vorhabens durchgeführten Schnellfilterversuche haben ergeben, dass unter diesen Bedingungen eine Denitrifi-

kation praktisch nicht stattfindet. Dies trifft selbst bei Verwendung von biologisch abbaubaren Antiscalants zu, die als Substrat für den Denitrifikationsprozess dienen können. Eine Denitrifikation im Konzentrat wird demnach erst nach Zugabe von einem leicht abbaubaren Substrat, wie beispielsweise Essigsäure, eine hinreichende Wirksamkeit entfalten wie dies auch experimentell nachgewiesen wurde (Reimer, 2007).

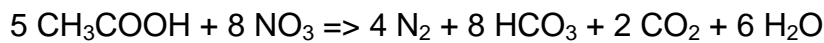
Welche Mengen dies in der Praxis bedeutet, wurde beispielhaft für ein Wasserwerk mit einer zweistraßigen LPRO-Anlage und einem Feedvolumenstrom von insgesamt 100 m³/h berechnet (Tab. 4.7).

Tab. 4.7: Abschätzung des Bedarfes an Essigsäure als Substrat für eine biologische Denitrifikation von Konzentrat für ein Wasserwerk mit einem Feedvolumenstrom von 100 m³/h

Volumenströme			
Feed pro Straße	m ³ /h	50	
Volumenstrom Konzentrat @ 80 % / Straße	m ³ /h	10	
Volumenstrom Konzentrat @ 80 % / total	m ³ /h	20	
Anlagenverfügbarkeit	h/d	23	
Nitratgehalte			
Nitrat in Feed	g NO ₃ /m ³	24	
Nitrat in Konzentrat @ 80% unbehandelt	g NO ₃ /m ³	120	
Ziel Nitrat in Konzentrat @ 80% behandelt	g NO ₃ /m ³	30	
erforderlicher Nitrat-Abbau	kg NO ₃ / d	41	
Bedarf an Essigsäure			
stöch. Bedarf Essigsäure Deni	g / g NO ₃	0.6	
Consumption-Ratio		1.3	
techn. Bedarf Essigsäure Deni	g / g NO ₃	0.78	
Bedarf Essigsäure Deni bei ZVM	kg ES/d		32.0
Schätzung O ₂ -Gehalt im Konzentrat	g O ₂ /m ³	10	
Schätzung O ₂ -Fracht im Konzentrat	kg O ₂ /d	4.6	
stöch. Bedarf Essigsäure O ₂ -Atmung	g / g O ₂	0.94	
techn. Bedarf Essigsäure O ₂ -Atmung	g / g O ₂	1.22	
Bedarf Essigsäure O ₂ -Atm. bei ZVM	kg ES/d		5.6
Bedarf Essigsäure gesamt	kg ES/d		37.6
Bedarf Essigsäure gesamt	t ES/a		13.7
Bedarf an Phosphor			
max. stöch. Bedarf Phosphor für Deni	g P / g NO ₃	0.0045	
max. P-Bedarf für Deni	g P/d	185	
Antiscalantdosis in Feed	g P/m ³	0.2	
Antiscalantdosis in Konzentrat @80 %	g P/m ³	1	
P-Fracht aus Antiscalant	g P/d	460	
P-Überschuss im Konzentrat nach Abzug Verbrauch durch Deni	g P/d		275

Es wurde weiterhin eine Ausbeute von 80 % und ein Antiscalantwirkstoff auf Basis von biologisch verwertbaren Polyphosphaten vorausgesetzt. Die Berechnung erfolgte in Anlehnung an die Konzentrationsverhältnisse am Versuchsstandort 1 für eine Nitratkonzentration im Feed von 24 g/m³. Die Zielkonzentration im behandelten Konzentrat wurde auf 30 g/m³ Nitrat festgesetzt. Unter diesen Bedingungen müssten jährlich knapp 14 t Essigsäure (100 %-ig) dem Konzentrat zugegeben werden.

Das denitrifizierte Konzentrat enthält Bioschlamm, der vor Ableitung in einen Vorfluter abzufiltrieren ist. Hierzu könnten Schnellfilter, aber auch Membranen eingesetzt werden. Allerdings bestehen erhebliche Zweifel an einer guten Filtrierbarkeit des denitrifizierten Konzentrates. Einerseits sollte die Wirksamkeit des Antiscalants infolge des Denitrifikationsprozesses nicht mehr bestehen. Andererseits werden bei der Denitrifikation pro mol CO₂ 4 mol Hydrogencarbonat gebildet:



Da ein aerober Betrieb der Filterstufe erforderlich ist, muss ein Austrag von CO₂ berücksichtigt werden. Dieser Effekt verstärkt das ohnehin schon hohe CaCO₃-Abscheidevermögen des Konzentrates. Damit muss wenigstens eine Säurespülung für die Filterstufe vorgesehen werden. Weiterhin liegt in dem vorliegenden Rechenbeispiel die für die Denitrifikation maximal benötigte Phosphormenge etwa 50 % unter der für eine Scaleinhibierung erforderlichen Dosis. Damit liegen im denitrifizierten Konzentrat biologisch verwertbare Restgehalte an Phosphor (Antiscalantwirkstoff: Natriumtripolyphosphat) vor.

Für die Denitrifikation sind mehrere Aufbereitungsstufen erforderlich (Tab. 4.8).

Tab. 4.8: Verfahrensstufen für eine Anlage zur Denitrifikation von Konzentrat

Stufe	Aufgabe	Hinweis
Nährstoffdosierung mit Vorratsbehälter	Organisches Substrat als Voraussetzung für Nitratabbau	z.B. Essigsäure
Denitrifikationsreaktor	Biologischer Nitratabbau auf Nitratgehalt des Rohwassers	Abstimmung Reaktor auf stark calcitabscheidendes Wasser
Aerobe Filtrationsstufe (z.B. Filtersand, Keramikmembran)	<ul style="list-style-type: none"> – Eintrag von Sauerstoff – Oxidation von Nitrit – Entfernung von Phosphor – Entfernung von Biomasse bzw. Überschussschlamm 	Abstimmung Filtrationsstufe auf stark calcitabscheidendes Wasser
Schlammstapelbehälter	Speicherung Überschussschlamm	für landwirtschaftliche Verwertung

In Hinblick auf die erzielbare Wasserbeschaffenheit, die erforderliche Zusatzstoffmenge sowie den technischen Aufwand erscheint eine Denitrifikation von Konzentraten weder aus ökologischer noch aus betriebswirtschaftlicher Sicht empfehlenswert.

4.8 Möglichkeiten und Einsatzgrenzen der Spülung mit Permeat

In Pilotversuchen wurde geprüft, ob durch eine Permeatspülung, ggf. unter Zusatz von Säure, das Auftreten von CaCO_3 -Scaling infolge einer Erhöhung der Ausbeute unterdrückt werden kann. Im Vorversuch wurde festgestellt, dass es bei der im Pilotversuch eingesetzten Pilotanlage praktisch unerheblich war, ob die Spülung mit Permeat im Gleich- oder im Gegenstrom erfolgte (Bild 4.31). Hierbei ist zu berücksichtigen, dass sich in der Pilotanlage lediglich ein Membranelement im Druckrohr befand.

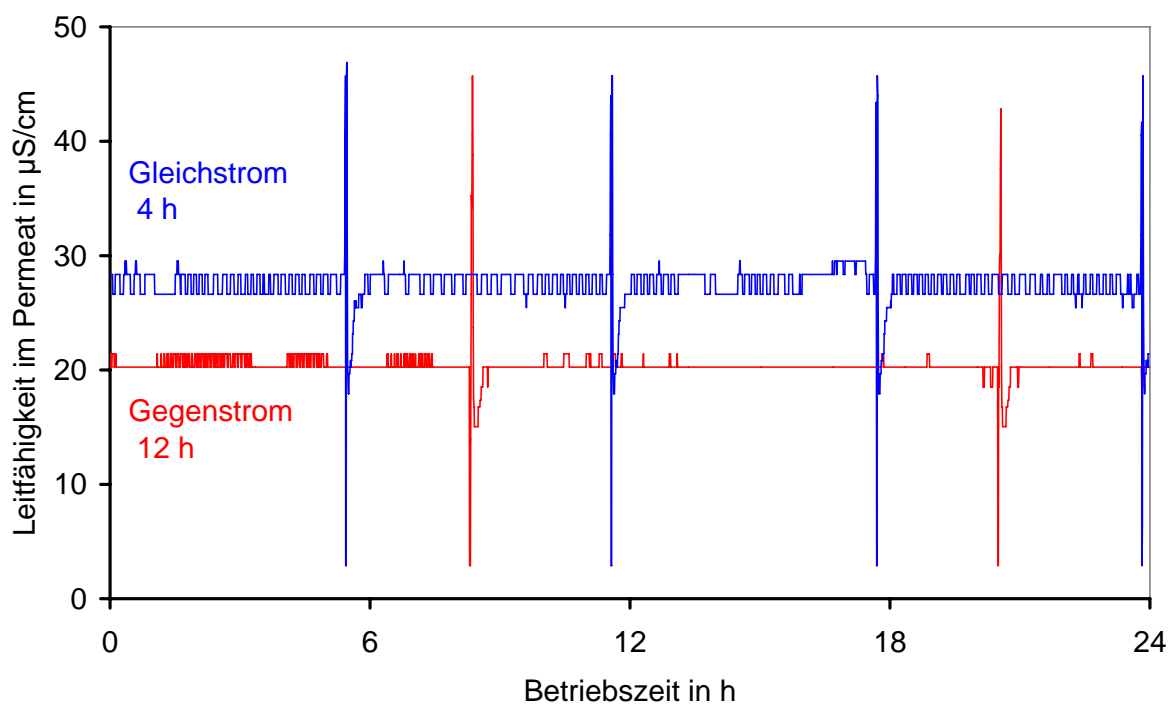


Bild 4.31: Leitfähigkeit im Permeat bei einer Spülung mit Permeat in verschiedenen Spülrichtungen

Wie aus Bild 4.32 hervorgeht, wurde mit einer Permeatspülung bei praxisrelevanten Spülintervallen (Stunden) und Dosierung einer konstanten OPS-Menge als Antiscalant Scaling infolge einer Erhöhung der Ausbeute nicht beherrscht. Hierbei war es unerheblich, ob dem Permeat Säure zugegen wurde oder nicht. Diese Aussagen stehen in Übereinklang mit vorhergehenden Untersuchungen, nach denen bei Zusatz eines biologisch abbaubaren Reinigers (CIP) durch Spülung Scaling ebenfalls nicht beherrscht wurde.

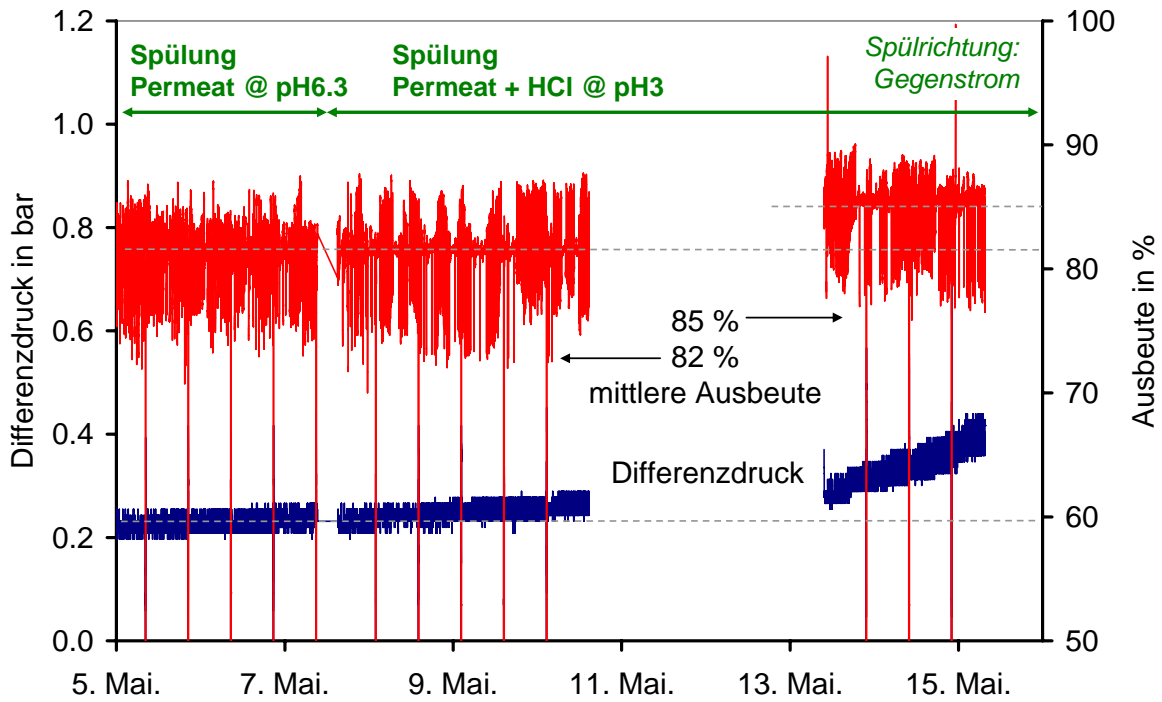


Bild 4.32: Differenzdruck der LPRO-Anlage (Flux = 25 L/m²/h) bei Anhebung der Ausbeute mit Permeatspülung (Versuchsstandort 1)

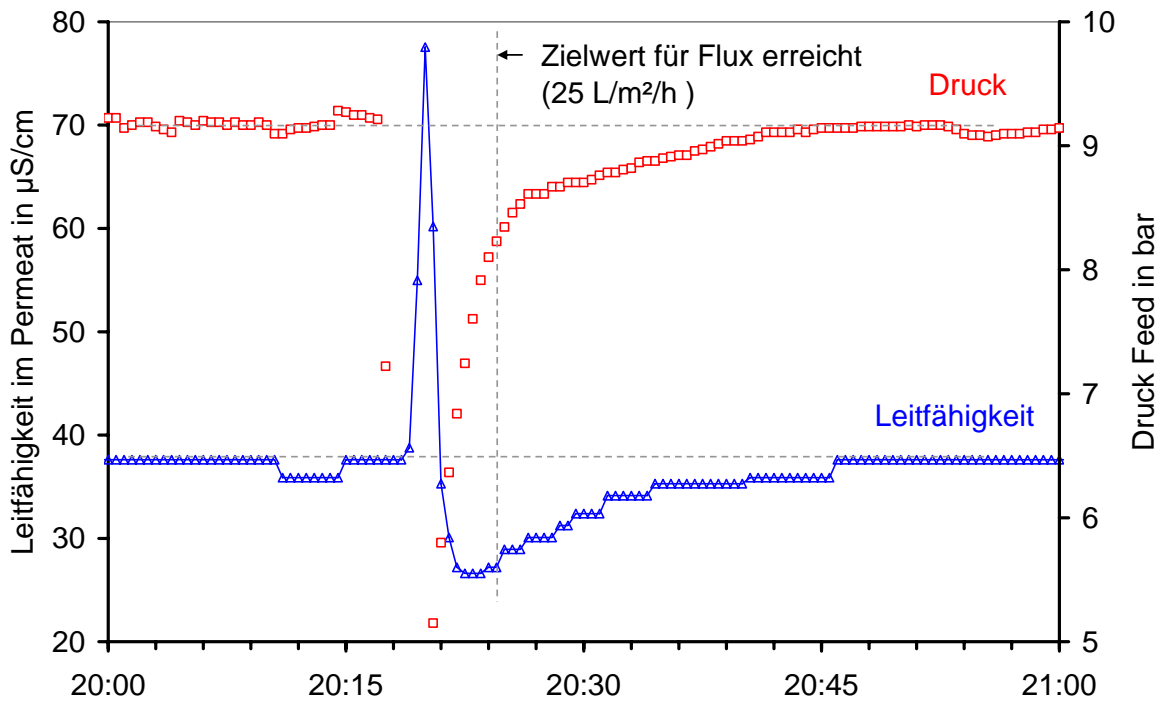


Bild 4.33: Betriebs- und Qualitätsparameter der LPRO-Anlage bei eine Permeatspülung (Versuchsstandort 1), zeitliche Auflösung 30 s

Eine zeitlich aufgelöste Darstellung im 30-Sekunden-Intervall zeigt Bild 4.33 für die Leitfähigkeit im Permeat sowie den Feeddruck vor und nach einer Spülung. Der Einfluss der Spülflüssigkeit auf die Messwerte sollte bei einem Leerrohrvolumen von 12 L pro Druckrohr (2 Druckrohre installiert) und einem Feedfluss von 7 L/min auf wenige Minuten beschränkt sein. Unter dieser Voraussetzung ist erkennbar, dass die Spülung einen messbaren Einfluss ausübt. Allerdings hält der Einfluss der Spülung nur für kurze Zeit an. Für eine effektive Kontrolle von Scaling könnten demnach Spülungen im Intervall von wenigen Minuten erforderlich sein. Solche kurzen Spülintervalle werden jedoch für die Praxis auf Grund des Rückgangs der Anlagenverfügbarkeit sowie einer Erhöhung des Eigenwasserverbrauches als weniger Ziel führend eingeschätzt. Auf entsprechende Versuche wurde daher verzichtet.

Zusammenfassend scheint die Spülung mit Permat lediglich dann effektiv für die Scalingkontrolle zu sein, wenn die Spülintervalle kleiner sind als die Induktionszeit für die Kristallisation der schwer löslichen Scalingbildner. Hierbei handelt es sich um Zeiträume von wenigen Minuten. Bei längeren Spülintervallen (Stunden) kann die Permeatspülung auch für die Kontrolle von Biofouling erfolgreich sein, worauf bereits in vorangegangenen Kapiteln eingegangen wurde.

4.9 Versuchsergebnisse am Standort 3

Das Feed von Versuchsstandort 3 zeichnete sich im Vergleich zu den im Vorhaben untersuchten Rohwässern durch die höchste CaCO_3 -Abscheidekapazität in Höhe von 25 mg/L aus. Somit ist das Risiko zum Auftreten von CaCO_3 -Scaling deutlich erhöht.

Um an der Versuchsanlage zunächst einen Referenzzustand einzustellen, wurde analog dem Vorgehen an den anderen Standorten zunächst eine Ausbeute von 80 % und OPS als Antiscalant eingesetzt. Unter diesen Versuchsbedingungen resultierte ein Abfall des MTC-Wertes (Bild 4.34), der gut reproduzierbar war.

Um einen konstanten Betrieb zu erhalten, wurde die Ausbeute von 80 % auf 70 % vermindert. Hierdurch gelang es, den Abfall des MTC-Wertes während der Betriebszeit zu vermindern, jedoch nicht, ihn aufzuhalten. Eine Erhöhung der Ausbeute von 70 % auf 74 % beschleunigte wieder den Rückgang des MTC-Wertes über die Laufzeit. Durch Dosierung von Salzsäure in den Feed wurde der pH-Wert auf den pH-Wert der Calcitsättigung eingestellt. Daraus resultierte ein konstanter Verlauf des MTC-Wertes, selbst als die Ausbeute von 74 % auf 80 % angehoben wurde.

Ein Abfall des MTC-Wertes kann durch Scaling und Fouling bedingt sein. Scaling erscheint bei der vorliegenden Zusammensetzung des Feeds bei einer Ausbeute von 80 % ohne Säuredosierung hingegen möglich. Für Scaling bei einer Ausbeute von 80 % spricht auch, dass durch die Dosierung von Säure wieder ein stabiler Betrieb erreicht wurde.

Bei einer Ausbeute von 70 % erscheint hingegen Scaling als unwahrscheinlich. Zur Ursachensuche wurde daher der zeitliche Verlauf der Differenzdrücke des führenden und des letzten Membranelementes ausgewertet. Am letzten Element ist eine weitgehende Konstanz, beim führenden Element hingegen ein Anstieg zu verzeichnen (Bild 4.35). Daraufhin durchgeführte Messungen ergaben, dass zeitweise erhöhte Eisengehalte in den Feed der Versuchsanlage gelangt sein mussten. Dies wird als maßgebende Ursache für den instabilen Betrieb angesehen. Auf Grund der teilweise undefinierten Feedzusammensetzung wurden die Versuche an Standort 3 nicht weiter geführt.

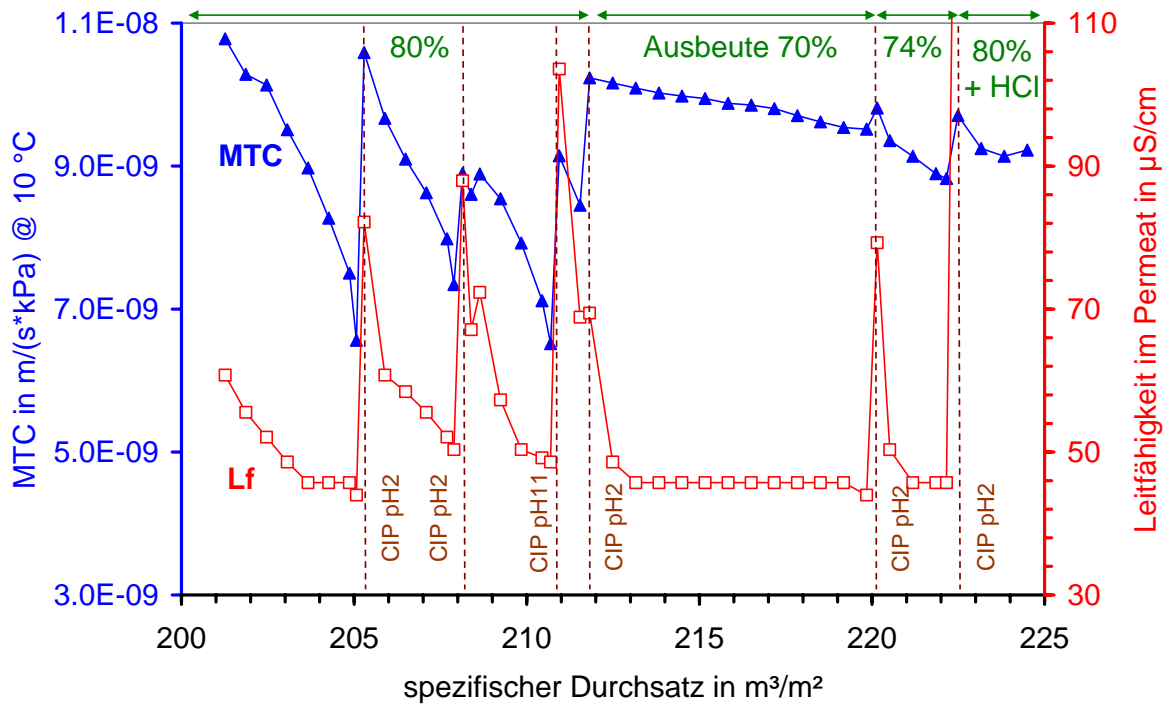


Bild 4.34: Leitfähigkeit im Permeat und MTC-Wert (Standort 3)

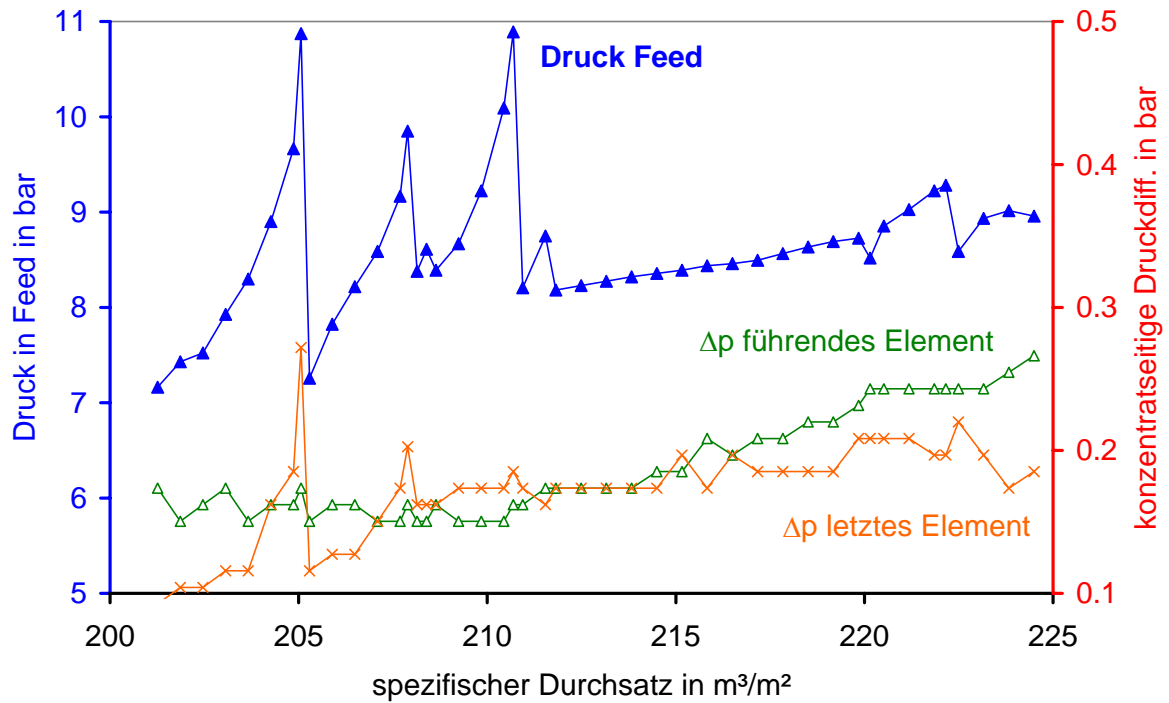


Bild 4.35: Druck im Feed sowie Differenzdrücke der Membranelemente (Standort 3)

5 Folgerungen für Wasserversorgungsunternehmen

Maßnahmen, um die Nachhaltigkeit des Betriebs von NF/LPRO-Anlagen zu verbessern, gestalten sich vielschichtig und hängen, wie bei jedem anderen Aufbereitungsverfahren auch, von den jeweiligen örtlichen Bedingungen ab.

Menge und Zusammensetzung des Konzentrats wird in erster Linie durch die Beschaffenheit des Rohwassers bestimmt. Rohwasser mit geringerem Gehalt an Scalingbildnern erlauben grundsätzlich einen Betrieb der NF/LPRO-Anlage mit höherer Ausbeute im Vergleich zum Vorliegen höherer Konzentrationen an scalingrelevanten Verbindungen im Rohwasser. Die alleinige Angabe über die Ausbeute ist somit wenig aussagekräftig. Maßgebend ist vielmehr die Höhe der Übersättigung mit Scaling verursachenden Substanzen im Konzentrat (Müller et al., 2010). Die Anhebung der Ausbeute bewirkt im Konzentrat höhere Gehalte an Ionen bzw. an Antiscalants. Hierdurch können ggf. die Möglichkeiten der Ableitung des Konzentrates eingeschränkt werden.

Schwankungen in der Rohwasserbeschaffenheit finden sich mit zunehmender Ausbeute mit exponentieller Amplitude im Konzentrat wieder. Dies kann unerwartete Auswirkungen auf den Anlagenbetrieb haben, sofern dadurch im Konzentrat die Konzentration an Scaling verursachenden Stoffen das Löslichkeitsprodukt überschreitet oder der Wirkungsbereich des Antiscalants verlassen wird. Beispielsweise bewirkt ein Anstieg der SiO_2 -Konzentration im Feed von lediglich 4 mg/L eine Erhöhung der SiO_2 -Konzentration im Konzentrat von 20 mg/L bei 80 % Ausbeute bzw. 40 mg/L bei 90 % Ausbeute, was das Scalingverhalten ändern kann (Bild 5.1). Bei der Festlegung der maximalen Ausbeute sind damit Schwankungen der Rohwasserbeschaffenheit genau zu untersuchen. Die Fracht der über das Konzentrat abgeleiteten Wasserinhaltsstoffe ist demgegenüber unabhängig von der Ausbeute.

Eine Erhöhung der Ausbeute kann dann sinnvoll sein, wenn der Aufwand für die Fassung bzw. Voraufbereitung des Rohwassers besonders hoch ist oder Gebühren in Hinblick auf die Menge des abzuleitenden Konzentrates zu entrichten sind. Beispiele über das Einsparpotential, das in diesen Fällen durch eine Anhebung der Ausbeute erzielt wird stellen die Bilder 5.2 und 5.3 dar. Der im Konzentrat enthaltene Aufwand wurde als spezifische Kosten auf die produzierte Permeatmenge umgelegt. Bei Teilstromanlagen vermindern sich die in den Bildern angegebenen spezifischen Kosten bezogen auf die produzierte Trinkwassermenge im Verhältnis des jeweils eingestellten Mischungsverhältnisses zwischen Permeat und unbehandeltem Teilstrom.

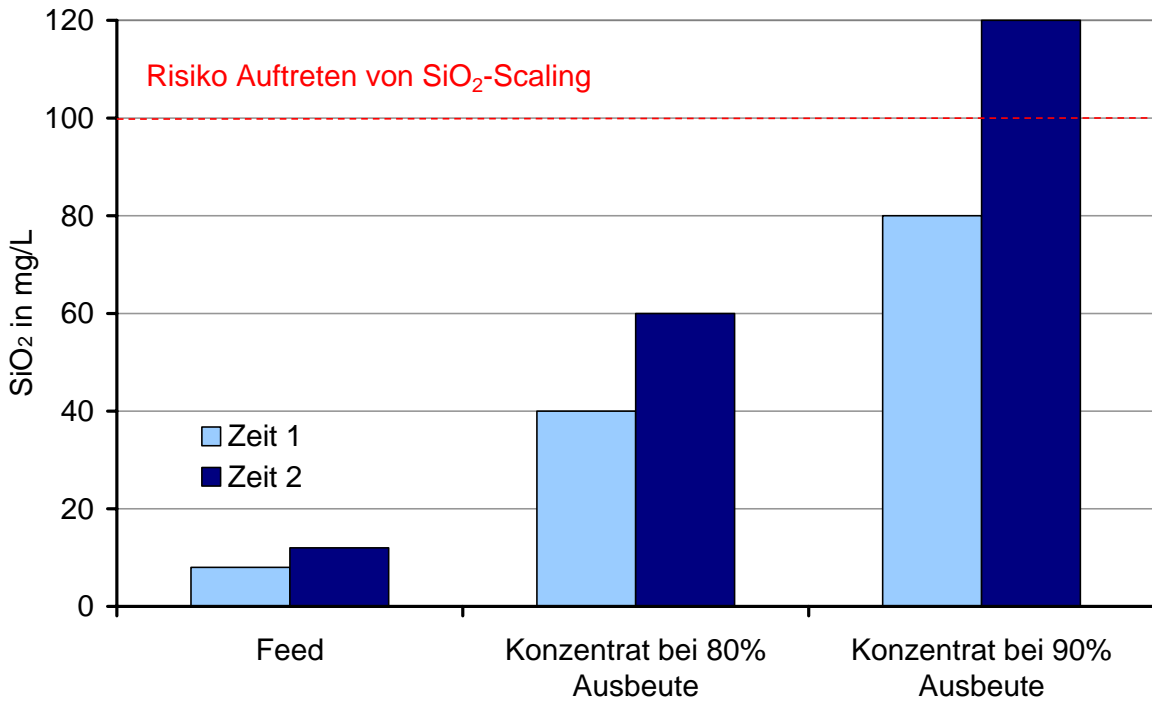


Bild 5.1: Beispiel für die Fortpflanzung einer Konzentrationsschwankung vom Feed auf das Konzentrat

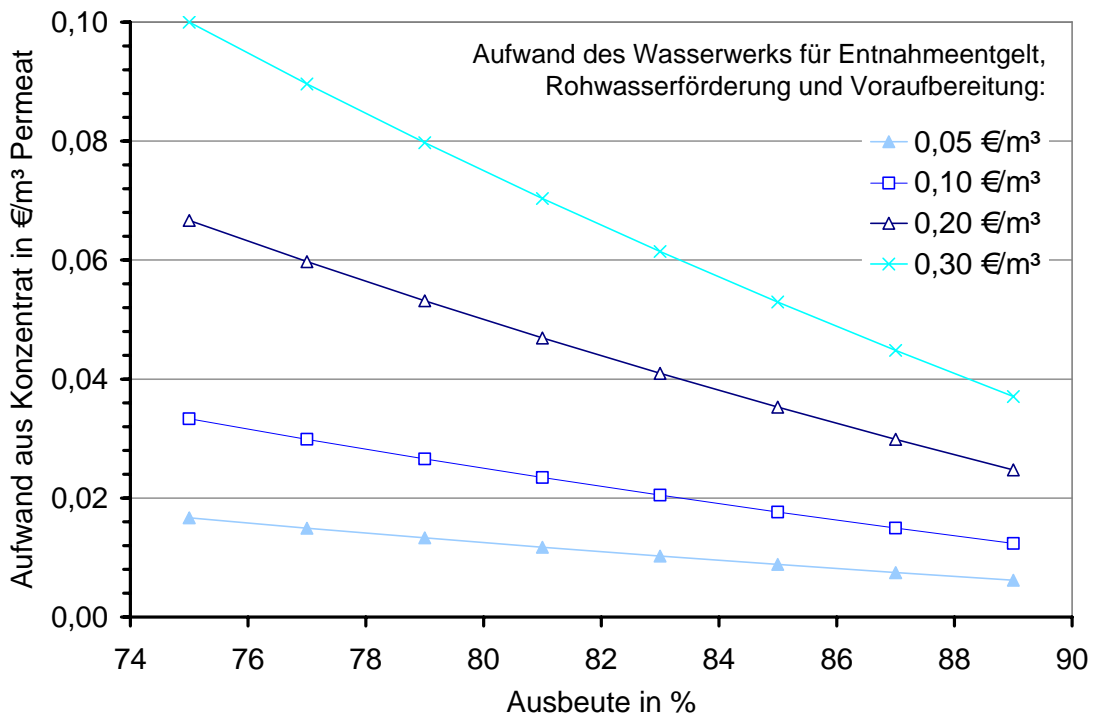


Bild 5.2: Umlage des Aufwandes für Entnahmeentgelt, Rohwasserförderung und Voraufbereitung für das Konzentrat auf die produzierte Permeatmenge

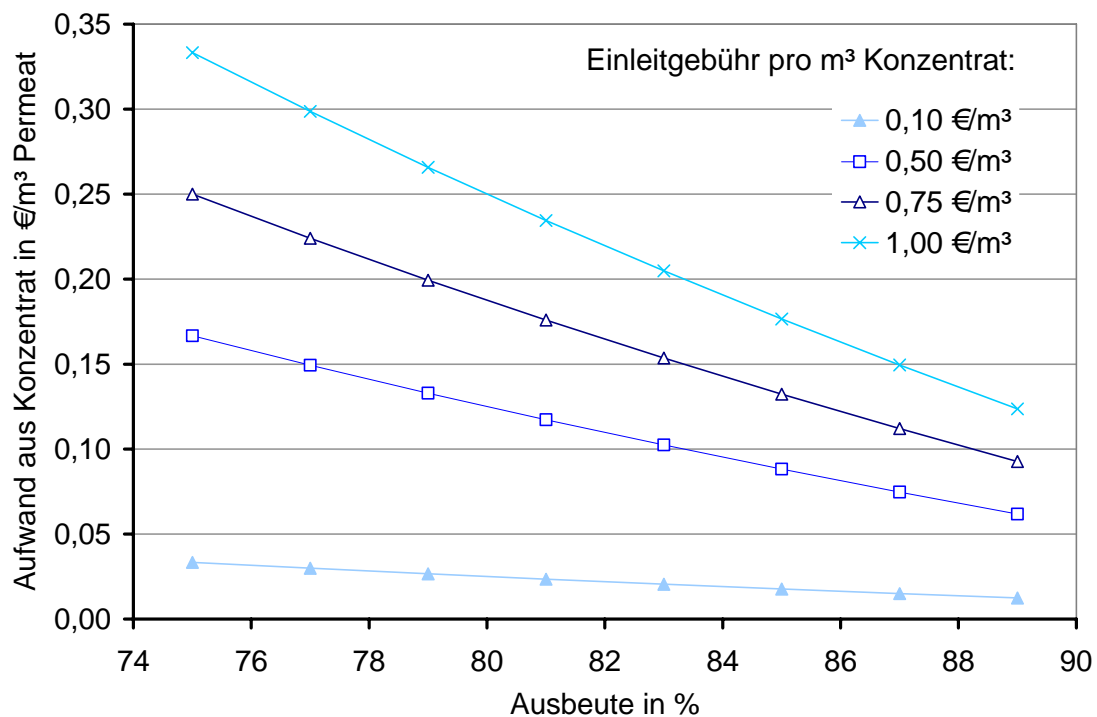


Bild 5.3: Umlage des Aufwandes für die Ableitung des Konzentrates auf die produzierte Permeatmenge

In der Praxis werden bisher Konzentrate von NF/LPRO-Anlagen auf Grund des Fehlens von alternativen rechtlichen Regelungen als Abwässer eingestuft auch wenn eine wissenschaftliche Bewertung dieser Praxis bisher aussteht. Aufbauend auf der Einstufung von Konzentrat als Abwasser findet beim Einleiten von Konzentraten in Gewässer die Abwasserverordnung bzw. in jüngster Zeit zunehmend das Abwasserabgabengesetz Anwendung. Hierbei besteht Konsens, dass die Stoffmengen aus dem Rohwasser unberücksichtigt bleiben. Für die Abwasserabgabe ist somit lediglich die Phosphormenge aus der Antiscalantdosierung relevant. Aus Bild 5.4 ist erkennbar, dass die Abwasserabgabe umgelegt auf die produzierte Permeatmenge zwar deutlich unter einem Cent pro m³ Permeat liegt, dennoch auch aus betriebswirtschaftlicher Sicht Anreize für den Einsatz alternativer Antiscalants bietet.

Auch aus qualitativer Sicht stellt der Einsatz von geeigneten Antiscalants eine effektive Methode dar, die Konzentratbeschaffenheit zu verbessern.

Die klassischen anorganischen Polyphosphate spielen als Antiscalant in der öffentlichen Wasserversorgung fast keine Rolle mehr. Antiscalants auf Basis organischer Phosphonsäure (OPS) sind auch mit einem an Phosphor armen Wirkstoff verfügbar, der für den Einsatz in der Wasseraufbereitung gemäß § 11 Trinkwasserverordnung zugelassen ist.

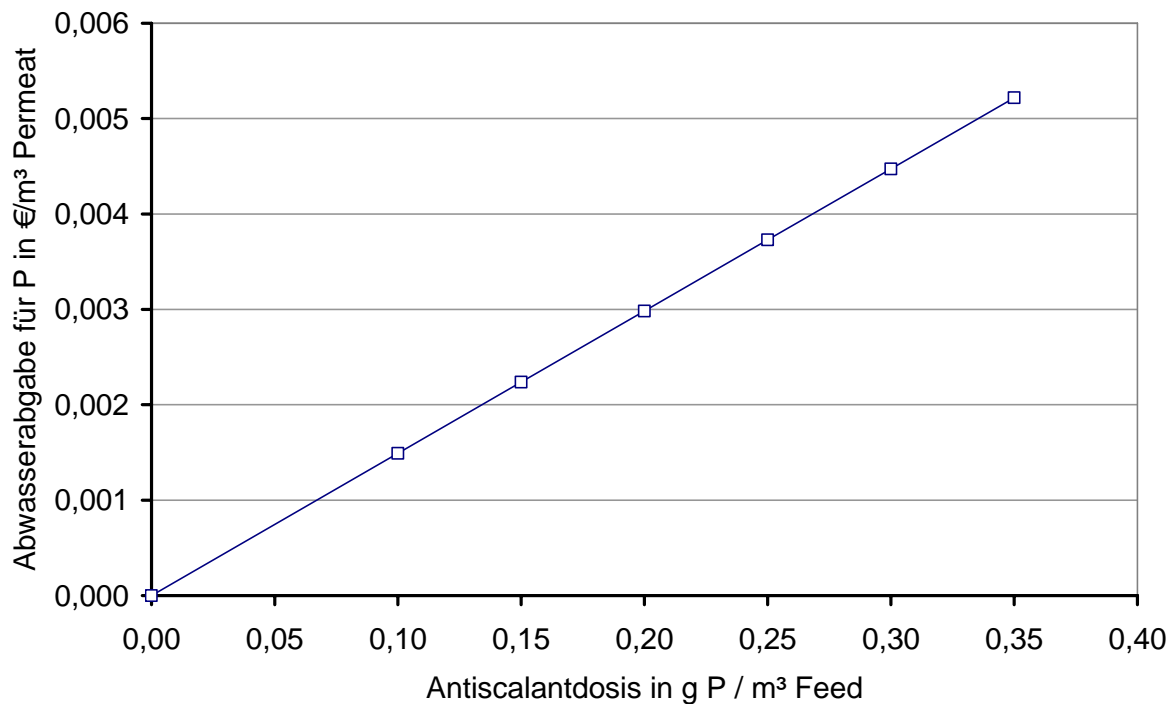


Bild 5.4: Umlage der Abwasserabgabe für das Konzentrat auf die produzierte Permeatmenge in Abhängigkeit von der Antiscalantdosis bei einer Ausbeute von 80 %

Prinzipiell kann eine Verminderung des Phosphorgehaltes im Konzentrat auch durch den Einsatz eines Produktes auf Polyacrylsäure (PAS) erreicht werden. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass PAS ebenso wie OPS biologisch schlecht abbaubar ist. Technische Produkte auf PAS-Basis können Acrylamid in Spuren enthalten, das über das Konzentrat in die Umwelt gelangt. Acrylamid ist im Trinkwasser mit einem Grenzwert von 100 ng/L belegt. Laboruntersuchungen im Rahmen des Vorhabens zeigten für PAS im Vergleich zu OPS eine etwas schlechtere Inhibierung von CaCO_3 -Scaling aber eine etwas bessere Inhibierung von CaSO_4 -Scaling. PAS verfügt über eine befristete Zulassung für den Einsatz in der Wasseraufbereitung gemäß § 11 Trinkwasserverordnung.

Vor Umstellung des Antiscalantproduktes ist eine Abstimmung mit dem Anlagenbauer bzw. dem Membranhersteller erforderlich, um ggf. bestehende Garantiezusagen nicht zu gefährden.

Durch Einsatz der biologisch abbaubaren Polyasparaginsäure (PASP) als Antiscalant verbleiben keine anthropogenen Substanzen in der Umwelt. Im Pilotversuch inhibierte PASP Scaling erfolgreich, wobei jedoch eine etwa zwei- bis dreifach höhere Wirkstoffdosis im Vergleich zu OPS erforderlich war. Zeitweise trat mit PASP an den Membranen Biofouling auf, das jedoch durch regelmäßige Spülungen mit Permeat

begrenzt werden konnte. PASP kann derzeit nicht in der öffentlichen Wasserversorgung eingesetzt werden, da keine Zulassung gemäß § 11 Trinkwasserverordnung vorliegt. Bei Einsatz von PASP sollte die Anlagentechnik über Routinen zur Begrenzung des Biofoulings, wie beispielsweise Spültechniken, verfügen.

Die Entfernung von Scalingbildnern (z.B. Ca^{2+} , Ba^{2+} , Sr^{2+} , F^- , SiO_2) beispielsweise mittels Entkarbonisierung als Vorbehandlungsmaßnahme für den NF/LPRO-Prozess erlaubt eine Erhöhung der Ausbeute. Die Entfernung der Scalingbildner kann entweder aus dem Rohwasser oder intermediär im NF/LPRO-Prozess, beispielsweise nach der 1. Stufe, erfolgen. Hierfür kommt beispielsweise eine Entkarbonisierung in Frage. In Deutschland sind bisher keine Fälle bekannt, bei denen sich eine entsprechende Vorbehandlung für einen NF/LPRO-Prozess als zielführend erweisen könnte. Die Entfernung von Scalingbildnern im NF/LPRO-Prozess gestaltet den Aufbereitungsprozess erheblich aufwändiger und erscheint daher nur für den Ausnahmefall als eine Lösungsoption.

Sogenannte offene NF-Membranen, die einwertige Ionen (z.B. Nitrat) weitgehend ungehindert passieren lassen, Härtebildner hingegen mit einem merklichen Wirkungsgrad zurückhalten, weisen zwar niedrigere Gehalte an Wasserinhaltsstoffen im Konzentrat durch Verlagerung der Stofffracht (z.B. Nitrat) in das Trinkwasser auf. Allerdings ist die Konzentratmenge erhöht. Das mit offenen Membranen produzierte Trinkwasser kann ungünstigere korrosionschemische Eigenschaften aufweisen im Vergleich zur Behandlung mit dichten NF- bzw. LPRO-Membranen.

Eine periodische Spülung des NF/LPRO-Prozesses mit Permat scheint lediglich dann effektiv für die Scalingkontrolle zu sein, wenn die Spülintervalle kleiner sind als die Induktionszeit für die Kristallisation der schwer löslichen Scalingbildner. Hierbei handelt es sich um Zeiträume von wenigen Minuten. Bei längeren Spülintervallen (Stunden) kann die Permeatspülung auch für die Kontrolle von Biofouling erfolgreich sein, und möglicherweise auch helfen, die Intervalle für eine chemische Reinigung (CIP) zu verlängern.

Sofern die Behandlung von Konzentrat erwogen wird, steht meist die Entfernung von phosphorhaltigen Verbindungen im Mittelpunkt des Interesses. OPS können mittels Flockung entfernt werden. Allerdings sind für hinreichende Wirkungsgrade hohe Dosen an Flockungsmittel erforderlich (z.B. 5 mg Fe^{3+} /L für 50 % Eliminierung), wodurch erhebliche Schlammengen für die Entsorgung anfallen.

Zudem ist zu berücksichtigen, dass die Entfernung des Antiscalants aus dem Konzentrat dessen Abtransport erschwert. Bei Konzentraten handelt es sich um Wässer mit einer hohen Abscheidkapazität für CaCO_3 , die beispielsweise bei 700-800 mg/L liegen kann. Ohne Antiscalant ist ein Verblocken der Konzentratleitung infolge des Ausfallens von CaCO_3 zu erwarten. Eine Filtration von Konzentrat unmittelbar nach

Verlassen der NF/LPRO-Anlage mit einer Leerbettkontaktzeit von 20 min zeigte im Pilotversuch jedoch praktisch keinen Ausfall von CaCO_3 .

Nitrat kann dem Gewässer als Nährstoff dienen, so dass dessen Eintrag in ein Gewässer gering gehalten werden sollte. Nitrat liegt in Konzentraten vor und ist Folge der Aufkonzentrierung des im Rohwasser bereits vorliegenden Nitrates. Eine Entfernung von Nitrat kann beispielsweise mittels Denitrifikation erfolgen. Für eine Denitrifikation ist die Zugabe von Substrat erforderlich.

Tab. 5.1: Auswirkung von verschiedenen technischen Maßnahmen auf die Konzentratbeschaffenheit bzw. auf die Höhe der Ausbeute

	Maßnahme	Vorteil	Nachteil
Vor- behandlung	- Vorbehandlung zur Entfernung von Scalingbildnern z.B. mittels Entkarbonisierung und nachgeschalteter Partikelentfernung	- Deutlich höhere Ausbeute möglich - Verminderung des Risikos von Scaling - Geringere Fracht an Scalingbildnern im Konzentrat	- Technisch aufwändig durch Bau und Betrieb zusätzlicher Aufbereitungsstufen - Zusätzlicher Anfall von Feststoffrückständen - Geringere Konzentrationsgradienten im Vergleich zur intermediären Behandlung
	- Zugabe Kohlendioxid	- Prozessneutrale Massenbilanz für gelöste Wasserinhaltsstoffe - Vermeidung des Einsatzes anthropogener Wasserinhaltsstoffe	- Ausschließlich gegen CaCO_3 -Scaling wirksam - Keine oder geringe Wirkung auf andere Scalingbildner (z.B. BaSO_4 , SiO_2)
	- Minimierung Antiscalantdosis	- Niedrigere Antiscalantgehalte im Konzentrat	- Höheres Risiko von Scaling in Anlage und Konzentratleitung - Ggf. eingeschränkte Garantieleistungen für Membranen
	- Einsatz phosphorarmer Phosphonsäuren	- Hohe Wirksamkeit gegen CaCO_3 -Scaling	- Bisher nicht etabliert - Geringe Wirkung auf SiO_2 -Scaling
	- Ersatz von Phosphonsäure durch Polyacrylsäure	- Keine Erhöhung des Phosphorgehaltes im Konzentrat	- Biol. schlecht abbaubar - Ggf. höhere Dosen erforderlich im Vergleich zu Phosphonsäuren - Technische Produkte können Spuren von Acrylamid enthalten
	- Einsatz biologisch abbaubarer Antiscalants	- Zusatzstoffe verbleiben nicht in der Umwelt - Verbesserung der Akzeptanz des gesamten Verfahrens	- Erhöhtes Risiko von Biofouling - Derzeit keine Zulassung für Trinkwasseraufbereit.

	Maßnahme	Vorteil	Nachteil
Intermediäre Behandlung	- Entfernung von Scaling- bildnern z.B. mittels Ent- karbonisierung und nachgeschalteter Parti- kelentfernung	- Höhere Ausbeute bei niedrigerem Risiko von Scaling - Hoher Wirkungsgrad durch hohe Konzentrati- onsgradienten	- Zusätzliche Aufberei- tungsstufe mit Anfall von Rückständen
	- Erhöhung der Ausbeute	- Weniger Konzentratanfall	- Aufwendigere Betriebs- führung infolge erhöhten Risikos von Scaling - Höhere Stoffkonzentri- onen im Konzentrat kön- nen Ableitung erschwe- ren - Exponentielle Wirkung von Konzentrations- schwankungen im Feed
	- Einsatz offener Nano- filtrationsmembranen	- Niedrigere Übersättigung im Konzentrat - Niedrigere Stofffracht im Konzentrat (z.B. NO ₃ ⁻)	- Anstieg der Konzentrat- menge infolge Voll- strombehandlung - Höhere Salzpassage in das Permeat
Nach- behandlung	- Flockung	- Entfernung von P- haltigen Substanzen aus Rohwasser und Antiscal- lant bzw. Nährstoffen - Relativ hoher Wirkungs- grad durch hohe Kon- zentrationen	- Zusätzliche, betrieblich aufwändige Aufberei- tungsstufe - Zusätzlicher Schlamm- anfall - Erschwert Ableitung des behandelten Konzentra- tes durch fehlende Antis- calantwirkung
	- Denitrifikation	- Entfernung von Nitrat	- Erfordert Dosierung von organischen Substrat (z.B. Essigsäure) - Hohe Prozessrisiken (unvollständigen Reduk- tion zu Nitrit, Ausfall von CaCO ₃) - Anfall von Rückständen
	- Moderne Aufbereitungs- verfahren (z.B. Elektro- dialyse, Ionenaustausch)	- hohe Ausbeuten möglich	- Noch keine Lösung für Umgang mit hochkon- zentriertem Konzentrat - Hoher Aufwand bei In- vestition und Betrieb

Beispielsweise sind für die Entfernung eines typischen Nitratgehaltes von 100 g/m³ aus Konzentrat etwa 90 g Essigsäure/m³ Konzentrat (80 g/m³ für Nitratabbau und 10 g/m³ für Sauerstoffabbau) erforderlich. Darüber hinaus besteht das Risiko, dass bei unvollständiger Reduktion Nitrit im Ablauf des Denitrifikationsreaktors auftritt. Eine Belüftung zur Nitritoxidation gestaltet sich schwierig, da es sich bei Konzentraten um

stark CaCO_3 abscheidende Wässer handelt. Insofern scheint eine Entfernung von Nitrat aus Konzentrat mehr Nach- als Vorteile aufzuweisen.

Die Konzentratbeschaffenheit kann somit über verschiedene Maßnahmen beeinflusst werden (Tab. 5.1). Bei einer Entscheidung über dem Umgang mit dem Konzentrat kann auf das Fließschema in Bild 5.5 zurück gegriffen werden.

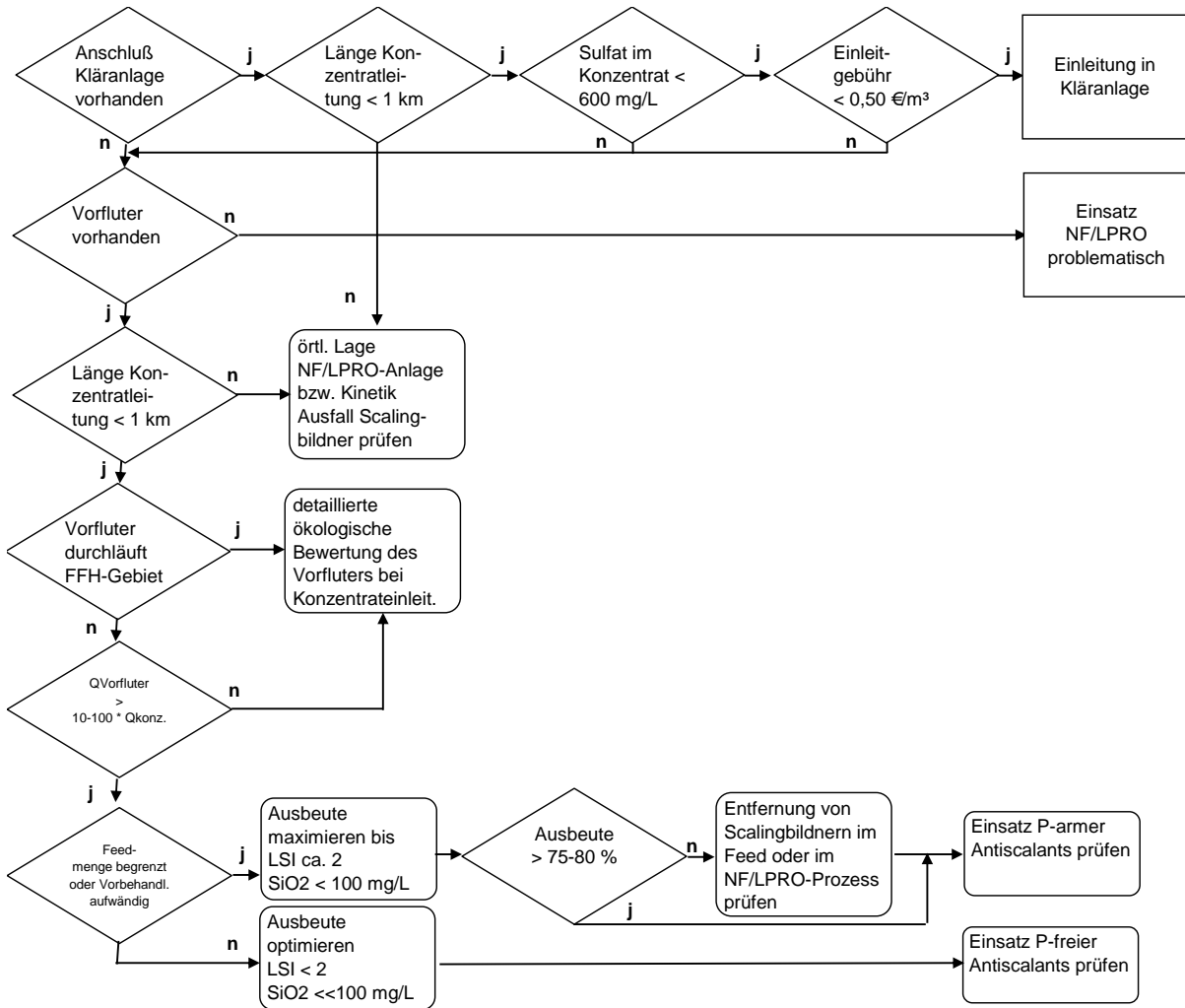


Bild 5.5: Fließschema als Entscheidungshilfe für den Umgang mit Konzentrat. **Alle Zahlenangaben sind grobe Orientierungswerte und bedürfen der Überprüfung im Einzelfall.**

Die dort aufgeführten Zahlenwerte dienen lediglich einer ersten Orientierung und müssen für den jeweils vorliegenden Einzelfall überprüft werden. Eine Möglichkeit besteht darin, das Konzentrat über die Kläranlage abzuleiten. Sofern dies nicht möglich ist, kann eine Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit über die Minimierung und die Auswahl eines geeigneten Antiscalant-Wirkstoffes erzielt werden. Allerdings sollte insbesondere bei einem Anlagenbetrieb mit einem hohen CaCO_3 -

Scalingpotential aus Gründen der Betriebssicherheit die Möglichkeit des Einsatzes von Phosphonsäure nie verschlossen werden. Die Länge der Konzentratableitung ist so kurz wie möglich zu halten, um eine zusätzliche Dosierung von Antiscalant zur Stabilisierung des Konzentrates während des Transportes zu vermeiden.

Die biologisch abbaubaren Antiscalants wie beispielsweise Polyasparaginsäure (PASP) erscheinen für die Zukunft Erfolg versprechend. Damit wird erreicht, dass in die Umwelt lediglich die Substanzen gelangen, die vorher aus dem Wasser durch physikalische Prozesse entfernt wurden. Voraussetzung für den Einsatz von PASP ist jedoch ein modifizierter Anlagenbetrieb. PASP kann auf Grund der fehlenden Zulassung gemäß § 11 Trinkwasserverordnung derzeit noch nicht in der öffentlichen Wasserversorgung eingesetzt werden. Die Aufbereitung von Konzentraten aus NF/LPRO-Anlagen der zentralen Enthärtung erscheint unter den derzeit in Deutschland vorliegenden Bedingungen hingegen als weniger Ziel führend.

6 Zusammenfassung der Ergebnisse des F&E-Vorhabens

Nanofiltrations- und Niederdruckumkehrosysteme (NF/LPRO) werden derzeit in Deutschland meist zur zentralen Enthärtung von Trinkwasser eingesetzt. Das Forschungsvorhaben befasste sich mit der kleintechnischen Erprobung von Maßnahmen zur Verbesserung der Nachhaltigkeit dieser Anlagen. Hierbei wurden insbesondere Maßnahmen zur Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit betrachtet.

Durch Ersatz der bisher verwendeten phosphorhaltigen bzw. biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren durch neuartige, biologisch abbaubare Produkte soll erreicht werden, dass in der Umwelt nach einer Konzentrateinleitung lediglich die dem Rohwasser entnommenen Substanzen verbleiben. Labor- und Pilotversuche mit einem Scaleinhibitor auf Basis der inhärent biologisch abbaubaren Polyasparaginsäure (PASP) haben gezeigt, dass eine Scaleinhibierung gelingt. Dafür wird eine zwei- bis dreifach höhere Wirkstoffdosis im Vergleich zu den bisher verwendeten Produkten benötigt. Dies bedeutet nicht zwingend höhere Kosten, da entsprechende Produkte relativ kostengünstig hergestellt werden können.

PASP (ca. 2.000-3.000 g/mol) wurde aus mehreren Wirkstoffen ausgewählt, da dessen biologischer Abbau verzögert eintritt. Dennoch ist vermutlich der Einsatz von PASP nur bei einem Anlagenbetrieb mit periodischer Permeatspülung möglich, um Biofouling auf den Membranen zu begrenzen. Ein Ersatz der bisher eingesetzten, biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren durch Produkte auf Basis von PASP erscheint somit derzeit noch verfrüht, abgesehen davon, dass formal noch keine Zulassung für den Einsatz in der Trinkwasseraufbereitung gemäß §11 TrinkwV vorliegt. Allerdings wird ein großtechnisches Modellprojekt mit einer entsprechend ausgerüsteten Anlage empfohlen, um unter Praxisbedingungen Langzeiterfahrungen beim Einsatz von PASP zu erhalten.

Für die Inhibierung von CaCO_3 -Scaling hilft der Einsatz phosphorarmer Phosphonsäuren anstelle der bisher üblicherweise eingesetzten Phosphonsäuren auf Basis von ATMP bzw. DTPMP den Eintrag von Phosphor in die Umwelt zu vermindern.

Phosphonsäuren können bereits bei geringen Dosen (z.B. 0,03 mg P/L) eine merkliche Verbesserung der Inhibitionswirkung insbesondere für CaCO_3 bewirken. Dieser Effekt kann beispielsweise in Produktkombinationen von Antiscalantwirkstoffen genutzt werden.

Die Filtration von Konzentraten über Filter mit einer Aufenthaltszeit von 20 min war für die im Rahmen des Vorhabens untersuchten Wässer ohne Ausfällungen möglich, obwohl die Konzentrate eine hohe CaCO_3 -Abscheidekapazität (z.B. 700-800 mg/L) aufwiesen. Dies ist vermutlich auf eine anhaltende Wirkung des Antiscalants zurück zu führen.

Die Aufbereitung von Konzentraten z.B. mittels Flockung, Nitrifikation oder Elektrodialyse erscheint auch aus ökologischen Gründen als weniger erstrebenswert.

Der Schwerpunkt einer Verbesserung der Nachhaltigkeit der NF/LPRO-Technik sollte somit auf dem Prinzip der Vermeidung des Einsatzes von biologisch schlecht abbaubaren Scaleinhibitoren liegen als Maßnahmen zur Verbesserung der Konzentratbeschaffenheit zu ergreifen.

Die Elektrodialyse (ED) kann sich künftig als Alternative zur Entsalzung mittels NF- oder LPRO-Membranen entwickeln, sofern die Preise für die Herstellung von ED-Membranen sinken. Mit der im Rahmen des Vorhabens betriebenen Pilotanlage resultierte bei einem Rohwasser, das typischerweise zur Enthärtung verwendet wird, bei einer Entsalzungsleistung von 25 % ein Energiebedarf von lediglich 0,2 kWh/m³.

7 Literatur

Ahmed M., Arakel A, Hoey D, Thumarukudy MR., Goosen MFA, Al-Haddabi M, Al-Belushi A: Feasibility of salt production from inland RO desalination plant reject brine: a case study. *Desalination* (2003)158, 109-117

Bartman Alex R., McFall Charles W., Christofides Panagiotis D., Cohen Yoram: Model-predictive control of feed flow reversal in a reverse osmosis desalination process. *Journal of Process Control*. 19 (2009) 3, 433-442

Bond R; Veerapaneni S: Zero Liquid Discharge for Inland Desalination. Research Report American Water Works Research Foundation (2007)

Bond R; Veerapaneni S: Zeroing in on ZLD. *Journal American Water Works Association* 100(2008)9, 76-89

Dirach J Le; Nisan S; Poletiko C: Extraction of strategic materials from the concentrated brine rejected by integrated nuclear desalination systems. *Desalination* 182(2005) 449-460

Gabelich, Christopher J., Williams, Mark D., Rahardianto, Anditya, Franklin, John C., Cohen, Yoram: High-recovery reverse osmosis desalination using intermediate chemical demineralization. *Journal of Membrane Science* 301 (2007) 131–141

Guo H: Nanofiltration with Zero Liquid Discharge in Drinking Water Treatment. Master of Science Thesis. Delft University of Technology, Faculty of civil engineering and geosciences. August 2007

Hamsch B., Werner P, Frimmel F.H.: Bakterienvermehrungsmessungen in aufbereiteten Wässern verschiedener Herkunft. *Acta hydrochim. hydrobiol.* 20(1992)1, 9-14

Heijman S.G.J., Rabinovitch E., Bos F., Olthof N., van Dijk J.C.: Sustainable seawater desalination: Stand-alone small scale windmill and reverse osmosis system. *Desalination* 248(2009), 1-3, 114-117

Jordal, J.: Beneficial and nontraditional uses of concentrate. WateReuse Foundation Report of Projekt WRF-02-006b. Alexandria USA (2006)

Klinger, J.: Analytische Bestimmung organischer Phosphonsäuren und deren Verhalten im Prozess der Trinkwasseraufbereitung. Dissertation. Technische Universität Dresden (1997)

Kumar M; Badruzzaman M; Adham S; Oppenheimer J: Beneficial phosphate recovery from reverse osmosis concentrate of an integrated membrane system using polymeric ligand exchanger. *War. Res.* 41(2007) 2211-2219

Mansdorf Y: Industrial experience in seawater desalination. Presentation BMBF-MOST-Workshop „Fouling in water systems“ Grand Water Research Institute Building. Technion City, Haifa Israel April 6th 2008

Müller, U.: Einsatz von Nanofiltration und Niederdruckumkehrosiose zur Trinkwasseraufbereitung in Deutschland. *bbr – Fachmagazin für Leitungs- und Brunnenbau* 06(2010) 54-60.

Müller, U.; Baldauf, G.; Herber, A.; Greger, S.; Löhner, H.: Kriterien zur Festlegung der optimalen Ausbeute bei Membrananlagen zur zentralen Enthärtung. *gwf Wasser Abwasser* Juli/August 2010. 726-733

Nederlof, M.M.; Hoogendoorn JH: Desalination of brackish groundwater: the concentrate dilemma. *Desalination* 182(2005) 441-447

Nederlof, M.M.; van Paassen, J.A.M.; Jong, R.: Nanofiltration concentrate disposal. Experiences in the Netherlands. *Desalination* 178(2005) 303-312

Ning R Y; Tarquin A; Trzcinski M C; Patwardhan G: Recovery optimization of RO concentrate from desert wells. *Desalination* 201(2006) 315-322

Pomerantz Natalie, Ladizhansky Yitzhak, Korin, Eli, Waisman Michael, Daltrophe Naphtali, Gilron Jack: Prevention of Scaling of Reverse Osmosis Membranes by “Zeroing” the Elapsed Nucleation Time. Part I. Calcium Sulfate. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 45(2006)6, 2008–2016

Radjenovic J., Bagastyo A., Rozendal RA, Mu Y, Keller J, Rabaey K: Electrochemical oxidation of trace organic contaminants in reverse osmosis concentrate using RuO₂/IrO₂-coated titanium anodes. *Water Research* 45(2011) 1579-1586

Reimer H: Aufbereitung des RO-Konzentrates im Wasserwerk Düstrup. Fachhochschule Osnabrück, Fakultät Ingenieurwissenschaften und Informatik 10.05.2007

Sagiv Abraham, Semiat Raphael: Backwash of RO spiral wound membranes. *Desalination*. 179(2005) 1-9

Schmidt, C.K., Lange, F. Th.: Ermittlung der potenziellen Reinigungsleistung der Uferfiltration/Untergrundpassage hinsichtlich der Eliminierung organischer Schadstoffe unter standortspezifischen Randbedingungen. In: W. Kühn; U. Müller: Exportorien-

tierte F&E auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung Teil I: Trinkwasser Band 2: Leitfaden. Eigenverlag DVGW-Technologiezentrum Wasser Karlsruhe ISBN 3-00-015478-7 (2006)

Sperlich, A., Warschke, D. Wegmann, C. Ernst M., Jekel, M.: Treatment of membrane concentrates: phosphate removal and reduction of scaling potential. *Water Science & Technology* 61(2010)2, 301–306

Suder, S.; Sporenberg, F.: Bau und Optimierung einer Demonstrationsanlage zur Rückgewinnung von Spülwässern. Abschlussbericht DBU-Projekt AZ 12170 (2001)

Veerapaneni Srinivas, Long Bruce, Freeman Scott, Bond Rick: Reducing energy consumption for seawater desalination. *Journal American Waterworks Association* 99(2007)6, 95-106

Dank

Das vorliegende Forschungsvorhaben „Nachhaltige Nanofiltration für die zentrale Trinkwasserenthärtung“ wurde durch die DBU (Förderkennzeichen: AZ 26375-23) und den DVGW (Förderkennzeichen W4/02/07) gefördert, für dessen Finanzierung hiermit gedankt wird.

Den Stadtwerken Bühl GmbH und den Stadtwerken Baden-Baden danken wir für die weitreichende Unterstützung bei Installation und Betrieb der Versuchsanlagen.

Den beteiligten Firmen Deukum GmbH Frickenhausen, Lanxess Deutschland GmbH Leverkusen, ProMaqua GmbH Heidelberg sowie Toray Membrane Europe gilt unser Dank für die konstruktiven Diskussionen und die angenehme Zusammenarbeit.

gefördert durch



www.dbu.de



Anlage 1

Berechnete Konzentratbeschaffenheit für das Rohwasser von Versuchsstandort 1 bei Vorliegen einer geringen Mineralisierung (Brunnen 1)

		14.01.10 Br. 1 Konzentratbeschaffenheit						
		Feed	75	80	83	85	87	90
Ca	mg/L	99.0	388.0	480.0	560.0	629.0	715.8	899.0
Mg	mg/L	13.0	51.0	63.1	73.6	82.7	94.2	118.5
Na	mg/L	15.0	58.4	72.2	83.9	94.0	106.7	132.7
K	mg/L	1.3	5.1	6.3	7.5	8.5	9.8	13.2
Ba	mg/L	0.02	0.20	0.40	0.50	0.70	1.10	2.30
Sr	mg/L	0.29	1.20	1.60	1.90	2.20	2.70	4.00
Cl	mg/L	22.0	87.3	108.7	127.4	144.0	165.2	212.0
SO ₄	mg/L	30.0	119.4	148.9	174.9	198.0	227.5	293.6
NO ₃	mg/L	20.7	79.5	97.5	112.6	125.0	140.9	171.0
HCO ₃	mg/L	317.8	1,238.0	1,530.0	1,780.0	1,995.0	2,266.0	2,829.0
F	mg/L	0.10	0.50	0.60	0.80	1.00	1.30	2.10
SiO ₂	mg/L	17.1	66.2	81.8	95.3	107.0	122.0	154.1
pH	-	7.04	7.60	7.70	7.80	7.80	7.80	7.9
Basekapazität	mmol/L	1.2						
Leitfähigkeit 25°C	µS/cm	636.0	2,281.0	2,774.3	3,193.0	3,551.3	4,000.0	4,931.6
Temperatur	°C	11.6						
PO ₄	mg/L	0.06	0.30	0.40	0.40	0.50	0.70	1.1
Härte	°dH	16.8	66.0	81.6	95.2	106.9	121.7	152.9
Härte	mmol/L	3.0	11.8	14.6	17.0	19.1	21.7	27.3
LSI			1.5	1.7	1.9	2.0	2.2	2.4

Berechnete Konzentratbeschaffenheit für das Rohwasser von Versuchsstandort 1 bei Vorliegen einer höheren Mineralisierung (Brunnen 2)

Datum		14.01.10 Br. 2 Konzentratbeschaffenheit						
		Feed	75	80	83	85	87	90
Ca	mg/L	122.0	477.0	590.0	687.0	771.0	876.0	1,097.0
Mg	mg/L	15.0	58.7	72.7	84.6	95.0	108.0	135.6
Na	mg/L	12.1	47.1	58.1	67.5	75.6	85.7	106.5
K	mg/L	1.2	4.8	6.1	7.2	8.3	9.9	13.9
Ba	mg/L	0.02	0.30	0.50	0.70	1.00	1.40	3.10
Sr	mg/L	0.38	1.60	2.10	2.50	3.00	3.60	5.40
Cl	mg/L	19.0	75.4	93.9	110.1	124.4	142.8	183.4
SO ₄	mg/L	39.0	155.3	193.7	227.3	257.1	295.8	381.7
NO ₃	mg/L	25.3	97.0	118.9	137.1	152.4	170.9	206.6
HCO ₃	mg/L	387.4	1,508.0	1,862.0	2,164.0	2,424.0	2,750.0	3,427.5
F	mg/L	0.13	0.60	0.80	1.00	1.30	1.60	2.80
SiO ₂	mg/L	17.3	67.0	82.8	96.5	108.4	123.5	156.2
pH	-	7.0	7.6	7.7	7.8	7.8	7.8	7.9
Basekapazität	mmol/L	1.5						
Leitfähigkeit 25°C	µS/cm	741.0	2,628.0	3,195.0	3,674.0	4,083.0	4,594.3	5,654.0
Temperatur	°C	11.3						
PO ₄	mg/L	0.1	0.3	0.4	0.5	0.6	0.8	1.3
Härte	°dH	20.5	80.2	99.2	115.5	129.6	147.3	184.5
Härte	mmol/L	3.7	14.3	17.7	20.6	23.1	26.3	32.9
LSI			1.6	1.9	2.0	2.2	2.3	2.6

Anlage 2

Betriebsdaten der Pilotanlage

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
17.04.2009	0.122	7.315	7.104	71.828	0.471	7.234	7.498	0.350	74.110	13.936	17.361	7.454
18.04.2009	0.121	7.280	7.093	71.531	0.470	7.188	7.463	0.350	74.282	19.894	17.361	7.396
19.04.2009	0.121	7.245	7.046	71.268	0.470	7.164	7.440	0.350	74.296	28.012	17.361	7.361
20.04.2009	0.121	7.199	7.052	71.029	0.470	7.106	7.457	0.350	74.314	36.662	17.361	7.315
21.04.2009	0.122	7.106	7.058	70.499	0.470	7.014	7.469	0.350	74.110	45.665	17.361	7.222
22.04.2009	0.119	7.141	7.058	70.574	0.467	7.060	7.480	0.350	74.601	54.814	17.361	7.257
23.04.2009	0.101	7.604	7.041	72.991	0.450	7.523	7.521	0.350	77.664	61.862	20.255	7.720
28.04.2009	0.102	7.419	7.064	72.040	0.450	7.315	7.556	0.349	77.419	94.289	20.255	7.535
29.04.2009	0.101	7.546	7.064	72.770	0.450	7.465	7.584	0.349	77.608	99.659	20.255	7.685
30.04.2009	0.104	7.396	7.064	71.674	0.451	7.292	7.573	0.347	76.825	103.996	20.255	7.488
30.04.2009	0.079	7.882	7.127	74.831	0.431	7.801	7.677	0.351	81.671	107.384	23.727	8.009
01.05.2009	0.078	7.859	7.145	74.654	0.429	7.755	7.666	0.352	81.806	112.673	23.727	7.975
02.05.2009	0.075	7.523	7.168	72.687	0.429	7.419	7.648	0.352	82.345	118.794	22.569	7.639
04.05.2009	0.076	7.523	7.237	72.795	0.429	7.431	7.689	0.351	82.162	139.004	23.148	7.650
05.05.2009	0.076	7.523	7.231	72.882	0.429	7.419	7.677	0.352	82.282	149.525	22.569	7.650
06.05.2009	0.076	7.604	7.231	73.332	0.429	7.512	7.671	0.351	82.022	162.563	23.727	7.720
07.05.2009	0.076	7.581	7.231	73.233	0.429	7.465	7.666	0.352	82.341	171.640	22.569	7.697
07.05.2009	0.079	7.813	7.266	74.579	0.429	7.697	7.729	0.351	81.744	178.983	26.620	7.928
08.05.2009	0.078	8.009	7.255	75.732	0.429	7.894	7.723	0.351	81.745	187.953	26.620	8.148
09.05.2009	0.079	8.241	7.243	76.881	0.429	8.125	7.706	0.351	81.633	200.948	30.093	8.380
10.05.2009	0.080	8.333	7.243	77.347	0.429	8.206	7.700	0.350	81.233	211.395	30.093	8.449
13.05.2009	0.058	8.345	7.284	77.791	0.409	8.171	7.775	0.351	85.654	219.626	47.454	8.461
14.05.2009	0.056	8.727	7.260	79.756	0.409	8.507	7.770	0.352	86.121	229.901	43.981	8.843
15.05.2009	0.057	9.132	7.243	81.886	0.409	8.877	7.741	0.352	85.957	240.350	63.079	9.259
19.05.2009	0.078	8.461	7.289	78.699	0.429	8.171	7.758	0.351	81.867	248.475	170.139	8.576
20.05.2009	0.076	8.958	7.266	81.493	0.429	8.669	7.770	0.352	82.297	256.947	119.213	9.086
21.05.2009	0.076	9.039	7.260	81.936	0.429	8.738	7.729	0.350	82.317	265.419	78.125	9.167
22.05.2009	0.075	9.225	7.266	82.764	0.429	8.912	7.758	0.351	82.397	273.906	65.972	9.340
23.05.2009	0.078	9.398	7.266	83.522	0.429	9.086	7.781	0.351	81.769	278.823	63.079	9.514
27.05.2009	0.078	7.685	7.318	74.368	0.429	7.350	7.718	0.351	81.849	284.444	380.208	7.801
28.05.2009	0.079	7.720	7.284	74.673	0.429	7.407	7.706	0.350	81.536	292.847	364.873	7.859

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
29.05.2009	0.079	7.975	7.260	75.925	0.431	7.650	7.694	0.351	81.461	301.277	318.866	8.090
30.05.2009	0.078	8.669	7.278	79.817	0.429	8.356	7.804	0.351	81.855	310.780	358.218	8.796
31.05.2009	0.080	8.681	7.278	79.900	0.429	8.356	7.793	0.350	81.370	318.999	322.338	8.808
01.06.2009	0.079	8.530	7.307	79.204	0.429	8.218	7.799	0.350	81.538	327.138	300.347	8.669
02.06.2009	0.085	8.275	7.341	77.804	0.429	7.951	7.810	0.348	80.268	335.376	304.977	8.403
03.06.2009	0.079	7.801	7.353	75.174	0.429	7.465	7.787	0.351	81.659	344.182	383.102	7.928
04.06.2009	0.080	7.002	7.359	70.571	0.429	6.667	7.723	0.350	81.263	352.981	480.903	7.130
05.06.2009	0.078	7.014	7.365	70.680	0.431	6.667	7.741	0.351	81.806	362.091	477.431	7.130
06.06.2009	0.080	7.014	7.353	70.764	0.431	6.667	7.741	0.350	81.267	369.527	463.542	7.130
07.06.2009	0.079	7.014	7.353	70.750	0.431	6.701	7.741	0.350	81.406	376.042	455.440	7.141
08.06.2009	0.079	6.991	7.370	70.559	0.431	6.667	7.770	0.350	81.586	382.556	454.282	7.118
09.06.2009	0.080	6.933	7.376	70.219	0.431	6.620	7.781	0.350	81.317	389.070	454.282	7.060
16.06.2009	0.078	6.817	7.394	69.478	0.429	6.528	7.816	0.351	81.831	442.277	431.713	6.944
18.06.2009	0.086	6.609	7.428	68.407	0.431	6.389	7.793	0.348	80.158	455.518	462.384	6.736
19.06.2009	0.081	6.771	7.388	69.276	0.431	6.545	7.781	0.350	81.191	465.518	448.495	6.898
20.06.2009	0.078	7.002	7.382	70.710	0.431	6.782	7.799	0.351	81.867	475.518	450.810	7.130
21.06.2009	0.081	7.002	7.382	70.685	0.429	6.771	7.804	0.350	81.132	485.518	438.079	7.118
22.06.2009	0.079	7.060	7.399	70.990	0.431	6.840	7.828	0.350	81.466	495.518	435.185	7.188
23.06.2009	0.080	7.072	7.405	71.007	0.429	6.840	7.833	0.350	81.339	505.518	431.713	7.188
24.06.2009	0.079	6.991	7.417	70.710	0.429	6.759	7.833	0.350	81.616	515.518	416.667	7.118
25.06.2009	0.080	6.875	7.428	69.946	0.429	6.644	7.851	0.350	81.317	525.518	409.143	7.002
26.06.2009	0.079	6.875	7.440	69.929	0.429	6.644	7.856	0.350	81.522	535.518	407.407	6.991
27.06.2009	0.082	6.829	7.446	69.655	0.431	6.597	7.862	0.350	81.099	545.518	403.357	6.944
28.06.2009	0.076	6.840	7.428	69.814	0.431	6.609	7.845	0.351	82.227	555.518	404.514	6.956
01.07.2009	0.082	6.447	7.451	67.438	0.429	6.215	7.787	0.349	80.952	565.518	471.065	6.563
02.07.2009	0.082	6.586	7.417	68.177	0.429	6.366	7.758	0.349	80.914	575.518	467.014	6.701
03.07.2009	0.081	6.597	7.422	68.240	0.429	6.366	7.828	0.350	81.107	585.518	451.389	6.713
04.07.2009	0.081	6.597	7.440	68.427	0.429	6.377	7.856	0.350	81.212	595.518	446.181	6.725
05.07.2009	0.080	6.597	7.446	68.348	0.429	6.377	7.868	0.350	81.317	605.518	436.921	6.725
06.07.2009	0.082	6.586	7.463	68.216	0.429	6.366	7.897	0.350	80.965	615.518	432.292	6.713
07.07.2009	0.080	6.551	7.475	67.950	0.429	6.331	7.897	0.350	81.296	625.518	426.505	6.678

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
08.07.2009	0.078	6.609	7.469	68.335	0.429	6.389	7.891	0.351	81.855	635.518	431.134	6.736
09.07.2009	0.080	6.551	7.463	67.939	0.429	6.331	7.885	0.350	81.367	645.518	423.032	6.678
10.07.2009	0.082	6.539	7.469	67.937	0.429	6.319	7.891	0.349	80.997	655.518	421.875	6.667
11.07.2009	0.082	6.539	7.457	67.873	0.429	6.319	7.880	0.349	80.959	665.518	421.875	6.667
12.07.2009	0.079	6.551	7.451	67.972	0.431	6.331	7.868	0.351	81.611	675.518	421.875	6.678
13.07.2009	0.079	6.551	7.469	67.929	0.431	6.331	7.891	0.351	81.646	685.518	420.718	6.678
14.07.2009	0.080	6.505	7.475	67.743	0.429	6.296	7.897	0.350	81.242	695.518	417.824	6.644
15.07.2009	0.079	6.528	7.480	67.681	0.429	6.296	7.903	0.350	81.536	705.518	417.824	6.644
16.07.2009	0.084	6.597	7.515	68.638	0.440	6.493	8.053	0.350	80.632	707.348	28.356	6.719
17.07.2009	0.090	6.389	7.492	67.173	0.440	6.308	8.036	0.350	79.605	712.931	28.356	6.528
18.07.2009	0.090	6.319	7.483	66.622	0.440	6.238	8.019	0.350	79.605	720.993	28.356	6.447
19.07.2009	0.090	6.296	7.469	66.438	0.440	6.204	7.995	0.351	79.632	729.000	28.356	6.424
20.07.2009	0.090	6.262	7.475	66.247	0.440	6.157	8.007	0.350	79.605	737.006	28.356	6.377
21.07.2009	0.089	6.250	7.480	66.336	0.440	6.157	8.013	0.351	79.840	746.011	28.356	6.377
22.07.2009	0.088	6.250	7.486	66.350	0.440	6.157	8.024	0.351	79.974	755.045	28.356	6.377
23.07.2009	0.090	6.331	7.492	66.912	0.440	6.238	8.030	0.350	79.501	761.445	28.356	6.447
24.07.2009	0.090	6.447	7.498	67.572	0.440	6.354	8.042	0.350	79.447	767.845	28.356	6.586
25.07.2009	0.090	6.447	7.486	67.558	0.440	6.354	8.019	0.350	79.501	774.245	28.356	6.586
26.07.2009	0.091	6.424	7.475	67.464	0.440	6.331	8.001	0.350	79.342	780.645	28.356	6.551
27.07.2009	0.089	6.447	7.498	67.646	0.440	6.354	8.036	0.351	79.737	787.045	28.356	6.586
28.07.2009	0.090	6.447	7.509	67.569	0.440	6.354	8.047	0.350	79.605	793.445	28.356	6.563
29.07.2009	0.090	6.424	7.503	67.489	0.440	6.331	8.042	0.350	79.524	799.845	28.356	6.551
30.07.2009	0.087	6.412	7.515	67.506	0.440	6.319	8.053	0.350	80.132	806.245	28.356	6.539
31.07.2009	0.090	6.447	7.515	67.536	0.440	6.354	8.047	0.351	79.710	812.645	28.356	6.563
01.08.2009	0.090	6.412	7.515	67.411	0.440	6.319	8.047	0.350	79.504	819.045	28.356	6.539
02.08.2009	0.090	6.412	7.498	67.395	0.440	6.319	8.024	0.350	79.578	825.445	28.356	6.539
03.08.2009	0.090	6.412	7.509	67.329	0.440	6.308	8.042	0.350	79.603	831.845	28.356	6.539
07.08.2009	0.091	6.528	7.486	68.080	0.440	6.424	7.995	0.350	79.342	834.585	30.093	6.655
08.08.2009	0.090	6.389	7.475	67.234	0.440	6.296	7.955	0.350	79.576	841.191	29.514	6.528
09.08.2009	0.090	6.366	7.498	67.125	0.440	6.273	7.995	0.350	79.605	849.275	29.514	6.493
10.08.2009	0.090	6.412	7.521	67.406	0.440	6.319	8.036	0.350	79.528	857.286	29.514	6.539

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
11.08.2009	0.090	6.412	7.527	67.351	0.440	6.319	8.047	0.350	79.497	865.486	29.514	6.539
12.08.2009	0.090	6.447	7.527	67.500	0.440	6.354	8.053	0.350	79.605	874.386	29.514	6.563
13.08.2009	0.090	6.435	7.532	67.547	0.440	6.354	8.065	0.350	79.576	883.295	29.514	6.563
14.08.2009	0.092	6.435	7.532	67.515	0.440	6.331	8.059	0.349	79.106	892.296	29.514	6.551
15.08.2009	0.090	6.424	7.532	67.422	0.440	6.319	8.059	0.350	79.447	899.708	29.514	6.551
16.08.2009	0.090	6.435	7.532	67.561	0.440	6.354	8.059	0.350	79.634	906.106	29.514	6.563
17.08.2009	0.090	6.424	7.550	67.442	0.440	6.331	8.076	0.350	79.578	912.505	28.356	6.551
18.08.2009	0.090	6.447	7.550	67.644	0.440	6.354	8.088	0.350	79.632	918.904	28.356	6.586
19.08.2009	0.090	6.470	7.556	67.713	0.440	6.377	8.088	0.350	79.632	927.104	28.356	6.597
20.08.2009	0.090	6.447	7.561	67.627	0.440	6.366	8.100	0.350	79.659	935.304	28.356	6.586
21.08.2009	0.090	6.447	7.567	67.631	0.440	6.354	8.105	0.350	79.630	943.504	28.356	6.586
22.08.2009	0.088	6.505	7.561	67.934	0.440	6.412	8.100	0.351	79.869	951.704	28.356	6.644
23.08.2009	0.087	6.493	7.547	67.882	0.440	6.389	8.082	0.351	80.106	959.904	28.356	6.620
24.08.2009	0.089	6.505	7.567	68.041	0.440	6.412	8.117	0.350	79.737	968.104	28.356	6.644
25.08.2009	0.087	6.505	7.573	68.080	0.440	6.412	8.123	0.351	80.053	976.304	28.356	6.644
26.08.2009	0.090	6.481	7.567	67.797	0.440	6.389	8.117	0.350	79.608	984.504	28.356	6.609
27.08.2009	0.089	6.539	7.584	68.236	0.440	6.435	8.105	0.350	79.630	992.704	28.356	6.667
28.08.2009	0.090	6.620	7.573	68.611	0.440	6.528	8.128	0.350	79.501	1000.904	28.356	6.759
29.08.2009	0.089	6.667	7.567	68.902	0.440	6.563	8.117	0.351	79.739	1009.104	29.514	6.794
30.08.2009	0.090	6.667	7.561	68.850	0.440	6.563	8.100	0.350	79.605	1017.304	29.514	6.794
31.08.2009	0.089	6.678	7.561	69.042	0.440	6.597	8.105	0.351	79.765	1025.504	30.093	6.817
01.09.2009	0.089	6.678	7.567	69.079	0.440	6.597	8.111	0.351	79.763	1033.704	30.093	6.817
02.09.2009	0.089	6.707	7.573	69.115	0.440	6.609	8.117	0.351	79.763	1041.904	31.829	6.840
03.09.2009	0.090	6.678	7.584	69.038	0.440	6.597	8.123	0.350	79.581	1050.104	32.986	6.829
04.09.2009	0.089	6.713	7.573	69.221	0.440	6.620	8.111	0.351	79.737	1058.304	34.144	6.852
05.09.2009	0.090	6.736	7.556	69.240	0.440	6.644	8.082	0.350	79.630	1066.504	35.301	6.875
06.09.2009	0.089	6.759	7.544	69.440	0.440	6.667	8.076	0.351	79.841	1074.704	35.301	6.892
07.09.2009	0.090	6.759	7.561	69.405	0.440	6.655	8.105	0.350	79.501	1082.904	37.037	6.887
08.09.2009	0.090	6.794	7.579	69.696	0.440	6.713	8.123	0.350	79.657	1091.104	38.194	6.933
09.09.2009	0.090	6.759	7.579	69.512	0.440	6.655	8.111	0.350	79.578	1098.095	40.509	6.887
10.09.2009	0.090	6.725	7.584	69.356	0.440	6.620	8.105	0.349	79.392	1105.074	43.403	6.852

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
11.09.2009	0.089	6.713	7.567	69.214	0.440	6.609	8.082	0.350	79.632	1107.521	43.981	6.840
11.09.2009	0.089	6.817	7.596	69.719	0.440	6.713	8.134	0.351	79.712	1109.975	43.981	6.944
12.09.2009	0.090	6.817	7.602	69.762	0.440	6.713	8.128	0.350	79.659	1116.978	43.981	6.944
13.09.2009	0.090	6.829	7.590	69.877	0.440	6.725	8.128	0.350	79.605	1123.980	45.718	6.956
14.09.2009	0.090	6.852	7.596	70.061	0.440	6.759	8.128	0.350	79.630	1130.982	45.718	6.991
15.09.2009	0.089	6.898	7.596	70.332	0.440	6.794	8.128	0.351	79.737	1137.996	46.875	7.025
16.09.2009	0.090	6.910	7.590	70.461	0.440	6.817	8.123	0.350	79.631	1144.999	46.875	7.049
17.09.2009	0.090	6.944	7.602	70.679	0.440	6.852	8.140	0.350	79.632	1152.001	48.611	7.083
18.09.2009	0.090	6.944	7.613	70.671	0.440	6.840	8.157	0.350	79.474	1152.350	48.611	7.072
29.09.2009	0.090	6.852	7.608	70.089	0.440	6.759	8.071	0.349	79.270	1156.538	57.870	6.991
30.09.2009	0.090	6.829	7.602	69.927	0.440	6.725	8.059	0.350	79.657	1164.240	57.292	6.956
01.10.2009	0.090	6.736	7.613	69.584	0.440	6.655	8.082	0.350	79.657	1171.943	55.556	6.887
02.10.2009	0.089	6.725	7.619	69.366	0.440	6.620	8.100	0.351	79.712	1179.658	55.556	6.875
03.10.2009	0.089	6.713	7.619	69.262	0.440	6.609	8.117	0.351	79.791	1187.374	56.134	6.840
04.10.2009	0.091	6.620	7.619	68.832	0.440	6.528	8.128	0.350	79.367	1195.063	55.556	6.759
05.10.2009	0.090	6.667	7.637	69.065	0.440	6.563	8.157	0.350	79.632	1202.766	55.556	6.794
06.10.2009	0.090	6.644	7.648	68.937	0.440	6.539	8.181	0.351	79.659	1210.481	55.556	6.771
07.10.2009	0.090	6.644	7.677	68.917	0.440	6.539	8.215	0.350	79.632	1218.184	55.556	6.771
08.10.2009	0.090	6.852	7.689	70.443	0.440	6.759	8.169	0.350	79.576	1225.886	52.083	7.002
09.10.2009	0.087	7.083	7.689	71.569	0.439	6.991	8.128	0.352	80.184	1226.942	52.083	7.222
21.10.2009	0.090	6.678	7.666	69.271	0.440	6.586	8.117	0.350	79.710	1231.493	57.870	6.817
22.10.2009	0.088	6.887	7.654	70.392	0.440	6.782	8.036	0.351	79.974	1236.052	54.398	7.014
23.10.2009	0.087	7.164	7.677	72.063	0.438	7.060	7.862	0.351	80.263	1241.321	51.505	7.303
24.10.2009	0.096	7.720	7.660	74.901	0.441	7.593	7.752	0.350	78.516	1243.768	49.190	7.859
27.10.2009	0.079	7.778	7.700	75.495	0.437	7.650	7.787	0.350	81.502	1244.468	61.343	7.917
10.11.2009	0.089	7.396	7.729	73.131	0.439	7.280	8.042	0.350	79.652	1248.320	56.134	7.523
11.11.2009	0.091	7.755	7.706	74.941	0.440	7.627	7.897	0.350	79.315	1250.067	49.769	7.882
13.11.2009	0.087	7.465	7.752	73.364	0.439	7.338	7.845	0.350	80.120	1254.619	51.505	7.593
14.11.2009	0.090	7.882	7.735	75.700	0.440	7.720	7.735	0.350	79.477	1255.319	49.190	8.009
17.11.2009	0.079	7.124	7.764	71.379	0.434	7.014	8.250	0.351	81.824	1259.527	55.556	7.245
18.11.2009	0.081	7.199	7.747	71.793	0.437	7.083	8.227	0.351	81.237	1267.255	51.505	7.338

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
19.11.2009	0.087	7.141	7.744	71.354	0.439	7.025	8.221	0.351	80.236	1274.983	49.769	7.280
20.11.2009	0.080	7.072	7.752	70.962	0.435	6.956	8.233	0.351	81.386	1282.699	49.190	7.199
21.11.2009	0.084	7.049	7.758	70.779	0.437	6.933	8.221	0.351	80.764	1290.427	47.454	7.164
22.11.2009	0.084	7.106	7.758	71.175	0.437	6.991	8.227	0.351	80.709	1298.155	46.296	7.234
23.11.2009	0.079	7.292	7.770	72.248	0.435	7.176	8.244	0.351	81.806	1305.883	45.718	7.419
24.11.2009	0.078	7.234	7.752	72.132	0.435	7.118	8.227	0.351	81.855	1309.044	43.981	7.361
02.12.2009	0.089	7.222	7.764	72.065	0.439	7.118	8.204	0.350	79.710	1309.394	51.505	7.361
02.12.2009	0.088	7.257	7.775	72.527	0.438	7.141	8.163	0.350	79.761	1309.744	51.505	7.396
02.12.2009	0.088	7.361	7.775	72.942	0.440	7.257	8.140	0.351	80.000	1310.095	51.505	7.500
02.12.2009	0.087	7.373	7.822	73.050	0.439	7.257	8.181	0.351	80.026	1310.446	51.505	7.512
02.12.2009	0.087	7.355	7.799	73.043	0.438	7.240	8.192	0.350	80.040	1310.796	51.505	7.494
02.12.2009	0.089	7.431	7.799	73.377	0.438	7.315	8.181	0.350	79.763	1311.146	51.505	7.575
02.12.2009	0.087	7.541	7.775	73.901	0.438	7.431	8.146	0.351	80.132	1311.497	51.505	7.674
02.12.2009	0.086	7.593	7.845	74.191	0.438	7.483	8.175	0.350	80.291	1311.847	52.662	7.720
02.12.2009	0.091	7.703	7.813	74.653	0.440	7.587	8.152	0.349	79.342	1312.196	52.662	7.830
02.12.2009	0.088	7.778	7.810	75.068	0.432	7.674	8.117	0.348	79.810	1312.543	52.662	7.917
04.12.2009	0.087	7.350	7.810	72.650	0.438	7.245	8.267	0.349	79.974	1316.731	59.028	7.477
05.12.2009	0.087	7.199	7.793	71.899	0.438	7.083	8.238	0.350	80.053	1324.420	54.977	7.338
06.12.2009	0.087	7.060	7.793	71.175	0.438	6.956	8.233	0.350	80.053	1332.110	56.134	7.188
07.12.2009	0.087	6.956	7.799	70.578	0.437	6.840	8.250	0.350	80.159	1339.800	56.134	7.083
08.12.2009	0.088	6.933	7.804	70.332	0.438	6.817	8.256	0.349	79.895	1347.477	57.870	7.049
09.12.2009	0.089	6.887	7.804	70.169	0.438	6.782	8.256	0.349	79.605	1355.154	57.870	7.014
10.12.2009	0.089	6.852	7.799	70.027	0.438	6.736	8.256	0.350	79.737	1362.844	57.870	6.991
11.12.2009	0.086	6.910	7.804	70.461	0.437	6.794	8.256	0.350	80.185	1370.534	59.028	7.025
12.12.2009	0.086	6.875	7.799	70.274	0.436	6.759	8.238	0.349	80.269	1378.211	58.449	7.002
13.12.2009	0.087	6.910	7.781	70.540	0.438	6.794	8.215	0.350	80.147	1385.913	58.449	7.049
14.12.2009	0.086	6.944	7.799	70.730	0.436	6.829	8.233	0.350	80.315	1393.603	57.870	7.072
15.12.2009	0.087	6.956	7.793	70.917	0.437	6.840	8.238	0.350	80.026	1401.293	57.870	7.083
16.12.2009	0.090	6.991	7.799	71.260	0.438	6.875	8.250	0.350	79.605	1408.983	57.870	7.118
17.12.2009	0.088	6.968	7.816	71.178	0.438	6.852	8.244	0.349	79.843	1416.660	57.870	7.106
18.12.2009	0.087	6.991	7.804	71.281	0.438	6.875	8.250	0.350	80.053	1424.362	57.292	7.106

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
19.12.2009	0.089	7.049	7.775	71.727	0.438	6.933	8.204	0.350	79.730	1432.052	57.292	7.176
20.12.2009	0.087	7.060	7.793	71.831	0.436	6.944	8.227	0.349	80.236	1436.938	57.292	7.188
22.12.2009	0.101	7.303	7.822	73.080	0.442	7.188	8.291	0.350	77.332	1441.132	58.449	7.431
23.12.2009	0.084	7.292	7.816	73.068	0.438	7.176	8.285	0.350	80.683	1449.185	57.870	7.431
24.12.2009	0.086	7.257	7.816	73.009	0.438	7.141	8.291	0.350	80.242	1457.237	58.449	7.396
25.12.2009	0.082	7.245	7.822	73.011	0.438	7.130	8.291	0.351	81.028	1465.303	58.449	7.396
26.12.2009	0.080	7.234	7.822	72.841	0.435	7.118	8.279	0.350	81.358	1473.356	60.185	7.373
27.12.2009	0.083	7.234	7.822	72.987	0.437	7.118	8.279	0.351	80.815	1481.422	60.185	7.373
28.12.2009	0.087	7.245	7.828	73.033	0.438	7.118	8.285	0.351	80.190	1489.488	60.185	7.373
29.12.2009	0.080	7.222	7.833	73.071	0.435	7.106	8.296	0.351	81.532	1497.567	60.185	7.361
30.12.2009	0.079	7.222	7.851	73.124	0.435	7.106	8.308	0.351	81.641	1505.633	60.185	7.350
31.12.2009	0.088	7.257	7.862	73.315	0.440	7.141	8.319	0.351	79.973	1513.699	60.185	7.396
01.01.2010	0.080	7.234	7.845	73.222	0.436	7.118	8.291	0.350	81.509	1521.752	60.185	7.373
02.01.2010	0.087	7.315	7.848	73.522	0.438	7.199	8.296	0.351	80.158	1529.831	60.185	7.454
03.01.2010	0.088	7.338	7.839	73.583	0.438	7.199	8.291	0.351	80.026	1537.897	61.343	7.465
04.01.2010	0.080	7.338	7.828	73.667	0.435	7.222	8.279	0.351	81.516	1545.963	61.343	7.477
05.01.2010	0.092	7.315	7.833	73.529	0.437	7.188	8.296	0.350	79.079	1548.759	61.343	7.454
08.01.2010	0.088	7.303	7.833	73.459	0.439	7.188	8.291	0.351	80.026	1552.975	67.130	7.454
09.01.2010	0.082	7.303	7.822	73.527	0.435	7.188	8.285	0.351	81.215	1561.041	64.815	7.454
10.01.2010	0.087	7.338	7.845	73.713	0.435	7.222	8.308	0.351	80.158	1569.107	64.815	7.477
11.01.2010	0.087	7.396	7.868	73.969	0.439	7.257	8.343	0.351	80.158	1577.186	64.815	7.535
12.01.2010	0.086	7.407	7.868	74.084	0.438	7.280	8.354	0.351	80.290	1585.265	64.815	7.546
13.01.2010	0.084	7.419	7.868	74.294	0.438	7.303	8.360	0.351	80.683	1593.344	64.815	7.581
14.01.2010	0.080	7.419	7.885	74.252	0.433	7.303	8.377	0.351	81.383	1601.410	64.815	7.569
15.01.2010	0.089	7.477	7.891	74.495	0.438	7.350	8.383	0.350	79.787	1609.463	64.815	7.627
16.01.2010	0.086	7.535	7.891	74.720	0.437	7.407	8.377	0.351	80.369	1617.529	64.815	7.685
17.01.2010	0.084	7.569	7.874	75.038	0.438	7.431	8.366	0.351	80.803	1625.608	65.972	7.708
18.01.2010	0.085	7.604	7.897	75.191	0.438	7.477	8.395	0.351	80.535	1633.674	66.551	7.755
19.01.2010	0.083	7.627	7.909	75.350	0.435	7.488	8.395	0.351	80.863	1641.754	66.551	7.766
20.01.2010	0.080	7.627	7.909	75.463	0.435	7.488	8.395	0.350	81.374	1649.806	66.551	7.766
21.01.2010	0.084	7.697	7.903	75.813	0.438	7.569	8.395	0.351	80.632	1657.886	66.551	7.859

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
22.01.2010	0.084	7.708	7.909	75.907	0.435	7.581	8.400	0.351	80.774	1665.951	66.551	7.870
23.01.2010	0.085	7.720	7.909	76.059	0.435	7.593	8.395	0.350	80.426	1674.004	67.130	7.882
24.01.2010	0.084	7.778	7.909	76.380	0.438	7.650	8.383	0.350	80.718	1682.057	67.708	7.928
27.01.2010	0.086	7.708	7.914	76.096	0.437	7.581	8.389	0.351	80.316	1686.265	73.495	7.870
28.01.2010	0.085	7.778	7.909	76.656	0.437	7.650	8.389	0.351	80.548	1694.344	70.602	7.940
29.01.2010	0.086	7.836	7.917	76.993	0.438	7.708	8.412	0.351	80.369	1702.424	70.602	7.986
30.01.2010	0.085	7.894	7.932	77.443	0.436	7.766	8.412	0.351	80.552	1710.503	70.313	8.056
31.01.2010	0.079	7.986	7.914	77.828	0.435	7.859	8.406	0.351	81.517	1718.569	70.023	8.148
01.02.2010	0.079	8.056	7.926	78.177	0.435	7.928	8.429	0.351	81.646	1726.648	70.023	8.218
02.02.2010	0.076	8.113	7.926	78.494	0.432	7.986	8.441	0.350	82.192	1734.701	70.023	8.275
03.02.2010	0.079	8.171	7.943	78.816	0.435	8.044	8.458	0.351	81.611	1742.780	70.023	8.333
04.02.2010	0.079	8.241	7.966	79.193	0.435	8.102	8.470	0.351	81.637	1750.846	70.023	8.391
05.02.2010	0.079	8.287	7.966	79.512	0.435	8.160	8.470	0.350	81.589	1758.899	70.023	8.449
09.02.2010	0.083	7.535	7.966	75.696	0.438	7.407	8.406	0.350	80.863	1762.052	125.000	7.697
10.02.2010	0.086	7.604	7.972	76.073	0.438	7.465	8.406	0.351	80.369	1770.118	116.319	7.766
11.02.2010	0.085	7.639	7.955	76.230	0.436	7.512	8.400	0.351	80.556	1778.184	112.847	7.778
12.02.2010	0.076	7.650	7.926	76.275	0.434	7.523	8.418	0.351	82.196	1780.990	109.954	7.801
12.02.2010	0.073	6.817	7.966	71.407	0.433	6.678	8.406	0.350	82.661	1782.390	293.403	6.956
01.03.2010	0.079	7.697	8.079	76.856	0.440	7.604	8.233	0.361	82.021	1787.067	42.824	7.859
02.03.2010	0.079	8.692	8.053	82.170	0.440	8.588	8.453	0.360	81.878	1795.550	37.616	8.877
03.03.2010	0.079	9.086	8.042	83.974	0.440	8.981	8.487	0.360	81.842	1803.770	38.773	9.259
16.03.2010	0.090	6.944	8.071	72.512	0.440	6.852	8.510	0.350	79.528	1806.921	48.611	7.106
17.03.2010	0.090	6.875	8.065	72.206	0.440	6.771	8.505	0.350	79.501	1814.961	46.296	7.014
18.03.2010	0.090	6.840	8.094	72.008	0.440	6.736	8.522	0.350	79.524	1823.013	44.560	6.991
19.03.2010	0.090	6.817	8.105	71.880	0.440	6.713	8.534	0.350	79.528	1831.066	43.981	6.956
20.03.2010	0.090	6.771	8.111	71.694	0.440	6.667	8.534	0.350	79.528	1839.119	43.981	6.910
21.03.2010	0.090	6.736	8.082	71.529	0.440	6.655	8.510	0.350	79.528	1847.171	43.981	6.887
22.03.2010	0.090	6.725	8.094	71.391	0.440	6.620	8.534	0.350	79.528	1855.224	43.981	6.875
23.03.2010	0.090	6.678	8.123	71.208	0.440	6.597	8.539	0.350	79.528	1863.277	42.824	6.840
24.03.2010	0.090	6.667	8.134	71.092	0.440	6.563	8.539	0.350	79.528	1871.329	42.824	6.817
25.03.2010	0.090	6.644	8.105	70.980	0.440	6.539	8.551	0.350	79.576	1879.382	42.824	6.782

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
26.03.2010	0.090	6.620	8.152	70.967	0.440	6.539	8.551	0.350	79.528	1887.435	42.824	6.771
27.03.2010	0.090	6.644	8.100	71.029	0.440	6.551	8.534	0.350	79.501	1895.474	42.824	6.782
28.03.2010	0.090	6.620	8.105	70.867	0.440	6.528	8.516	0.350	79.521	1903.513	42.824	6.771
29.03.2010	0.090	6.609	8.076	70.783	0.440	6.505	8.534	0.350	79.529	1911.566	42.824	6.759
30.03.2010	0.090	6.505	8.140	70.303	0.440	6.412	8.563	0.350	79.528	1915.768	49.769	6.655
31.03.2010	0.090	6.539	8.128	70.455	0.440	6.447	8.545	0.350	79.528	1923.820	45.718	6.678
01.04.2010	0.090	6.551	8.123	70.458	0.440	6.447	8.545	0.350	79.528	1931.873	43.981	6.701
02.04.2010	0.090	6.551	8.100	70.452	0.440	6.470	8.545	0.350	79.578	1939.926	43.981	6.701
03.04.2010	0.090	6.539	8.059	70.462	0.440	6.447	8.551	0.350	79.578	1947.978	44.560	6.701
04.04.2010	0.090	6.539	8.111	70.422	0.440	6.447	8.545	0.350	79.528	1956.031	45.718	6.678
05.04.2010	0.090	6.563	8.123	70.471	0.440	6.470	8.551	0.350	79.528	1964.084	45.718	6.713
06.04.2010	0.090	6.551	8.152	70.385	0.440	6.447	8.568	0.350	79.528	1972.136	46.296	6.701
07.04.2010	0.090	6.539	8.163	70.369	0.440	6.435	8.591	0.350	79.528	1980.189	47.454	6.678
08.04.2010	0.090	6.528	8.181	70.259	0.440	6.435	8.597	0.350	79.578	1988.242	49.190	6.667
09.04.2010	0.090	6.539	8.181	70.251	0.440	6.435	8.603	0.350	79.528	1996.294	50.347	6.678
10.04.2010	0.090	6.528	8.175	70.258	0.440	6.435	8.591	0.350	79.578	2004.347	52.662	6.678
11.04.2010	0.090	6.528	8.140	70.211	0.440	6.424	8.580	0.350	79.524	2008.548	52.662	6.667
12.04.2010	0.090	6.447	8.140	69.927	0.440	6.366	8.574	0.350	79.502	2012.750	57.870	6.609
13.04.2010	0.090	6.481	8.123	70.014	0.440	6.377	8.574	0.350	79.528	2020.802	54.398	6.620
14.04.2010	0.090	6.481	8.157	70.046	0.440	6.377	8.597	0.350	79.528	2028.855	54.977	6.620
15.04.2010	0.090	6.481	8.163	70.073	0.440	6.377	8.609	0.350	79.528	2036.908	54.977	6.620
16.04.2010	0.090	6.470	8.181	70.005	0.440	6.366	8.603	0.350	79.578	2044.960	56.134	6.609
17.04.2010	0.090	6.470	8.117	70.052	0.440	6.377	8.597	0.350	79.528	2053.013	55.556	6.609
18.04.2010	0.090	6.470	8.175	70.001	0.440	6.366	8.603	0.350	79.528	2061.066	57.870	6.609
19.04.2010	0.090	6.447	8.192	69.947	0.440	6.354	8.632	0.350	79.528	2069.118	59.028	6.597
20.04.2010	0.090	6.447	8.209	69.904	0.440	6.354	8.644	0.350	79.524	2077.171	59.028	6.597
21.04.2010	0.090	6.447	8.215	69.847	0.440	6.354	8.649	0.350	79.578	2085.224	60.764	6.597
22.04.2010	0.090	6.447	8.221	69.891	0.440	6.366	8.644	0.350	79.524	2093.276	60.764	6.597
23.04.2010	0.090	6.447	8.192	69.965	0.440	6.366	8.649	0.350	79.531	2101.329	61.343	6.609
24.04.2010	0.090	6.447	8.288	69.864	0.440	6.354	8.638	0.350	79.524	2109.382	63.079	6.597
25.04.2010	0.090	6.435	8.215	69.760	0.440	6.331	8.626	0.350	79.524	2117.434	63.079	6.586

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
26.04.2010	0.090	6.435	8.227	69.750	0.440	6.354	8.644	0.350	79.528	2125.487	65.972	6.586
27.04.2010	0.090	6.435	8.233	69.688	0.440	6.331	8.661	0.350	79.528	2133.540	65.972	6.586
28.04.2010	0.090	6.424	8.250	69.705	0.440	6.331	8.701	0.350	79.578	2141.592	65.972	6.563
29.04.2010	0.090	6.424	8.244	69.671	0.440	6.319	8.725	0.350	79.528	2149.645	67.708	6.563
30.04.2010	0.090	6.331	8.233	69.235	0.440	6.238	8.748	0.350	79.501	2157.684	75.810	6.481
01.05.2010	0.090	6.331	8.238	69.191	0.440	6.250	8.742	0.350	79.501	2165.737	74.653	6.481
02.05.2010	0.090	6.354	8.215	69.282	0.440	6.262	8.753	0.350	79.501	2173.776	71.759	6.493
03.05.2010	0.090	6.354	8.209	69.263	0.440	6.262	8.771	0.350	79.528	2181.829	70.602	6.493
04.05.2010	0.090	6.354	8.169	69.253	0.440	6.262	8.753	0.350	79.501	2189.868	70.602	6.493
05.05.2010	0.090	6.366	8.163	69.323	0.440	6.262	8.759	0.350	79.524	2197.921	70.023	6.505
06.05.2010	0.090	6.366	8.238	69.362	0.440	6.262	8.765	0.350	79.578	2205.974	70.023	6.505
07.05.2010	0.090	6.366	8.198	69.336	0.440	6.273	8.753	0.350	79.528	2214.026	69.444	6.505
08.05.2010	0.090	6.366	8.227	69.332	0.440	6.262	8.753	0.350	79.576	2222.079	69.444	6.505
09.05.2010	0.090	6.366	8.238	69.285	0.440	6.262	8.748	0.350	79.578	2230.132	69.444	6.505
10.05.2010	0.090	6.354	8.233	69.224	0.440	6.262	8.765	0.350	79.528	2238.184	69.444	6.493
11.05.2010	0.090	6.354	8.227	69.168	0.440	6.250	8.759	0.350	79.528	2246.237	69.444	6.493
18.05.2010	0.090	6.308	8.262	68.828	0.440	6.204	8.725	0.350	79.528	2250.263	75.810	6.435
19.05.2010	0.090	6.308	8.262	68.914	0.440	6.215	8.713	0.350	79.501	2258.316	74.653	6.447
20.05.2010	0.090	6.319	8.250	68.877	0.440	6.215	8.701	0.350	79.521	2266.369	72.917	6.470
21.05.2010	0.090	6.319	8.250	68.857	0.440	6.215	8.707	0.350	79.528	2274.421	71.759	6.470
22.05.2010	0.090	6.319	8.250	68.857	0.440	6.215	8.707	0.350	79.528	2282.474	71.759	6.470
23.05.2010	0.090	6.308	8.267	68.863	0.440	6.204	8.742	0.350	79.528	2290.527	70.602	6.447
24.05.2010	0.090	6.296	8.291	68.826	0.440	6.204	8.777	0.350	79.528	2298.579	70.602	6.435
25.05.2010	0.090	6.296	8.314	68.740	0.440	6.192	8.806	0.350	79.528	2306.632	70.602	6.424
26.05.2010	0.090	6.273	8.319	68.676	0.440	6.181	8.829	0.350	79.578	2314.685	70.602	6.424
27.05.2010	0.090	6.273	8.308	68.651	0.440	6.181	8.834	0.350	79.528	2322.737	70.602	6.424
28.05.2010	0.090	6.273	8.308	68.641	0.440	6.192	8.846	0.350	79.578	2330.790	70.602	6.424
31.05.2010	0.090	6.319	6.988	68.974	0.440	6.215	7.527	0.349	79.447	2334.978	84.491	6.470
01.06.2010	0.090	6.250	6.965	68.493	0.440	6.157	7.527	0.350	79.528	2343.030	81.019	6.389
02.06.2010	0.090	6.238	6.936	68.362	0.440	6.146	7.532	0.350	79.524	2351.083	79.282	6.377
03.06.2010	0.090	6.238	6.907	68.258	0.440	6.146	7.521	0.350	79.578	2359.136	78.125	6.377

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
04.06.2010	0.090	6.238	6.919	68.170	0.440	6.134	7.550	0.350	79.524	2367.188	76.389	6.377
05.06.2010	0.090	6.238	6.907	68.168	0.440	6.134	7.532	0.350	79.528	2375.241	75.810	6.377
06.06.2010	0.090	6.215	6.913	68.145	0.440	6.134	7.527	0.350	79.524	2383.294	75.810	6.366
07.06.2010	0.090	6.215	6.919	68.100	0.440	6.123	7.550	0.350	79.528	2391.346	75.810	6.366
08.06.2010	0.090	6.215	6.902	68.160	0.440	6.134	7.550	0.350	79.528	2399.399	74.653	6.366
09.06.2010	0.090	6.215	6.896	68.163	0.440	6.134	7.556	0.350	79.501	2407.452	72.917	6.366
10.06.2010	0.090	6.215	6.890	68.181	0.440	6.134	7.556	0.350	79.501	2415.504	72.917	6.366
22.06.2010	0.090	6.910	7.000	72.686	0.440	6.829	7.596	0.350	79.578	2512.136	60.764	7.060
23.06.2010	0.090	7.130	7.006	73.992	0.440	7.025	7.596	0.350	79.578	2520.189	59.028	7.280
24.06.2010	0.090	7.350	7.023	75.419	0.440	7.257	7.608	0.350	79.528	2528.242	55.556	7.512
25.06.2010	0.090	7.662	7.023	77.204	0.440	7.569	7.602	0.350	79.605	2536.294	54.977	7.824
26.06.2010	0.090	8.044	7.023	79.428	0.440	7.940	7.590	0.350	79.578	2544.347	52.083	8.183
27.06.2010	0.090	8.530	7.029	82.169	0.440	8.449	7.584	0.350	79.584	2552.400	50.347	8.692
28.06.2010	0.090	9.213	7.035	85.585	0.440	9.109	7.602	0.350	79.528	2560.452	50.347	9.375
26.08.2010	0.090	6.250	6.693	70.688	0.440	6.157	7.718	0.350	79.501	2564.647	107.639	6.412
27.08.2010	0.090	6.412	6.757	70.982	0.440	6.319	7.775	0.350	79.501	2568.841	104.745	6.586
03.09.2010	0.090	6.030	6.601	67.051	0.440	5.949	7.706	0.350	79.501	2577.230	104.745	6.192
04.09.2010	0.090	6.065	6.676	66.892	0.440	5.972	7.764	0.350	79.501	2585.619	96.065	6.238
05.09.2010	0.090	6.088	6.745	67.019	0.440	6.007	7.799	0.350	79.501	2593.658	92.593	6.256
06.09.2010	0.090	6.076	6.809	66.961	0.440	5.984	7.828	0.350	79.501	2601.698	90.856	6.250
07.09.2010	0.090	6.100	6.867	67.073	0.440	6.019	7.833	0.350	79.501	2609.737	90.856	6.262
08.09.2010	0.090	6.123	6.896	67.166	0.440	6.030	7.851	0.350	79.501	2617.776	90.856	6.273
09.09.2010	0.090	6.354	6.919	68.564	0.440	6.262	7.880	0.350	79.524	2626.179	96.065	6.505
10.09.2010	0.090	5.984	6.942	66.136	0.440	5.903	7.880	0.350	79.501	2634.582	84.491	6.146
11.09.2010	0.090	5.914	6.942	65.708	0.440	5.833	7.856	0.350	79.528	2642.985	82.176	6.076
12.09.2010	0.090	5.891	6.959	65.577	0.440	5.799	7.885	0.350	79.528	2651.388	81.019	6.042
13.09.2010	0.090	5.856	7.000	65.268	0.440	5.775	7.903	0.350	79.528	2659.790	81.019	6.019
14.09.2010	0.090	5.961	7.012	65.791	0.440	5.868	7.926	0.350	79.502	2668.193	83.333	6.123
15.09.2010	0.090	5.926	7.041	65.743	0.440	5.845	7.943	0.350	79.501	2676.596	82.176	6.100
16.09.2010	0.090	5.856	7.052	65.276	0.440	5.775	7.943	0.350	79.528	2684.999	81.019	6.019
17.09.2010	0.090	5.845	7.064	65.126	0.440	5.752	7.949	0.350	79.528	2693.401	81.019	6.007

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
18.09.2010	0.090	5.833	7.064	65.038	0.440	5.741	7.938	0.350	79.524	2701.804	81.019	5.984
19.09.2010	0.090	5.810	7.058	64.981	0.440	5.729	7.938	0.350	79.528	2710.207	81.019	5.972
20.09.2010	0.090	5.799	7.075	64.960	0.440	5.718	7.955	0.350	79.528	2718.610	81.019	5.961
21.09.2010	0.090	5.799	7.087	64.964	0.440	5.718	7.955	0.350	79.528	2727.013	81.019	5.961
22.09.2010	0.090	5.787	7.093	64.940	0.440	5.694	7.949	0.350	79.528	2735.415	81.019	5.961
23.09.2010	0.090	5.810	7.087	65.100	0.440	5.729	7.955	0.350	79.524	2743.818	82.176	5.972
24.09.2010	0.090	5.833	7.090	65.409	0.440	5.741	7.972	0.350	79.528	2752.221	83.333	5.984
25.09.2010	0.090	5.787	7.093	65.177	0.440	5.694	7.972	0.350	79.528	2760.624	81.019	5.949
26.09.2010	0.090	5.799	7.093	65.438	0.440	5.718	7.961	0.350	79.528	2769.027	79.282	5.961
27.09.2010	0.090	5.833	7.110	65.741	0.440	5.741	7.972	0.350	79.578	2777.429	78.125	5.984
28.09.2010	0.090	5.868	7.116	66.232	0.440	5.787	7.984	0.350	79.528	2785.832	76.389	6.030
29.09.2010	0.090	5.926	7.116	66.715	0.440	5.845	7.984	0.350	79.528	2794.235	75.810	6.088
30.09.2010	0.090	6.007	7.116	67.300	0.440	5.914	7.978	0.350	79.528	2802.638	74.653	6.157
01.10.2010	0.090	6.076	7.122	67.766	0.440	5.984	7.984	0.350	79.528	2806.139	72.917	6.238
04.10.2010	0.090	6.042	7.087	67.062	0.440	5.961	7.949	0.350	79.528	2809.290	79.282	6.204
22.10.2010	0.090	6.991	7.046	70.737	0.440	6.898	8.111	0.350	79.501	2817.693	60.764	7.164
23.10.2010	0.090	7.280	7.226	72.664	0.440	7.176	8.192	0.350	79.576	2826.095	55.556	7.431
24.10.2010	0.090	7.361	7.347	73.303	0.440	7.257	8.221	0.350	79.576	2834.498	52.083	7.523
25.10.2010	0.090	7.755	7.394	75.947	0.440	7.639	8.250	0.350	79.531	2842.901	48.611	7.928
26.10.2010	0.090	8.148	7.428	78.108	0.440	8.032	8.209	0.350	79.528	2851.304	45.718	8.299
27.10.2010	0.090	8.738	7.405	81.269	0.440	8.576	8.204	0.350	79.531	2859.707	45.718	8.900
28.10.2010	0.090	9.502	7.446	85.082	0.440	9.317	8.267	0.350	79.531	2868.109	45.718	9.664
29.10.2010	0.090	10.700	7.451	89.801	0.440	10.428	8.262	0.350	79.578	2870.910	43.981	10.874
29.10.2010	0.090	7.106	7.434	71.887	0.440	6.991	8.314	0.350	79.501	2874.056	82.176	7.257
30.10.2010	0.090	7.662	7.521	75.828	0.440	7.535	8.325	0.350	79.504	2882.459	60.764	7.824
31.10.2010	0.090	8.056	7.544	77.974	0.440	7.928	8.337	0.350	79.528	2890.862	58.449	8.218
01.11.2010	0.090	8.438	7.521	80.201	0.440	8.287	8.319	0.350	79.528	2899.264	55.556	8.588
02.11.2010	0.090	9.016	7.480	82.895	0.440	8.843	8.331	0.350	79.528	2907.667	52.083	9.167
03.11.2010	0.090	9.688	7.486	85.885	0.440	9.485	8.337	0.350	79.528	2910.468	50.347	9.850
03.11.2010	0.090	8.229	7.422	77.716	0.440	8.067	8.343	0.350	79.528	2913.969	87.963	8.380
04.11.2010	0.090	8.461	7.440	79.067	0.440	8.299	8.354	0.350	79.528	2917.470	67.130	8.611

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Konzentrat Q (16) m³/h	1/2 Modul P (8.2) bar	Feed pH (33.1)	Stellgröße Pumpe (6)	Feed Q (13) m³/h	Konzentrat Druck (8.3) bar	Konzentrat pH (33.2)	Permeat Q m³/h	Ausbeute %	Permeat Totalisator m³	Permeat Lf (11) µS/cm	Feed Druck (8.1)
04.11.2010	0.090	8.229	7.422	78.036	0.440	8.067	8.354	0.350	79.513	2920.972	72.338	8.391
05.11.2010	0.090	8.519	7.446	79.699	0.440	8.345	8.366	0.350	79.528	2929.374	57.292	8.669
06.11.2010	0.090	9.074	7.457	82.994	0.440	8.900	8.372	0.350	79.528	2937.777	50.347	9.225
07.11.2010	0.090	9.942	7.457	87.423	0.440	9.769	8.343	0.350	79.528	2946.180	49.190	10.093
08.11.2010	0.090	10.729	7.451	91.214	0.440	10.544	8.337	0.350	79.524	2949.681	48.611	10.891
08.11.2010	0.090	8.044	7.440	77.423	0.440	7.870	8.383	0.350	79.524	2953.182	103.588	8.206
09.11.2010	0.090	8.576	7.446	80.708	0.440	8.414	8.383	0.350	79.529	2961.585	68.866	8.750
10.11.2010	0.170	8.009	7.428	80.051	0.560	7.836	8.302	0.390	69.612	2965.486	69.444	8.183
11.11.2010	0.170	8.056	7.451	80.359	0.560	7.882	8.325	0.390	69.615	2974.847	48.611	8.229
12.11.2010	0.170	8.102	7.440	80.300	0.560	7.928	8.325	0.390	69.619	2984.208	45.718	8.275
13.11.2010	0.170	8.148	7.475	80.313	0.560	7.975	8.348	0.390	69.619	2993.569	45.718	8.322
14.11.2010	0.170	8.171	7.492	80.659	0.560	7.998	8.366	0.390	69.619	3002.930	45.718	8.356
15.11.2010	0.170	8.206	7.463	80.969	0.560	8.009	8.360	0.390	69.619	3012.291	45.718	8.391
16.11.2010	0.170	8.229	7.486	81.380	0.560	8.056	8.377	0.390	69.615	3021.652	45.718	8.438
17.11.2010	0.170	8.264	7.498	81.715	0.561	8.067	8.389	0.390	69.637	3031.013	45.718	8.461
18.11.2010	0.170	8.287	7.498	82.062	0.560	8.102	8.383	0.390	69.619	3040.374	45.718	8.495
19.11.2010	0.170	8.356	7.498	82.444	0.560	8.171	8.372	0.390	69.619	3049.735	45.718	8.565
20.11.2010	0.170	8.414	7.515	82.801	0.560	8.229	8.377	0.390	69.619	3059.097	45.718	8.634
21.11.2010	0.170	8.472	7.532	83.201	0.560	8.287	8.389	0.390	69.619	3068.458	45.718	8.692
22.11.2010	0.170	8.495	7.561	83.537	0.560	8.287	8.418	0.390	69.619	3077.819	43.981	8.727
23.11.2010	0.170	8.275	7.584	81.526	0.560	8.067	8.406	0.390	69.619	3082.109	79.282	8.519
23.11.2010	0.140	8.611	7.579	82.430	0.530	8.403	8.453	0.390	73.593	3087.180	50.347	8.854
24.11.2010	0.140	8.785	7.584	83.472	0.530	8.576	8.447	0.390	73.581	3096.541	45.718	9.028
25.11.2010	0.140	8.981	7.642	85.496	0.530	8.785	8.481	0.390	73.593	3105.902	45.718	9.225
26.11.2010	0.140	9.039	7.666	85.842	0.530	8.843	8.464	0.390	73.610	3110.193	45.718	9.282
26.11.2010	0.101	8.345	7.058	83.380	0.490	8.125	7.961	0.389	79.548	3114.866	185.764	8.588
27.11.2010	0.100	8.692	7.098	85.102	0.490	8.495	7.984	0.390	79.553	3124.227	130.787	8.935
28.11.2010	0.100	8.762	7.098	85.556	0.490	8.588	7.990	0.390	79.572	3133.588	116.898	9.016
29.11.2010	0.100	8.692	7.087	85.489	0.490	8.507	8.036	0.390	79.577	3142.950	115.162	8.958

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße	Rückführ.	Stellgröße	Flux L/m²/h	II Feed	II Konz	ΔII bar	Permeat		ΔP	ΔP
		Ventil (18)	Q (19) m³/h	Ventil (15.1)		bar	bar		Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	lead Element bar	last Element bar
17.04.2009	14.6	19.125	0.538	7.053	25.0	0.3	0.9	0.6	1.0	8.99E-09	0.139	0.081
18.04.2009	14.4	19.475	0.542	7.972	25.0	0.3	0.9	0.6	1.4	9.06E-09	0.116	0.093
19.04.2009	14.4	19.831	0.536	8.307	25.0	0.3	0.9	0.6	2.0	9.10E-09	0.116	0.081
20.04.2009	14.5	19.658	0.536	7.999	25.0	0.3	0.9	0.6	2.6	9.17E-09	0.116	0.093
21.04.2009	17.3	19.736	0.538	8.107	25.0	0.3	0.9	0.6	3.3	9.30E-09	0.116	0.093
22.04.2009	19.5	20.081	0.538	7.842	25.0	0.3	0.9	0.6	3.9	9.24E-09	0.116	0.081
23.04.2009	15.1	19.574	0.543	7.344	25.0	0.3	1.1	0.8	4.4	8.90E-09	0.116	0.081
28.04.2009	18.3	18.960	0.550	6.723	24.9	0.3	1.1	0.8	6.7	9.13E-09	0.116	0.104
29.04.2009	19.6	18.382	0.550	7.454	24.9	0.3	1.1	0.8	7.1	8.93E-09	0.139	0.081
30.04.2009	14.8	18.944	0.539	7.263	24.8	0.3	1.1	0.8	7.4	9.14E-09	0.093	0.104
30.04.2009	15.7	19.917	0.587	7.503	25.0	0.3	1.4	1.1	7.7	8.94E-09	0.127	0.081
01.05.2009	19.8	19.763	0.591	7.681	25.1	0.3	1.4	1.1	8.0	9.02E-09	0.116	0.104
02.05.2009	19.8	20.146	0.597	8.184	25.1	0.3	1.4	1.1	8.5	9.49E-09	0.116	0.104
04.05.2009	20.1	20.806	0.593	7.529	25.1	0.3	1.4	1.1	9.9	9.46E-09	0.127	0.093
05.05.2009	15.4	20.210	0.594	7.539	25.2	0.3	1.4	1.1	10.7	9.50E-09	0.127	0.104
06.05.2009	19.9	20.351	0.595	7.177	25.1	0.3	1.4	1.1	11.6	9.35E-09	0.116	0.093
07.05.2009	20.0	20.315	0.590	6.766	25.1	0.3	1.4	1.1	12.3	9.41E-09	0.116	0.116
07.05.2009	15.7	19.468	0.600	6.497	25.0	0.3	1.4	1.1	12.8	9.06E-09	0.116	0.116
08.05.2009	16.1	19.628	0.593	6.499	25.1	0.3	1.4	1.1	13.4	8.80E-09	0.139	0.116
09.05.2009	20.9	19.213	0.588	6.195	25.0	0.3	1.4	1.1	14.4	8.50E-09	0.139	0.116
10.05.2009	20.8	18.969	0.589	5.601	25.0	0.3	1.4	1.1	15.1	8.39E-09	0.116	0.127
13.05.2009	18.8	20.550	0.645	5.423	25.0	0.3	1.7	1.4	15.7	8.79E-09	0.116	0.174
14.05.2009	21.1	19.551	0.628	5.974	25.1	0.3	1.7	1.4	16.4	8.39E-09	0.116	0.220
15.05.2009	21.4	19.418	0.641	6.009	25.1	0.3	1.7	1.4	17.2	7.96E-09	0.127	0.255
19.05.2009	15.712	20.255	0.640	6.741	25.1	0.3	1.4	1.1	17.7	8.37E-09	0.116	0.289
20.05.2009	15.668	19.553	0.642	6.723	25.1	0.3	1.4	1.1	18.4	7.84E-09	0.127	0.289
21.05.2009	15.625	19.296	0.643	6.375	25.0	0.3	1.4	1.1	19.0	7.73E-09	0.127	0.301
22.05.2009	15.842	19.112	0.638	6.663	25.0	0.3	1.4	1.1	19.6	7.58E-09	0.116	0.313
23.05.2009	15.842	19.361	0.644	6.909	25.0	0.3	1.4	1.1	19.9	7.42E-09	0.116	0.313
27.05.2009	14.757	21.484	0.637	8.263	25.1	0.3	1.4	1.1	20.3	9.41E-09	0.116	0.336
28.05.2009	14.714	21.865	0.645	8.048	25.0	0.3	1.4	1.1	20.9	9.29E-09	0.139	0.313

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
29.05.2009	14.757	21.056	0.629	8.091	25.0	0.3	1.4	1.1	21.5	8.98E-09	0.116	0.324
30.05.2009	21.267	20.234	0.645	6.453	25.1	0.3	1.4	1.1	22.2	8.15E-09	0.127	0.313
31.05.2009	21.658	20.015	0.640	6.682	25.0	0.3	1.4	1.1	22.8	8.11E-09	0.127	0.324
01.06.2009	21.528	20.088	0.640	6.908	25.0	0.3	1.4	1.1	23.4	8.27E-09	0.139	0.313
02.06.2009	21.484	20.663	0.642	6.704	24.8	0.3	1.4	1.1	24.0	8.54E-09	0.127	0.324
03.06.2009	21.962	21.507	0.645	7.257	25.0	0.3	1.4	1.1	24.6	9.22E-09	0.127	0.336
04.06.2009	21.484	23.094	0.651	7.086	25.0	0.3	1.4	1.1	25.2	1.05E-08	0.127	0.336
05.06.2009	21.441	23.473	0.641	7.399	25.1	0.3	1.4	1.1	25.9	1.05E-08	0.116	0.347
06.06.2009	21.311	23.280	0.646	5.854	25.0	0.3	1.4	1.1	26.4	1.05E-08	0.116	0.347
07.06.2009	21.267	23.562	0.640	6.388	25.0	0.3	1.4	1.1	26.9	1.04E-08	0.127	0.313
08.06.2009	21.224	23.338	0.637	6.285	25.0	0.3	1.4	1.1	27.3	1.05E-08	0.127	0.324
09.06.2009	21.311	23.555	0.637	6.288	25.0	0.3	1.4	1.1	27.8	1.06E-08	0.127	0.313
16.06.2009	21.701	23.868	0.648	5.873	25.1	0.3	1.4	1.1	31.6	1.08E-08	0.127	0.289
18.06.2009	15.451	23.653	0.648	5.274	24.9	0.3	1.4	1.1	32.5	1.11E-08	0.127	0.220
19.06.2009	19.358	23.251	0.639	5.233	25.0	0.3	1.4	1.1	33.3	1.08E-08	0.127	0.226
20.06.2009	16.016	22.752	0.645	5.605	25.0	0.3	1.4	1.1	34.0	1.04E-08	0.127	0.220
21.06.2009	21.528	22.991	0.640	5.635	25.0	0.3	1.4	1.1	34.7	1.04E-08	0.116	0.231
22.06.2009	21.267	22.999	0.642	5.868	25.0	0.3	1.4	1.1	35.4	1.03E-08	0.127	0.220
23.06.2009	21.137	22.570	0.646	5.826	25.0	0.3	1.4	1.1	36.1	1.02E-08	0.116	0.231
24.06.2009	21.267	22.714	0.649	6.408	25.0	0.3	1.4	1.1	36.8	1.04E-08	0.127	0.231
25.06.2009	21.571	22.985	0.644	6.684	25.0	0.3	1.4	1.1	37.5	1.06E-08	0.127	0.231
26.06.2009	21.918	23.132	0.643	6.947	25.0	0.3	1.4	1.1	38.3	1.06E-08	0.116	0.231
27.06.2009	21.918	23.557	0.640	7.115	25.0	0.3	1.4	1.1	39.0	1.07E-08	0.116	0.231
28.06.2009	21.918	23.209	0.643	7.473	25.0	0.3	1.4	1.1	39.7	1.07E-08	0.116	0.231
01.07.2009	22.309	25.142	0.648	6.379	24.9	0.3	1.4	1.1	40.4	1.14E-08	0.116	0.231
02.07.2009	22.569	23.834	0.645	6.857	24.9	0.3	1.4	1.1	41.1	1.11E-08	0.116	0.220
03.07.2009	22.439	23.720	0.650	6.926	25.0	0.3	1.4	1.1	41.8	1.12E-08	0.116	0.231
04.07.2009	22.439	23.670	0.645	6.852	25.0	0.3	1.4	1.1	42.5	1.11E-08	0.127	0.220
05.07.2009	22.309	23.841	0.645	7.069	25.0	0.3	1.4	1.1	43.3	1.11E-08	0.127	0.220
06.07.2009	22.352	23.875	0.645	6.970	25.0	0.3	1.4	1.1	44.0	1.11E-08	0.127	0.220
07.07.2009	22.222	24.072	0.646	6.656	25.0	0.3	1.4	1.1	44.7	1.12E-08	0.127	0.220

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße	Rückführ.	Stellgröße	Flux L/m ² /h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat		ΔP	ΔP
		Ventil (18)	Q (19) m ³ /h	Ventil (15.1)					Qspez. m ³ /m ²	MTC@10°C m/(s*kPa)	lead Element bar	last Element bar
08.07.2009	21.745	23.898	0.646	6.751	25.0	0.3	1.4	1.1	45.4	1.11E-08	0.127	0.220
09.07.2009	21.528	23.970	0.648	6.997	25.0	0.3	1.4	1.1	46.1	1.12E-08	0.127	0.220
10.07.2009	21.528	23.934	0.645	6.340	24.9	0.3	1.4	1.1	46.8	1.12E-08	0.127	0.220
11.07.2009	21.484	24.042	0.645	6.054	24.9	0.3	1.4	1.1	47.5	1.12E-08	0.127	0.220
12.07.2009	21.571	24.109	0.645	6.721	25.0	0.3	1.4	1.1	48.3	1.13E-08	0.127	0.220
13.07.2009	21.745	23.970	0.638	6.661	25.0	0.3	1.4	1.1	49.0	1.13E-08	0.127	0.220
14.07.2009	22.005	24.044	0.642	5.991	25.0	0.3	1.4	1.1	49.7	1.13E-08	0.139	0.208
15.07.2009	22.092	24.567	0.649	6.707	25.0	0.3	1.4	1.1	50.4	1.13E-08	0.116	0.231
16.07.2009	15.451	23.294	0.652	6.957	25.0	0.3	1.4	1.1	50.5	1.10E-08	0.122	0.104
17.07.2009	15.365	24.341	0.642	7.658	25.0	0.3	1.4	1.1	50.9	1.14E-08	0.139	0.081
18.07.2009	19.531	24.535	0.640	7.839	25.0	0.3	1.4	1.1	51.5	1.16E-08	0.127	0.081
19.07.2009	21.094	24.816	0.640	8.212	25.0	0.3	1.4	1.1	52.1	1.17E-08	0.127	0.093
20.07.2009	15.408	24.963	0.645	7.234	25.0	0.3	1.4	1.1	52.6	1.17E-08	0.116	0.104
21.07.2009	21.267	24.761	0.643	7.684	25.0	0.3	1.4	1.1	53.3	1.18E-08	0.127	0.093
22.07.2009	21.354	25.034	0.645	8.081	25.1	0.3	1.4	1.1	53.9	1.18E-08	0.127	0.093
23.07.2009	21.484	24.554	0.648	7.542	25.0	0.3	1.4	1.1	54.4	1.16E-08	0.116	0.093
24.07.2009	21.528	24.241	0.645	7.572	25.0	0.3	1.4	1.1	54.8	1.13E-08	0.139	0.093
25.07.2009	21.354	24.177	0.645	7.780	25.0	0.3	1.4	1.1	55.3	1.13E-08	0.139	0.093
26.07.2009	21.354	24.383	0.646	7.539	25.0	0.3	1.4	1.1	55.8	1.13E-08	0.127	0.093
27.07.2009	21.528	24.024	0.643	7.710	25.0	0.3	1.4	1.1	56.2	1.13E-08	0.139	0.093
28.07.2009	21.658	24.331	0.646	7.297	25.0	0.3	1.4	1.1	56.7	1.13E-08	0.116	0.093
29.07.2009	21.658	24.172	0.642	7.130	25.0	0.3	1.4	1.1	57.1	1.14E-08	0.127	0.093
30.07.2009	21.745	24.238	0.646	7.484	25.0	0.3	1.4	1.1	57.6	1.14E-08	0.127	0.093
31.07.2009	21.788	24.324	0.644	7.787	25.0	0.3	1.4	1.1	58.0	1.13E-08	0.116	0.093
01.08.2009	21.745	24.283	0.641	7.014	25.0	0.3	1.4	1.1	58.5	1.14E-08	0.127	0.093
02.08.2009	21.788	24.311	0.646	7.361	25.0	0.3	1.4	1.1	59.0	1.14E-08	0.127	0.093
03.08.2009	20.052	24.425	0.644	7.475	25.0	0.3	1.4	1.1	59.4	1.14E-08	0.127	0.104
07.08.2009	15.451	24.219	0.643	7.171	25.0	0.3	1.4	1.1	59.6	1.11E-08	0.127	0.104
08.08.2009	21.701	24.366	0.641	7.487	25.0	0.3	1.4	1.1	60.1	1.14E-08	0.139	0.093
09.08.2009	21.875	24.624	0.642	7.442	25.0	0.3	1.4	1.1	60.7	1.15E-08	0.127	0.093
10.08.2009	20.226	24.305	0.646	7.213	25.0	0.3	1.4	1.1	61.2	1.14E-08	0.127	0.093

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
11.08.2009	20.139	24.379	0.645	6.664	25.0	0.3	1.4	1.1	61.8	1.14E-08	0.127	0.093
12.08.2009	21.571	24.131	0.640	7.091	25.0	0.3	1.4	1.1	62.5	1.13E-08	0.116	0.093
13.08.2009	21.571	24.044	0.642	7.263	25.0	0.3	1.4	1.1	63.1	1.13E-08	0.127	0.081
14.08.2009	19.922	24.115	0.645	6.896	24.9	0.3	1.4	1.1	63.7	1.13E-08	0.116	0.104
15.08.2009	21.571	24.085	0.643	6.981	25.0	0.3	1.4	1.1	64.3	1.14E-08	0.127	0.104
16.08.2009	21.745	24.149	0.643	7.670	25.0	0.3	1.4	1.1	64.7	1.13E-08	0.127	0.081
17.08.2009	21.484	24.425	0.644	7.320	25.0	0.3	1.4	1.1	65.2	1.14E-08	0.127	0.093
18.08.2009	21.918	24.243	0.646	7.831	25.0	0.3	1.4	1.1	65.6	1.13E-08	0.139	0.093
19.08.2009	22.092	24.219	0.646	7.293	25.0	0.3	1.4	1.1	66.2	1.13E-08	0.127	0.093
20.08.2009	22.222	24.222	0.640	7.354	25.0	0.3	1.4	1.1	66.8	1.13E-08	0.139	0.081
21.08.2009	20.616	24.132	0.648	7.133	25.0	0.3	1.4	1.1	67.4	1.13E-08	0.139	0.093
22.08.2009	20.399	24.123	0.646	7.984	25.0	0.3	1.4	1.1	68.0	1.12E-08	0.139	0.093
23.08.2009	21.658	24.006	0.645	7.598	25.0	0.3	1.4	1.1	68.6	1.13E-08	0.127	0.104
24.08.2009	17.622	23.999	0.641	7.372	25.0	0.3	1.4	1.1	69.2	1.12E-08	0.139	0.093
25.08.2009	21.701	24.118	0.642	7.461	25.0	0.3	1.4	1.1	69.7	1.12E-08	0.139	0.093
26.08.2009	21.658	24.175	0.640	7.270	25.0	0.3	1.4	1.1	70.3	1.12E-08	0.127	0.093
27.08.2009	15.148	24.187	0.645	7.928	25.0	0.3	1.4	1.1	70.9	1.11E-08	0.127	0.104
28.08.2009	21.745	24.709	0.648	7.882	25.0	0.3	1.4	1.1	71.5	1.10E-08	0.139	0.093
29.08.2009	21.571	24.357	0.641	8.353	25.0	0.3	1.4	1.1	72.1	1.09E-08	0.127	0.104
30.08.2009	21.224	24.269	0.646	8.521	25.0	0.3	1.4	1.1	72.7	1.09E-08	0.127	0.104
31.08.2009	20.833	24.282	0.640	8.455	25.0	0.3	1.4	1.1	73.3	1.08E-08	0.139	0.081
01.09.2009	21.571	24.555	0.648	8.365	25.0	0.3	1.4	1.1	73.8	1.08E-08	0.139	0.081
02.09.2009	21.701	24.498	0.646	8.440	25.0	0.3	1.4	1.1	74.4	1.08E-08	0.133	0.098
03.09.2009	21.528	24.266	0.643	8.135	25.0	0.3	1.4	1.1	75.0	1.08E-08	0.150	0.081
04.09.2009	21.267	24.119	0.636	8.387	25.0	0.3	1.4	1.1	75.6	1.08E-08	0.139	0.093
05.09.2009	20.790	24.280	0.639	8.023	25.0	0.3	1.4	1.1	76.2	1.07E-08	0.139	0.093
06.09.2009	20.790	24.154	0.646	8.641	25.0	0.3	1.4	1.1	76.8	1.07E-08	0.133	0.093
07.09.2009	20.616	24.051	0.646	8.021	25.0	0.3	1.4	1.1	77.4	1.07E-08	0.127	0.104
08.09.2009	20.790	24.212	0.642	8.421	25.0	0.3	1.4	1.1	77.9	1.06E-08	0.139	0.081
09.09.2009	20.616	24.042	0.649	8.395	25.0	0.3	1.4	1.1	78.4	1.07E-08	0.127	0.104
10.09.2009	18.099	24.275	0.649	7.924	24.9	0.3	1.4	1.1	78.9	1.07E-08	0.127	0.104

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
11.09.2009	18.034	24.333	0.649	8.173	25.0	0.3	1.4	1.1	79.1	1.08E-08	0.127	0.104
11.09.2009	21.267	24.583	0.648	8.617	25.0	0.3	1.4	1.1	79.3	1.06E-08	0.127	0.104
12.09.2009	20.833	23.906	0.646	8.260	25.0	0.3	1.4	1.1	79.8	1.06E-08	0.127	0.104
13.09.2009	20.833	24.100	0.645	8.256	25.0	0.3	1.4	1.1	80.3	1.06E-08	0.127	0.104
14.09.2009	20.833	23.925	0.644	8.280	25.0	0.3	1.4	1.1	80.8	1.05E-08	0.139	0.093
15.09.2009	20.443	23.853	0.648	8.497	25.0	0.3	1.4	1.1	81.3	1.05E-08	0.127	0.104
16.09.2009	20.660	23.849	0.648	7.886	25.0	0.3	1.4	1.1	81.8	1.04E-08	0.139	0.093
17.09.2009	18.859	23.687	0.643	8.356	25.0	0.3	1.4	1.1	82.3	1.03E-08	0.139	0.093
18.09.2009	21.050	23.327	0.628	7.170	25.0	0.3	1.4	1.1	82.3	1.04E-08	0.127	0.104
29.09.2009	15.234	23.529	0.639	6.564	24.9	0.3	1.4	1.1	82.6	1.05E-08	0.139	0.093
30.09.2009	15.191	23.894	0.648	7.313	25.0	0.3	1.4	1.1	83.2	1.06E-08	0.127	0.104
01.10.2009	20.877	23.853	0.645	7.264	25.0	0.3	1.4	1.1	83.7	1.07E-08	0.150	0.081
02.10.2009	20.616	24.003	0.637	7.472	25.0	0.3	1.4	1.1	84.3	1.08E-08	0.150	0.104
03.10.2009	19.965	24.142	0.642	7.506	25.0	0.3	1.4	1.1	84.8	1.08E-08	0.127	0.104
04.10.2009	17.969	24.077	0.646	7.177	25.0	0.3	1.4	1.1	85.4	1.09E-08	0.139	0.093
05.10.2009	19.922	23.979	0.646	7.661	25.0	0.3	1.4	1.1	85.9	1.09E-08	0.127	0.104
06.10.2009	20.920	24.111	0.646	7.477	25.0	0.3	1.4	1.1	86.5	1.09E-08	0.127	0.104
07.10.2009	21.441	24.397	0.643	7.234	25.0	0.3	1.4	1.1	87.0	1.09E-08	0.127	0.104
08.10.2009	15.234	23.989	0.649	6.949	25.0	0.3	1.4	1.1	87.6	1.05E-08	0.150	0.093
09.10.2009	21.224	27.189	0.654	8.137	25.1	0.3	1.4	1.1	87.6	1.02E-08	0.139	0.093
21.10.2009	14.714	27.617	0.645	6.442	25.0	0.3	1.4	1.1	88.0	1.08E-08	0.139	0.093
22.10.2009	18.533	31.106	0.655	7.005	25.0	0.3	1.4	1.1	88.3	1.05E-08	0.127	0.104
23.10.2009	14.800	25.882	0.652	8.723	25.1	0.3	1.4	1.1	88.7	1.00E-08	0.139	0.104
24.10.2009	14.844	28.206	0.650	11.031	25.0	0.3	1.4	1.1	88.8	9.15E-09	0.139	0.127
27.10.2009	15.061	25.594	0.652	6.402	25.0	0.3	1.4	1.1	88.9	9.08E-09	0.139	0.127
10.11.2009	14.757	32.038	0.651	7.340	25.0	0.3	1.4	1.1	89.2	9.63E-09	0.127	0.116
11.11.2009	14.800	39.659	0.648	11.272	25.0	0.3	1.4	1.1	89.3	9.11E-09	0.127	0.127
13.11.2009	18.924	42.542	0.652	8.048	25.0	0.3	1.4	1.1	89.6	9.54E-09	0.127	0.127
14.11.2009	18.750	47.036	0.644	11.976	25.0	0.3	1.4	1.1	89.7	8.97E-09	0.127	0.162
17.11.2009	14.800	45.387	0.650	6.766	25.0	0.3	1.4	1.1	90.0	1.01E-08	0.122	0.110
18.11.2009	14.800	45.015	0.646	7.016	25.1	0.3	1.4	1.1	90.5	9.97E-09	0.139	0.116

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße	Rückführ.	Stellgröße	Flux L/m ² /h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat		ΔP	ΔP
		Ventil (18)	Q (19) m ³ /h	Ventil (15.1)					Qspez. m ³ /m ²	MTC@10°C m/(s*kPa)	lead Element bar	last Element bar
19.11.2009	14.627	45.286	0.649	7.207	25.1	0.3	1.4	1.1	91.1	1.01E-08	0.139	0.116
20.11.2009	14.627	45.507	0.648	7.001	25.0	0.3	1.4	1.1	91.6	1.02E-08	0.127	0.116
21.11.2009	14.583	45.540	0.646	7.176	25.1	0.3	1.4	1.1	92.2	1.02E-08	0.116	0.116
22.11.2009	14.583	45.556	0.649	7.223	25.1	0.3	1.4	1.1	92.7	1.01E-08	0.127	0.116
23.11.2009	14.757	44.543	0.646	7.070	25.1	0.3	1.4	1.1	93.3	9.83E-09	0.127	0.116
24.11.2009	14.627	44.681	0.646	7.088	25.1	0.3	1.4	1.1	93.5	9.92E-09	0.127	0.116
02.12.2009	14.410	44.634	0.657	6.713	25.0	0.3	1.4	1.1	93.5	9.89E-09	0.139	0.104
02.12.2009	14.540	44.712	0.653	6.627	25.0	0.3	1.4	1.1	93.6	9.83E-09	0.139	0.116
02.12.2009	14.627	44.445	0.648	6.899	25.1	0.3	1.4	1.1	93.6	9.70E-09	0.139	0.104
02.12.2009	14.714	44.232	0.656	6.680	25.0	0.3	1.4	1.1	93.6	9.68E-09	0.139	0.116
02.12.2009	14.627	44.729	0.651	6.987	25.0	0.3	1.4	1.1	93.6	9.69E-09	0.139	0.116
02.12.2009	14.627	45.112	0.651	7.188	25.0	0.3	1.4	1.1	93.7	9.56E-09	0.145	0.116
02.12.2009	14.714	44.905	0.648	7.106	25.1	0.3	1.4	1.1	93.7	9.43E-09	0.133	0.110
02.12.2009	16.710	45.655	0.648	7.020	25.0	0.3	1.4	1.1	93.7	9.32E-09	0.127	0.110
02.12.2009	16.797	46.493	0.643	5.859	24.9	0.3	1.4	1.1	93.7	9.16E-09	0.127	0.116
02.12.2009	14.931	46.548	0.650	6.835	24.8	0.3	1.4	1.1	93.8	9.00E-09	0.139	0.104
04.12.2009	14.627	48.004	0.651	6.587	24.9	0.3	1.4	1.1	94.1	9.66E-09	0.127	0.104
05.12.2009	14.410	48.552	0.652	6.919	25.0	0.3	1.4	1.1	94.6	9.92E-09	0.139	0.116
06.12.2009	14.497	49.058	0.652	6.951	25.0	0.3	1.4	1.1	95.2	1.01E-08	0.127	0.104
07.12.2009	14.410	49.276	0.653	7.140	25.0	0.3	1.4	1.1	95.7	1.03E-08	0.127	0.116
08.12.2009	14.366	49.479	0.653	7.070	24.9	0.3	1.4	1.1	96.2	1.04E-08	0.116	0.116
09.12.2009	14.366	49.492	0.652	6.957	24.9	0.3	1.4	1.1	96.8	1.04E-08	0.127	0.104
10.12.2009	14.366	49.739	0.652	7.155	25.0	0.3	1.4	1.1	97.3	1.05E-08	0.139	0.116
11.12.2009	14.323	49.379	0.654	7.243	25.0	0.3	1.4	1.1	97.9	1.04E-08	0.116	0.116
12.12.2009	14.193	49.454	0.653	7.149	24.9	0.3	1.4	1.1	98.4	1.05E-08	0.127	0.116
13.12.2009	14.149	49.372	0.652	7.222	25.0	0.3	1.4	1.1	99.0	1.04E-08	0.139	0.116
14.12.2009	14.063	49.215	0.652	7.087	25.0	0.3	1.4	1.1	99.5	1.04E-08	0.127	0.116
15.12.2009	14.063	49.164	0.652	7.104	25.0	0.3	1.4	1.1	100.1	1.03E-08	0.127	0.116
16.12.2009	14.106	49.074	0.652	6.973	25.0	0.3	1.4	1.1	100.6	1.03E-08	0.127	0.116
17.12.2009	14.106	48.963	0.653	6.957	24.9	0.3	1.4	1.1	101.2	1.03E-08	0.139	0.116
18.12.2009	14.063	49.091	0.652	7.156	25.0	0.3	1.4	1.1	101.7	1.03E-08	0.116	0.116

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
19.12.2009	13.672	48.829	0.652	7.119	25.0	0.3	1.4	1.1	102.3	1.02E-08	0.127	0.116
20.12.2009	13.845	48.621	0.652	7.003	24.9	0.3	1.4	1.1	102.6	1.01E-08	0.127	0.116
22.12.2009	14.280	47.150	0.649	6.302	25.0	0.3	1.4	1.1	102.9	9.76E-09	0.127	0.116
23.12.2009	14.280	47.555	0.648	6.612	25.0	0.3	1.4	1.1	103.5	9.79E-09	0.139	0.116
24.12.2009	14.323	47.713	0.649	6.498	25.0	0.3	1.4	1.1	104.1	9.84E-09	0.139	0.116
25.12.2009	14.280	47.575	0.648	6.711	25.0	0.3	1.4	1.1	104.7	9.87E-09	0.150	0.116
26.12.2009	14.193	47.838	0.648	6.613	25.0	0.3	1.4	1.1	105.2	9.88E-09	0.139	0.116
27.12.2009	14.149	47.930	0.646	6.846	25.0	0.3	1.4	1.1	105.8	9.90E-09	0.139	0.116
28.12.2009	14.193	48.050	0.646	6.995	25.0	0.3	1.4	1.1	106.4	9.90E-09	0.127	0.127
29.12.2009	14.280	47.914	0.646	7.016	25.1	0.3	1.4	1.1	107.0	9.93E-09	0.139	0.116
30.12.2009	14.366	48.065	0.649	6.846	25.0	0.3	1.4	1.1	107.5	9.92E-09	0.127	0.116
31.12.2009	14.410	47.862	0.646	7.321	25.0	0.3	1.4	1.1	108.1	9.86E-09	0.139	0.116
01.01.2010	14.366	48.063	0.649	6.727	25.0	0.3	1.4	1.1	108.7	9.88E-09	0.139	0.116
02.01.2010	14.323	47.841	0.645	7.141	25.1	0.3	1.4	1.1	109.3	9.78E-09	0.139	0.116
03.01.2010	14.193	47.735	0.645	6.926	25.0	0.3	1.4	1.1	109.8	9.76E-09	0.127	0.139
04.01.2010	14.149	47.494	0.645	6.816	25.0	0.3	1.4	1.1	110.4	9.73E-09	0.139	0.116
05.01.2010	14.149	46.864	0.650	6.436	24.9	0.3	1.4	1.1	110.6	9.74E-09	0.139	0.127
08.01.2010	13.976	47.592	0.649	6.971	25.1	0.3	1.4	1.1	110.9	9.79E-09	0.150	0.116
09.01.2010	13.976	47.692	0.646	6.717	25.0	0.3	1.4	1.1	111.5	9.78E-09	0.150	0.116
10.01.2010	14.106	47.623	0.649	6.696	25.0	0.3	1.4	1.1	112.1	9.73E-09	0.139	0.116
11.01.2010	14.106	47.766	0.649	7.145	25.1	0.3	1.4	1.1	112.7	9.67E-09	0.139	0.139
12.01.2010	14.106	47.567	0.649	6.856	25.1	0.3	1.4	1.1	113.2	9.65E-09	0.139	0.127
13.01.2010	14.149	47.415	0.649	6.970	25.1	0.3	1.4	1.1	113.8	9.60E-09	0.162	0.116
14.01.2010	14.149	47.183	0.646	6.739	25.0	0.3	1.4	1.1	114.4	9.60E-09	0.150	0.116
15.01.2010	14.280	47.168	0.646	6.577	25.0	0.3	1.4	1.1	115.0	9.50E-09	0.150	0.127
16.01.2010	14.280	47.077	0.648	6.845	25.0	0.3	1.4	1.1	115.5	9.43E-09	0.150	0.127
17.01.2010	14.280	47.244	0.649	6.827	25.1	0.3	1.4	1.1	116.1	9.42E-09	0.139	0.139
18.01.2010	14.323	46.743	0.648	7.004	25.0	0.3	1.4	1.1	116.7	9.33E-09	0.150	0.127
19.01.2010	14.280	46.716	0.650	6.718	25.1	0.3	1.4	1.1	117.3	9.33E-09	0.139	0.139
20.01.2010	14.366	46.609	0.646	6.622	25.0	0.3	1.4	1.1	117.8	9.30E-09	0.139	0.139
21.01.2010	14.280	46.627	0.651	7.039	25.1	0.3	1.4	1.1	118.4	9.21E-09	0.162	0.127

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
22.01.2010	14.410	46.629	0.648	6.777	25.0	0.3	1.4	1.1	119.0	9.18E-09	0.162	0.127
23.01.2010	14.366	46.380	0.648	6.448	25.0	0.3	1.4	1.1	119.6	9.15E-09	0.162	0.127
24.01.2010	14.410	46.315	0.649	6.648	25.0	0.3	1.4	1.1	120.1	9.08E-09	0.150	0.127
27.01.2010	14.280	46.685	0.646	6.535	25.0	0.3	1.4	1.1	120.4	9.18E-09	0.162	0.127
28.01.2010	14.280	46.242	0.645	6.834	25.1	0.3	1.4	1.1	121.0	9.10E-09	0.162	0.127
29.01.2010	14.974	46.010	0.646	6.874	25.1	0.3	1.4	1.1	121.6	9.03E-09	0.150	0.127
30.01.2010	14.410	45.750	0.648	6.691	25.1	0.3	1.4	1.1	122.2	8.94E-09	0.162	0.127
31.01.2010	14.366	45.773	0.646	6.545	25.0	0.3	1.4	1.1	122.8	8.81E-09	0.162	0.127
01.02.2010	14.410	45.577	0.645	6.563	25.1	0.3	1.4	1.1	123.3	8.74E-09	0.162	0.127
02.02.2010	14.410	45.381	0.648	6.287	25.0	0.3	1.4	1.1	123.9	8.64E-09	0.162	0.127
03.02.2010	14.410	44.928	0.649	6.696	25.1	0.3	1.4	1.1	124.5	8.59E-09	0.162	0.127
04.02.2010	14.583	44.785	0.645	6.598	25.0	0.3	1.4	1.1	125.1	8.51E-09	0.150	0.139
05.02.2010	14.627	44.700	0.646	6.503	25.0	0.3	1.4	1.1	125.6	8.43E-09	0.162	0.127
09.02.2010	14.280	45.720	0.644	6.483	25.0	0.3	1.4	1.1	125.9	9.42E-09	0.162	0.127
10.02.2010	14.193	45.517	0.646	6.607	25.0	0.3	1.4	1.1	126.4	9.33E-09	0.162	0.139
11.02.2010	14.106	45.714	0.647	6.663	25.0	0.3	1.4	1.1	127.0	9.29E-09	0.139	0.127
12.02.2010	14.106	45.761	0.648	6.536	25.0	0.3	1.4	1.1	127.2	9.27E-09	0.150	0.127
12.02.2010	13.932	47.643	0.645	6.703	25.0	0.3	1.4	1.1	127.3	1.06E-08	0.139	0.139
01.03.2010	14.627	53.707	0.649	19.704	25.8	0.3	1.4	1.1	127.6	9.44E-09	0.162	0.093
02.03.2010	15.061	29.196	0.648	29.101	25.7	0.3	1.4	1.1	128.3	8.18E-09	0.185	0.104
03.03.2010	15.061	27.981	0.648	26.975	25.7	0.3	1.4	1.1	128.8	7.78E-09	0.174	0.104
16.03.2010	14.280	56.228	0.643	7.655	25.0	0.3	1.4	1.1	129.1	1.03E-08	0.162	0.093
17.03.2010	14.193	55.386	0.646	7.504	25.0	0.3	1.4	1.1	129.6	1.05E-08	0.139	0.104
18.03.2010	14.280	53.406	0.643	7.584	25.0	0.3	1.4	1.1	130.2	1.05E-08	0.150	0.104
19.03.2010	14.410	53.808	0.648	7.667	25.0	0.3	1.4	1.1	130.8	1.06E-08	0.139	0.104
20.03.2010	14.540	53.918	0.645	7.951	25.0	0.3	1.4	1.1	131.4	1.07E-08	0.139	0.104
21.03.2010	15.690	53.907	0.646	7.924	25.0	0.3	1.4	1.1	131.9	1.07E-08	0.150	0.081
22.03.2010	14.583	54.107	0.648	7.937	25.0	0.3	1.4	1.1	132.5	1.07E-08	0.150	0.104
23.03.2010	14.583	54.243	0.646	8.058	25.0	0.3	1.4	1.1	133.1	1.08E-08	0.162	0.081
24.03.2010	14.540	54.205	0.646	7.927	25.0	0.3	1.4	1.1	133.7	1.09E-08	0.150	0.104
25.03.2010	17.144	54.236	0.644	7.607	25.0	0.3	1.4	1.1	134.2	1.09E-08	0.139	0.104

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
26.03.2010	14.540	54.234	0.646	7.595	25.0	0.3	1.4	1.1	134.8	1.09E-08	0.150	0.081
27.03.2010	14.497	54.197	0.648	7.493	25.0	0.3	1.4	1.1	135.4	1.09E-08	0.139	0.093
28.03.2010	14.366	54.356	0.645	7.526	25.0	0.3	1.4	1.1	136.0	1.09E-08	0.150	0.093
29.03.2010	14.366	54.445	0.644	7.599	25.0	0.3	1.4	1.1	136.5	1.10E-08	0.150	0.104
30.03.2010	17.101	55.027	0.646	7.684	25.0	0.3	1.4	1.1	136.8	1.12E-08	0.150	0.093
31.03.2010	16.753	55.000	0.648	7.557	25.0	0.3	1.4	1.1	137.4	1.11E-08	0.139	0.093
01.04.2010	16.319	54.714	0.648	7.709	25.0	0.3	1.4	1.1	138.0	1.11E-08	0.150	0.104
02.04.2010	16.233	54.725	0.646	7.614	25.0	0.3	1.4	1.1	138.6	1.11E-08	0.150	0.081
03.04.2010	14.670	54.930	0.648	7.598	25.0	0.3	1.4	1.1	139.1	1.11E-08	0.162	0.093
04.04.2010	14.366	54.658	0.645	7.584	25.0	0.3	1.4	1.1	139.7	1.11E-08	0.139	0.093
05.04.2010	14.366	55.000	0.648	7.534	25.0	0.3	1.4	1.1	140.3	1.11E-08	0.150	0.093
06.04.2010	16.059	54.614	0.648	7.589	25.0	0.3	1.4	1.1	140.9	1.11E-08	0.150	0.104
07.04.2010	16.059	54.897	0.648	7.553	25.0	0.3	1.4	1.1	141.4	1.11E-08	0.139	0.104
08.04.2010	17.231	54.910	0.646	7.562	25.0	0.3	1.4	1.1	142.0	1.11E-08	0.139	0.093
09.04.2010	14.627	54.924	0.646	7.631	25.0	0.3	1.4	1.1	142.6	1.11E-08	0.139	0.104
10.04.2010	16.884	54.833	0.648	7.524	25.0	0.3	1.4	1.1	143.2	1.11E-08	0.150	0.093
11.04.2010	14.497	55.046	0.646	7.628	25.0	0.3	1.4	1.1	143.5	1.11E-08	0.139	0.104
12.04.2010	16.580	55.483	0.648	7.725	25.0	0.3	1.4	1.1	143.8	1.13E-08	0.162	0.081
13.04.2010	17.578	54.879	0.648	7.864	25.0	0.3	1.4	1.1	144.3	1.12E-08	0.139	0.104
14.04.2010	17.188	54.990	0.648	7.998	25.0	0.3	1.4	1.1	144.9	1.12E-08	0.139	0.104
15.04.2010	14.323	54.699	0.649	8.101	25.0	0.3	1.4	1.1	145.5	1.12E-08	0.139	0.104
16.04.2010	14.323	54.973	0.648	8.009	25.0	0.3	1.4	1.1	146.1	1.13E-08	0.139	0.104
17.04.2010	14.280	54.842	0.649	8.189	25.0	0.3	1.4	1.1	146.6	1.13E-08	0.139	0.093
18.04.2010	14.323	55.190	0.648	8.037	25.0	0.3	1.4	1.1	147.2	1.13E-08	0.139	0.104
19.04.2010	14.366	55.122	0.648	8.137	25.0	0.3	1.4	1.1	147.8	1.13E-08	0.150	0.093
20.04.2010	14.366	55.297	0.648	8.019	25.0	0.3	1.4	1.1	148.4	1.13E-08	0.150	0.093
21.04.2010	14.366	55.004	0.648	8.209	25.0	0.3	1.4	1.1	148.9	1.13E-08	0.150	0.093
22.04.2010	14.366	54.942	0.648	8.143	25.0	0.3	1.4	1.1	149.5	1.13E-08	0.150	0.081
23.04.2010	14.410	55.137	0.648	8.023	25.0	0.3	1.4	1.1	150.1	1.13E-08	0.162	0.081
24.04.2010	14.410	54.828	0.649	8.100	25.0	0.3	1.4	1.1	150.7	1.13E-08	0.150	0.093
25.04.2010	14.410	55.109	0.646	8.186	25.0	0.3	1.4	1.1	151.2	1.13E-08	0.150	0.104

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße Ventil (18)	Rückführ. Q (19) m³/h	Stellgröße Ventil (15.1)	Flux L/m²/h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat Qspez. m³/m²	MTC@10°C m/(s*kPa)	ΔP lead Element bar	ΔP last Element bar
26.04.2010	14.497	55.013	0.646	8.154	25.0	0.3	1.4	1.1	151.8	1.13E-08	0.150	0.081
27.04.2010	14.497	55.113	0.649	8.383	25.0	0.3	1.4	1.1	152.4	1.13E-08	0.150	0.104
28.04.2010	14.540	55.189	0.648	8.433	25.0	0.3	1.4	1.1	153.0	1.14E-08	0.139	0.093
29.04.2010	14.540	55.104	0.648	8.226	25.0	0.3	1.4	1.1	153.5	1.14E-08	0.139	0.104
30.04.2010	14.627	54.283	0.645	8.054	25.0	0.3	1.4	1.1	154.1	1.15E-08	0.150	0.093
01.05.2010	14.540	53.382	0.646	7.814	25.0	0.3	1.4	1.1	154.7	1.15E-08	0.150	0.081
02.05.2010	14.497	53.283	0.646	7.862	25.0	0.3	1.4	1.1	155.3	1.15E-08	0.139	0.093
03.05.2010	14.410	53.333	0.645	7.970	25.0	0.3	1.4	1.1	155.8	1.15E-08	0.139	0.093
04.05.2010	14.366	53.184	0.646	7.869	25.0	0.3	1.4	1.1	156.4	1.15E-08	0.139	0.093
05.05.2010	14.323	53.111	0.645	7.979	25.0	0.3	1.4	1.1	157.0	1.15E-08	0.139	0.104
06.05.2010	14.323	53.314	0.646	7.973	25.0	0.3	1.4	1.1	157.6	1.15E-08	0.139	0.104
07.05.2010	14.323	53.128	0.645	8.107	25.0	0.3	1.4	1.1	158.1	1.15E-08	0.139	0.093
08.05.2010	14.366	53.254	0.646	7.628	25.0	0.3	1.4	1.1	158.7	1.15E-08	0.139	0.104
09.05.2010	14.366	53.385	0.648	7.652	25.0	0.3	1.4	1.1	159.3	1.15E-08	0.139	0.104
10.05.2010	14.366	52.910	0.649	7.689	25.0	0.3	1.4	1.1	159.9	1.15E-08	0.139	0.093
11.05.2010	14.366	52.892	0.639	7.611	25.0	0.3	1.4	1.1	160.4	1.15E-08	0.139	0.104
18.05.2010	14.410	53.611	0.646	7.359	25.0	0.3	1.4	1.1	160.7	1.16E-08	0.127	0.104
19.05.2010	14.366	53.192	0.645	7.232	25.0	0.3	1.4	1.1	161.3	1.16E-08	0.139	0.093
20.05.2010	14.366	53.022	0.649	7.245	25.0	0.3	1.4	1.1	161.9	1.16E-08	0.150	0.104
21.05.2010	14.366	53.009	0.648	7.319	25.0	0.3	1.4	1.1	162.5	1.16E-08	0.150	0.104
22.05.2010	14.366	53.009	0.648	7.319	25.0	0.3	1.4	1.1	163.0	1.16E-08	0.150	0.104
23.05.2010	14.497	52.915	0.650	7.359	25.0	0.3	1.4	1.1	163.6	1.16E-08	0.139	0.104
24.05.2010	14.540	53.269	0.645	7.414	25.0	0.3	1.4	1.1	164.2	1.16E-08	0.139	0.093
25.05.2010	14.583	53.431	0.646	7.539	25.0	0.3	1.4	1.1	164.8	1.17E-08	0.127	0.104
26.05.2010	14.583	53.299	0.646	7.546	25.0	0.3	1.4	1.1	165.3	1.17E-08	0.150	0.093
27.05.2010	14.583	53.367	0.645	7.360	25.0	0.3	1.4	1.1	165.9	1.17E-08	0.150	0.093
28.05.2010	14.583	53.589	0.646	7.442	25.0	0.3	1.4	1.1	166.5	1.17E-08	0.150	0.081
31.05.2010	14.540	52.605	0.652	6.755	24.9	0.3	1.4	1.1	166.8	1.15E-08	0.150	0.104
01.06.2010	14.540	53.481	0.649	7.368	25.0	0.3	1.4	1.1	167.4	1.17E-08	0.139	0.093
02.06.2010	14.540	53.589	0.648	7.544	25.0	0.3	1.4	1.1	167.9	1.18E-08	0.139	0.093
03.06.2010	14.540	53.472	0.648	7.736	25.0	0.3	1.4	1.1	168.5	1.18E-08	0.139	0.093

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße	Rückführ.	Stellgröße	Flux L/m ² /h	II Feed	II Konz	ΔII bar	Permeat		ΔP	ΔP
		Ventil (18)	Q (19) m ³ /h	Ventil (15.1)		bar	bar		Qspez. m ³ /m ²	MTC@10°C m/(s*kPa)	lead Element bar	last Element bar
04.06.2010	14.540	53.582	0.649	7.754	25.0	0.3	1.4	1.1	169.1	1.18E-08	0.139	0.104
05.06.2010	14.583	53.997	0.648	7.598	25.0	0.3	1.4	1.1	169.7	1.18E-08	0.139	0.104
06.06.2010	14.627	53.845	0.649	7.585	25.0	0.3	1.4	1.1	170.2	1.18E-08	0.150	0.081
07.06.2010	14.714	53.831	0.648	7.612	25.0	0.3	1.4	1.1	170.8	1.18E-08	0.150	0.093
08.06.2010	14.583	53.823	0.649	7.592	25.0	0.3	1.4	1.1	171.4	1.18E-08	0.150	0.081
09.06.2010	14.627	53.884	0.646	7.609	25.0	0.3	1.4	1.1	172.0	1.18E-08	0.150	0.081
10.06.2010	14.627	54.006	0.646	7.549	25.0	0.3	1.4	1.1	172.5	1.18E-08	0.150	0.081
22.06.2010	14.844	50.806	0.641	7.340	25.0	0.3	1.4	1.1	179.4	1.04E-08	0.150	0.081
23.06.2010	15.017	50.175	0.648	6.864	25.0	0.3	1.4	1.1	180.0	1.00E-08	0.150	0.104
24.06.2010	15.234	49.477	0.646	6.511	25.0	0.3	1.4	1.1	180.6	9.66E-09	0.162	0.093
25.06.2010	15.408	48.728	0.641	6.013	25.0	0.3	1.4	1.1	181.2	9.20E-09	0.162	0.093
26.06.2010	15.582	48.006	0.638	5.642	25.0	0.3	1.4	1.1	181.7	8.72E-09	0.139	0.104
27.06.2010	15.842	47.136	0.638	5.596	25.0	0.3	1.4	1.1	182.3	8.13E-09	0.162	0.081
28.06.2010	16.276	46.647	0.634	5.430	25.0	0.3	1.4	1.1	182.9	7.46E-09	0.162	0.104
26.08.2010	17.665	52.577	0.649	6.750	25.0	0.3	1.3	1.0	183.2	1.15E-08	0.162	0.093
27.08.2010	17.491	52.111	0.649	6.346	25.0	0.3	1.3	1.0	183.5	1.11E-08	0.174	0.093
03.09.2010	17.405	55.837	0.649	6.503	25.0	0.3	1.3	1.0	184.1	1.20E-08	0.162	0.081
04.09.2010	17.361	55.857	0.649	6.455	25.0	0.3	1.3	1.0	184.7	1.19E-08	0.174	0.093
05.09.2010	17.361	55.815	0.650	6.571	25.0	0.3	1.3	1.0	185.3	1.18E-08	0.168	0.081
06.09.2010	17.405	55.576	0.649	6.454	25.0	0.3	1.3	1.0	185.8	1.18E-08	0.174	0.093
07.09.2010	17.405	55.491	0.649	6.479	25.0	0.3	1.3	1.0	186.4	1.18E-08	0.162	0.081
08.09.2010	17.448	55.212	0.649	6.497	25.0	0.3	1.3	1.0	187.0	1.18E-08	0.150	0.093
09.09.2010	17.665	54.305	0.646	6.370	25.0	0.3	1.3	1.0	187.6	1.13E-08	0.150	0.093
10.09.2010	17.665	55.231	0.648	6.758	25.0	0.3	1.3	1.0	188.2	1.21E-08	0.162	0.081
11.09.2010	21.745	55.603	0.659	7.115	25.0	0.3	1.3	1.0	188.8	1.23E-08	0.162	0.081
12.09.2010	17.535	55.599	0.659	7.244	25.0	0.3	1.3	1.0	189.4	1.23E-08	0.150	0.093
13.09.2010	17.405	55.606	0.655	7.247	25.0	0.3	1.3	1.0	190.0	1.24E-08	0.162	0.081
14.09.2010	17.448	55.243	0.652	6.826	25.0	0.3	1.3	1.0	190.6	1.22E-08	0.162	0.093
15.09.2010	17.665	55.172	0.654	6.864	25.0	0.3	1.3	1.0	191.2	1.22E-08	0.174	0.081
16.09.2010	17.665	56.387	0.642	7.153	25.0	0.3	1.3	1.0	191.8	1.24E-08	0.162	0.081
17.09.2010	17.622	56.386	0.638	7.257	25.0	0.3	1.3	1.0	192.4	1.24E-08	0.162	0.093

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße	Rückführ.	Stellgröße	Flux L/m ² /h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat		ΔP	ΔP
		Ventil (18)	Q (19) m ³ /h	Ventil (15.1)					Qspez. m ³ /m ²	MTC@10°C m/(s*kPa)	lead Element bar	last Element bar
18.09.2010	17.426	56.415	0.661	7.245	25.0	0.3	1.3	1.0	193.0	1.25E-08	0.150	0.093
19.09.2010	17.361	56.418	0.661	7.217	25.0	0.3	1.3	1.0	193.6	1.25E-08	0.162	0.081
20.09.2010	17.318	56.403	0.662	7.427	25.0	0.3	1.3	1.0	194.2	1.25E-08	0.162	0.081
21.09.2010	17.231	56.406	0.662	7.525	25.0	0.3	1.3	1.0	194.8	1.25E-08	0.162	0.081
22.09.2010	17.231	56.418	0.662	7.639	25.0	0.3	1.3	1.0	195.4	1.26E-08	0.174	0.093
23.09.2010	17.318	55.795	0.653	7.329	25.0	0.3	1.3	1.0	196.0	1.25E-08	0.162	0.081
24.09.2010	17.578	55.771	0.652	7.462	25.0	0.3	1.3	1.0	196.6	1.25E-08	0.150	0.093
25.09.2010	17.448	56.005	0.660	7.715	25.0	0.3	1.3	1.0	197.2	1.26E-08	0.162	0.093
26.09.2010	17.361	56.000	0.639	7.900	25.0	0.3	1.3	1.0	197.8	1.25E-08	0.162	0.081
27.09.2010	17.231	55.971	0.642	7.926	25.0	0.3	1.3	1.0	198.4	1.25E-08	0.150	0.093
28.09.2010	17.188	55.699	0.648	7.993	25.0	0.3	1.3	1.0	199.0	1.24E-08	0.162	0.081
29.09.2010	17.188	54.821	0.643	8.154	25.0	0.3	1.3	1.0	199.6	1.22E-08	0.162	0.081
30.09.2010	17.144	54.409	0.648	8.210	25.0	0.3	1.3	1.0	200.2	1.21E-08	0.150	0.093
01.10.2010	17.144	53.631	0.639	8.329	25.0	0.3	1.3	1.0	200.4	1.19E-08	0.162	0.093
04.10.2010	17.361	55.517	0.648	7.435	25.0	0.3	1.3	1.0	200.7	1.19E-08	0.162	0.081
22.10.2010	16.059	52.033	0.641	6.044	25.0	0.3	1.3	1.0	201.3	1.01E-08	0.174	0.093
23.10.2010	20.833	50.947	0.642	5.910	25.0	0.3	1.3	1.0	201.9	9.63E-09	0.150	0.104
24.10.2010	21.094	50.689	0.646	6.053	25.0	0.3	1.3	1.0	202.5	9.50E-09	0.162	0.104
25.10.2010	16.102	48.916	0.655	6.051	25.0	0.3	1.3	1.0	203.1	8.95E-09	0.174	0.116
26.10.2010	16.016	48.626	0.639	6.078	25.0	0.3	1.3	1.0	203.7	8.47E-09	0.150	0.116
27.10.2010	16.276	47.679	0.632	5.775	25.0	0.3	1.3	1.0	204.3	7.85E-09	0.162	0.162
28.10.2010	16.927	46.917	0.639	5.466	25.0	0.3	1.3	1.0	204.9	7.15E-09	0.162	0.185
29.10.2010	16.536	45.759	0.633	5.132	25.0	0.3	1.3	1.0	205.1	6.29E-09	0.174	0.272
29.10.2010	15.712	49.371	0.655	6.058	25.0	0.3	1.3	1.0	205.3	9.90E-09	0.150	0.116
30.10.2010	15.885	48.263	0.648	5.768	25.0	0.3	1.3	1.0	205.9	9.09E-09	0.162	0.127
31.10.2010	16.059	47.834	0.634	5.734	25.0	0.3	1.3	1.0	206.5	8.58E-09	0.162	0.127
01.11.2010	16.233	46.687	0.620	5.981	25.0	0.3	1.3	1.0	207.1	8.16E-09	0.150	0.150
02.11.2010	20.790	46.588	0.635	5.824	25.0	0.3	1.3	1.0	207.7	7.58E-09	0.150	0.174
03.11.2010	20.573	46.049	0.642	5.504	25.0	0.3	1.3	1.0	207.9	7.00E-09	0.162	0.203
03.11.2010	16.667	47.069	0.637	5.372	25.0	0.3	1.3	1.0	208.1	8.40E-09	0.150	0.162
04.11.2010	20.703	46.475	0.638	5.356	25.0	0.3	1.3	1.0	208.4	8.14E-09	0.150	0.162

Betriebsdaten der Versuchsanlage (50 Quantilwerte ermittelt aus 30 s Datenaufnahme)

Datum	Temp. (5) °C	Stellgröße	Rückführ.	Stellgröße	Flux L/m ² /h	II Feed bar	II Konz bar	ΔII bar	Permeat		ΔP	ΔP
		Ventil (18)	Q (19) m ³ /h	Ventil (15.1)					Qspez. m ³ /m ²	MTC@10°C m/(s*kPa)	lead Element bar	last Element bar
04.11.2010	16.319	46.875	0.634	5.498	25.0	0.3	1.3	1.0	208.6	8.40E-09	0.162	0.162
05.11.2010	21.137	46.588	0.639	5.437	25.0	0.3	1.3	1.0	209.2	8.09E-09	0.150	0.174
06.11.2010	21.311	45.293	0.639	5.451	25.0	0.3	1.3	1.0	209.8	7.53E-09	0.150	0.174
07.11.2010	21.484	43.797	0.641	5.399	25.0	0.3	1.3	1.0	210.4	6.80E-09	0.150	0.174
08.11.2010	21.701	42.170	0.645	5.124	25.0	0.3	1.3	1.0	210.7	6.25E-09	0.162	0.185
08.11.2010	20.660	46.581	0.632	5.500	25.0	0.3	1.3	1.0	210.9	8.63E-09	0.162	0.174
09.11.2010	21.094	45.594	0.638	5.378	25.0	0.3	1.3	1.0	211.5	8.01E-09	0.174	0.162
10.11.2010	15.365	43.954	0.593	9.478	27.9	0.3	0.8	0.5	211.8	9.06E-09	0.174	0.174
11.11.2010	15.495	43.653	0.581	9.557	27.9	0.3	0.8	0.5	212.5	9.00E-09	0.174	0.174
12.11.2010	15.365	43.643	0.581	9.557	27.9	0.3	0.8	0.5	213.2	8.94E-09	0.174	0.174
13.11.2010	15.234	43.701	0.584	9.541	27.9	0.3	0.8	0.5	213.8	8.89E-09	0.174	0.174
14.11.2010	15.191	43.403	0.580	9.485	27.9	0.3	0.8	0.5	214.5	8.86E-09	0.185	0.174
15.11.2010	15.278	43.216	0.579	9.471	27.9	0.3	0.8	0.5	215.2	8.83E-09	0.185	0.197
16.11.2010	15.365	43.214	0.582	9.370	27.9	0.3	0.8	0.5	215.8	8.78E-09	0.208	0.174
17.11.2010	15.365	43.211	0.584	9.325	27.9	0.3	0.8	0.5	216.5	8.76E-09	0.197	0.197
18.11.2010	15.408	43.199	0.585	9.290	27.9	0.3	0.8	0.5	217.2	8.72E-09	0.208	0.185
19.11.2010	15.278	43.214	0.588	9.276	27.9	0.3	0.8	0.5	217.8	8.64E-09	0.208	0.185
20.11.2010	15.278	43.196	0.591	9.268	27.9	0.3	0.8	0.5	218.5	8.57E-09	0.220	0.185
21.11.2010	15.191	43.200	0.593	9.276	27.9	0.3	0.8	0.5	219.2	8.51E-09	0.220	0.185
22.11.2010	15.278	43.152	0.596	9.270	27.9	0.3	0.8	0.5	219.8	8.49E-09	0.231	0.208
23.11.2010	15.148	43.455	0.593	9.308	27.9	0.3	0.8	0.5	220.2	8.72E-09	0.243	0.208
23.11.2010	15.148	43.376	0.649	7.958	27.9	0.3	1.0	0.7	220.5	8.50E-09	0.243	0.208
24.11.2010	15.017	43.230	0.651	7.923	27.9	0.3	1.0	0.7	221.2	8.32E-09	0.243	0.208
25.11.2010	15.061	43.433	0.626	7.719	27.9	0.3	1.0	0.7	221.9	8.11E-09	0.243	0.197
26.11.2010	15.408	43.240	0.623	7.626	27.9	0.3	1.0	0.7	222.2	8.06E-09	0.243	0.197
26.11.2010	15.408	44.178	0.657	6.242	27.8	0.3	1.3	1.0	222.5	9.18E-09	0.243	0.220
27.11.2010	15.148	43.550	0.666	6.281	27.9	0.3	1.3	1.0	223.2	8.77E-09	0.243	0.197
28.11.2010	14.931	42.836	0.652	6.365	27.9	0.3	1.3	1.0	223.8	8.67E-09	0.255	0.174
29.11.2010	14.800	42.794	0.652	6.629	27.9	0.3	1.3	1.0	224.5	8.75E-09	0.266	0.185