

# Masterarbeit

zur Erlangung des akademischen Grades Diplom-Ingenieur (Dipl.-Ing/DI) im Studiengang „Industrieller Umweltschutz, Entsorgungstechnik und Recycling“ an der Montanuniversität Leoben

## Projektierung einer kleintechnischen Anlage zur chemisch-physikalischen Behandlung von flüssigen gefährlichen Abfällen

erstellt am

**Lehrstuhl für Abfallverwertungstechnik und  
Abfallwirtschaft / Lehrstuhl für Entsorgungs- und  
Deponietechnik**

**Vorgelegt von:**  
Martin Tscheliesnig  
0535204

**Betreuer/Gutachter:**  
Dipl.-Ing Renato Sarc  
O.Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Karl Lorber

Leoben, 26.09.2013

## **EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG**

Ich erkläre an Eides statt, dass ich diese Arbeit selbständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfsmittel bedient habe.

## **AFFIDAVIT**

I declare in lieu of oath, that I wrote this Thesis and performed the associated research myself, using only literature cited in this volume.

## **Projektierung einer kleintechnischen Anlage zur chemisch-physikalischen Behandlung von flüssigen gefährlichen Abfällen**

In dieser Arbeit soll durch Kombination erprobter Verfahren aus der chemisch-physikalischen Abwasseraufbereitung eine Lösung gefunden und untersucht werden, die eine Wiederverwendung des gereinigten Abwassers ermöglicht. Die dazu ausgewählten Verfahren kombinieren die Adsorption von Schadstoffen an Aktivkohle und eine zweistufige Umkehrosiose als Ergänzung zu herkömmlichen CP-Verfahren. Der Unterschied und Vorteil gegenüber klassischen Membranverfahren ist die Rezirkulation der beiden Konzentratströme. Die steigenden Schadstoffkonzentrationen im Vorlagebehälter begünstigen die Adsorption an der Aktivkohle. Dadurch, dass nur der Permeatstrom kontinuierlich das Anlagensystem verlässt und der Konzentratstrom bis zu einer gewissen Aufkonzentrierung im System verbleibt, kann theoretisch von einer „abwasserfreien-CP-Anlage“ gesprochen werden. Im Zuge dieser Arbeit wurde eine Laborversuchsanlage installiert und Pilotversuche mit einer größeren Anlage durchgeführt. Die Analyseergebnisse der Labor- und Pilotversuche lassen auf eine Eignung des Kombinationsverfahrens zur Bereitstellung von Nutzwasser aus flüssigen Abfällen schließen. Um die geforderten Qualitätskriterien für den Einsatz des gereinigten Wassers als Nutzwasser z.B. zur Kanal- oder Fahrzeugreinigung zu erfüllen, müssen gewisse Anforderungen an das Inputmaterial sowie an die Anlagenauslegung erfüllt werden. In der gegenständlichen Arbeit werden, neben den durchgeführten Versuchen auch konventionelle, klein- und großtechnische chemisch-physikalische Verfahren beschrieben, erzielte Ergebnisse diskutiert und Empfehlungen für eine großtechnische Umsetzung abgegeben.

## **Development of a small scale technical plant for chemical-physical treatment of hazardous wastewaters**

The main goal of this Master Thesis is to develop and investigate a process for wastewater treatment that consists of proven process steps in a new combination that permits the reuse of the treated wastewater. The chosen treatment system combines the adsorption of pollutants on activated carbon with a two-step reverse osmosis process in addition to conventional physico-chemical processes. The main differences compared to conventional reverse osmosis exist in the recirculation of the concentrate flow. The increasing pollutant concentration in the feed benefits the adsorption. The fact that the permeate flow is the only export from the system indicates that the new process could theoretically lead to a „wastewaterfree physico-chemical treatment plant“. In the course of this Master Thesis, a small scale technical plant was installed and pilot tests with a larger equipment system have been carried out as well. The results of chemical analyses done for laboratory- and pilot-tests suggest that the generated permeate could be used in processes like car washing and conduit flushing. To guarantee a sufficient quality of the permeate, certain requirements have to be met. Beside the description of the laboratory- and pilot tests, in this Thesis the existing conventional, small- and large scale physico-chemical treatment processes are described. The results are discussed and recommendations for industrial applications are made.

## Inhaltsverzeichnis

	Seite
<b>1 EINLEITUNG .....</b>	<b>5</b>
1.1 Problemstellung .....	6
1.2 Zielsetzung .....	7
1.3 Begriffsdefinitionen .....	7
<b>2 VERFAHREN ZUR BEHANDLUNG VON FLÜSSIGEN GEFÄHRLICHEN ABFÄLLEN .....</b>	<b>8</b>
2.1 Chemisch-Physikalische Verfahren .....	8
2.1.1 Neutralisation bzw. Neutralisationsfällung .....	8
2.1.2 Fällung .....	9
2.1.3 Flockung .....	10
2.1.4 Entgiftung durch Reduktion .....	11
2.1.5 Entgiftung durch Oxidation .....	12
2.1.6 Ionentausch .....	12
2.1.7 Adsorption .....	13
2.1.7.1 Verfahrensbeschreibung .....	16
2.1.7.2 Aktivkohle .....	16
2.1.7.3 Aktiviertes Aluminiumoxid .....	16
2.1.7.4 Zeolithe .....	17
2.1.7.5 Adsorberharze .....	17
2.2 Thermische Verfahren .....	17
2.2.1 Dünnschichtverdampfung .....	17
2.3 Mechanisch-Physikalische Verfahren .....	18
2.3.1 Filtration über körnige Materialien .....	18
2.3.2 Membranfiltration .....	20
2.3.2.1 Umkehrosmose .....	21
2.3.2.2 Ultrafiltration .....	22
2.4 Elektrochemische Verfahren .....	22
2.4.1 Elektrolyse .....	23
2.4.2 Elektrodialyse .....	24
2.4.3 Anodische Oxidation mittels Bordotierter Diamantelektroden .....	25
2.5 Biologische Verfahren .....	26
2.5.1 Aerobe Behandlung .....	28
2.5.2 Anaerobe Behandlung .....	29

<b>3</b>	<b>EINGESETZTES VERFAHREN FÜR DEN PILOTVERSUCH.....</b>	<b>32</b>
3.1	Verfahrensbeschreibung .....	32
3.2	Pilotversuch .....	34
3.2.1	Volumenstrom für Pilotversuch .....	35
3.2.2	Versuch 16.10.2012.....	36
3.2.3	Versuch 17.10.2012.....	38
3.2.4	Versuch 18.10.2012.....	40
3.2.5	Zusammenfassung CSB, Sulfat und Ammonium .....	42
3.2.6	Nitratanalyse.....	43
3.2.7	Schwermetallanalyse .....	44
3.2.8	Diskussion der Ergebnisse.....	57
<b>4</b>	<b>LABORVERSUCHE UND ZUSAMMENFASSUNG DER ERGEBNISSE.....</b>	<b>58</b>
4.1	CSB-, Ammonium- und Sulfatreduktion in synthetischen Abwässern mittels Adsorption an Aktivkohle und Umkehrosmose mit Konzentratrückführung... 58	
4.1.1	Versuchsdurchführung .....	58
4.1.2	Versuch 1 .....	60
4.1.2.1	Probenherstellung .....	61
4.1.2.2	CSB, SO <sub>4</sub> und NH <sub>4</sub> -N Analyse mittels Photometer-Schnelltest.....	61
4.1.2.3	Permeatverlauf CSB .....	62
4.1.2.4	Permeatverlauf SO <sub>4</sub> .....	62
4.1.2.5	Permeatverlauf NH <sub>4</sub> -N.....	63
4.1.2.6	Anlageneinstellungen:.....	63
4.1.2.7	Diskussion der Ergebnisse.....	63
4.1.3	Versuch 2 .....	64
4.1.3.1	Probenherstellung .....	64
4.1.3.2	CSB, SO <sub>4</sub> und NH <sub>4</sub> -N Analyse mittels Photometer-Schnelltest.....	64
4.1.3.3	Permeatverlauf CSB .....	65
4.1.3.4	Permeatverlauf SO <sub>4</sub> .....	65
4.1.3.5	Permeatverlauf NH <sub>4</sub> -N.....	66
4.1.3.6	Anlageneinstellungen.....	66
4.1.3.7	Diskussion der Ergebnisse.....	66
4.1.4	Versuch 3 .....	67
4.1.4.1	Probenherstellung .....	67
4.1.4.2	CSB, SO <sub>4</sub> und NH <sub>4</sub> -N Analyse mittels Photometer-Schnelltest.....	67
4.1.4.3	Permeatverlauf CSB .....	68
4.1.4.4	Permeatverlauf SO <sub>4</sub> .....	68
4.1.4.5	Permeatverlauf NH <sub>4</sub> -N.....	69

4.1.4.6	Anlageneinstellungen.....	69
4.1.4.7	Diskussion der Ergebnisse.....	69
4.2	CSB-Reduktion durch Umkehrosmose mit Konzentratrückführung ohne Adsorption an Aktivkohle .....	70
4.2.1	Versuchsdurchführung.....	70
4.2.2	Versuch mit Destillat aus der Eindampfanlage.....	71
4.2.2.1	CSB-Analyse mittels Photometer-Schnelltest.....	72
4.2.2.2	CSB-Verlauf im Permeat und Konzentration im Rückstand.....	72
4.2.2.3	Anlageneinstellungen.....	73
4.2.2.4	Diskussion der Ergebnisse.....	73
4.2.3	Versuch mit Permeat aus der Ultrafiltration (UF).....	73
4.2.3.1	CSB-Analyse mittels Photometer-Schnelltest.....	74
4.2.3.2	CSB-Verlauf im Permeat.....	74
4.2.3.3	Anlageneinstellungen.....	75
4.2.3.4	Diskussion der Ergebnisse.....	75
4.3	CSB und Leitfähigkeitsreduktion durch zweistufige Umkehrosmose ohne Adsorption an Aktivkohle .....	76
4.3.1	Versuch mit Permeat aus der Ultrafiltration (UF).....	76
4.3.1.1	Leitfähigkeit UF Permeat 1.Stufe [mS].....	77
4.3.1.2	Leitfähigkeit UF Permeat 2.Stufe [ $\mu$ S].....	77
4.3.1.3	CSB UF Permeat 1.Stufe [mg/l].....	78
4.3.1.4	CSB UF Permeat 2.Stufe [mg/l].....	78
4.3.1.5	Diskussion der Ergebnisse.....	79
4.3.2	Versuch mit Destillat aus der Eindampfanlage (EDA) .....	79
4.3.2.1	Leitfähigkeit EDA Destillat 1.Stufe [ $\mu$ S].....	79
4.3.2.2	Leitfähigkeit EDA Destillat 2.Stufe [ $\mu$ S].....	80
4.3.2.3	CSB EDA Destillat 1.Stufe [mg/l].....	80
4.3.2.4	CSB EDA Destillat 2.Stufe [mg/l].....	81
4.3.2.5	Diskussion der Ergebnisse.....	81
4.4	Zusammenfassung der Ergebnisse aus den Laborversuchen .....	82
<b>5</b>	<b>AUSBLICK.....</b>	<b>85</b>
5.1	Nutzwasseranalytik .....	85
5.1.1	Kanalreinigung.....	85
5.1.2	Fahrzeugreinigung.....	86
5.2	Potential.....	87
<b>6</b>	<b>ZUSAMMENFASSUNG .....</b>	<b>88</b>

<b>7 VERZEICHNISSE .....</b>	<b>95</b>
7.1 Literatur.....	95
7.2 Abkürzungsverzeichnis .....	97
7.3 Tabellen .....	98
7.4 Abbildungen .....	99
<b>ANHANG .....</b>	<b>I</b>

# 1 Einleitung

Der weltweite Industriewasserverbrauch liegt bei ca. 20% des Gesamtverbrauchs. [1] In Industrienationen wie z.B. den USA oder den westlichen EU Nationen wird dieser Wert jedoch bei Weitem überschritten. In Österreich z.B. beträgt der Anteil am Gesamtwasserverbrauch (2,6 Mrd. m<sup>3</sup>/a) durch die Industrie ca. 65%. [1] Dies zeigt das große Einsparungspotenzial in diesem Bereich. Eine Reduktion des Wasserverbrauchs sollte deshalb durch Aufbereitung der anfallenden Industrieabwässer bis zum Erreichen einer für die Wiederverwendung geeigneten Wasserqualität ein wichtiges Ziel moderner Abwasseraufbereitungsverfahren darstellen. Durch die Planung einer neuen chemisch-physikalischen Aufbereitungsanlage (CP-Anlage) durch die Firma Saubermacher Dienstleistungs AG (SDAG) am Standort Unterpremstätten und die Adaptierung der Anlage am Standort Trofaiach erfolgte der Anstoß zu dieser Masterarbeit. Flüssige und pastöse gefährliche Abfälle sind die Hauptabfallströme, die in chemisch-physikalischen Behandlungsanlagen aufbereitet werden. Durch verschiedene Verfahren werden die Schadstoffe aus dem Abwasser eliminiert bzw. abgetrennt, um die Schadstoffgrenzen im Rahmen der Direkt- bzw. Indirekteinleiterverordnung einzuhalten. [2] [3] Ziele der Behandlung in CP-Anlagen sind: [4, S. 178]

- Umwandlung bestimmter Substanzen zur Schadstoffzerstörung bzw. zur Reduktion des Gefährdungspotentials;
- Umwandlung bestimmter Substanzen um eine Abtrennung aus dem Abwasser zu ermöglichen;
- Trennung von Stoffgemischen;
- Vorbehandlung für eine stoffliche bzw. thermische Verwertung;
- Massereduktion zur Minimierung des Deponievolumens;
- Schaffung möglichst inerter Reststoffe die keiner weiteren Verwertung zuführbar sind;
- Herstellung möglichst heizwertreicher Reststoffe;
- Vermeidung von Schadstoffverlagerungen;
- Minimierung der Emissionen;
- Höchstmögliche Betriebs- und Störfallsicherheit.

Gefährliche Abfälle, die in CP-Anlagen zu behandeln sind, lassen sich in drei Gruppen unterscheiden: [4, S. 178]

- I. Flüssige und feststoffhaltige organisch belastete Abfälle: Emulsionen, feststoff- und ölhaltige Wässer, Öl- und Benzinabscheider, Rückstände aus Tankreinigungen und ähnlich belastete Abwässer.
- II. Flüssige und feststoffhaltige anorganisch belastete Abfälle: Säuren, Laugen, cyanid-, nitrit-, chromat- und schwermetallhaltige Abwässer, Dünnschlämme aus der metallverarbeitenden und der elektrotechnischen Industrie sowie Abwässer bzw. Dünnschlämme aus Galvanikbetrieben.

- III. Flüssige und feststoffhaltige Abfälle die sowohl organisch als auch anorganisch belastet sind.

Durch die unterschiedlich belasteten Abfälle, bei denen eine Behandlung in einer CP-Anlage in Frage kommt, ergeben sich verschiedene Anlagenauslegungen. Man unterscheidet hier in CPO- und CPA-Anlagen. Erstere sind auf eine Behandlung organisch belasteter Abfälle ausgelegt, zweitere dienen der Behandlung anorganischer Abfälle. Außerdem besteht die Möglichkeit, beide Anlagenkonzepte an ein und demselben Standort zu kombinieren. In Österreich werden derzeit 43 CP-Anlagen mit einer jährlichen Behandlungskapazität von 1,1 Mio Tonnen betrieben. [5, S. 102] In einigen Fällen ist, um die Grenzwerte einzuhalten, eine nachgeschaltete, biologische Behandlungsstufe notwendig. Man spricht hierbei von einer CPB-Anlage. [4, S. 178]

Die Ergebnisse aus der vorliegenden Arbeit sollen zur Findung eines geeigneten Kombinationsverfahrens beitragen, mit welchem das resultierende, gereinigte Wasser eine Qualität aufweisen sollte, die es ermöglicht das gewonnene Nutzwasser in anderen Prozessen wieder zu verwenden bzw. den Prozessen der CP-Anlage wieder zu zuführen. Möglichkeiten für die Verwendung der gereinigten Industrierwässer als Nutzwasser wären z.B. die Fahrzeugreinigung und die Kanalspülung. Daraus resultierende Vorteile wären die Einsparung von derzeit eingesetztem Frischwasser, welches durch gereinigte Industrierwässer substituiert werden könnte. Ein weiterer, aus der Sicht der Abfallwirtschaft, nicht zu vernachlässigender Aspekt wäre die Entwicklung von einer Behandlungsanlage hin zu einer Verwertungsanlage. Die Verfahrenseinstufung laut AWG Anhang 2 würde sich von einem Beseitigungsverfahren D-09 zu einem Verwertungsverfahren R-12 ändern und damit weitere Vorteile bringen. [6] Um diese Anforderungen erfüllen zu können, muss ein geeignetes Verfahren gefunden und alle In- sowie Outputströme analysiert werden. Die Findung und Analyse eines Verfahrens ist Hauptbestandteil dieser Arbeit. Die theoretischen Grundlagen und Verfahrensbeschreibungen der, nach dem Stand der Technik, eingesetzten Verfahren in CP-Anlagen am Anfang dieser wissenschaftlichen Arbeit dienen der Einführung in die Thematik.

## 1.1 Problemstellung

Aufgabe dieser Arbeit ist es ein Kombinationverfahren aus, in klassischen chemisch-physikalischen Aufbereitungsanlagen erprobten, Verfahren zu finden und zu untersuchen, welches die Bereitstellung von Nutzwasser ermöglicht. Im Zuge dessen stellen sich folgende Fragen, welche in dieser Arbeit geklärt werden sollen:

- Ist die Reduktion von CSB, Ammonium, Nitrat, Sulfat und Schwermetallen in einer CP-Anlage durch ein neues Verfahren optimierbar?
- Welche Anforderungen werden an ein Nutzwasser gestellt, und können diese mit einer neuen Verfahrenskombination erreicht werden?
- Erreicht man durch Behandlung eines Abwassers mit Umkehrosiose und Adsorption an Aktivkohle die erforderlichen Wasserqualitäten?

## 1.2 Zielsetzung

Die Ziele dieser Arbeit sind in folgenden Unterpunkten definiert:

- Gewinnung von projektspezifischen Daten durch Auswertung kleintechnischer Versuche.
- Vergleich der tatsächlich erreichten Wasserqualitäten mit den Anforderungen an Nutzwässer.
- Beurteilung des angewandten Verfahrens.

## 1.3 Begriffsdefinitionen

Da es sich bei den im Abwasser befindlichen Schadstoffen, wie z.B. Sulfat, um Ionen handelt und in dieser Arbeit meist die Schadstoffe ohne ihre Ladungen angeführt sind, werden die verwendeten Bezeichnungen anschließen aufgelistet:

$\text{SO}_4^{2-} \rightarrow \text{SO}_4$  Sulfat

$\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_3$  Nitrat

$\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NH}_4$  Ammonium bzw.  $\text{NH}_4\text{-N}$  Ammonium-Stickstoff

## 2 Verfahren zur Behandlung von flüssigen gefährlichen Abfällen

In diesem Kapitel werden die Verfahren einer CP-Anlage beschrieben. Um durch Kombination bereits eingesetzter Verfahren eine Optimierung der Abwasserqualität zu erreichen, ist es essentiell, die Funktionsweise der einzelnen Verfahren zu verstehen.

### 2.1 Chemisch-Physikalische Verfahren

Bei den chemisch-physikalischen Verfahren ist der Einsatz von Chemikalien notwendig. Da die Behandlung des Abwassers aus chemischen Reaktionen resultiert können die Schadstoffe (z.B. Schwermetalle) aus dem Wasser entfernt bzw. durch die chemischen Reaktionen für andere Verfahren zugänglich gemacht werden.

#### 2.1.1 Neutralisation bzw. Neutralisationsfällung

Der Begriff der Neutralisation wird meist im Kontext der Abwasserreinigung als letzter chemischer Prozess verwendet und bezeichnet ein Einstellen des pH-Wertes im Bereich des Neutralpunktes  $\text{pH}=7$ , um eine Direkt- bzw. Indirekteinleitung zu ermöglichen. In der Aufbereitung von Abwässern, die gelöste Metalle enthalten, spricht man von Neutralisationsfällung. Das Ziel ist nicht das Erreichen des Neutralwertes  $\text{pH}=7$ , sondern die Fällung der Metalle durch Alkalisierung des Abwassers auch auf höhere pH-Werte. Durch die meist sauren Abwässer aus der metallverarbeitenden Industrie wird die Neutralisationsfällung größtenteils mit alkalischen Neutralisationsmitteln wie Natronlauge (NaOH), Calciumoxidhydrat (Kalkmilch) und Natriumcarbonat (Soda) durchgeführt. [7, S. 74]

Die Fällung der Metalle durch die bereits erwähnten Fällungsmittel NaOH, Kalkmilch und Soda erfolgt durch die Bildung von Hydroxiden und schwerlöslichen basischen Salzen. In manchen Fällen entstehen bei der Fällung auch schwerlösliche Salze wie z.B. Carbonate, Phosphate und Chromate. Die Art der schwerlöslichen Substanzen hängt stark vom verwendeten Fällungsmittel, dem eingestellten pH-Wert sowie von den im Abwasser gelösten Anionen ab. Außerdem hängt die Bildung der Fällungsprodukte von der Wertigkeit der gelösten Metalle ab. 3-wertige Metalle neigen dazu, Anionen zu adsorbieren, wobei bei 2-wertigen Metallen die Bildung von basischen Salzen überwiegt. Die bei der Fällung entstehenden Produkte müssen so schwerlöslich sein, dass sie bei den vorherrschenden Bedingungen nicht wieder in Lösung gehen und somit aus dem Abwasser entfernt werden können. Der Einfluss des pH-Wertes ist maßgeblich für die Fällung von Metallen. Um gelöste Metalle in eine schwerlösliche Form, z.B. in ihre Hydroxide, zu überführen, ist ein entsprechend großes Angebot an Anionen notwendig. Das Löslichkeitsprodukt der Metallverbindung wird nach Zusatz einer bestimmten Menge des Anions überschritten und es kommt zum Ausfällen der Metallverbindung. Durch die Verwendung von basischen Neutralisationsmitteln wird der Anionenbedarf zur Ausfällung durch Hydroxylionen gedeckt und es kommt zur Bildung der Metallhydroxide. Die Fällung verschiedener Metalle in Form ihrer Hydroxide erfolgt bei unterschiedlichem pH-Wert, diesen nennt man Fällungs-pH-Wert. Der Grund für die verschiedenen pH-Werte, die zur Fällung der einzelnen Metalle notwendig

sind, liegt in der unterschiedlichen Basizität der Hydroxide. Falls der Fällungs-pH-Wert bekannt ist, lässt sich dieser recht einfach einstellen und kontrollieren. Dabei ist zu erwähnen, dass bei Vorhandensein mehrerer gelöster Metalle ein Fällungs-pH-Wert einzustellen ist, bei dem alle Metalle gefällt werden können und gleichzeitig ein erneutes in Lösung gehen von Hydroxiden geringerer Basizität vermieden wird. [7, S. 74]

### 2.1.2 Fällung

Wie bei der Neutralisationsfällung beschrieben, entstehen durch die Reaktionen von gelösten Metallen im Abwasser mit den Hydroxylionen des Neutralisations- bzw. Fällungsmittels schwerlösliche Metallhydroxide bzw. basische Salze. Eine Fällung tritt erst dann ein, wenn im Abwasser eine bestimmte Übersättigung durch das Fällungsmittel erreicht wird. Es kommt vorerst zur Bildung von Kristallisationskeimen, aus denen sich größere Partikel bilden, welche dann in weiterer Folge eine Trennung von Fest- und Flüssigphase ermöglichen. Entscheidend bei der Bildung solcher Kristallisationskeime ist die Keimbildungsgeschwindigkeit, welche sich proportional zur erfolgten Übersättigung verhält. Das heißt, je schneller die Übersättigung eintritt, desto höher ist die Keimbildungsgeschwindigkeit. Ionen im Abwasser bindenden sich - in einer mehr oder weniger geordneten Kristallstruktur - an die entstandenen Keime und bilden den Niederschlag. Die Geschwindigkeit mit der dieser Flockungsschritt erfolgt, bezeichnet man als Kristallisationsgeschwindigkeit. Keimbildungs- und Kristallisationsgeschwindigkeit tragen maßgeblich zu den Eigenschaften des Niederschlags bei. Durch eine schnelle Übersättigung steigt - wie bereits zuvor erwähnt - die Keimbildungsgeschwindigkeit und dadurch die Anzahl an Keimen im Abwasser. Dies führt zur Entstehung vieler kleiner Partikel. Man spricht von einem schlecht sedimentier- und filtrierbaren, feindispersen Niederschlag. Umgekehrt entstehen bei einer langsamen Übersättigung größere Partikel. Außerdem ist zu beachten, dass die Übersättigung schwerlöslicher Niederschläge schneller erreicht ist als die bei leichter löslichen Niederschlägen. Dies führt dazu, dass die Niederschläge je feiner anfallen umso schwerer löslich der auszufällende Stoff ist. Es ist naheliegend, dass bei der Aufbereitung von Abwässern möglichst grobdisperse Niederschläge von Vorteil sind um die Phasentrennung zu erleichtern. Weiters ist auf eine möglichst gleichmäßige Größe der Partikel zu achten, da die feinsten Partikel den Aufwand für die Phasentrennung definieren. Ein enges Korngrößenspektrum der Partikel kann in der Abwassertechnik durch möglichst konstante Fällungsbedingungen erreicht werden. Dabei sind konstante Temperatur, geringe Konzentrationsschwankungen und gleichbleibende Strömungsbedingungen von Vorteil. Am Rande sei erwähnt, dass diese Bedingungen in Durchlaufanlagen etwas leichter einzuhalten sind als in Chargenanlagen, zu denen die im Rahmen dieser Arbeit konzipierte und verwendete, kleintechnische Versuchsanlage zu zählen ist. In Chargenanlagen ändern sich zwangsweise die Konzentrationsverhältnisse von anfangs hohen zu am Ende sehr niedrigen Konzentrationen eines Reaktionspartners, z.B. die Konzentration des zu fällenden Metalls. Eine örtliche Übersättigung ist kaum zu vermeiden und das Korngrößenspektrum des Niederschlags kann sehr breit werden. Durch eine angepasst gewählte Nachreaktionszeit in Chargenbehandlungsanlagen kommt es zur äußeren bzw. inneren Rekristallisation, bei der kleinere Partikel erst in Lösung gehen und sich anschließend an größere anlagern bzw. in

diese eingebaut werden. Dieser Prozess wird als Altern des Niederschlags bezeichnet und führt zu einem ausreichend begrenzten Korngrößenspektrum. [7, S. 91-93]

Bei Abwässern, die Komplexbildner wie EDA oder EDTA enthalten, ändern sich die Voraussetzungen für eine Neutralisationsfällung aufgrund der hohen Stabilität der Metallkomplexe erheblich. Die oben beschriebene Hydroxidfällung ist nur in den seltensten Fällen ausreichend, um die gesetzlichen Grenzwerte einzuhalten. Als alternatives Verfahren ist die Sulfidfällung mit Natriumsulfid oder Organosulfiden zu nennen. Grundsätzlich gibt es fünf Verfahrensansätze, um Abwässer mit Komplexbildnern aufzubereiten:[7, S. 208]

- Metallfällung durch besondere Maßnahmen wie z.B. durch Sulfide
- Reduktion des Metallions
- Oxidation der Komplexbildner
- Fällung der Komplexbildner
- Thermische Behandlung [7, S. 208]

In jedem Fall ist eine Vermischung von Abwässern mit und ohne Komplexbildnern zu vermeiden, da durch Komplexbildner der Behandlungsaufwand erheblich steigt. Folglich ist eine getrennte Erfassung und Behandlung unabdingbar, um die Kosten der Behandlung zu minimieren. [7, S. 208]

### 2.1.3 Flockung

Bei der Aufbereitung von Abwässern mit gelösten Metallen sind zwei Schritte notwendig. Zunächst die Fällung und anschließend die Phasentrennung, meist Sedimentation. In manchen Fällen ist als Zwischenschritt auch eine Flockung von Nöten. Die chemisch-physikalische Umwandlung von feindispersen bis kolloidalen Stoffen in größere Partikel und damit in sedimentierbare Niederschläge nennt man Flockung. Mit der Koagulation und Flocculation gibt es zwei Möglichkeiten der Flockung. [7, S. 93]

Bei der Koagulation werden die stabilisierenden, gleichgesinnten Ladungen an der Oberfläche der feindispersen bzw. kolloidalen Partikel durch Zusatz von Elektrolyten aufgehoben. Die Ladungen, die ein Annähern der kleinen Partikel verhindern, liegen in einer sogenannten diffusen Doppelschicht. Diese bestehen aus einer dünnen, an der Teilchenoberfläche adsorbierten Schicht, sowie aus einem an dieser Schicht angrenzenden Schwarm gleichgesinnter Ladungen. Die an der Teilchenoberfläche adsorbierte Schicht bedingt ein Phasengrenzpotential, das Zeta-Potential. Bei der Zugabe von Elektrolyten kann man dieses Zeta-Potential durch entgegengesetzte Ladungen neutralisieren und somit die abstoßende Wirkung aufheben. Mit dem Anstieg der Ladungszahl des Elektrolyten steigt die Wirkung exponentiell. Als Elektrolyt werden in der Abwasseraufbereitung meist Lösungen leichthydrolysierender Metallsalze wie Eisen(III)-chlorid oder Aluminiumsulfat eingesetzt. Durch die hohen Wertigkeiten kommt es nicht nur zur Koagulation, sondern ebenfalls zu Adsorptionsvorgängen. Dieser Vorgang wird als Adsorptionskoagulation bezeichnet. Bei einem Überschuss an Metallsalzen kommt es zu mechanischen Einbauten der feindispersen Partikel in die entstehenden Metallhydroxide bei deren Sedimentation. Man spricht in der

Praxis beim Vorgang der Koagulation ganz allgemein von Flockung und die Lösungen hydrolysierender Metallsalze werden als Flockungsmittel bezeichnet. [7, S. 93-94]

Ein zweites Verfahren der Flockung, das meist an die Koagulation anschließt, ist die Flocculation, welche teilweise auch allein zum Einsatz kommt. Flocculation bezeichnet eine Teilchenvergrößerung durch Verbindung kleinster Partikel mit Hilfe langkettiger, organischer Moleküle, die als Flockungshilfsmittel bezeichnet werden. Verwendet man ionogene Flockungshilfsmittel, kommt es gleichzeitig zur Koagulation, weshalb das Verfahren, wie zuvor erwähnt, ohne eine vorgeschaltete Koagulation zum Einsatz kommen kann. Bei den angewandten Flockungshilfsmitteln ist es wichtig, dass die gestreckten Makromoleküle sich mit einem Ende bzw. der Länge nach an die Partikel anhaften, wobei das andere Ende möglichst weit in den Elektrolyten reicht. Dieses Ende kann sich anschließend an weitere Partikel anlagern und es kommt so zur Bildung größerer Partikelverbände, die sich besser sedimentieren lassen. Je länger die Makromoleküle der Flockungshilfsmittel sind desto besser ist ihre Wirkung bei der Flocculation. Länge bzw. Größe sind durch die notwendige Löslichkeit limitiert. Die eingesetzten Flockungshilfsmittel werden in vier verschiedene Gruppen unterteilt: [7, S. 94-95]

- Nichtionogene Polymere: Polyacrylamid, Polyvinylalkohol, Polyethylenoxid;
- Anionische Polymere: Polyacrylate, Polymethacrylate;
- Kationische Polymere: Polyethylenimim, polymere Verbindungen mit quarternen Aminogruppen;
- Copolymerisate von ionogenen und nichtionogenen Verbindungen: Acrylsäure und Acrylamid.

Die Flocculation ist, wie die anderen chemischen und physikalischen Verfahren der Abwasseraufbereitung, von einigen Parametern abhängig. Entscheidend sind Art und Konzentration der Flockungshilfsmittel sowie der Inhaltsstoffe, die Oberfläche des zu flockenden Stoffes, als auch das Ansatzalter des Flockungshilfsmittels. Außerdem spielt die Anwesenheit von Elektrolyten und deren Konzentration ebenso eine gewichtige Rolle wie die Mischzeiten, die Mischintensität sowie die Scherwirkung durch den Mischer. [7, S. 94]

#### **2.1.4 Entgiftung durch Reduktion**

In CP-Anlagen können Abwässer bzw. flüssige Abfälle welche Chrom-VI oder Nitrite enthalten, ebenfalls chemisch behandelt werden. Durch die Reduktion der Verbindungen auf eine niedrigere Oxidationsstufe wird das Gefährdungspotential für die Umwelt verringert. Chrom-VI-Verbindungen werden meist in der metallverarbeitenden Industrie oder in Gerbereien eingesetzt und gelangen mit deren Abwässern in die CP-Anlage. Für die Reduktion zu weniger bedenklichen Chrom-III-Verbindungen stehen mehrere Reduktionsmittel wie Schwefeldioxid, Natriumhydrogensulfid bzw. –disulfid, Natriumdithionit und Eisensulfat bzw. –chlorid zur Verfügung. Abwässer, die Nitrite enthalten, stammen meist ebenfalls aus der Metallindustrie, in der das Nitrit als Additiv dem Korrosionsschutz dient. Die Reduktion im Chargenverfahren erfolgt durch den Einsatz von Säureamiden wie

Amidosulfonsäure und Harnstoff. [4, S. 117]

### 2.1.5 Entgiftung durch Oxidation

Abwässer, die durch Cyanide, Nitrite, Sulfide oder Metallkomplexe verunreinigt sind, können durch Oxidation behandelt werden. Beim Einsatz starker Oxidationsmittel werden auch organische Verbindungen zu Kohlenstoffdioxid, Schwefeldioxid und Wasser oxidiert und somit das Gefährdungspotential verringern. Bei der Cyanidentgiftung können mehrere Oxidationsmittel zum Einsatz kommen. Beispiele dafür sind Wasserstoffperoxid, Ozon, Peroxomonosulfate und Natriumhypochlorid, wobei eine Verfahrenskombination mit Wasserstoffperoxid, Ozon und/oder UV-Licht ebenfalls gute Entgiftungsergebnisse bringen kann. Eine Oxidation mit Luftsauerstoff dient zur Erhöhung der Oxidationsstufe von Eisen-II zu Eisen-III. Eine anodische Oxidation durch Elektrolyse bewirkt eine Zerstörung der Komplexbildner. Bei der Oxidation mit Wasserstoffperoxid ist zu beachten, dass Metallcyanokomplexe nicht vollständig oxidiert werden können und eine Nachbehandlung mit Kalziummonoperoxosulfat unabdingbar ist. Die Entgiftung von nitrithaltigen Abwässern durch Oxidation erfolgt durch die Zugabe von Hypochloriten oder Wasserstoffperoxid als Oxidationsmittel. Die Nitritentgiftung erfolgt - anders als bei cyanidhaltigen Abwässern - im sauren Bereich (ca. pH 4). Es ist zu erwähnen, dass die Cyanidentgiftung ebenfalls bei pH 4 sehr rasch erfolgt, diese aufgrund der Bildung von Blausäure in diesem Bereich aber keine Berechtigung findet und daher bei einem pH-Wert von ca. 10 im alkalischen Bereich erfolgen muss. Die Reaktionszeit wird dadurch deutlich verlängert. [4, S. 122]

### 2.1.6 Ionentausch

Um geladene Teilchen aus einem Abwasser zu entfernen bzw. zurückzugewinnen, werden Ionentauscher eingesetzt. Ionentauscher sind mit Schüttungen aus kugelförmigen Harzen gefüllte Säulen. Die Durchmesser variieren zwischen 0,3 und 1,5 mm. Die Wirksamkeit der Harze basiert auf den in das Kunststoffgerüst eingebauten, aktiven Gruppen. Diese Gruppen können entweder  $H^+$  oder  $OH^-$  Ionen abgeben. Die handelsüblich verwendeten Harze können bis zu Temperaturen von ca. 60° C eingesetzt werden. Bei der Behandlung von Abwässern mit Ionenaustauschern werden die im Abwasser vorhandenen und zu eliminierenden Ionen durch gleichgeladene Ionen aus den aktiven Gruppen der Harze ausgetauscht. Aufgrund der unterschiedlichen Ladungen wird zwischen Anionen- und Kationentauschern unterschieden. In Anionentauschern lagern sich anstelle der  $OH^-$  Ionen negativ geladene Ionen wie Nitrat, Sulfat und Chlorid sowie anionaktive Metallkomplexe an das Austauschharz an. Kationentauscher werden im Gegensatz dazu zur Eliminierung von Inhaltsstoffen, wie positiv geladenen Erdalkali- und Schwermetallionen, eingesetzt. Nach dem Erreichen der maximalen Aufnahmekapazität müssen sowohl Kationen- und Anionentauscher regeneriert werden. Die Regeneration erfolgt durch Rückspülung der Harze, wobei bei Kationentauschern meist HCl und bei Anionentauschern NaOH zum Einsatz kommt. Bei dieser Rückspülung werden die am Harz angelagerten Ionen ausgewaschen und wieder durch  $OH^-$  bzw.  $H^+$  Ionen ersetzt. Durch gemäßigte Konzentrationsübergänge bei der Regeneration kann die mechanische Belastung auf die Harze, durch Quell- und Schrumpfvorgänge, minimiert werden. Die anfallende Lösung wird

als Regenerat bezeichnet und enthält die aus dem Abwasser entfernten Ionen in konzentrierter Form. Deshalb kann das Ionenaustauschverfahren auch als Aufkonzentrierung gesehen werden. Die Aufkonzentrierung kann, ausgehend von 1 mol/l im Spülwasser, bis zum 500-fachen betragen. Beim Einsatz eines Ionenaustauschverfahrens ist es essentiell, einen Filter vorzuschalten, um ölige, fettige sowie mechanische Verunreinigungen am Harz zu vermeiden. Außerdem ist der Eintrag einiger Inhaltsstoffe wie z.B. Salpetersäure, Mangan, Kupfer und organische Verbindungen (Aromate), aufgrund ihrer chemischen Eigenschaften zu vermeiden. In Tabelle 1 sind die schädigenden Inhaltsstoffe, deren Auswirkungen und mögliche Vor- bzw. Nachbehandlungen zusammengefasst. [8] [9, S. 188]

Tabelle 1: Schädigende Inhaltsstoffe für Ionentauscher [4, S 103]

Stoffart	Auswirkung	Behandlung
mechanische Verunreinigung	Verblockung	Vorfiltration oder Rückspülung
Öle, Fette, Emulsionen	Zusetzen der Poren	spezielle Reinigung
Chromsäure, Salpetersäure, Wasserstoffperoxid, Eisen Mangan, Kupfer	Schädigung der Harze	vorab entfernen
organische Verbindungen	irreversible Adsorption ans Harz	vorab entfernen

### 2.1.7 Adsorption

Im Unterschied zu den Ionenaustauschverfahren, bei denen Ionen in den Harzen ausgetauscht werden, werden bei rein sorptiven Verfahren bestimmte Wasserinhaltsstoffe lediglich festgehalten. Durch Van-der-Waals- und elektrostatische Anziehungskräfte werden verschiedene Komponenten des zu reinigenden Abwassers an den Adsorber bzw. das Adsorbens gebunden und somit aus dem Abwasser entfernt. Dieser Vorgang ist durch die relativ schwache Bindung der Komponenten an das Adsorbens stark reversibel und wird auch als Physisorption bezeichnet. Eine um ein vielfaches stärkere Bindung der Komponenten an das Adsorbens tritt ein, wenn Valenzkräfte bzw. Coulomb'sche Kräfte für die Bindung verantwortlich sind. In diesem Fall bezeichnet man die Adsorption als Chemisorption, welche auch für die Entfernung von Wasserinhaltsstoffen aus Abwässern angewandt wird. Die am Absorber angelagerten Stoffe bilden gemeinsam mit diesem das Adsorbat. In Abhängigkeit der Bindungsstärke, Adsorptivkonzentration und Temperatur können die Inhaltsstoffe wieder desorbiert werden. Durch diesen Vorgang stellt sich ein Gleichgewicht ein, welches durch die Langmuir- und Freundlich-Adsorptionsisotherme als Funktion der verbleibenden Adsorptivkonzentration beschrieben werden kann. Mit der Langmuir-Isotherme sind zwar Grenzbetrachtungen möglich, jedoch weichen die praktischen Bedingungen sehr von denen bei der Langmuir-Isotherme angenommenen Voraussetzungen ab. Eine bessere Beschreibung, wenn auch nur im mittleren Konzentrationsbereich, ist durch

die empirisch entwickelte Freundlich-Isotherme möglich. [9, S. 193]

$$\text{Langmuir-Isotherme: } X_s = X_{\max} \frac{C_{\text{end}}}{K + C_{\text{end}}} \quad (1)$$

$$\text{Freundlich-Isotherme : } X_s = \alpha \cdot C^{1/\beta} \quad (2)$$

$X_s$ : spezifische Beladung ( $X_{\max}$  bei  $C_{\text{end}}=0$ )

$C$ : Konzentration

$K$ : Halbwertskonzentration [g/l]

$\alpha, \beta$ : empirische Parameter

Die Adsorptionskinetik beschreibt die Adsorptionsgeschwindigkeit in Abhängigkeit der Stofftransportvorgänge während der Adsorption. Bei niedrigen Anströmungsgeschwindigkeiten ist der geschwindigkeitsbestimmende, weil langsamste, Vorgang die Diffusion durch den Grenzfilm. Falls sich die Anströmungsgeschwindigkeit erhöht, ist der determinierende Vorgang die Diffusion im Korn, welche wesentlich von der Porenstruktur abhängt. In der Abwasseraufbereitung werden die Adsorptionsverfahren meist für die Entfernung von organischen Verbindungen wie AOX und CKW eingesetzt. Die eingesetzten Adsorbentien werden in Tabelle 2 genauer beschrieben. [9, S. 193]

Tabelle 2: Adsorbentien und ihre Eigenschaften [4, S. 91] [9, S. 194] [10] [11, S. 306]

<b>Kohlenstoff- basierte Adsorbentien</b>			
Bezeichnung	Aktivkohle	Aktivkoks	C-Molekularsiebe
Merkmale	hydrophob, Dampf- oder chemische Aktivierung		
Einsatzform	Pulver oder Granulat (0,25-4mm)		
Porenvolumen [cm <sup>3</sup> /g]	0,3-1,0	0,05-0,3	-
Spez. Oberfläche [m <sup>2</sup> /g]	600-1500	100	500-1000
Schüttdichte [kg/m <sup>3</sup> ]	300-500	600	600-900
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>- basierte Adsorbentien</b>			
Bezeichnung	Aktivtonerde	Tonerdegel	Al-Oxid-Gel
Merkmale	Aktivierung durch Kalzination		
Einsatzform	Granulat oder Strangpressling (2-4mm)		
Porenvolumen [cm <sup>3</sup> /g]	0,1-0,4		
Spez. Oberfläche [m <sup>2</sup> /g]	100-400		
Schüttdichte [kg/m <sup>3</sup> ]	700-850		
<b>SiO<sub>2</sub>- basierte Adsorbentien</b>			
Bezeichnung	Kieselgel	Zeolithe	
Merkmale	Katalysatorträger		
Einsatzform	Granulat (2-8mm) oder Pulver, Kugeln (0,3-5mm)		
Porenvolumen [cm <sup>3</sup> /g]	0,1-0,45		
Spez. Oberfläche [m <sup>2</sup> /g]	250-850		
Schüttdichte [kg/m <sup>3</sup> ]	400-800		
<b>Polymer- basierte Adsorbentien</b>			
Bezeichnung	Adsorberharze		
Merkmale	kein Abrieb, keine Aktivierung		
Einsatzform	poröse Kunststoffperlen		
Porenvolumen [cm <sup>3</sup> /g]	-		
Spez. Oberfläche [m <sup>2</sup> /g]	750		
Schüttdichte [kg/m <sup>3</sup> ]	800		

### 2.1.7.1 Verfahrensbeschreibung

Die Adsorptionsverfahren können in Festbett-, Wanderbett- und Einrührverfahren unterteilt werden. Beim Einrühr- bzw. Mischverfahren wird das pulverförmige Adsorptionsmittel direkt in das zu reinigende Abwasser eingerührt. Dieses Verfahren kann nur bei einer Chargenbehandlung angewandt werden da die Art des Adsorbens und die Zugabemenge stark von den Inhaltsstoffen bzw. deren Konzentration im Abwasser abhängt. Das Adsorbat fällt im Schlamm an und wird mit diesem aus dem Abwasser entfernt. Als Durchlaufverfahren eignet sich die Adsorption an in Serie geschalteten Adsorptionssäulen. Diese werden als Festbettreaktor bezeichnet und sind mit einem Granulat des Adsorptionsmittels befüllt. Ein weiteres Verfahren stellt die Adsorption an einem pulsierenden Bett bzw. Wanderbett dar. Bei diesem Verfahren wird das frische Adsorptionsmittel kontinuierlich im Abwasserdurchströmten Reaktionsbehälter zugegeben. Das beladene Adsorbens wird abgezogen und regeneriert. [4, S. 91]

### 2.1.7.2 Aktivkohle

Aktivkohle wird sowohl in Form von Granulat, als auch pulverförmig eingesetzt. Der Unterschied besteht darin, dass das Pulver direkt dem Abwasserstrom zugeführt und das Granulat im Festbettfilter eingesetzt wird. Die Adsorption an der Aktivkohle in Granulatform findet ihren Einsatz in der Entfernung von organischen Verbindungen, die vorwiegend toxische, farbige und/oder geruchintensive sowie refraktäre Eigenschaften aufweisen. Außerdem wird das Granulat zur Behandlung von organischen Restkonzentrationen, Stickstoffverbindungen, Sulfiden und Schwermetallen herangezogen. Beim Einsatz von pulverförmiger Aktivkohle liegt der Vorteil darin, dass das Verfahren an verschiedenen Stellen einer Anlage durchgeführt werden kann. Eine Regeneration der Aktivkohle wie beim Granulat zwischen 900-1000° C und anschließender Aktivierung, ist bei der Adsorption mit Aktivkohle als Pulver im Abwasserstrom nicht möglich, da die Aktivkohle mit dem Schlamm abgezogen und dadurch thermisch entsorgt werden muss. [4, S. 91]

### 2.1.7.3 Aktiviertes Aluminiumoxid

Aktiviert Adsorbentien auf Basis von  $Al_2O_3$  werden vorallem zur Entfernung von hydrophilen Inhaltsstoffen wie Phosphat und Fluorid eingesetzt. Eine Anwendung zur Eliminierung von Schwermetallen durch Adsorption an aktiviertem Aluminiumoxid ist ebenfalls möglich, wird jedoch selten durchgeführt. Die Regeneration erfolgt bei einer organischen Beladung thermisch bei ca. 700°C. Im Gegensatz dazu muss die Regeneration bei anorganischer Beladung chemisch durchgeführt werden. [4, S. 91]

#### 2.1.7.4 Zeolithe

Der Einsatz von Zeolithen erfolgt bei Abwässern, die Ammoniak oder Schwermetalle enthalten. Bei einer gewünschten Eliminierung von Ammoniak ist eine maximale Zulaufkonzentration von 40mg/l zu beachten. Die Regeneration der Zeolithe erfolgt durch heiße Gase wie Stickstoff oder Helium. [12, S. 829]

#### 2.1.7.5 Adsorberharze

Adsorberharze auf Basis synthetischer Polymere werden zur Eliminierung von unpolaren organischen Substanzen im Wasser eingesetzt. Die Aufnahme von organischen Inhaltsstoffen bewirkt einufquellen des Adsorberharzes. Die Regeneration wird chemisch durch Lösungsmittel wie Methanol oder Aceton durchgeführt. [4, S. 92]

## 2.2 Thermische Verfahren

Bei den thermischen Verfahren werden entweder flüchtige Stoffe aus dem Wasser destilliert oder es erfolgt eine Aufkonzentrierung der Schadstoffe durch das Verdampfen des Wassers. Die fünf thermischen Hauptverfahren sind:

- Strippen: Austreiben flüchtiger Bestandteile;
- Verdunsten: Energie wird dem System entzogen (Luft mit Wasser gesättigt);
- Verdampfen: Energie wird dem System zugeführt (Wasser übersättigte Gasphase);
- Verbrennen: Heizwertabhängig ab CSB 100.000 mg/l;
- Kristallisieren: Kristallisation durch Verdampfung oder Kühlung bei hohen; Salzkonzentrationen. [9, S. 204-214]

Im Fall von Emulsionen wird das Wasser verdampft und das Öl scheidet sich ab. Ein Vorteil dieses Verfahrens ist, dass ein heizwertreiches Ölgemisch als Rückstand zurückbleibt, welches zur Energiegewinnung verwendet werden kann. Zu bedenken ist aber, dass die leichtflüchtigen Bestandteile der Emulsion ebenfalls in die Dampfphase übergehen und somit nach der Kondensation im Wasser verbleiben. Beispielhaft für die Verdampfungsverfahren erfolgt im Anschluss die Beschreibung der Dünnschichtverdampfung. [7, S. 262]

### 2.2.1 Dünnschichtverdampfung

Bei der Dünnschichtverdampfung werden die Stoffe thermisch aus einem mechanisch erzeugten Flüssigkeitsfilm abgetrennt. Ein Rotor verteilt das belastete Abwasser gleichmäßig als dünnen Film auf der beheizten Mantelhülle. Die Bugwelle, die sich vor jedem Rotorblatt ausbildet, wird vom Rotorblatt aufgenommen. Dabei entsteht eine hochturbulente Zone im Spalt zwischen Rotorblatt und Mantelhülle. In dieser Zone kommt es zu einem intensiven

Stoff- und Wärmeaustausch. Die tatsächliche Verdampfung erfolgt in der Spaltzone nach dem Rotorblatt. In Abbildung 1 ist das Prinzip grafisch dargestellt. [13]

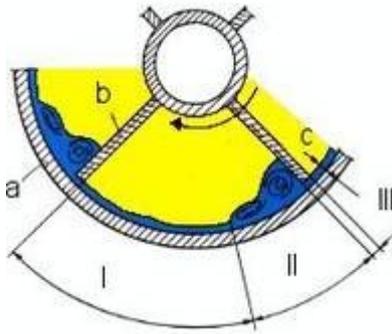


Abbildung 1: Dünnschichtverdampfung; a: Mantelhülle, b: Rotorblatt, c: Spalt, I: Filmzone, II: Bugwelle, III: Spaltzone [13]

## 2.3 Mechanisch-Physikalische Verfahren

Bei den mechanisch-physikalischen Verfahren kann auf einen Einsatz von Chemikalien verzichtet werden. Die Schadstoffreduktion erfolgt über klassische Filtrationsvorgänge.

### 2.3.1 Filtration über körnige Materialien

Als ältestes Aufbereitungsverfahren für Trink- und Brauchwasser spielt die Filtration auch heutzutage immer noch eine gewichtige Rolle in der Abwasseraufbereitung. Die meisten Erkenntnisse zur Filtration stammen aus den Jahren zwischen 1955 und 1970, in denen erstmals Aufstrom-, Mehrschicht- und Flockungsfiltration erfolgreich angewandt wurde. In der theoretischen Auslegung wurde die Darcy'sche Filtrationsgleichung zwar weiterentwickelt, jedoch fehlt bis heute weiterhin ein direkter Zusammenhang zwischen Theorie und praktischen Erkenntnissen. Der Grund für das Fehlen praktisch anwendbarer, verfahrenstechnischer Berechnungsmethoden zur Auslegung von Filtrationsanlagen über körnige Medien ist das Zusammenspiel von Transportvorgängen, Anlagerungsmechanismen und Abreißvorgänge durch Scherwirkung. Die Komplexität wird außerdem dadurch gesteigert, dass sowohl mehrere Transportvorgänge, als auch verschiedene Anlagerungsvorgänge zusammenwirken. Die Mechanismen die hierbei eine Rolle spielen sind: [14, S. 111-112]

Transportvorgänge:

- Diffusion;
- Strömungseffekte;
- Einfangmechanismen;
- Sedimentation.

Anlagerungsvorgänge:

- Elektrische Anziehungs- bzw. Abstoßungskräfte;
- Zwischenmolekulare Kräfte;
- Adsorptionsmechanismen;
- Chemische Reaktionen.

Da Abwässer meist viele verschiedene Inhaltsstoffe enthalten, kommt es zum parallelen Auftreten einiger der oben genannten Mechanismen. Dies erklärt auch das Problem zur Findung einer mathematischen Gesamtbeschreibung des Filtervorganges. Ein möglicher Ansatz für die Berechnung ist die Herangehensweise über die Massenbilanz und eine kinetische Annäherung. Bei der Massenbilanz geht man davon aus, dass die über einen bestimmten Zeitraum abfiltrierten Feststoffe als Ablagerung im Filtermedium verbleiben müssen. Der kinetische Ansatz verwendet die Beobachtung von Iwasaki, bei welcher die Konzentrationsänderung  $c$  mit der Filterlänge  $z$  und damit auch die Verweilzeit eines Wasserteilchens von der jeweiligen Konzentration abhängig ist. [14, S. 113]

$$-\frac{dc}{dz} = \lambda \cdot c \quad \text{mit } \lambda \text{ als Filterparameter} \quad (3)$$

Dieses Gesetz gilt jedoch nur für unbeladene bzw. über die gesamte Filterlänge konstant beladene Filter. Da dies in der Praxis nicht der Fall ist und sich die Verhältnisse im Filtermedium über die gesamte Länge mit der Zeit ändern, ist dieser Ansatz nicht ausreichend. Die Wirkung des Filters ist also nicht nur vom Filtermedium und der Konzentration, sondern auch von der über die gesamte Filterlänge abgeschiedenen Feststoffmenge und –art abhängig. Die Verteilung von Feststoffart und –menge entlang des Filters ist sehr komplex und bis heute rechnerisch nicht zu lösen. Das Fehlen von Berechnungsmethoden zur Dimensionierung von Filteranlagen führt dazu, dass die Auslegung sehr praxis- und anwendungsbezogen durchgeführt werden muss. Grundsätzlich gibt es drei Filtrationsarten, die sich in der Vorbehandlung des Abwassers unterscheiden. [14, S. 114-115]

- Direktfiltration ohne Vorbehandlung;
- Flockungsfiltration mit vorgeschalteter Flockung;
- Filtration eines geflockten, bereits sedimentierten Abwassers.

Weitere wichtige Aspekte der Auslegung sind die Wahl des Filtermaterials, die Korngrößenverteilung und die grundlegende Unterscheidung zwischen Einschicht- bzw. Mehrschichtfiltern. Als Filtermaterialien werden vorzugsweise Sand und Kies in

Einschichtfiltern bzw. Hydroanthrazit und Sand in Mehrschichtfiltern verwendet. Die Körnungen werden anwendungsbezogen gewählt. Als Beispiel sei eine Korngrößenverteilung von 1,0-2,0 mm bei einem Einschichtfilter mit Sand und Kies zur Flockungsfiltration von Oberflächenwässern für industrielle Zwecke angeführt. Ein weiterer wichtiger Aspekt bei der Auslegung von Filteranlagen ist das Schmutzaufnahmevermögen und die damit verbundene Filterlaufzeit, zu der allerdings keine allgemein gültigen Aussagen getroffen werden können, da diese anwendungsbezogen von Art und Menge des Feststoffes sowie der Filtergröße, stark variieren. Nach dem Erreichen des maximalen Schmutzaufnahmevermögens, welches durch einen angestiegenen Druckverlust erkannt werden kann, muss durch Rückspülen das Filtermedium gereinigt werden. Dabei wird der Filter in entgegengesetzter Richtung durchspült, um die Verklebungs- und Verdichtungszonen im Filtermedium aufzubrechen und anschließend die Verunreinigungen auszuschleusen. Bei der Filterrückspülung unterscheidet man drei Arten, die sich aufgrund ihrer Bezeichnung selbst erklären: [14, S. 116-120]

- Luftspülung;
- Wasserspülung;
- Kombinierte Luft-Wasserspülung.

### 2.3.2 Membranfiltration

Die verschiedenen Verfahren der Membranfiltration basieren alle auf dem rein physikalischen Prinzip, bei dem das zu reinigende Abwasser aufgrund der entstehenden Druckdifferenz durch die Membran gedrückt wird, wodurch auf deren Oberfläche die Verunreinigungen zurückbleiben. Anders als bei den klassischen Filtrationsverfahren, bei denen es sich um Tiefenfiltrationsverfahren handelt, scheiden sich die Inhaltsstoffe durch die Siebwirkung der Membran ab. Dadurch können auch bei schwankenden Zulaufkonzentrationen konstante Permeatwerte erreicht werden. Ein weiterer Unterschied zu den konventionellen Filtrationsverfahren ist, dass das Abwasser parallel zur Membran geleitet wird, und dadurch die Verstopfungsgefahr erheblich verringert wird. Das zurückbleibende Konzentrat kann außerdem im Kreislauf geführt werden wodurch es zu einer stetigen Aufkonzentrierung der Störstoffe kommt. Die Membranverfahren beruhen alle auf dem beschriebenen Prinzip und unterscheiden sich im Wesentlichen in der Porenweite der verwendeten Membran. Die unterschiedlichen Bezeichnungen mit den zugehörigen Trenngrenzen und Molekulargewichten sind: [9, S. 94] [4, S. 76]

- Mikrofiltration (  $>0,6 \mu\text{m}$ ,  $>500.000 \text{ g/mol}$  );
- Ultrafiltration (  $0,1-0,01 \mu\text{m}$ ,  $1000-500.000 \text{ g/mol}$  );
- Nanofiltration (  $0,01-0,001 \mu\text{m}$ ,  $100-1000 \text{ g/mol}$  );
- Umkehrosrose ( $<0,001 \mu\text{m}$ ,  $<100 \text{ g/mol}$  ).

Bei Verfahren mit geringeren Porenweiten, wie Umkehrosmose und Nanofiltration, spielen außer dem Siebmechanismus auch andere Transportmechanismen, wie Diffusion und elektrostatische Abstoßung, eine Rolle. Die Anlagerung der zu entfernenden Inhaltsstoffe an der Membranoberfläche führt zur Bildung einer laminaren Grenzschicht mit - im Vergleich zum Zustrom - erhöhten Störstoffkonzentrationen. Durch ein Anheben des Zulaufdruckes kann der Permeatabfluss bis zu einem gewissen Grad gesteigert werden. Ab einem bestimmten Druckniveau ist eine Erhöhung des Durchflusses nicht mehr möglich, da auch die Grenzschichtdicke schneller zunimmt, es daraufhin zur Rückdiffusion der Inhaltsstoffe kommt und ein Teil des Zulaufdruckes zur Kompression der Deckschicht aufgewendet wird. Der Konzentrationsanstieg bewirkt außerdem einen Prozess, der in der Literatur als Konzentrationspolarisation bezeichnet wird. Hervorgerufen wird diese Polarisation durch chemische Reaktionen der Wasserinhaltsstoffe, Adsorption von Makromolekülen und Ausfällungen. Der osmotische Druck in der gelartigen Schicht über der Deckschicht steigt an und verringert den Durchfluss. Dieser Prozess wird als (Bio-)Fouling bezeichnet und führt zu Verblockungen auf der Membran, die meist nur durch Chemikalien abgetrennt werden können. Man unterscheidet hier in organisches und anorganisches Fouling wobei meist beide parallel auftreten und sich gegenseitig verstärken. Eine weitere Beeinträchtigung von Membranverfahren ist auf die Ablagerung von Salzen an der Membranoberfläche zurückzuführen. Dieser Effekt wird als Scaling bezeichnet. [9, S. 93] [14, S. 124-127]

Wie bereits beschrieben, wird der Zulaufstrom bei Membranverfahren parallel zur Membranfläche geführt. Diese tangentielle Ausrichtung des Abwasserszulaufs ist kennzeichnend für Membranverfahren und wird als Cross-Flow-Verfahren bezeichnet. Dabei erfolgt, anders als bei klassischen Filtrationsverfahren, keine statische, sondern eine dynamische Filtration. Der Ausdruck „dynamische Filtration“ beruht auf der Tatsache, dass der bei direkt angeströmten Filtrationsverfahren immer größer bzw. höher werdende Filterkuchen die Filtration verlangsamt. Durch den Querstrom im Cross-Flow-Verfahren bildet sich der Filterkuchen nicht in diesem Ausmaß. Durch die ständige Parallelströmung oberhalb der Trennfläche ist die Filterkuchenhöhe begrenzt und es kommt zu keiner Minderung der Durchflussraten bzw. zu keinem wesentlichen Druckverlust. Da es zu keiner Decksichtbildung kommt, die bei klassischen Filtrationen eine weiter „dynamische“-Membran darstellt, ist das Cross-Flow-Verfahren und damit die Membranverfahren im Allgemeinen, vorwiegend zur Herstellung einer hochreinen Komponente aus einem Gemisch geeignet. Als Beispiel sei in diesem Zusammenhang auf die Meerwasserentsalzung hingewiesen. [9, S. 98]

### 2.3.2.1 Umkehrosmose

Als Osmose wird der Stofftransport von reinem Wasser aus einem Kompartiment durch eine semipermeable Membran in ein Kompartiment mit wässriger Lösung bezeichnet. Dies geschieht aufgrund des Konzentrationsgefälles zwischen den beiden Kompartimenten, wobei reines Wasser die Membran durchdringt, um dieses auszugleichen. Der dabei entstehende Druck im Kompartiment der wässrigen Lösung wird als osmotischer Druck bezeichnet. Bei der Umkehrosmose wird ein Druck im Kompartiment des zu reinigenden Abwassers

angelegt, der höher ist, als der osmotische Druck. Dadurch wird das Wasser aus der Lösung durch die semipermeable Membran in das Reinwasserkompartiment gedrückt. Auf der Membranseite, an der Drücke von 2 bis 100 bar angelegt werden, verbleibt das Konzentrat der wässrigen Lösung, auf der anderen Seite tritt das Permeat aus, das in den meisten Fällen nur geringe Restkonzentrationen enthält. Das Verfahren der Umkehrosmose ist zur Abtrennung von gelösten Stoffen, wie Makromolekülen oder Salzen, anwendbar und wird vor allem zum Erreichen hoher Reinheitsgrade eingesetzt. Wie bei den meisten Membranfiltrationsverfahren wird auch bei der Umkehrosmose der Zulauf parallel zur Membranoberfläche geführt, wobei das Permeat senkrecht zu diesem durch die Membran abfließt. Zum Schutz der Membran und um den gewünschten Reinheitsgrad des Permeats zu gewährleisten, muss der Zulauf vor dem Eintritt in die Umkehrosmoseeinheit durch eine vorgeschaltete Feinfiltration und/oder einen Aktivkohlefilter vorbehandelt werden. Außerdem können zum Erreichen der gewünschten Permeatwerte oder zur Kapazitätssteigerung Umkehrosmosemodule parallel oder seriell kombiniert werden. In Umkehrosmoseanlagen werden nach dem Stand der Technik vorwiegend asymmetrische Polymermembranen und Compositmembranen verwendet. Die Membran einer Umkehrosmoseeinheit kann als Hohlfasermembran-, Tabular- oder Flächenmembranmodul ausgeführt sein. Asymmetrische Membranen bestehen aus einer dünnen Trennschicht, die fast keine Poren enthält und in eine immer porösere Stützschrift übergeht. Compositmembranen unterscheiden sich von asymmetrischen Membranen nur dadurch, dass die beiden Schichten, also Trenn- und Stützschrift, aus unterschiedlichen Materialien gefertigt werden. Gängige Materialien für asymmetrische sowie Compositmembranen sind Celluloseacetate, Polyamide, Polyvinylchloride, Polysulfone und weitere organische Polymere. [4, S. 84]

### 2.3.2.2 Ultrafiltration

Bei der Ultrafiltration handelt es sich, wie bei der Umkehrosmose, ebenfalls um ein Membranverfahren, bei dem die Flüssigkeit tangential zur Membran geführt wird. Wie bereits angeführt, liegt die Trenngrenze zwischen 0,1 und 0,01 $\mu\text{m}$ . Dieser Trenngrenzbereich ist der Grund dafür, dass die Ultrafiltration in der Aufbereitung von Abwässern vorwiegend zur Aufkonzentrierung von ölhaltigen Lösungen und Emulsionen eingesetzt wird. Weitere Einsatzgebiete der Ultrafiltration bei der Behandlung von Abwässern sind die Aufbereitung von metallhaltigen Lösungen, in denen die Metalle feindispers verteilt sind und Abwässer mit makromolekularen organischen Inhaltsstoffen aus der Leiterplattenindustrie. Außerdem findet die Ultrafiltration in der Recyclingtechnik der Metallindustrie ihren Einsatz. Dabei wird sie zur Regeneration von alkalischen Reinigungsmitteln und von Elektrotauchlackierbädern eingesetzt. [4, S. 77-78]

## 2.4 Elektrochemische Verfahren

Eine Möglichkeit den Chemikalienverbrauch im Zusammenhang mit Abwasseraufbereitungsverfahren zu minimieren stellt der Einsatz elektrochemischer Verfahren dar. Diese werden meist bei emulgierten oder metallhaltigen Abwässern

eingesetzt. Die Anwesenheit von Komplexbildnern beeinflusst elektrochemische Verfahren nicht. Zu elektrochemischen Verfahren zählen Verfahren, bei denen es durch Anlegen eines elektrischen Feldes zu einer Aufkonzentrierung gleichgeladener Ionen und durch die Erzeugung von Wasserstoff und Sauerstoff zu Reduktions- bzw. Oxidationsprozessen kommt. Die zwei Hauptverfahren sind hierbei die Elektrolyse und die Elektrodialyse. Außerdem gibt es seit einigen Jahren auch ein alternatives bzw. innovatives Verfahren. Hierbei handelt es sich um eine anodische Oxidation mittels bordotierter Diamantelektroden. Vorrangig sind die auf der Elektrochemie basierenden Verfahren zur Rückgewinnung von Metallen geeignet, wodurch auch die Oxidation bei speziellen Anwendungsgebieten eine gewichtige Rolle spielt. [9, S. 198]

### 2.4.1 Elektrolyse

Mittels Anlegen einer Gleichspannung werden bei der Elektrolyse vorhandene Ionen durch den Elektrolyten transportiert. Zum Beispiel werden in einem galvanischen Aktivbad die positiv geladenen Metallionen auf einem als Kathode geschalteten Werkstück angelagert. Aus dem 1. und 2. Faraday'schen Gesetz ergibt sich die Proportionalität von Stromstärke, Zeit und abgeschiedener Stoffmenge, welche in folgender Gleichung dargestellt ist:

$$\dot{m} = \frac{M}{z \cdot K_F} * I = c * I \quad (4)$$

$\dot{m}$  abgeschiedene Stoffmenge

$M$  Molmasse [kg/Mol]

$z$  Ladungsänderung bei Entladung

$K_F$  Faradaykonstante [26,8 Ah/Mol]

$I$  Stromstärke [A]

$C$  elektrochemisches Äquivalent [6, S. 199]

Da in der Beschichtungstechnik die Schichtdicke von größerer Bedeutung ist als die gesamte abgeschiedene Stoffmenge, gelangt man zu folgender Gleichung, in der die Oberfläche berücksichtigt wird:

$$\dot{m} = c * i * A \quad (5)$$

$i$  Stromdichte [A/m<sup>2</sup>]

$A$  Oberfläche [m<sup>2</sup>]

Im Bereich der Abwasserreinigung ist es notwendig mehrere Stoffe an den Elektroden abzuscheiden. In diesem Fall gilt die Summenregel und es ergibt sich folgende Gleichung.

$$\sum_i \left( \frac{\dot{m}_i \cdot z_i}{M_i} \right) = \frac{i \cdot A \cdot t}{K_F} \quad (6)$$

Durch die vergleichsweise geringe Ionenkonzentration in zu behandelnden Abwässern und den daraus resultierenden hohen Energieaufwand sind der Elektrolyse aus Kostengründen Grenzen gesetzt. Eine Behandlung mittels Elektrolyse ist aufgrund dieser Tatsache vorrangig für konzentrierte Abwässer, wie zum Beispiel Ionentauscher-Regenerate, empfehlenswert. Eine wichtige Rolle für die Effizienz von Elektrolyseverfahren spielt die Kathodenfläche. Um auch bei niedrigen Konzentrationen eine Abscheidung zu ermöglichen, muss die Oberfläche groß sein. In folgender Gleichung sieht man den Einfluss der Oberfläche und Konzentrationen sowie die Abhängigkeit von der Diffusionsschicht:

$$I = k \cdot a \cdot \frac{C_{Elektrolyt} - C_{Kathode}}{d_N} \quad (7)$$

$k$  Verfahrenskonstante mit Stromausbeute

$a$  wirksame Kathodenoberfläche

$d_N$  Diffusionsschichtdicke nach Nernst

Es gibt mehrere Möglichkeiten eine Elektrolysezelle auszulegen. Die häufigsten Bauarten sind Swiss-Roll, Festbettzelle, Wirbelbettzelle, Wälzreaktor und Schlagstabreaktor. Kurz sei hier die Swiss-Roll erklärt. Die Elektrolysezelle besteht aus abwechselnd aufeinander geschichteten Anoden- und Kathodenfolien, die - ähnlich wie bei Membran-Wickelmodulen - aufgewickelt werden. Als Abstandhalter zwischen den Elektroden dienen Textilfasern, um einen Kurzschluss zu vermeiden und gleichzeitig optimale Strömungsverhältnisse zu erzeugen. [9, S. 201]

## 2.4.2 Elektrodialyse

Bei der Elektrodialyse handelt es sich um ein Kombinationsverfahren aus Membran- und elektrochemischen Verfahren. Ionen werden durch ein elektrisches Feld durch semipermeable Membranen transportiert. Die Membranen sind kationen- bzw. anionenselektiv. Durch eine abwechselnde Anordnung der selektiven Membranen können Ionen aus dem zu behandelnden Abwasser entfernt werden. Unterschiedlich geladene Ionen wandern in verschiedene Kammern und werden dort konzentriert. In den mittleren Kammern verbleibt das gereinigte Abwasser, welches zirkuliert, bis die gewünschte Reinheit erzielt wird. Die Elektrodialyse eignet sich nur zur Entfernung von Ionen, nicht aber zur

Abscheidung ungeladener Teilchen. Vor dem Eintrag in die Elektrodialyse-Zelle ist zum Schutz der Membranen eine Feststoffabtrennung von Teilchen über 10µm notwendig. Außerdem können einige Substanzen, wie große organische Anionen oder Kolloide, die selektive Ladung der Membranen neutralisieren und damit das Verfahren stören. Mögliche Vorbehandlungsstufen sind z.B. die Flockung von Kolloiden mit anschließender Filtration bzw. Sedimentation sowie die Adsorption von organischen Substanzen durch Aktivkohle. Ein Verfahrensschema ist in Abbildung 2 angeführt. [15]

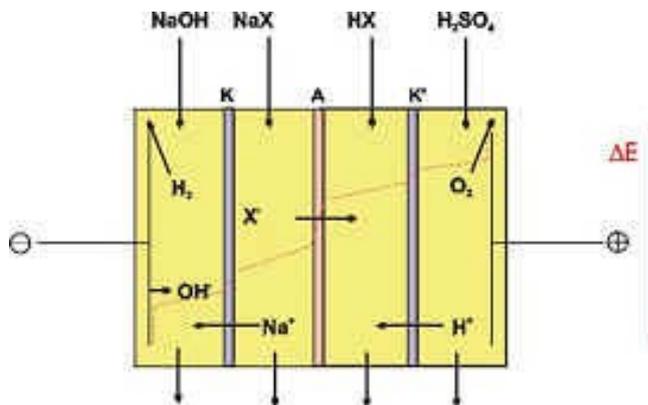


Abbildung 2: Verfahrensschema Elektrodialyse [15]

### 2.4.3 Anodische Oxidation mittels Bordotierter Diamantelektroden

Bei diesem Elektrolyseverfahren, das von der Firma ProAqua entwickelt wurde, werden die Oxidationsmittel direkt aus dem Elektrolyt gebildet. Das Verfahren kann im Durchfluss- bzw. im rezirkulierenden Batch-Betrieb angewandt werden. Um die eigentlich nichtleitenden Industriediamanten leitend zu machen, werden sie mit Bor dotiert. Diese Diamanten werden dann auf ein ebenfalls nichtleitendes, polymerbasiertes Trägermaterial aufgebracht und ergeben somit die Elektroden. In Durchflusszellen werden mehrere Elektroden eingebaut und durch Kontaktierungselektroden mit Strom versorgt. Bor-dotierte Diamantelektroden mit dem Standardpotential von 2,85V haben im Vergleich zur Sauerstoffproduktion in wässrigen Lösungen eine hohe Überspannung. Dies führt bei der Elektrolyse zur Produktion von Hydroxyl-Radikalen, die ein starkes Oxidationsmittel sind und außerdem durch Reaktion mit anderen Stoffen weitere Oxidationsmittel, wie Ozon oder Wasserstoffperoxid, produzieren. Diese Oxidationsmittel werden direkt aus dem Elektrolyten, also aus dem Abwasser erzeugt und können organische Verbindungen sofort umwandeln bzw. bei der Desinfektion antibakteriell einwirken. Der große Vorteil bei der Verwendung von Diamantelektroden liegt darin, dass keine Schadstoffe ins Wasser gelangen, wie es bei anderen Elektrodenarten mit ähnlich hohen Potentialen der Fall ist. Als Beispiel seien hier die Schwermetallelektroden aus Blei, Zink oder Quecksilber angeführt. Ein Verfahrensschema der anodischen Oxidation mittels Bor-dotierter Diamantelektroden ist in Abbildung 3 dargestellt. [16]

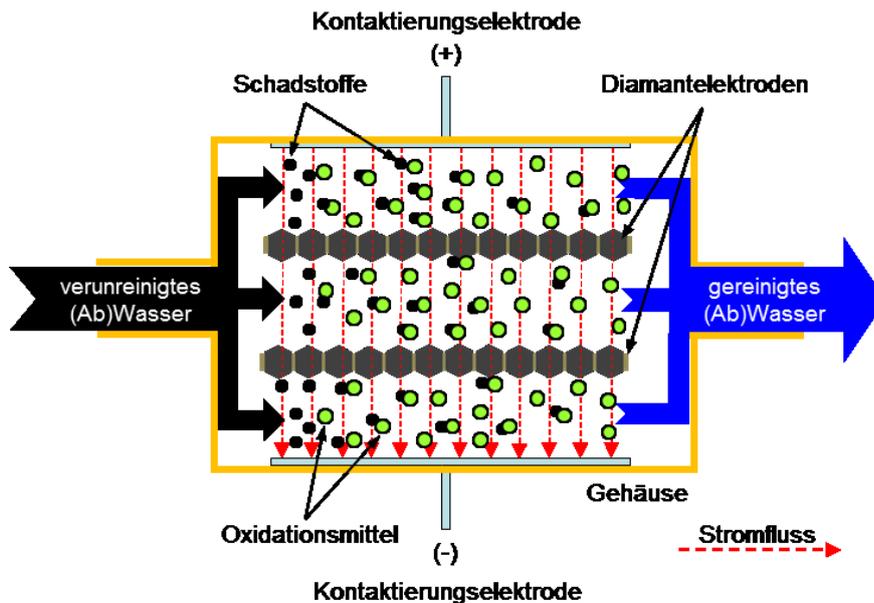


Abbildung 3: Verfahrensschema anodische Oxidation [17]

## 2.5 Biologische Verfahren

Durch die gesetzlich geltenden Grenzwerte ist es in manchen Fällen notwendig, das Abwasser nach einer chemisch-physikalischen Behandlung vor einer Direkt- bzw. Indirekteinleitung zusätzlich einer biologischen Behandlung zu unterziehen. Bei der biologischen Behandlung werden die organischen, gelösten Inhaltsstoffe durch mikrobiologische Verstoffwechslung umgewandelt. Dabei unterscheidet man in zwei Abbauarten. Beim aeroben Abbau erfolgt die Umwandlung in einer sauerstoffhaltigen Umgebung. Beim anaeroben Abbau ist kein Sauerstoff vorhanden. Bei aeroben Verfahren werden die organischen Inhaltsstoffe im Abwasser in 50% Biomasse und 50%  $\text{CO}_2$  umgewandelt. Der relativ große Anteil an Biomasse im Vergleich zum Oxidationsprodukt ist der Grund dafür, dass aerobe Verfahren vorwiegend bei geringen Konzentrationen zum Einsatz kommen. Bei Abwässern mit Konzentrationen  $>1000\text{mg/l}$  CSB eignen sich anaerobe Verfahren besser, da relativ wenig Biomasse - 5% im Verhältnis zu den Fermentationsprodukten 95% - anfällt. Die Mischung der Fermentationsprodukte Methan 50-70%,  $\text{CO}_2$  30-50%, geringe Spuren  $\text{H}_2\text{S}$  und anderen Komponenten wird als Biogas bezeichnet. Die beschriebenen Verhältnisse von Biomasse zu Oxidations- bzw. Fermentationprodukten gelten für den Abbau von organischem Kohlenstoff. Organische Phosphor- und Stickstoffverbindungen können mit biologischen Behandlungsverfahren ebenfalls umgewandelt werden. Es entsteht Phosphat bzw. Ammonium. Die biologische Abbaubarkeit von Abwässern lässt sich durch das Verhältnis von biologischem zu chemischem Sauerstoffbedarf, also BSB/CSB, bestimmen und ist wie folgt einzuteilen: [4, S. 139-140]

- schlecht abbaubar: BSB/CSB < 0,2;
- mäßig bis gut abbaubar: BSB/CSB = 0,2 - 0,4;
- gut abbaubar: BSB/CSB > 0,4.

Optimale Bedingungen hinsichtlich Temperatur, pH-Wert, Nährstoff- und Sauerstoffkonzentrationen sind für das Wachstum der Mikroorganismen und damit für die Funktionalität aller biologischen Behandlungsverfahren von essentieller Bedeutung. Der für die meisten Mikroorganismen günstige pH-Wert liegt im Neutralbereich, mit einer leichten Tendenz ins Alkalische. Die günstigen Temperaturbereiche für die eingesetzten Mikroorganismen sind artabhängig und für das Wachstum von großer Bedeutung. Um den Nährstoffbedarf der Mikroorganismen zu decken, ist bei aeroben sowie anaeroben Behandlungsverfahren das Verhältnis von BSB<sub>5</sub>, Stickstoff und Phosphor ausschlaggebend. Bei aeroben Verfahren liegt das Verhältnis BSB<sub>5</sub>:N:P bei 100:5:1 und für anaerobe bei 100:0,5:0,1. Außer diesen Parametern ist auch das Vorkommen verfahrensschädigender Inhaltsstoffe in den zu behandelnden Abwässern zu beachten. Die toxischen Eigenschaften dieser Hemmstoffe wirken sich vor allem bei aeroben Verfahren negativ auf die Mikroorganismen aus, wobei anaerobe Verfahren auf jegliche toxische Inhaltsstoffe noch sensibler reagieren. In Tabelle 3 sind die kritischen Inhaltsstoffe für die aerobe Behandlung und deren Hemmkonzentrationen angeführt. [4, S. 139-140]

Tabelle 3: Hemmkonzentrationen für aerobe Behandlung [4, S. 141]

Inhaltsstoff	Hemmkonzentration [mg/l]
Cadmium	2-5
Bichromat	3-10
Kupfer	1-5
Nickel	2-10
Zink	5-20
Chlor	0,2-1
Cyanid	0,3-2
Mineralöle	>25
Phenol	200-1000
Schwefelwasserstoff, Sulfid	5-30

Hinzufügend ist zu erwähnen, dass die Toxizität nicht alleine von den Eigenschaften des Inhaltsstoffes bestimmt wird, sondern vielmehr durch dessen spezifische Wirkung auf die vorhandenen Mikroorganismen. Sie hängt stark von der Konzentration und den Verfahrensbedingungen, wie Temperatur und pH-Wert, ab. Eine kontinuierliche Zufuhr geringer Konzentrationen von an und für sich hemmenden Inhaltsstoffen kann bewirken, dass die Mikroorganismen durch Adaption eine gewisse Immunität gegenüber diesen Stoffen entwickeln und sie in ihrem Wachstum nicht mehr durch diese gehemmt werden. [18, S. 9]

### 2.5.1 Aerobe Behandlung

Unter aerober Behandlung versteht man die Oxidation von gelösten organischen Substanzen durch den Metabolismus von Mikroorganismen in Anwesenheit von gelöstem Sauerstoff. Aerobe Verfahren werden vorwiegend in der kommunalen Abwassertechnik, aber auch in der industriellen Abwasserbehandlung angewandt. Der für aerobe Behandlungsverfahren namensgebende Sauerstoff ist für folgende biochemische Reaktionen notwendig und ist damit, in Kombination mit den Mikroorganismen, für den aeroben Abbau von organischen Inhaltsstoffen verantwortlich. [4, S. 141]

Biochemische Reaktionen bei aeroben Behandlungsverfahren:

#### Zellaufbau (Substratatmung):

Organ.Substanz+O<sub>2</sub> → Zellsubstanz+CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub>O+Energie

#### Zellenabbau (endogene Atmung):

Zellsubstanz+O<sub>2</sub> → CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub>O+Energie

#### Nitrifikation (gesamt):

NH<sub>3</sub>+2O<sub>2</sub> → NO<sub>3</sub><sup>-</sup>+H<sub>2</sub>O+H<sup>+</sup>+Energie

Grundsätzlich gibt es zwei Verfahrensformen von aeroben Behandlungsanlagen. Beim am häufigsten verwendeten Belebtschlammverfahren liegen die Mikroorganismen frei schwebend im Wasser in Form von Flocken vor. Es kann sowohl im Durchlauf-, als auch im Batchbetrieb durchgeführt werden. Im Durchlaufbetrieb sind die Zufuhr der Mikroorganismen, die sogenannte Belebung, und die Sedimentation räumlich getrennt. Im Belebungsbecken werden die Mikroorganismen im Abwasser verteilt und es erfolgt eine Belüftung. Durch die Durchmischung kommt es zu keiner Sedimentation des Belebtschlammes. Diese erfolgt im zweiten Becken, dem Nachklärbecken, womit ein Durchlaufbetrieb ermöglicht wird. Der abgezogene Schlamm kann teilweise wieder im Belebungsbecken eingesetzt werden. Im Batchbetrieb erfolgen die Belebung und die Sedimentation in einem einzigen Reaktor. Es können mehrere Reaktoren gleichzeitig mit unterschiedlich belasteten Abwässern betrieben

werden, was eine Chargen-Behandlung ermöglicht. In Abbildung 4 ist das Verfahrensschema eines Belebtschlammverfahrens im Durchlaufbetrieb dargestellt.

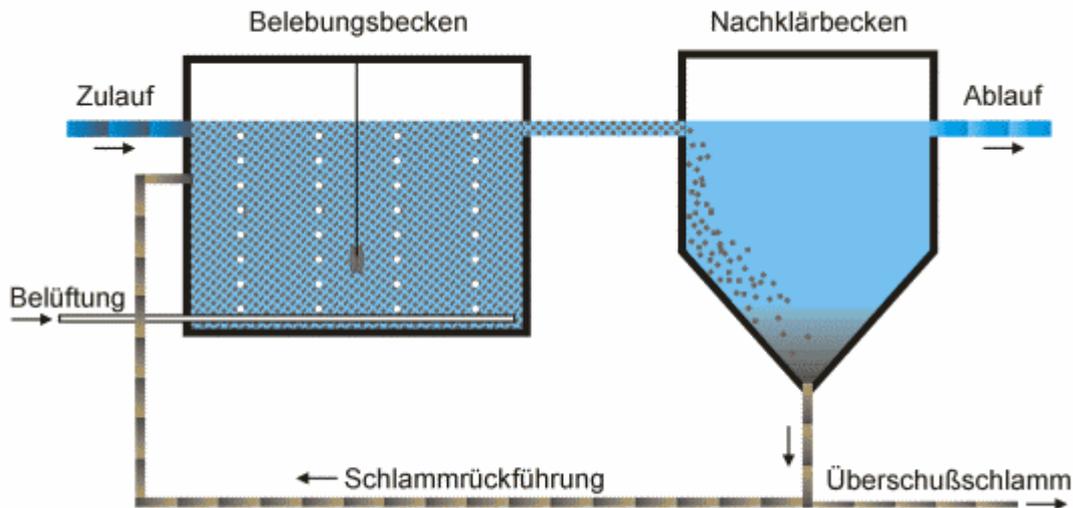


Abbildung 4: Verfahrensschema Belebtschlammverfahren [19]

Bei der zweiten grundsätzlichen Verfahrensausführung haften die Mikroorganismen als Film auf einer Trägersubstanz, auf die das zu behandelnde Abwasser geleitet wird. Beispiele hierfür sind Biofiltration, Tropf- und Tauchkörperverfahren sowie die Behandlung durch Biomembranen. Diese Verfahren werden meist im Durchlauf betrieben. [4, S. 141-142]

## 2.5.2 Anaerobe Behandlung

Bei anaeroben Verfahren werden, wie bereits erwähnt, die organischen Inhaltsstoffe im Abwasser mit Hilfe von Mikroorganismen ohne Sauerstoff in Biogas und Biomasse umgewandelt. Die Produktion von Biomasse, die als Schlamm anfällt, ist im Vergleich zu aeroben Behandlungsverfahren sehr gering, was als großer Vorteil zu werten ist. Die Behandlung erfolgt in sauerstoffarmen Druckreaktoren. Weiters ist die Tatsache hervorzuheben, dass bei anaeroben Verfahren Biogas, bestehend aus Methan, Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff bei der Verstoffwechslung entsteht, welches thermisch genutzt werden kann. Der Energieaufwand zur Behandlung ist durch die nicht notwendige Belüftung bzw. das Einblasen von Sauerstoff erheblich geringer als in der aeroben Behandlung. Diesen Vorteilen stehen die relativ langsamen Abbaueiten und die höhere Empfindlichkeit bezüglich Verfahrensabweichungen gegenüber. Anaerobe Verfahren werden meist nur zur Vorbehandlung von organisch hoch belasteten Abwässern eingesetzt. Der Einsatz von anaeroben Verfahren in der Industriewasserbehandlung ist aber nicht zuletzt aufgrund der steigenden Energie- und Entsorgungskosten für den Verfahrensablauf und die Schlammensorgung stetig steigend. Die biochemische Umwandlung von organischen Substanzen in Biogas erfolgt in vier Teilschritten. In der fermentativen Phase werden

organische Substanzen, wie Eiweiße, Fette und Kohlehydrate, hydrolisiert und zu Fettsäuren transformiert. Parallel dazu kommt es zur Bildung von Aminosäuren, Oligopeptiden, Glycerin, Nukleobasen, Mono- und Oligosacchariden. In der darauf folgenden Phase, der acidogenen Phase, werden die gebildeten Substanzen durch saure Gärung weiter abgebaut. Es entstehen Karbonsäuren, Alkohole, Aldehyde und außerdem - die für die Bildung von Biogas wichtigeren Produkte - Wasserstoff und Kohlendioxid. In der anschließenden acetogenen Phase erfolgt ein weiterer Abbau der entstandenen Verbindungen zu Essigsäure. Außerdem entsteht aus den in der acidogenen Phase gebildeten Molekülen  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  zusätzlich Essigsäure. In der letzten Phase, der methanogenen Phase, wird Methan gebildet. Man unterscheidet hierbei zwei Wege der Bildung, die von der Art der anwesenden Mikroorganismen abhängen. Wohingegen eine Gruppe das Methan aus der Essigsäure bildet, unterstützen Mikroorganismen anderer Art die Bildung von Methan aus Kohlendioxid und Wasserstoff. Wie bereits erwähnt, sind anaerobe Verfahren bezüglich toxischer Inhaltsstoffe und Abweichungen von den Optimalbedingungen noch sensibler als aerobe Verfahren. Daher ist ein Eintrag von toxischen Inhaltsstoffen zu vermeiden und eine ständige Überwachung von Temperatur und pH-Wert unabdingbar. In Tabelle 4 sind die Verfahrensgrenzen und die Auswirkungen bei Nichteinhaltung angeführt. [4, S. 145-146]

Tabelle 4: Verfahrensgrenzen und Auswirkungen [20]

Parameter	Grenzwerte	Auswirkung bei Nichteinhaltung
Temperatur	20-40 [°C]	Wachstum der MOs wird gehemmt
pH-Wert	6,5-7,5	ab pH>8 wird die Methanbildung gestoppt
Toxische Substanzen	-	Mikroorganismen sterben ab bzw. können keine organischen Stoffe umwandeln

Die für die anaerobe Behandlung eingesetzten Verfahren unterscheiden sich durch die Reaktortypen. Der am häufigsten verwendete Reaktortyp ist der Upflow-Anaerobic-Sludge-Blanket-Reaktor kurz UASB-Reaktor. Bei diesem Reaktortyp wird das organisch belastete Abwasser von unten nach oben durch den Reaktor geführt. Die Mikroorganismen bilden sich auf natürliche Weise zu Flocken mit hoher Sinkgeschwindigkeit und bilden aufgrunddessen im unteren Reaktorteil ein Schlammbett welches durch den Abwasserstrom nach oben expandiert wird. Das behandelte Abwasser wird an der oberen Seite des Reaktors über Wehre abgeleitet. Das gebildete Biogas wird durch eingebaute Gasabscheider ebenfalls in der oberen Hälfte abgezogen. Eine schematische Darstellung des UASB-Reaktors ist in Abbildung 5 angeführt. [20, S. 19]

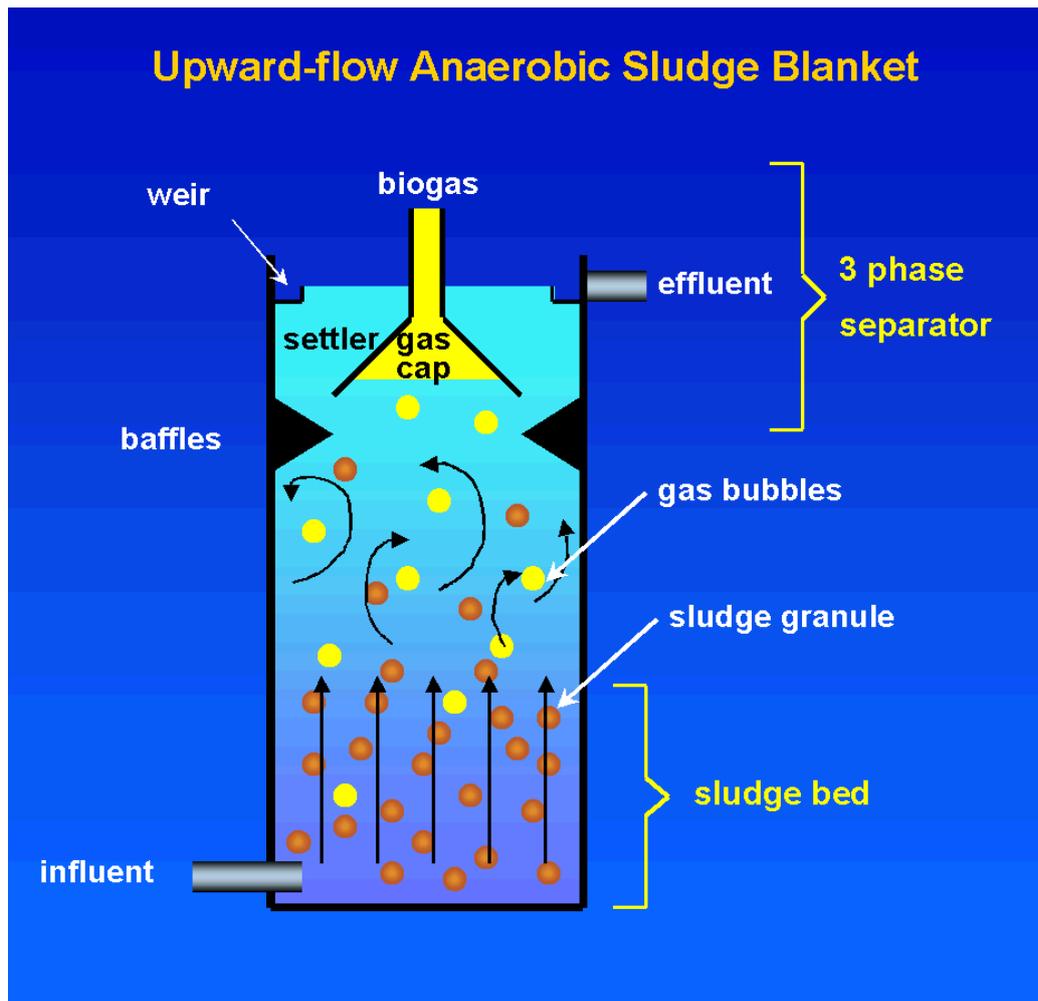


Abbildung 5: UASB-Reaktor [21]

Weitere Reaktortypen sind der Anaerobic-Contact-Reaktor (ACR) sowie Fest- und Wirbelbettreaktoren. [4, S. 146]

### 3 Eingesetztes Verfahren für den Pilotversuch

Wie bereits erwähnt, verfolgt diese Arbeit das Ziel, aus den für eine CP-Anlage üblichen Verfahren durch neue optimierte Anordnung oder Erweiterung ein outputoptimiertes Verfahren zu finden bzw. zu untersuchen. In folgenden Kapiteln wird das Kombinationsverfahren beschrieben und die Versuche dazu ausgewertet.

#### 3.1 Verfahrensbeschreibung

Das verwendete Abwasserreinigungssystem besteht aus: Chargenbehälter, Medienpumpe, Multimediafilter (Sandfilter), Aktivkohlefilter, Feinfilter, Durchlaufmazzellen und Druckmessung, Hochdruckpumpe (20 bar), Membranelementen im Druckrohr (Umkehrosmose) sowie Armaturen und Verrohrungen. Nach dem Befüllen des Chargenbehälters mit der Originalprobe wird Flockungsmittel im Verhältnis 1:100 zugegeben, kurz durchmischt und anschließend zum Absetzen stehen gelassen. Der Ausfluss des Behälters befindet sich ca. 15 cm oberhalb des Behälterbodens, wodurch ein Schlammeintrag in die Anlage weitestgehend vermieden wird. Nach der Sedimentation (vgl. Abbildung 6) wird das bereits gefällte Rohwasser über den Sandfilter (SF), Aktivkohlefilter (AK), Feinfilter (FF) sowie die Membranstufen (UO) geführt. Die Behandlung wird im sogenannten Batch-Verfahren durchgeführt, wobei die Konzentrate der Membranstufen rezirkuliert werden. Dies bedeutet, dass die Behandlungsintensität mit zunehmender Behandlungsdauer durch die Aufkonzentrierung steigt. Durch die Rezirkulation des Konzentrats gibt es prinzipiell nur zwei Exportströme - Schlamm und Permeat - aus dem System. Durch den relativ geringen Schlammanfall kann man, bei unendlicher Kreislaufführung der Konzentratströme, somit von einer theoretisch „abwasserfreien“ Behandlung sprechen. Auch bei einer realistischen Behandlungsdauer bleibt nur ein sehr geringer Teil, des am Anfang eingebrachten Rohwassers, als hoch konzentrierter Rückstand im System. Die Behandlung dieses Rückstandes ist nicht Teil dieser Arbeit, es wird aber darauf hingewiesen, dass eine Rückführung in die CP-Anlage kein allzu großes behandlungstechnisches Problem darstellen sollte. Ausschlaggebend für diese Annahme ist die geringe Menge an Konzentratrückstand, die in die Anlage eingebracht werden müsste und sich bei Vermischung mit den angelieferten flüssigen Abfällen nicht sonderlich auf die klassischen Verfahren einer CP-Anlage auswirken sollte. Eine weitere Möglichkeit den anfallenden Konzentratrückstand aufzubereiten wäre eine thermische Behandlung. Der schematische Aufbau der Anlage ist im Fließbild (vgl. Abbildung 6) veranschaulicht. In Abbildung 7 sind die tatsächlich verbauten Anlagenkomponenten ersichtlich. Die Umkehrosmoseelemente werden in den Laborversuchen (Kapitel 4) gezeigt.

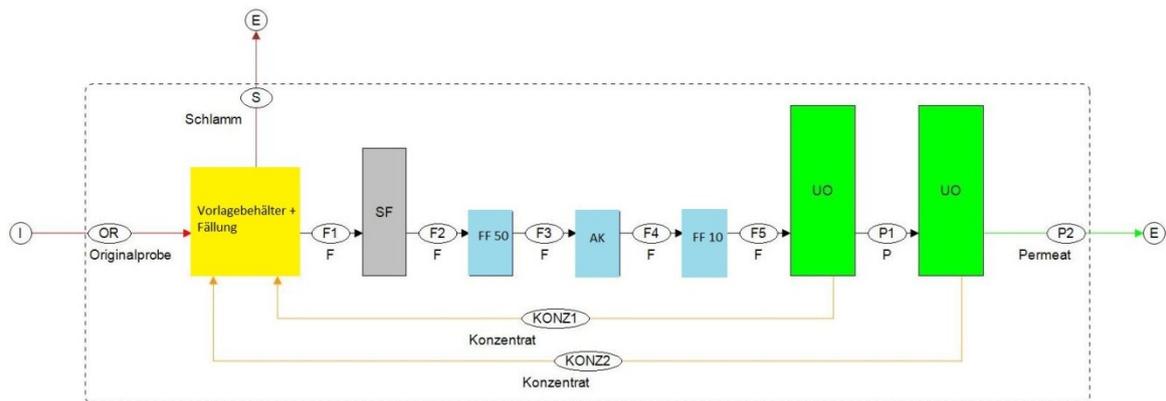


Abbildung 6: Fließbild des an eine CP-Anlage nachgeschalteten Kombinationsverfahrens



Abbildung 7: Vorlagebehälter, Sandfilter, Feinfilter und Aktivkohlefilter der Pilotanlage. Die Umkehrosmoseeinheiten befinden sich auf der Rückseite der Anlage und sind hier nicht ersichtlich. Die Abbildungen 49 und 51 der Laboranlage zeigen ein verwendetes Umkehrosmosemodul.

### 3.2 Pilotversuch

Im Zeitraum vom 15.10.2012 bis 18.10.2012 wurden am Standort der Firma Saubermacher AG in Trofaiach drei Versuche mit der Versuchsanlage der Firma AB-Filtertechnik durchgeführt. Die für die Versuche verwendeten Proben stammten aus dem Ablauf der biologischen Behandlungsstufe und wurden von den Mitarbeitern der Firma Saubermacher in 1m<sup>3</sup> Tanks bereitgestellt. Abbildung 8 zeigt die Positionierung der Anlage im Fließbild der CP-Anlage Trofaiach und gibt nochmals einen Überblick über die klassischen Verfahren einer CP-Anlage.

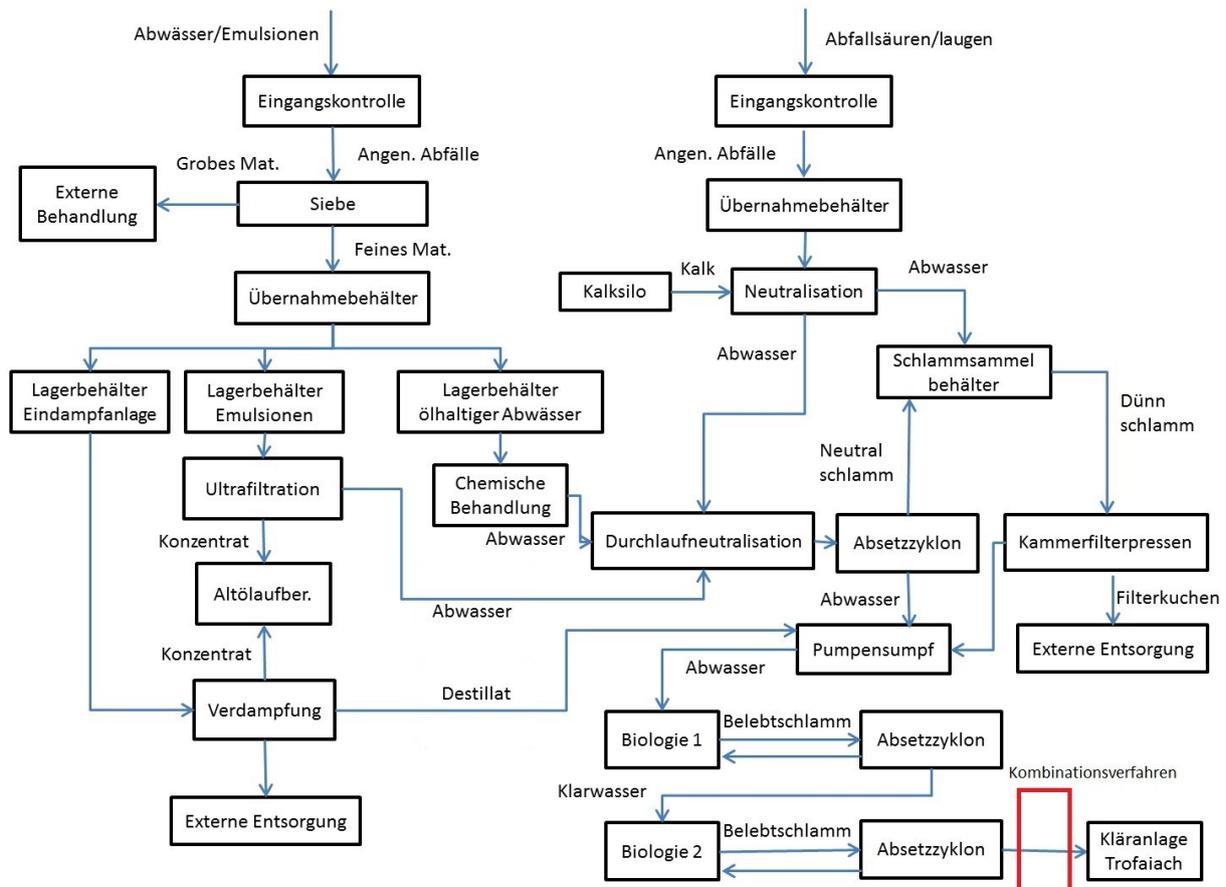


Abbildung 8: Fließbild der CP-Anlage Trofaiach [22]

Die Pilotanlage wurde von der Firma AB-Filtertechnik am Montag den 15.10.2012 aufgebaut. Die Versuche wurden an den drei darauf folgenden Tagen durchgeführt. Während der Behandlung wurden stündlich Proben an verschiedenen Stellen der Anlage genommen. Zur Untersuchung wurden anschließend 15 Proben ausgewählt, wobei der übereinstimmende Probenahme-Zeitpunkt von großer Bedeutung war. Die untersuchten Proben wurden bis auf die Originalproben ca. alle drei Stunden nach dem jeweiligen Versuchsstart entnommen. Die Parameter Ammonium und Sulfat wurden am Labor des AVAW der Montanuniversität Leoben bestimmt. Der chemische Sauerstoffbedarf wurde im Labor der Firma Saubermacher bestimmt. In den Tabellen 5 bis 7 sind die Messwerte aufgelistet und in den Fließbildern (Abbildung 9-19) die Volumenströme und Konzentrationsänderungen entlang der Anlage

veranschaulicht. Dabei ist vordergründig zu erwähnen, dass die Konzentrationen nach dem Sandfilter und im Konzentrat der zweiten Membranstufe aufgrund ihrer geringeren Bedeutung für die Versuchsbewertung angenommen wurden und nicht belegbar sind. Die restlichen Konzentrationen wurden, wie bereits erwähnt, im Labor festgestellt und sind den jeweiligen Prüfberichten zu entnehmen. [23]

### 3.2.1 Volumenstrom für Pilotversuch

Der Durchsatz der Anlage wurde vor Ort bestimmt und variierte zwischen 50 und 60 Litern pro Stunde. Der Inputstrom „Original“ entspricht in den Fließbildern diesem Durchsatz. Das Fließbild veranschaulicht die Rezirkulation der Konzentrate gut, wobei die Einstellungen der beiden Membranstufen ausschlaggebend sind. Membranstufe 1 wurde in allen drei Versuchen so eingestellt, dass 70 Vol-% des Eingangstromes nach dem Aktivkohlefilter auf der Konzentratseite die Membran verlassen, wobei 30 Vol-% als Permeat in die zweite Membranstufe gelangen. Membranstufe 2 wurde ebenfalls in allen drei Versuchen mit konstanten Einstellungen betrieben, wobei hier nur 30 Vol-% auf der Konzentratseite den 70 Vol-% auf der Permeatseite gegenüberstehen. Die fehlenden 7 Vol-% auf der Outputseite sind durch die Adsorption an der Aktivkohle und die Beladung der Membranen sowie des Sandfilters zu erklären. In den Abbildungen 8 und 9 sind der Absolut- und Relativstrom grafisch dargestellt. Zur Veranschaulichung der Durchsatzleistung wurde der Importstrom so gewählt, dass der tatsächliche Output nur geringfügig niedriger ist. Im Pilotversuch selbst gibt es keinen Importstrom da der Vorlagebehälter vor Versuchsbeginn befüllt wird. Dies führt dazu dass die Volumenströme im System über den 100% des Importstromes liegen. Die Durchflussraten zwischen Fällung und Umkehrosmose 1 ergeben sich aus der Summe von Konzentrat und Permeat der ersten Stufe da die zweite Stufe, aufgrund des relativ geringen Permeatflusses aus Stufe 1, nicht im Durchlauf betrieben werden konnte.

#### Absolutstrom [l/h]:

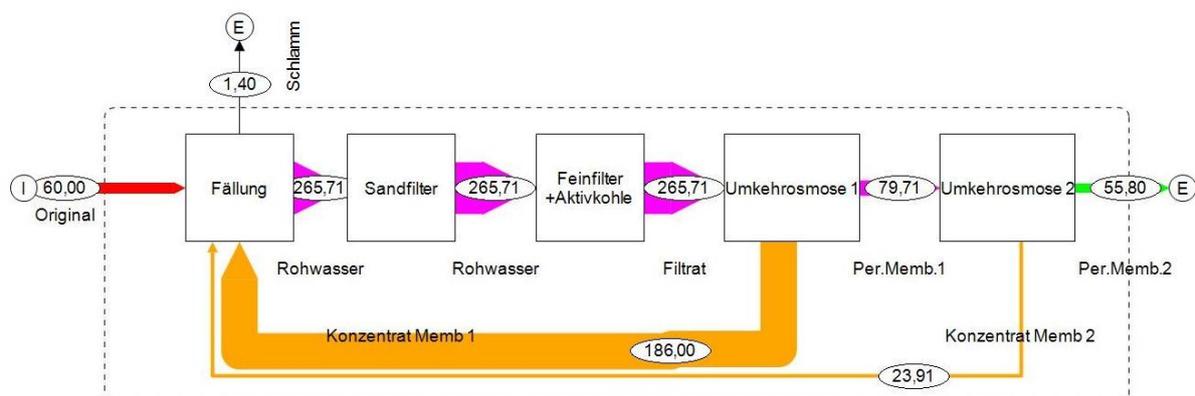


Abbildung 9: Absolutstrom während des Pilotversuchs

**Relativstrom [% des Gesamtimports]:**

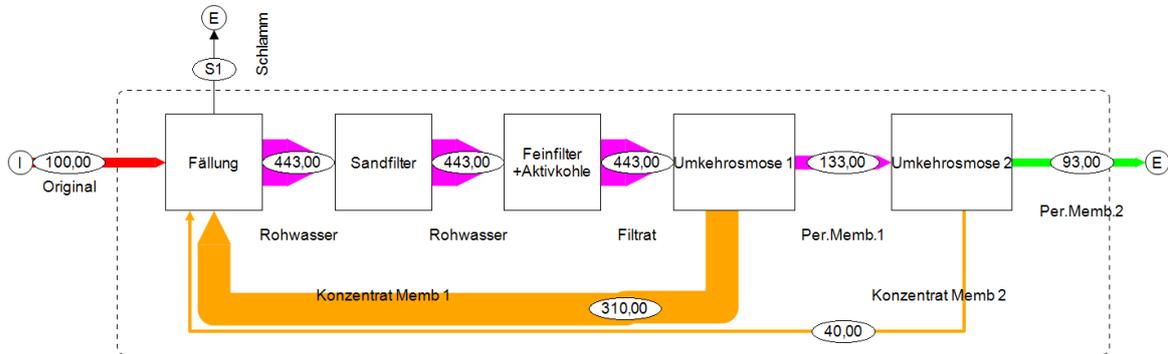


Abbildung 10: Relativstrom während des Pilotversuchs

**3.2.2 Versuch 16.10.2012**

Tabelle 5 zeigt die gemessenen Konzentrationen der beiden Umkehrosmosestufen sowie die Originalkonzentration. Die Arbeitsdrücke sind in der Kopfzeile angeführt.

Tabelle 5: Konzentrationen und Arbeitsdrücke Versuch 1

<b>Förderpumpe: 4,5 bar</b>	<b>Stufe1: 19 bar</b>		<b>Stufe2: 12-13 bar</b>		<b>Stufe1 Per./ Konz. 30/70 Stufe2 Per./ Konz. 70/30</b>	
<b>Versuch 16.10.2012</b>	<b>NH<sub>4</sub> [mg/l]</b>		<b>SO<sub>4</sub> [mg/l]</b>		<b>CSB [mg/l]</b>	
Original	582	100%	465	100%	3.500	100%
Fällung	-*	108%	-*	325%	-*	107%
Aktivkohlefilter	634	108%	1.515	325%	3750	107%
Konzentrat Stufe 1.	-**	154%	-**	463%	-**	143%
Permeat Membranstufe 1.	15,2	2,6%	<1,5	0,3%	48	1,37%
Permeat Membranstufe 2.	7,66	1,3%	<0,75	0,2%	31	0,80%
Reduktionsrate Permeat 1.	97%		100%		99%	
Reduktionsrate Permeat 2.	99%		100%		99%	

-\*= Die Relativwerte im Bezug zur Anfangskonzentration werden in den Fließbildern von den Messwerten des Aktivkohlefilters übernommen und sind somit nicht belegbar. Gleiches gilt für Werte nach dem Sandfilter.

-\*\*= Die Relativwerte im Bezug zur Anfangskonzentration werden in den Fließbildern aus der Eingangskonzentration in die Membranstufe und den Volumenströmen berechnet und sind somit in keinem Prüfbericht ersichtlich.

In den Abbildungen 11 bis 13 werden die relativen Schadstoffkonzentrationen ersichtlich. Die Bezugsgröße ergibt sich durch die Anfangskonzentration (100%). Die höheren Schadstoffgehalte im Konzentrat sind durch die Aufkonzentrierung im Umkehrosmodul zu erklären. Die Schadstoffe können die Membran nicht passieren und verbleiben im Konzentrat. Das Wasser gelangt durch die feinen Poren der Membran und bildet das Permeat wodurch sich die Schadstoffkonzentration im Konzentrat erhöht.

**Ammonium [% der Gesamtimportkonzentration]:**

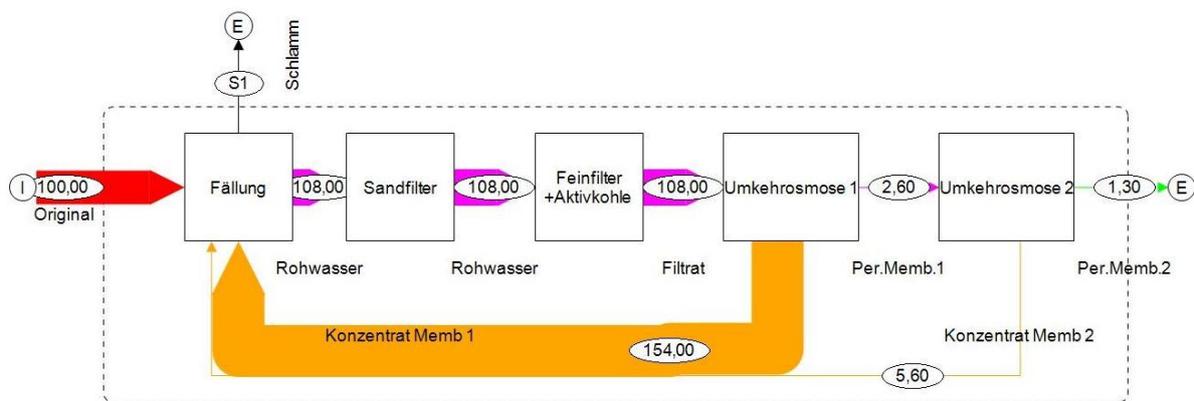


Abbildung 11: Ammoniumkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 16.10.2012

**Sulfat [% der Gesamtimportkonzentration]**

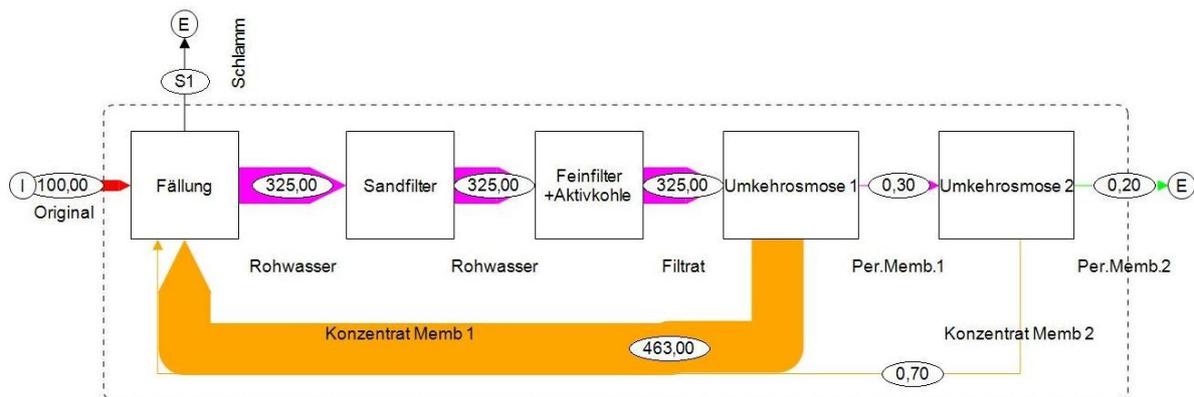


Abbildung 12: Sulfatkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 16.10.2012

**Chemischer Sauerstoffbedarf [% der Gesamtimportkonzentration]:**

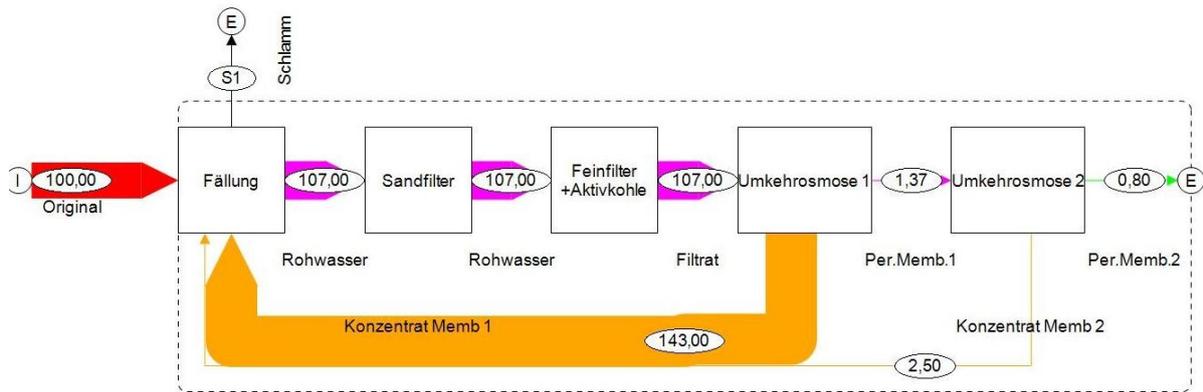


Abbildung 13: CSB-Konzentration in Relation zur Anfangskonzentration 16.10.2012

**3.2.3 Versuch 17.10.2012**

Tabelle 6 zeigt die gemessenen Konzentrationen der beiden Umkehrosmosestufen sowie die Originalkonzentration. Die Arbeitsdrücke sind in der Kopfzeile angeführt.

Tabelle 6: Konzentrationen und Arbeitsdrücke Versuch 2

<b>Förderpumpe: 4,5 bar</b>	<b>Stufe1: 19 bar</b>		<b>Stufe2: 11-12 bar</b>		<b>Stufe1 Per./ Konz. 30/70 Stufe2 Per./ Konz. 70/30</b>	
<b>Versuch 17.10.2012</b>	<b>NH<sub>4</sub> [mg/l]</b>		<b>SO<sub>4</sub> [mg/l]</b>		<b>CSB [mg/l]</b>	
Original	966	100%	531	100%	3.250	100%
Fällung	-*	113%	-*	324%	-*	138%
Aktivkohlefilter	662	113%	1.719	324%	4.500	138%
Konzentrat Stufe 1.	583	170%	1.890	356%	5.000	154%
Permeat Membranstufe 1.	12,3	2,1%	<1,5	0,3%	15	0,46%
Permeat Membranstufe 2.	1,88	0,3%	<0,75	0,2%	18	0,55%
Reduktionsrate Permeat 1.	98%		100%		100%	
Reduktionsrate Permeat 2.	100%		100%		100%	

-\*= Die Relativwerte im Bezug zur Anfangskonzentration werden in den Fließbildern von den Messwerten des Aktivkohlefilters übernommen und sind somit nicht belegbar. Gleiches gilt für Werte nach dem Sandfilter.

In den Abbildungen 14 bis 16 werden die relativen Schadstoffkonzentrationen ersichtlich. Die Bezugsgröße ergibt sich durch die Anfangskonzentration (100%). Die höheren Schadstoffgehalte im Konzentrat sind durch die Aufkonzentrierung im Umkehrosmodul zu erklären. Die Schadstoffe können die Membran nicht passieren und verbleiben im Konzentrat. Das Wasser gelangt durch die feinen Poren der Membran und bildet das Permeat wodurch sich die Schadstoffkonzentration im Konzentrat erhöht.

**Ammonium [% der Gesamtimportkonzentration]:**

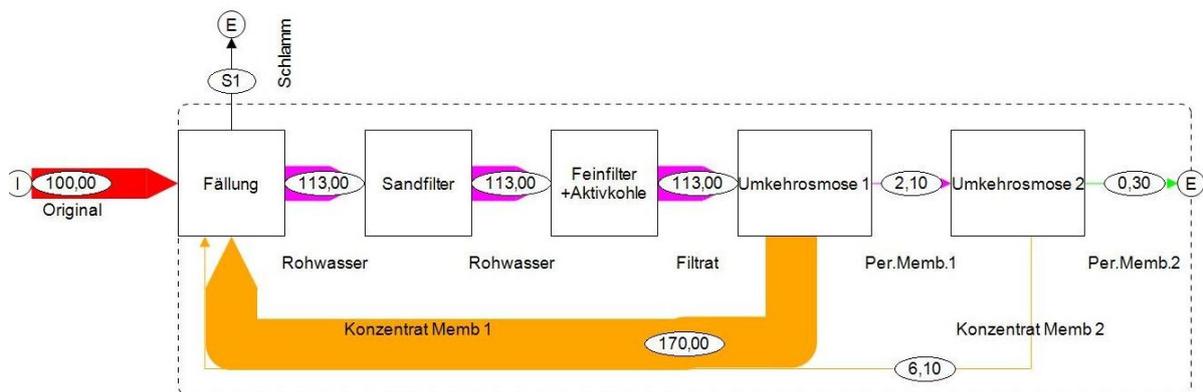


Abbildung 14: Ammoniumkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 17.10.2012

**Sulfat [% der Gesamtimportkonzentration]:**

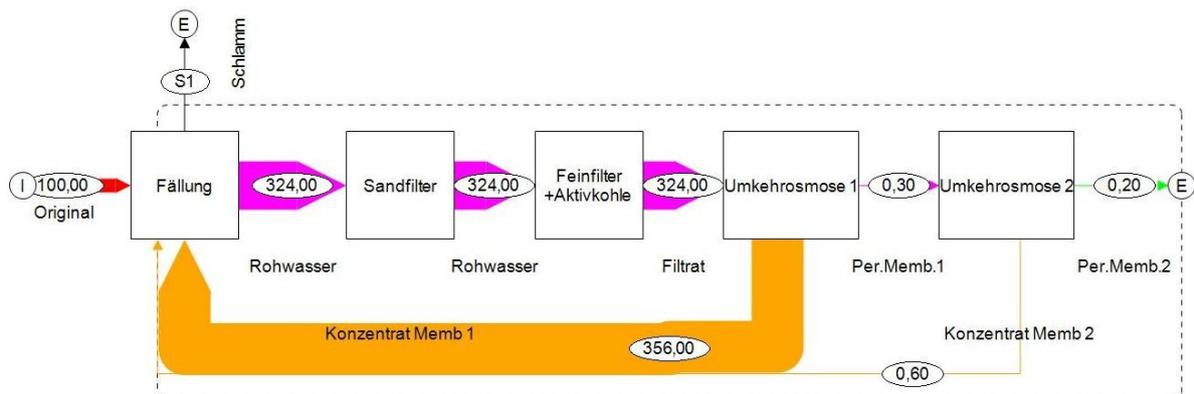


Abbildung 15: Sulfatkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 17.10.2012

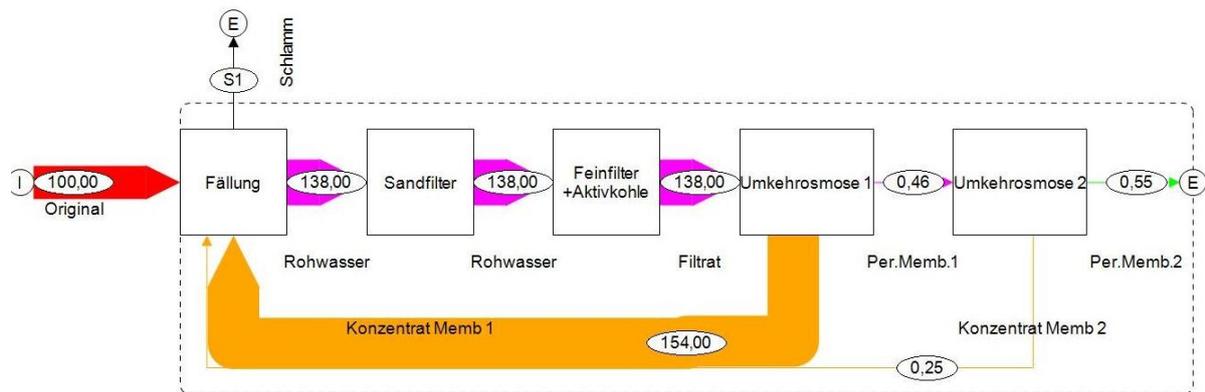
**Chemischer Sauerstoffbedarf [% der Gesamtimportkonzentration]:**


Abbildung 16: CSB-Konzentration in Relation zur Anfangskonzentration 17.10.2012

**3.2.4 Versuch 18.10.2012**

Tabelle 7 zeigt die gemessenen Konzentrationen der beiden Umkehrosmosestufen sowie die Originalkonzentration. Die Arbeitsdrücke sind in der Kopfzeile angeführt.

Tabelle 7: Konzentrationen und Arbeitsdrücke Versuch 3

<b>Förderpumpe: 4,5 bar</b>	<b>Stufe1: 17-18 bar</b>		<b>Stufe2: 11 bar</b>		<b>Stufe1 Per./ Konz. 30/70 Stufe2 Per./ Konz. 70/30</b>	
<b>Versuch 18.10.2012</b>	<b>NH<sub>4</sub> [mg/l]</b>		<b>SO<sub>4</sub> [mg/l]</b>		<b>CSB [mg/l]</b>	
Original	682	100%	462	100%	3.250	100%
Fällung	677	99,2%	1.206	261%	3.000	138%
Aktivkohlefilter	714	105%	1.041	225%	3.500	138%
Konzentrat Stufe 1.	1.014	149%	1.677	362%	4.500	154%
Permeat Membranstufe 1.	22,8	3,3%	<1,5	0,3%	53	1,6%
Permeat Membranstufe 2.	2,9	0,4%	<0,75	0,2%	28	0,86%
Reduktionsrate Permeat 1.	97%		100%		98%	
Reduktionsrate Permeat 2.	100%		100%		99%	

In den Abbildungen 17 bis 19 werden die relativen Schadstoffkonzentrationen ersichtlich. Die Bezugsgröße ergibt sich durch die Anfangskonzentration (100%). Die höheren Schadstoffgehalte im Konzentrat sind durch die Aufkonzentrierung im Umkehrosmodul zu erklären. Die Schadstoffe können die Membran nicht passieren und verbleiben im Konzentrat. Das Wasser gelangt durch die feinen Poren der Membran und bildet das Permeat wodurch sich die Schadstoffkonzentration im Konzentrat erhöht.

**Ammonium [% der Gesamtimportkonzentration]:**

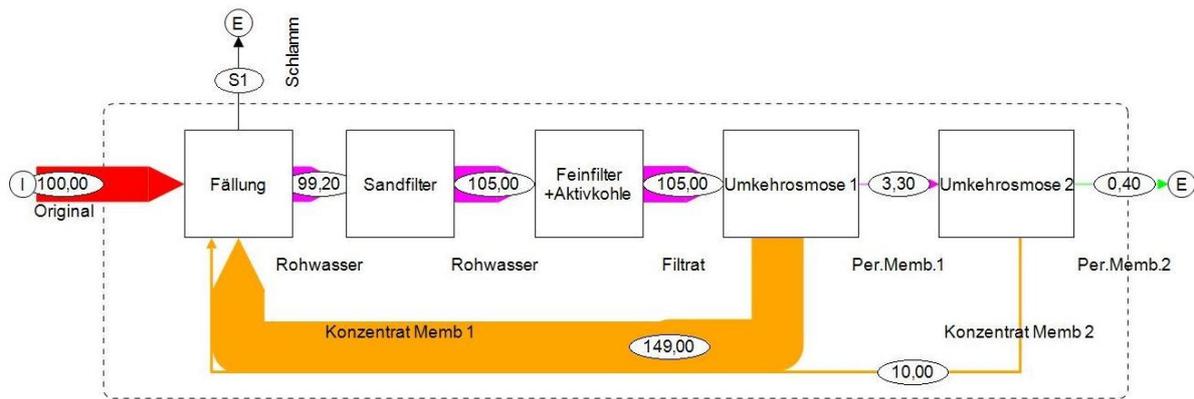


Abbildung 17: Ammoniumkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 18.10.2012

**Sulfat [% der Gesamtimportkonzentration]:**

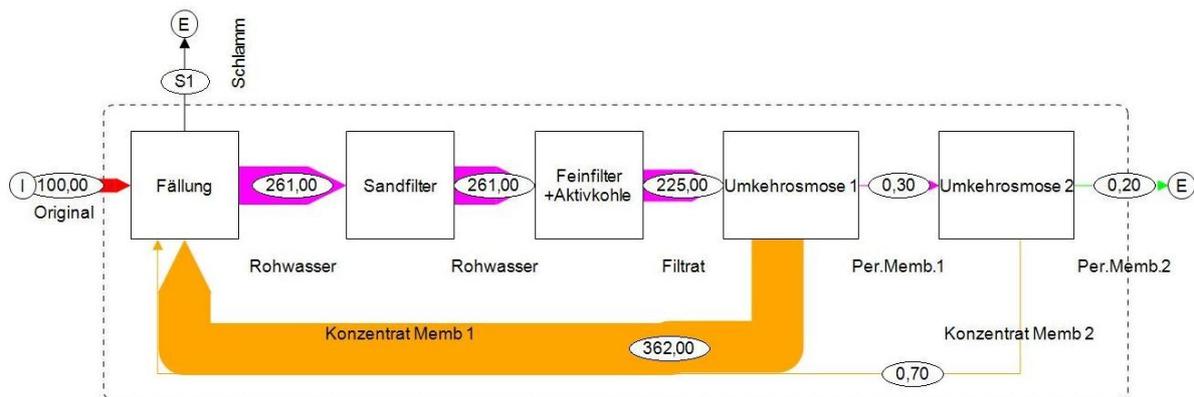


Abbildung 18: Sulfatkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 18.10.2012

**Chemischer Sauerstoffbedarf [% der Gesamtimportkonzentration]:**

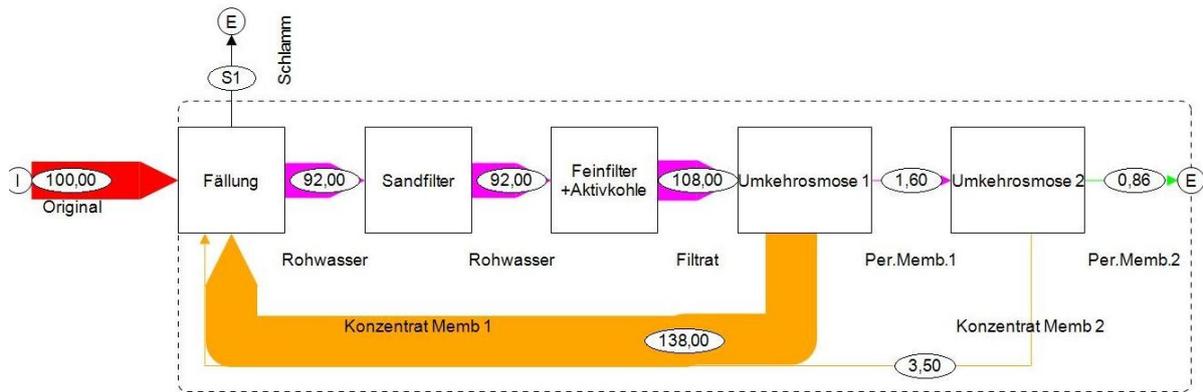


Abbildung 19: CSB-Konzentration in Relation zur Anfangskonzentration 18.10.2012

**3.2.5 Zusammenfassung CSB, Sulfat und Ammonium**

Die Durchschnittlichen Reduktionsraten sowie die tatsächliche Abnahme der Schadstoffkonzentration sind in Abbildung 20 und 21 ersichtlich. Die hohen Reduktionsraten bezüglich der drei analysierten Parameter lassen auf eine mögliche Eignung des Verfahrens zur Bereitstellung von Nutzwasser schließen.

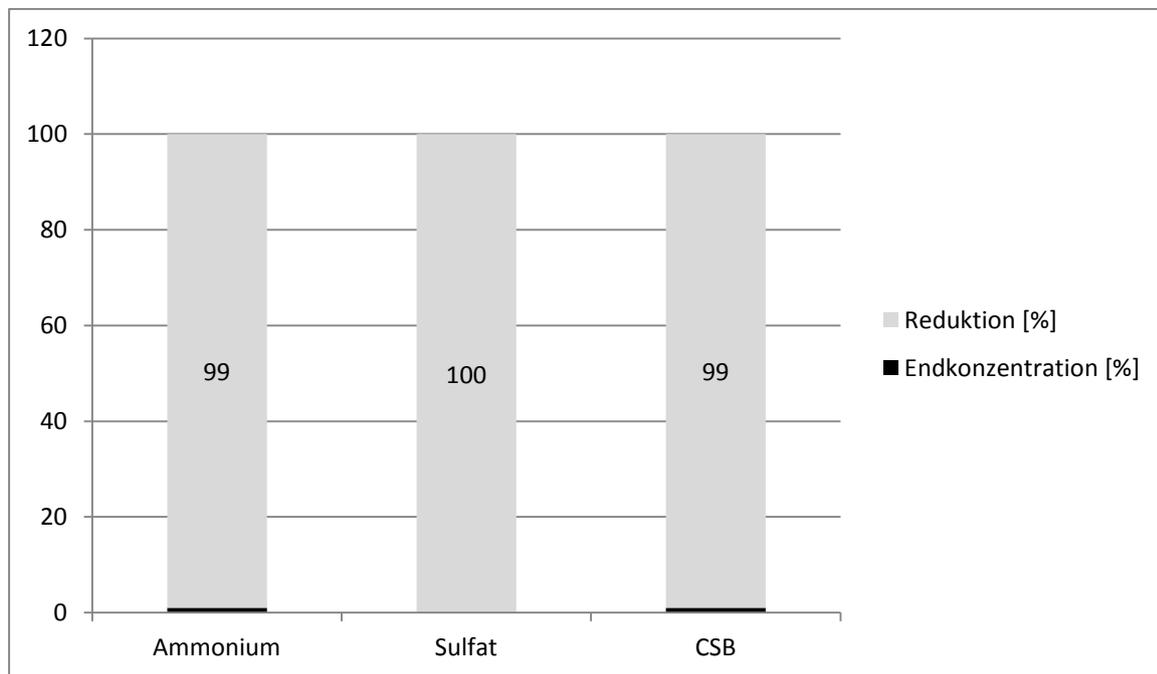


Abbildung 20: Reduktionsraten CSB, Ammonium und Sulfat

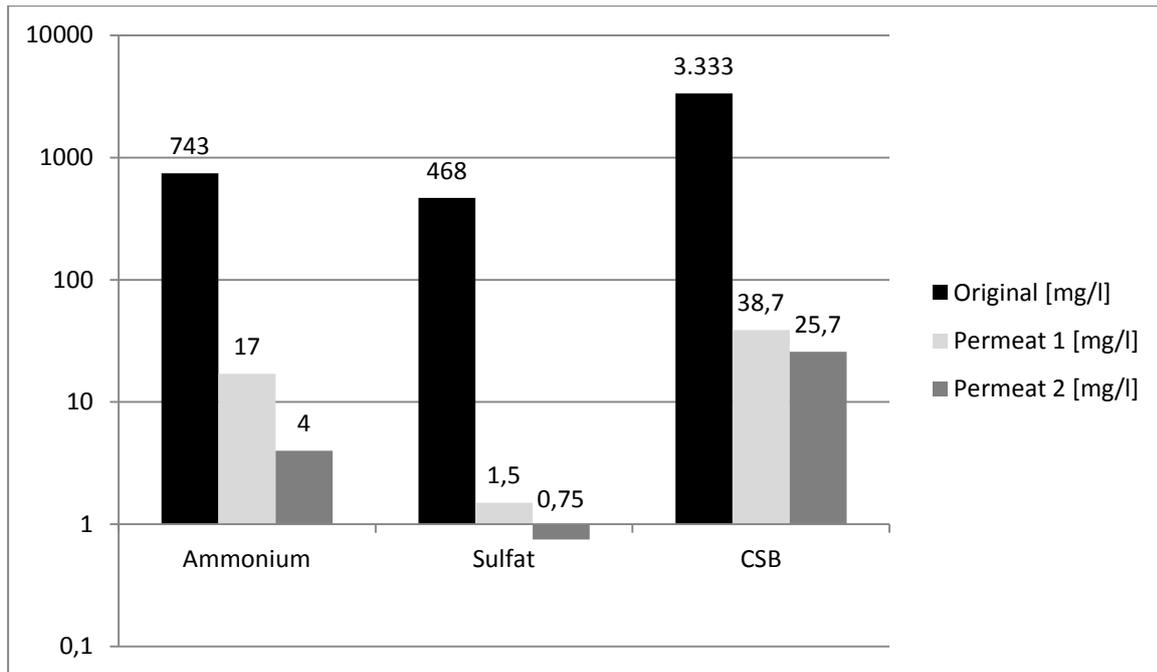


Abbildung 21: Mittelwerte (n=3) der CSB-, Ammonium- und Sulfatkonzentration für Pilotversuch

### 3.2.6 Nitratanalyse

Die Nitratkonzentrationen wurden durch die Analyse von zwei Proben des Versuchs am 18.10.2012 festgestellt. Dabei wurde die Originalprobe aus der biologischen Behandlungsstufe sowie eine Probe nach der ersten Membranstufe ausgewählt und im Labor des Institutes für Abfallverwertungstechnik und Abfallwirtschaft der Montanuniversität Leoben analysiert. Das Ergebnis ist im folgenden Fließbild, Abbildung 22, veranschaulicht, wobei die Reduktionsrate sowie die tatsächliche Konzentration in der Originalprobe in Tabelle 8 dargestellt sind.

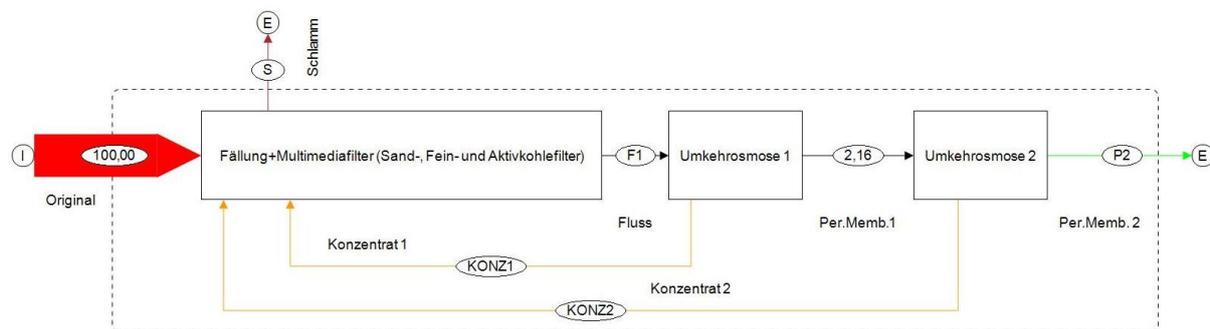


Abbildung 22: Fließbild zur Nitratanalyse 18.10.2012

Tabelle 8: Nitratanalyse

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
509 mg/l	98%	-

### 3.2.7 Schwermetallanalyse

Die Schwermetallanalyse erfolgte durch die Firma Saubermacher, wobei für einige Schwermetalle, deren Konzentrationen sich über dem Messbereich befanden, eine Verdünnung hergestellt wurde, um die Konzentrationen genauer festzustellen. Die Ergebnisse sind in den folgenden Fließbildern, Abbildung 23 bis 47, veranschaulicht, wobei die tatsächlichen Konzentrationen und Reduktionsraten in den zugehörigen Tabellen 9 bis 34 dargestellt sind. Es ist hierbei zu erwähnen, dass die höheren Konzentrationen im Permeat der zweiten Umkehroschmose bei einigen wenigen Schwermetallen dadurch erklärt werden können, dass diese Stufe, im Unterschied zur ersten, in einem Verhältnis Permeat:Konzentrat von 70:30 (Stufe 1. 30:70) betrieben wurde und es dadurch in manchen Fällen zu einer Aufkonzentrierung im zweiten Permeat kommen kann.

Silber (Ag) [% der Gesamtimportkonzentration]:

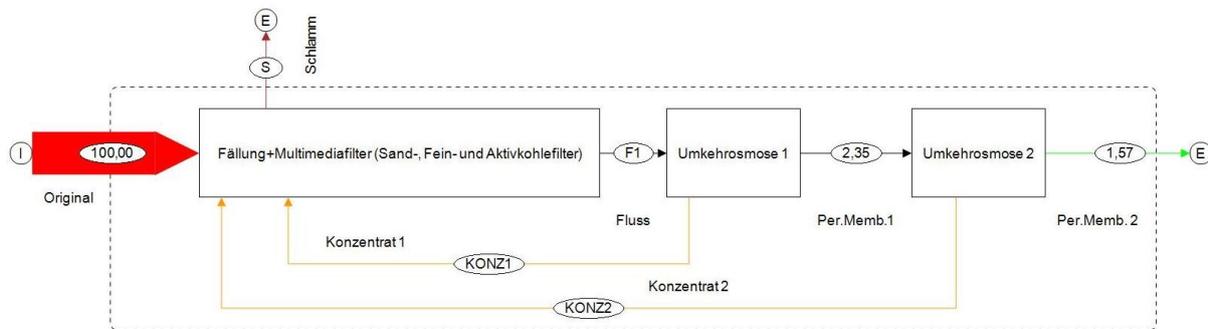


Abbildung 23: Silberkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 9: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Silber

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
0,255 µg/l	98%	98%

**Aluminium (Al) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

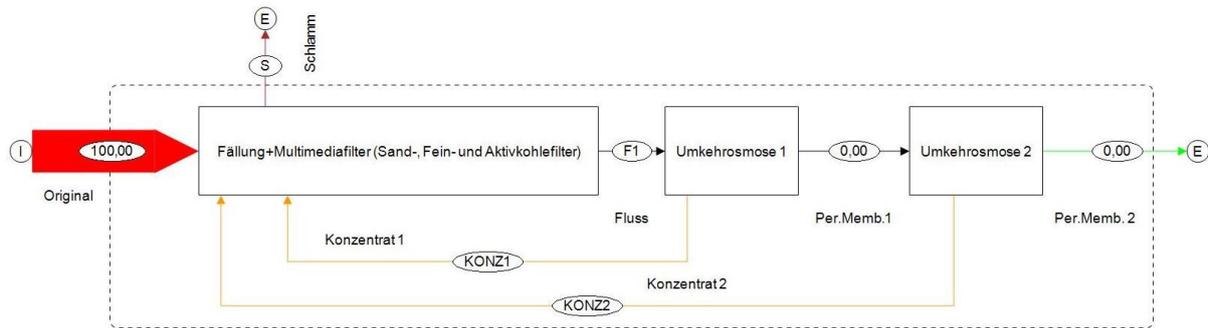


Abbildung 24: Aluminiumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 10: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Aluminium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
23,131 mg/l	100%	100%

**Arsen (As) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

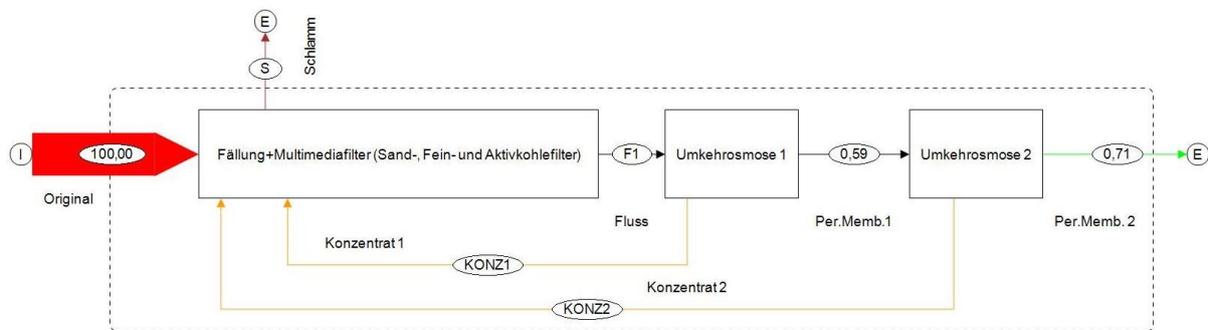


Abbildung 25: Arsenkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 11: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Arsen

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
45,734 µg/l	99%	99%

**Bor (B) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

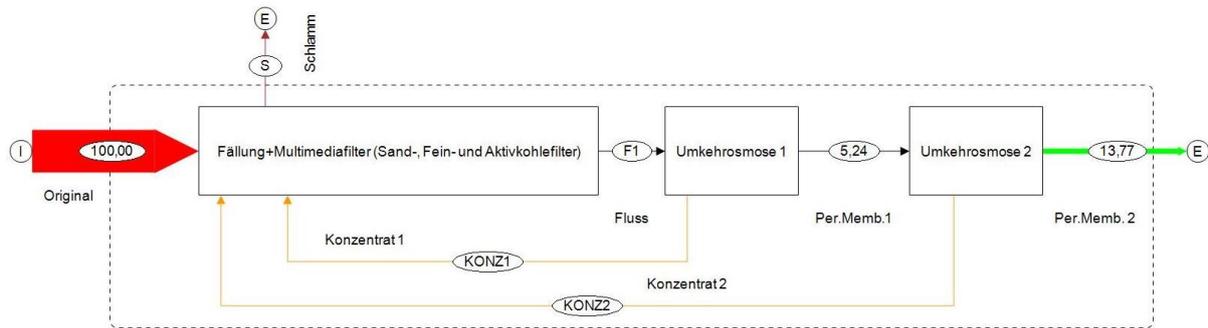


Abbildung 26: Borkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 12: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Bor

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
77,075 mg/l	95%	86%

**Barium (Ba) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

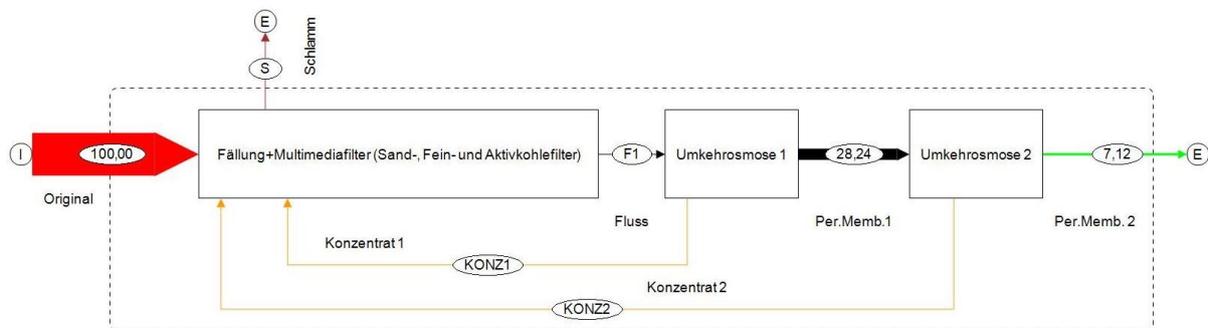


Abbildung 27: Bariumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 13: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Barium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
8,728 µg/l	72%	93%

**Beryllium (Be) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

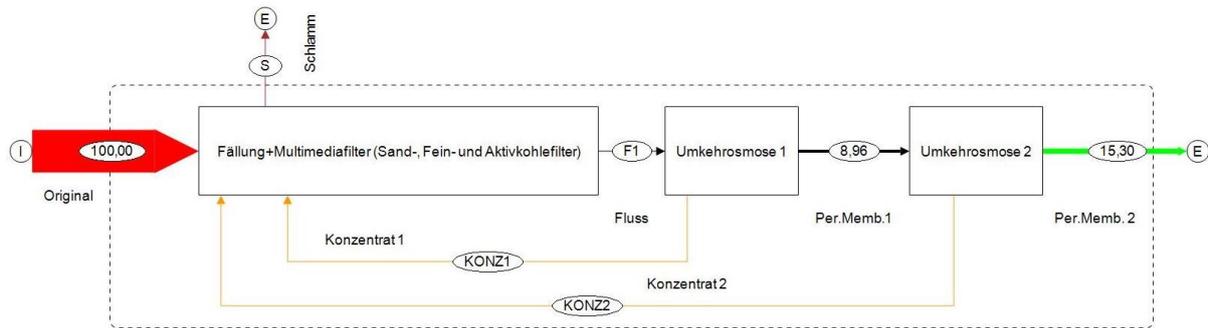


Abbildung 28: Berylliumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 14: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Beryllium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
0,346 µg/l	91%	85%

**Calcium (Ca) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

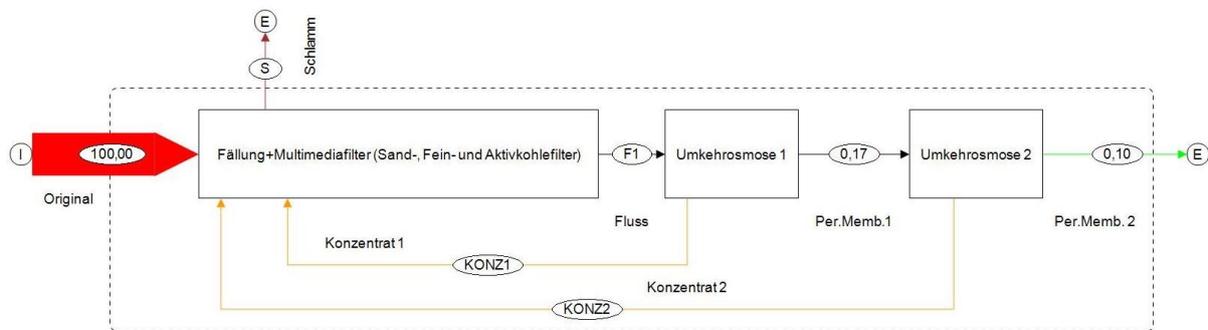


Abbildung 29: Calciumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 15: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Calcium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
55,695 mg/l	100%	100%

**Cadmium (Cd) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

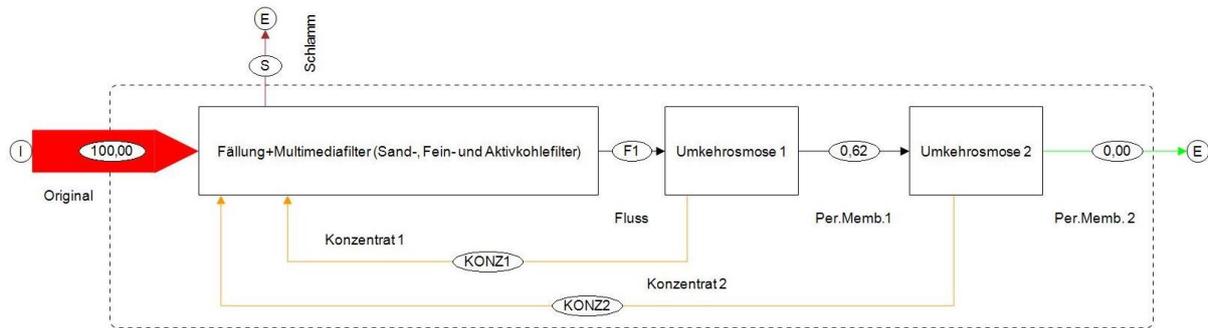


Abbildung 30: Cadmiumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 16: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Cadmium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
2,726 µg/l	99%	100%

**Cobalt (Co) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

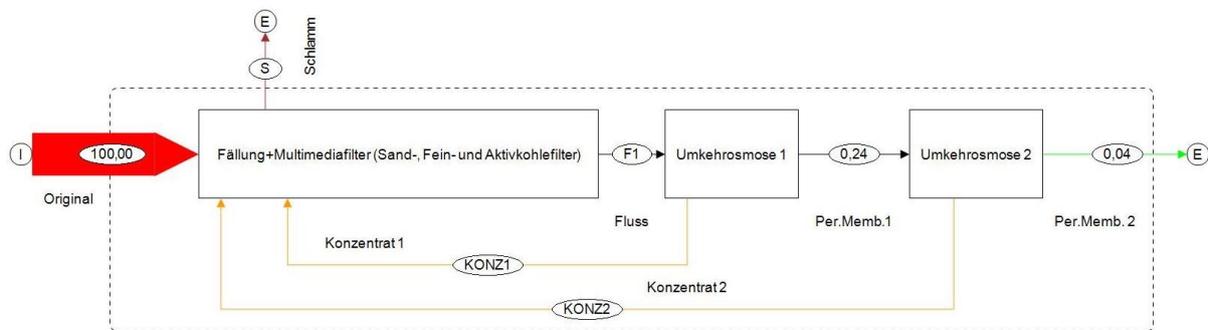


Abbildung 31: Cobaltkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 17: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Cobalt

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
37,851 µg/l	100%	100%

**Chrom (Cr) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

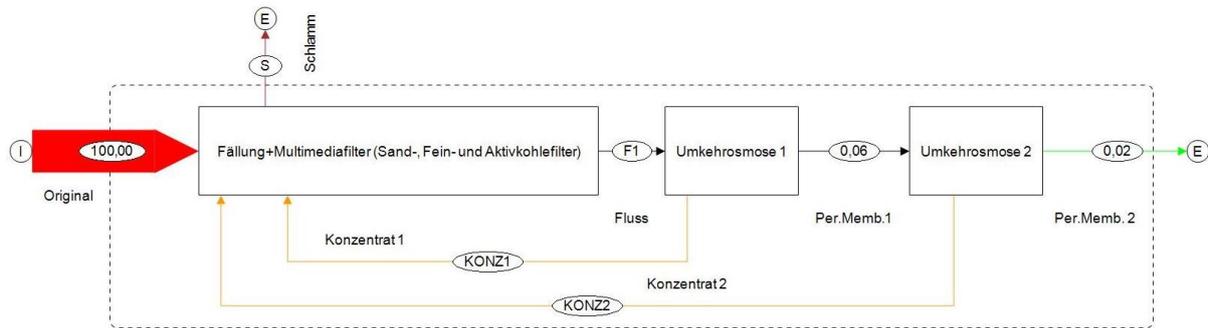


Abbildung 32: Chromkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 18: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Chrom

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
131,852 µg/l	100%	100%

**Kupfer (Cu) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

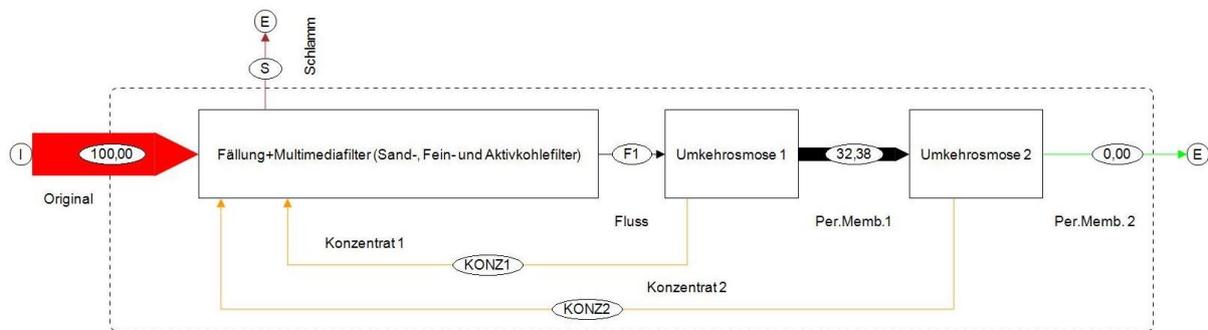


Abbildung 33: Kupferkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 19: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Kupfer

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
17,941 µg/l	68%	100%

**Eisen (Fe) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

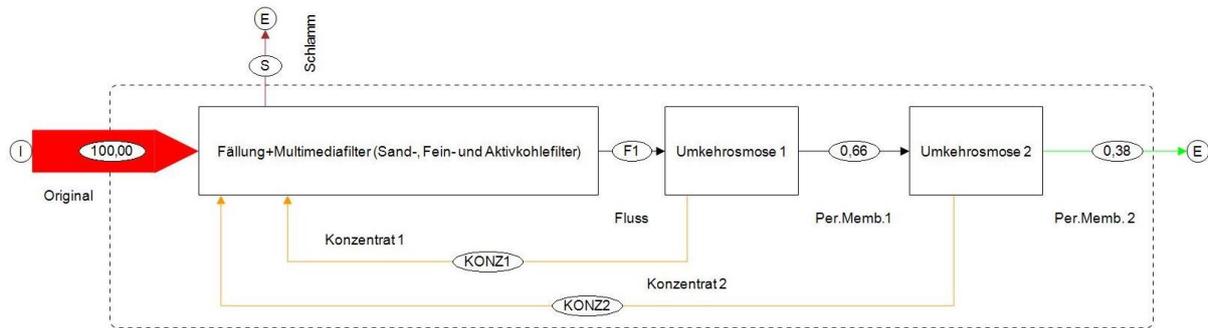


Abbildung 34: Eisenkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 20: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Eisen

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
1,066 µg/l	99%	100%

**Quecksilber (Hg) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

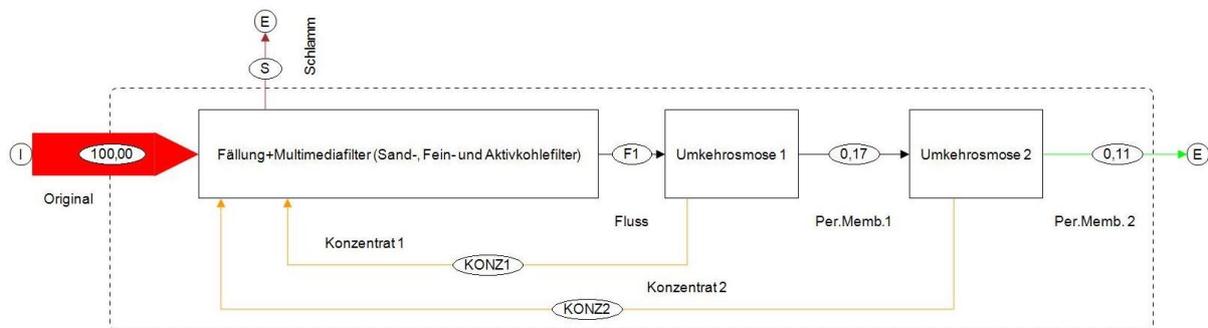


Abbildung 35: Quecksilberkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 21: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Quecksilber

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
6,289 µg/l	100%	100%

**Kalium (K) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

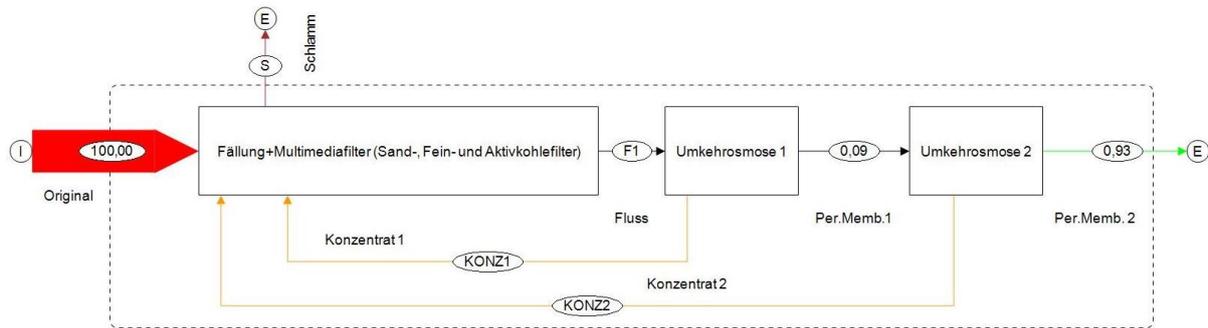


Abbildung 36: Kaliumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 22: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Kalium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
269,709 mg/l	100%	99%

**Magnesium (Mg) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

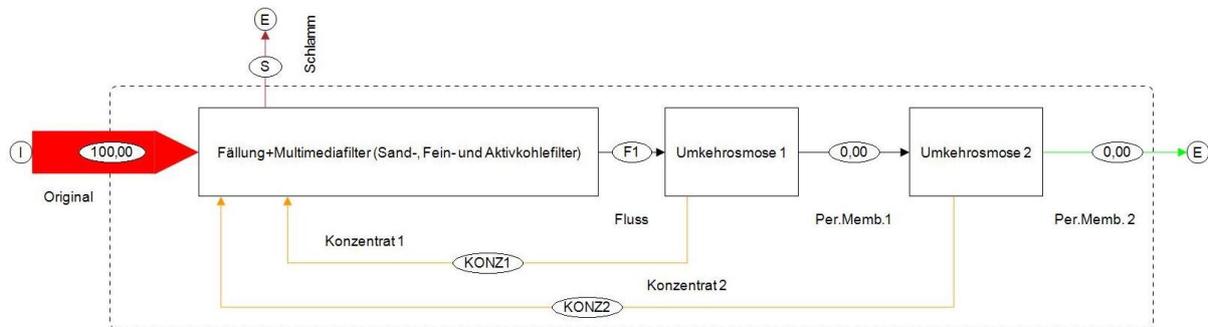


Abbildung 37: Magnesiumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 23: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Magnesium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
2,314 mg/l	100%	100%

**Mangan (Mn) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

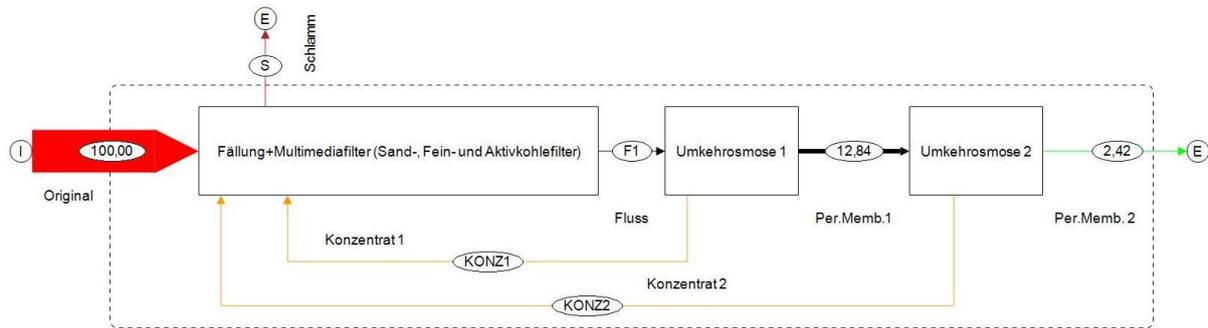


Abbildung 38: Mangankonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 24: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Mangan

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
8,845 µg/l	87%	98%

**Molybdän (Mo) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

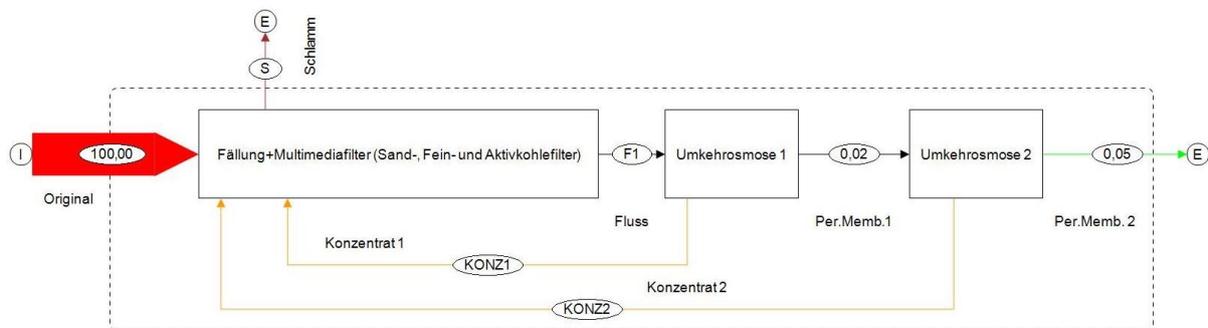


Abbildung 39: Molybdänkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 25: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Molybdän

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
3.205,733 µg/l	100%	100%

**Natrium (Na) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

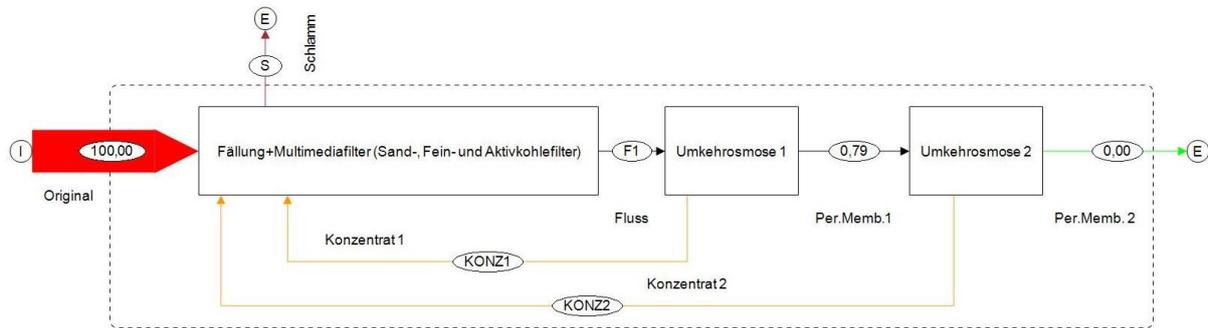


Abbildung 40: Natriumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 26: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Natrium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
895,956 mg/l	99%	100%

**Blei (Pb) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

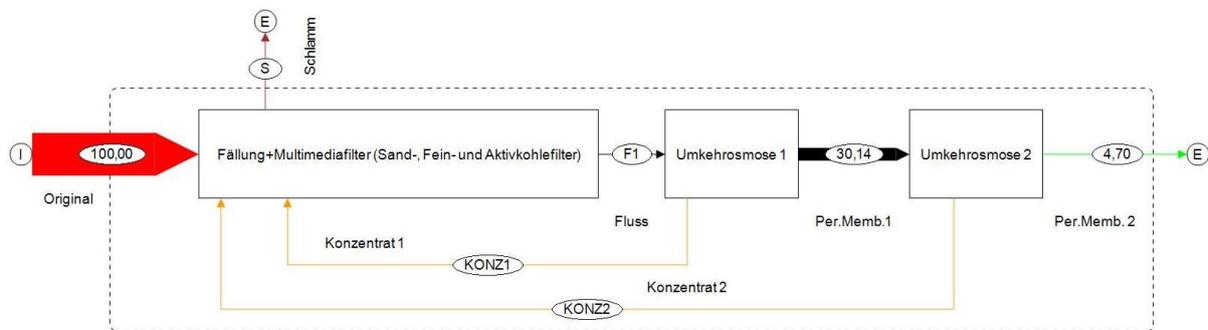


Abbildung 41: Bleikonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 27: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Blei

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
2,236 µg/l	70%	95%

**Antimon (Sb) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

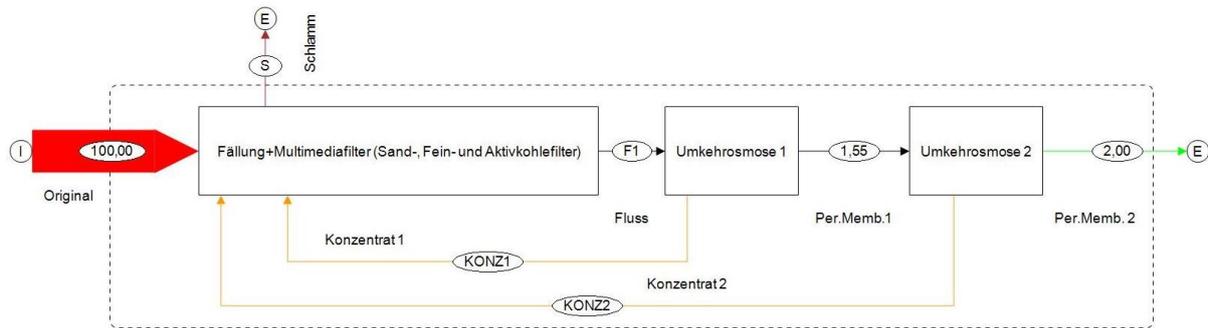


Abbildung 42: Antimonkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 28: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Antimon

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
2,898 µg/l	98%	98%

**Selen (Se) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

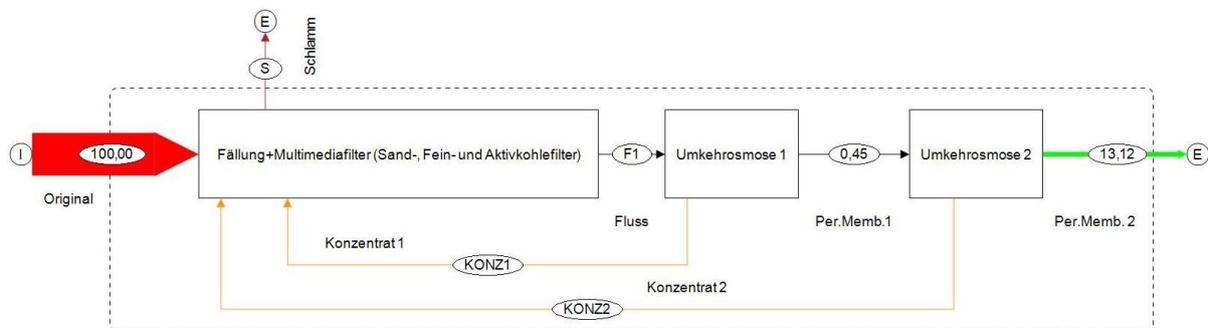


Abbildung 43: Selenkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 29: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Selen

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
15,468 µg/l	100%	87%

**Zinn (Sn) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

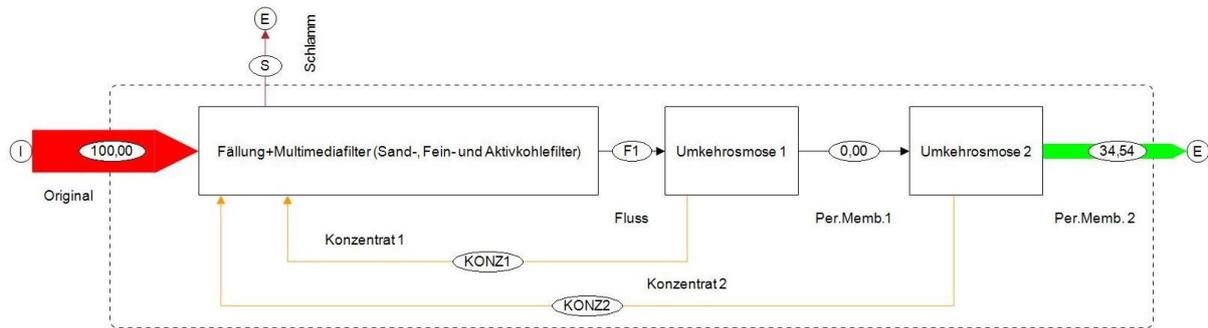


Abbildung 44: Zinnkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 30: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Zinn

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
1,355 µg/l	100%	65%

**Titan (Ti) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

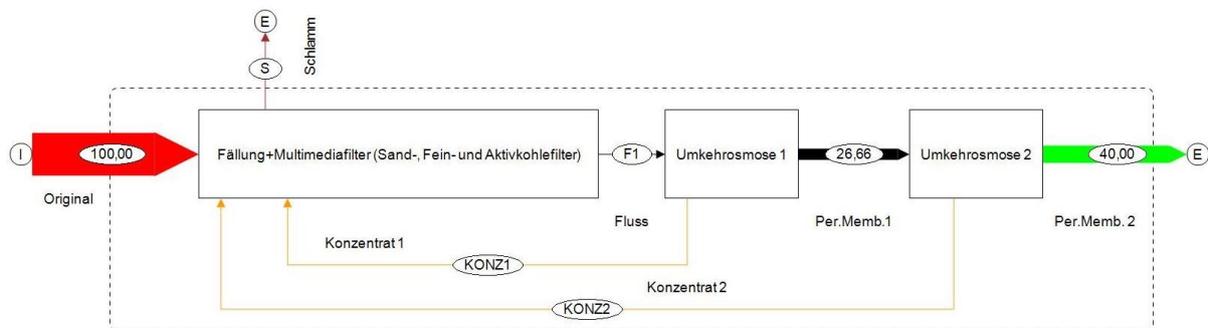


Abbildung 45: Titankonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 31: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Titan

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
0,045 µg/l	73%	60%

**Vanadium (V) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

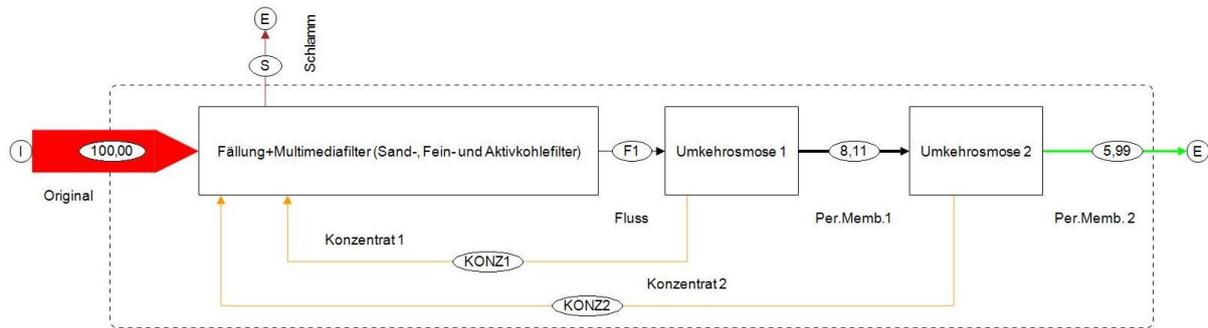


Abbildung 46: Vanadiumkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 32: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Vanadium

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
26,997 µg/l	92%	94%

**Zink (Zn) [% der Gesamtimportkonzentration]:**

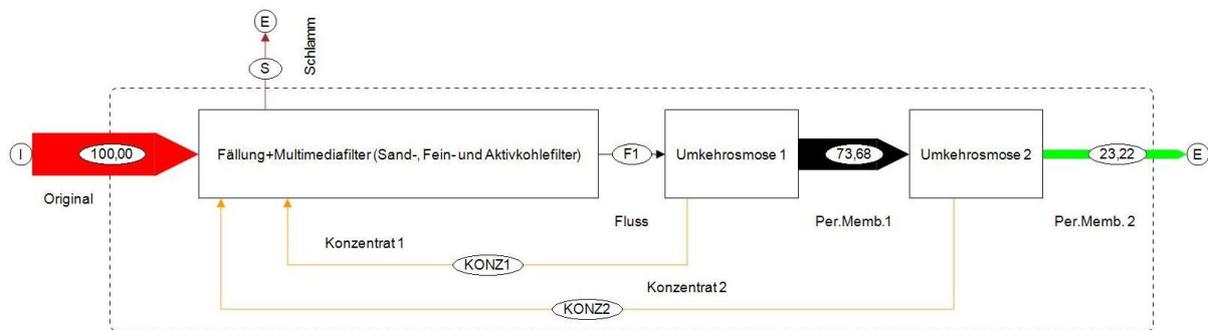


Abbildung 47: Zinkkonzentration relativ zum Gesamtimport

Tabelle 33: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Zink

Anfangskonzentration Absolut	Reduktionsrate Permeat 1	Reduktionsrate Permeat 2
55,784 µg/l	26%	77%

### 3.2.8 Diskussion der Ergebnisse

Alle drei Versuche zeigen ähnliche Ergebnisse und Konzentrationen. Bereits nach der ersten Membranstufe liegen alle untersuchten Parameter unter 5% der Anfangskonzentration. Die Restkonzentration an CSB nach der ersten Umkehrosmose beträgt 1,2% der Anfangskonzentration. Das entspricht einem Durchschnittswert von 39 mg/l CSB und einer Reduktion um ca. 99%. Sulfat wurde nach der ersten Stufe bereits auf eine Durchschnittskonzentration von weniger als 1,5 mg/l  $\text{SO}_4$  reduziert, was einem Abbau von nahezu 100% entspricht. Die Restkonzentration von Ammonium beträgt nach der ersten Membranstufe im Durchschnitt 16,8 mg/l  $\text{NH}_4$ . Dies entspricht einem Abbau von ca. 98% im Bezug auf die Anfangskonzentration. Bei der Analyse der Schwermetall- und Nitratkonzentrationen wird in den meisten Fällen ebenfalls eine Reduktionsrate von über 95% erreicht, wobei die niedrigere Reduktionsrate nach der 2. Permeatstufe bei wenigen Schwermetallen durch eine permeatseitige Aufkonzentrierung erklärt werden kann. Diese Ergebnisse verdeutlichen, dass die Anlage für die Behandlung des getesteten Abwassers bezüglich der untersuchten Parameter CSB,  $\text{SO}_4$ ,  $\text{NH}_4$  sowie Nitrat und Schwermetalle geeignet erscheint. In Abbildung 48 sind die Reduktionsraten für die einzelnen Schadstoffbelastungen zusammengefasst.

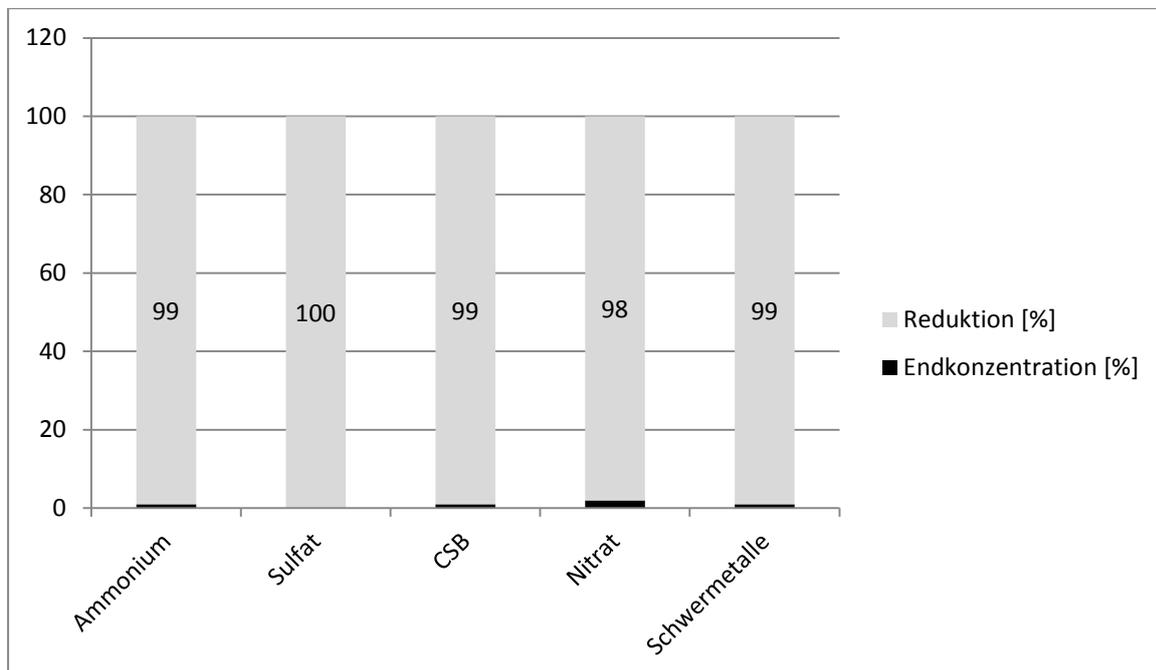


Abbildung 48: Reduktionsraten Pilotversuch

## 4 Laborversuche und Zusammenfassung der Ergebnisse

Die Versuche mit der Pilotanlage zeigten die prinzipielle Eignung der Verfahrenskombination. Um dies zu bestätigen und um die Auswirkung anderer Inputströme zu untersuchen, wurde eine Laboranlage mit ähnlichem Verfahrensschema im lehrstuhleigenen Abwasserlabor aufgebaut und installiert. Auf eine Fällungsstufe wurde aufgrund der geringen Bedeutung der suspendierten Stoffe für eine Qualitätsbewertung verzichtet, womit auch die Installation eines Sandfilters nicht mehr notwendig war. Die kompakte Bauweise der Anlage erleichtert den Transport, wodurch Versuche an verschiedenen Standorten möglich sind. Abbildung 49 zeigt die Laboranlage im Abwasserlabor.



Abbildung 49: Laboranlage

### 4.1 CSB-, Ammonium- und Sulfatreduktion in synthetischen Abwässern mittels Adsorption an Aktivkohle und Umkehrosmose mit Konzentratrückführung

In Absprache mit der Firma SDAG wurden zur Beurteilung des Kombinationsverfahrens folgende Parameter analysiert:

- Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB);
- Ammonium-Stickstoff ( $\text{NH}_4\text{-N}$ );
- Sulfat ( $\text{SO}_4$ ).

#### 4.1.1 Versuchsdurchführung

Die ersten drei Versuche wurden allesamt mit synthetischen Abwässern durchgeführt, um möglichst definierte Abwässer zu erhalten und Verfälschungen durch nicht repräsentative

Proben zu vermeiden. Die Herstellung des synthetischen Abwassers erfolgte im Labor mit den in den Versuchsbeschreibungen angeführten Chemikalien und ähnelt einem Abwasser aus der biologischen Reinigungsstufe einer CP-Anlage. Die Konzentrationen sind an die Abwasserqualitäten der CP-Anlage Trofaiach angelehnt, die die Anlage verlassen und in die kommunale Kläranlage eingeleitet werden. Die Durchschnittswerte und Grenzwerte für eine Indirekteinleitung aus den drei Proben nach der biologischen Behandlung vom Oktober 2012 sind in Tabelle 34 dargestellt.

Tabelle 34: Durchschnittswerte und Grenzwerte Pilotversuche

Parameter	Wert	[Einheit]	Grenzwert AEV [2]	[Einheit]	GW- Einhaltung
Silber (Ag)	0,255	[µg/l]	0,1	[mg/l]	Ja
Aluminium (Al)	23,131	[mg/l]	150	[mg/l]	Ja
Arsen (As)	0,046	[mg/l]	0,1	[mg/l]	Ja
Barium (Ba)	8,728	[µg/l]	5	[mg/l]	Ja
Cadmium (Cd)	2,726	[µg/l]	0,1	[mg/l]	Ja
Cobalt (Co)	37,851	[µg/l]	1	[mg/l]	Ja
Chrom (Cr)	131,852	[µg/l]	0,5	[mg/l]	Ja
Kupfer (Cu)	17,941	[µg/l]	0,5	[mg/l]	Ja
Eisen (Fe)	1,066	[µg/l]	150	[mg/l]	Ja
Quecksilber (Hg)	6,289	[µg/l]	0,01	[mg/l]	Ja
Molybdän (Mo)	3205	[µg/l]	2	[g/d]	Nein
Blei (Pb)	2,236	[µg/l]	0,5	[mg/l]	Ja
Antimon (Sb)	2,898	[µg/l]	0,2	[g/d]	Ja
Selen (Se)	9,797	[µg/l]	0,2	[g/d]	Ja
Zinn (Sn)	1,355	[µg/l]	2	[mg/l]	Ja
Vanadium (V)	26,997	[µg/l]	1	[g/d]	Ja
Zink (Zn)	55,784	[µg/l]	2	[mg/l]	Ja
Ammonium (NH <sub>4</sub> )	743,33	[mg/l]	40	[mg/l]	Nein
Sulfat (SO <sub>4</sub> )	486,00	[mg/l]	200	[mg/l]	Nein
CSB	3.333,00	[mg/l]	1700	[mg O <sub>2</sub> /l]	Nein

Damit können repräsentative Proben hergestellt werden, die es ermöglichen, die Ergebnisse auf reale Abwässer zu übertragen. Die Laboranlage wurde, wie in den folgenden Fließbildern ersichtlich, konfiguriert. Abbildung 50 zeigt den Versuchsaufbau, wie er bei der Versuchsplanung konzipiert wurde. Abbildung 51 zeigt die tatsächlich verbauten Anlagenkomponenten, die hauptsächlich für eine Schadstoffreduktion verantwortlich sind.

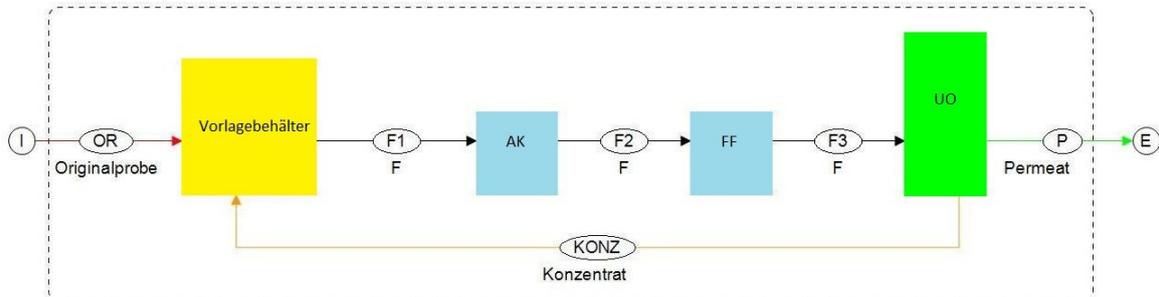


Abbildung 50: Fließbild Versuchsplanung

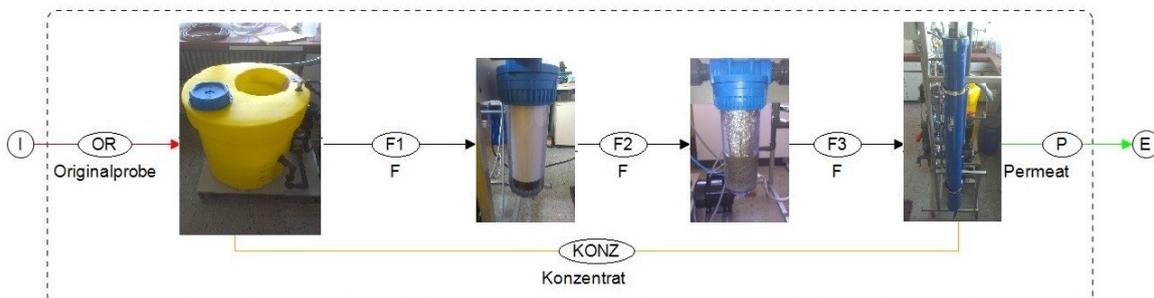


Abbildung 51: Fließbild mit tatsächlichen Anlagenkomponenten

### 4.1.2 Versuch 1

Der erste Versuch wurde am 09.07.2013 durchgeführt. Der Versuchsaufbau mit Probenherstellung und die anschließenden Analysen dauerten ca. 10 Stunden.

#### 4.1.2.1 Probenherstellung

Tabelle 35: Chemikalienkonzentration zur Probenherstellung, Versuch 1

Versuch 1 09.07.2013 50L					
	mg/l	Probe:	CSB [mg/l]	NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	SO <sub>4</sub> [mg/l]
Pepton	1.560	Original	3.169	225	695
Fleischextrakt	1.560				
Ammoniumsulfat	1.010				
Harnstoff	4.540				
Dikaliumhydrogenphosphat	360				
Ammoniumchlorid	-				
	µg/l				
Hg-AAS-Standard	18				
Mo-AAS-Standard	150				

#### 4.1.2.2 CSB, SO<sub>4</sub> und NH<sub>4</sub>-N Analyse mittels Photometer-Schnelltest

Tabelle 36: Analyseergebnisse, Versuch 1

VERSUCH 1 09.07.2013 [mg/l]			
Liter Perm.	CSB	SO <sub>4</sub>	NH <sub>4</sub> -N
0	3.169	695	225
10			
20			
30			
40	53	5	15,8
50			
Reduktion	98%	99%	93%

#### 4.1.2.3 Permeatverlauf CSB

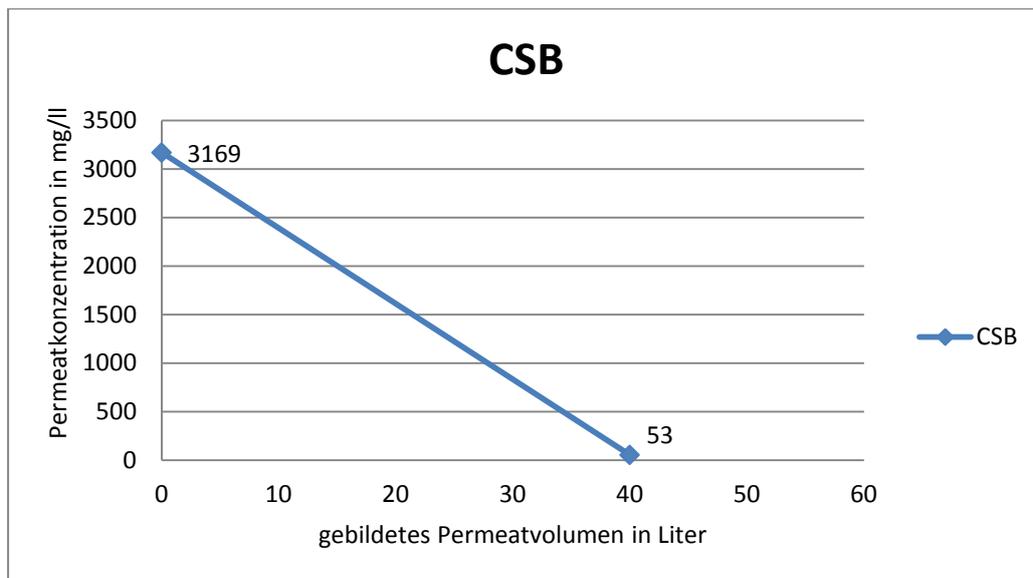


Abbildung 52: Permeatverlauf CSB, Versuch 1

#### 4.1.2.4 Permeatverlauf SO<sub>4</sub>

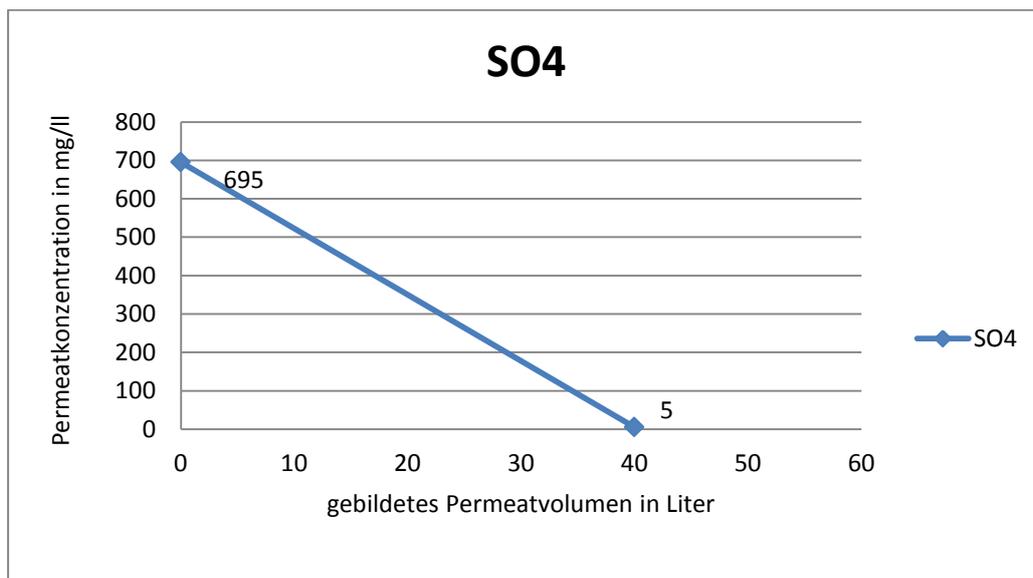


Abbildung 53: Permeatverlauf Sulfat, Versuch 1

#### 4.1.2.5 Permeatverlauf NH<sub>4</sub>-N

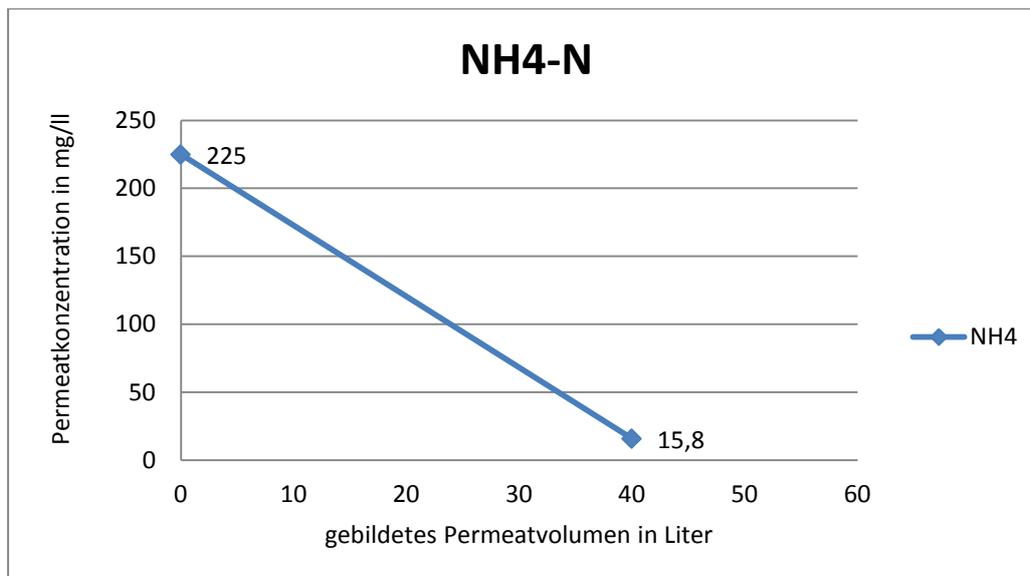


Abbildung 54: Permeatverlauf Ammonium, Versuch 1

#### 4.1.2.6 Anlageneinstellungen:

Tabelle 37: Anlagenparameter, Versuch 1

Konzentratfluss	≈150 [l/h]
Permeatfluss	≈120 [l/h]
Druck Filtereingang	3,0 [bar]
Druck Filterausgang	2,9 [bar]
Druck HD-Pumpe	14-17 [bar]

#### 4.1.2.7 Diskussion der Ergebnisse

Der erste Versuch mit synthetischem Abwasser wurde mit 50 Liter Vorlage durchgeführt und dient der prinzipiellen Beurteilung der Funktionstüchtigkeit der Anlage. Die Reduktionsraten im Permeat nach 40 Litern sind beachtlich und zeigen damit, dass die Anlagenkonfiguration den Erwartungen entspricht. Hierbei ist zusätzlich zu erwähnen, dass sich die Reduktionsraten auf das Permeat am Ende des Versuches beziehen, wobei das Anfangspermeat noch niedrigere Konzentrationen aufweisen sollte.

### 4.1.3 Versuch 2

Der zweite Versuch wurde am 10.07.2013 durchgeführt. Die Versuchsdauer mit Vorbereitung und die Analyse der Proben betrug erneut ca.10 Stunden.

#### 4.1.3.1 Probenherstellung

Tabelle 38: Chemikalienkonzentration zur Probenherstellung, Versuch 2

Versuch 2 10.07.2013 100L					
	mg/l	Probe:	CSB [mg/l]	NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	SO <sub>4</sub> [mg/l]
Pepton	1.800	Original	3.637	452,5	640
Fleischextrakt	1.800				
Ammoniumsulfat	900				
Harnstoff	4.000				
Dikaliumhydrogenphosphat	440				
Ammoniumchlorid	1.000				
	µg/l				
Hg-AAS-Standard	-				
Mo-AAS-Standard	-				

#### 4.1.3.2 CSB, SO<sub>4</sub> und NH<sub>4</sub>-N Analyse mittels Photometer-Schnelltest

Tabelle 39: Analyseergebnisse, Versuch 2

VERSUCH 2 10.07.2013 [mg/l]						
Liter Perm.	CSB	SO <sub>4</sub>	NH <sub>4</sub> -N	MW CSB	MW SO <sub>4</sub>	MW NH <sub>4</sub> -N
0	3.637	640	425,5	143	39,5	150,5
10						
20	86	5	51			
30						
40						
50						
60						
70						
80	200	74	250			
90						
100						
Reduktion	96%	94%	65%			

#### 4.1.3.3 Permeatverlauf CSB

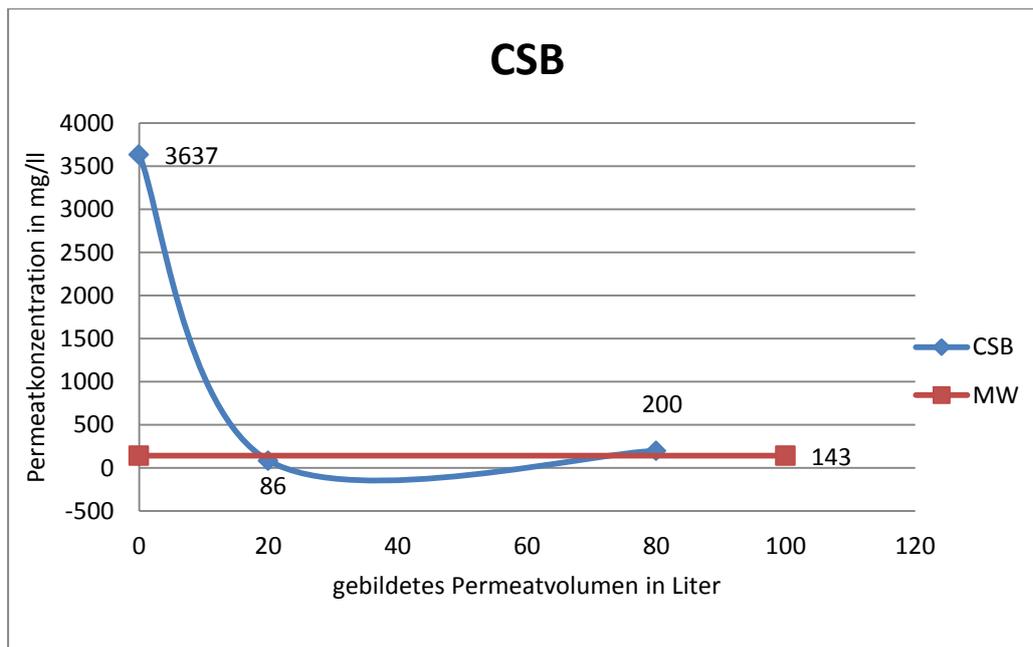


Abbildung 55: Permeatverlauf CSB, Versuch 2

#### 4.1.3.4 Permeatverlauf SO<sub>4</sub>

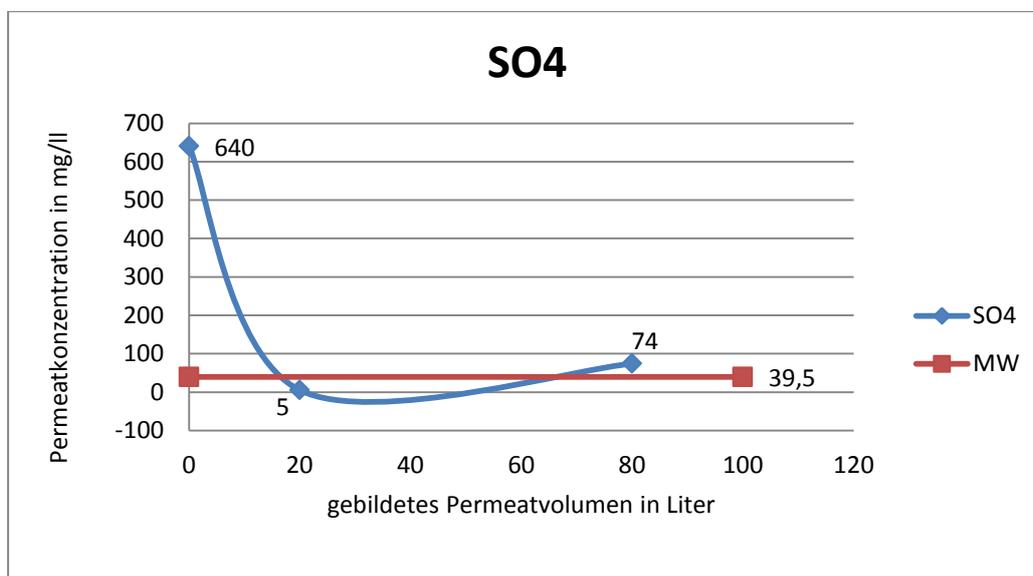


Abbildung 56: Permeatverlauf Sulfat, Versuch 2

#### 4.1.3.5 Permeatverlauf NH<sub>4</sub>-N

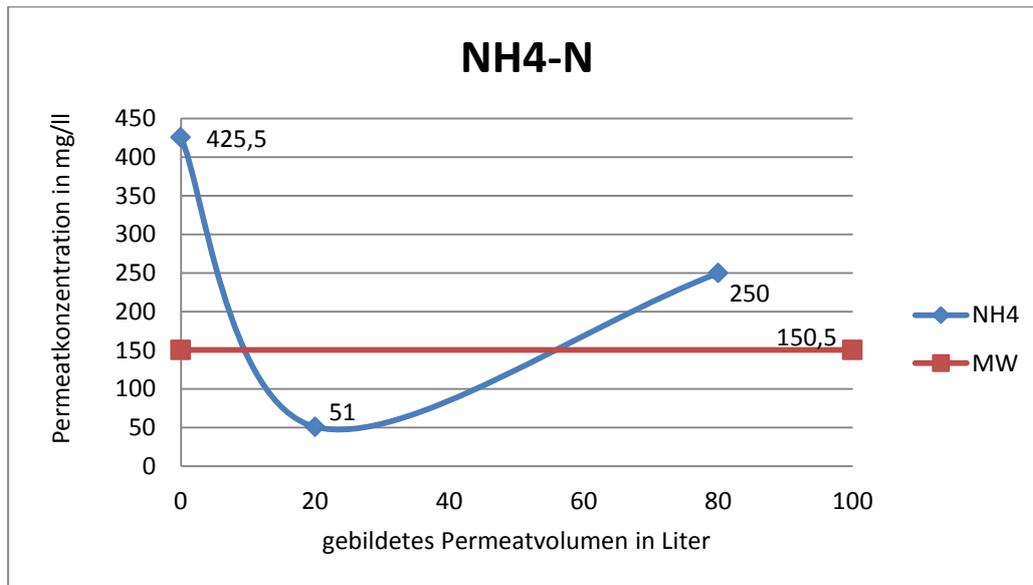


Abbildung 57: Permeatverlauf Ammonium, Versuch 2

#### 4.1.3.6 Anlageneinstellungen

Tabelle 40: Anlagenparameter, Versuch 2

Konzentratfluss	≈130-150 [l/h]
Permeatfluss	≈60-110 [l/h]
Druck Filtereingang	3,0 [bar]
Druck Filterausgang	2,9 [bar]
Druck HD-Pumpe	16-17,5 [bar]

#### 4.1.3.7 Diskussion der Ergebnisse

Der zweite Versuch bestätigt die Ergebnisse von Versuch 1, wobei der zeitliche Konzentrationsanstieg im Permeat ersichtlich wird. Der Anstieg ist mit der Aufkonzentrierung im Vorlagebehälter, durch die Konzentratrückführung, zu erklären. Die Reduktionsraten sind bei CSB und Sulfat ähnlich hoch wie im Versuch 1. Im Falle der Ammoniumkonzentration im Permeat ist ein erheblicher Anstieg zu beobachten, welcher die Reduktionsrate verringert. Die Reduktionsraten beziehen sich in allen Fällen auf den Mittelwert in Relation zur Originalprobe. Eine teilweise Verblockung der Membran erklärt die geringe Permeatleistung und sollte im großtechnischen Maßstab durch die Zugabe von Antiscalant vermieden werden. Auf die Konzentrationen im Permeat sollte dieser Umstand aber keine Auswirkungen haben.

#### 4.1.4 Versuch 3

Der dritte Versuch wurde am 11.07.2013 durchgeführt. Es wurden zwei Aktivkohlefilter verwendet. Der Versuchsaufbau unterscheidet sich sonst nicht von den ersten beiden Versuchen.

##### 4.1.4.1 Probenherstellung

Tabelle 41: Chemikalienkonzentration zur Probenherstellung, Versuch 3

Versuch3 11.07.2013 100L					
	mg/l	Probe:	CSB [mg/l]	NH <sub>4</sub> -N [mg/l]	SO <sub>4</sub> [mg/l]
Pepton	1.960	Original	>4.000	502,5	610
Fleischextrakt	1.955				
Ammoniumsulfat	900				
Harnstoff	3.005				
Dikaliumhydrogenphosphat	455				
Ammoniumchlorid	1.050				
	µg/l				
Hg-AAS-Standard	10,5				
Mo-AAS-Standard	60				

##### 4.1.4.2 CSB, SO<sub>4</sub> und NH<sub>4</sub>-N Analyse mittels Photometer-Schnelltest

Tabelle 42: Analyseergebnisse, Versuch 3

VERSUCH3 11.07.2013 [mg/l]						
Liter Perm.	CSB	SO <sub>4</sub>	NH <sub>4</sub> -N	MW CSB	MW SO <sub>4</sub>	MW NH <sub>4</sub> -N
0	4.100	610	502,5	175	17	150,5
10						
20	100	5	51			
30						
40						
50						
60						
70						
80	250	29	250			
90						
100						
Reduktion	96%	97%	70%			

#### 4.1.4.3 Permeatverlauf CSB

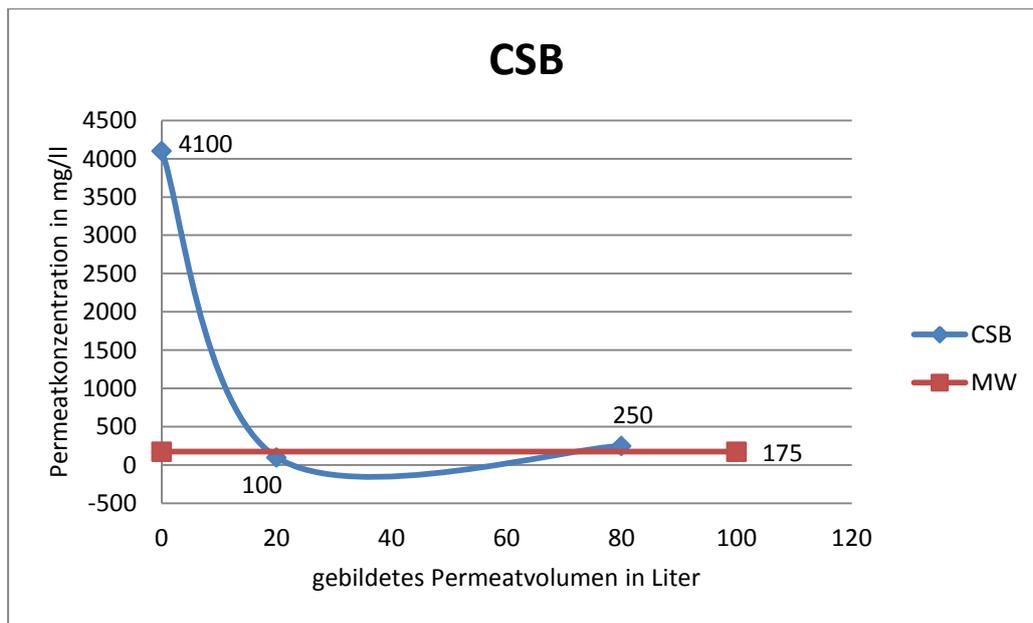


Abbildung 58: Permeatverlauf CSB, Versuch 3

#### 4.1.4.4 Permeatverlauf SO<sub>4</sub>

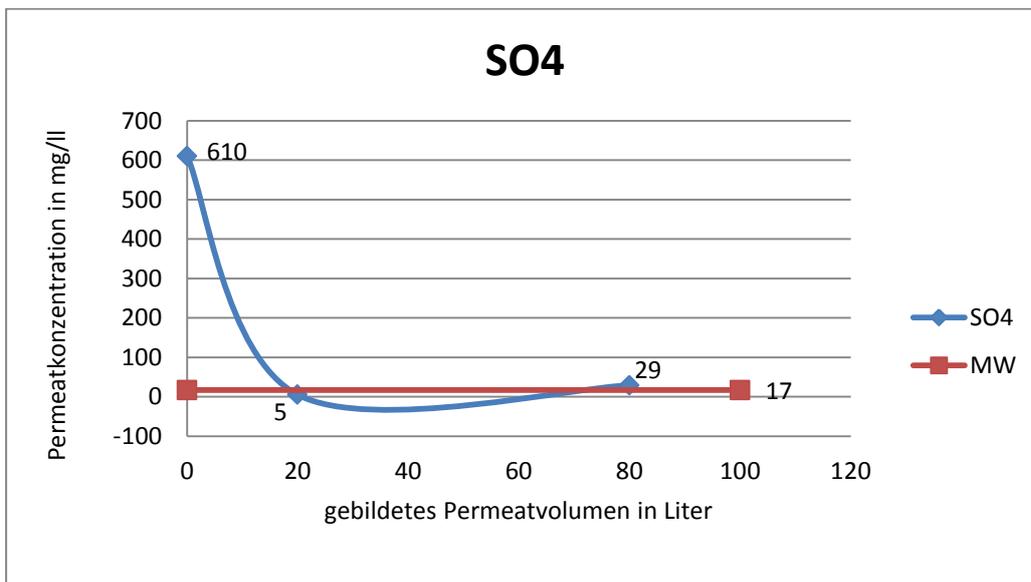


Abbildung 59: Permeatverlauf Sulfat, Versuch 3

#### 4.1.4.5 Permeatverlauf NH<sub>4</sub>-N

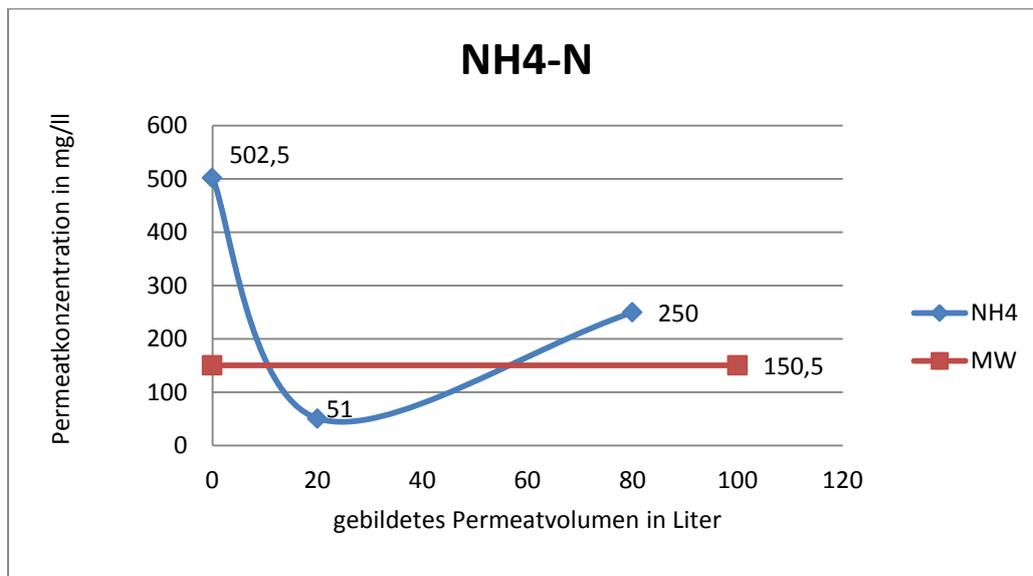


Abbildung 60: Permeatverlauf Ammonium, Versuch 3

#### 4.1.4.6 Anlageneinstellungen

Tabelle 43: Anlagenparameter, Versuch 3

Konzentratfluss	≈150 [l/h]
Permeatfluss	≈60 [l/h]
Druck Filtereingang	3,0 [bar]
Druck Filterausgang	2,6 [bar]
Druck HD-Pumpe	15-17 [bar]

#### 4.1.4.7 Diskussion der Ergebnisse

Wie bereits angeführt wurden in Versuch 3 zwei Aktivkohlekartuschen in Serie geschaltet, wodurch sich keine relevanten Veränderungen zu Versuch 2 (mit nur einer Kartusche) feststellen lassen. Die Reduktionsraten betragen bei CSB und Sulfat abermals um die 95% wobei die Ammoniumreduktion nicht diese Werte erreicht. Mit einer 70-prozentigen Reduktion der Ammoniumkonzentration lässt sich trotzdem ein Behandlungserfolg feststellen.

## 4.2 CSB-Reduktion durch Umkehrosmose mit Konzentratrückführung ohne Adsorption an Aktivkohle

Nach der Bestätigung der Ergebnisse aus dem Pilotversuch in Trofaiach durch die Versuche mit synthetischen Abwässern, wurden anschließend zwei weitere Versuche im Labor durchgeführt. Ziel dieser Versuche ist die Wirksamkeit der Umkehrosmose mit Konzentratrückführung an anderen Stellen einer „klassischen“ CP-Anlage zu überprüfen. Die Herkunft der einzelnen Proben und damit die theoretische Positionierung der Anlage sind in Abbildung 61 ersichtlich.

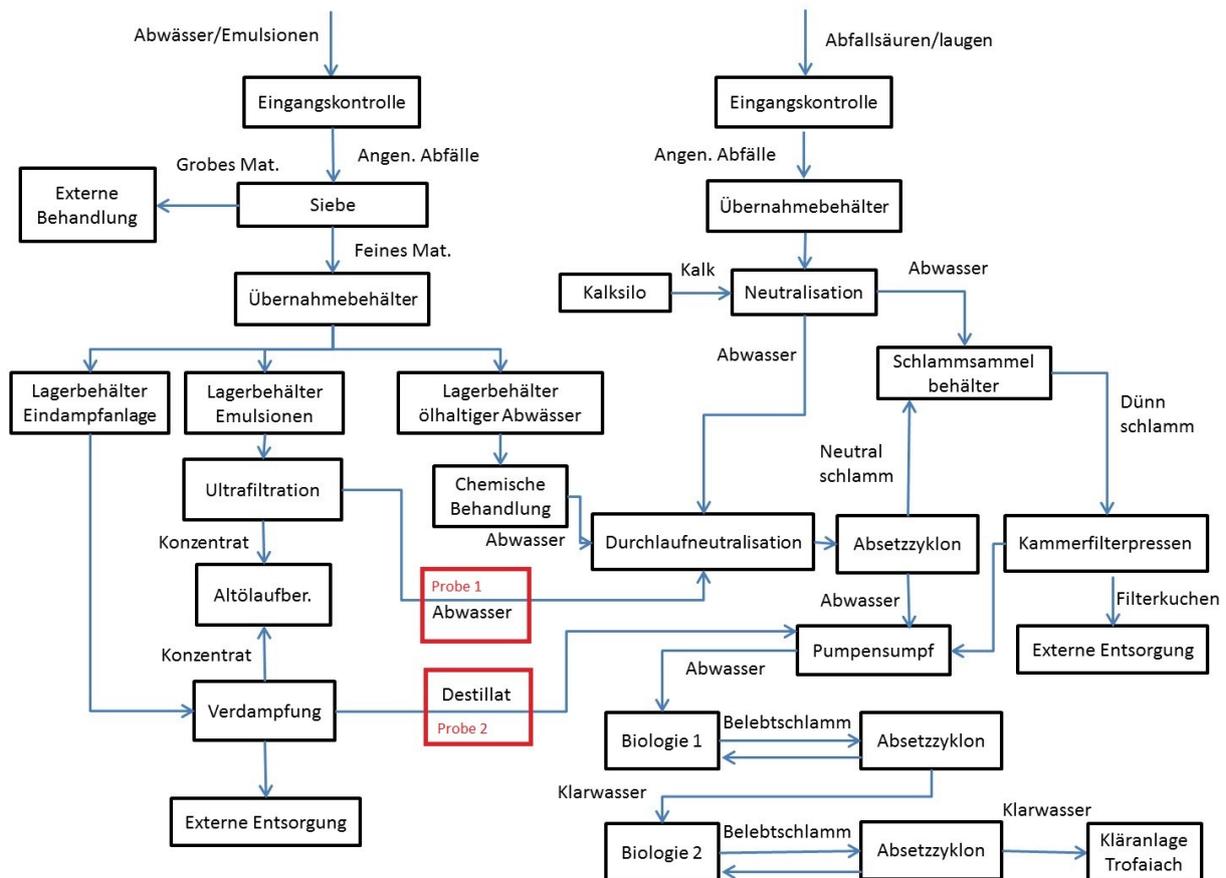


Abbildung 61: Positionierung der Anlage im Fließbild der CP-Anlage Trofaiach

### 4.2.1 Versuchsdurchführung

Die Anlage wurde für die Versuche mit Destillat aus der Eindampfanlage und mit dem Permeat aus der Ultrafiltration, beide Proben vom Standort Trofaiach, ohne Aktivkohlefilter aufgebaut. Eine Filtration über die Umkehrosmosemembran mit anschließender Rückführung des Konzentrats in den Vorlagebehälter soll die Wirksamkeit der Umkehrosmose belegen. Der wirtschaftliche Aspekt durch die Einsparung von Aktivkohle spielt bei beiden Versuchen einen weiteren, wichtigen Gesichtspunkt, der in dieser Arbeit nicht genauer betrachtet wird. Die Anlagenkonfiguration ist in Abbildung 62 ersichtlich. Das Fließbild mit Bildern der tatsächlich verwendeten Anlagenkomponenten, Abbildung 63, dient der besseren Veranschaulichung.

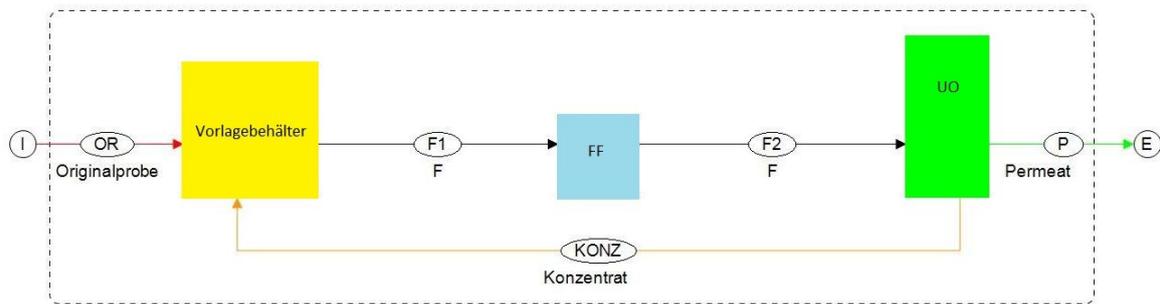


Abbildung 62: Fließbild laut Versuchsplanung

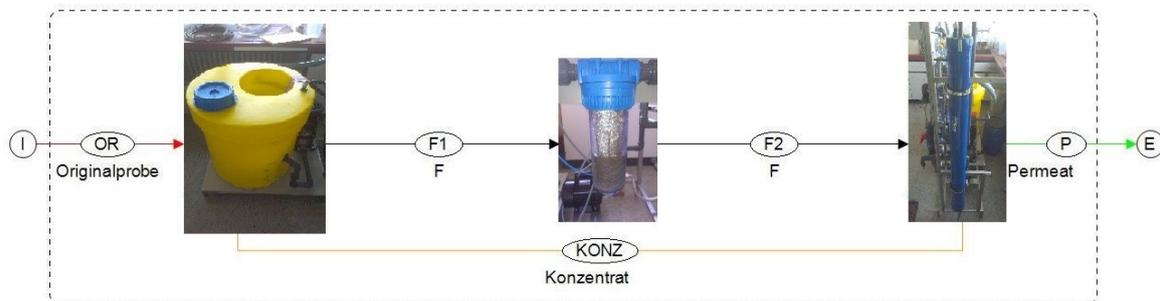


Abbildung 63: Fließbild mit tatsächlichen Anlagenkomponenten

Auf den folgenden Seiten sind die Auswertungen der beiden Versuche mit der Laboranlage im Abwasserlabor der Montanuniversität Leoben beschrieben. Die Proben wurden sofort nach Abschluss jedes Versuches anhand von Photometer-Schnelltests analysiert, womit eine Verfälschung der Ergebnisse durch Abbau in den Probenflaschen ausgeschlossen werden kann. Zur Qualitätssicherung der Analysen wurden die Proben eingefroren und können somit bei Bedarf jederzeit nachkontrolliert werden.

#### 4.2.2 Versuch mit Destillat aus der Eindampfanlage

Der Versuch mit Destillat aus der Eindampfanlage (EDA) wurde am 16.07.2013 durchgeführt. Die 100 Liter Probenvolumen wurden von Herrn DI Ingomar Maunz am Standort Trofaiach entnommen und von ihm angeliefert. Die Versuchsdurchführung sowie die Analysen erfolgten wie bei den ersten drei Versuchen im Abwasserlabor der Montanuniversität Leoben.

### 4.2.2.1 CSB-Analyse mittels Photometer-Schnelltest

Tabelle 44: Analyseergebnisse, EDA-Destillat

VERSUCH EDA 16.07.2013 [mg/l O <sub>2</sub> ]					
Liter Perm.	CSB	Konz.-Rest 5 Liter	Konz.-Fällung	MW-Perm	Reduktion
0	2.560	6.740	6.600	995	1.565
10	180				61%
20					
30					
40					
50					
60					
70					
80					
90	1.810			995	
100					

### 4.2.2.2 CSB-Verlauf im Permeat und Konzentration im Rückstand

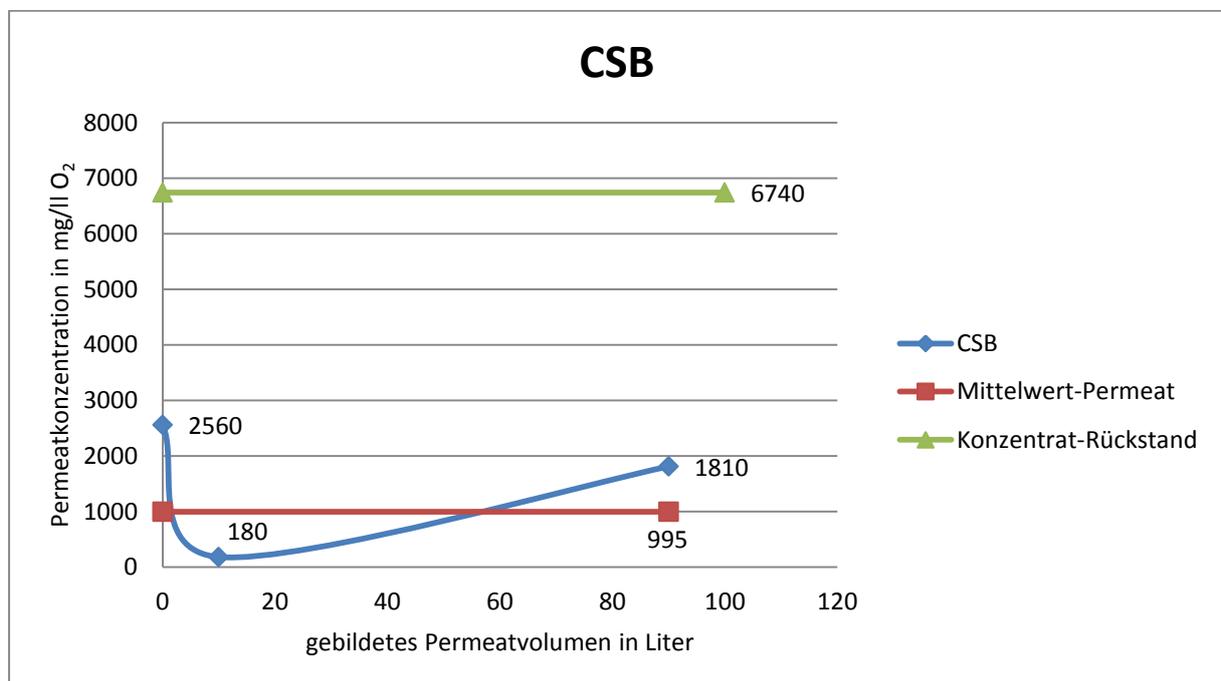


Abbildung 64: Permeatverlauf und Konzentratrückstand CSB, EDA-Dest.

### 4.2.2.3 Anlageneinstellungen

Tabelle 45: Anlagenparameter, EDA-Dest.

Konzentratfluss	≈ 150 [l/h]
Permeatfluss	≈ 65 [l/h]
Druck Filtereingang	3,0 [bar]
Druck Filterausgang	2,9 [bar]
Druck HD-Pumpe	17 [bar]

### 4.2.2.4 Diskussion der Ergebnisse

Die CSB-Konzentration im Endpermeat ist mit 1850 mg/l O<sub>2</sub> relativ hoch. Der hohe Wert könnte durch einen erhöhten Anteil an flüchtigen aromatischen Kohlenwasserstoffen (VOCs), die die Membran eventuell passiert haben, erklärt werden. Die geringe Permeatleistung resultiert aus einer Verblockung der Membran durch vorangehende Versuche mit hochbelasteten Abwässern. Durch eine saure Spülung des Membranmoduls sollte beim folgenden Versuch mit Permeat aus der Ultrafiltration (UF) eine deutliche Steigerung ersichtlich sein. Der Permeatdurchfluss sollte auf die gemessenen CSB-Konzentrationen nur geringen Einfluss haben, wobei sich allenfalls die CSB-Konzentration im Konzentratrückstand erhöhen könnte. Grundsätzlich sieht man in Abbildung 64 die resultierende CSB-Reduktion von 61% durch Umkehrosmose wobei hier der Mittelwert herangezogen wurde, da bei größeren Behandlungsmengen ähnliche Mittelwerte zu erwarten sind. Eine Fällung des Konzentratrückstandes ergab keine maßgebliche CSB-Reduktion. Eine ATOX- Untersuchung sollte die Möglichkeit einer Einleitung in die Kläranlage bzw. die Auswirkungen bei Einleitung in die biologische Behandlungsstufe untermauern. Hilfreich wäre eventuell hierzu auch ein BSB<sub>5</sub>:CSB Verhältnis.

### 4.2.3 Versuch mit Permeat aus der Ultrafiltration (UF)

Der Versuch mit Permeat aus der Ultrafiltration wurde am 17.07.2013 durchgeführt. Die Probenahme erfolgte wieder durch Herrn DI Maunz Ingomar am Standort Trofaiach. Der Versuch und die Analysen wurden im Abwasserlabor der Montanuni Leoben durchgeführt.

### 4.2.3.1 CSB-Analyse mittels Photometer-Schnelltest

Tabelle 46: Analyseergebnisse, UF-Permeat

VERSUCH UF 17.07.2013 [mg/l O <sub>2</sub> ]				
Liter Perm.	CSB	Konz.-Rest 5Liter	MW-Perm	Reduktion
0	18.210	63.720	2.891	15.319
5	990			84%
10	1.000			
35	1.844			
40				
50	2.120			
65	2.620			
75	3.460			
85	4.414			
90	6.726		2.891	
100				

### 4.2.3.2 CSB-Verlauf im Permeat

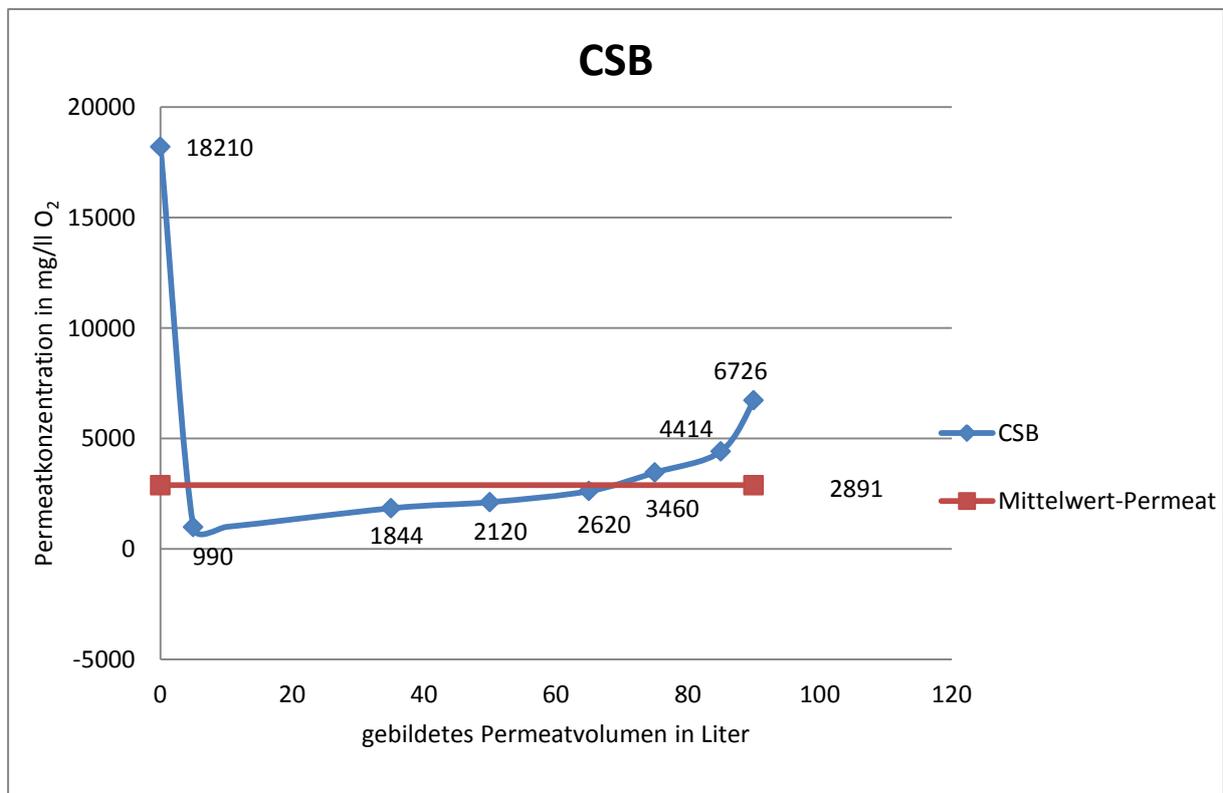


Abbildung 65: Permeatverlauf CSB, UF-Perm.

### 4.2.3.3 Anlageneinstellungen

Tabelle 47: Anlagenparameter, UF-Perm.

Konzentratfluss	≈ 150 [l/h]
Permeatfluss	180→80→60→40 [l/h](zeitliche Abnahme)
Druck Filtereingang	3,0 [bar]
Druck Filterausgang	2,9 [bar]
Druck HD-Pumpe	15-17 [bar]

### 4.2.3.4 Diskussion der Ergebnisse

Die CSB-Konzentration im Endpermeat ist mit 6726 mg/l O<sub>2</sub> analog zum Versuch mit EDA-Destillat relativ hoch. Die hohen Konzentrationen im Konzentratrückstand (63.720 [mg/l]) und Original (18.210 [mg/l]) zeigen die hohe Belastung und erklären somit die CSB-Werte im Endpermeat. Vergleicht man den Mittelwert im Permeat und die Originalprobe, ist die CSB-Reduktion gut ersichtlich und mit rund 85% durchaus signifikant. Der Mittelwert wurde ohne die CSB-Werte des Anfangs- und Endpermeat, bestimmt da diese Werte nur sehr kurz zu erwarten sind und die gebildete Hauptmenge im berücksichtigten Bereich liegt. Die Permeatleistung nahm aufgrund der hohen Belastung und stetiger Aufkonzentrierung mit der Zeit kontinuierlich ab.

### 4.3 CSB und Leitfähigkeitsreduktion durch zweistufige Umkehrosmose ohne Adsorption an Aktivkohle

Aufgrund der relativ hohen CSB-Belastungen der beiden Proben aus Kapitel 4.2 und um die Auswirkungen einer zweiten Umkehrosmose besser zu dokumentieren, wurden zwei weitere Versuche durchgeführt. Die Proben stammen abermals aus der CP-Anlage der Firma SDAG am Standort Trofaiach und wurden durch das Personal vor Ort bereitgestellt. Die kompakte Bauweise der Laboranlage ermöglichte einen problemlosen Transport und so wurden die Versuche direkt am Standort durchgeführt. In Abbildung 66 ist die Versuchsanordnung schematisch dargestellt.

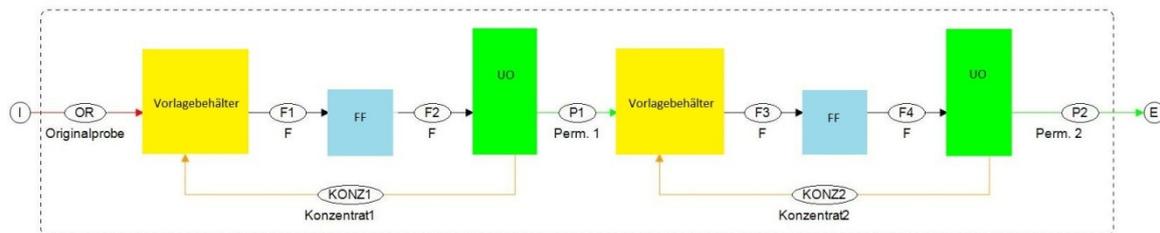


Abbildung 66: Fließbild der Versuchsanordnung für zweistufige Umkehrosmose

#### 4.3.1 Versuch mit Permeat aus der Ultrafiltration (UF)

Der Versuch mit Permeat aus der UF wurde am 20.08.2013 durchgeführt. Durch die hohe Belastung des Permeats nahm die Durchflussleistung der ersten Stufe rapide ab und es konnte nicht das gesamte Vorlagevolumen behandelt werden. Die Auswertung der Analysen ist in den Abbildungen 67-70 ersichtlich. Bezüglich der Mittelwerte handelt es sich bei diesem nicht um errechnete Werte sondern um die Analysewerte der gesammelten Permeate.

**4.3.1.1 Leitfähigkeit UF Permeat 1.Stufe [mS]**

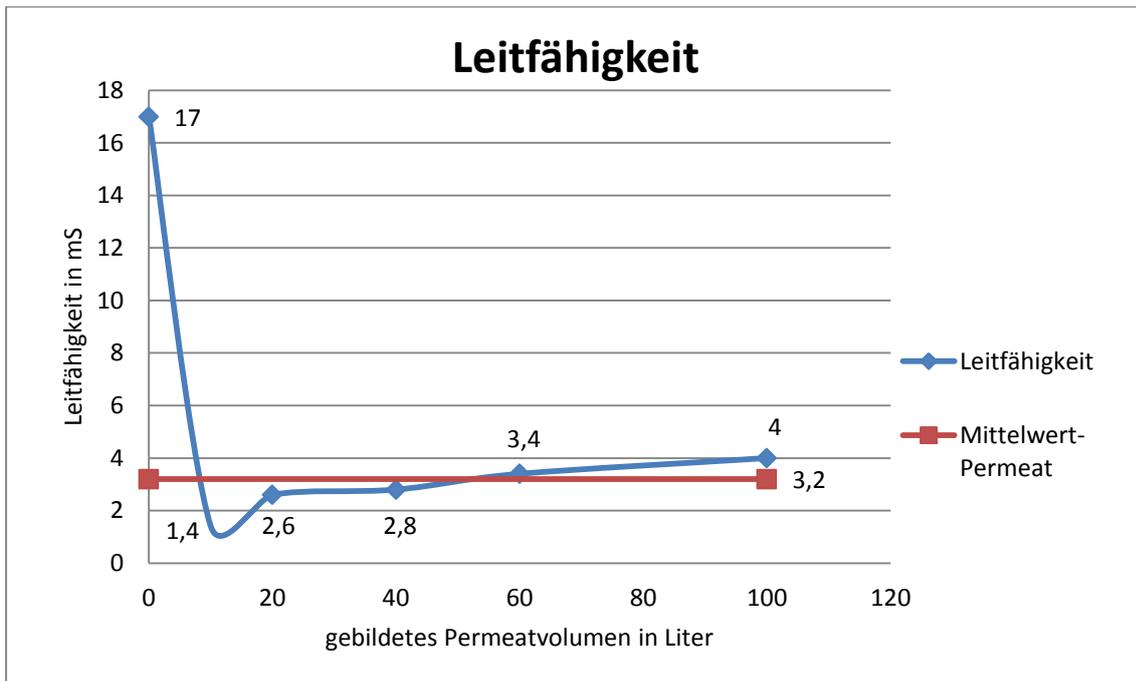


Abbildung 67: Permeatverlauf Leitfähigkeit 1.Stufe UF-Perm.

**4.3.1.2 Leitfähigkeit UF Permeat 2.Stufe [µS]**

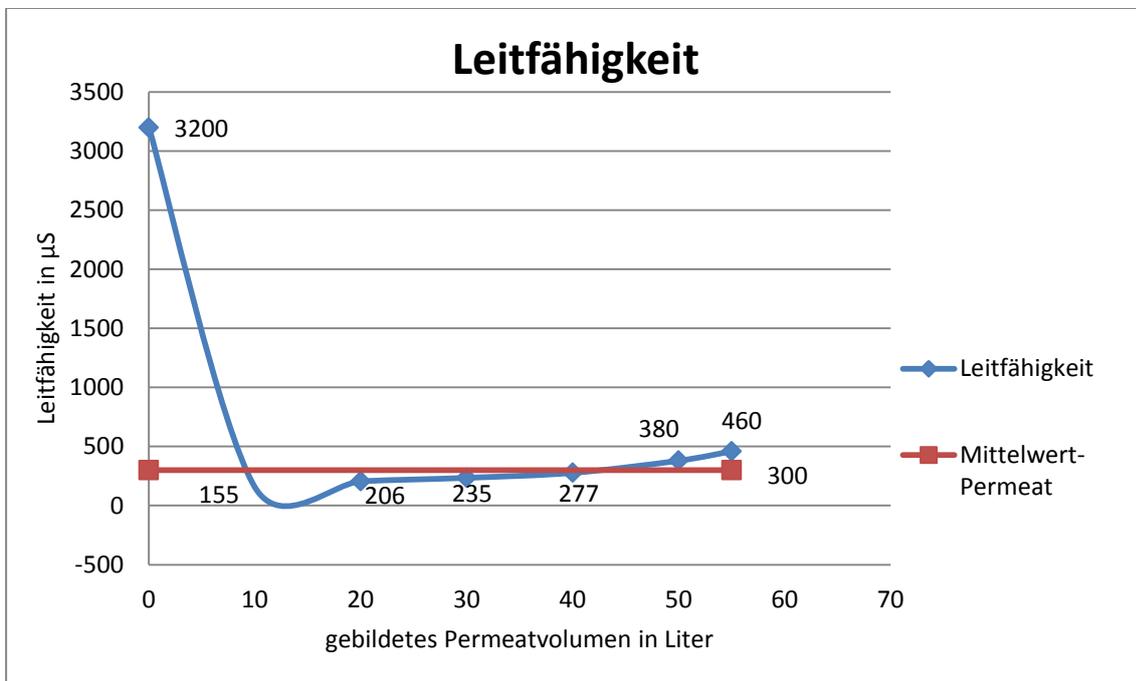


Abbildung 68: Permeatverlauf Leitfähigkeit 2.Stufe UF-Perm.

#### 4.3.1.3 CSB UF Permeat 1.Stufe [mg/l]

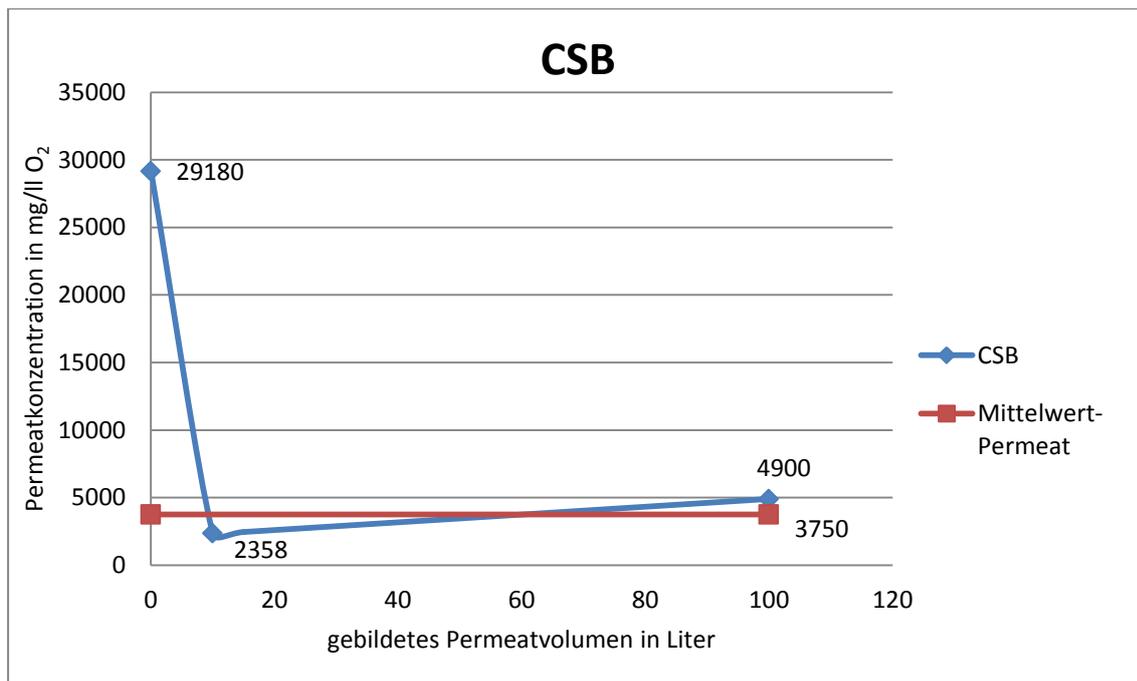


Abbildung 69: Permeatverlauf CSB 1.Stufe UF-Perm.

#### 4.3.1.4 CSB UF Permeat 2.Stufe [mg/l]

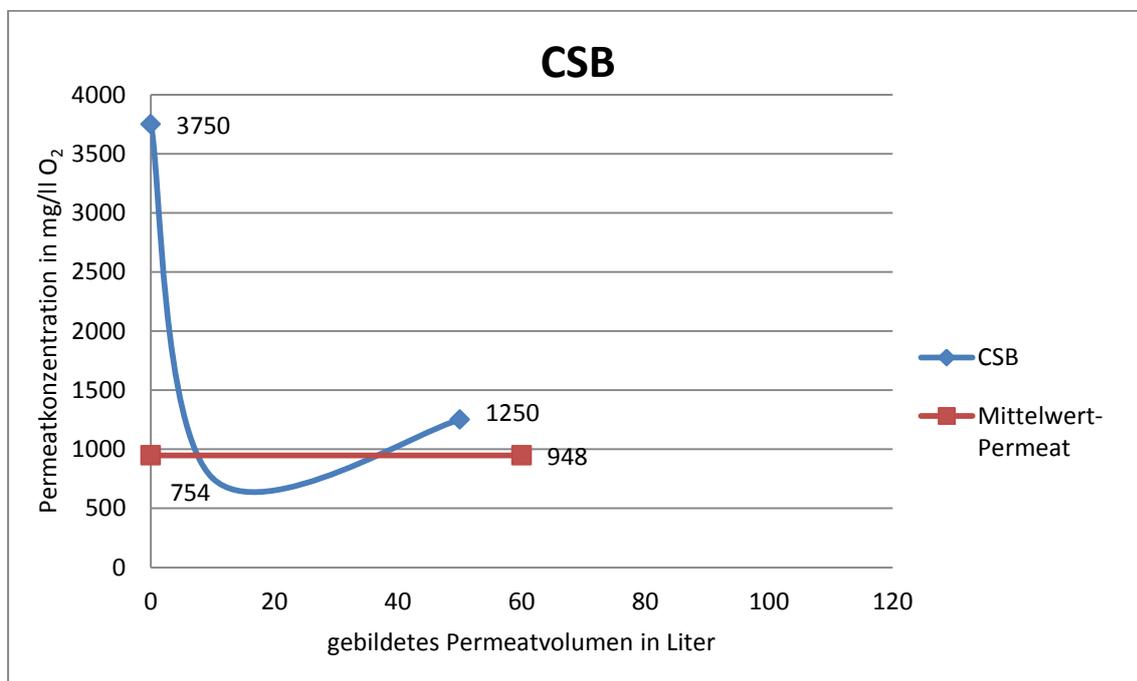


Abbildung 70: Permeatverlauf CSB 2.Stufe UF-Perm.

### 4.3.1.5 Diskussion der Ergebnisse

Durch eine Zweistufige Umkehrosmose mit Konzentratrückführung konnten sowohl der CSB als auch die Leitfähigkeit stark reduziert werden. Die Reduktionsraten nach der zweiten Umkehrosmose entsprechen bei Berücksichtigung der Mittelwerte für CSB 97% und für die Leitfähigkeit 98%. Die Werte sind auf einem derart niedrigen Niveau, dass möglicherweise eine Einleitung in die Kläranlage ohne biologische Behandlung denkbar wäre. Dies würde eine erhebliche Entlastung für die biologische Behandlungsstufe und gleichzeitig eine Kapazitätssteigerung der Gesamtanlage bedeuten.

### 4.3.2 Versuch mit Destillat aus der Eindampfanlage (EDA)

Der Versuch mit EDA-Destillat erfolgte ebenfalls am 21.08.2013 am Standort Trofaiach. Die Durchflussleistung konnte durchgehend gehalten werden und damit die gesamte Vorlage von 200 Litern behandelt werden. Das Vorlagevolumen wurde von anfangs 100 Litern, nach der Behandlung von 50 l, auf 200 l erhöht. Dadurch ergeben sich in den Permeatverläufen der ersten Stufe kleine Schwankungen im mittleren Bereich der Kurven. Die Mittelwerte sind wie in Kapitel 4.3.1 nicht berechnet, sondern durch Analysen belegbar.

#### 4.3.2.1 Leitfähigkeit EDA Destillat 1.Stufe [ $\mu\text{S}$ ]

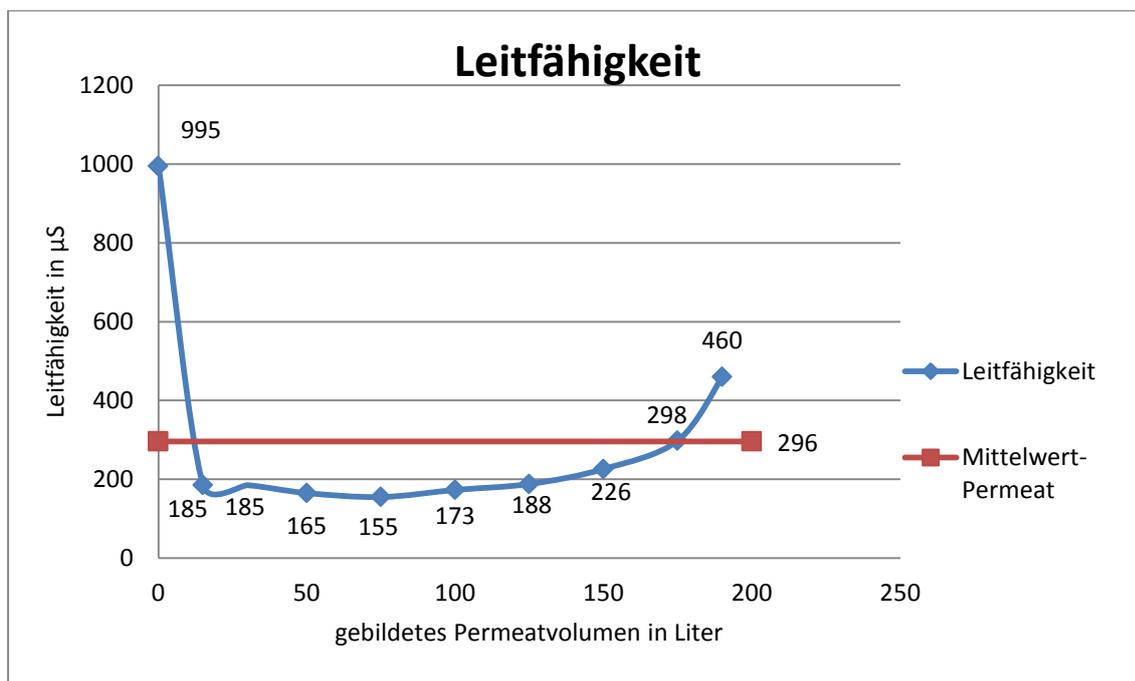


Abbildung 71: Permeatverlauf Leitfähigkeit 1.Stufe EDA-Dest.

### 4.3.2.2 Leitfähigkeit EDA Destillat 2.Stufe [ $\mu\text{S}$ ]

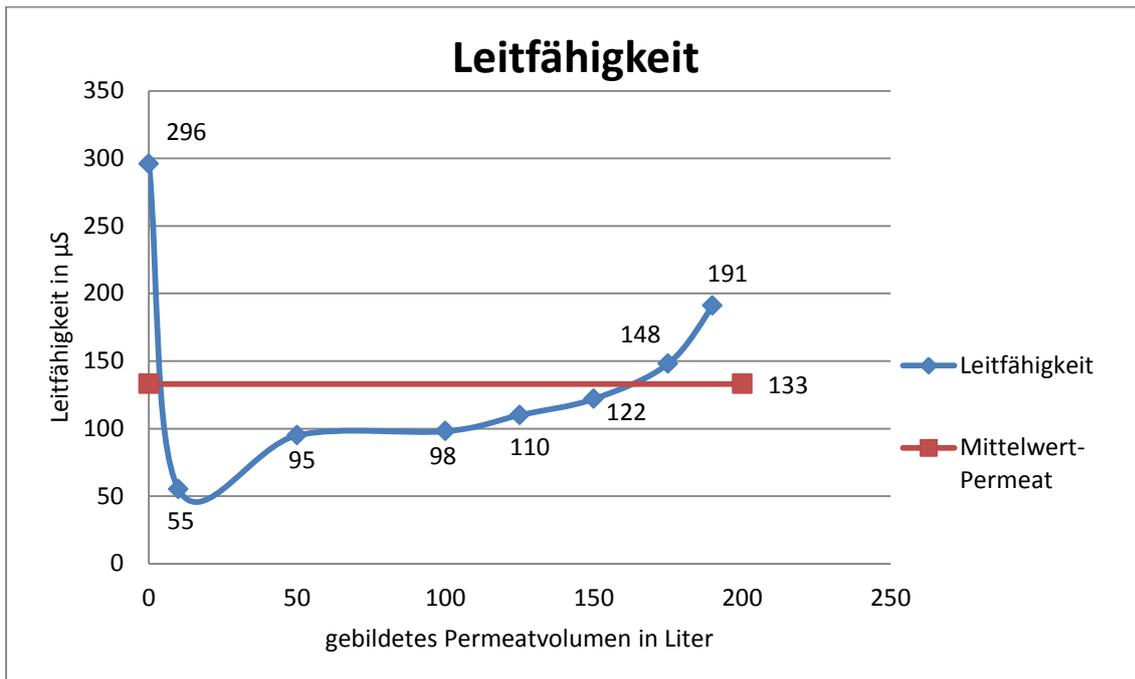


Abbildung 72: Permeatverlauf Leitfähigkeit 2.Stufe EDA-Dest.

### 4.3.2.3 CSB EDA Destillat 1.Stufe [ $\text{mg/l}$ ]

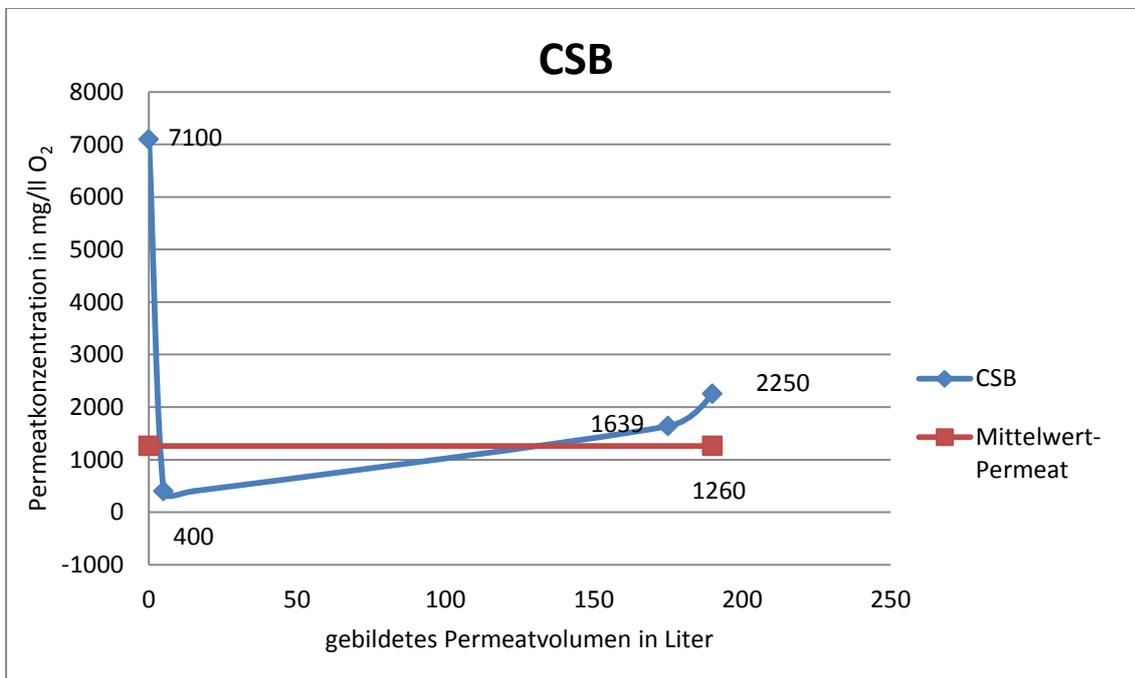


Abbildung 73: Permeatverlauf CSB 1.Stufe EDA-Dest.

#### 4.3.2.4 CSB EDA Destillat 2.Stufe [mg/l]

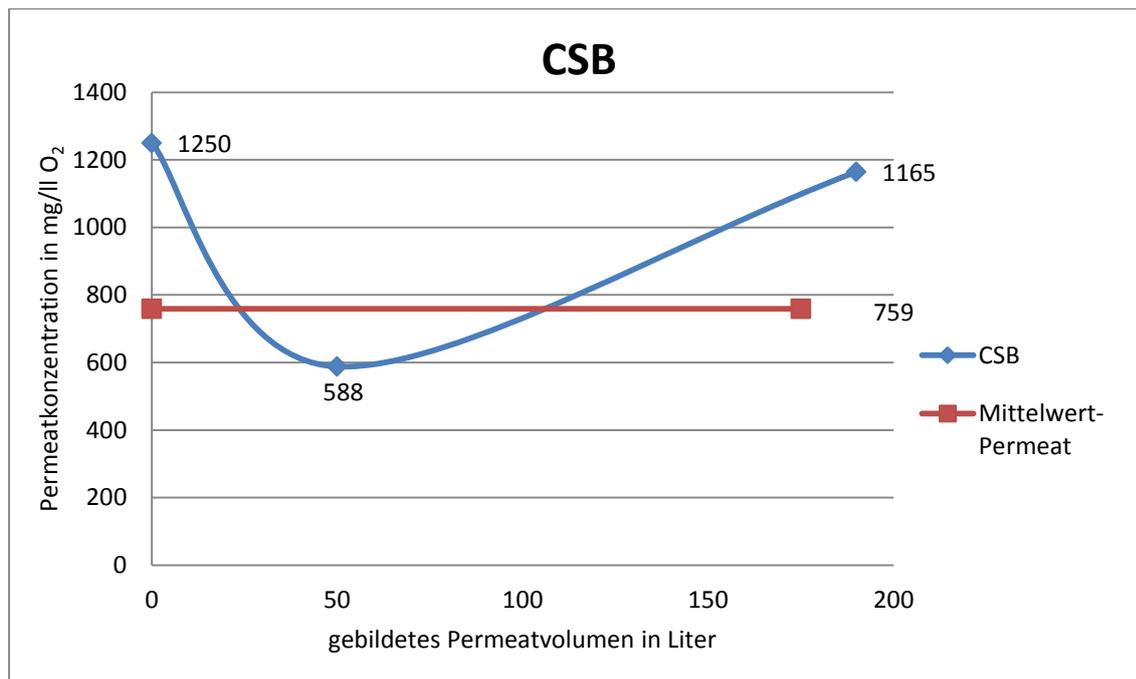


Abbildung 74: Permeatverlauf CSB 2.Stufe EDA-Dest.

#### 4.3.2.5 Diskussion der Ergebnisse

Eine Reduktion der CSB Konzentration sowie der Leitfähigkeit mit zweistufiger Umkehrosmose ist eindeutig ersichtlich. Die Reduktionraten nach der zweiten Stufe betragen für CSB 89% und für die Leitfähigkeit 87%. Durch die relativ geringe Belastung des Permeats nach der ersten Stufe, ist eine Sinnhaftigkeit der zweiten Stufe zu hinterfragen. Eine Möglichkeit mit nur einer Umkehrosmosestufe noch bessere Permeatqualitäten zu erhalten, besteht darin, die Behandlung früher abzubrechen. Dadurch wird die Aufkonzentrierung im Vorlagebehälter verringert und der Mittelwert im gesammelten Permeat ebenfalls reduziert. In den Abbildungen 73 und 74 sind die Konzentrationsanstiege am Ende der Behandlung, die für erhöhte Mittelwerte verantwortlich sind, gut ersichtlich. Wie bereits angeführt, sollte eine geringere Aufkonzentrierung eine CSB Konzentration im gesammelten Permeat unter 1000 mg/l konstant garantieren. Wie in Kapitel 4.3.1.5 diskutiert, würden sich auch bei der Behandlung von EDA Destillat mit ein- oder zweistufiger Umkehrosmose ähnliche Vorteile, wie Kapazitätserhöhung durch direkte Permeateinleitung in die Kläranlage, ergeben.

## 4.4 Zusammenfassung der Ergebnisse aus den Laborversuchen

Da bereits die Daten aus dem Pilotversuch vorhanden waren, wurden die Sulfat- und Ammoniumanalysen nur bei den ersten drei Laborversuchen durchgeführt. Die Reduktionsraten für Ammonium sind nicht ganz so hoch wie beim Pilotversuch, was eventuell auf die synthetische Zusammensetzung des Abwassers zurückzuführen ist. Die Reduktion der Leitfähigkeit wurde bei den zweistufigen Versuchen durchgeführt und zeigt das gute Rückhaltevermögen der Membran gegenüber Salzen bzw. Ionen. Die Reduktionsraten für den CSB wurden für alle Laborversuche dokumentiert und sind erwartungsgemäß bei den ersten drei Versuchen mit synthetischen Abwasser und Aktivkohle etwas höher als bei den anderen Versuchen. Für die Laborversuche mit Proben aus der Ultrafiltration bzw. Eindampfanlage, die ohne Aktivkohle durchgeführt wurden, sind die Reduktionsraten für den CSB trotzdem beachtlich. In den Abbildungen 75 bis 78 sind die Reduktionsraten der Schadstoffe für die Laborversuche zusammengefasst.

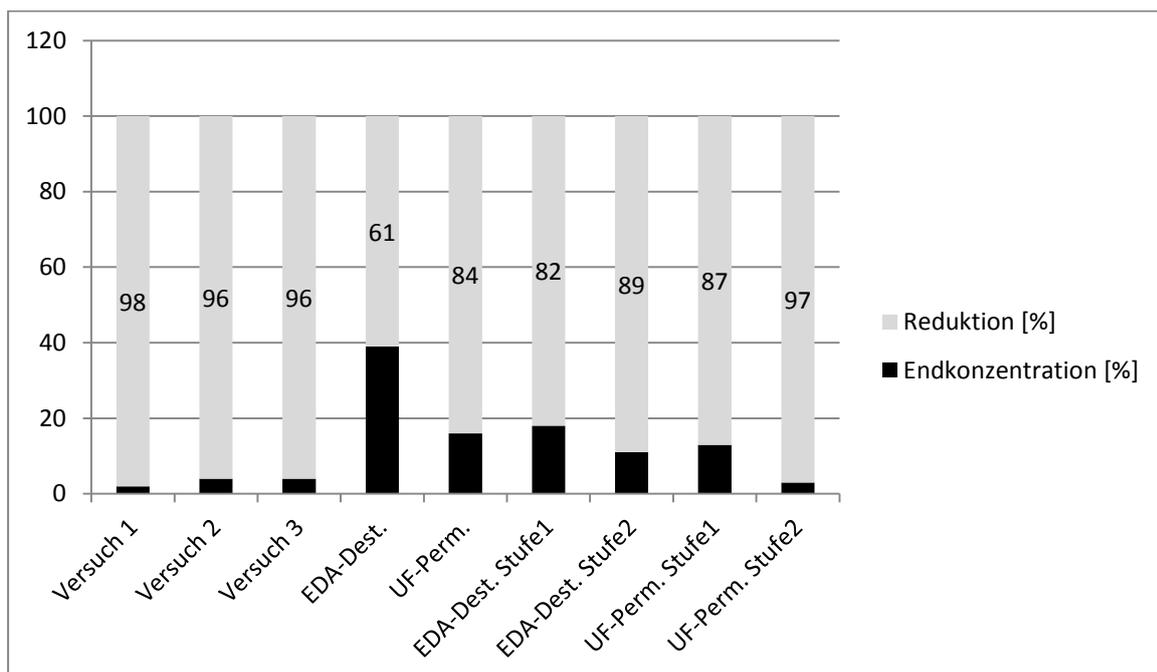


Abbildung 75: CSB-Reduktion der Laborversuche

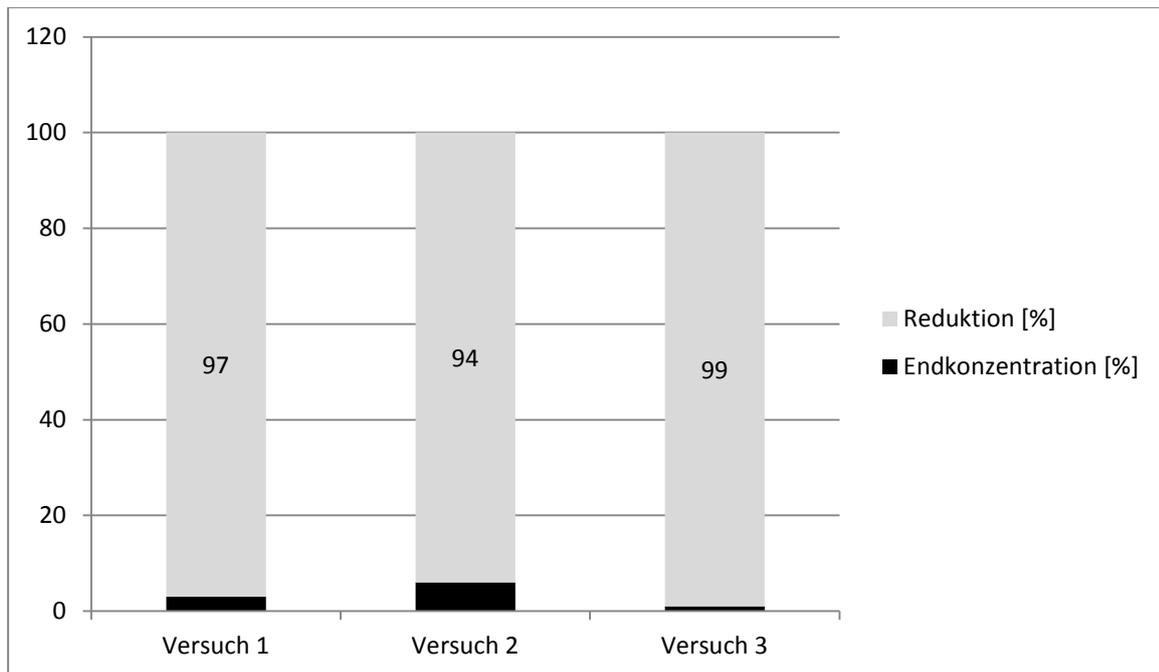


Abbildung 76: Sulfat-Reduktion der Laborversuche

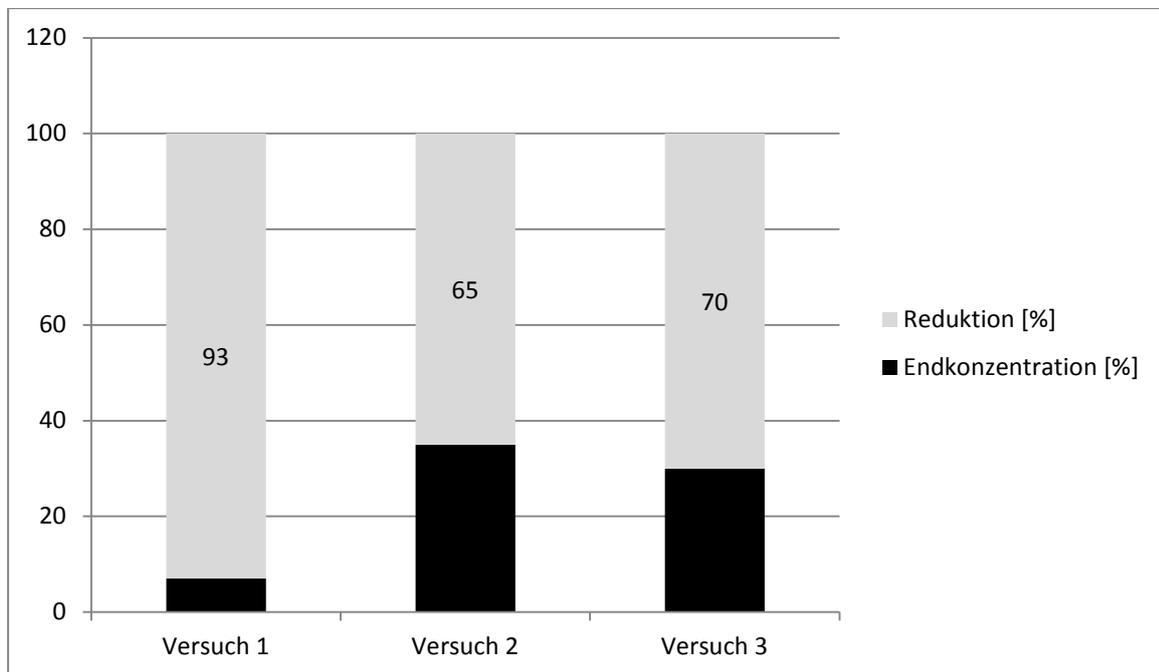


Abbildung 77: Ammonium-Reduktion der Laborversuche

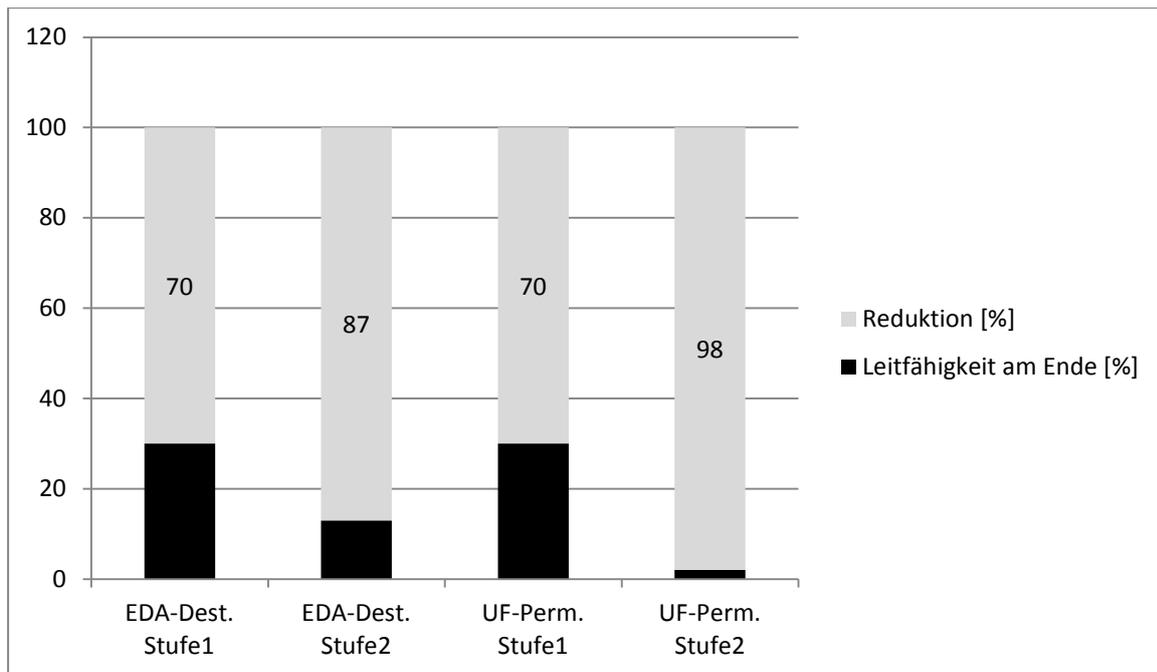


Abbildung 78: Leitfähigkeits-Reduktion der Laborversuche

Um die in Tabelle 34 angeführten Konzentrationen des Ablaufes aus der Biologie bezüglich einer Grenzwerteinhaltung mit denen in den Pilot- bzw. Laborversuchen erzeugten Permeatqualität zu vergleichen, sind in Tabelle 48 die Permeatmittelwerte aus den Versuchen mit Aktivkohle und die Grenzwerte dargestellt. Die Verbesserung der Abwasserqualität wird durch die Einhaltung der Grenzwerte CSB, Ammonium, Sulfat und aller Schwermetalle ersichtlich.

Tabelle 48: Vergleich Permeatmittelwerte (n=6) und Grenzwert nach AEV [2]

Parameter	Ablauf Biologie	Grenzwert-Einhaltung Biologie	Grenzwert nach AEV [2]	Kombinationsverfahren Permeat Mittelwert	Grenzwert-Einhaltung Permeat
CSB [mg/l]	3.333	Nein	1.700	100	Ja
Ammonium [mg/l]	743	Nein	40	10 -*	Ja
Sulfat [mg/l]	486	Nein	200	15	Ja
Schwermetalle [µg bzw. mg/l]	3[mg/l] Mo	Nein (Mo) sonst Ja	2 [g/d] Mo	1,6 [µg/l] Mo	Ja

\* = Der Mittelwert wurde nur aus den Pilotversuchen berechnet (n=3), da die Ammoniumreduktion in synthetischen Abwässern deutlich schlechter war und die realen Verhältnisse aussagekräftiger sind.

## 5 Ausblick

Im Zusammenhang mit den Versuchen und mit dem Ziel dieser Arbeit, Abwasser durch ein Kombinationsverfahren soweit aufzubereiten, um ein Nutzwasser für andere Prozesse zu „produzieren“, ist es essentiell, die geforderten Qualitäten zu beschreiben und mit den tatsächlichen Outputs zu vergleichen.

### 5.1 Nutzwasseranalytik

In den folgenden zwei Beispielen soll die Möglichkeit, das Permeat als Nutzwasser zu verwenden, untersucht werden.

#### 5.1.1 Kanalreinigung

Um die Eignung eines Wassers für die Kanalreinigung zu bestätigen ist es notwendig die Zusatzbelastungen durch eine Kanalreinigung zu analysieren. Die Bestimmung der Zusatzbelastungen erfolgte in einer Bakkalaureatsarbeit zur Untersuchung der industriellen Möglichkeiten zur Verwertung von Brauchwasser. [24] Die Grenzwerte beziehen sich auf die Kriterien für eine Einleitung in die kommunale Kläranlage am Standort Wildon. In Abbildung 79 und 80 sind die Grenzwerte im Bezug zum eingesetzten Spülwasser ersichtlich

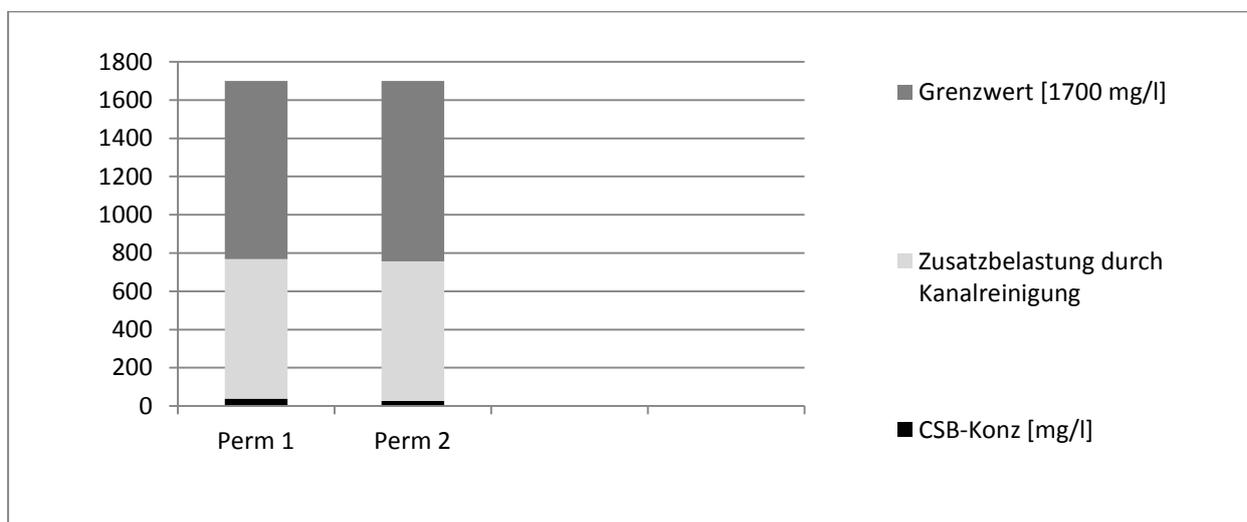


Abbildung 79: Zusatzbelastung CSB

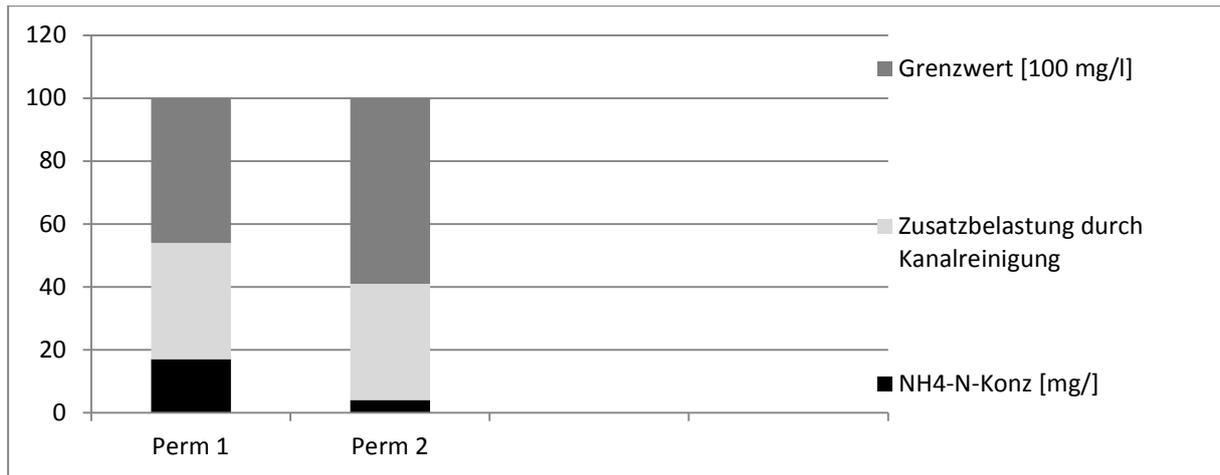


Abbildung 80: Zusatzbelastung Ammonium

In diesen Abbildungen ist ersichtlich, dass beim Einsatz von Permeat zur Kanalspülung der CSB Grenzwert eingehalten wird. Die in den Kapiteln 3 und 4 beschriebenen Versuche mit Adsorption an Aktivkohle liegen hinsichtlich der CSB-Konzentrationen alle im etwa selben Bereich (50-250 mg/l). Die Ammoniumkonzentrationen würden bei der Berechnung mit den Konzentrationen aus Kapitel 4, Versuch 1-3, den Grenzwert teilweise überschreiten. Dies lässt auf eine prinzipielle Eignung des Permeats bei entsprechender Anlagenkonfigurierung schließen. Die Sulfatkonzentrationen liegen in einem derart niedrigen Bereich, dass nichts gegen eine Verwendung als Kanalspülwasser sprechen würde.

### 5.1.2 Fahrzeugreinigung

Zum Einsatz des Permeats als Nutzwasser in der Fahrzeugreinigung wurden die Grenzwerte aus der ÖNORM B 5107 [25] herangezogen. Diese Norm bezieht sich auf die Aufbereitungsqualität von Autowaschanlagen. In der folgenden Tabelle sind die Parameter, die für die Eignung eines aufbereiteten Wassers zur Nutzung in der Fahrzeugreinigung eingehalten werden müssen, aufgelistet.

Tabelle 49: Grenzwerte für Fahrzeugreinigung nach ÖNORM B 5107 [25]

Leitfähigkeit	Messwert Frischwasser plus 1.200 $\mu\text{S}/\text{cm}$
pH-Wert	6,5-9,5
abfiltrierbare Stoffe	$\leq 50 \text{ mg/l}$ (Korngröße $> 0,025 \text{ mm}$ )
absetzbare Stoffe	0,5 ml/l (Probenvolumen 1 l, Absetzzeit 30 min)
hygienische Anforderungen	Gesamtkeimzahl $\leq 100.000$ in 1ml ( $22^\circ \text{ C}$ , 48 Stunden)
	Escherichia coli $\leq 2000$ in 100 ml
	frei von üblen Gerüchen

Die Grenzwerte pH-Wert, abfiltrierbare Stoffe und absetzbare Stoffe können mit dem angewandten Kombinationsverfahren problemlos eingehalten werden. Hinsichtlich der Leitfähigkeit und der hygienischen Anforderungen ist eine Eignung als Nutzwasser für die Fahrzeugreinigung vom Inputmaterial sowie von der Anlagenauslegung abhängig. Hierzu ist festzuhalten, dass eine Auslegung mit Adsorption an Aktivkohle und zweistufiger Umkehrosmose bei der Positionierung des Kombinationsverfahrens nach der biologischen Behandlung eine ausreichende Permeatqualität garantieren sollte.

## 5.2 Potential

Die beiden erwähnten Beispiele zum Einsatz des produzierten Permeats in der Kanalreinigung bzw. der Fahrzeugreinigung zeigen das Einsparungspotential durch das untersuchte Kombinationsverfahren. In Ländern wie Österreich, in denen kein wirklicher Trinkwassermangel herrscht, erscheinen diese Einsparungen relativ irrelevant. Erweitert man jedoch den Betrachtungsraum auf Länder, in denen die Trinkwasserversorgung ein alltägliches Problem darstellt, zeigen sich die Auswirkungen von Einsparungsmaßnahmen viel deutlicher. Hierbei könnte eine Auslegung von Anlagen mit dem in dieser Arbeit untersuchten Kombinationsverfahren einen wichtigen Beitrag leisten. Hinsichtlich des Einsatzes des Verfahrens in Österreich darf man die Vorteile des Verfahrens nicht nur im Einsparungspotential sehen. Die von den Kläranlagen vorgegebenen Tagesfrachten werden aufgrund der niedrigeren Konzentrationen erst nach einer größeren Einleitmenge erreicht. Dadurch ergibt sich bei gleichbleibender Anlagenkonfiguration eine Erhöhung der Behandlungskapazität. Die Möglichkeit, Teilverfahren des Kombinationsverfahrens, wie die Umkehrosmose mit Konzentratrückführung, schon vor der biologischen Behandlung einzusetzen, könnten weitere Verbesserungen für klassische CP-Anlagen bedeuten. Hierzu sei auf die in Kapitel 4 beschriebenen Versuche mit Destillat aus der Eindampfanlage sowie mit Permeat aus der Ultrafiltration verwiesen. Ebenfalls sollte das Potential des Verfahrens, aus abfallwirtschaftlicher Sicht betrachtet werden. Durch die Bereitstellung des Permeats als Nutzwasser würde sich eine CP-Anlage in Zukunft, von einer reinen Behandlungsanlage, hin zu einer Aufbereitungs- bzw. Recyclinganlage entwickeln und damit eventuell finanzielle Vorteile für den Betreiber bringen.

## 6 Zusammenfassung

Die Findung und Untersuchung eines Kombinationsverfahrens zur Abwasserreinigung, das eine Verwendung des Ausgangsstromes als Nutzwasser ermöglicht, ist das Hauptaugenmerk dieser Arbeit. Anhand der Analyseergebnisse aus den durchgeführten Versuchen kann man auf die prinzipielle Eignung des Kombinationsverfahrens zur Nutzwasserproduktion schließen. Die Grenzwerte werden bei entsprechender Anlagenauslegung sowie geeigneten Inputströmen problemlos eingehalten. Die Mittelwerte der Schadstoffkonzentrationen in In- und Outputströmen sowie die mittleren Reduktionsraten werden in folgenden Abbildungen für die verschiedenen Versuchsreihen dargestellt und zusammengefasst.

### Versuchsreihe 1: Pilotversuche mit zweistufiger Umkehrosmose und Adsorption an Aktivkohle bei der Behandlung von Abwässern aus der biologischen Reinigungsstufe

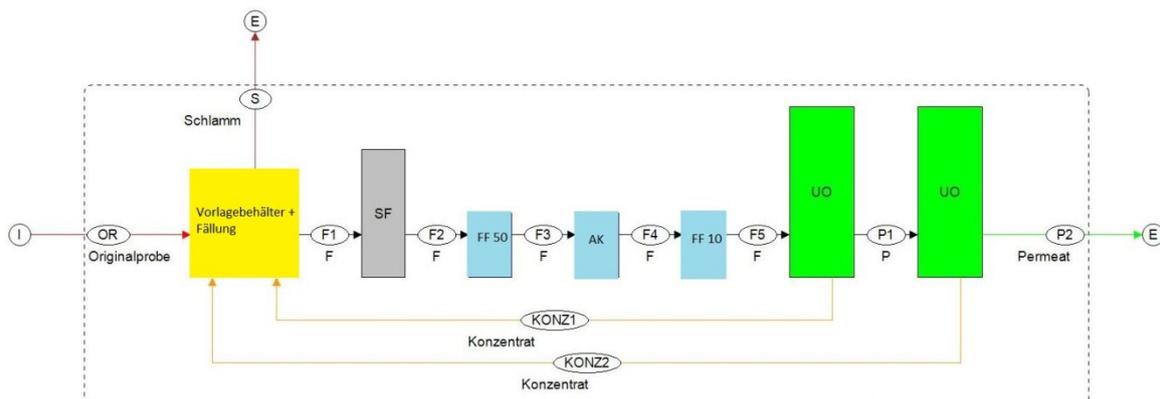


Abbildung 81: Verfahrensschema für Pilotversuche

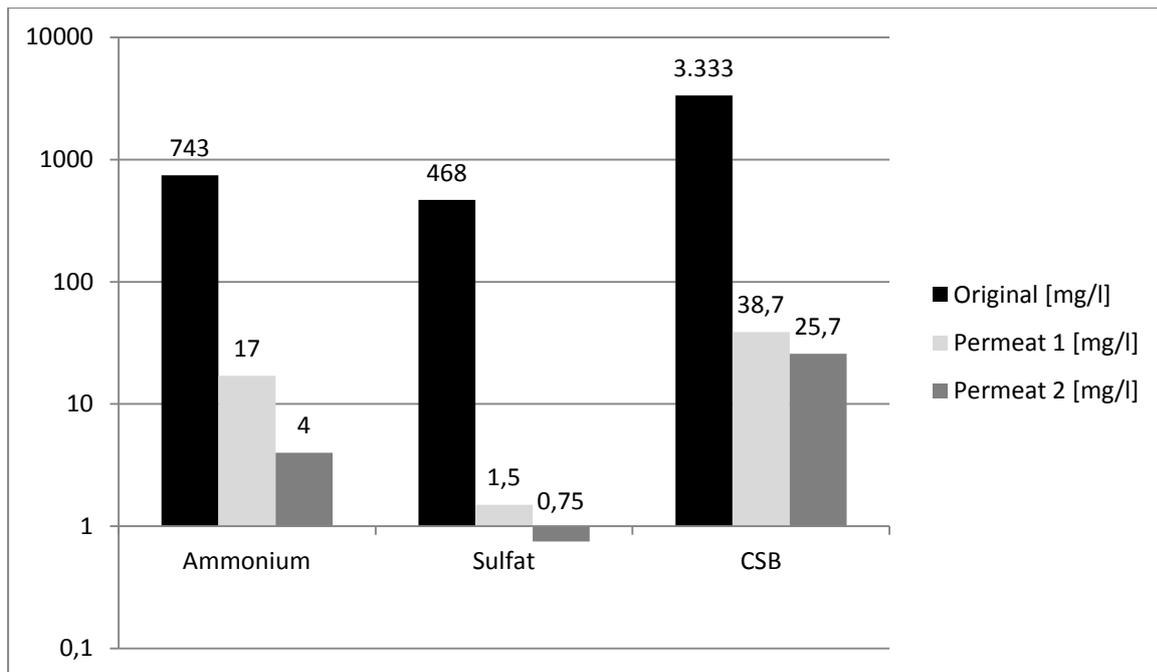


Abbildung 82: Durchschnittliche Schadstoffkonzentrationen der Pilotversuche

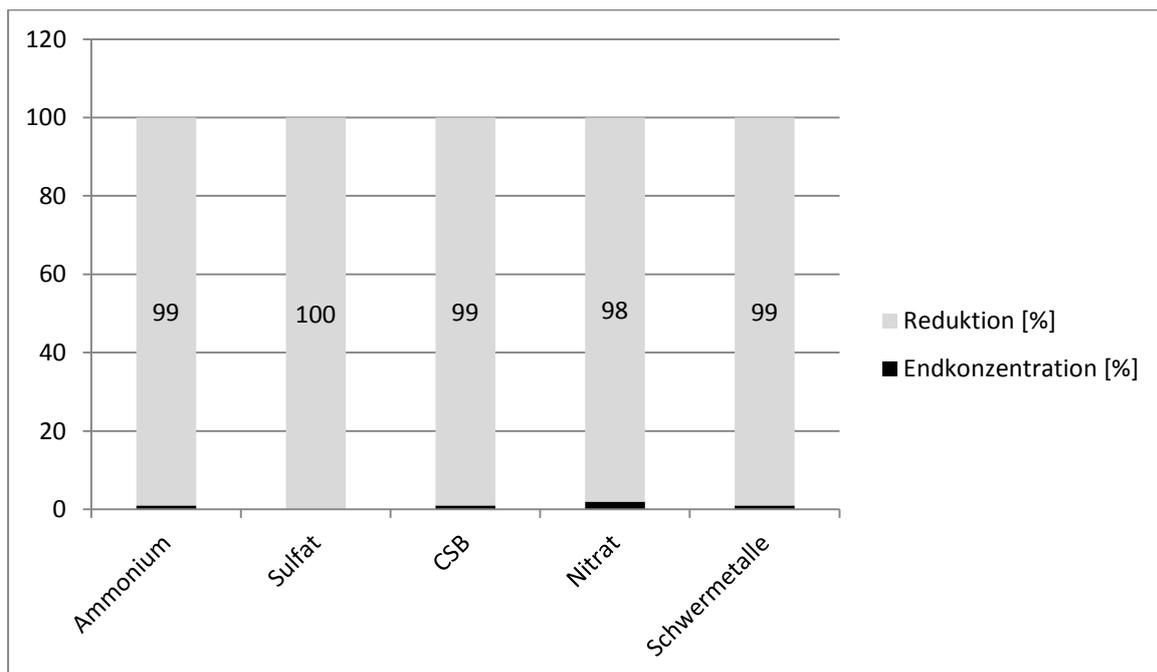


Abbildung 83: Durchschnittliche Reduktionsraten für Pilotversuch

Daraus kann festgehalten werden, dass bei der Behandlung des Ablaufes aus der biologischen Reinigungsstufe mit dieser Anlagenkonfigurierung die untersuchten Schadstoffe fast vollständig aus dem Abwasser entfernt werden konnten. Einem Einsatz des gereinigten Wassers als Nutzwasser sollte daher bei dieser Konstellation nichts im Wege stehen.

**Versuchsreihe 2: Laborversuche mit einstufiger Umkehrosmose und Adsorption an Aktivkohle bei der Behandlung von synthetischen Abwässern**

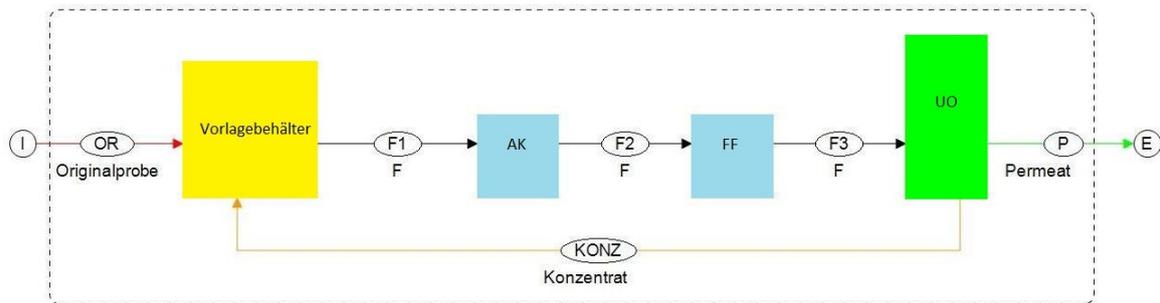


Abbildung 84: Verfahrensschema für Laborversuche mit synthetischen Abwässern

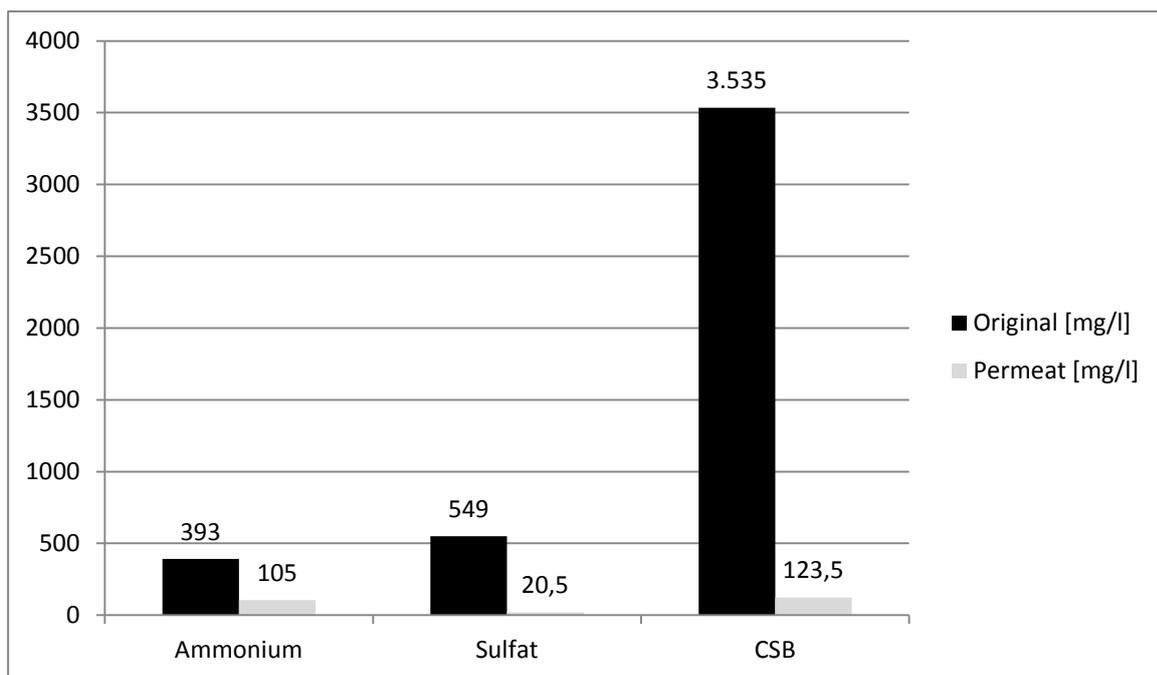


Abbildung 85: Durchschnittliche Schadstoffkonzentrationen der Laborversuche

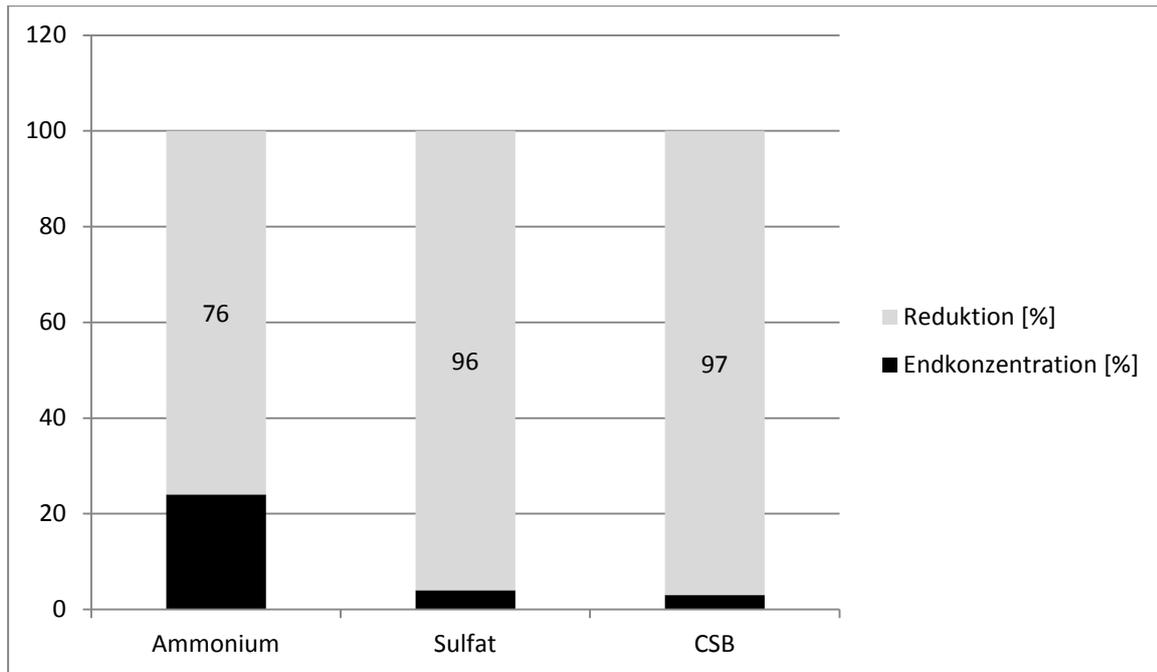


Abbildung 86: Durchschnittliche Reduktionsraten der Laborversuche

Daraus kann festgehalten werden, dass bei der Behandlung von synthetisch hergestellten Abwässern mit der installierten Laboranlage ähnlich hohe Reduktionsraten, für Sulfat und CSB, wie bei den Pilotversuchen erreicht werden können. Die geringere Reduktion der Ammoniumkonzentration ist eventuell durch die Reaktion der, für die Herstellung des Abwassers erforderlichen, Chemikalien zu erklären. Prinzipiell zeigt die zweite Versuchsreihe die Wirksamkeit des Verfahrens bei nur einer Umkehrosmostufe.

**Versuchsreihe 3: Laborversuche mit zweistufiger Umkehrosmose ohne Adsorption an Aktivkohle beim Einsatz von Destillat aus der Eindampfanlage sowie Permeat aus der Ultrafiltration**

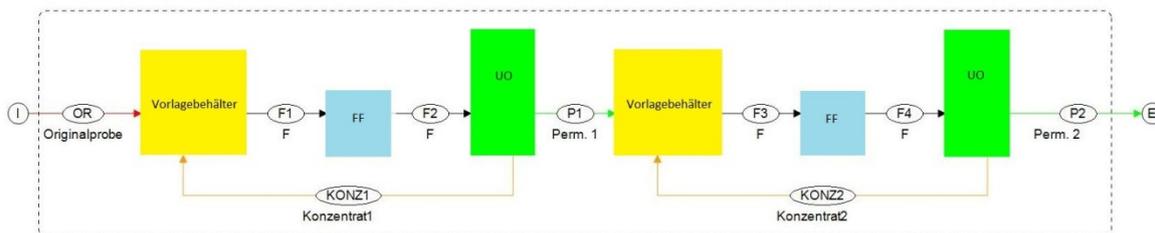


Abbildung 87: Verfahrensschema für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat

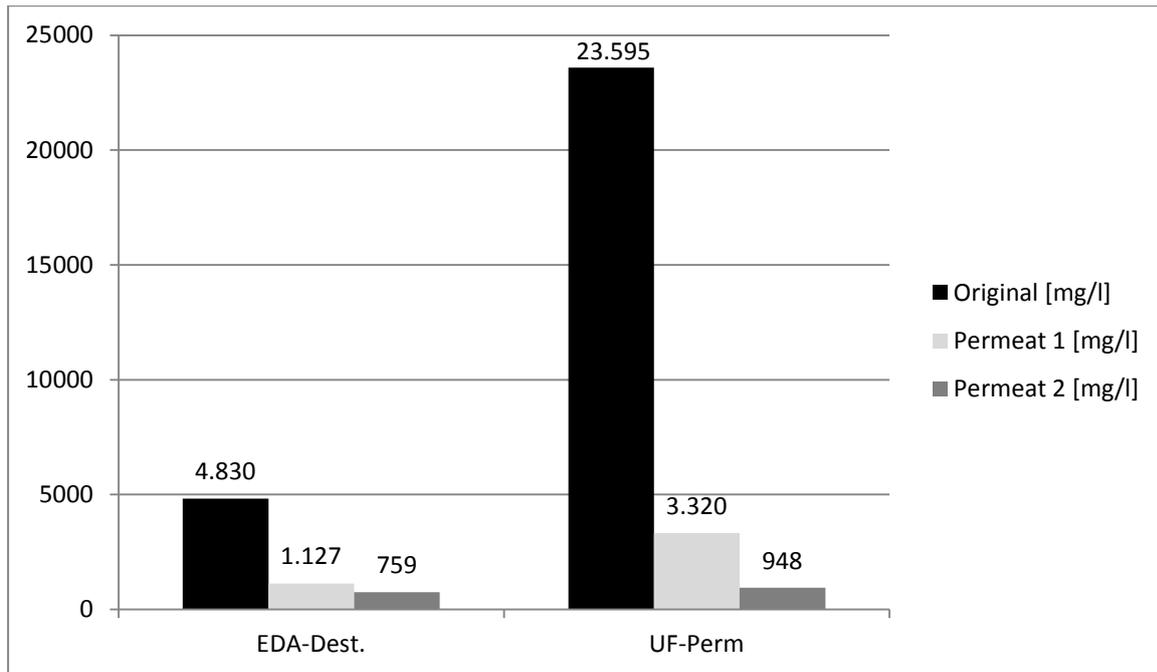


Abbildung 88: Durchschnittliche CSB-Konzentrationen für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat

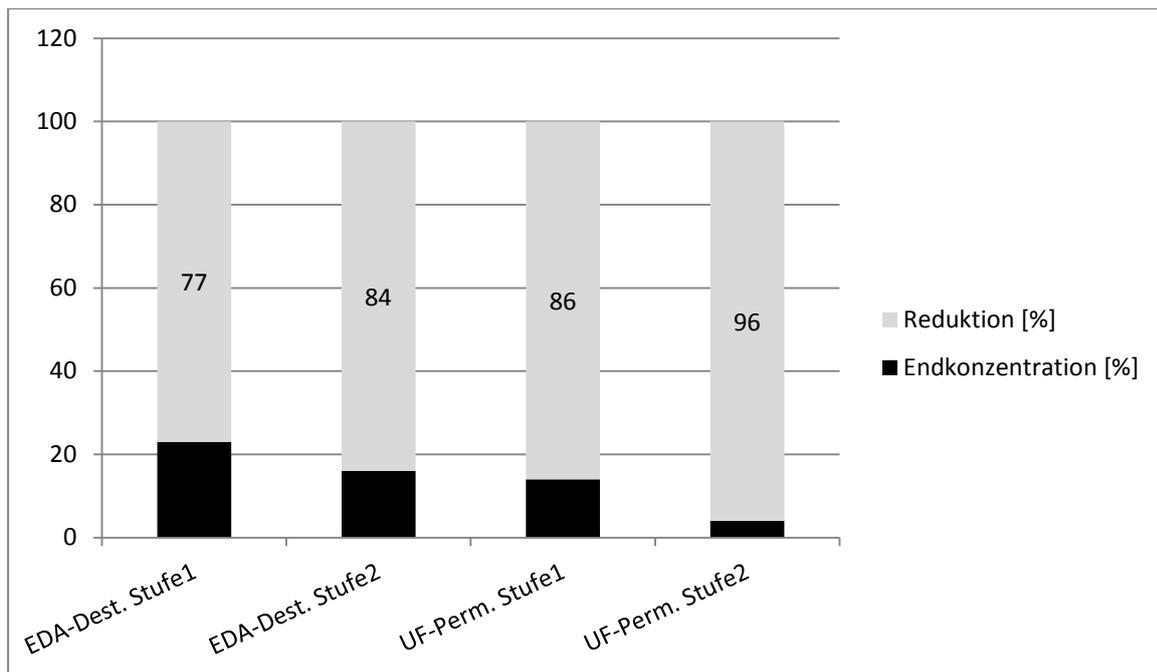


Abbildung 89: Durchschnittliche CSB-Reduktion für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat

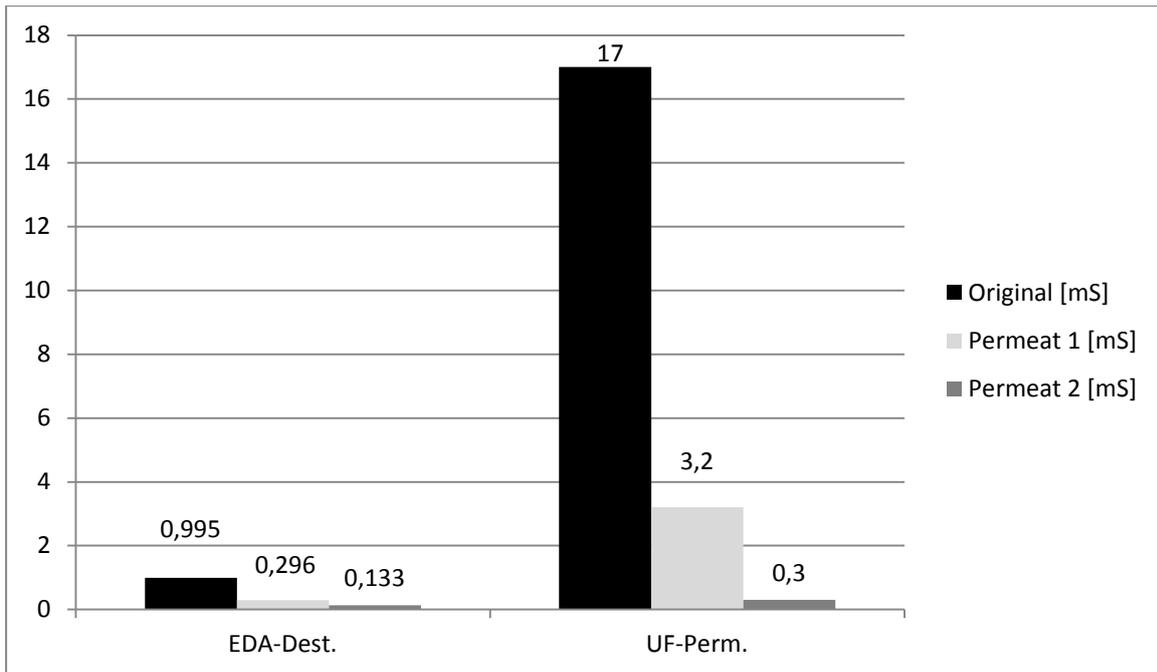


Abbildung 90: Durchschnittliche Leitfähigkeit für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat

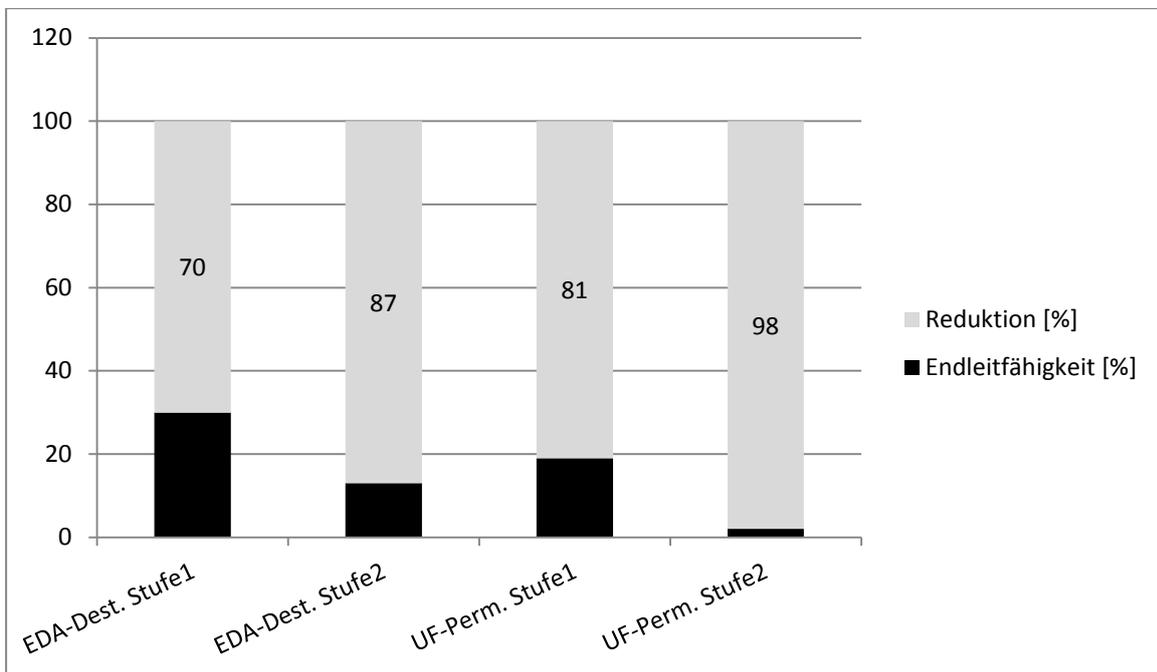


Abbildung 91: Durchschnittliche Leitfähigkeits-Reduktion für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat

Daraus kann festgehalten werden, dass bei der Behandlung von Destillat aus der Eindampfanlage sowie Permeat aus der Ultrafiltration mit zweistufiger Umkehrosmose ohne Adsorption an Aktivkohle der CSB und die Leitfähigkeit ebenfalls stark reduziert werden können. Die Reduktion ist aufgrund der hohen Belastung erwartungsgemäß geringer als bei der Behandlung von Abwässern aus der biologischen Reinigungsstufe. Die Reduktionsraten zeigen aber deutlich die Eignung dieses Verfahrens an anderen Stellen einer herkömmlichen CP-Anlage. Dadurch könnten sich Vorteile in Hinblick auf Kapazitätserhöhung sowie auf die Verbesserung der Outputqualität ergeben.

Die Ziele dieser Arbeit wurden damit allesamt erreicht. Dies sollte die Grundlage für eine großtechnische Umsetzung durch die Firma SDAG bilden. Die durch das Verfahren verbesserte Abwasserqualität sollte im Sinne der Nachhaltigkeit bzw. Schonung der Wasserressourcen ein Grundziel moderner Abwasseraufbereitungsanlagen darstellen. Die Umsetzung durch die Firma SDAG am neuen Standort Unterpremstätten könnte wegweisend für nachfolgende Anlagenkonzepte in Österreich, aber vor allem auch in wasserärmeren Regionen weltweit, sein und somit als Vorbild dienen.

## 7 Verzeichnisse

### 7.1 Literatur

- [1] Lebensministerium: Online im WWW unter URL:  
[http://lebensministerium.maz24.com/generationblue/brg\\_waidhofen/quellen/11.htm](http://lebensministerium.maz24.com/generationblue/brg_waidhofen/quellen/11.htm)  
Stand: 27.08.2013
- [2] Bundeskanzleramt Österreich (2013): BGBl. Nr. 186/1996: Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft über die allgemeine Begrenzung von Abwasseremissionen in Fließgewässer und öffentliche Kanalisationen (AAEV)
- [3] Bundeskanzleramt Österreich (2013): BGBl. II Nr. 222/1998: Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft betreffend Abwassereinleitungen in wasserrechtlich bewilligte Kanalisationen (Indirekteinleiterverordnung-IEV)
- [4] Wagner, Martina; Menapace, Hannes; Frate, Roman (2010): Stand der Technik bei der chemisch-physikalischen Behandlung von flüssigen Abfällen. Leoben: Das Land Steiermark
- [5] Bundesministerium für Land- und Forstwirtschaft, Umwelt- und Wasserwirtschaft, Abteilung VI/3 (2011): Bundesabfallwirtschaftsplan 2011
- [6] Bundeskanzleramt Österreich (2013): BGBl. I.Nr. 102/2002: Bundesgesetz über eine nachhaltige Abfallwirtschaft (Abfallwirtschaftsgesetz 2002- AWG 2002)
- [7] Hartinger, Ludwig (1990): Handbuch der Abwasser- und Recyclingtechnik für die metallverarbeitende Industrie. 2.Auflage, München: Carl Hanser Verlag. ISBN 3-446-15615-1.
- [8] Unipektin Engineering und Anlagenbau [http: Adsorber/Ionentaucher](http://www.unipektin.ch/docus/public/Adsorber_Ionentaucher_d.pdf). Online im WWW unter URL: [//www.unipektin.ch/docus/public/Adsorber\\_Ionentaucher\\_d.pdf](http://www.unipektin.ch/docus/public/Adsorber_Ionentaucher_d.pdf)  
Stand: 27.08.2013
- [9] Kunz, Peter (1992): Behandlung von Abwasser. 3., überarbeitete Auflage, Würzburg: Vogel Buchverlag. ISBN 3-8023-0243-5
- [10] Neumann, Stefan (2009): Reinhaltung von Abwassermittels Lewatit- Ionentauschern und Adsorberharzen. Online im WWW unter URL: [http://www.ionexchange.com/imperia/md/content/ion/broschueren/broschuere\\_abwasser\\_deutsch.pdf](http://www.ionexchange.com/imperia/md/content/ion/broschueren/broschuere_abwasser_deutsch.pdf) Stand: 27.08.2013
- [11] Goedecke, Ralf (2006): Fluidverfahrenstechnik. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH & KGaA. ISBN 3-527-31198-X
- [12] Schönbacher, Axel (2002): Thermische Verfahrenstechnik. Berlin; Heidelberg; New York; Barcelona; Hongkong; London; Mailand, Paris; Tokio: Springer Verlag.:

- [13] SMS VT: Dünnschichtverdampfer. Online im WWW unter URL: <http://www.sms-vt.com/technologien/duennschichtverdampfer/allgemeine-beschreibung.html> Stand: 27.08.2013
- [14] Wilhelm, Stefan (2007): Wasseraufbereitung. 7. Auflage, Trier. Springer Verlag
- [15] Water Treatment Solutions Lenntech: Elektrodialyse. Online im WWW unter URL: <http://www.lenntech.de/membrantechnologie/elektrodialyse.htm> Stand: 27.08.2013
- [16] proaqua Diamantelektroden Produktions GmbH (2013): Online im WWW unter URL: <http://www.proaqua.cc> Stand: 27.08.2013
- [17] proaqua Diamantelektroden Produktions GmbH (2013): Online im WWW unter URL: <http://www.proaqua.cc/technologie/durchflussszellen/> Stand:27.08.2013
- [18] Integrated Pollution Prevention and Control Reference Document on Best Available Techniques in Common Waste Water and Waste Gas Treatment / Management Systems in the Chemical Sector February 2003
- [19] Wasser Wissen: Belebtschlammverfahren. Online im WWW unter URL: <http://www.wasser-wissen.de/abwasserlexikon/b/belebtschlammverfahren.htm> Stand: 27.08.2013
- [20] Draxler, Josef (2007): Skriptum Abwasserreinigung, Montanuniversität Leoben
- [21] UASB: Anaerobic granular sludge bed reactor technology. Online im WWW unter URL: <http://www.uasb.org/discover/agsb.htm> Stand: 27.08.2013
- [22] Benedek, Laura (2012):Schadstoffspezifische Charakterisierung der gefährlichen Abfälle aus einer chemisch-physikalischen Abfallbehandlungsanlage. Masterarbeit am Institut für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik, Montanuniversität Leoben
- [23] AB- Filtertechnik (2012): Ausgewählte Laborberichte zur Behandlung von Abwässern mit dem AFIMESP Verfahren. Tulln
- [24] Ruhri, Manuela (2012): Untersuchung der industriellen Möglichkeiten zur Verwertung von Brauchwasser. Bachelorarbeit am Lehrstuhl für Abfallverwertungstechnik und Abfallwirtschaft, Montanuniversität Leoben
- [25] Austrian Standards plus GmbH (2000): ÖNORM B 5107: Wasserrecyclinganlagen für Fahrzeug-Waschanlagen.

## 7.2 Abkürzungsverzeichnis

AOX	Adsorbierbare Organisch gebundene Halogene
AK	Aktivkohle
ATOX	aquatische Toxizität
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf
bzw.	beziehungsweise
°C	Grad Celsius
ca.	circa
CPA	Chemisch-physikalische Behandlung von anorganischen Flüssigabfällen
CP-Anlage	chemisch-physikalische Aufbereitungsanlage
CPB	Chemisch-physikalisch-biologisch
CPO	Chemisch-physikalische Behandlung von organischen Flüssigabfällen
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
Dest.	Destillat
EDA	Etylendiamin
EDTA	Ethylendiamintetraacetat
Firma	Firma
FF	Feinfilter
HD-Pumpe	Hochdruckpumpe
AVAW	Institut für Abfallverwertungstechnik und Abfallwirtschaft
Konz.	Konzentrat
MW	Mittelwert
Perm.	Permeat
SF	Sandfilter/Schutzfilter
vgl.	vergleiche
UF	Ultrafiltration
UO	Umkehrosmose
z.B.	zum Beispiel

## 7.3 Tabellen

Tabelle 1: Schädigende Inhaltsstoffe für Ionentauscher .....	13
Tabelle 2: Adsorbentien und ihre Eigenschaften .....	15
Tabelle 3: Hemmkonzentrationen für aerobe Behandlung .....	27
Tabelle 4: Verfahrensgrenzen und Auswirkungen .....	30
Tabelle 5: Konzentrationen und Arbeitsdrücke Versuch 1 .....	36
Tabelle 6: Konzentrationen und Arbeitsdrücke Versuch 2 .....	38
Tabelle 7: Konzentrationen und Arbeitsdrücke Versuch 3 .....	40
Tabelle 8: Nitratanalyse .....	44
Tabelle 9: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Silber .....	44
Tabelle 10: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Aluminium .....	45
Tabelle 11: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Arsen .....	45
Tabelle 12: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Bor .....	46
Tabelle 13: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Barium .....	46
Tabelle 14: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Beryllium .....	47
Tabelle 15: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Calcium .....	47
Tabelle 16: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Cadmium .....	48
Tabelle 17: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Cobalt .....	48
Tabelle 18: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Chrom .....	49
Tabelle 19: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Kupfer .....	49
Tabelle 20: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Eisen .....	50
Tabelle 21: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Quecksilber .....	50
Tabelle 22: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Kalium .....	51
Tabelle 23: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Magnesium .....	51
Tabelle 24: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Mangan .....	52
Tabelle 25: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Molybdän .....	52
Tabelle 26: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Natrium .....	53
Tabelle 27: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Blei .....	53
Tabelle 28: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Antimon .....	54
Tabelle 29: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Selen .....	54
Tabelle 30: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Zinn .....	55
Tabelle 31: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Titan .....	55

Tabelle 32: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Vanadium .....	56
Tabelle 33: Absolutkonzentration und Reduktionsrate, Zink .....	56
Tabelle 34: Durchschnittswerte und Grenzwerte Pilotversuche .....	59
Tabelle 35: Chemikalienkonzentration zur Probenherstellung, Versuch 1.....	61
Tabelle 36: Analyseergebnisse, Versuch 1.....	61
Tabelle 37: Anlagenparameter, Versuch1 .....	63
Tabelle 38: Chemikalienkonzentration zur Probenherstellung, Versuch 2.....	64
Tabelle 39: Analyseergebnisse, Versuch 2.....	64
Tabelle 40: Anlagenparameter, Versuch 2.....	66
Tabelle 41: Chemikalienkonzentration zur Probenherstellung, Versuch 3.....	67
Tabelle 42: Analyseergebnisse, Versuch 3.....	67
Tabelle 43: Anlagenparameter, Versuch 3.....	69
Tabelle 44: Analyseergebnisse, EDA-Destillat.....	72
Tabelle 45: Anlagenparameter, EDA-Dest.....	73
Tabelle 46: Analyseergebnisse, UF-Permeat .....	74
Tabelle 47: Anlagenparameter, UF-Perm. ....	75
Tabelle 48: Vergleich Permeatmittelwerte (n=6) und Grenzwert nach AEV .....	84
Tabelle 49: Grenzwerte für Fahrzeugreinigung nach ÖNORM B 5107 .....	86

## 7.4 Abbildungen

Abbildung 1: Dünnschichtverdampfung; a: Mantelhülle, b: Rotorblatt, c: Spalt, I: Filmzone, II: Bugwelle, III: Spaltzone .....	18
Abbildung 2: Verfahrensschema Elektrodialyse.....	25
Abbildung 3: Verfahrensschema anodische Oxidation.....	26
Abbildung 4: Verfahrensschema Belebtschlammverfahren.....	29
Abbildung 5: UASB-Reaktor .....	31
Abbildung 6: Fließbild des an eine CP-Anlage nachgeschalteten Kombinationsverfahrens ..	33
Abbildung 7: Vorlagebehälter, Sandfilter, Feinfilter und Aktivkohlefilter der Pilotanlage. Die Umkehrosmoseeinheiten befinden sich auf der Rückseite der Anlage und sind hier nicht ersichtlich. Die Abbildungen 49 und 51 der Laboranlage zeigen ein verwendetes Umkehrosmosemodul. ....	33
Abbildung 8: Fließbild der CP-Anlage Trofaiach .....	34
Abbildung 9: Absolutstrom während des Pilotversuchs .....	35

Abbildung 10: Relativstrom während des Pilotversuchs.....	36
Abbildung 11: Ammoniumkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 16.10.2012 ..	37
Abbildung 12: Sulfatkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 16.10.2012.....	37
Abbildung 13: CSB-Konzentration in Relation zur Anfangskonzentration 16.10.2012.....	38
Abbildung 14: Ammoniumkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 17.10.2012 ..	39
Abbildung 15: Sulfatkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 17.10.2012.....	39
Abbildung 16: CSB-Konzentration in Relation zur Anfangskonzentration 17.10.2012.....	40
Abbildung 17: Ammoniumkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 18.10.2012 ..	41
Abbildung 18: Sulfatkonzentration in Relation zur Anfangskonzentration 18.10.2012.....	41
Abbildung 19: CSB-Konzentration in Relation zur Anfangskonzentration 18.10.2012.....	42
Abbildung 20: Reduktionraten CSB, Ammonium und Sulfat .....	42
Abbildung 21: Mittelwerte (n=3) der CSB-, Ammonium- und Sulfatkonzentration für Pilotversuch.....	43
Abbildung 22: Fließbild zur Nitratanalyse 18.10.2012.....	43
Abbildung 23: Silberkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	44
Abbildung 24: Aluminiumkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	45
Abbildung 25: Arsenkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	45
Abbildung 26: Borkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	46
Abbildung 27: Bariumkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	46
Abbildung 28: Berylliumkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	47
Abbildung 29: Calciumkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	47
Abbildung 30: Cadmiumkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	48
Abbildung 31: Cobaltkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	48
Abbildung 32: Chromkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	49
Abbildung 33: Kupferkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	49
Abbildung 34: Eisenkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	50
Abbildung 35: Quecksilberkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	50
Abbildung 36: Kaliumkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	51
Abbildung 37: Magnesiumkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	51
Abbildung 38: Mangankonzentration relativ zum Gesamtimport .....	52
Abbildung 39: Molybdänkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	52
Abbildung 40: Natriumkonzentration relativ zum Gesamtimport.....	53

Abbildung 41: Bleikonzentration relativ zum Gesamtimport .....	53
Abbildung 42: Antimonkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	54
Abbildung 43: Selenkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	54
Abbildung 44: Zinnkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	55
Abbildung 45: Titankonzentration relativ zum Gesamtimport .....	55
Abbildung 46: Vanadiumkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	56
Abbildung 47: Zinkkonzentration relativ zum Gesamtimport .....	56
Abbildung 48: Reduktionsraten Pilotversuch .....	57
Abbildung 49: Laboranlage.....	58
Abbildung 50: Fließbild Versuchsplanung.....	60
Abbildung 51: Fließbild mit tatsächlichen Anlagenkomponenten .....	60
Abbildung 52: Permeatverlauf CSB, Versuch 1 .....	62
Abbildung 53: Permeatverlauf Sulfat, Versuch 1.....	62
Abbildung 54: Permeatverlauf Ammonium, Versuch 1.....	63
Abbildung 55: Permeatverlauf CSB, Versuch 2 .....	65
Abbildung 56: Permeatverlauf Sulfat, Versuch 2.....	65
Abbildung 57: Permeatverlauf Ammonium, Versuch 2.....	66
Abbildung 58: Permeatverlauf CSB, Versuch 3 .....	68
Abbildung 59: Permeatverlauf Sulfat, Versuch 3.....	68
Abbildung 60: Permeatverlauf Ammonium, Versuch 3.....	69
Abbildung 61: Positionierung der Anlage im Fließbild der CP-Anlage Trofaiach .....	70
Abbildung 62: Fließbild laut Versuchsplanung .....	71
Abbildung 63: Fließbild mit tatsächlichen Anlagenkomponenten .....	71
Abbildung 64: Permeatverlauf und Konzentratrückstand CSB, EDA-Dest. ....	72
Abbildung 65: Permeatverlauf CSB, UF-Perm. ....	74
Abbildung 66: Fließbild der Versuchsanordnung für zweistufige Umkehrosrose .....	76
Abbildung 67: Permeatverlauf Leitfähigkeit 1.Stufe UF-Perm. ....	77
Abbildung 68: Permeatverlauf Leitfähigkeit 2.Stufe UF-Perm. ....	77
Abbildung 69: Permeatverlauf CSB 1.Stufe UF-Perm.....	78
Abbildung 70: Permeatverlauf CSB 2.Stufe UF-Perm.....	78
Abbildung 71: Permeatverlauf Leitfähigkeit 1.Stufe EDA-Dest.....	79
Abbildung 72: Permeatverlauf Leitfähigkeit 2.Stufe EDA-Dest.....	80

Abbildung 73: Permeatverlauf CSB 1.Stufe EDA-Dest. ....	80
Abbildung 74: Permeatverlauf CSB 2.Stufe EDA-Dest. ....	81
Abbildung 75: CSB-Reduktion der Laborversuche.....	82
Abbildung 76: Sulfat-Reduktion der Laborversuche.....	83
Abbildung 77: Ammonium-Reduktion der Laborversuche .....	83
Abbildung 78: Leitfähigkeits-Reduktion der Laborversuche .....	84
Abbildung 79: Zusatzbelastung CSB .....	85
Abbildung 80: Zusatzbelastung Ammonium.....	86
Abbildung 81: Verfahrensschema für Pilotversuche .....	88
Abbildung 82: Durchschnittliche Schadstoffkonzentrationen der Pilotversuche .....	89
Abbildung 83: Durchschnittliche Reduktionsraten für Pilotversuch .....	89
Abbildung 84: Verfahrensschema für Laborversuche mit synthetischen Abwässern.....	90
Abbildung 85: Durchschnittliche Schadstoffkonzentrationen der Laborversuche .....	90
Abbildung 86: Durchschnittliche Reduktionsraten der Laborversuche .....	91
Abbildung 87: Verfahrensschema für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat.....	91
Abbildung 88: Durchschnittliche CSB-Konzentrationen für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat.....	92
Abbildung 89: Durchschnittliche CSB-Reduktion für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat.....	92
Abbildung 90: Durchschnittliche Leitfähigkeit für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF- Permeat .....	93
Abbildung 91: Durchschnittliche Leitfähigkeits-Reduktion für Laborversuche mit EDA-Destillat und UF-Permeat.....	93

## Anhang



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

iae.uni-leoben.ac.at  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0566-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** VO Versuch; Original; 15.10.12  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche

**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probekonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	582	mg/l	07.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	465	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0566-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18

iae.uni-leoben.ac.at  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0566-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** VO Versuch; Original; 15.10.12  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche

**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probekonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	582	mg/l	07.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	465	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0566-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0568-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Per. Membran 1; 16.10.12; 12:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Bemerkung:**

**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	15,2	mg/l	06.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	< 1,5	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0568-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Meßwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0568-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Per. Membran 2; 16.10.12; 12:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Bemerkung:**

**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	7,66	mg/l	07.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	< 0,75	mg/l	15.11.2012	0,75 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0568-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Meßwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0570-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Original; 17.10.12; 13:30 Uhr  
**Eingegangen von:** Tschelesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH <sub>4</sub>	682	mg/l	07.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO <sub>4</sub>	462	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0570-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0571-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Aktivkohlefilter 2; 17.10.12; 10:30 Uhr  
**Eingegangen von:** Tschelesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH <sub>4</sub>	662	mg/l	06.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO <sub>4</sub>	1719	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0571-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0572-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Konzentrat Membran 1; 17.10.12; 11:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	583	mg/l	06.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	1890	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0572-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0573-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Per. Membran 1; 17.10.12; 11:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	12,3	mg/l	08.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	< 1,5	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0573-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0574-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Per. Membran 2; 17.10.12; 11:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Bemerkung:**

**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	1,86	mg/l	06.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	< 0,75	mg/l	15.11.2012	0,75 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0574-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0575-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Flockung; 18.10.12; 09:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Bemerkung:**

**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	677	mg/l	07.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	1206	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0575-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0576-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Aktivkohlefilter 2; 18.10.12; 10:30 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Bemerkung:** Beurteilung nach: keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	714	mg/l	08.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	1041	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0576-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0577-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Aktivkohlefilter 2; 18.10.12; 12:30 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Bemerkung:** Beurteilung nach: keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH4	834	mg/l	08.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO4	1515	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

**Bemerkungen:**

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0577-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0578-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Konzentrat; 18.10.12; 11:30 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Bemerkung:** Beurteilung nach: keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH <sub>4</sub>	1014	mg/l	08.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO <sub>4</sub>	1677	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0578-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben

## Prüfbericht

**Probennummer:** 0579-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Per. Membran 1; 18.10.12; 12:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probenahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Bemerkung:** Beurteilung nach: keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH <sub>4</sub>	22,8	mg/l	08.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	1
Sulfat	SO <sub>4</sub>	< 1,5	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0579-12-00  
 16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1



INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK  
Montanuniversität Leoben  
Franz-Josef-Straße 18  
A-8700 Leoben

## Prüfbericht

Probennummer: 0580-12-00  
Auftraggeber: Montanuniversität Leoben  
Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
Franz-Josef-Straße 18 8700 Leoben  
Kundenbezeichnung: Per. Membran 2; 18.10.12; 12:00 Uhr  
Eingegangen von: Tscheliesnig Martin  
Probenzustand: gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
Bemerkung:

Probendatum: 24.10.2012  
Probenkonservierung: keine  
Probenahme: durch Kunden  
Probenvorbereitung: keine  
Probenaufbereitung: keine  
Beurteilung nach: keine

Parameter	Kurzbezeichnung	Messwert	Einheit	Datum der Analyse	BG	Norm	SOP
Ammonium	NH <sub>4</sub>	2,90	mg/l	06.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1-1983	1
Sulfat	SO <sub>4</sub>	< 0,75	mg/l	15.11.2012	0,75 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	2, 3

Bemerkungen:

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
Laborleiter

Carina Tauterer  
Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

0580-12-00  
16.11.2012

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden. Die im Prüfbericht angeführten Messwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

Seite 1 von 1

## Schwermetallanalyse Fa. SDAG

Sample Name	9 Be [1]	11 B [1]	23 Na [1]	24 Mg [1]	27 Al [2]	39 K [2]	44 Ca [2]	51 V [2]	52 Cr [2]	55 Mn [1]	56 Fe [2]
	Conc. [ ug/l ]	Conc. [ ug/l ]	Conc. [ mg/l ]	Conc. [ ug/l ]	Conc. [ ug/l ]	Conc. [ ug/l ]	Conc. [ mg/l ]				
A 12/2591 keine Angabe	0,053	10614,688	4,732	-0,016	0,002	2,520	0,095	1,610	0,023	0,214	0,004
A 12/2591 Nr. 7	0,031	4037,249	0,340	-0,003	0,004	0,249	0,094	2,189	0,084	1,136	0,007
A 12/2591 Nr. 2	0,077	81530,087	759,329	2,335	21,355	230,582	51,274	5,915	120,962	4,736	0,970
A 12/2591 Nr. 2	0,348	77075,870	885,958	2,314	23,131	265,700	55,695	26,997	131,852	8,845	1,066

Sample Name	59 Co [1]	60 Ni [1]	65 Cu [2]	68 Zn [1]	75 As [2]	78 Se [2]	95 Mo [2]	107 Ag [1]	110 Cd [1]	119 Sn [1]	121 Sb [2]
	Conc. [ ug/l ]										
A 12/2591 keine Angabe	0,018	-0,047	-0,006	12,962	0,326	2,029	1,851	0,004	-0,001	0,468	0,058
A 12/2591 Nr. 7	0,091	2,884	5,809	41,504	0,271	0,070	0,624	0,006	0,017	-0,271	0,045
A 12/2591 Nr. 2	26,463	207,216	10,258	43,513	44,687	15,468	2770,281	0,030	2,239	1,355	2,781
A 12/2591 Nr. 2	37,851	335,113	17,941	55,784	45,734	9,797	3205,733	0,256	2,726	-2,726	2,898

Sample Name	137 Ba [2]	MW Hg	205 Tl [2]	208 Pb [1]
	Conc. [ ug/l ]			
A 12/2591 keine Angabe	0,621	0,007	0,018	0,106
A 12/2591 Nr. 7	2,495	0,011	0,012	0,674
A 12/2591 Nr. 2	7,777	3,935	0,045	2,011
A 12/2591 Nr. 2	8,728	5,289	0,025	2,236



**INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK**  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben  
 Akkreditiertes Labor nach ISO 17025



## Prüfbericht

**Probennummer:** 0570-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18  
 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Original; 17.10.12; 13:30 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, bräunliche, stark trübe Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probennahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

### Bemerkung:

Parameter	Kurzbez.	Messwert	Einheit	Analysendatum	Best. Grenze	Norm	
Ammonium	NH <sub>4</sub>	682	mg/l	07.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	akkreditiertes Verfahren
Sulfat	SO <sub>4</sub>	482	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	nicht akkreditiertes Verfahren, Umsauftag
Nitrat	NO <sub>3</sub>	506	mg/l	15.11.2012	0,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1:2009	nicht akkreditiertes Verfahren, Umsauftag

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden.  
 Die im Prüfbericht angeführten Meßwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

0570-12-00  
 16.11.2012

Seite 1 / 1



**INSTITUT FÜR NACHHALTIGE ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK**  
 Montanuniversität Leoben  
 Franz-Josef-Straße 18  
 A-8700 Leoben  
 Akkreditiertes Labor nach ISO 17025



## Prüfbericht

**Probennummer:** 0579-12-00  
**Auftraggeber:** Montanuniversität Leoben  
 Inst. für nachhaltige Abfallwirtschaft und Entsorgungstechnik  
 Franz-Josef-Straße 18  
 8700 Leoben  
**Kundenbezeichnung:** Per. Membran 1; 18.10.12; 12:00 Uhr  
**Eingegangen von:** Tscheliesnig Martin  
**Probenzustand:** gefrorene, farblose, klare Wasserprobe in einer Kunststoffflasche  
**Probendatum:** 24.10.2012  
**Probenkonservierung:** keine  
**Probennahme:** durch Kunden  
**Probenvorbereitung:** keine  
**Probenaufbereitung:** keine  
**Beurteilung nach:** keine

### Bemerkung:

Parameter	Kurzbez.	Messwert	Einheit	Analysendatum	Best. Grenze	Norm	
Ammonium	NH <sub>4</sub>	22,8	mg/l	06.11.2012	0,1 mg/l	DIN 38406-5-1:1983	akkreditiertes Verfahren
Sulfat	SO <sub>4</sub>	< 1,5	mg/l	15.11.2012	1,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1	nicht akkreditiertes Verfahren, Umsauftag
Nitrat	NO <sub>3</sub>	11	mg/l	15.11.2012	0,5 mg/l	DIN EN ISO 10304-1:2009	nicht akkreditiertes Verfahren, Umsauftag

Univ.Prof.Dr.-Ing. Karl E. Lorber  
 Laborleiter

Carina Tauterer  
 Qualitätsleiter und Laborleiterstellvertreter

Der Prüfbericht darf ohne schriftliche Genehmigung des IAE nicht auszugsweise vervielfältigt, weitergegeben oder veröffentlicht werden.  
 Die im Prüfbericht angeführten Meßwerte beziehen sich ausschließlich auf das übergebene Prüfgut zum Zeitpunkt der Übergabe an das Labor, die Probenahme ist ausgeschlossen.

0579-12-00  
 16.11.2012

Seite 1 / 1

## Übernahme Labor



0793 Trofalach, Jakob Dellacher-Gasse 8; Tel: 059 800-2118; Fax: 059 800-2199; e-mail: m.schwab@saubermacher.at

## INTERNER PRÜFBERICHT A 12/2591

23.11.2012

AUFTRAGGEBER: Umkeromose-Versuch  
 AB Filtertechnik  
 Dellachergasse 8  
 8793 Trofalach

ANALYSENAUFTRAG: Bestimmung diverser Parameter

PROBENAHEME: Kevin Jonke

PROBENEINGANG: 23.10.2012

AUFTRAGSNUMMER: A 12/2591

LABOREINGANGSNUMMER: 126679

PROBENBEZEICHNUNG: laut Befund

PROBENANZAHL: 15

SACHBEARBEITER(IN): Anke Fischelschweiger

DATUM DER FERTIGSTELLUNG: 23.10.2012

## BEFUND

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Original 15.10.2012

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/01	DIN 38 409 - H 44	mg/l	3500
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Original 16.10.2012 14:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/02	DIN 38 409 - H 44	mg/l	3250
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Original 17.10.2012 13:30

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/03	DIN 38 409 - H 44	mg/l	3250
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Permeat Memb. 1 15.10.2012 12:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/04	DIN 38 409 - H 44	mg/l	48
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Permeat Memb. 1 17.10.2012 11:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/05	DIN 38 409 - H 44	mg/l	15
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Permeat Memb. 1 18.10.2012 12:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/06	DIN 38 409 - H 44	mg/l	53
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

## Übernahme Labor



0790 Trofisch, Jakob Dellacher-Gasse 6; Tel: 059 900-2116; Fax: 059 900-2199; e-mail: m.schwarz@saubermacher.at

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Permeat Memb. 2 16.10.2012 12:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/07	DIN 38 409 - H 44	mg/l	31
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Permeat Memb. 2 17.10.2012 11:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/08	DIN 38 409 - H 44	mg/l	18
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Permeat Memb. 2 18.10.2012 12:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/09	DIN 38 409 - H 44	mg/l	28
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Aktivkohlefilter 2 16.10.2012 12:30

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/10	DIN 38 409 - H 44	mg/l	3750
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Aktivkohlefilter 2 17.10.2012 10:30

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/11	DIN 38 409 - H 44	mg/l	4500
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Aktivkohlefilter 2 18.10.2012 10:30

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/12	DIN 38 409 - H 44	mg/l	3500
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Konzentrat Memb. 1 17.10.2012 11:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/13	DIN 38 409 - H 44	mg/l	5000
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Konzentrat 18.10.2012 11:30

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/14	DIN 38 409 - H 44	mg/l	4500
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Tabelle 1: Ergebnis Gesamt Probenbezeichnung: Flockung 18.10.2012 09:00

Parameter ENr:	Prüfmethode	Dimension	Ergebnis
126679/15	DIN 38 409 - H 44	mg/l	3000
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)			

Mario Schwarz

Kevin Jonke

Hinweis: Das Prüfergebnis bezieht sich ausschließlich auf das untersuchte Prüfgut. Ohne unser schriftliches Einverständnis darf dieser Analyserbericht nicht auszugsweise sondern nur vollständig vervielfältigt oder veröffentlicht werden.