

# Kurzbericht

## **„Optimierter Einsatz von Pulveraktivkohle und Ultrafiltration als 4. Reinigungsstufe“ UF/PAK 4.0**

**Untersuchungen im Labor- und Pilotmaßstab**

AZ.: 17-04.02.01-9a/2016

„Ressourceneffiziente Abwasserbeseitigung NRW“  
ResA

Gerichtet an das

Ministerium für Umwelt, Landwirtschaft,  
Natur- und Verbraucherschutz  
des Landes Nordrhein-Westfalen





---

|                          |                                                                                                                                                                                                                                     |
|--------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>Projektleitung:</b>   | Universität Duisburg-Essen, Fakultät für Ingenieurwissenschaften<br>Abteilung Maschinenbau und Verfahrenstechnik,<br>Lehrstuhl Mechanische Verfahrenstechnik / Wassertechnik<br>(MVT/WT)                                            |
| Anschrift:               | Forsthausweg 2<br>47057 Duisburg                                                                                                                                                                                                    |
| Ansprechpartner:         | Prof. Dr.-Ing. Stefan Panglisch<br>E-Mail <a href="mailto:stefan.panglisch@uni-due.de">stefan.panglisch@uni-due.de</a><br><br>M. Sc. Grit Hoffmann<br>E-Mail <a href="mailto:grit.hoffmann@uni-due.de">grit.hoffmann@uni-due.de</a> |
| <b>Projektpartner 1:</b> | Sweco GmbH                                                                                                                                                                                                                          |
| Anschrift:               | Graeffstr. 5<br>50823 Köln                                                                                                                                                                                                          |
| Ansprechpartner:         | Dr.-Ing. Demet Antakyali<br>E-Mail <a href="mailto:demet.antakyali@sweco-gmbh.de">demet.antakyali@sweco-gmbh.de</a>                                                                                                                 |
| <b>Projektpartner 2:</b> | Emschergenossenschaft                                                                                                                                                                                                               |
| Anschrift:               | Kronprinzenstraße 24<br>45128 Essen                                                                                                                                                                                                 |
| Ansprechpartner:         | Peter Jagemann<br>E-Mail <a href="mailto:Jagemann.Peter@eglv.de">Jagemann.Peter@eglv.de</a>                                                                                                                                         |

---

## Inhaltsverzeichnis

|          |                                                                        |           |
|----------|------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1</b> | <b>Einleitung</b>                                                      | <b>3</b>  |
| <b>2</b> | <b>Stand des Wissens</b>                                               | <b>5</b>  |
| 2.1      | Mikroschadstoffproblematik                                             | 5         |
| 2.2      | Mikrobiologische Aspekte bei der Abwasserreinigung                     | 5         |
| 2.3      | Optionen zur Reduzierung der Abwasserabgabe                            | 6         |
| <b>3</b> | <b>Laboruntersuchungen zur Auswahl der Pulveraktivkohle</b>            | <b>8</b>  |
| <b>4</b> | <b>Halbtechnische Versuche</b>                                         | <b>10</b> |
| 4.1      | Versuchskläranlage                                                     | 10        |
| 4.1.1    | Beschreibung der Versuchskläranlage                                    | 10        |
| 4.2      | Beschreibung der halbtechnischen Versuchsanlagen                       | 11        |
| 4.2.1    | Pilotanlage 1 – OUT/IN-Filtration                                      | 11        |
| 4.2.2    | Pilotanlage 2 – IN/OUT-Filtration                                      | 13        |
| 4.3      | Ergebnisse zur Prozessstabilität                                       | 13        |
| 4.4      | Ergebnisse zur Optimierung der Pulveraktivkohledosierung               | 14        |
| 4.4.1    | Einfluss der Flockung auf den Adsorptionsprozess                       | 15        |
| 4.4.2    | Einfluss einer Bildung von PAK-Agglomeraten auf den Adsorptionsprozess | 18        |
| 4.5      | Bewertung der Elimination der organischen Substanzen im Gesamtprozess  | 22        |
| <b>5</b> | <b>Wirtschaftlichkeit</b>                                              | <b>25</b> |
| 5.1      | Erläuterung zur Wirtschaftlichkeitsbetrachtung                         | 25        |
| 5.2      | Fallbeispiel 1: Kläranlage Dortmund Deusen                             | 26        |
| 5.3      | Fallbeispiel 2: Kläranlage Herten Westerholt                           | 29        |
| 5.4      | Kostenberechnung                                                       | 32        |
| <b>6</b> | <b>Zusammenfassung</b>                                                 | <b>36</b> |
| <b>7</b> | <b>Literatur</b>                                                       | <b>45</b> |

---

## 1 Einleitung

Mikroschadstoffe gelangen bspw. durch die Einnahme und Ausscheidung von Arzneimitteln, die Nutzung von Kosmetik- und Reinigungsprodukten, durch die Landwirtschaft sowie die Industrie, aber auch durch niederschlagsbedingte Abspülungen von Straßen und Häusern in das Abwasser. In konventionellen kommunalen Kläranlagen werden einige dieser Mikroschadstoffe nicht oder nur teilweise in der biologischen Abwasserbehandlung abgebaut und gelangen über den Kläranlagenablauf dann in die Gewässer. Im Sinne der EU-Wasserrahmenrichtlinie sollte der Vorsorgegedanke beachtet werden, um dem Qualitätsanspruch an unsere Gewässer gerecht zu werden. In Nordrhein-Westfalen wird dazu ein sogenanntes Multibarrierenkonzept verfolgt, bei dem neben der Vermeidung und Verminderung von Mikroschadstoffen bei der Herstellung und Anwendung auch nachgeschaltete Maßnahmen auf Kläranlagen Beachtung finden. Zur Elimination der Mikroschadstoffe in kommunalen Kläranlagen werden derzeit die Verfahren der oxidativen und adsorptiven Behandlung großtechnisch erprobt. In Deutschland, insbesondere in Baden-Württemberg und Nordrhein-Westfalen sind bereits Anlagen zur Mikroschadstoffelimination mit Pulveraktivkohle (PAK) im Einsatz. Diese nutzen zur Abtrennung der PAK vorwiegend mechanische Verfahren wie Sedimentationsbecken und Filtrationsanlagen.

Im Rahmen des Forschungsprojektes „Optimierter Einsatz von Pulveraktivkohle und Ultrafiltration als 4. Reinigungsstufe“, das vom Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik/Wassertechnik (MVT/WT) der Universität Duisburg-Essen gemeinsam mit den Projektpartnern Sweco GmbH und der Emscher-genossenschaft (EG) durchgeführt wurde, sollte die Leistungsfähigkeit des hybriden Prozesses hinsichtlich der Mikroschadstoffelimination, der weitergehenden Elimination von CSB (chemischer Sauerstoffbedarf) und Phosphor untersucht und die Wirtschaftlichkeit der Verfahrenskombination bewertet werden. Die Projektergebnisse dienen damit der Weiterentwicklung des Stands der Technik im Bereich der Abwasserbehandlung und tragen dazu bei, Konzepte für die nachhaltige Qualität des gereinigten Abwassers zu entwickeln und die Gewässerqualität langfristig zu verbessern.

Die Kombination aus PAK-Dosierung und Ultrafiltration (UF) stellt ein derzeit noch wenig untersuchtes Verfahren im Abwasserbereich dar. Die Membran gewährleistet dabei die vollständige Rückhaltung auch feinsten PAK-Partikel. Dadurch ist es möglich, die PAK feiner als für konventionelle Konzepte zu vermahlen. Beim Einsatz von UF-Membranen kann aufgrund der sehr kleinen Porengröße der Membran eine gleichzeitige Hygienisierung des gereinigten Abwassers erfolgen. Ein weiterer in diesem Forschungsvorhaben untersuchter Aspekt dieses Verfahrens ist die Bildung einer PAK-Schicht auf der Membranoberfläche, welche durch kontinuierliche oder diskontinuierliche Zugabe der PAK erfolgen kann.

Das Forschungsvorhaben umfasste neben der Projektkoordination drei Arbeitspakete (AP).

- Laborversuche im kleintechnischen Maßstab zur Identifizierung der am besten geeigneten PAK (AP1: verantwortliche Durchführung MVT/WT)
- halbtechnische Versuche im TECHNIKUM auf dem Gelände der Kläranlage Emschermündung (AP2: verantwortliche Durchführung MVT/WT)
- Wirtschaftlichkeitsbetrachtung (auf Basis der Ergebnisse der halbtechnischen Untersuchungen) für zwei ausgewählte Kläranlagen der EG (AP3: verantwortliche Durchführung Sweco).

---

Ziele der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung waren es, die notwendigen Investitions- und Betriebskosten, die bei der Etablierung dieses Verfahrens in den Kläranlagenprozess entstehen, zu ermitteln und das Verfahren mit anderen Verfahren und Verfahrenskombinationen zu vergleichen. Die für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung ausgewählten Kläranlagen sind die Kläranlage Dortmund Deusen mit 705.000 Einwohnerwerten (EW) sowie die Kläranlage Herten Westerholt mit 36.000 EW. Um für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung verlässliche Werte zu erhalten, wurden über einen Zeitraum von ca. einem Jahr umfangreiche Pilotversuche mit einer UF Pilotanlage der Firma Koch Membrane Systems (KMS) im halbtechnischen Maßstab durchgeführt. Die KMS Pilotanlage wird im OUT/IN-Modus mit Polyvinylidenfluorid (PVDF) Membranen betrieben.

In einer nur das AP2 betreffenden Projektverlängerung wurde eine zweite Pilotierungsphase von ca. acht Monaten mit einer Pilotanlage der Firma Inge GmbH (Tochtergesellschaft der BASF) durchgeführt. Die Inge Pilotanlage wird im IN/OUT-Modus mit Polyethersulfon (PES) Membranen betrieben. Die Versuchsergebnisse der Projektverlängerung sollten u. a. ermitteln, ob die Leistungsfähigkeit des PAK/UF- Prozesses vom gewählten Membransystem abhängt. Zudem wurde in dieser Pilotierungsphase aufgrund weitergehender technischer Möglichkeiten der Inge Pilotanlage umfangreichere Versuche zur Optimierung der PAK Dosierung durchgeführt.

---

## **2 Stand des Wissens**

### **2.1 Mikroschadstoffproblematik**

Der Begriff „Mikroschadstoffe“ rückte in den vergangenen Jahren immer mehr in den Fokus von Wissenschaft und Öffentlichkeit. Er beschreibt die Reste der zahlreichen komplexen Chemikalien, die nach ihrem Gebrauch entweder unverändert oder im Zuge der Biotransformation als Konjugate bzw. Metaboliten in die Gewässer gelangen. Dazu gehören beispielsweise pharmazeutische Wirkstoffe, Flammschutzmittel, Biozide sowie weitere Industriechemikalien. Mikroschadstoffe befinden sich in der Regel in sehr niedrigen Konzentrationen in der Umwelt (weniger als 0,001 mg/L). Für den menschlichen Körper wurden die nachgewiesenen Konzentrationen in den Gewässern bislang als ungefährlich eingestuft (Bartnik und Metzner, 2014). Dennoch konnte in den letzten Jahren die Ökotoxizität einer Vielzahl von Mikroschadstoffen in der Umwelt nachgewiesen werden (Abegglen und Siegrist, 2012). Neben ihrer Toxizität können Mikroschadstoffe aufgrund ihrer Fähigkeit zur Bioakkumulation und ihrer Widerstandsfähigkeit gegen biologische Abbauprozesse belastend für die aquatische Umwelt sein.

Die im Jahr 2008 im Rahmen des Projekts "Programm Reine Ruhr – zur Strategie einer nachhaltigen Verbesserung der Gewässer- und Trinkwasserqualität in Nordrhein-Westfalen" von der Landesregierung Nordrhein-Westfalen (NRW) durchgeführten umfangreichen Gewässeruntersuchungen ergaben eine erhebliche Belastung der Gewässer u. a. durch Mikroschadstoffe (MKULNV NRW, 2014). Diese gelangen durch unterschiedliche Pfade und Verursacher ins Gewässer, zu denen beispielsweise kommunale Kläranlagen, industrielle Direkteinleiter, Mischwasserentlastung und diffuse Einträge aus landwirtschaftlich genutzten Flächen zählen. Die kommunalen Kläranlagen gehören hierbei zu den bedeutendsten Eintragspfaden der Mikroschadstoffe in Oberflächengewässer, da sie mit der Zielsetzung einer weitgehenden Elimination von Nährstoffen im Abwasser (d. h. organischer Kohlenstoff, Phosphor, Stickstoff) errichtet worden sind. Eine gezielte Elimination von Mikroschadstoffen und deren Abbauprodukten aus dem Abwasser war ursprünglich jedoch nicht vorgesehen.

Da die Eintragspfade von Mikroschadstoffen in Oberflächengewässer vielfältig sind, ist für deren Elimination ein Multibarrieren-Konzept notwendig. Die Vermeidung oder der Ersatz von Mikroschadstoffen stellen dabei zwei wichtige Ansatzpunkte bzw. Barrieren dar. Dennoch können nicht alle Substanzen, die die Gewässer belasten, verboten werden (z. B. Arzneimittel), weshalb auch dem Ausbau kommunaler Kläranlagen eine wichtige Rolle als Barriere zukommt. Zur Elimination von Mikroschadstoffen ist die Erweiterung der kommunalen Kläranlagen mit einer zusätzlichen Verfahrensstufe im Anschluss an die bereits bestehende biologische Reinigung notwendig.

### **2.2 Mikrobiologische Aspekte bei der Abwasserreinigung**

Einen weiteren unzureichenden bzw. nur geringen Eliminationsgrad bieten konventionelle kommunale Kläranlagen für Viren, Parasiten und Keime. Deren Konzentrationen können zwar in den herkömmlichen Stufen (Mechanische Stufe, Belebung und ggf. Sandfiltration) einer Kläranlage um zwei bis drei Zehnerpotenzen verringert werden, sollen aber die Leit- und Grenzwerte der

---

EG-Badegewässer-Richtlinie für Fäkalindikatorbakterien eingehalten werden, ist eine weitergehende Hygienisierung unerlässlich. So konnte durch die Nachrüstung von insgesamt 11 Kläranlagen mit UV-Bestrahlungsanlagen zur Abwasserdesinfektion an der oberen und mittleren Isar die mikrobiologisch-hygienische Wasserqualität unter Trockenwetterbedingungen wesentlich verbessert werden. Bei Starkregen kann es allerdings durch Abschwemmungen von Gülle und Entlastungen aus der Kanalisation zu einer Verschlechterung der Qualität kommen (LFU Bayern 2015, Popp et al. 2004).

Gefahr für den Menschen besteht insbesondere auch dann, wenn Krankheitserreger durch die Einleitung des gereinigten Abwassers in Oberflächengewässer gelangen und diese einer weiteren Nutzung unterzogen werden, noch bevor die Selbstreinigungskräfte dieses Gewässers die entsprechenden Erreger inaktivieren können. Exner et al. kamen bspw. 2001 zu dem Ergebnis, dass es durch Membranfiltrationsanlagen in Kläranlagenabläufen zu einer signifikanten Verringerung von Parasiten in den entsprechenden Vorflutern kommt. Wird die Vorflut als Ressource für Beregnungswasser von Obstkulturen oder zur Freizeitgestaltung eingesetzt, bestehen hier laut Exner et al. vor allem bez. der Infektionsgefahr von Kindern aus hygienisch-medizinischer Sicht Bedenken.

Aufmerksamkeit erregte in dieser Hinsicht zum Beispiel das Auftreten von Legionellen im Kühlwasser von Kraftwerken, welche Wasser eines entsprechend belasteten Vorfluters als Kühlwasserressource genutzt hatten (Schneider et al., 2015). Einem solchen Problem kann grundsätzlich mit verschiedenen Desinfektionsmethoden begegnet werden, jedoch sind diese meistens nicht Bestandteil einer kommunalen Kläranlage.

## **2.3 Optionen zur Reduzierung der Abwasserabgabe**

In der Abwasserabgabe werden gelöste organische Substanzen im Ablauf der Kläranlage stellvertretend durch einen Grenzwert für CSB berücksichtigt. Zudem nimmt Phosphor bei den Abwassergebühren eine wichtige Rolle als Kontrollparameter ein. Dies liegt darin begründet, dass sich eine Vielzahl von Oberflächengewässerkörpern heutzutage noch nicht im angestrebten Zustand befinden und dafür mehrere punktuelle und diffuse Phosphorquellen als verantwortlich angesehen werden. Die Anforderungen an einen nach Oberflächenwasserverordnung sehr guten ökologischen Zustand sehen hinsichtlich des Phosphorgehaltes eine mittlere Konzentration von  $P_{ges}=0,05 \text{ mg/L}$  im Gewässer vor. Für Kläranlagen werden daher zur Umsetzung der Forderungen der Wasserrahmenrichtlinie (WRRL) verschärfte Anforderungen hinsichtlich des Phosphoreintrags erwartet, was bei bestehenden Anlagen zusätzliche Maßnahmen erfordern wird.

In die Entscheidungsfindung hinsichtlich möglicher Maßnahmen zur Reduktion des Phosphoreintrags in die Gewässer ist neben den Kosten zum Bau und Betrieb der Anlagen die Kostenersparnis mit einzubeziehen, die sich aus der reduzierten Abwasserabgabe, resultierend aus der geringeren Phosphorfracht im Kläranlagenablauf, ergibt. Die potenzielle Einsparung der zu entrichtenden Abwasserabgabe für eine Kläranlage mit 100.000 EW wird nachfolgend beispielhaft dargestellt. Laut DWA (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.) fällt in Deutschland eine Abwassermenge von  $85 \text{ m}^3/(\text{EW} \cdot \text{a})$  an (DWA, 2013). Die Jahres-schmutzwassermenge, auf der die Berechnung der Abwasserabgabe beruht, beträgt in Deutschland im Schnitt 73,2% der Jahresabwassermenge (DWA, 2014). Basierend darauf ist für eine Anlage mit 100.000 EW jährlich ca.  $6.200.000 \text{ m}^3$  Schmutzwasser zur Berechnung der Abwasserabgabe zu berücksichtigen. Unter der Annahme, dass die Phosphorkonzentration im



---

Ablauf der Kläranlagen aktuell  $1 \text{ mg P}_{\text{ges}}/\text{L}$  beträgt und durch die Umsetzung eines Membranverfahrens halbiert werden kann, beträgt die jährlich abzurechnende Phosphorfracht ca. 3.100 kg weniger. Wenn die Ablaufkonzentrationen an den meisten Tagen des Jahres den Grenzwert überschreiten, müssen die Frachten im Ablauf abgerechnet werden. Unter Berücksichtigung des Abwasserabgabengesetzes, welches vorgibt, dass 3 kg Phosphor einer Schadeinheit (SE) entsprechen und für eine SE Kosten in Höhe von 35,79 € anfallen (AbwAG, 2018), ergibt sich eine Reduzierung der Abwasserabgabegebühren um ca. 37.000 €/a. Dieser Betrag liegt bei ca. 2.800 €/a für eine kleine Kläranlage mit 10.000 EW unter denselben Annahmen.

Analog kann auch eine Berechnung der Abgabeeinsparung resultierend aus der Reduzierung der CSB-Konzentrationen im Ablauf einer Kläranlage erfolgen. Viele Kläranlagen weisen dabei Ablaufkonzentrationen von ca. 40 mg CSB/L infolge hoher Feststoffgehalte im behandelten Abwasser auf. Im Ablauf von Membrananlagen mit einer funktionierenden biologischen Reinigung werden dagegen CSB-Konzentrationen von weniger als 20 mg CSB/L erreicht. Demnach ist durch die Errichtung einer Membrananlage auch hinsichtlich der CSB-Konzentration eine Halbierung der Abwasserabgabe zu erwarten. Im Status quo beträgt die Abgabe einer Kläranlage mit 100.000 EW, wie sie oben bereits betrachtet wurde, infolge der CSB-Konzentrationen von 40 mg CSB/L ca. 180.000 €/a. Dieser Wert resultiert aus der Schmutzwassermenge in Höhe von 6.200.000 m<sup>3</sup>/a, der Definition einer CSB-Schadeinheit als 50 kg CSB und dem Abgabesatz in Höhe von 35,79 €/SE (AbwAG, 2018). Bei einer Reduktion der Ablaufkonzentrationen auf  $\leq 20 \text{ mg CSB/L}$ , wie es im Fall der Membrananlage zu erwarten ist, ergeben sich somit mögliche Einsparungen bei der Abwasserabgabe für CSB in Höhe von 90.000 €/a.

### 3 Laboruntersuchungen zur Auswahl der Pulveraktivkohle

Die Laborversuche beinhalteten ein umfangreiches Untersuchungsprogramm zur Auswahl einer geeigneten Pulveraktivkohle für den Einsatz in Kombination mit der Membranfiltration und mit den Zielen einer optimalen Elimination von organischen Mikroschadstoffen sowie einer weitergehenden CSB-Elimination. Da hier neben der Partikelgröße und der Adsorptionskapazität auch die Herkunft der Kohle (Rohmaterial) sowie die Porencharakteristik eine Rolle spielen können, wurde ein großer Umfang von verschiedenen Aktivkohlen untersucht und charakterisiert. Analysiert wurden die PAK zunächst mit konventionellen Charakterisierungsmethoden wie der Jod-Zahl und der Aufnahme von Stickstoff-Isothermen zur Ermittlung der Aktivkohleoberfläche. Weitere Untersuchungen hinsichtlich der Ermittlung der Adsorptionskapazität bzw. -kinetik wurden unter Verwendung von ausgewählten Modellschadstoffen in einem Modellwasser durchgeführt. Nach Absprache mit vier ausgewählten Aktivkohleherstellern wurden insgesamt 15 Pulveraktivkohlen ausgewählt, die laut Hersteller für einen Einsatz in der 4. Reinigungsstufe einer Kläranlage in Frage kommen. Da eine der Aktivkohlen mittlerweile nicht mehr kommerziell erhältlich ist, wurden insgesamt nur 14 Aktivkohlen ausgewertet. Die Ergebnisse der Bestimmung von Iod-Zahl, BET-Oberfläche sowie der Porencharakteristik sind in Tabelle 1 zusammengefasst.

Tabelle 1: Übersicht der Ergebnisse für Jod-Zahl, BET-Oberfläche und Poren-Analyse aus Daten einer Stickstoff-Isotherme

| PAK | Iodzahl | Iodzahl<br>(Hersteller) | Abweich-<br>ung | BET-<br>Oberfläche | BET-Oberfläche<br>(Hersteller) | Abweich-<br>ung | Mikroporen-<br>oberfläche | Mikroporen-<br>Anteil | Meso/Makro-<br>porenoberfläche |
|-----|---------|-------------------------|-----------------|--------------------|--------------------------------|-----------------|---------------------------|-----------------------|--------------------------------|
|     | mg/g    | mg/g                    | %               | m <sup>2</sup> /g  | m <sup>2</sup> /g              | %               | m <sup>2</sup> /g         | %                     | m <sup>2</sup> /g              |
| 2   | 1200    | > 1000                  | 17%             | 1145               | -                              |                 | 802                       | 70%                   | 343                            |
| 3   | 957     | 950 ± 50                | 1%              | 979                | -                              |                 | 777                       | 79%                   | 202                            |
| 4   | 1095    | > 950                   | 13%             | 1115               | 1050                           | 6%              | 756                       | 68%                   | 359                            |
| 5   | 1044    | > 950                   | 9%              | 1014               | 1150                           | -13%            | 734                       | 72%                   | 280                            |
| 6   | 1025    | > 1000                  | 2%              | 993                | 1200                           | -21%            | 744                       | 75%                   | 249                            |
| 7   | 1060    | > 950                   | 10%             | 1033               | 1050                           | -2%             | 833                       | 81%                   | 200                            |
| 8   | 1155    | > 850                   | 26%             | 1088               | -                              |                 | 826                       | 76%                   | 262                            |
| 9   | 1030    | > 1000                  | 3%              | 999                | -                              |                 | 756                       | 76%                   | 243                            |
| 10  | 977     | > 950                   | 3%              | 991                | -                              |                 | 694                       | 70%                   | 297                            |
| 11  | 1092    | > 950                   | 13%             | 1097               | 1050                           | 4%              | 740                       | 67%                   | 357                            |
| 12  | 904     | 800-1000                | 0%              | 852                | 1150                           | -35%            | 665                       | 78%                   | 187                            |
| 13  | 874     | ~ 900                   | -3%             | 944                | 900                            | 5%              | 689                       | 73%                   | 255                            |
| 14  | 920     | > 850                   | 8%              | 879                | -                              |                 | 705                       | 80%                   | 175                            |
| 15  | 1139    | > 1100                  | 3%              | 1078               | 1150                           | -7%             | 964                       | 89%                   | 114                            |

Zur Bewertung der Adsorptionseigenschaften im realen Abwasser erfolgten zum einen Versuche zur Elimination von gelösten organischen Hintergrundsubstanzen, gemessen an der Abnahme des SAK<sub>254</sub>. Zum anderen wurden für das reale Abwasser ebenfalls für alle Aktivkohlen die Eliminationsgrade von ausgewählten Mikroschadstoffen bestimmt. Die ausführliche Ergebnisdarstellung- bzw. -diskussion aller Untersuchungen ist im Abschlussbericht zu finden.

Auszugsweise zeigt Abbildung 1 die Eliminationsgrade für Sulfamethoxazol (SMZ) und Iopromid (IOP) aus der Nachklärung nach einer Kontaktzeit von 5 Tagen und bei einer Kohlekonzentration

von 15 mg/L. Mit wenigen Ausnahmen werden beide Substanzen von den jeweiligen PAKs in gleichem Maße entfernt. PAK2 zeigt, wie auch in anderen Untersuchungen, die besten Ergebnisse mit einem Eliminationsgrad von 72 % für SMZ und 67 % für IOP. Die schlechtesten Eliminationsgrade erzielte PAK12 mit nur 23 % für SMZ und 20 % für IOP.

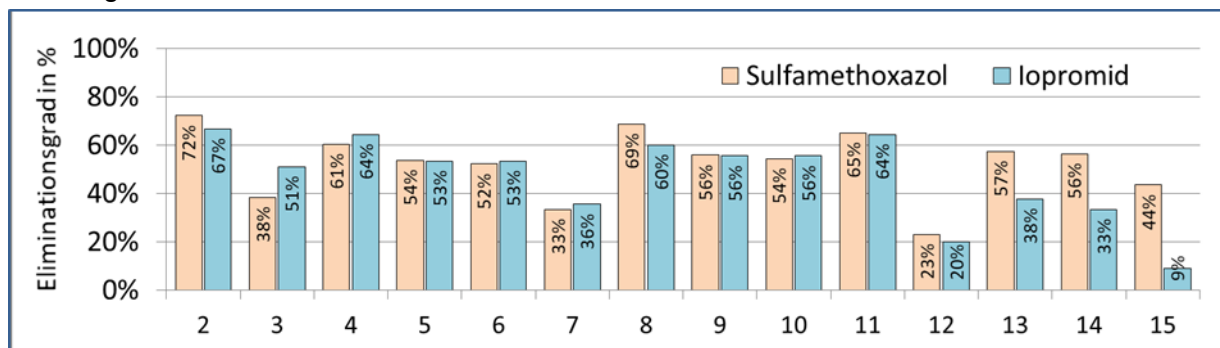


Abbildung 1: Eliminationsgrade von Sulfamethoxazol und Iopromid (PAK-Dosis = 15 mg/L)

Eine Zusammenfassung der Korrelationen von allen untersuchten Parametern zeigt Tabelle 2. Die konventionellen Charakterisierungsmethoden BET-Oberfläche und Jod-Zahl sind nur bedingt dazu geeignet, Aktivkohlen hinsichtlich der Elimination von Mikroschadstoffen zu charakterisieren und auszuwählen. Entscheidender ist die Verteilung der Porenradien, die gezeigt hat, dass gute Eliminationsgrade nur bei Vorhandensein wichtiger Zugangsporen in Form eines hohen Anteils an Meso-/Makroporen möglich ist.

Tabelle 2: Korrelation der untersuchten Parameter (DFC = Diclofenac; ATS = Amidotrizoesäure; DOM = Dissolved organic matter (Messung des SAK<sub>254</sub>); IOP = Iopamidol; SMX = Sulfamethoxazol; n = 14)

|                             | Iodzahl | BET-Oberfläche | DFC nach 24 h | ATS nach 24 h | DOM nach 24 h | DOM nach 5 Tagen | IOP nach 5 Tagen | SMX nach 5 Tagen | Mikroporen-oberfläche | Meso/Makro-poren-oberfläche | Gesamporen-volumen |                                                                                                                                                                 |
|-----------------------------|---------|----------------|---------------|---------------|---------------|------------------|------------------|------------------|-----------------------|-----------------------------|--------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Iodzahl                     |         | 0,917          | 0,745         | 0,788         | 0,448         | 0,467            | 0,372            | 0,491            | 0,708                 | 0,340                       | 0,646              | <div>sehr geringe Korrelation</div> <div>geringe Korrelation</div> <div>mittlere Korrelation</div> <div>hohe Korrelation</div> <div>sehr hohe Korrelation</div> |
| BET-Oberfläche              | 0,917   |                | 0,747         | 0,652         | 0,615         | 0,607            | 0,529            | 0,588            | 0,607                 | 0,544                       | 0,790              |                                                                                                                                                                 |
| DFC nach 24 h               | 0,745   | 0,747          |               | 0,828         | 0,808         | 0,840            | 0,781            | 0,858            | 0,186                 | 0,689                       | 0,783              |                                                                                                                                                                 |
| ATS nach 24 h               | 0,788   | 0,652          | 0,828         |               | 0,512         | 0,572            | 0,559            | 0,525            | 0,319                 | 0,435                       | 0,619              |                                                                                                                                                                 |
| DOM nach 24 h               | 0,448   | 0,615          | 0,808         | 0,512         |               | 0,991            | 0,914            | 0,819            | -0,144                | 0,882                       | 0,920              |                                                                                                                                                                 |
| DOM nach 5 Tagen            | 0,467   | 0,607          | 0,840         | 0,572         | 0,991         |                  | 0,934            | 0,812            | -0,152                | 0,880                       | 0,921              |                                                                                                                                                                 |
| IOP nach 5 Tagen            | 0,372   | 0,529          | 0,781         | 0,559         | 0,914         | 0,934            |                  | 0,707            | -0,240                | 0,880                       | 0,830              |                                                                                                                                                                 |
| SMX nach 5 Tagen            | 0,491   | 0,588          | 0,858         | 0,525         | 0,819         | 0,812            | 0,707            |                  | 0,016                 | 0,681                       | 0,686              |                                                                                                                                                                 |
| Mikroporen-oberfläche       | 0,708   | 0,607          | 0,186         | 0,319         | -0,144        | -0,152           | -0,240           | 0,016            |                       | -0,337                      | 0,109              |                                                                                                                                                                 |
| Meso/Makro-poren-oberfläche | 0,340   | 0,544          | 0,689         | 0,435         | 0,882         | 0,880            | 0,880            | 0,681            | -0,337                |                             | 0,822              |                                                                                                                                                                 |
| Gesamporen-volumen          | 0,646   | 0,790          | 0,783         | 0,619         | 0,920         | 0,921            | 0,830            | 0,686            | 0,109                 | 0,822                       |                    |                                                                                                                                                                 |

Schnell und kostengünstig ist die Abschätzung der Mikroschadstoff-Eliminationsgrade mit Hilfe von Versuchen zur Elimination von Diclofenac (im mg/L-Bereich) aus Modelwasser oder der ebenfalls einfachen Bestimmung der Abnahme des SAK<sub>254</sub> aus dem realen Abwasser. Beide Parameter korrelierten gut bis sehr gut mit den Eliminationsgraden von ausgewählten Mikroschadstoffen aus realem Abwasser.

---

## 4 Halbtechnische Versuche

### 4.1 Versuchskläranlage

#### 4.1.1 Beschreibung der Versuchskläranlage

Die halbtechnischen Versuche fanden am TECHNIKUM, einer abwassertechnischen Versuchsstation der EG auf dem Klärwerk Emschermündung (KLEM) in Dinslaken, statt. Die Versuchskläranlage (1.000 EW) verfügt über einen Siebrechen, eine kleine Vorklärung und eine zweistraßige Belebungsstufe mit Belebungsbecken und Nachklärbecken mit getrennten Schlammkreisläufen. Eine Zwischenspeicherung des Ablaufs beider Straßen ermöglicht den Einsatz von weitergehenden Eliminationsverfahren - Dosierung von Pulveraktivkohle, Filtration über granuliert Aktivkohle, Sandfiltration, Ozonung, Nanofiltration, Umkehrosmose - die beliebig miteinander kombiniert werden können und ebenfalls Teil der Versuchsstation sind. Die Vorreinigung des Abwassers wird durch einen Siebrechen mit der Lochgröße 5 mm und einem Vorklärbecken mit 14 m<sup>3</sup> Beckenvolumen realisiert. Anschließend wird das Abwasser den beiden baugleichen Belebungsstraßen zugeführt. Die biologischen Stufen mit jeweils einem Gesamtvolumen von 141 m<sup>3</sup> teilen sich auf in 56 m<sup>3</sup> Denitrifikationsvolumen und 85 m<sup>3</sup> Nitrifikationsvolumen pro Straße. Die Nachklärung erfolgt durch jeweils ein Rundbecken mit einem Volumen von 55 m<sup>3</sup>. Der Ablauf beider Straßen wird anschließend in einem Sammelbehälter zwischengespeichert (siehe Abbildung 2). Die Betriebsdaten der Kläranlage im Versuchszeitraum sind in Tabelle 3 zusammengefasst.

Der Zulaufvolumenstrom lag im Rahmen der halbtechnischen Versuche während der ersten Pilotierungsphase bei 2,3 L/s und wurde für die Durchführung der zweiten Pilotierungsphase auf 3,5 L/s erhöht, da in diesem Zeitraum aufgrund weiterer Forschungsprojekte höhere Wassermengen benötigt wurden. Die resultierende hydraulische Aufenthaltszeit in der Belebung lag dementsprechend bei 11 h in der ersten und 17 h in der zweiten Pilotierungsphase. Konstant hingegen waren immer das interne Rezirkulationsverhältnis mit einem Wert von 2 sowie das Rücklaufschlammverhältnis von 1. Ebenfalls konstant gehalten wurde der Trockensubstanz (TS)- sowie der Sauerstoffgehalt in der Belebung (3 g TS/L; 2 mg O<sub>2</sub>/L).

Tabelle 3: Betriebsdaten der Kläranlage während des Versuchszeitraums

| Parameter                                               | Einheit              | Zahlenwert |
|---------------------------------------------------------|----------------------|------------|
| Zulaufvolumenstrom Belebung $Q_{zu}$                    | L/s                  | 2,3 -3,5   |
| Hydraulische Aufenthaltszeit Belebung (HRT)             | H                    | 11 - 17    |
| Internes Rezirkulationsverhältnis                       | -                    | 2          |
| Rücklaufschlammverhältnis                               | -                    | 1          |
| TS-Gehalt Belebung $TS_{BB}$                            | g TS/L               | 3          |
| Sauerstoffgehalt im Nitrifikationsbecken                | mg O <sub>2</sub> /L | 2,0        |
| Berechnetes Schlammalter ( $T = 12^{\circ}C$ ) $t_{TS}$ | D                    | 10 – 13    |

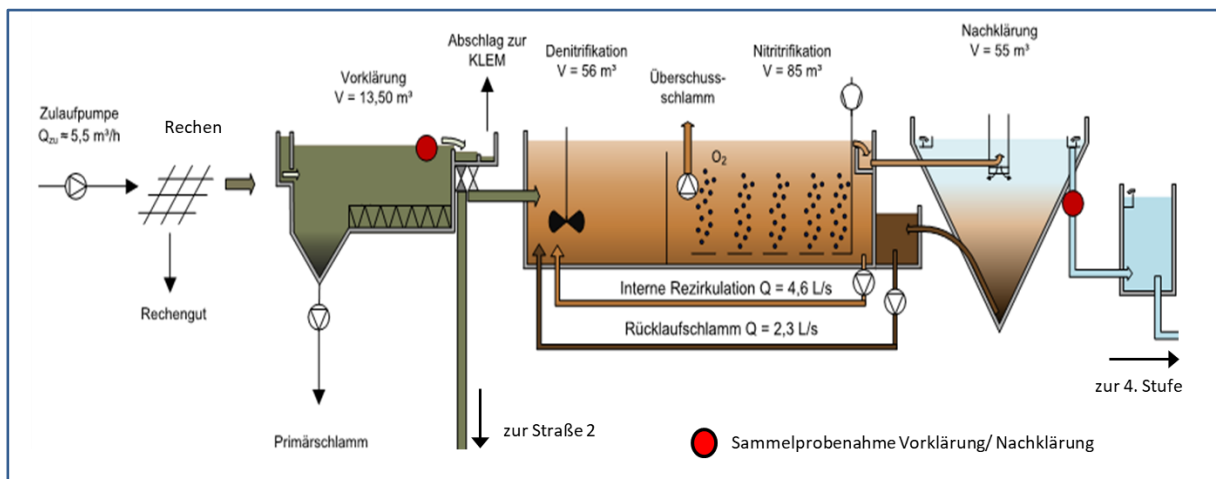


Abbildung 2: Schema Versuchskläranlage (Quelle: EG)

## 4.2 Beschreibung der halbtechnischen Versuchsanlagen

Um für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung verlässliche Werte zu erhalten, wurden über einen Zeitraum von ca. einem Jahr umfangreiche Pilotversuche mit einer UF Pilotanlage der Firma KMS im halbtechnischen Maßstab durchgeführt. Die KMS Pilotanlage wird im OUT/IN-Modus mit Polyvinylidenfluorid (PVDF) Membranen betrieben.

In einer nur das AP2 betreffenden Projektverlängerung wurde eine zweite Pilotierungsphase von ca. acht Monaten mit einer Pilotanlage der Firma Inge GmbH durchgeführt. Die Inge Pilotanlage wird im IN/OUT-Modus mit Polyethersulfon (PES) Membranen betrieben. Die Versuchsergebnisse der Projektverlängerung sollten u. a. zeigen, dass die Leistungsfähigkeit des PAK/UF-Prozesses nicht von dem gewählten Membransystem abhängt. Zudem konnten in dieser Pilotierungsphase aufgrund weitergehender technischer Möglichkeiten mit der Inge Pilotanlage umfangreichere Versuche zur Optimierung der PAK Dosierung durchgeführt werden.

### 4.2.1 Pilotanlage 1 – OUT/IN-Filtration

Der Versuchszeitraum der ersten Pilotierungsphase war von April 2017 bis Mai 2018. Die betriebsfertige Pilotanlage, eine schematische Abbildung des Membranmoduls sowie ein Anlagenschema sind in Abbildung 3 dargestellt.

In der Pilotanlage war im Versuchszeitraum ein technisches UF-Modul mit 51 m² Membranfläche installiert, wie es auch bei großtechnischen Anwendungen zum Einsatz kommt. Damit ist eine maximale Übertragbarkeit der Versuchsergebnisse in eine spätere großtechnische Anwendung gewährleistet. Laut Hersteller sind stabile Flüsse unter Einsatz von PAK zwischen 70-100 L·m⁻²·h⁻¹ möglich, womit ein absoluter Anlagendurchsatz bis ca. 5 m³/h realisiert werden kann.



Abbildung 3: Frontansicht der Pilotanlage (Links); Modul (Mitte) und Anlagenschema der Pilotanlage (Rechts)

Das eingebaute PURON® MP Modul, welches im OUT/IN-Modus betrieben wird, basiert auf einseitig versiegelten UF-Hohlfasermembranen mit einer nominellen Porengröße von  $0,03 \mu\text{m}$ . Die Fasern sind im Modulkopf eingespannt und hängen am unteren Ende frei im Druckrohr (siehe Abbildung 3). Diese Anordnung verhindert Verschlämmungen am Modulfuß, da beim intervallweisen Entleeren alle Feststoffe einfach und ungehindert nach unten aus dem System ausgeschleust werden. Außerdem ist eine effektive Reinigung der Membranen durch eine Luftspülung von unten möglich, da alle Fasern gleichmäßig mit Luft angeströmt werden. Die Hohlfasermembranen bestehen aus einem Stützgewebe aus Polyester und einer darauf aufgetragenen Schicht aus PVDF. Der maximal mögliche Betriebsdruck liegt bei 1,7 bar. Die pH-Beständigkeit des Moduls liegt zwischen 1,8 und 10,5, was bei chemischen Reinigungen zu berücksichtigen ist.

Der Anlagenbetrieb erfolgte bei einem Flux von  $50\text{--}80 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  und einer Filtrationszeit von 20–40 min (Flux = auf die Membranfläche bezogener Volumenstrom). Für den Betrieb der Anlage mit dem Wasser der Nachklärung wurde dieses mit Hilfe einer Tauchpumpe aus dem Sammel-schacht der Kläranlage in die Pilotanlage gepumpt. Noch vor dem Feed-Tank (Volumen=160 L) erfolgte die Dosierung des Flockungsmittels (Einmischung mittels statischen Rohrmischers). Nach dem Feed-Tank erfolgte die PAK-Dosierung noch vor der Feed-Pumpe, welche eine gute Einmischung der PAK gewährleistete.

Die mechanische Reinigung des Moduls nach abgeschlossenem Filtrationszyklus erfolgte mit dem Filtrat des letzten Zyklus (Sammelbehälter mit einem Volumen von 200 Litern) und mit einer Luftunterstützung, erzeugt durch einen angeschlossenen Kompressor (Luftdurchsatz= $23 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ). Die Reinigung dauerte inkl. aller Spülschritte sowie der Schaltungen der einzelnen Ventile in der Regel ca. 2,5 bis 4 Minuten. Der Ablauf stellte sich wie folgt dar:

- 1 - Ablass über Schwerkraft (Gravity Drain)
- 2 - Vorbelüftung für 10 s – ab März 2018 für 30 s
- 3 - Rückspülung für 30 s inkl. Belüftung
- 4 - Nachbelüftung für 10 s – ab März 2018 für 30 s
- 5 - Überströmung mit Rohwasser für 60 s inkl. Belüftung in den ersten 50 s

Die chemische Reinigung erfolgte, wenn nicht anders beschrieben, einmal täglich unter Verwendung von Natriumhypochlorit bei einer Konzentration von ca. 250 ppm freiem Chlor und einer Einwirkzeit von 45 min.



#### 4.2.2 Pilotanlage 2 – IN/OUT-Filtration

Der Zeitraum der Pilotierungsphase 2 war von September 2018 bis April 2019. Die vollautomatische Pilotanlage war im Versuchszeitraum mit einem inge dizzer® XL-Modul in Originalgröße ausgestattet. Im Modul befinden sich Multibore®-Membranen der Firma inge GmbH (Material: PES) mit einer nominalen Porengröße von  $0,02\ \mu\text{m}$ . Die Kapillaren besitzen einen Innendurchmesser von  $0,9\ \text{mm}$  (siehe Abbildung 4).

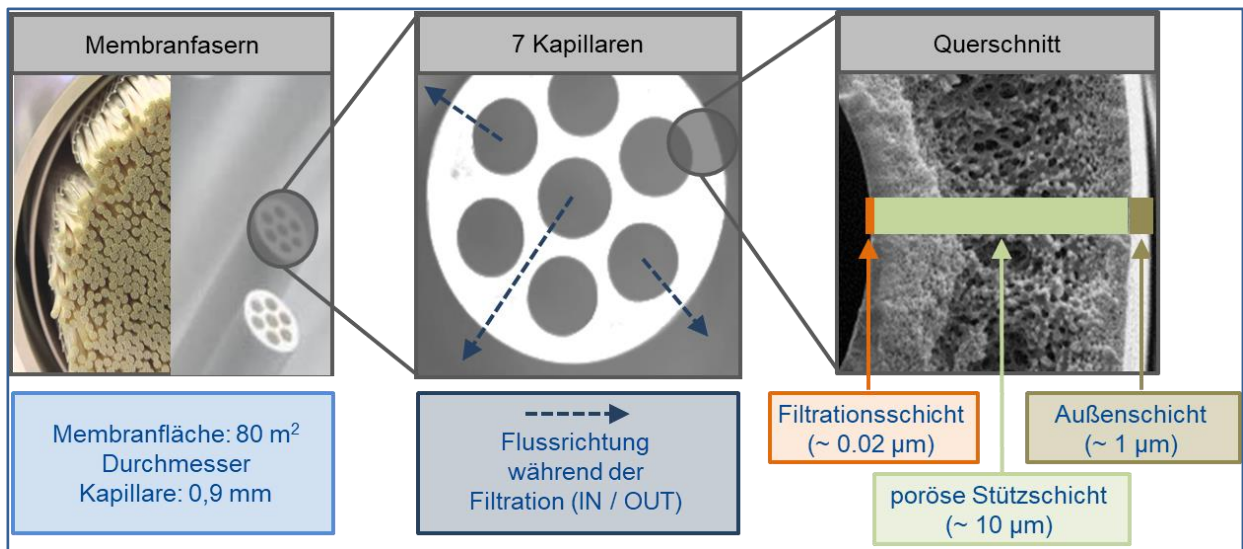


Abbildung 4: Eingesetzte Membranfasern im IN/OUT-Prozess

Die Membranfläche beträgt  $80\ \text{m}^2$ . Die Dosierung des Flockungsmittels erfolgte kurz vor der Feedpumpe, um einen hohen Energieeintrag und damit eine hohe Scherrate für die Einmischung des Flockungsmittels zu erreichen. Kurz vor der Dosierung des Flockungsmittels befand sich auch die Dosierung der Pulveraktivkohle (PAK). Die Verweilzeit vor der Membranstufe, also in der Flockungs- und Adsorptionsstrecke, betrug ca. 30 s.

Die Anlage wurde, wenn nicht anders beschrieben, bei einem Flux von  $60\ \text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  und einer Filtrationszeit von 45 min betrieben. Mechanische Reinigungen erfolgten am Ende eines Filtrationszyklus bei einem Flux von  $230\ \text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ . Die reine Wasserspülung mit einer Dauer von etwa einer Minute (inkl. Schaltung aller Ventile) wurde ohne eine Luftunterstützung durchgeführt. Dabei wurde das Spülwasser zuerst nach unten aus dem Modul ausgespült (35 s) und anschließend nach oben (20 s).

In der Regel erfolgten täglich eine alkalische Reinigung bei einem pH-Wert von 12 (eingestellt mit NaOH) mit einer Einwirkzeit von 15 min sowie eine saure Reinigung bei einem pH-Wert von 2 (eingestellt mit Schwefelsäure), ebenfalls mit einer Einwirkzeit von 15 min. In gewissen Zeitabständen wurden zusätzlich alkalisch/oxidative Reinigungen bei pH 10 und einer Chlorkonzentration von ca. 250 ppm durchgeführt.

#### 4.3 Ergebnisse zur Prozessstabilität

Die halbtechnischen Versuche mit den beiden Membransystemen sollten die für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung nötigen Betriebsgrößen der Membrananlage ermitteln. Relevant dafür sind

---

insbesondere der maximal mögliche Flux sowie der dazu notwendige mittlere TMP, der maßgeblich den Energiebedarf für den Membranbetrieb bestimmt. Neben diesen beiden Kenngrößen sind auch die Rückspül- bzw. Reinigungsintervalle von Bedeutung. Sie bestimmen die Ausbeute des Prozesses, die Verfügbarkeit der Membran sowie die Betriebskosten für die Reinigungschemikalien.

Die Permeabilität bzw. der Permeabilitätsverlauf wird nur mittelbar für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung benötigt. Verlauf und Niveau bestimmen den mittleren TMP sowie die Verfügbarkeit der Anlage und die notwendige Reinigungsfrequenz. Fällt die Permeabilität unter einen Schwellenwert, so muss eine chemische Reinigung durchgeführt werden. Die Permeabilität bzw. der Permeabilitätsverlauf sind zwar auch abhängig von der verwendeten Membran aber insbesondere von der Qualität des aufzubereitenden Wassers und den eingestellten Betriebsparametern. Ein stabiler Verlauf der Permeabilität über der Zeit ist ein Hinweis auf passende Einstellungen der Betriebsparameter in Bezug auf die Qualität des aufzubereitenden Wassers. Die für die Stabilität der Permeabilität neben der Wasserqualität dominierenden Betriebsparameter sind dabei der Flux und die Filtrationszeit. Sind sie zu hoch gewählt, sinkt die Permeabilität zu schnell und zu stark ab, was den Betrieb aufgrund zu häufiger Reinigungen unwirtschaftlich macht.

Die Ergebnisse zur Prozessstabilität in beiden Pilotierungsphasen sowie die entsprechende Diskussion zu Einflussgrößen wie Zulaufqualität, PAK-Dosierung, Flockung und Reinigungsszenarien sind ausführlich im Abschlussbericht beschrieben.

#### **4.4 Ergebnisse zur Optimierung der Pulveraktivkohledosierung**

Die Versuche zur Optimierung des Adsorptionsprozesses im kombinierten PAK/UF-Prozess wurden im Rahmen der halbtechnischen Versuche in beiden Pilotierungsphasen durchgeführt. Die Grundlage für die Untersuchungen waren unter anderem Ergebnisse aus labortechnischen Versuchen, die bereits im Vorfeld des Projektes erfolgt sind (Hoffmann und Panglisch, 2018), aber auch Fragestellungen, die erst im Verlauf des Projektes aufgetreten sind.

Die Versuche zur Adsorption waren im Rahmen der beiden Pilotierungsphasen jeweils Kurzzeitversuche von mehreren Stunden. Dadurch bestand die Möglichkeit, mehrere Untersuchungsschwerpunkte an einem Versuchstag zu bearbeiten. Dabei wurde die jeweils zu untersuchende Betriebseinstellung über drei Filtrationszyklen betrieben und der jeweils dritte Zyklus mittels einer Sammelprobe beprobt. Die Länge der Filtrationszyklen wurde im Rahmen der Kurzzeitversuche auf 30 min reduziert, um die Versuche möglichst an einem Tag durchführen zu können und damit die Anzahl der zu untersuchenden Proben im Zulauf zur Anlage gering zu halten. Der Zulauf wurde je nach Länge des Versuchstages zwei bis drei Mal über den Tag verteilt beprobt. Aufgrund teilweise aufgetretener Konzentrationsschwankungen in der Nachklärung wurde die zu jedem Versuch zugehörige Zulaufkonzentration aus den Ergebnissen der zwei bis drei Tagesproben interpoliert.

Die Bewertung des Adsorptionsprozesses erfolgte zum einen durch die Analyse der Summenparameter CSB, DOC und SAK<sub>254</sub> und zum anderen durch die Analyse ausgewählter Mikroschadstoffe. Neben der genannten Analytik wurde der Adsorptionsprozess zusätzlich durch die Auswertung der online gemessenen Werte für den SAK<sub>254</sub> bewertet. Die eingesetzte Aktivkohle war, wenn nicht anders beschrieben, die auf Basis der Laboruntersuchungen ausgewählte Chemviron Pulsorb WP260 UF.

Untersuchungsschwerpunkte waren der Einfluss der Dosierzeit der PAK (Einmaldosierung versus kontinuierliche Dosierung), der Einfluss der Partikelgröße der PAK sowie die Bildung von



---

PAK-Agglomeraten in der PAK-Dosiersuspension (auch Stammsuspension genannt) und deren Einfluss auf den Adsorptionsprozess. Für den Adsorptionsprozess wurden in den Untersuchungen relativ kurze Kontaktzeiten vorgesehen, um den PAK/UF-Prozess ohne zusätzliche Behälter zur Erhöhung der Verweilzeit möglichst günstig in Bezug auf die Investitionskosten zu gestalten und um eine mögliche Einbindung in bereits bestehende Anlagen ohne große Umbaumaßnahmen zu ermöglichen. Dennoch wurde für Vergleichszwecke in einigen Versuchen zur kontinuierlichen Dosierung der PAK die Kontaktzeit vor der Membran von 30 s (Kontaktzeit vorgegeben durch Verrohrung in den Pilotanlagen) auf 2 bzw. 6 min erhöht. In diesen Fällen wurde die PAK in den Feed-Tank der Anlage dosiert bei unterschiedlich eingestelltem Volumen im Tank. Für den Prozess der Einmaldosierung der PAK wurde diese zusätzliche Kontaktzeit nicht untersucht, da es aus wirtschaftlicher Sicht keinen Sinn macht, während der kurzen Zeit der Kohledosierung mehr Kontaktzeit zur Verfügung zu stellen.

Die Ergebnisse zu allen untersuchten Einflussparametern sind mit der entsprechenden Diskussion im Abschlussbericht zu finden. Auszugsweise dargestellt sind hier im Folgenden Ergebnisse zum Einfluss der Flockung sowie zum Einfluss der Bildung von PAK-Agglomeraten auf den Adsorptionsprozess im PAK/Flockung/UF-Prozess, da hier in beiden Fällen festgestellt wurde, dass bei einer großtechnischen Umsetzung gewisse Randbedingungen zu beachten sind, um den Prozess effektiv umzusetzen.

#### **4.4.1 Einfluss der Flockung auf den Adsorptionsprozess**

Die Untersuchungen zum Einfluss der Flockung auf den Prozess und die damit verbundenen Auswirkungen auf die Adsorption von Hintergrundorganik und Mikroschadstoffen wurden im Rahmen der Pilotierungsphase 2 (IN/OUT-Prozess) durchgeführt, da nur hier ein stabiler Prozess mit diskontinuierlicher Flockung möglich war. Beim Prozess der diskontinuierlichen Flockung wird das Flockungsmittel im Filtrationszyklus nur für einen Zeitraum von 6 min dosiert. Da dies zu Beginn des Zyklus geschieht, bezeichnet man es als „Precoating“ (Buchta, 2017). Durch das Precoating kann eine erhebliche Menge Flockungsmittel eingespart werden. Diese Verfahrensvariante ist jedoch nur dann möglich, wenn die damit verbundene geringere Elimination des organischen Hintergrunds und der Fouling verursachenden Substanzen für den Betreiber akzeptabel ist bzw. keine Instabilitäten bei der Membranpermeabilität auslöst.

In der ersten Versuchsreihe war zunächst die Einmaldosierung der PAK (Dosierzeit 6,5 min) in Verbindung mit und ohne Precoating Untersuchungsschwerpunkt (Abbildung 5), in der zweiten Versuchsreihe der Einfluss der Flockung bei einer kontinuierlichen Dosierung der PAK (Abbildung 6). Die Versuchsreihe beinhaltete die folgenden unterschiedlich verschalteten Prozesse:

- 1: Einmaldosierung der PAK ohne Flockung
- 2: Precoating zu Beginn des Filtrationszyklus bei gleichzeitiger Einmaldosierung der PAK
- 3: Precoating zu Beginn des Filtrationszyklus mit anschließender Einmaldosierung der PAK
- 4: Einmaldosierung der PAK zu Beginn des Filtrationszyklus mit anschließendem Precoating

Beim Vergleich der Ergebnisse der Versuche 1 und 2 wird ersichtlich, dass sich die Flockung negativ auf die Adsorption der Mikroschadstoffe auswirkt, da sich die Eliminationsgrade der einzelnen Substanzgruppen deutlich verringern. Wenn die PAK gleichzeitig mit dem Flockungsmittel dosiert wird, werden die Konzentrationen der Gruppe der sehr gut adsorbierenden Substan-

---

zen bspw. zu 25 Prozentpunkte weniger reduziert, die Konzentrationen der Gruppe der gut adsorbierbaren Substanzen sogar um 29 Prozentpunkte. Vermutlich wird die PAK in die sich bildenden Flocken eingeschlossen, was zu einem gehemmten Adsorptionsprozess an der Membran führt. Eine andere denkbare Erklärung ist der – nach Mitfällung bzw. Anhaftung der PAK - stattfindende Transport der Flocken innerhalb der Kapillare an das tote Ende des Moduls (Lerch, 2008). Aufgrund der dadurch verursachten, über die Kapillarlänge inhomogenen Verteilung der PAK würde sie während der anschließenden Filtration nur mit wenig Wasservolumen in Berührung kommen und damit für eine Adsorption nur in erheblich geringerem Umfang als bei einer homogenen Verteilung zur Verfügung stehen.

Die schlechtere Ausnutzung der PAK für die Adsorption bei gleichzeitiger Dosierung mit dem Flockungsmittel zeigt sich auch bei Betrachtung der online gemessenen  $SAK_{254}$ -Werte in Versuch 2. Die durch den  $SAK_{254}$  im Wesentlichen erfasste Hintergrundorganik wurde nicht stärker eliminiert als bei alleiniger Dosierung von PAK in Versuch 1. Die Werte sind sogar etwas geringer. Auch zeigt sich ein schnelleres Durchbruchverhalten der organischen Substanzen, gemessen am  $SAK_{254}$ . Deutlich günstigere Durchbruchkurven ergaben sich in den Versuchen 3 und 4, bei denen das Precoating und die PAK-Dosierung zeitlich getrennt voneinander durchgeführt wurden. Das beste Ergebnis mit Flockung erzielt Versuch 3 mit den höchsten Eliminationsgraden sowohl für die Konzentrationen der Summenparameter als auch der Mikroschadstoffe.

Für einen PAK/UF-Prozess, bei dem auf eine kontinuierliche Flockung zur weitergehenden Elimination des organischen Hintergrunds oder der Fouling verursachenden Substanzen verzichtet werden kann, lässt sich damit für großtechnische Anlagen die Empfehlung ableiten, das Precoating zu Beginn des Filtrationszyklus und daran anschließend die Einmaldosierung der PAK durchzuführen.

In der zweiten Versuchsreihe war die kontinuierliche Dosierung der PAK Untersuchungsschwerpunkt (Abbildung 6). Die Untersuchungen beinhalteten die folgenden Prozesse:

- 1: Kontinuierliche Flockung ohne eine PAK-Dosierung
- 2: Kontinuierliche Flockung und kontinuierliche Dosierung der PAK
- 3: Kontinuierliche Dosierung der PAK ohne eine Flockung

In Versuch 1 der Versuchsreihe 2 (Abbildung 6, links) wurde der Eliminationsgrad für die Hintergrundsubstanzen allein durch die Flockung bestimmt. Er liegt für den  $SAK_{254}$  bei 18 % und für den DOC bei 20 %. Die Elimination von Mikroschadstoffen wurde nicht betrachtet, da vorherige Versuche gezeigt haben, dass die Flockung dazu nicht geeignet ist.

Wie in der ersten Versuchsreihe wird beim Vergleich der Versuche 2 (Abbildung 6, Mitte) und 3 (Abbildung 6, rechts) ersichtlich, dass sich bei gemeinsamer Dosierung die Flockung negativ auf die Adsorption der Mikroschadstoffe auswirkt. Allerdings ist der Unterschied hier deutlich geringer als bei der Einmaldosierung der PAK. Die Gruppe der sehr gut adsorbierenden Substanzen wird bspw. zu 10 Prozentpunkte weniger eliminiert, die Gruppe der gut adsorbierbaren Substanzen lediglich um 3 Prozentpunkte, wenn neben einer kontinuierlichen PAK-Dosierung auch eine kontinuierliche Flockung stattfindet.

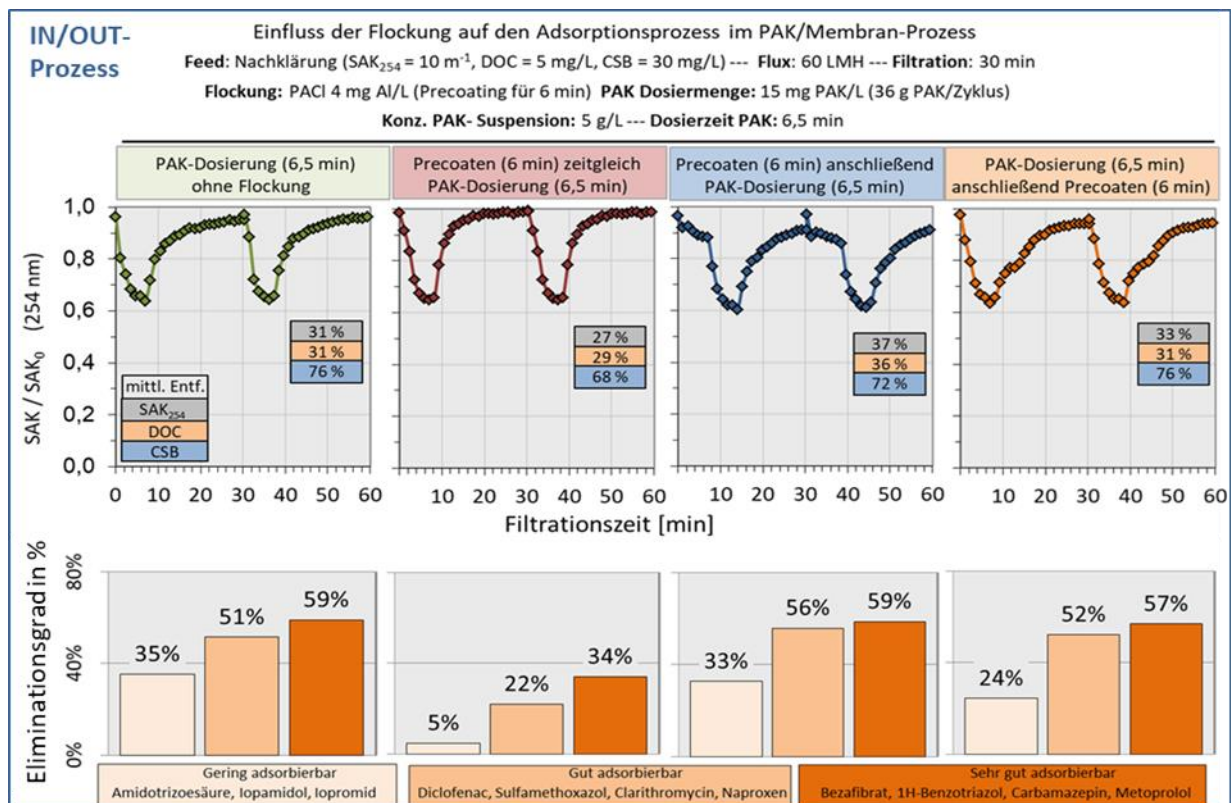


Abbildung 5: Einfluss der Flockung auf den Adsorptionsprozess bei der Einmaldosierung der PAK im IN/OUT-Prozess (Versuchsreihe 1)

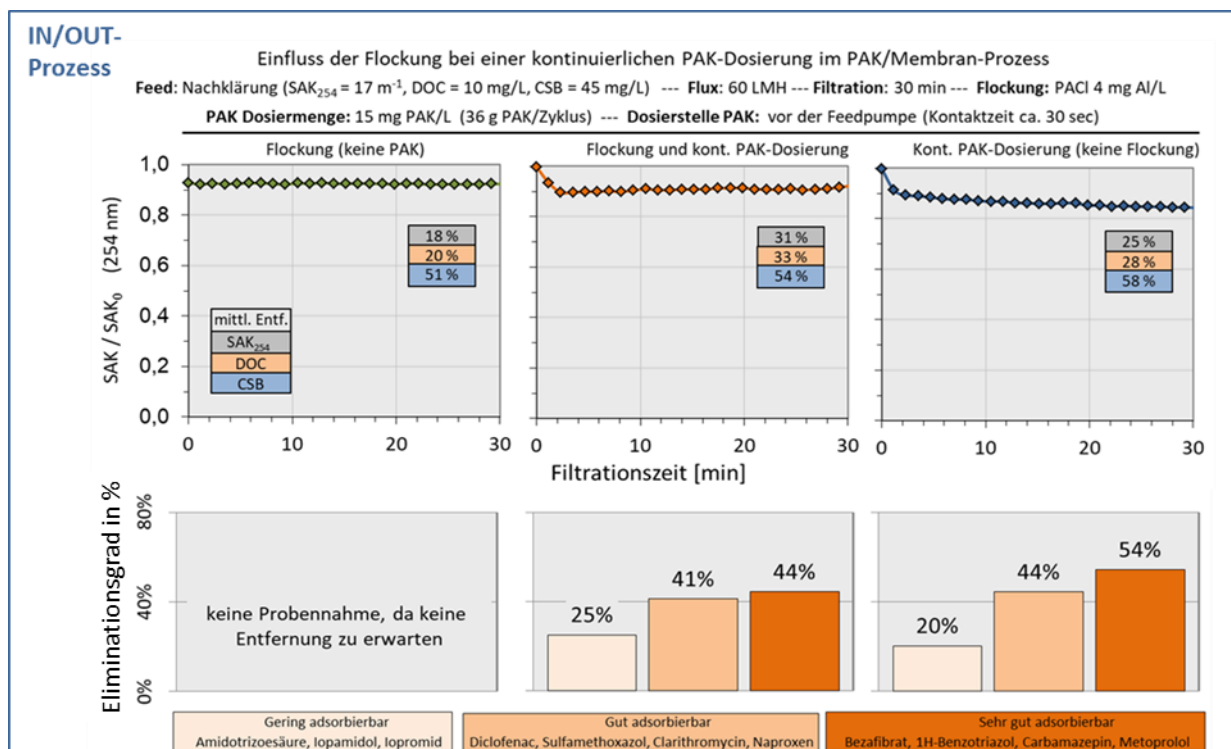


Abbildung 6: Einfluss der Flockung auf den Adsorptionsprozess bei der kontinuierlichen Dosierung der PAK im IN/OUT-Prozess (Versuchsreihe 2)

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass sich die Flockung im PAK/UF-Prozess sowohl bei der Einmaldosierung als auch bei der kontinuierlichen Dosierung der PAK negativ auf den Adsorptionsprozess auswirkt. Für eine spätere großtechnische Umsetzung kann somit die Prozesskombination eines Precoatings zu Beginn des Filtrationszyklus mit anschließender Einmaldosierung der PAK empfohlen werden. Muss für eine stabil verlaufende Permeabilität oder eine hinreichend hohe Elimination des organischen Hintergrunds eine kontinuierliche Flockung vorgesehen werden, so sollte die PAK kontinuierlich dosiert werden, da bei dieser Verfahrensvariante der negative Einfluss der Flockung im Vergleich zu einer Einmaldosierung der PAK geringer ausgefallen ist. Außerdem denkbar wäre die Einmaldosierung der PAK zu Beginn des Filtrationszyklus mit anschließender kontinuierlicher Flockung, was im Rahmen der Versuche jedoch nicht untersucht wurde.

#### 4.4.2 Einfluss einer Bildung von PAK-Agglomeraten auf den Adsorptionsprozess

Für den technischen Einsatz einer PAK-Dosierung mit insbesondere bei einer Einmaldosierung hohen Dosierkonzentrationen müssen Faktoren berücksichtigt werden, die sich nachteilig auf den Prozess auswirken können. Verbunden mit hohen Dosierkonzentrationen ist auch eine vergleichsweise stark konzentrierte PAK-Dosiersuspension. Diese kann je nach Konzentration der Suspension mehr oder weniger große PAK-Agglomerate enthalten. Bei einer Nichtbeachtung dieser Agglomerat-Bildung kann es zu veränderten Adsorptionseigenschaften der PAK-Schicht auf der Membran oder generell zu einer inhomogenen Verteilung der PAK an der Membranoberfläche kommen. Neben der Konzentration der Suspension spielen auch die Eigenschaften der PAK und dabei insbesondere die Größe der PAK-Partikel eine Rolle, da die Neigung zur Agglomeration in der Dosiersuspension mit abnehmender Partikelgröße steigt.

Die Untersuchungen zum Einfluss einer Bildung von Agglomeraten im Rahmen der halbtechnischen Untersuchungen wurden in beiden Pilotierungsphasen durchgeführt. Die Ergebnisse des OUT/IN-Prozesses zeigt Abbildung 7. Die Ergebnisse des IN/OUT-Prozesses sind in Abbildung 9 dargestellt.

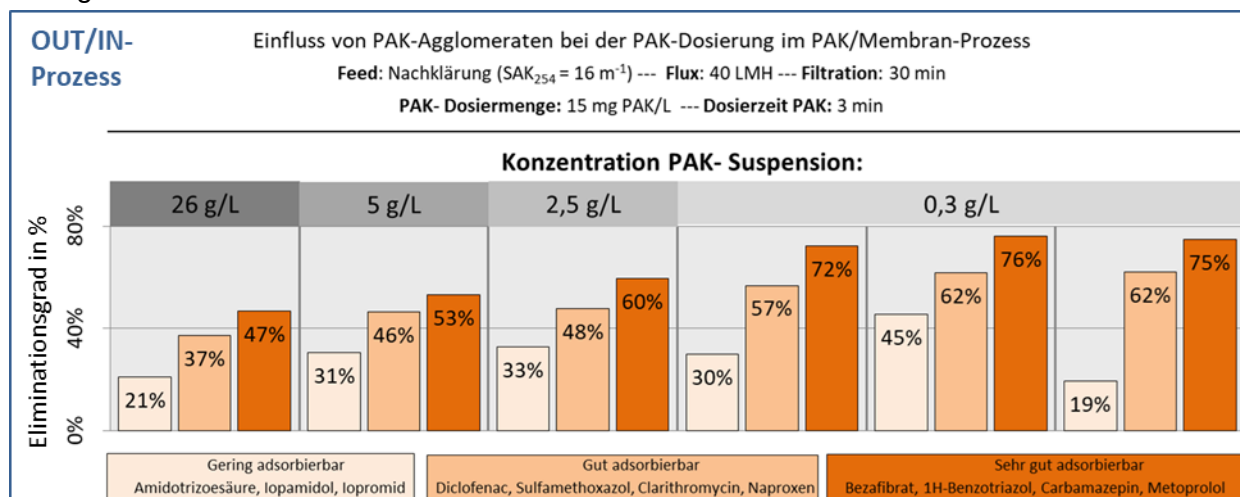


Abbildung 7: Einfluss von PAK-Agglomeraten bei der PAK-Dosierung im OUT/IN-Prozess (kontinuierliche Flockung mit 4 mg Al/L)

Für den OUT/IN-Prozess liegen keine Messdaten des  $SAK_{254}$  vor, weshalb nur die Ergebnisse der Mikroschadstoffanalytik dargestellt sind. Die Konzentration der PAK-Dosiersuspension wurde hier in mehreren Schritten von 26 auf 0,3 g/L verringert. Für den ersten Fall bedeutete

dies eine Dosierung von ca. 600 mL Dosiersuspension in den ersten drei Minuten des Filtrationszyklus. Im Gegensatz dazu mussten in dem Versuch mit einer Konzentration der PAK-Dosiersuspension von 0,3 g/L insgesamt 58 Liter Suspension, ebenfalls in den ersten drei Minuten, dosiert werden. Zum Ansetzen der Suspension wurde in allen Versuchen das Wasser der Nachklärung verwendet. Die Ergebnisse zeigen eindeutig einen Einfluss von PAK-Agglomeraten auf den Prozess. Mit abnehmender Konzentration der PAK-Dosiersuspension erhöhten sich für alle drei Mikroschadstoff-Gruppen die Eliminationsgrade. Die gut adsorbierbaren Substanzen wurden bspw. um 25 Prozentpunkte besser eliminiert. Auch für die gering adsorbierbaren Substanzen konnte der Eliminationsgrad verdoppelt werden.

Eine Erklärung für die verringerte Effektivität des Adsorptionsprozesses durch PAK-Agglomerate wird bei genauerer Betrachtung der unterschiedlich ausgebildeten PAK-Deckschichten auf der Membran des OUT/IN-Prozesses deutlich (Abbildung 8). Bei der Dosierung einer PAK-Dosiersuspension mit einer hohen Konzentration (26 g/L) wird die Kohle ungleichmäßig und wenig flächendeckend auf den Membranfasern verteilt. Es ist davon auszugehen, dass ein Teil der PAK im folgenden Filtrationsprozess nicht durchströmt wird und somit keinen Beitrag zum Adsorptionsprozess leistet. Die Dosierung einer PAK-Suspension mit geringer Neigung zur Agglomeration hingegen (Konzentration PAK-Suspension = 0,3 g/L) zeigt eine deutlich bessere Verteilung der PAK.

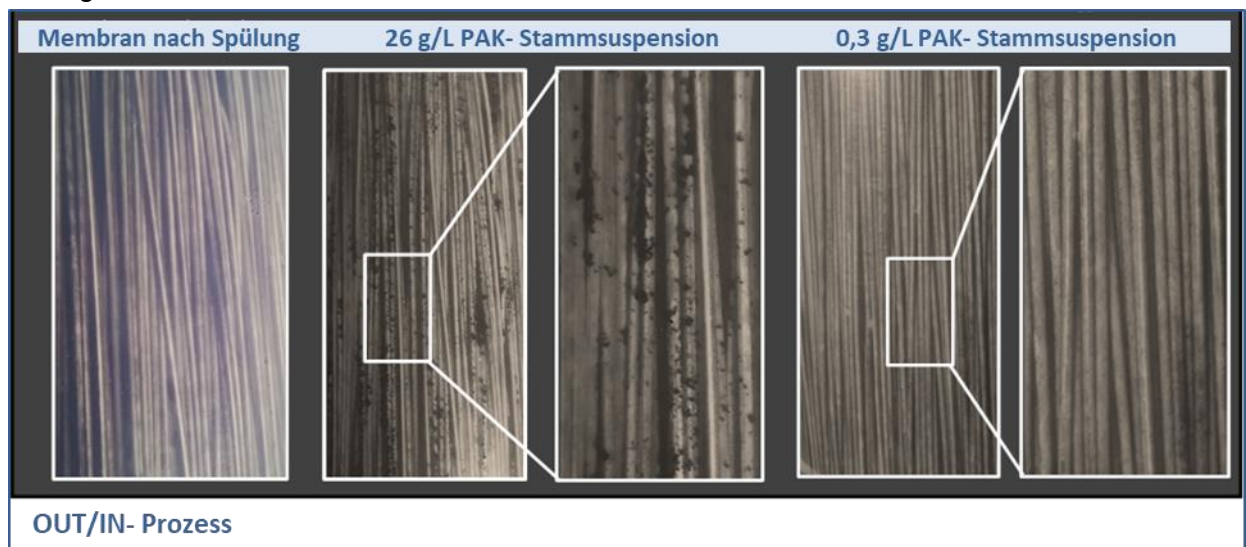


Abbildung 8: Bild einer gereinigten Membran sowie des PAK/UF-Prozesses (OUT/IN) bei Einmaldosierung verschieden stark konzentrierter PAK-Suspensionen (Dosierung von 0,3 g/m<sup>2</sup>)

Für den IN/OUT-Prozess (Abbildung 9) sind im oberen Teil der Darstellung die Messdaten des SAK<sub>254</sub> gezeigt und im unteren Teil die Ergebnisse der Mikroschadstoffanalytik. Die getesteten Konzentrationen der PAK-Dosiersuspension wurden hier schrittweise von 20 auf 0,2 g/L verringert. Für den ersten Fall bedeutete dies eine Dosierung von ca. 1,2 L Dosiersuspension in den ersten vier Minuten des Filtrationszyklus. Der zweite Fall hingegen benötigte insgesamt 120 L Suspension. Aufgrund der großen Menge an PAK-Suspension wurde somit in den ersten zwei Minuten des Filtrationszyklus ausschließlich die PAK-Suspension filtriert. Zum Ansetzen der Suspension wurde auch hier das Wasser der Nachklärung verwendet.

Die Ergebnisse zeigen erneut einen deutlichen Einfluss von PAK-Agglomeraten auf den PAK/UF-Prozess. Mit abnehmender Konzentration der PAK-Dosiersuspension erhöhten sich

---

auch hier die Eliminationsgrade für alle drei Mikroschadstoff-Gruppen. Ein Vergleich der Ergebnisse zeigt, dass bei der höchsten Konzentration (20 g/L) im Vergleich zur niedrigsten Konzentration (0,2 g/L) die sehr gut adsorbierbaren Substanzen bspw. um 42 Prozentpunkte schlechter eliminiert werden. Jedoch ist auch der Prozess mit einer Konzentration von 2 g/L noch deutlich negativ beeinflusst, denn im Vergleich zur Konzentration von 0,2 g/L werden die sehr gut adsorbierbaren Substanzen nur zur Hälfte eliminiert. Die Ergebnisse der SAK-Messung zeigen für die Versuche von 2 bis 20 g/L eine Reduktion in den ersten Minuten der PAK-Dosierung und einen anschließenden schnellen Durchbruch der mit dem SAK<sub>254</sub> gemessenen Substanzen. Nach dem Ende der PAK-Dosierung findet nahezu keine Reduktion mehr statt. Anders stellt sich die Durchbruchskurve für die geringste Konzentration der PAK-Suspension von 0,2 g/L dar. Hier erfolgte die Zugabe der PAK in den ersten zwei Minuten des Filtrationszyklus und man erkennt deutlich, dass auch nach der Dosierphase eine Reduktion des SAK<sub>254</sub> stattfindet, weil sich vermutlich nur in diesem Fall die PAK homogen verteilt auf der Membranoberfläche befindet.

Auch die Mikroschadstoffe werden in diesem Fall noch nach dem Ende der PAK-Dosierung eliminiert, was die im unteren Teil der Abbildung 9 dargestellten Ergebnisse belegen. Für die dort dargestellten Versuche mit 2 und 0,2 g/L PAK-Dosiersuspension wurde die Probennahme der Mikroschadstoffe in drei Zeitabschnitte aufgeteilt: die ersten zehn Minuten, die mittleren zehn Minuten sowie die letzten zehn Minuten des Filtrationszyklus. Für eine Konzentration von 2 g/L findet, analog zu den SAK-Ergebnissen, eine Mikroschadstoff-Elimination fast ausschließlich in den ersten zehn Minuten statt, wo auch die Dosierung der PAK stattfindet. Für die Konzentration von 0,2 g/L ergaben sich die höchsten Eliminationsgrade der sehr gut und gut adsorbierbaren Substanzen in der Mitte des Filtrationszyklus. Die gering adsorbierbaren Substanzen werden im ersten Drittel am meisten eliminiert. Dieses Verhalten kennt man auch von anderen Adsorptionsprozessen wie bspw. GAK-Filtern, in denen in der Regel ebenfalls die schlecht adsorbierbaren Röntgenkontrastmittel zuerst durchbrechen. Für alle drei Substanzgruppen findet selbst im letzten Drittel des Filtrationszyklus noch eine sehr hohe Elimination statt, was auf eine optimierte Ausnutzung der PAK im Prozess hindeutet.

Ein Blick ins Modulinnere war bei der IN/OUT-Filtration nicht möglich. Es kann jedoch vermutet werden, dass auch hier eine nicht optimale Verteilung der PAK im System zu den deutlich schlechteren Ergebnissen im Falle der hohen Konzentrationen der PAK-Dosiersuspension geführt hat.

Bei einem Vergleich beider Prozesse wird deutlich, dass der IN/OUT-Prozess wesentlich mehr durch die Bildung von PAK-Agglomeraten beeinflusst wird, da die Ergebnisse der Versuche mit hoch konzentrierten PAK-Dosiersuspension signifikant schlechter sind. Ein Grund dafür kann in der höheren Überströmungsgeschwindigkeit in den Kapillaren beim IN/OUT-Prozess liegen. Untersuchungen von Panglisch (2001) haben gezeigt, dass sich größere Partikel im IN/OUT-Prozess erst in einer mit der Partikelgröße wachsenden Entfernung vom Einströmquerschnitt auf der Membranoberfläche ablagern und bei Überschreitung eines Grenzdurchmessers sogar bis an das tote Ende des Moduls transportiert werden. Wie bereits im Kapitel zum Einfluss der Flockung auf den Prozess beschrieben (Kapitel 4.4.1), kommt es dadurch zu einer über die Kapillarlänge inhomogenen Verteilung der PAK mit den ebenfalls oben beschriebenen negativen Auswirkungen für die Adsorption.

In einer späteren großtechnischen Umsetzung eines PAK/UF-Prozesses ist somit eine möglichst geringe Konzentration der PAK-Dosiersuspension oder eine Verdünnung kurz vor der Dosierung anzustreben. Ebenfalls vorteilhaft für eine homogene Verteilung der PAK können sich ein kleiner



Filtratfluss, eine geringe Kapillarlänge sowie ein großer Kapillarquerschnitt auswirken. Hier wären in Bezug auf den letzten Punkt Untersuchungen mit Membranmodulen mit einem größeren Kapillardurchmesser, anstatt der hier verwendeten 0,9 mm zu empfehlen.

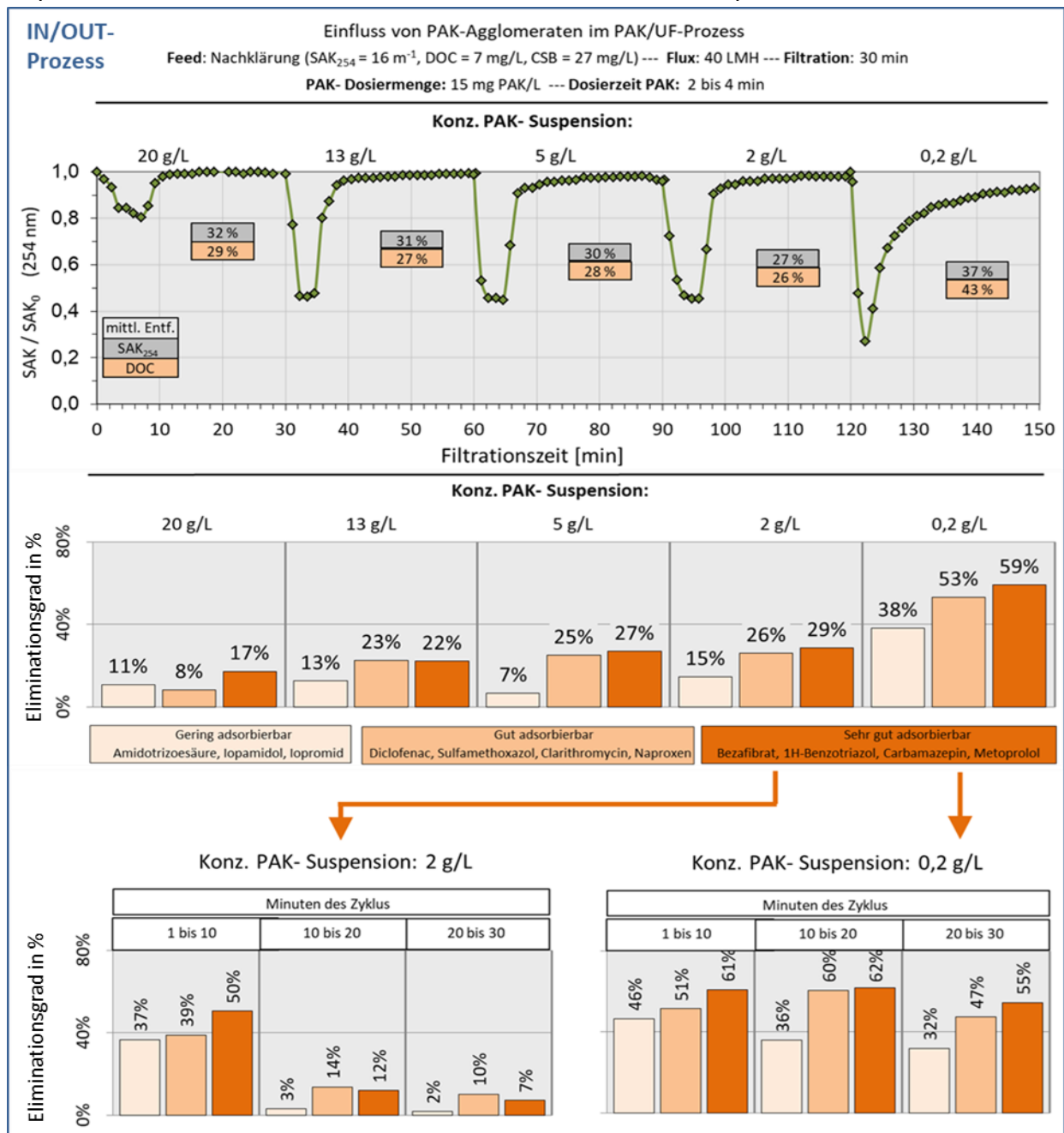


Abbildung 9: Einfluss von PAK-Agglomeraten bei der PAK-Dosierung im IN/OUT-Prozess (kontinuierliche Flockung mit 4 mg Al/L)

Für die jeweils geringsten Konzentrationen der PAK-Dosiersuspension (OUT/IN-Prozess: 0,3 g/L und IN/OUT-Prozess: 0,1 g/L) kann ein Vergleich der beiden Prozesse hinsichtlich der Mikroschadstoff-Elimination durchgeführt werden. Bei den jeweiligen Versuchen wurden die Prozessparameter identisch mit einem Flux von  $40 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  und einer Filtrationszeit von 30 Minuten gewählt. Außerdem war die Konzentration der Hintergrundorganik ( $\text{SAK}_{254} = 16 \text{ m}^{-1}$ ), die

---

Einfluss auf die Elimination der Mikroschadstoffe nehmen kann, vergleichbar. In beiden Versuchen erfolgte eine kontinuierliche Flockung mit 4 mg Al/L.

Der direkte Vergleich zeigt, dass der OUT/IN-Prozess deutlich höhere Eliminationsgarde für die drei Mikroschadstoffgruppen erreicht hat. Die Ergebnisse der sehr gut adsorbierbaren Substanzen liegen bspw. bei 76 % im OUT/IN-Prozess und bei nur 57 % im IN/OUT-Prozess. Auch die gering adsorbierbaren Substanzen zeigen im OUT/IN-Prozess eine nahezu doppelt so hohe Elimination. Dieses Ergebnis lässt sich erneut mit einer schlechteren Verteilung der Aktivkohle auf der Membranoberfläche im IN/OUT-Prozess erklären. Allerdings konnte auch beim OUT/IN-Prozess im Falle der Dosierung hoher PAK-Suspensionen beobachtet werden, dass sich ein größerer Teil der PAK im oberen Teil des Moduls angereichert hat, jedoch waren diese Bereiche meist in Bewegung, weshalb hier ein ständiger Kontakt mit dem aufzubereitenden Wasser stattgefunden hat.

Nach Abschluss der Untersuchungen zur Agglomerat-Problematik wurde aufgrund der sehr gering konzentrierten optimalen PAK-Dosiersuspensionen Kontakt zu einem Hersteller von großtechnischen PAK-Dosieranlagen (Sülzle Kopf Anlagenbau) aufgenommen, um abzuklären, ob derart niedrig konzentrierte Suspensionen großtechnisch umsetzbar sind. Es wurde zunächst bestätigt, dass praxisrelevante Konzentrationen in bekannten PAK-Aufbereitungsprozessen im Bereich von 20 g/L oder höher liegen. Eine Reduzierung der Konzentration auf ca. 5 g/L bei gleichzeitiger Erhöhung des für die Benetzung der PAK notwendigen Treibwasserstromes ist aus Sicht des Anlagenbauers auch großtechnisch denkbar. Ggf. sind auch noch geringere Konzentrationen praktisch möglich.

Eine andere, allerdings verfahrenstechnisch etwas aufwändigere Möglichkeit, wäre es, die ebenfalls im Rahmen der halbtechnischen Versuche durchgeführte Variante, die stärker konzentrierte Dosiersuspension erst kurz vor der Dosierung zu verdünnen und damit die Agglomerate der Dosiersuspension aufzulösen. Hierbei würde die pro Zyklus benötigte Menge an PAK in einem separaten Suspensionstank (Verwendung von Rohwasser, wie auch bei der Pilotierung) auf eine optimale Konzentration verdünnt werden. Im Anschluss an eine Membranspülung würde diese vorverdünnte Suspension in den ersten Minuten des Zyklus filtriert und somit die fein verteilte PAK an die Membranoberfläche angeschwemmt werden. Im restlichen Verlauf der Filtration kann dann die Suspension für den nächsten Zyklus vorbereitet werden. Da dies nur wenige Minuten in Anspruch nimmt, könnte ein einziger Suspensionstank auch mehrere Membranströmen mit PAK versorgen.

#### **4.5 Bewertung der Elimination der organischen Substanzen im Gesamtprozess**

Eine Bewertung der Elimination des Gesamtprozesses – Kläranlage und 4. Stufe - für Mikroschadstoffe wurde unter Berücksichtigung der vom KOM.M-NRW allgemeinen Auslegungsempfehlungen durchgeführt. Als Ziel einer Anlage zur gezielten Mikroschadstoffbehandlung wird ein Eliminationsgrad von 80 % bezogen auf die Indikatorsubstanzen 1H-Benzotriazol, Carbamazepin, Diclofenac, Metoprolol, Clarithromycin sowie Sulfamethoxazol empfohlen. Der Eliminationsgrad soll zwischen dem Zulauf zur biologischen Stufe und dem Ablauf der Stufe zur Mikroschadstoffelimination - was bei einer Vollstrombehandlung den Ablauf der Kläranlage repräsentiert - erreicht werden. Der rein biologische Abbau der Substanzen in der Belebung wurde einmalig für mehrere Tage untersucht und lag bei 12 %, was die grundsätzliche Notwendigkeit einer weitergehenden Abwasserreinigung verdeutlicht (Abbildung 11, Links). Zur Bestimmung



der Gesamtelimination einer Kläranlage mit einem PAK/UF-Prozess muss der Prozess inkl. der Rückführung der PAK mit dem Rückspülwasser der UF in die Belebung im Vollstrom betrachtet und für einen längeren Zeitraum untersucht werden. Aufgrund der technischen Rahmenbedingungen konnte ein derartiger Gesamtprozess nicht appliziert werden. Daher wurde in jeder Pilotierungsphase einmalig die Rückführung der PAK in die Belebung in einem mehrtägigen Versuchslauf simuliert und die weitergehende Elimination der Substanzen in der Belebung bestimmt. Der Eliminationsgrad (biologisch und adsorptiv) erhöhte sich durch die rückgeführte PAK auf 51 % in der ersten Phase (Abbildung 10) und auf 56 % in der zweiten Phase (Abbildung 11, Rechts).

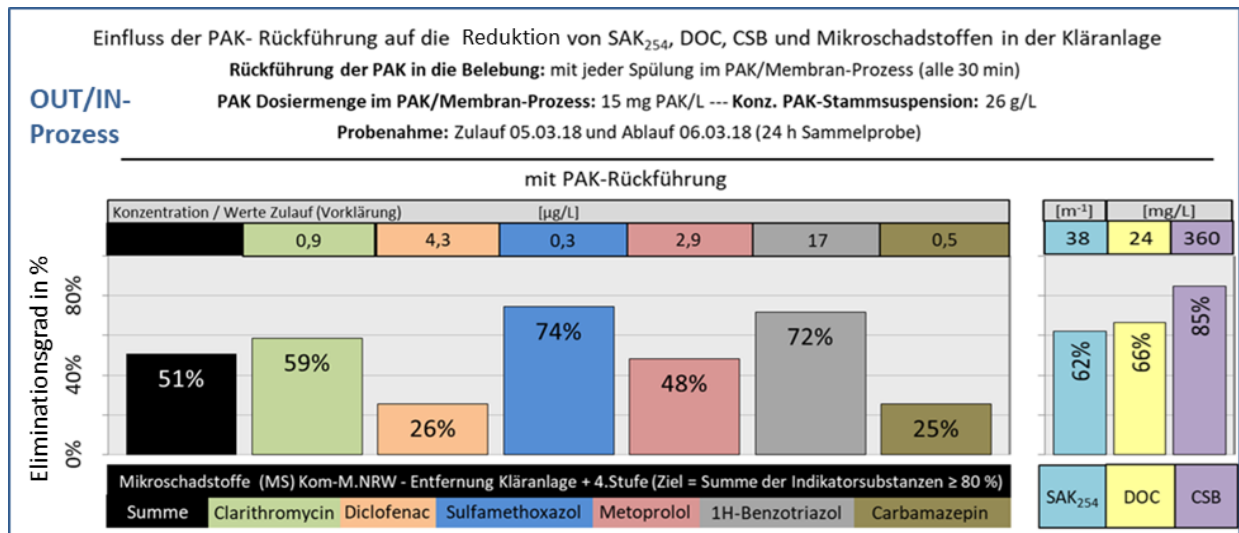


Abbildung 10: Elimination der KOM-M.NRW Indikatorsubstanzen in der Kläranlage (erste Pilotierungsphase) mit einer PAK-Rückführung aus dem OUT/IN-Prozess

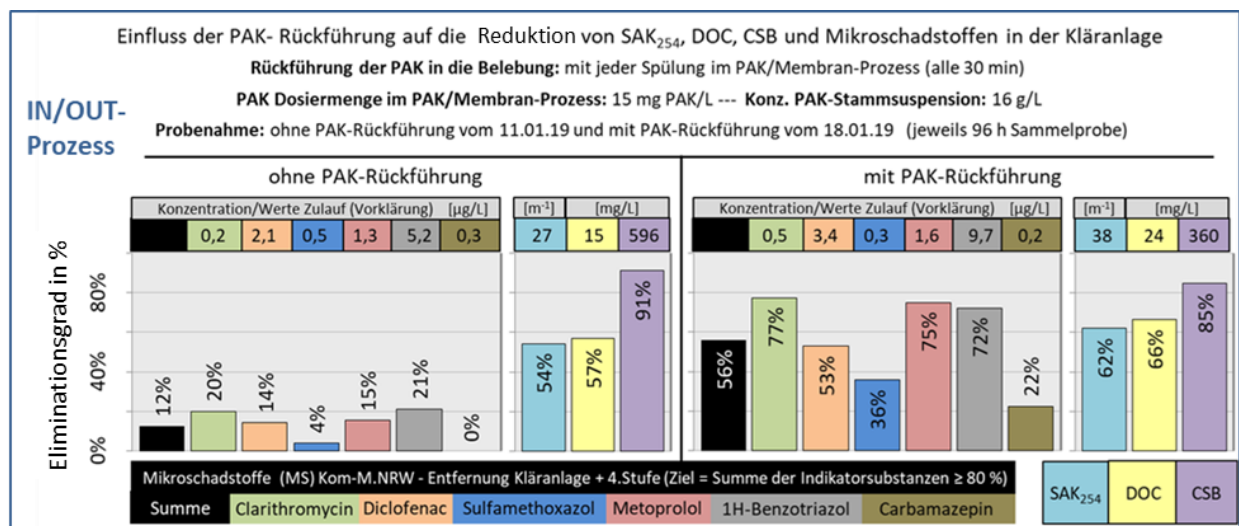


Abbildung 11: Elimination der KOM-M.NRW Indikatorsubstanzen in der Kläranlage (zweite Pilotierungsphase) ohne (links) und mit einer PAK-Rückführung aus dem IN/OUT-Prozess (rechts)

Mit diesen erzielten Daten sowie den Daten zum Eliminationsgrad der 4. Stufe konnte die Gesamt-Elimination der Mikroschadstoffe berechnet werden. Im vorliegenden Bericht wurden auszugswise zwei für das IN/OUT-Membransystem effiziente Verfahrensvarianten ausgewählt, die für eine spätere großtechnische Umsetzung denkbar wären. In Abbildung 12 sind die Ergebnisse

für den PAK/UF-Prozess mit einer diskontinuierlichen Flockung bzw. Precoating dargestellt. Diese Prozessvariante wurde, wie bereits in Kapitel 4.4.1 beschrieben, im Rahmen der zweiten Pilotierungsphase untersucht, da hier eine diskontinuierliche Flockung bei stabilem Betrieb möglich war. Da in diesen Fällen die Adsorption nicht durch die Flockung beeinflusst wird, könnten bei Anwendung einer PAK-Dosiersuspension von 5 g/L und bei einer PAK-Dosis von 15 mg PAK/L Eliminationen der Indikatorsubstanzen von über 80 % erzielt werden. Dies gilt für beide Varianten, Precoating mit anschließender PAK-Dosierung oder erst PAK-Dosierung und dann Flockung.

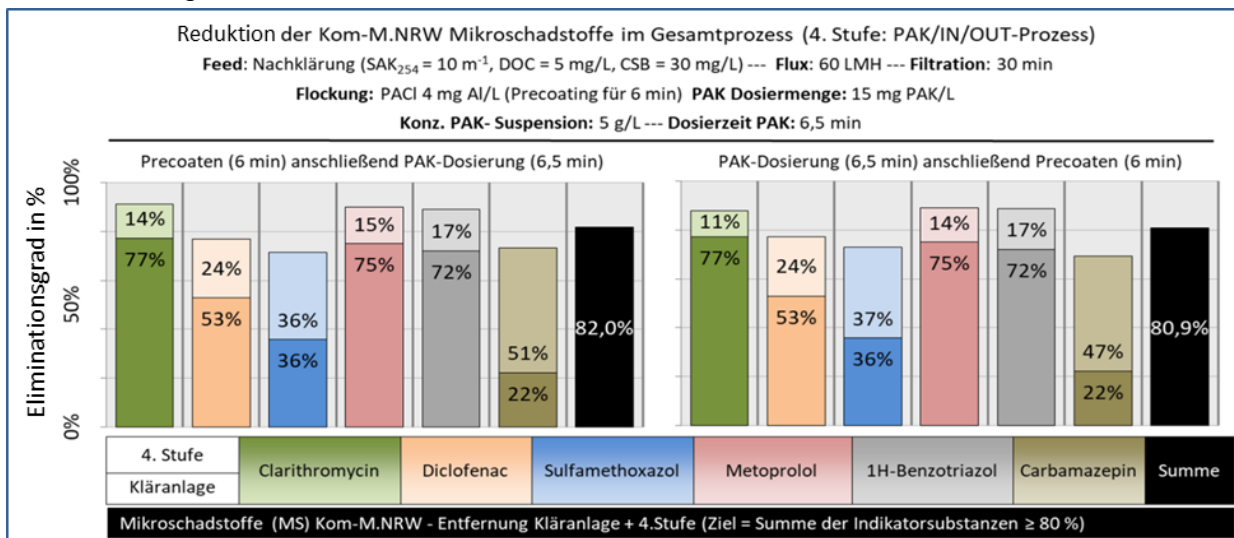


Abbildung 12: Elimination der KOM-M.NRW Indikatorsubstanzen im Gesamtprozess (zweite Pilotierungsphase)

Weitere Berechnungen zur Elimination der Substanzen in einzelnen betrachteten Prozessvarianten des OUT/IN- sowie auch des IN/OUT-Prozesses sind ausführlich im Abschlussbericht zu finden.

---

## 5 Wirtschaftlichkeit

### 5.1 Erläuterung zur Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Im Rahmen dieses Forschungsprojekts wurde eine neuartige Verfahrenskombination untersucht. Zur Überprüfung der wirtschaftlichen Umsetzbarkeit wird in diesem Kapitel eine erste Betrachtung zur Kostenabschätzung für zwei kommunale Kläranlagen unterschiedlicher Größe, Dortmund Deusen (708.000 EW) und Herten Westerholt (36.000 EW), durchgeführt. Dabei wurde auch die bautechnische Integration in den Anlagenbestand betrachtet. Die Anlagenauslegung wurde nach Empfehlungen des Kompetenzzentrums Mikroschadstoffe NRW bzw. den Betriebswerten und Angaben des Anlagenherstellers durchgeführt.

Das für die Auslegung angenommene Reinigungsziel beträgt 80 % Eliminationsgrad der Indikatortsubstanzen, 1H-Benzotriazol, Carbamazepin, Diclofenac, Metoprolol, Clarithromycin sowie Sulfamethoxazol. Dieser soll zwischen dem Zulauf zur biologischen Stufe und dem Ablauf der Stufe zur Mikroschadstoffelimination - was bei einer Vollstrombehandlung den Ablauf der Kläranlage repräsentiert - erreicht werden. Aus drei in den Versuchen ermittelten relevanten Betriebseinstellungen bzw. Betriebskonfigurationen, die sich u. a. im eingestellten Flux unterscheiden, wurden die zur Anlagenauslegung maßgebenden Betriebseinstellungen abgeleitet. Diese sind in Tabelle 4 aufgeführt. Die zur Erreichung des o. g. Reinigungsziels notwendige PAK-Dosis wurde anhand von Analysen der in den Versuchen ermittelten Eliminationsgrade im Zu- und Ablauf der Membrananlage auf 15 mg/L bestimmt. Diese PAK-Dosis stellt die Basis für die Kalkulation der Betriebsmittelkosten dar. Der Energiebedarf für die Fallbeispiele wurde anhand der Herstellerangaben wie Pumpenanzahl, Pumpenleistung etc. abgeschätzt, da im Rahmen der Pilotversuche ermittelte Werte für den Stromverbrauch nicht vergleichbar mit dem großtechnischen Fall wären.

Die Kostenvergleichsrechnung wurde auf Grundlage der „Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen“ für einen Untersuchungszeitraum von 30 Jahren durchgeführt (KVR-Leitlinien, 2012). Die Investitionskosten umfassen dabei die Kosten für Bautechnik, Maschinentechnik und Elektrotechnik sowie die Nebenkosten. Die Betriebskosten umfassen die jährlichen Kosten für elektrische Energie, Personal, Wartung und Instandhaltung sowie verfahrensspezifische Betriebskosten, beispielsweise für Flockungsmittel und PAK.

Hinsichtlich dieser Reinvestitionskosten werden die nachfolgenden Lebensdauern/Abschreibungszeiträume entsprechend KVR-Leitlinien (2012b) angenommen:

- Bautechnik, Nebenkosten                      30 a
- Maschinentechnik                              15 a
- Maschinentechnik Membran                  10 a
- Elektrotechnik                                 10 a

Die in diesem Vorhaben getestete Verfahrenskombination ermöglicht neben der Mikroschadstoffelimination auch eine weitere Reduktion der Standard-Abwasserbelastungsparameter wie dem CSB, Phosphor und Abfiltrierbare Stoffe. Die Reduzierung der Abwasserabgabegebühr durch die verbesserte Ablaufqualität wurde in der Kostenberechnung berücksichtigt.

Tabelle 4: Maßgebende Betriebseinstellungen für die Anlagenauslegung

|           | Parameter                                                        | Einheit                                            | Einstellung                                                          |
|-----------|------------------------------------------------------------------|----------------------------------------------------|----------------------------------------------------------------------|
| Betrieb   | Flux                                                             | $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ | 80                                                                   |
|           | Filtrationszeit                                                  | min                                                | 20                                                                   |
|           | Mittlerer Transmembrandruck                                      | bar                                                | 0,7                                                                  |
| Spülung   | Vorbelüftung (Pre-Aeration)                                      | s                                                  | 30<br>(23 $\text{Nm}^3\text{Luft/h}$ )                               |
|           | Rückspülung<br>(Backwash)<br>(inkl. Belüftung)                   | s                                                  | 30<br>(50 LMH)<br>(23 $\text{Nm}^3\text{Luft/h}$ )                   |
|           | Nachbelüftung<br>(Post-Aeration)                                 | s                                                  | 30<br>(23 $\text{Nm}^3\text{Luft/h}$ )                               |
|           | Schnellspülung mit Rohwasser<br>(Fastflush)<br>(inkl. Belüftung) | s                                                  | 60<br>(3 $\text{m}^3/\text{h}$ )<br>(23 $\text{Nm}^3\text{Luft/h}$ ) |
| Reinigung | Intervall                                                        | -                                                  | täglich                                                              |
|           | Dauer                                                            | min                                                | 60                                                                   |
|           | Natriumhypochlorit ( $\text{NaOCl}$ )<br>13% freies Chlor        | mL                                                 | 600                                                                  |
|           | Natronlauge ( $\text{NaOH}$ )<br>30%-ig                          | mL                                                 | 300                                                                  |
| Dosierung | Flockungsmittel (FM)<br>(Polyaluminiumchlorid)                   | mg Al/L                                            | 4                                                                    |
|           | PAK                                                              | mg PAK/L                                           | 15                                                                   |

Die spezifischen Preise sind jeweils für die beiden Pilotkläranlagen gleichermaßen angenommen worden. Die Annahmen hinsichtlich der spezifischen Kosten der Betriebsmittel, Personal etc. sind der nachfolgenden Aufzählung zu entnehmen. Sie wurden an die örtlichen Gegebenheiten auf den Kläranlagen bzw. des EGLV angepasst.

- Strom/Energie 0,20 €/kWh
- PAK 2.460 €/t PAK
- Flockungsmittel 0,25 €/kg FM
- Schlammentsorgung 80 €/Mg (27 % TS)
- Personalkosten 42 €/h
- Wartung/Instandhaltung 1,25 % BT + 3 % (ET+MT)

## 5.2 Fallbeispiel 1: Kläranlage Dortmund Deusen

Die Kläranlage Dortmund Deusen liegt nord-westlich von Dortmund und hat eine Ausbaugröße von 708.000 EW. Die Kläranlage ist ausgelegt auf eine maximale Mischwassermenge von 16.200  $\text{m}^3/\text{h}$  und eine Trockenwetterzuflussspitze von 4.104  $\text{m}^3/\text{h}$ . In Tabelle 5 ist die Auswertung der Konzentrationen aus 24h-Mischproben der Parameter CSB, Gesamtphosphor ( $\text{P}_{\text{ges}}$ ), Gesamtstickstoff ( $\text{N}_{\text{ges}}$ ), Nitritstickstoff ( $\text{NO}_2\text{-N}$ ), Nitratstickstoff ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ), Ammoniumstickstoff

(NH<sub>4</sub>-N) sowie anorganischer Stickstoff (N<sub>anorg</sub>) laut Betriebsaufzeichnung aus dem Jahr 2016 im Ablauf der Nachklärung und damit im Zulauf der betrachteten Membranstufe zusammengefasst. Ebenfalls mit aufgeführt ist die Abwassertemperatur im Belebungsbecken.

Tabelle 5: Statistische Auswertung der Ablaufkonzentrationen der Kläranlage Dortmund Deusen aus dem Jahr 2016

|                    | Einheit | Anzahl | Minimum | Mittelwert | Median | 85-Perzentil | Maximum |
|--------------------|---------|--------|---------|------------|--------|--------------|---------|
| CSB                | mg/L    | 349    | 15      | 32         | 32     | 39           | 33      |
| P <sub>ges</sub>   | mg/L    | 348    | 0,2     | 0,7        | 0,7    | 0,9          | 1,7     |
| N <sub>ges</sub>   | mg/L    | 5      | 0,2     | 4,6        | 5,8    | 6,0          | 6,2     |
| NO <sub>2</sub> -N | mg/L    | 51     | 0,0     | 0,2        | 0,2    | 0,2          | 0,4     |
| NO <sub>3</sub> -N | mg/L    | 349    | 0,6     | 3,6        | 3,5    | 5,2          | 7,6     |
| NH <sub>4</sub> -N | mg/L    | 349    | 0,1     | 1,2        | 0,6    | 2,4          | 8,5     |
| N <sub>anorg</sub> | mg/L    | 349    | 0,9     | 4,8        | 4,5    | 6,7          | 11,8    |
| T                  | °C      | 366    | 10      | 16         | 17     | 19           | 20      |

Zur Festlegung der Auslegungswassermenge wurden die stündlichen Ablaufwassermengen der Kläranlage aus den Jahren 2014 bis einschließlich 2016 ausgewertet. Aus diesen Daten wurde das  $Q_{T,h,max}$  bestimmt sowie das daraus resultierende arithmetische Mittel der  $Q_{T,h,max,3aM}$  der Jahre 2014-2016 von 5.635 m<sup>3</sup>/h. **Die Auslegungswassermenge wird demnach auf 5.700 m<sup>3</sup>/h festgelegt.** Damit kann über 100 % der Jahresschmutzwassermenge und mehr als 70 % der Jahresabwassermenge behandelt werden. Der mittlere behandelte Abwasserstrom lag bei ca. 4.600 m. Die wichtigsten Größen der Membrananlage sind in Tabelle 6 zusammengefasst dargestellt.

Tabelle 6: Auslegungsgrößen und Dimensionierung der Membrananlage für Dortmund Deusen

|                                 |                   |       |
|---------------------------------|-------------------|-------|
| Auslegungswassermenge           | m <sup>3</sup> /h | 5.700 |
| Mittlere Auslastungswassermenge | m <sup>3</sup> /h | 4.600 |
| Anzahl Membranstraßen (Trains)  | -                 | 8     |
| Anzahl Skids je Straße          | -                 | 5     |
| Anzahl Kartuschen je Skid       | -                 | 58    |
| Anzahl Kartuschen gesamt        | -                 | 2.320 |

Für die Aufstellung der Membrananlage muss eine Halle errichtet werden. Als Fläche wird dafür die in Abbildung 13 dargestellte obere Freifläche über den Nachklärbecken 3 und 4 vorgesehen. Die benötigte Fläche der Halle basiert auf der Auslegung der Membranen sowie deren Anordnung. Die gewählte Anordnung der Anlagenteile ergibt einen Flächenbedarf von ca. 42 m x 24 m für die Unterbringung der Membranen. Unter Berücksichtigung von Wegeflächen wird ein Flächenbedarf von ca. 1.500 m<sup>2</sup> bzw. 50 m x 30 m angenommen.



Abbildung 13: Verfügbare Freiflächen (rot) auf dem Gelände der Kläranlage Dortmund Deusen (nach GeoBasis-DE/BKG 2009)

In Abbildung 14 ist der relevante Ausschnitt des hydraulischen Längsschnitts von der Nachklärung bis zur Einleitung in die Emscher dargestellt. Die Einbindung der Membrananlage erfolgt am Vereinigungsbauwerk, welches dem Hochwasserpumpwerk vorgeschaltet ist.

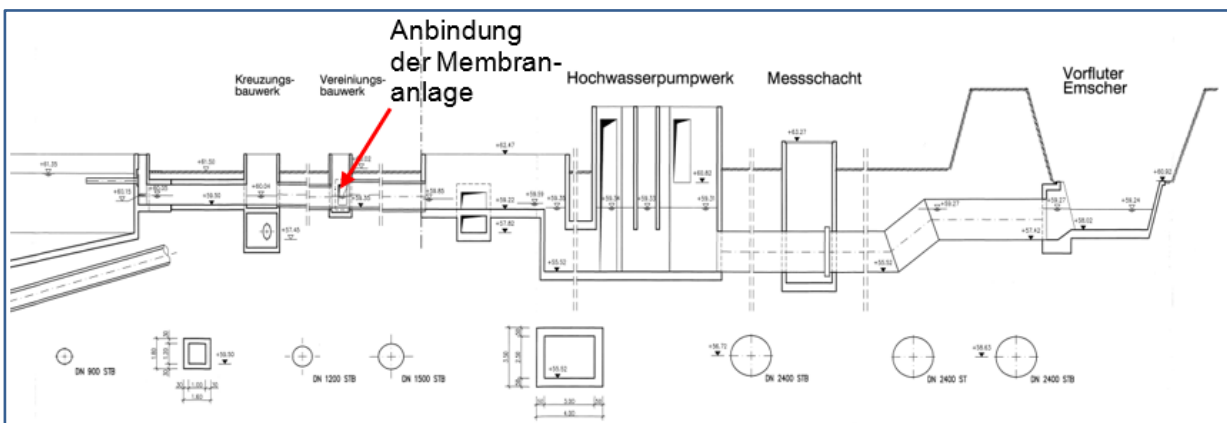


Abbildung 14: Ausschnitt des hydraulischen Längsschnitts zwischen Nachklärung und Einleitung in die Emscher der Kläranlage Dortmund Deusen (Quelle: EGLV)

Die in den Pilotversuchen ermittelte PAK-Dosis von 15 mg PAK/L wird für die Ermittlung der benötigten Lagerkapazität herangezogen. Als Vorhaltezeit der PAK-Silos werden 20 Tage angesetzt. Unter Berücksichtigung eines Freibords von 15 % wird ein PAK-Lagervolumen von ca. 225 m<sup>3</sup> ermittelt.

Die Ermittlung des erforderlichen Lagers für das Flockungsmittel (FM) Polyaluminiumchlorid ergibt sich aus der in den Pilotversuchen untersuchten optimalen Aluminiumdosierung von 4 mg Al/L. Für die Ermittlung des Lagervolumens wird eine Wirksubstanz von 9 %, das heißt 0,09 mg Al/mg, verwendet. Dementsprechend wird der tägliche FM-Bedarf mit knapp 5 kg/d berechnet. Als Lagervolumen für das Flockungsmittel werden 75 m<sup>3</sup> vorgesehen.



---

Für die chemische bzw. oxidative Reinigung werden Natriumhypochlorit (NaOCl) sowie Natronlauge (NaOH) eingesetzt. Pro Reinigung wird 600 ml NaOCl sowie 300 ml NaOH angesetzt. Aus den Pilotversuchen geht ebenfalls hervor, dass eine tägliche Reinigung bei einem Flux von 40 bis 80 L/(m<sup>2</sup>\*h) vorzusehen ist.

### 5.3 Fallbeispiel 2: Kläranlage Herten Westerholt

Die von der EGLV betriebene Kläranlage Herten Westerholt liegt westlich von Herten. Die Kläranlage ist für 36.000 Einwohnerwerte ausgebaut und für einen maximalen Mischwasserzufluss von 932 m<sup>3</sup>/h und eine Trockenwetterzuflussspitze von 500 m<sup>3</sup>/h ausgelegt. Im Jahr 2017 lag die Anschlussgröße der Kläranlage bei ca. 28.000 EW, was einer Auslastung von ca. 78 % entspricht.

Der Kläranlagenablauf wird eingeleitet in den Hasseler Mühlenbach. Die einzuhaltenden Überwachungswerte für die Kläranlage Herten Westerholt sind der Tabelle 7 zu entnehmen.

Tabelle 7: Überwachungswerte für die Kläranlage Herten Westerholt

| Parameter                   |                    | Einheit | Überwachungswert |
|-----------------------------|--------------------|---------|------------------|
| Chemischer Sauerstoffbedarf | CSB                | mg/L    | 56               |
| Ammoniumstickstoff          | NH <sub>4</sub> -N | mg/L    | 5                |
| Gesamtstickstoff            | N <sub>ges</sub>   | mg/L    | 18               |
| Gesamtphosphor              | P <sub>ges</sub>   | mg/L    | 1                |

Die Kläranlage Herten-Westerholt verfügt über eine mechanisch-biologische Verfahrensstufe bestehend aus Rechen sowie Sand- und Fettfang und der Vorklärung. Im Anschluss wird das Abwasser in die biologische Stufe geleitet, die aus einer 3er-Kaskade mit vorgeschalteter Denitrifikation besteht sowie 2 Nachklärbecken, die als Rundbecken ausgeführt sind. Die chemische Fällung des Phosphats erfolgt simultan in der biologischen Stufe. Die Kläranlage verfügt über keine Filtration, sodass das geklärte Abwasser aus dem Ablauf der Nachklärung in den Hasseler Mühlenbach eingeleitet wird. Die Schlammbehandlung der Kläranlage besteht aus einem Vorversäuerungseindicker für den Primärschlamm und einem Überschussschlammeindicker für den Sekundärschlamm. Beide Schlammströme sowie das Fett aus dem Fettfang werden in 2 Faulbehältern anaerob stabilisiert. Der Faulschlamm wird zunächst in Schlammsilos zwischengespeichert und im Anschluss einer Schlammentwässerung unterzogen. Als letzter Schritt folgen Absetzmulden. Das Trübwasser aus dem Vorversäuerungseindicker wird in die biologische Stufe geleitet und das Filtratwasser aus der Schlammentwässerung wird einem Filtratspeicher zugeleitet. Zur Verwertung des bei der anaeroben Stabilisierung anfallenden Faulgases stehen ein Blockheizkraftwerk, ein Gasbehälter zur Speicherung sowie eine Notfackel zur Verfügung. Die wichtigsten Auslegungswerte und Anlageninformationen sind in Tabelle 8 zusammengefasst.

Tabelle 8: Zusammenfassung der Auslegungsgrößen für Herten Westerholt

| Parameter                                 | Einheit           | Wert   |
|-------------------------------------------|-------------------|--------|
| Auslegungsgröße als EW                    | EW                | 36.000 |
| Anschlussgröße als EW (2017)              | EW                | 28.000 |
| Maximaler Mischwasserzufluss $Q_M$        | m <sup>3</sup> /h | 932    |
| Trockenwetterzuflussspitze $Q_{T,Spitze}$ | m <sup>3</sup> /h | 500    |

In Tabelle 9 ist die Auswertung der Konzentrationen aus 24h-Mischproben der Parameter CSB, Gesamtphosphor ( $P_{ges}$ ), Gesamtstickstoff ( $N_{ges}$ ), Nitritstickstoff ( $NO_2-N$ ), Nitratstickstoff ( $NO_3-N$ ), Ammoniumstickstoff ( $NH_4-N$ ) sowie anorganischer Stickstoff ( $N_{anorg}$ ) laut Betriebsaufzeichnung aus dem Jahr 2016 im Ablauf der Nachklärung und damit im Zulauf der betrachteten Membranstufe zusammengefasst. Ebenfalls mit aufgeführt ist die Abwassertemperatur im Belebungsbecken.

Tabelle 9: Statistische Auswertung der Ablaufkonzentrationen der Kläranlage Herten Westerholt aus dem Jahr 2016

|             | Einheit | Anzahl | Minimum | Mittelwert | Median | 85-Perzentil | Maximum |
|-------------|---------|--------|---------|------------|--------|--------------|---------|
| CSB         | mg/L    | 27     | 15      | 22         | 21     | 25           | 35      |
| $P_{ges}$   | mg/L    | 27     | 0,1     | 0,3        | 0,3    | 0,5          | 0,6     |
| $N_{ges}$   | mg/L    | 27     | 5,0     | 8,3        | 8,2    | 10,3         | 11,3    |
| $NO_2-N$    | mg/L    | 27     | 0,0     | 0,1        | 0,0    | 0,0          | 1,3     |
| $NO_3-N$    | mg/L    | 27     | 3,0     | 5,8        | 5,9    | 7,2          | 8,5     |
| $NH_4-N$    | mg/L    | 27     | 0,0     | 0,3        | 0,0    | 0,3          | 2,7     |
| $N_{anorg}$ | mg/L    | 27     | 3,5     | 53         | 6,1    | 7,6          | 111     |
| T           | °C      | 366    | 9       | 15         | 14     | 19           | 21      |

Zur Bestimmung der Auslegungswassermenge wurden die stündlichen Ablaufwassermengen der Kläranlage aus den Jahren 2014 bis einschließlich 2016 ausgewertet. Aus diesen Daten wurde das  $Q_{T,h,max}$  bestimmt sowie das daraus resultierende arithmetische Mittel der  $Q_{T,h,max,3aM}$  der Jahre 2014-2016 von 338 m<sup>3</sup>/h. Da die Trockenwetterspitze der Kläranlage 500 m<sup>3</sup>/h beträgt, wird dieser Wert ebenfalls für die Festlegung der Auslegungswassermenge herangezogen. Die Auslegungswassermenge wird demnach auf 500 m<sup>3</sup>/h festgelegt. Damit kann > 100 % der Jahresschmutzwassermenge und > 70 % der Jahresabwassermenge behandelt werden können.

Zur Auslegung der Membrananlage wird die mittlere stündliche Wassermenge mit 280 m<sup>3</sup>/h festgelegt. Zur Errichtung der Membranstufe stehen auf der Kläranlage Herten Westerholt zwei freie Flächen mit ca. 1.500 m<sup>2</sup> bzw. 1.000 m<sup>2</sup> und sonst keine unnutzbare Bausubstanz zur Verfügung. Zur Aufstellung der Membrananlage wird eine Halle errichtet. Die zur Errichtung einer Membranstufe relevante Anlagendimensionierung ist in Tabelle 10 aufgeführt.



Tabelle 10: Auslegungsgrößen und Dimensionierung der Membrananlage für Herten Westerholt

|                                 |      |     |
|---------------------------------|------|-----|
| Auslegungswassermenge           | m³/h | 500 |
| Mittlere Auslastungswassermenge | m³/h | 280 |
| Anzahl Membranstraßen (Trains)  | -    | 1   |
| Anzahl Skids je Straße          | -    | 4   |
| Anzahl Kartuschen je Skid       | -    | 52  |
| Anzahl Kartuschen gesamt        | -    | 208 |

Auf der Freifläche der Kläranlage kann die Halle für die Membranen, das PAK-Silo und die Dosiervorrichtung sowie das Lager für Flockungsmittel wie in Abbildung 15 dargestellt angeordnet bzw. angebunden werden.

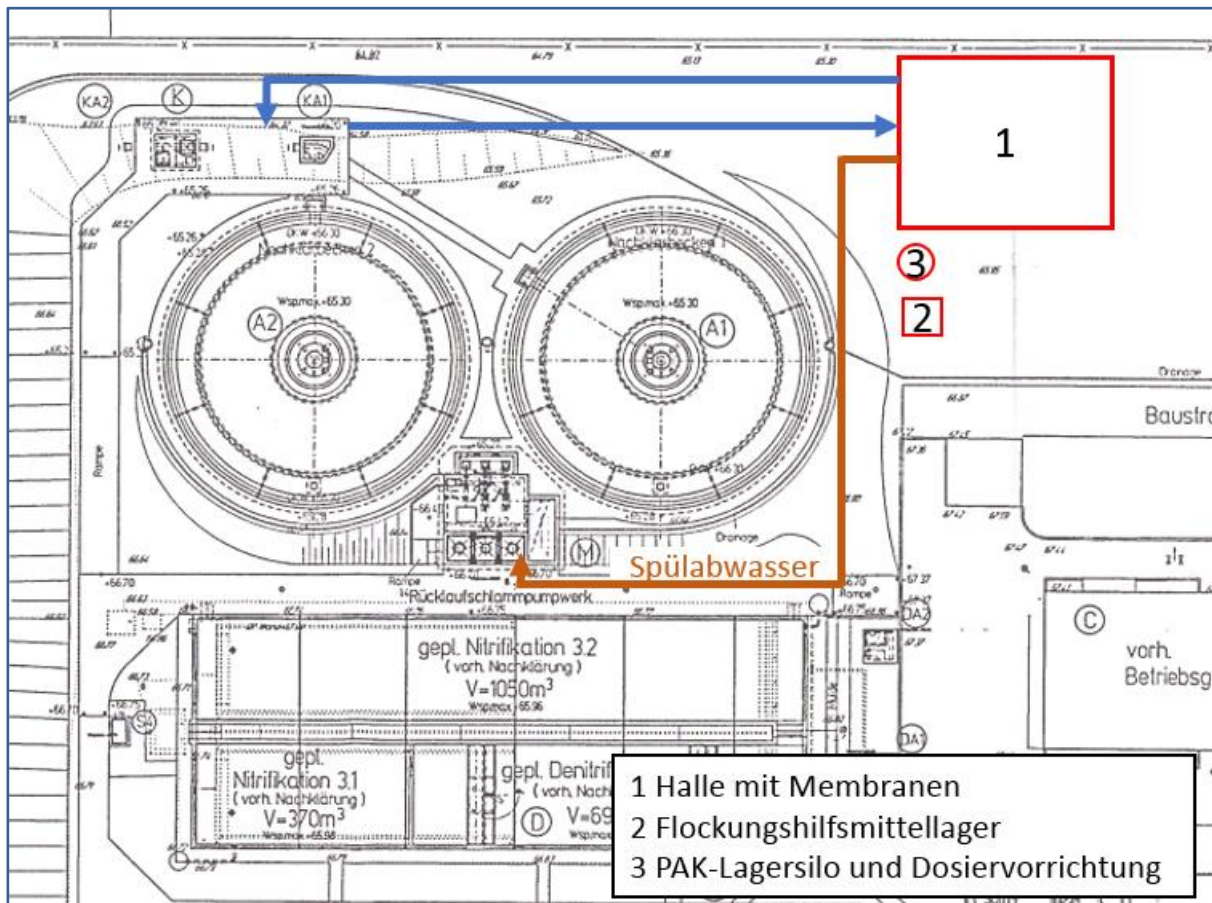


Abbildung 15: Anordnung der Halle für die Membranen, des PAK-Silos sowie des FM-Lagers sowie Möglichkeit der Anbindung der Membranstufe

Der tägliche PAK-Bedarf bei einer PAK-Dosis von 15 mg PAK/L beträgt ca. 100 kg/d. Unter Berücksichtigung eines Freibords von 15 % und 20 Tagen Vorhaltezeit wird ein PAK-Lagervolumen von ca. 105 m³ benötigt.

Für die Ermittlung des Lagervolumens für Flockungsmittel wurde eine Aluminiumdosierung von 4 mg Al/L (Wirksubstanzgehalt von 9 %), das heißt 0,09 mg Al/mg, verwendet. Der tägliche FM-

Bedarf summiert sich auf ca. 300 kg/d. Als Lagervolumen für das Flockungsmittel werden 5 m³ vorgesehen.

Für die chemische bzw. oxidative Reinigung werden Natriumhypochlorit (NaOCl) sowie Natronlauge (NaOH) eingesetzt. Für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wurde von der gleichen Dosierung, wie sie in den Pilotversuchen verwendet wurde, ausgegangen.

## 5.4 Kostenberechnung

Die Investitionskosten bzw. laufenden Kosten für die UF/PAK-Stufe für die Fallbeispiele KA Dortmund-Deusen sind in Tabelle 11 bzw. Tabelle 12 zusammengestellt. Die Investitionskosten für die Anlage liegen insgesamt bei rund 23 Millionen Euro. Umgerechnet nach der Annuitätenmethode liegt der investive Anteil der Jahreskosten bei ca. 2,9 Millionen Euro.

Tabelle 11: Investitionskosten für das UF/PAK-Verfahren für die KA Dortmund-Deusen

| Investitionskosten                                          |                                                                                                   | UF-Membranfiltration mit PAK-Dosierung |                                       |
|-------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------|---------------------------------------|
|                                                             |                                                                                                   | Investitionen<br>Gesamt                | Investiver Anteil<br>der Jahreskosten |
| <b>Zu/Ablaufanbindung</b>                                   |                                                                                                   |                                        |                                       |
|                                                             | Rohrleitungen/Betonarbeiten                                                                       | 500.000 €                              | 25.510 €/a                            |
| <b>Gebäude zur Unterbringung der Membranen inkl. E-Raum</b> |                                                                                                   | 3.600.000 €                            | 183.669 €/a                           |
| <b>Membranen<br/>(Hersteller 1)</b>                         | Membranen inkl. Vorfilter, Rückspülpumpen, CIP-Feed-Pumpen, Gebläse, Chemikaliendosiervorrichtung | 12.250.000 €                           | 2.261.319 €/a                         |
| <b>Feed-Pumpen</b>                                          | 16 x Feedpumpen                                                                                   | 800.000 €                              | 67.013 €/a                            |
| <b>Chemikalienausgleichsbecken</b>                          |                                                                                                   | 8.000 €                                |                                       |
| <b>PAK Lager- &amp; Dosiereinrichtung</b>                   |                                                                                                   |                                        |                                       |
|                                                             | Technische Anlagen                                                                                | 350.000 €                              | 29.318 €/a                            |
|                                                             | Gründung                                                                                          | 50.000 €                               | 2.551 €/a                             |
| <b>Flockungsmittellager &amp; Dosiereinrichtung</b>         |                                                                                                   |                                        |                                       |
|                                                             | Technische Anlagen                                                                                | 300.000 €                              | 25.130 €/a                            |
|                                                             | Gründung                                                                                          | 40.000 €                               | 2.551 €/a                             |
| <b>Messtechnik</b>                                          | (UV-Vis-Sonden, pH-Messung, etc.)                                                                 | 40.000 €                               | 4.689 €/a                             |
| <b>E / MSR - Technik</b>                                    |                                                                                                   | 550.000 €                              | 64.477 €/a                            |
| <b>Wegeanbindung/Außenanlagen etc.</b>                      |                                                                                                   | 20.000 €                               | 1.020 €/a                             |
| <b>Baunebenkosten</b>                                       |                                                                                                   | 4.627.000 €                            | 236.066 €/a                           |
| <b>Summe</b>                                                |                                                                                                   | <b>23.135.000 €</b>                    | <b>2.902.804 €/a</b>                  |

Die entsprechend der KVR-Richtlinie umgerechneten Betriebskosten liegen bei rund 2,7 Millionen Euro. Die Umsetzung der neuen Stufe führt zu einer Kostenersparnis von Abwasserabgabegebühren in Höhe von ca. 1 Million Euro im Jahr. Die Jahreskosten summieren sich auf rund 5,6 Millionen Euro/a. Mit mehr als einem Drittel hat die PAK einen wesentlichen Anteil an den Betriebskosten (ohne Berücksichtigung der Ersparnisse bei der Abwasserabgabe). Die Pilotuntersuchungen haben bereits darauf hingewiesen, dass die Erreichung des Eliminationsziels auch durch niedrigere PAK-Dosen möglich ist. Bei einer Dosierung von 13 mg/L statt den ursprünglich geplanten 15 mg/L PAK können die Betriebskosten um ca. 230.000 Euro reduziert werden.

Tabelle 12: Laufende Kosten für das UF/PAK-Verfahren für die KA Dortmund-Deusen

| Laufende Kosten                         | Verbrauchskennwerte                               | Jährliche Betriebskosten |
|-----------------------------------------|---------------------------------------------------|--------------------------|
| <b>Pulveraktivkohle</b>                 | <b>15 mgPAK/L</b>                                 | <b>1.470.603 €/a</b>     |
| <b>Lösewasser</b>                       | <b>0,05 m³/kg PAK</b>                             | <b>29.890 €/a</b>        |
| <b>Flockungsmittel</b>                  | <b>4 mgAl/L</b>                                   |                          |
|                                         | Wirksubstanz: 9%Al                                |                          |
|                                         | <b>0,09 mgAl/mgFM</b>                             | <b>442.819 €/a</b>       |
| <b>Energie PAK-Dosierung</b>            | <b>1 kWh</b>                                      | <b>1.752 €/a</b>         |
| <b>Energie Feed-Pumpen</b>              | <b>689 kWh/(Train*d)</b>                          | <b>402.376 €/a</b>       |
| <b>Energie Backflush</b>                | <b>32 kWh/(Train*d)</b>                           | <b>18.688 €/a</b>        |
| <b>Energie CIP</b>                      | <b>14 kWh/(Train*d)</b>                           | <b>8.176 €/a</b>         |
| <b>Energie Gebläse</b>                  | <b>73 kWh/(Train*d)</b>                           | <b>42.632 €/a</b>        |
| <b>Schlammmentsorgung</b>               | <b>20 %TS</b>                                     |                          |
|                                         | Pulveraktivkohle                                  |                          |
|                                         | <b>100 % der PAK</b>                              | <b>239.122 €/a</b>       |
|                                         | Flockungsmittel und weiteres                      |                          |
|                                         | <b>200 % der PAK</b>                              | <b>478.245 €/a</b>       |
| <b>Chemikalien Membranreinigung</b>     |                                                   |                          |
|                                         | Oxidative Reinigung mit NaOCl (13 % freies Chlor) |                          |
|                                         | <b>600 mlNaClO/Rei.</b>                           | <b>392.668 €/a</b>       |
|                                         | Alkalische Reinigung mit NaOH (30%ige Lsg.)       |                          |
|                                         | <b>300 mlNaOH/Rei.</b>                            | <b>215.968 €/a</b>       |
| <b>Wartung / Instandhaltung</b>         |                                                   |                          |
| <b>Personalkosten</b>                   | <b>20 h/Monat</b>                                 | <b>10.080 €/a</b>        |
| <b>Ersparnis bei der Abwasserabgabe</b> |                                                   | <b>-998.455 €/a</b>      |
| <b>Summe</b>                            |                                                   | <b>2.754.563 €/a</b>     |
| <b>Jahreskosten (netto)</b>             |                                                   | <b>5.626.787 €/a</b>     |

Ähnliche Darstellungen sind in Tabelle 13 bzw. Tabelle 14 für die KA Herten Westerholt ersichtlich. Die Investitionen liegen insgesamt bei rd. 3,6 Millionen Euro, wobei der investive Anteil der Jahreskosten bei ca. 412.000 Euro liegt. Die Ersparnis der Abwasserabgabegebühren durch die reduzierten CSB und P-Werte wird mit rund 45.000 Euro im Jahr abgeschätzt, was die Betriebskosten auf rund 433.000 Euro reduziert. Die Jahreskosten liegen somit bei ca. 845.000 Euro für die KA Herten Westerholt.

Tabelle 13: Investitionskosten für das UF/PAK-Verfahren für die KA Herten Westerholt

| Investitionskosten                                          |                                                                                                   | Investiver Anteil der Jahreskosten |
|-------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------|
| <b>UF-Membranfiltration mit PAK-Dosierung</b>               |                                                                                                   |                                    |
| <b>Zu/Ablaufanbindung</b>                                   |                                                                                                   |                                    |
| Rohrleitungen/Betonarbeiten                                 | 100.000 €                                                                                         | 5.102 €/a                          |
| <b>Gebäude zur Unterbringung der Membranen inkl. E-Raum</b> | 432.000 €                                                                                         | 183.669 €/a                        |
| <b>Membranen (Hersteller 1)</b>                             | Membranen inkl. Vorfilter, Rückspülpumpen, CIP-Feed-Pumpen, Gebläse, Chemikaliendosiervorrichtung | 1.400.000 €                        |
| <b>Feed-Pumpen</b>                                          | 2 x Feedpumpen                                                                                    | 100.000 €                          |
| <b>Chemikalienausgleichsbecken</b>                          |                                                                                                   | 5.000 €                            |
| <b>PAK Lager- &amp; Dosiereinrichtung</b>                   |                                                                                                   |                                    |
| Technische Anlagen                                          | 220.000 €                                                                                         | 18.429 €/a                         |
| Gründung                                                    | 25.000 €                                                                                          | 1.275 €/a                          |
| <b>Flockungsmittellager &amp; Dosiereinrichtung</b>         |                                                                                                   |                                    |
| Technische Anlagen                                          | 100.000 €                                                                                         | 8.377 €/a                          |
| Gründung                                                    | 20.000 €                                                                                          | 1.020 €/a                          |
| <b>Messtechnik</b>                                          | (UV-Vis-Sonden, pH-Messung, etc.)                                                                 | 40.000 €                           |
| <b>E / MSR - Technik</b>                                    |                                                                                                   | 400.000 €                          |
| <b>Wegeanbindung/Außenanlagen etc.</b>                      | 20.000 €                                                                                          | 1.020 €/a                          |
| <b>Baunebenkosten</b>                                       | 716.000 €                                                                                         | 36.530 €/a                         |
| <b>Summe</b>                                                | <b>3.578.000 €</b>                                                                                | <b>412.188 €/a</b>                 |

Tabelle 14: Laufende Kosten für das UF/PAK-Verfahren für die KA Herten Westerholt

| Laufende Kosten                                   | Verbrauchskennwerte | Jährliche Betriebskosten |
|---------------------------------------------------|---------------------|--------------------------|
| <b>PAK</b>                                        | 15 mgPAK/L          | 91.928 €/a               |
| <b>Lösewasser</b>                                 | 0,05 m³/kg PAK      | 1.839 €/a                |
| <b>Flockungsmittel</b>                            | 4 mgAl/L            |                          |
|                                                   | Wirksubstanz: 9%Al  |                          |
| <b>Energie PAK-Dosierung</b>                      | 0,09 mgAl/mgFM      | 27.238 €/a               |
| <b>Energie Feed-Pumpen</b>                        | 1 kWh               | 1.752 €/a                |
| <b>Energie Backflush</b>                          | 357 kWh/(Train*d)   | 208.488 €/a              |
| <b>Energie CIP</b>                                | 11 kWh/(Train*d)    | 6.424 €/a                |
| <b>Energie Gebläse</b>                            | 7 kWh/(Train*d)     | 4.088 €/a                |
| <b>Schlammentsorgung</b>                          | 38 kWh/(Train*d)    | 22.192 €/a               |
|                                                   | 20 %TS              |                          |
| Pulveraktivkohle                                  | 100 % der PAK       | 14.709 €/a               |
| Flockungsmittel und weiteres                      | 200 % der PAK       | 29.417 €/a               |
| <b>Chemikalien Membranreinigung</b>               |                     |                          |
| Oxidative Reinigung mit NaOCl (13 % freies Chlor) | 600 mlNaClO/Rei.    | 38.213 €/a               |
| Alkalische Reinigung mit NaOH (30%ige Lsg.)       | 300 mlNaOH/Rei.     | 21.017 €/a               |
| <b>Wartung / Instandhaltung</b>                   |                     |                          |
| <b>Personalkosten</b>                             | 20 h/Monat          | 10.080 €/a               |
| <b>Ersparnis bei der Abwasserabgabe</b>           |                     | -44.745 €/a              |
| <b>Summe</b>                                      |                     | <b>432.639 €/a</b>       |

|                             |                    |
|-----------------------------|--------------------|
| <b>Jahreskosten (netto)</b> | <b>844.827 €/a</b> |
|-----------------------------|--------------------|

Die Stufe zur Mikroschadstoffelimination auf der Kläranlage Dortmund Deusen wurde mit 5.700 m³/h dimensioniert. Die behandelbare Abwassermenge wird mit rd. 40 Millionen m³/a abgeschätzt. Die spezifischen Kosten der zusätzlichen Stufe zur Mikroschadstoffelimination werden nach Angaben von KMS mit 14,1 ct/m³ kalkuliert.

---

Auf der KA Herten liegt die behandelbare Abwassermenge mit einer Dimensionierung für 500 m<sup>3</sup>/h bei rd. 2.450.000 m<sup>3</sup>. Die spezifischen Kosten betragen 34,5 €/t/m<sup>3</sup>.

Nach der Auswertung vom Kompetenzzentrum Mikroschadstoffe NRW liegen derzeit die Kosten zur Mikroschadstoffelimination mittels Ozonung bzw. üblicher Aktivkohleverfahren bei 5-15 €/t/m<sup>3</sup> behandeltes Abwasser (KOM-M.NRW, 2016). Kosten für größere Anlagen liegen am unteren Ende dieses Bereichs. Im Vergleich mit bisher umgesetzten Verfahren liegen die Kosten für UF/PAK-Verfahren noch nicht im wirtschaftlichen Bereich, wenn das Behandlungsziel nur die Mikroschadstoffelimination ist. Die untersuchte Verfahrenskombination bietet jedoch Vorteile wie Desinfektion und vollständiger Rückhalt der Partikel, die durch obengenannte Verfahren mit bisher umgesetzten Konfigurationen nicht zu erreichen sind.

Die hier dargestellte Kostenkalkulation basiert auf den durchgeführten Pilotuntersuchungen. Ein Upscaling des Verfahrens auf einen größeren Maßstab kann präzisere Abschätzung der Kosten ermöglichen.

---

## 6 Zusammenfassung

Das Forschungsprojekt „Optimierter Einsatz von Pulveraktivkohle und Ultrafiltration als 4. Reinigungsstufe – UF/PAK 4.0“, das vom Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik/Wassertechnik der Universität Duisburg-Essen gemeinsam mit den Projektpartnern Sweco GmbH und der Emschergenossenschaft durchgeführt wurde, sollte die Leistungsfähigkeit eines hybriden Prozesses hinsichtlich der Mikroschadstoffelimination und der weitergehenden CSB- und Phosphor-Elimination untersuchen sowie die Wirtschaftlichkeit der Verfahrenskombination bewerten. Dazu wurden in erster Instanz Laborversuche zur Identifikation der bestgeeigneten Pulveraktivkohle (PAK) und in zweiter Instanz halbertechnische Versuche im TECHNIKUM auf dem Gelände des Klärwerks Emschermündung durchgeführt.

Zur Auswahl der PAK wurden 14 verschiedene kommerziell erhältliche Aktivkohleprodukte einem umfangreichen Laboruntersuchungsprogramm unterzogen. Die Hauptunterschiede der ausgewählten Produkte lagen zum einen in der Partikelgröße der PAK und zum anderen in verschiedenen Rohmaterialien. Charakterisiert wurden die Aktivkohlen zunächst mit konventionellen Methoden wie bspw. der Jod-Zahl oder der Aufnahme von Stickstoff-Isothermen. Weitere Untersuchungen bestimmten die Adsorptionskapazität bzw. -kinetik der PAK für ausgewählte Modellsubstanzen. Für eine abschließende Validierung im realen Abwasser wurden für alle Aktivkohlen die Eliminationen gelöster organischen Hintergrundsubstanzen, gemessen als SAK<sub>254</sub> sowie die Eliminationen von ausgewählten Mikroschadstoffen bestimmt.

Die Iodzahl der Produkte variierte zwischen 1.200 mg/g und 874 mg/g. Für die BET-Oberfläche konnten Werte zwischen 1.145 m<sup>2</sup>/g und 852 m<sup>2</sup>/g ermittelt werden. Erwartungsgemäß besteht zwischen beiden Parametern eine gute lineare Korrelation. Mit einem Modellwasser, dotiert mit den Substanzen Diclofenac und Amidotrizoesäure, durchgeführte Adsorptionsversuche ergaben eine über alle eingesetzten Aktivkohlen gemittelte Gleichgewichtsbeladung von 260 g/kg für Diclofenac und 192 g/kg für Amidotrizoesäure. Diese Ergebnisse belegen, dass in einem Einzelsystem auch die in realen Wässern verhältnismäßig schlecht adsorbierbare Amidotrizoesäure mit Aktivkohle entfernbar ist. Dabei konnte für Aktivkohlen mit einer hohen inneren Oberfläche nicht zwangsläufig eine hohe Beladung erzielt werden, was ein Indiz dafür ist, dass die BET-Oberfläche oder die Iodzahl nicht geeignet sind, um die Eliminationsleistung von Aktivkohlen in der Wasserreinigung für Mikroschadstoffe zu beurteilen. Die ebenfalls mit Modellwasser durchgeführten kinetischen Untersuchungen mit den o. g. beiden Adsorptiven belegen einen maßgeblichen Einfluss der Porenstruktur auf die Adsorptionsgeschwindigkeit, während ein- und dieselbe Aktivkohle bei Verwendung unterschiedlicher Partikelgrößen (12 µm und 6 µm) vergleichbare Eigenschaften zeigte. Aktivkohlen mit einem großen Anteil an Meso- und Makroporen zeigten die schnellste Adsorptionskinetik.

Versuche in realem Abwasser (Nachklärung) ergaben, dass für die Ermittlung einer Gleichgewichtsbeladung für gelöste organische Substanzen (DOM = Dissolved organic matter, gemessen am SAK<sub>254</sub>) Kontaktzeiten von mindestens 5 Tagen notwendig sind. Die besten Adsorptionseigenschaften für DOM konnten ebenfalls jene Aktivkohlen erzielen, die einen hohen Anteil an Meso- und Makroporen aufzuweisen hatten. Ebenfalls in realen Abwasserproben durchgeführte Versuche zur Mikroschadstoffadsorption ergaben bei Betrachtung der Gesamtelimination der sechs vom KOM-M.NRW empfohlenen Mikroschadstoffe keine signifikanten Unterschiede zwischen den Aktivkohle-Produkten. Grund dafür ist, dass diese Stoffgruppe drei gut adsorbierbare Substanzen enthält, die unabhängig von der Aktivkohle weitestgehend vollständig eliminiert

---

werden (Metoprolol, Carbamazepin, 1H-Benzotriazol). Somit entstehen die einzelnen Unterschiede in der Adsorptionsleistung der Aktivkohlen lediglich durch die mittelgut adsorbierbaren Substanzen (Diclofenac, Sulfamethoxazol, Clarithromycin). Eine Auswertung der Summe aller sechs Substanzen ist somit für den Vergleich der Aktivkohlen nicht zielführend. Dahingegen erwiesen sich die Substanzen Sulfamethoxazol und Iopromid als besonders geeignet, um verschiedene Aktivkohlen in Bezug auf ihre Elimination von Mikroschadstoffen zu vergleichen.

Als Empfehlung für eine schnelle Bewertung von Aktivkohlen zur Auswahl einer PAK zur Mikroschadstoff-Elimination kann nach abschließendem Vergleich der einzelnen untersuchten Charakterisierungsmöglichkeiten die Bestimmung des Eliminationsgrades von Diclofenac (5 mg/L) aus dem Modellwasser oder die Abnahme des SAK<sub>254</sub> im realen Abwasser ausgesprochen werden. Nach einer Kontaktzeit von nur 24 h korrelierten die im Abwasser ermittelten Eliminationsgrade von Diclofenac mit  $R = 0,86$  und die des SAK<sub>254</sub> mit  $R = 0,82$  sehr gut mit denen von Sulfamethoxazol. Die abschließend ausgewählte PAK war die Chemviro „Pulsorb WP260 UF“, da sie in nahezu allen Untersuchungen das beste Ergebnis lieferte.

Zur Auswahl eines für die halbtechnischen Versuche geeigneten Flockungsmittels wurden im Labor Jar-Tests mit einem aluminiumbasierten sowie einem eisenbasierten Flockungsmittel mit dem Realwasser der Nachklärung durchgeführt. Beide Flockungsmittel konnten einen deutlichen Beitrag zur Phosphor- und CSB-Elimination liefern, jedoch wurde durch das Flockungsmittel auf Aluminiumbasis eine höhere Rückhaltung von organischen Wasserinhaltsstoffen erzielt. Dies kann sich aufgrund eines geminderten Membranfoulings positiv auf den PAK/UF-Prozess auswirken. Nach der Entscheidung für ein Flockungsmittel auf Aluminiumbasis wurden in den halbtechnischen Versuchen zwei Gilufloc-Produkte der Firma Kurita getestet. Die letztendliche Auswahl fiel auf das kostengünstigere Gilufloc® 40H.

Die halbtechnischen Versuche wurden im TECHNIKUM der Versuchskläranlage der Emscher-Genossenschaft (1.000 EW) durchgeführt. Die Anlage verfügt über einen Siebrechen, eine kleine Vorklärung und eine zweistraßige Belebungsstufe mit Belebungsbecken und Nachklärbecken mit getrennten Schlammkreisläufen. Die beiden Abläufe werden getrennt zwischengespeichert und für Forschungszwecke zur Verfügung gestellt.

Eine Bewertung des Kläranlagenprozesses von August 2015 bis September 2017 (Daten der Emscher-Genossenschaft) zeigte im Zulauf Konzentrationen für den DOC zwischen 15 und 90 mg/L, für den SAK<sub>254</sub> zwischen 16 und 69 m<sup>-1</sup> und für den CSB zwischen 114 und 618 mg/L. Der Eliminationsgrad des DOC lag im Median bei 76 %, der des SAK<sub>254</sub> bei 52 % und der des CSB bei 91 %. In Hinblick auf Mikroschadstoffe waren starke Schwankungen der Konzentrationen der Röntgenkontrastmittel, des Komplexbildners Benzotriazol und des Süßstoffes Acesulfam zu erkennen, geringe Schwankungen zeigten die Konzentrationen der untersuchten Arzneimittelwirkstoffe. Die ausgewählten Mikroschadstoffe wurden einmalig im Zulauf der Kläranlage sowie im Ablauf der Nachklärung über einen Zeitraum von 4 Tagen gemessen. Naproxen wurde vollständig biologisch abgebaut, Acesulfam, Iopromid und Bezafibrat etwa zur Hälfte und für die restlichen Substanzen wurde eine Elimination von unter 20 % festgestellt.

Um verlässliche Werte für ein Upscaling zu erhalten, wurden über einen Zeitraum von ca. ein- einhalb Jahren umfangreiche Pilotversuche im halbtechnischen Maßstab mit zwei druckgetriebenen Membranverfahren verschiedener Hersteller durchgeführt.

---

Die erste Pilotierungsphase wurde mit einer Anlage der Firma Koch Membrane Systems (KMS) mit einem UF-Modul von 51 m<sup>2</sup> Membranfläche aus PVDF und einer nominalen Porengröße von 0,03 µm im OUT/IN – Modus betrieben. Der Anlagenbetrieb erfolgte bei einem Flux von 50-80 L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup> und einer Filtrationszeit von 20-40 min. Die mechanische Reinigung erfolgte mit Luftunterstützung und dauerte ca. 3–4 min. Sie beinhaltete eine Vorbelüftung von 10 s, eine luftunterstützte Wasserspülung für 30 s bei einem Rückspülflux von 50 bis 100 L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup>, eine Nachbelüftung von 10 s sowie eine luftunterstützte Überströmung mit Rohwasser (Fastflush) für 60 s bei 3 bis 4 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>. Die chemische Reinigung erfolgte unter Verwendung von Natriumhypochlorit bei einer Konzentration von 250 ppm freiem Chlor und einer Einwirkzeit von 45 min.

Die zweite Pilotierungsphase wurde mit einer Anlage der Firma Inge GmbH mit einem UF-Modul von 80 m<sup>2</sup> Membranfläche aus PES und einer nominalen Porengröße von 0,02 µm im IN/OUT – Modus betrieben. Der Anlagenbetrieb erfolgte bei einem Flux von 60-80 L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup> und einer Filtrationszeit von 45 min. Die mechanische Reinigung erfolgte über eine beidseitige Spülung bei einem Flux von 230 L·m<sup>-2</sup>·h<sup>-1</sup> und dauerte rund 1 Minute. Chemische Reinigungen erfolgten mit 15 min Einwirkzeit täglich bei einem pH-Wert von 12 (alkalische Reinigung mit NaOH) und alle 1-2 Tage bei einem pH-Wert von 2 (saure Reinigung mit Schwefelsäure). In gewissen Zeitabständen wurde zusätzlich alkalisch/oxidativ bei pH 12 und mit 250 ppm freiem Chlor gereinigt.

Zur Bewertung der Ablaufqualität beider PAK/UF-Prozesse wurden die Parameter CSB, DOC und SAK<sub>254</sub> hinsichtlich der organischen Hintergrundsubstanzen, Phosphor für die Bewertung der weitergehenden Phosphorelimination und Aluminium zur Überwachung der Flockungsmitteldosierung sowie der Konzentration an Restaluminium regelmäßig gemessen.

In der ersten Pilotierungsphase wurde der CSB mit Flockung/UF im Mittel zu 41 % und mit zusätzlicher Aktivkohledosierung im Mittel zu 65 % eliminiert, wobei der Schwellenwert von 20 mg/L mit der PAK-Dosierung an jedem Versuchstag unterschritten wurde. Der SAK<sub>254</sub> wurde durch Flockung/UF zu 27 % und mit zusätzlicher PAK-Dosierung zu 49 % entfernt. Die Phosphorkonzentration lag im Ablauf des Membranprozesses aufgrund der weitergehenden Elimination von 82 bis 91 % an allen Messtagen unter dem Schwellenwert von 0,1 mg/L.

In der zweiten Pilotierungsphase lagen die Werte für die organische Hintergrundbelastung grundsätzlich etwas höher. Für die Kombination Flockung/UF lag der CSB-Eliminationsgrad im Mittel bei 51 %, wohingegen der SAK<sub>254</sub>-Eliminationsgrad 19 % betrug. Der Eliminationsgrad der weitergehenden Phosphorelimination lag bei 89 %. In dieser Phase wurde auch die Hygienisierung des Abwassers in Bezug auf die Elimination von Legionellen, Coliformen Keimen und Escherichia coli untersucht. Legionellen waren am Tag der Messung im Zulauf nicht nachweisbar. Coliforme Keime und E.coli konnten jeweils nicht im Filtrat nachgewiesen werden, der Eliminationsgrad ist damit abhängig von der Zulaufkonzentration und berechnet sich zu > 5,3 log-Stufen für Coliforme und > 4,9 log-Stufen für E.coli.

In Hinblick auf die Prozessstabilität lässt sich grundsätzlich feststellen, dass beide Membransysteme für die vorliegende Aufgabe geeignet sind und dass sich Einstellungen finden lassen, mit denen die Systeme stabil mit der hier vorliegenden Wasserqualität betrieben werden können. Ein direkter Vergleich der beiden getesteten Membransysteme lässt sich nicht durchführen, da sie nicht gleichzeitig mit derselben Wasserqualität getestet werden konnten und dadurch nicht auszuschließen ist, dass festgestellte Unterschiede auf eine Änderung in der Zulaufqualität zurückzuführen sind. Daher wird an dieser Stelle auf eine entsprechende Diskussion verzichtet. Folgende Ergebnisse der Pilotierungen geben jedoch, unabhängig vom verwendeten System,



---

wichtige Hinweise zur Verbesserung der Prozessstabilität in Bezug auf Verfügbarkeit und Ausbeute und damit zur Senkung der Betriebs- und Investitionskosten:

- Sowohl die Trübstoffe als auch die UV-aktiven Wasserinhaltsstoffe haben einen direkten negativen Einfluss auf das irreversible Fouling an beiden Membrantypen. Das Online-Monitoring von Trübung und SAK<sub>254</sub> ist daher zu empfehlen, um ggf. durch Anpassung von Betriebsparametern (bspw. Verringerung der Filtrationszeit und/oder des Flux, Erhöhung der Dosierkonzentration für das Flockungsmittel) reagieren zu können.
- Die Dosierung von Flockungsmittel war in beiden Systemen zur Vermeidung von zu starkem irreversiblen Fouling notwendig. Die Verringerung der Dosierzeit auf bis zu 15 % der Filtrationsdauer wurde für das IN/OUT-System getestet und erhöhte das Niveau des mittleren TMP nur geringfügig, hatte aber keinen negativen Einfluss auf die Betriebsstabilität. Eine derartige Maßnahme führt zu einer deutlichen Senkung der Betriebskosten.
- Die Dosierung von PAK hat zumindest für die in dieser Studie untersuchten Dosierkonzentrationen keinen signifikanten Einfluss auf die Vermeidung von irreversiblen Fouling.
- Eine hinreichend gute Entfernung der PAK aus dem Membranmodul muss durch die regelmäßige Spülung gewährleistet sein. Dies war bei dem IN/OUT-System ohne Änderungen der Betriebsparameter möglich. Beim OUT/IN-System musste die Belüftungsdauer während der Luftspülung, die vor und nach der Wasserspülung stattfindet, von 10 auf 30 s erhöht werden. Die weiteren Parameter blieben unverändert.
- Beide Systeme mussten regelmäßig chemisch gereinigt werden. Für das IN/OUT-System wurde eine alkalisch/oxidative Reinigung (Einwirkzeit 30 min, pH 12, 250 ppm freies Chlor) als optimal gefunden, die je nach Zulaufqualität im Abstand von mehreren Tagen durchgeführt wurde. Auf eine Säurereinigung kann ggf. verzichtet werden, da sie im Rahmen der Pilotierung keinen deutlichen Effekt gezeigt hat. Für das OUT/IN-System wurde ebenfalls eine alkalisch/oxidative Reinigung als optimal gefunden, da sie den größten Effekt zeigte. Sie sollte mit einer Einwirkzeit von 60 min täglich durchgeführt werden. Auf eine Säurereinigung kann auch hier verzichtet werden.

Schwerpunkte im Rahmen der Adsorptionsversuche waren der Einfluss der Dosierzeit der PAK (Einmaldosierung vs. kontinuierliche Dosierung), der Einfluss der Partikelgröße der PAK und die Bildung von PAK-Agglomeraten in der PAK-Dosiersuspension und deren Einfluss auf den Adsorptionsprozess. Die zu untersuchenden Betriebseinstellungen wurden jeweils über drei Filtrationszyklen getestet und der jeweils dritte Zyklus mittels einer Sammelprobe beprobt, wobei jeder Zyklus 30 min dauerte. Die Bewertung des Adsorptionsprozesses erfolgte durch die Analyse der Summenparameter CSB, DOC und SAK<sub>254</sub>, die Analyse ausgewählter Mikroschadstoffe sowie die online-Messung des SAK<sub>254</sub> auf der Filtratseite. Die Einteilung der Mikroschadstoffe erfolgte auf Basis der Ergebnisse der Laboruntersuchungen in sehr gut adsorbierbare Substanzen (Eliminationsgrad > 90 %: Bezafibrat, 1H-Benzotriazol, Carbamazepin, Metoprolol), gut adsorbierbare Substanzen (Eliminationsgrad zwischen 50 bis 90 %: Diclofenac, Sulfamethoxazol, Clarithromycin, Naproxen) und gering adsorbierbare Substanzen (Eliminationsgrad < 50 %: Amidotrizoesäure, Iopamidol, Iopromid).

In der zweiten Pilotierungsphase (IN/OUT) konnte unter anderem auch der reine Adsorptionsprozess ohne Flockungsstufe untersucht werden, da hier im Gegensatz zur ersten Pilotierungsphase (OUT/IN) ein Anlagenbetrieb auch ohne Flockung über mehrere Stunden möglich war.

---

Dabei wurde gezeigt, dass die Einmaldosierung bei der großtechnischen Umsetzung keine erkennbaren Vorteile gegenüber der kontinuierlichen PAK-Dosierung bietet. Die Partikelgröße hingegen hat einen entscheidenden Einfluss auf die Adsorptionskinetik. Untersucht wurde dafür die Chemviron Pulsorb WP260 mit einer Partikelgröße von 25 µm (Median der Volumenverteilung) sowie das weitergehend vermahlene Produkt mit 6 µm. Der SAK<sub>254</sub> bspw. wurde mit der auf 6 µm vermahlene Kohle um ca. 8 Prozentpunkte, die Mikroschadstoffe um ca. 11 Prozentpunkte besser eliminiert.

Der Einfluss der Flockung auf den Adsorptionsprozess wurde ebenfalls in der zweiten Pilotierungsphase (IN/OUT) untersucht. Hier konnte festgestellt werden, dass sich die Flockung im PAK/UF-Prozess sowohl bei der Einmaldosierung als auch bei der kontinuierlichen Dosierung der PAK negativ auf den Adsorptionsprozess auswirkt. Für einen PAK/UF-Prozess, bei dem auf eine kontinuierliche Flockung zur weitergehenden Elimination des organischen Hintergrunds oder der Fouling verursachenden Substanzen verzichtet werden kann, lässt sich damit für großtechnische Anlagen die Empfehlung ableiten, das Precoating zu Beginn des Filtrationszyklus und daran anschließend die Einmaldosierung der PAK durchzuführen. Hierdurch kann eine sehr gute Ausnutzung der Adsorptionskapazität der PAK erreicht werden. Da die Erkenntnis bezüglich des negativen Einflusses der Flockung auf die Adsorption erst zum Ende der zweiten Pilotierungsphase erkannt wurde, wurden alle Versuche in der ersten Pilotierungsphase und weitgehend alle in der zweiten Pilotierungsphase mit einer Flockungsstufe durchgeführt.

Den größten Einfluss auf die untersuchten Prozesse hatten PAK-Agglomerate, die in Abhängigkeit von der Konzentration in der Dosiersuspension entstehen und ohne weitere Verdünnung in den Prozess eingebracht werden. Mit diesen Agglomeraten verändern sich die Adsorptionseigenschaften der sich auf der Membranoberfläche ausbildenden PAK-Schicht negativ, weil sie unter anderem zu einer inhomogenen Verteilung der PAK auf der Membran führen. Die Neigung zur Agglomeration ist zudem größer, je kleiner die Größe der PAK-Partikel ist. Bereits bei einer Konzentration der PAK-Dosiersuspension von 4 g/L sind auf der Membranoberfläche inhomogen verteilte Agglomerate zu beobachten, die einerseits die Adsorptionskinetik negativ beeinflussen und andererseits zu einem ungleichmäßigen Kontakt zwischen Aktivkohle und aufzubereitendem Wasser führen. Versuche mit reduzierter Konzentration der PAK-Dosiersuspension ergaben demgemäß für alle drei Mikroschadstoff-Gruppen bessere Eliminationsgrade, da in diesem Fall die Agglomerat-Bildung verringert bzw. vermieden wurde. Der Eliminationsgrad der sehr gut adsorbierbaren Substanzen (allein bei Betrachtung der 4. Stufe) wurde bspw. im OUT/IN-Prozess bei einer PAK-Dosis von 15 mg PAK/L und der Verwendung einer Dosiersuspension mit nur 0,3 g/L von 47 auf 75 % und im IN/OUT-Prozess von 17 auf 59 % erhöht. Auch der Eliminationsgrad der gering adsorbierbaren Substanzen konnte auf diese Weise deutlich gesteigert werden (OUT/IN: von 21 auf 45 % und IN/OUT: von 11 auf 38 %).

Bei einem diesbezüglichen Vergleich der beiden Membransysteme wird deutlich, dass der IN/OUT-Prozess wesentlich mehr durch die Bildung von PAK-Agglomeraten beeinflusst wird, da die Ergebnisse der Versuche mit hoch konzentrierten PAK-Dosiersuspension signifikant schlechter waren. Ein Grund dafür kann in der höheren Überströmungsgeschwindigkeit in den Kapillaren beim IN/OUT-Prozess liegen. Größere Partikel neigen bei höheren Überströmungsgeschwindigkeiten dazu, sich erst in einer mit der Partikelgröße wachsenden Entfernung vom Einstromquerschnitt auf der Membranoberfläche abzulagern. Bei Überschreitung eines Grenzdurchmessers werden sie sogar bis an das tote Ende des Moduls transportiert. Aufgrund der dadurch verursachten, über die Kapillarlänge inhomogenen Verteilung der PAK, würde sie während der anschließenden Filtration nur mit wenig Wasservolumen in Berührung kommen und

---

damit für eine Adsorption nur in erheblich geringerem Umfang als bei einer homogenen Verteilung zur Verfügung stehen. Da sich ein großer Kapillarquerschnitt vorteilhaft für eine homogene Verteilung der PAK auswirken kann, wären für den IN/OUT-Prozess weitergehende Untersuchungen mit Modulen mit größeren Kapillardurchmessern zu empfehlen.

In einer späteren großtechnischen Umsetzung ist zur Vermeidung der Agglomerat-Bildung sowohl für den OUT/IN- als auch den IN/OUT-Prozess eine möglichst geringe Konzentration der PAK-Dosiersuspension anzustreben. Eine Konzentration von unter 5 g/L ist nach Rücksprache mit einem Hersteller von großtechnischen PAK-Dosieranlagen zwar im Moment nicht üblich, aber praktisch denkbar und sollte bei der Prozessplanung diskutiert und später weitestgehend umgesetzt werden. Eine andere verfahrenstechnisch mögliche Variante, die jedoch zusätzliche Investitionskosten bedeuten würde, wäre es, die stärker konzentrierte Dosiersuspension erst kurz vor der Dosierung zu verdünnen und damit die Agglomerate der Dosiersuspension aufzulösen. Hierbei würde die pro Zyklus benötigte Menge an PAK in einem separaten Suspensions-tank (Verwendung von Rohwasser, wie auch bei der Pilotierung) auf eine optimale Konzentration verdünnt werden. Im Anschluss an eine Membranspülung würde diese vorverdünnte Suspension in den ersten Minuten des Zyklus filtriert und somit die fein verteilte PAK an die Membranoberfläche angeschwemmt werden. Im restlichen Verlauf der Filtration kann dann die Suspension für den nächsten Zyklus vorbereitet werden. Da dies nur wenige Minuten in Anspruch nimmt, könnte ein einziger Suspensionstank auch mehrere Membranstraßen mit PAK versorgen.

Die Untersuchungen zum Einfluss der Dosierzeit der PAK zeigten auch in den Hauptuntersuchungen mit einer Flockung, dass die Einmaldosierung, anders als in den Laboruntersuchungen, keine Vorteile gegenüber einer kontinuierlichen Dosierung liefert. Bestätigt wurde dies in beiden Pilotierungsphasen. Aufgrund nicht signifikanter Vorteile und bei Berücksichtigung der oben diskutierten Probleme, die eine höher konzentrierte PAK-Dosiersuspension mit sich bringt, ist für den Bau einer großtechnischen Anlage zu empfehlen, von einer Einmaldosierung abzusehen. Wird jedoch der negative Einfluss der Flockung auf den Adsorptionsprozess berücksichtigt, so kann es ggf. sinnvoller sein, eine Einmaldosierung mit der vorgeschlagenen Vorverdünnung der PAK-Dosierkonzentration zu integrieren und in der Zeit der PAK-Dosierung die Flockung auszusetzen.

Insgesamt können aus den Versuchsergebnissen des Forschungsvorhabens folgende Empfehlungen bzw. Aussagen für eine PAK-Dosierung in einem PAK/UF-Prozess abgeleitet werden:

- Ein Prozess (sowohl OUT/IN, als auch IN/OUT), der nur ein Precoating mit Flockungsmittel von wenigen Minuten zu Beginn des Filtrationszyklus benötigt, wird mit einer anschließenden kontinuierlichen PAK-Dosierung effektiv in der Elimination von organischen Substanzen sein und wäre verfahrenstechnisch wenig aufwändig.
- Für einen OUT/IN-Prozess, der für einen stabilen Betrieb auf eine kontinuierliche Flockung angewiesen ist, ist die Anwendung der kontinuierlichen Dosierung der PAK zu empfehlen.
- Für einen IN/OUT-Prozess, der für einen stabilen Betrieb auf eine kontinuierliche Flockung angewiesen ist, kann
  - o erstens eine Einmaldosierung der PAK bei gleichzeitiger Deaktivierung der Flockung in den ersten Minuten der PAK-Dosierung vorgesehen werden. Zusätzlich

---

sollte eine sehr niedrige Konzentration der Dosiersuspension von ca. 0,2 g/L eingestellt werden. Diese Option ist jedoch als verfahrenstechnisch sehr aufwändig einzuordnen.

- zweitens die verfahrenstechnisch einfachere kontinuierliche Dosierung vorgesehen werden. In diesem Fall muss entweder die PAK- Dosierung von der Flockung entkoppelt werden und deutlich früher in der Prozesskette erfolgen. Dies erfordert eine PAK-Kontaktstrecke mit einer Kontaktzeit von mindestens etwa 6 Minuten - abhängig von der eingesetzten PAK - oder einen PAK-Kontaktreaktor. Wenn Flockung und PAK-Dosierung nicht entkoppelt werden können, kann ein Ausgleich des negativen Einflusses der Flockung auf den Adsorptionsprozess durch eine Erhöhung der PAK-Dosis erreicht werden.

Eine Bewertung der Elimination des Gesamtprozesses – Kläranlage und 4. Stufe - für Mikroschadstoffe wurde unter Berücksichtigung der vom KOM.M-NRW allgemeinen Auslegungsempfehlungen durchgeführt. Als Ziel einer Anlage zur gezielten Mikroschadstoffbehandlung wird ein Eliminationsgrad von 80 % bezogen auf die Indikatorsubstanzen 1H-Benzotriazol, Carbamazepin, Diclofenac, Metoprolol, Clarithromycin sowie Sulfamethoxazol empfohlen. Der Eliminationsgrad soll zwischen dem Zulauf zur biologischen Stufe und dem Ablauf der Stufe zur Mikroschadstoffelimination - was bei einer Vollstrombehandlung den Ablauf der Kläranlage repräsentiert - erreicht werden. Der rein biologische Abbau der Substanzen in der Belebung wurde einmalig für mehrere Tage untersucht und lag bei 12 %, was die grundsätzliche Notwendigkeit einer weitergehenden Abwasserreinigung verdeutlicht. Zur Bestimmung der Gesamtelimination einer Kläranlage mit einem PAK/UF-Prozess muss der Prozess inkl. der Rückführung der PAK mit dem Rückspülwasser der UF in die Belebung im Vollstrom betrachtet und für einen längeren Zeitraum untersucht werden. Aufgrund der technischen Rahmenbedingungen konnte ein derartiger Gesamtprozess nicht appliziert werden. Daher wurde in jeder Pilotierungsphase einmalig die Rückführung der PAK in die Belebung in einem mehrtägigen Versuchslauf simuliert und die weitergehende Elimination der Substanzen in der Belebung bestimmt. Der Eliminationsgrad im Belebungsbecken (biologisch und adsorptiv) erhöhte sich durch die rückgeführte PAK auf 51 % in der ersten und auf 56 % in der zweiten Phase. Mit diesen erzielten Daten sowie den Daten zum Eliminationsgrad der 4. Stufe konnte die Gesamt-Elimination der Mikroschadstoffe berechnet. Hierzu wurden für beide Membransysteme die jeweils effizientesten Verfahrensvarianten ausgewählt, die für eine spätere großtechnische Umsetzung denkbar wären.

Für den OUT/IN-Prozesses hat sich für jede Dosierart der PAK eine kontinuierliche Flockungsmitteldosierung als günstig dargestellt. Weitgehend unabhängig davon, ob die PAK kontinuierlich oder in einer Einmaldosierung zugegeben wird, berechnet sich der Gesamt-Eliminationsgrad der Indikatorsubstanzen zu etwa 85 %. Da in den betrachteten PAK/UF-Einzelprozessen die Konzentration der PAK-Dosiersuspension bei 0,3 g/L lag, wäre für die Erreichung dieses Eliminationsgrades die verfahrenstechnisch aufwändige Vorverdünnung der PAK-Suspension erforderlich, da es bei höheren Konzentrationen zur Agglomeratbildung kommt. Bei einer praktisch einfacher umzusetzenden Dosierung einer höher konzentrierten PAK-Dosiersuspension von 5 g/L würde der Gesamt-Eliminationsgrad geringer ausfallen und bei nur 75 % liegen, was eine Erhöhung der PAK-Dosis erfordern würde.

Für den IN/OUT-Prozess wurden ebenfalls verschiedene Verfahrensvarianten, die für eine spätere großtechnische Umsetzung denkbar wären, ausgewählt, um die Elimination der Indikatorsubstanzen im Gesamtprozess abzuschätzen. Wird im Prozess mit kontinuierlicher Flockung

---

die PAK der Flockung vorgeschaltet dosiert und wird eine Kontaktzeit der PAK von 6 min gewährleistet, so ist bei einer PAK-Dosiersuspension von 5 g/L ein Eliminationsgrad der Indikatorsubstanzen von annähernd 80 % möglich. Wird jedoch die PAK zusammen mit dem Flockungsmittel dosiert (ohne zusätzliche Kontaktzeit), so verringert sich der Gesamt-Eliminationsgrad aufgrund des negativen Einflusses der Flockung auf nur 70 %, was somit zur Erreichung des Zielwertes von 80 % eine deutliche Erhöhung der PAK-Dosis auf über 15 mg PAK/L erforderlich machen würde. Der IN/OUT-Prozess konnte jedoch auch stabil bei einer diskontinuierlichen Flockung betrieben werden, was die Kombination einer Flockungsmitteldosierung von wenigen Minuten, gefolgt von der Einmaldosierung der PAK mit einer PAK-Dosiersuspension von 5 g/L ermöglichen würde. Diese Variante würde bei einer Dosis von 15 mg PAK/L einen Gesamt-Eliminationsgrad der Indikatorsubstanzen von 82 % erreichen. Eine weitere Steigerung auf 83 %, verbunden mit einer ggf. möglichen Reduzierung der PAK-Dosis unter 15 mg PAK/L, würde der Prozess mit einer kontinuierlichen Flockung und einer Einmaldosierung einer PAK-Dosiersuspension von 0,2 g/L erzielen. Da in diesem Fall jedoch eine vorherige Verdünnung der Dosiersuspension erforderlich wäre, müssten die für die zusätzlichen Installationen entstehenden Investitionskosten berechnet und einer möglichen Einsparung des PAK-Verbrauches gegenübergestellt werden. Insgesamt zeigen die Ergebnisse, dass durch die Rückführung der PAK in die Belebung für den Gesamt-Eliminationsgrad aller betrachteten Mikroschadstoffe mittels der 4. Reinigungsstufe der Zielwert von 80 % erreicht werden kann.

Zur besseren Vergleichbarkeit der Kosten der PAK/UF-Verfahrenskombination mit denen alternativer Verfahren wurde die technische Umsetzung des Prozesses für zwei kommunale Kläranlagen unterschiedlicher Größe, Dortmund Deusen (708.000 EW) und Herten Westerholt (36.000 EW), kalkuliert, da für diese bereits entsprechende Kostenberechnungen anderer Verfahren für eine 4. Reinigungsstufe vorlagen. Die PAK/UF-Verfahrenskombination ermöglicht neben der Mikroschadstoffelimination auch eine weitere Reduktion der Standard-Abwasserbelastungsparameter wie CSB, Phosphor und abfiltrierbare Stoffe. Die verbesserte Ablaufqualität führt zu einer Reduzierung der Abwasserabgabegebühren, was in der Kostenberechnung berücksichtigt wurde. Die auf Grundlage der Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen der KVR durchgeführte Wirtschaftlichkeitsbetrachtung beruht auf den aus den Versuchen mit der Membrananlage von Koch Membrane Systems (KMS) eruierten Betriebsgrößen. Relevant dabei sind insbesondere der maximale mögliche Flux von  $80 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ , den die Membranen behandeln können sowie der dazu korrespondierende Transmembrandruck, der maßgeblich den Energiebedarf für den Membranbetrieb bestimmt. Neben diesen beiden Kenngrößen sind auch die Rückspül- bzw. Reinigungsintervalle von Bedeutung. Sie bestimmen die Verfügbarkeit der Membran sowie die Betriebskosten für die Reinigungschemikalien.

Die Stufe zur Mikroschadstoffelimination auf der Kläranlage Dortmund Deusen wurde mit  $5.700 \text{ m}^3/\text{h}$  dimensioniert. Die behandelbare Abwassermenge wurde mit rund 40 Millionen  $\text{m}^3/\text{a}$  abgeschätzt. Die spezifischen Kosten der zusätzlichen Stufe zur Mikroschadstoffelimination wurden mit  $14,7 \text{ €/t/m}^3$  kalkuliert. Auf der KA Herten liegt die behandelbare Abwassermenge mit einer Dimensionierung für  $500 \text{ m}^3/\text{h}$  bei rd.  $2.450.000 \text{ m}^3$ . Die spezifischen Kosten betrugen hier  $35 \text{ €/t/m}^3$ .

Nach einer Auswertung vom Kompetenzzentrum Mikroschadstoffe NRW liegen derzeit die Kosten zur Mikroschadstoffelimination mittels Ozonung bzw. üblicher Aktivkohleverfahren bei  $5\text{--}15 \text{ €/t/m}^3$  behandeltes Abwasser. Kosten für größere Anlagen liegen am unteren Ende dieses

---

Bereichs. Im Vergleich mit bisher umgesetzten Verfahren liegen die auf Basis der Pilotversuche ermittelten Kosten für das PAK/UF-Verfahren somit noch nicht im wirtschaftlichen Bereich, wenn das Behandlungsziel nur die Mikroschadstoffelimination ist. Die untersuchte Verfahrenskombination bietet jedoch weitere zu berücksichtigende Vorteile, wie die Hygienisierung des Abwassers, insbesondere auch für multiresistente Keime sowie die Elimination von Mikroplastik, die durch oben genannte Verfahren mit bisher umgesetzten Konfigurationen nicht zu erreichen sind.

---

## 7 Literatur

- Abegglen, C., Siegrist, H. (2012) *Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser. Verfahren zur weitergehenden Elimination auf Kläranlagen*. Bundesamt für Umwelt BAFU.
- Abwasserabgabengesetz in der Fassung der Bekanntmachung vom 18. Januar 2005 (BGBl. I S. 114), das zuletzt durch Artikel 2 der Verordnung vom 22. August 2018 (BGBl. I S. 1327) geändert worden ist.
- Bartnik, P., Metzner, K. (2014). *Machbarkeitsstudie zur Elimination von Mikroschadstoffen auf der Kläranlage Grundsteinheim*, gefördert durch: Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen, Kennziffer: M-02/13-Pb.
- Buchta, P., Kripahle, A., Vial, D., Winkler, R., Berg, P. (2017): 'In-out ultrafiltration in tertiary wastewater applications - Comparison of different operational strategies', *Desalination and Water Treatment* 73, S. 145–154.
- DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., (2013): 26. *Leistungsvergleich kommunaler Kläranlagen - Phosphor im Visier*
- Exner, M., Rechenburg, A., Herbst, S., Koch, C., Kiesemann, T. (2001). *Untersuchungen zur mikrobiellen Fließgewässerbelastung durch Kläranlagen. Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben*, Klinikum der Universität Bonn, Institut für Hygiene und öffentliche Gesundheit.
- Hoffmann, G., Panglisch, S. (2018) 'Erzeugung von Synergieeffekten bei hybriden Prozessen am Beispiel der Verschaltung von Membranfiltration über poröse Membranen und Pulverkohledosierung und deren Überführung in technische Anlagen', in: *Welt-Handbuch der Filtrations- und Separationsindustrie 2018-2020*. VDL-Verlag GmbH, Eckhard von der Lüche.
- Lerch, A. (2008) *Fouling layer formation by flocs in inside-out driven capillary ultrafiltration membranes*. Dissertation. Universität Duisburg-Essen.
- LFU Bayern (2015) *Bakterien als "Schädlinge"*, unter: [http://www.lfu.bayern.de/analytik\\_stoffe/biol\\_analytik\\_mikrobielle\\_oekologie/bakterien\\_schaedlinge/index.htm](http://www.lfu.bayern.de/analytik_stoffe/biol_analytik_mikrobielle_oekologie/bakterien_schaedlinge/index.htm) (abgerufen am 29.04.2019)
- Panglisch, S. (2001) *Zur Bildung und Vermeidung schwer entfernbare Partikelablagerungen in Kapillarmembranen bei der Dead-End Filtration*. Dissertation. Gerhard-Mercator-Universität-Gesamthochschule Duisburg.
- Popp, W., Huber, S., Kexel, S. (2004): 'Abwasserdesinfektion zur Verbesserung der Badegewässerqualität an der Oberen Isar', *Wasser und Abfall* 6 (5), S. 14-18.
- Schneider, K., Utecht, K.-U., Nogueira, R., Rosenwinkel, K.-H. (2015): 'Legionellenbelastung im Abwasser - Vorkommen und Maßnahmen zur Reduzierung', *KA - Korrespondenz Abwasser, Abfall* (6), S. 512-519.