



## Konzeptstudie

---

### *Spurenstoffelimination mittels Aktivkohle im Ablauf des Klärwerks Gütersloh-Putzhagen*

---

**ATEMIS GmbH**

Ingenieurgesellschaft für Abwassertechnik,  
Energie-Management und  
innovative Systementwicklung

Technologiezentrum am Europaplatz  
D-52068 Aachen

Tel.: (0241) 963 - 1890

Fax: (0241) 963 - 1899

Web: [www.atemis.net](http://www.atemis.net)

Stand: September 2011

---

Dipl.-Ing. M. Merten

## **Inhaltsverzeichnis**

<b>1.</b>	<b>Veranlassung und Vorhaben</b>	<b>1-1</b>
<b>2.</b>	<b>Standortspezifische Randbedingungen</b>	<b>2-1</b>
<b>3.</b>	<b>Kurze Vorstellung möglicher Reinigungsverfahren</b>	<b>3-1</b>
<b>4.</b>	<b>Verfahrensvorauswahl und Festlegung von Auslegungsgrundlagen</b>	<b>4-1</b>
<b>5.</b>	<b>Darstellung kläranlagenspezifischer Lösungsmöglichkeiten zum Einsatz granulierter Aktivkohle</b>	<b>5-1</b>
<b>6.</b>	<b>Technisch-wirtschaftlicher Vergleich der Lösungsmöglichkeiten</b>	<b>6-1</b>
<b>7.</b>	<b>Zusammenfassung und Empfehlung für das weitere Vorgehen</b>	<b>7-1</b>

## 1. Veranlassung und Vorhaben

Die Stadt Gütersloh betreibt im Ablauf des Klärwerks Gütersloh-Putzhagen eine Abwasserfiltration (BIO-FOR-Filteranlage). Im letzten Jahr wurden bereits vier der neun Filter mit neuem Filtermaterial gefüllt; für dieses Jahr ist der Austausch des Filtermaterials in den verbleibenden fünf Filterzellen (drei Zellen wurden bis dato bereits gewechselt) vorgesehen. Ebenso ist der Austausch der Steuerung von Siemens S5- auf S7-Technik vorgesehen.

Die Kläranlage ist für einen Volumenstrom von 3.500 m<sup>3</sup>/h ausgelegt, die Filteranlage ist sogar auf 3.600 m<sup>3</sup>/h dimensioniert. Die Filtration wird von unten nach oben durchströmt. Im Zu- und Abfluss der Filteranlage ist jeweils eine Trübungsmessung vorhanden.

Derzeit gibt es noch keine verbindlichen gesetzlichen Vorgaben, die eine Entfernung von Mikroverunreinigungen (z. B. Spurenstoffe aus Arzneimittelwirkstoffen, PFT etc.) im Bereich der Abwasserreinigung regeln. Daher dienen alle bisher im technischen Maßstab durchgeführten Maßnahmen auf freiwilliger Basis einer nachhaltigen Vorsorge für die Gewässer und damit einer Reduzierung des Eintrages in die Umwelt.

Da das Land Nordrhein-Westfalen derzeit Maßnahmen zur Spurenstoffelimination mit bis zu 70 % der Investitionen fördert, soll im Rahmen einer Konzeptstudie geprüft werden, ob der Einsatz von granulierter, körniger Aktivkohle im Bereich der Filter möglich ist und welche Randbedingungen hierfür geschaffen werden müssen. Alternativ zu den Fördermaßnahmen kann die Maßnahme ggf. auch über die Abwasserabgabe verrechnet werden. Derzeit liegt die Abwasserabgabe für die Stadt Gütersloh bei ca. 180.000 €/a.

Vor diesem Hintergrund wurde die ATEMIS GmbH mit der Erstellung einer Konzeptstudie beauftragt, in der die Aufbereitungsmöglichkeiten mittels körniger Aktivkohle in der bestehenden Filteranlage geprüft und darauf aufbauend ökologisch und ökonomisch bewertet werden sollen.

Die Studie basiert auf Daten, die von der Stadt Gütersloh zur Verfügung gestellt wurden.

## 2. Standortspezifische Randbedingungen

Das Hauptklärwerk Gütersloh-Putzhagen liegt am westlichen Stadtrand und hat eine Ausbaugröße von 150.600 EW. Die Kläranlage besteht aus folgenden Reinigungsstufen:

- 2 parallele Feinrechen (6 mm)
- 2 parallele Feinrechen (3 mm) im Zulauf des Sand- und Fettfangs
- 2-straßiger Sand- und Fettfang ( $V_{\text{ges.}} = 600 \text{ m}^3$ )
- 1 Vorklärbecken ( $V_{\text{ges.}} = 2.500 \text{ m}^3$ )
- 1 Ausgleichsbecken (ehem. Vorklärbecken,  $V_{\text{ges.}} = 2.500 \text{ m}^3$ )
- Gesamtvolumen der Belebungsbecken:  $27.700 \text{ m}^3$
- 4-straßige vorgeschaltete Denitrifikation als 2er-Kaskade
- 1 Faulbehälter ( $V = 8.500 \text{ m}^3$ )
- 2 Faulbehälter ( $V_{\text{ges.}} = 5.000 \text{ m}^3$ ) zur Nachfaulung, nicht beheizt)
- 3 Schlammstapelbehälter ( $V_{\text{ges.}} = 3.750 \text{ m}^3$ )
- 1 Nacheindicker ( $V_{\text{ges.}} = 1.200 \text{ m}^3$ )
- 1 Zentrifuge zur Faulschlammentwässerung
- Prozesswasserbehandlung ( $V = 1.250 \text{ m}^3$ )
- 16 Nachklärbecken ( $V_{\text{ges.}} = 11.600 \text{ m}^3$ )
- nachgeschaltete Flockungsfiltration (9 Filterzellen,  $A_{\text{ges.}} = \text{ca. } 370 \text{ m}^2$ )

Die nachgeschaltete Flockungsfiltration (Zudosierung von Eisen-III-Chlorid) dient im Wesentlichen der Ausfällung von Restkonzentrationen an Phosphor sowie einem weitergehenden Partikelrückhalt. Das so gereinigte Abwasser wird in den Vorfluter „Dalke“ eingeleitet.

Die Flockungsfiltration erfolgt zur Zeit nach dem Schema in Abbildung 2.1. Das Zulaufwasser aus der Nachklärung läuft zunächst zu einer Pumpenvorlage. Aus dieser wird es mit fünf Pumpen, von denen zwei FU-geregelt sind, über einen Verteilschacht in die Verteilerrinne zu den 9 BIOFOR-Filtern geführt. Zwischen der Pumpenvorlage und der Verteilerrinne wird sowohl das Fällmittel ( $\text{FeCl}_3$ ) als auch das Flockungshilfsmittel dosiert.

Die Filter werden von unten nach oben durchströmt. Die Filter sind untereinander verbunden, so dass ein Wasseraustausch stattfinden kann. Schließlich wird das gereinigte Wasser über einen Klarwasserschacht dem Vorfluter „Dalke“ zugeführt. Weiterhin sind an die BIOFOR-Filter Spülluftgebläse und Spülwasserpumpen zur Reinigung angeschlossen. Das Spülabwasser wird über ein separates Becken wieder dem Zulauf der Kläranlage zugeführt und dort gereinigt. Die Filter werden in der Regel nach einer Zeitschaltung gespült (alternativ kann auch eine zu hohe Druckdifferenz die Spülung auslösen, dies ist jedoch eher selten der Fall). Hierzu wird der Filter vom restlichen System abgeschiebert, gespült und wieder in Betrieb genommen; der Spülvorgang dauert ca. 40 min. Die Filteranlage verfügt über Zu- und Ablaufmengenmessungen. Des Weiteren sind sowohl im Zulauf, als auch im Ablauf der Filteranlage Trübungsmessungen vorhanden.

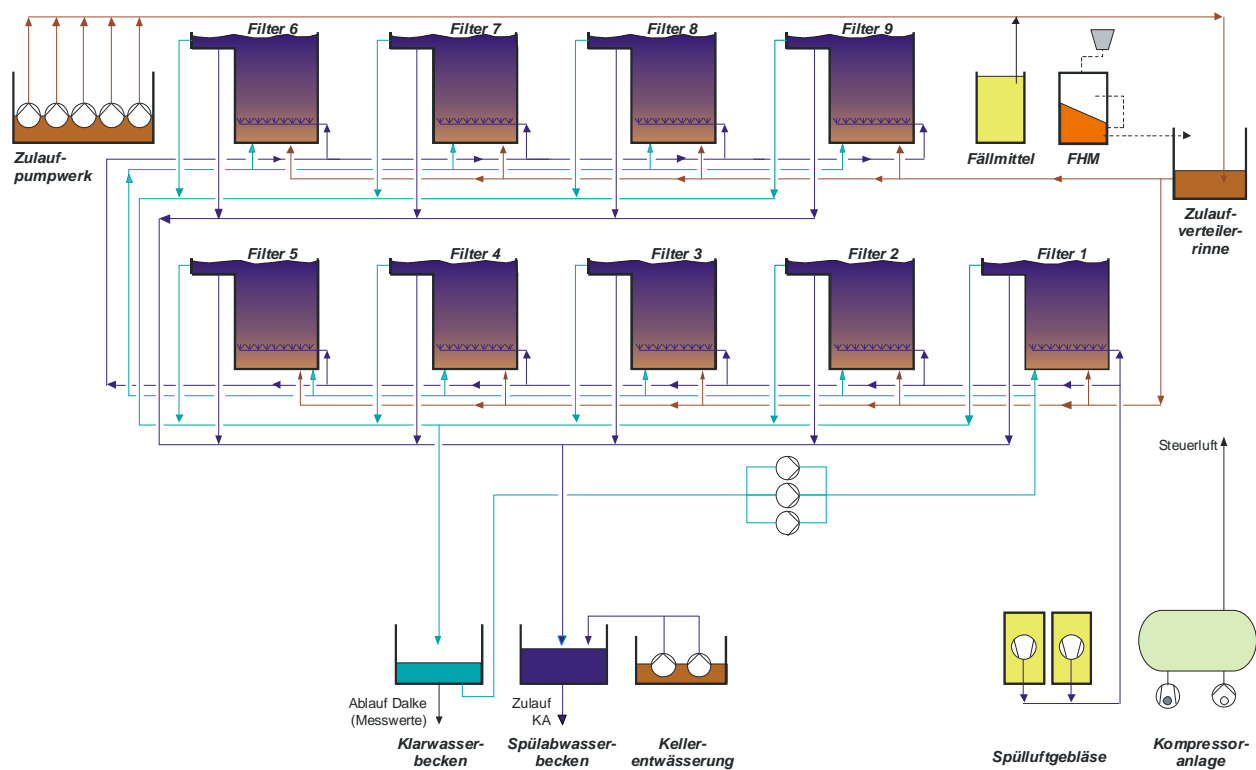


Abbildung 2.1

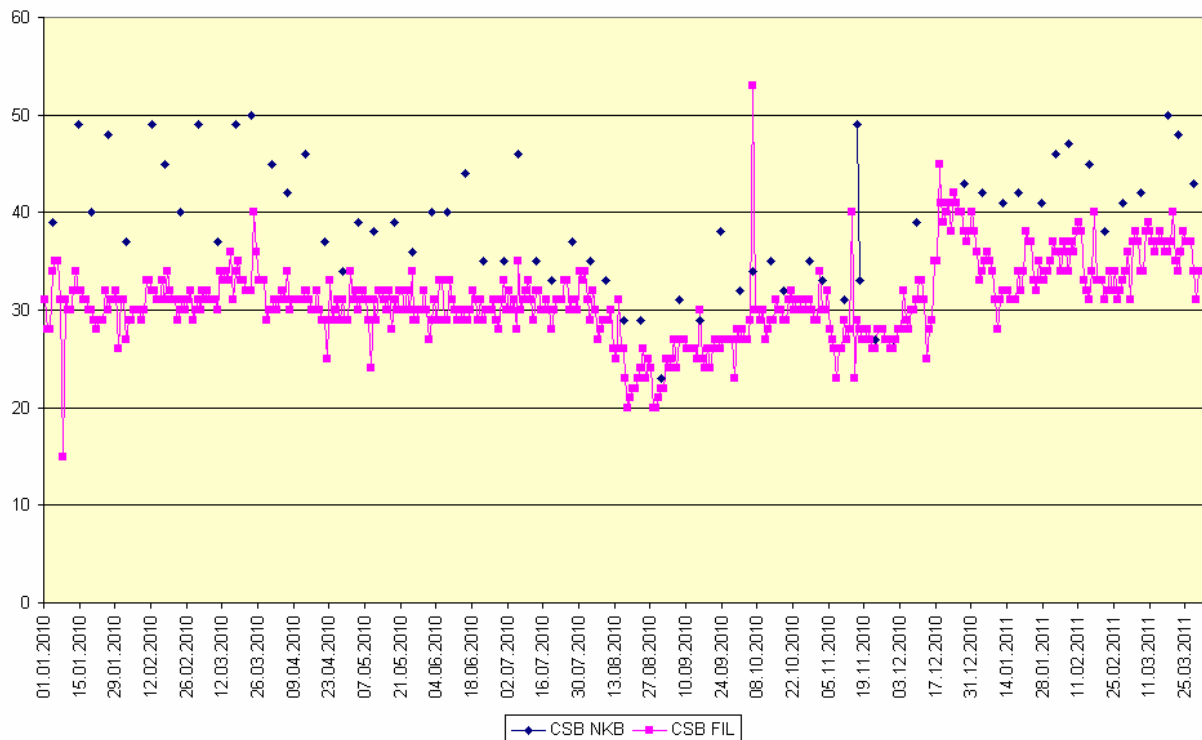
Fließschema Abwasserfiltration Gütersloh

ATEMIS

Je Filterzelle können maximal 400 m<sup>3</sup>/h gereinigt werden. Das Filtermaterial besteht aus Blähtonkugeln LIAPERL® G 4-8 R der Fa. Cleanswater, Ökotau GmbH; die effektive Korngröße liegt bei 4,5 mm, die Korngrößenverteilung liegt bei 4 bis 8 mm. Pro Filter sind ca. 100 m<sup>3</sup> Filtermaterial eingefüllt. Die am Boden vorhandenen Filterdüsen haben einen freien Durchlass von ca. 2,3 mm Spaltweite.

Zur Ermittlung der Auslegungsdaten für die Elimination von Spurenstoffen wurden zunächst die Betriebsdaten der Kläranlage ausgewertet. Von der Stadt Gütersloh wurden Daten aus dem Zeitraum 01/2010 bis 03/2011 zur Verfügung gestellt.

Abbildung 2.2. zeigt die Zu- und Ablaufwerte der CSB-Konzentrationen im Bereich der Filteranlage.



**Abbildung 2.2 CSB-Konzentrationen [mg/l] im Zu- und Ablauf der Filtration ATEMIS**

Die CSB-Zulaufwerte schwanken zwischen 30 und 50 mg/l; die CSB-Ablaufwerte aus der Filtration liegen zwischen 20 und 40 mg/l, der Mittelwert liegt bei ca. 31 mg/l.

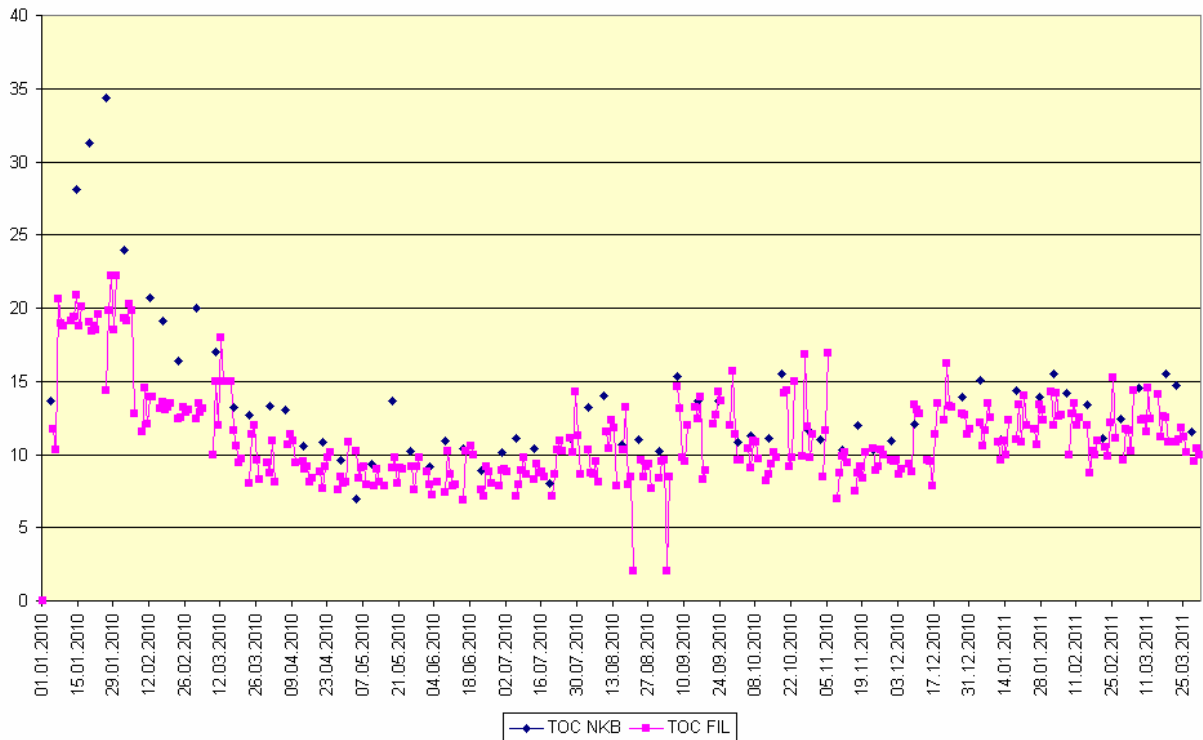
Die Abbildung 2.3 zeigt die TOC-Werte im Zu- und Ablauf der Filtration.

Die TOC-Werte schwanken im Zulauf zwischen 10 und in Ausnahmefällen 35 mg/l; im Ablauf liegen die TOC-Werte zwischen 7 und 20 mg/l, der Mittelwert des Ablaufes beträgt ca. 11 mg/l.

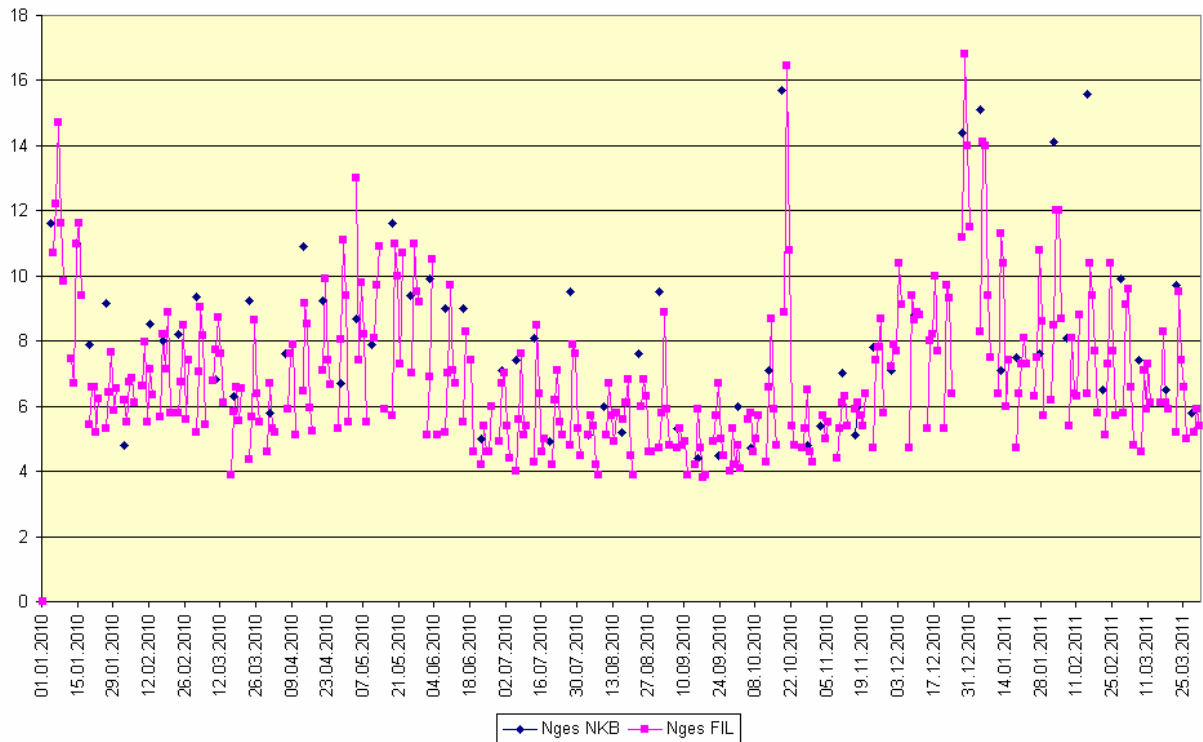
In Abbildung 2.4 sind  $N_{ges}$ -Konzentrationen dargestellt. Man erkennt, dass erwartungsgemäß im Filter keine weitere Reduktion dieses Parameters erfolgt und die Werte im Bereich zwischen 4 und 16 mg/l liegen.

Die Abbildung 2.5 zeigt  $P_{ges}$ -Konzentrationen im Zu- und Ablauf des Filters. Es wird hier deutlich, dass eine Reduzierung in dem erwarteten Maße erfolgt. Die Zulaufwerte schwanken zwischen 0,6 und 1,5 mg/l. Im Ablauf werden Werte zwischen 0,2 und 0,4 mg/l erreicht, der Mittelwert liegt bei ca. 0,35 mg/l.

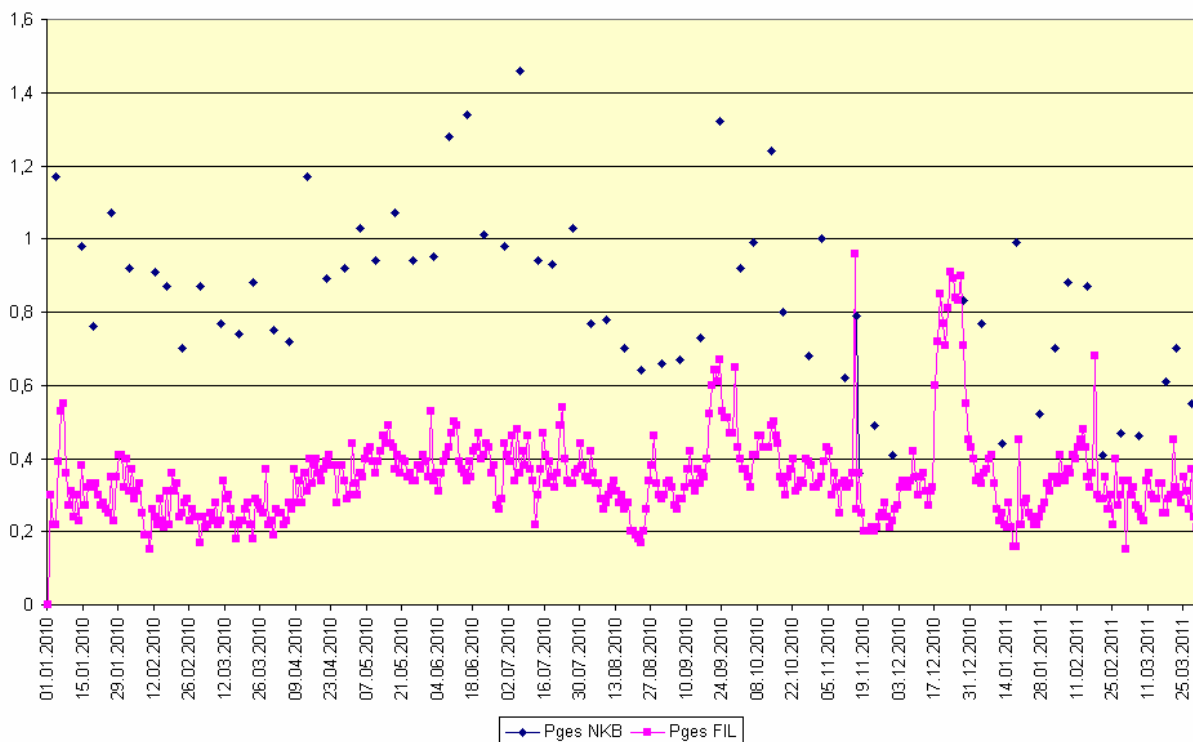
Die Flockungsfiltration war vom 14. bis zum 27.12.2011 außer Betrieb, weil die Rohrleitungen im Zulaufpumpwerk erneuert wurden; für den gesamten Monat galt daher für  $P_{ges}$  ein Grenzwert von 1 mg/l.



**Abbildung 2.3** TOC-Konzentrationen [mg/l] im Zu- und Ablauf der Filtration **ATEMIS**



**Abbildung 2.4** Nges-Konzentrationen [mg/l] im Zu- und Ablauf der Filtration **ATEMIS**

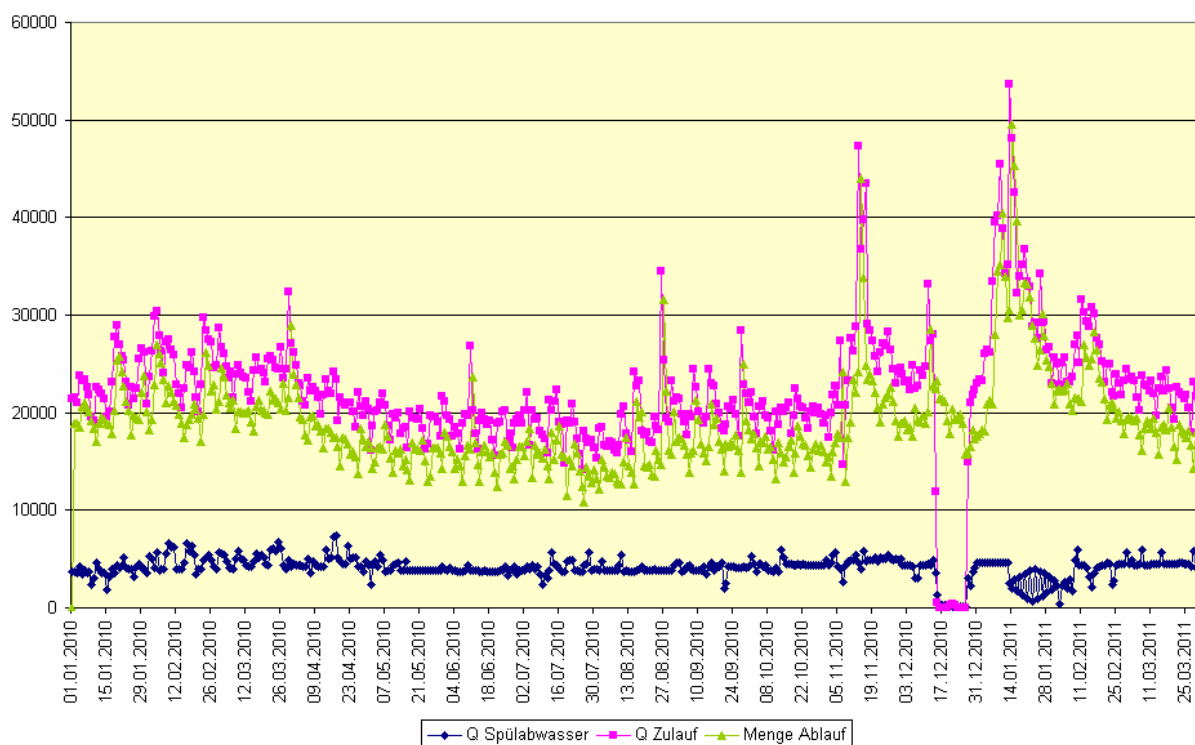


**Abbildung 2.5**  $P_{ges}$ -Konzentrationen [mg/l] im Zu- und Ablauf der Filtration **ATEMIS**

Die Trübungswerte im Zu- und Ablauf der Filtration werden nicht als separate Grafik dargestellt. Die mittleren Zulaufwerte liegen in der Regel bei ca. 4 bis 5 Trübungseinheiten, die Ablaufwerte liegen bei ca. 2 bis 3 Trübungseinheiten. Zur Zeit wird von der Stadt Gütersloh erwogen, zu Testzwecken eine Filterzelle mit körniger Aktivkohle auszurüsten. Für den Einsatz einer körnigen Aktivkohle ist es wichtig, dass es bei einem Trübungsanstieg im Zulauf des Filters nicht zu einer Verblockung kommt. Die verwendete Filterzelle sollte daher programmtechnisch so eingerichtet werden, dass es bei einem Anstieg auf 10 Trübungseinheiten automatisch zu einer Abschieberung dieser Filterzelle kommt und das anfallende Wasser auf die anderen acht Filterzellen verteilt wird.

Die Abbildung 2.6 zeigt die Durchflussmenge im Zu- und Ablauf der Filtration sowie die Rückspülwassermenge. Die Abwassermenge in den Vorfluter „Dahlke“ schwankt zwischen 12.000 und 30.000 m<sup>3</sup>/d, in Spitzenzeiten werden auch vereinzelt Werte bis ca. 50.000 m<sup>3</sup>/d erreicht. Der Mittelwert liegt bei ca. 19.000 m<sup>3</sup>/d.





**Abbildung 2.6** Durchflussmenge [m<sup>3</sup>/d] Zu- und Ablauf Filtration **ATEMIS**

In der folgenden Tabelle 2.1 werden die im Ablauf der Filtration befindlichen Spurenstoffe aufgelistet und nach Klassen farblich markiert sowie die gemessenen Werte dargestellt. Die auffälligen Werte > 100 ng/l (Nachweisgrenze 50 bzw. 100 ng/l) sind nochmals separat in der Zahlenspalte rot markiert. Die Analysen zu den Spurenstoffen wurden von der OWL Umweltanalytik, Leopoldshöhe in Zusammenarbeit mit der AGROLAB GmbH, Bruckberg durchgeführt; die Probe stammt vom 28.04.2011.

Analysenummer			36820 110143	Verfahren
Parameter	Mikroschadstoffe	Einheit	(1)	
Messungen im Labor				
Acetylsalicylsäure (ASS)	Schmerzmittel	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Amidotrizoessäure	Kontrastmittel	ng/l	890	Hausmethode (LC-MS-MS)
Amoxicillin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Atenolol	Betablocker	ng/l	200	Hausmethode (LC-MS-MS)
Benzofibrat	Lipidsenker	ng/l	140	Hausmethode (LC-MS-MS)
Betaxolol	Betablocker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Bisoprolol	Betablocker	ng/l	220	Hausmethode (LC-MS-MS)
Carbamazepin	Antiepileptikum	ng/l	2800	Hausmethode (LC-MS-MS)
Chloramphenicol	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)

Chlortetracyclin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ciprofloaxin	Antibiotikum	ng/l	220	Hausmethode (LC-MS-MS)
Clarithromycin	Antibiotikum	ng/l	61	Hausmethode (LC-MS-MS)
Clenbuterol	Asthmamittel/Anabolikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Clofibrinsäure	Lipidsenker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Cloxacillin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Cyclophosphamid	Immunsuppressivum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Dapson	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Dehydrato-Erythromycin	Antibiotikum	ng/l	150	Hausmethode (LC-MS-MS)
Diazepam	Psychopharmakon	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Diclofenac	Schmerzmittel	ng/l	3700	Hausmethode (LC-MS-MS)
Dicloxacillin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Dimethylaminophenazon	Schmerzmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Doxycyclin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Enoxacin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Enrofloxacin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Erythromycin	Antibiotikum	ng/l	85	Hausmethode (LC-MS-MS)
Etofibrat	Lipidsenker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Fenofibrinsäure	Lipidsenker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Fenofibrat	Lipidsenker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Fenoprofen	Antirheumatikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Furazolidon	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Gemifibrizol	Lipidsenker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ibuprofen	Schmerzmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ifosfamid	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Indometacin	Schmerzmittel	ng/l	88	Hausmethode (LC-MS-MS)
Iohexol	Kontrastmittel	ng/l	1400	Hausmethode (LC-MS-MS)
Iomeprol	Kontrastmittel	ng/l	5000	Hausmethode (LC-MS-MS)
Iopamidol	Kontrastmittel	ng/l	1200	Hausmethode (LC-MS-MS)
Iopromid	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Iothalaminsäure	Kontrastmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ioxaglinsäure	Kontrastmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ioxithalaminsäure	Kontrastmittel	ng/l	350	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ketoprofen	Schmerzmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Meclocyclin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Metoprolol	Betablocker	ng/l	1800	Hausmethode (LC-MS-MS)
Metronidazol	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)

Nafcillin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Naproxen	Schmerzmittel	ng/l	93	Hausmethode (LC-MS-MS)
Norfloxacin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ofoxacin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Oleandomycin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Oxacilin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Oxytetracyclin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Paracetamol	Schmerzmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Penicilin G	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Penicilin V	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Pentoxifyllin	Blutverbesserer	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Phenanzon	Schmerzmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Pindolol	Betablocker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Propranolol	Betablocker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Propyphenanzon	Schmerzmittel	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Ronidazol	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Roxithromycin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Salbutamol	Spasmolytikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Simvastadin	Lipidsenker	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Sotalol	Betablocker	ng/l	740	Hausmethode (LC-MS-MS)
Spiramycin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Sulfadiazin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Sulfadimidin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Sulfamerazin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Sulfamethoxazol	Antibiotikum	ng/l	550	Hausmethode (LC-MS-MS)
Terbutalin	Spasmolytikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Tetracyclin	Antibiotikum	ng/l	< 100	Hausmethode (LC-MS-MS)
Trimethoprim	Antibiotikum	ng/l	120	Hausmethode (LC-MS-MS)
Tylosin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)
Virginiamycin	Antibiotikum	ng/l	< 50	Hausmethode (LC-MS-MS)

Tabelle 2.1

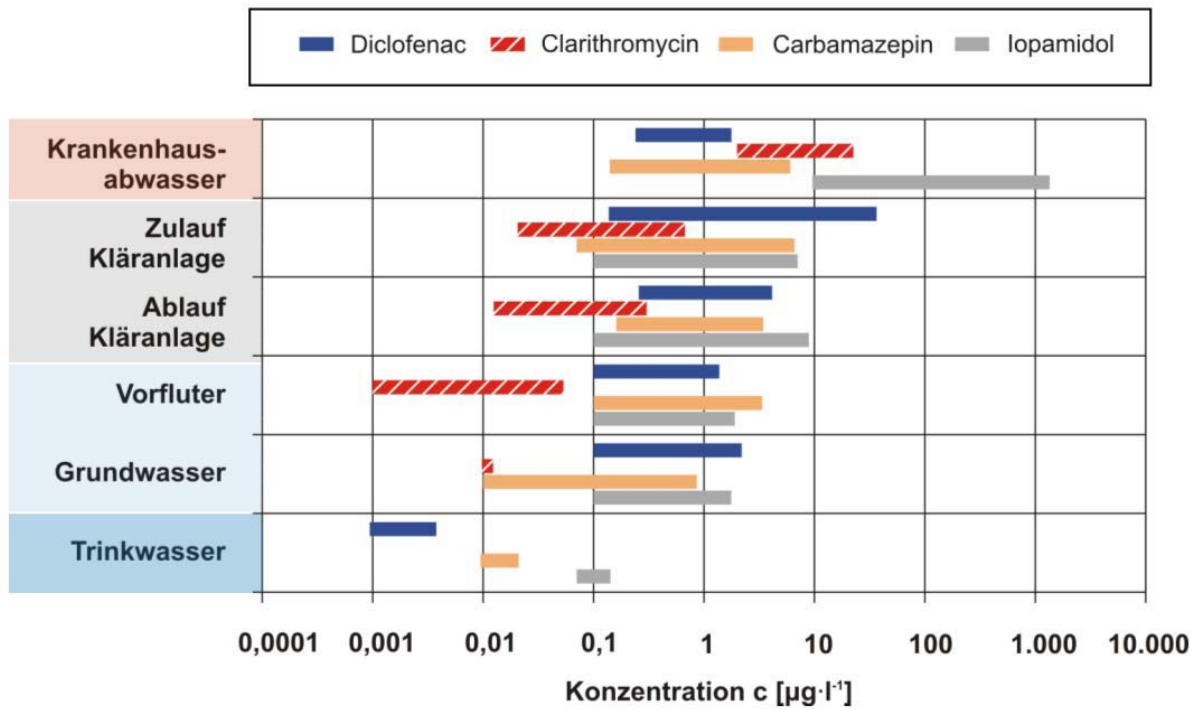
## Spurenstoffe

ATEMIS

Man erkennt, dass 15 Spurenstoffe einen Wert größer 100 ng/l aufweisen. Vertreten sind hierbei Spurenstoffe aus Kontrastmitteln, Betablockern, Lipidsenkern, Antiepileptika, Schmerzmitteln und Antibiotika.

Die höchsten Werte wurden für das Kontrastmittel „Iomeprol“ mit 5.000 ng/l, das Antiepileptikum „Carbamazepin“ mit 2.800 ng/l und das Schmerzmittel „Diclofenac“ mit 3.700 ng/l gemessen.

In Tabelle 2.2 sind zum Vergleich Konzentrationen ausgewählter Spurenstoffe aus der Literatur (Beier 2010) dargestellt. Man erkennt, dass die auf der Kläranlage Gütersloh-Putzhagen gemessenen Werte in den üblichen Bereichen liegen.



**Tabelle 2.2** Konzentrationen ausgewählter Spurenstoffe (Beier 2010) ATEMIS

Analysenummer		36819	
Parameter		110141	Verfahren
Messungen im Labor	Einheit	(1)	
gPFOA (Perflouroctansäure)	µg/l	< 0,05	ISO 25101
gPFOS (Perflouroctansulfonsäure)	µg/l	< 0,05	ISO 25101
Summe PFOA/PFOS	µg/l	< 0,1	ISO 25101

**Tabelle 2.3** Perfluorierte Tenside (PFT) ATEMIS

In der Tabelle 2.3 sind die Perfluorierten Tenside (PFT) aufgelistet, welche ebenfalls im Rahmen einer Analyse untersucht wurden.

Bei den Perfluorierten Tensiden sind keine Auffälligkeiten zu beobachten, alle Werte liegen unterhalb der Bestimmungsgrenze.

Im Weiteren werden nun prinzipiell mögliche Reinigungsverfahren zur Entfernung von Spurenstoffen kurz vorgestellt.

### **3. Kurze Vorstellung möglicher Reinigungsverfahren**

#### **3.1 Allgemeines**

Bis dato konnten weit über hundert verschiedene Arzneimittelwirkstoffe teilweise in Konzentrationen oberhalb ökotoxikologischer Wirkschwellen in der Umwelt nachgewiesen werden. Hierzu gibt es zahlreiche Studien und Übersichten (vgl. PETROVIC ET AL. 2008, LANUV 2007).

Da kommunale Kläranlagen nach dem derzeitigen Stand der Technik nicht auf die Elimination von Mikroverunreinigungen ausgelegt sind, stellen sie die Haupteintragsquelle in die Umwelt und somit potentiell in das Trinkwasser dar.

Aus Gründen des vorbeugenden Gesundheits- und Umweltschutzes ist es daher sinnvoll, den Eintrag solcher Mikroverunreinigungen in die Umwelt zu minimieren.

Um die Verteilung und das Verhalten von Mikroverunreinigungen zu charakterisieren, sind vor allem die chemisch-physikalischen Stoffeigenschaften von Interesse. Hierzu gehören nach PINNEKAMP UND KROISS, 2009 zum Beispiel die Molekülstruktur, Polarität/Hydrophobie, Sorptionsfähigkeit, Abbaubarkeit/Transformation sowie Persistenz und Flüchtigkeit.

In der jüngeren Vergangenheit wurden zum Thema „Spurenstoffe“ zahlreiche Untersuchungen durchgeführt. Derzeit werden an vielen Stellen entsprechende Projekte zu verschiedenen Reinigungsverfahren durchgeführt, um deren Leistungsfähigkeit, deren Kosten und deren Praktikabilität zu untersuchen.

Nachfolgend werden drei mögliche Verfahren mit ihren Grundlagen kurz vorgestellt:

- Adsorptive Verfahren
- Chemische Oxidation
- Membranverfahren

## 3.2 Aktivkohle – Adsorption

### 3.2.1 Grundlagen der Adsorption an Aktivkohle

Bei der Adsorption handelt es sich um ein physikalisch – chemisches Trennverfahren. Unter Adsorption versteht man die Anlagerung einer Komponente (*Adsorptiv*) aus einem gasförmigen oder flüssigen Gemisch an der Oberfläche eines festen Stoffes (*Adsorbens*). Dieser Sachverhalt ist in Abbildung 3.1 dargestellt.

Zur Einstellung des Gleichgewichtes müssen verschiedene Transportwiderstände überwunden werden. Dabei laufen folgende Einzelschritte ab, welche die Adsorptionskinetik bestimmen:

- Transport der Moleküle aus der Gas- oder Flüssigphase an die äußere Adsorptionsfläche (*Grenzfilmdiffusion*)
- Porendiffusion in das Korninnere
- Adsorption der Moleküle

Da die Bindungskräfte zwischen den einzelnen Atomen des Feststoffverbandes nicht vollständig abgesättigt sind, entstehen sogenannte „aktive Zentren“, wo bevorzugt Fremdmoleküle adsorbiert werden; hierbei wird Adsorptionswärme frei. Bei abnehmender Adsorptivkonzentration und zunehmender Temperatur nimmt die im Gleichgewichtszustand adsorbierte Stoffmenge ab.

Zur Abwasserreinigung setzt man Adsorptionsverfahren dann ein, wenn es darum geht, inerte Stoffe zu eliminieren oder Stoßbelastungen aufzufangen bzw. toxische Einflüsse zu vermeiden. In der Trinkwasseraufbereitung dient die Adsorption der Entfernung von Geruchs- und Geschmacksstoffen (einschließlich Chlor und Restozon), der Entfernung von Kohlenwasserstoffen, organischen Chlorverbindungen, Pflanzenschutzmitteln und höhermolekularen Stoffen wie z.B. Huminstoffen.

Für die Herstellung von Aktivkohle wird das Grundprinzip der Aktivierung benutzt. Unter bestimmten, geeigneten Bedingungen werden Teile des Kohlenstoffgerüsts selektiv abgebaut. Durch die dabei entstehenden Poren, Spalten und Risse wird die auf die Masseneinheit bezogene Oberfläche erheblich größer. Die innere Oberfläche handelsüblicher Sorten liegt zwischen 400 und 1.500 m<sup>2</sup>/g.

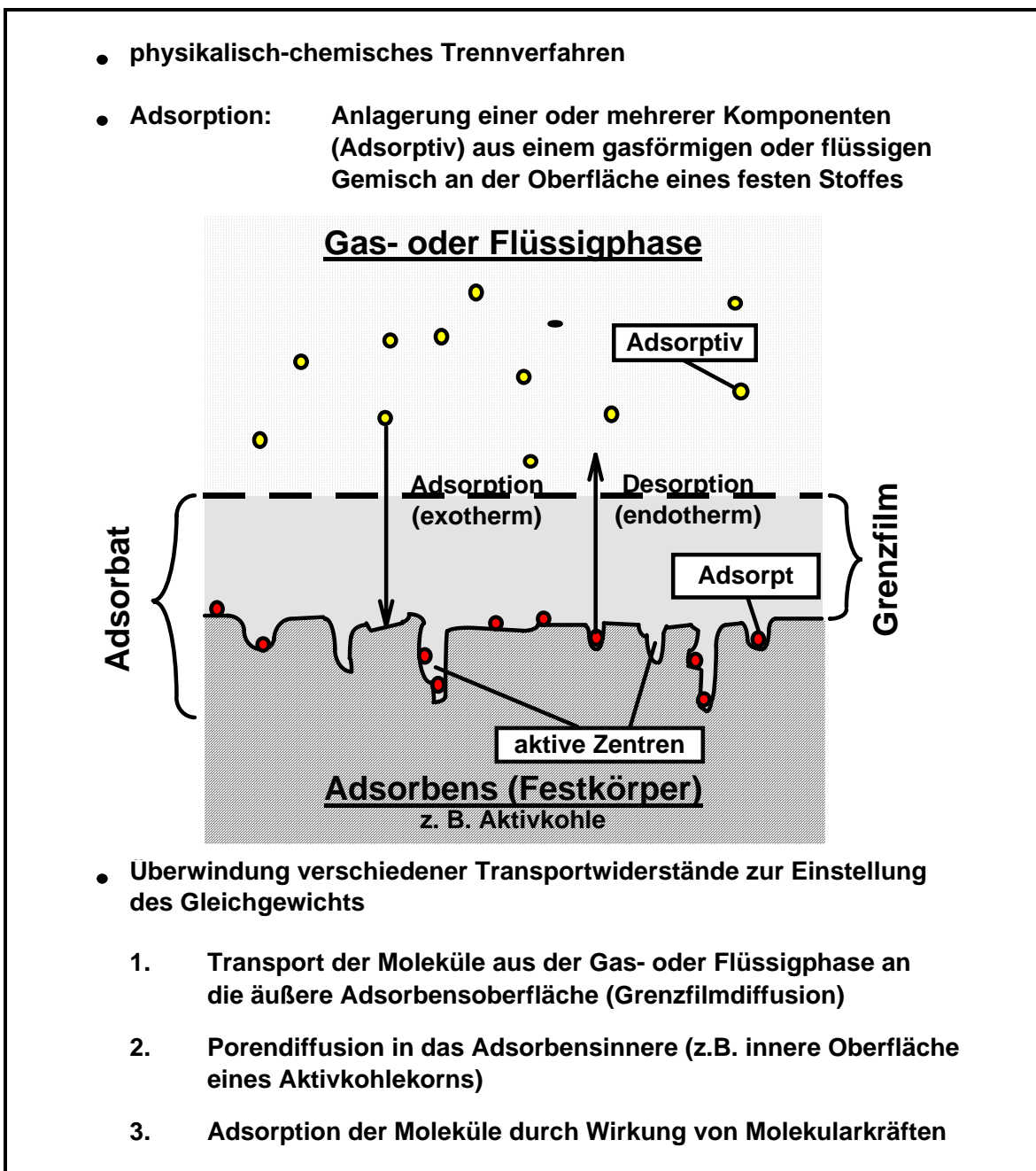


Abbildung 3.2

Entscheidend für die Adsorption ist der Stofftransport, der aufgrund des Konzentrationsgefälles zwischen den Phasen gasförmig/fest bzw. flüssig/fest stattfindet. In der Praxis haben sich daher so genannte Adsorptionsisothermen bewährt. In Abbildung 3.2 sind Adsorptionsisothermen beispielhaft für den Parameter CSB dargestellt. Zwischen der adsorbierbaren Substanz und der in Lösung verbleibenden Restkonzentration stellt sich ein Gleichgewicht ein. Die Abhängigkeit der Beladbarkeit einer Aktivkohle von der Restkonzentration bei konstanter Temperatur wird in solchen Isothermen dargestellt.

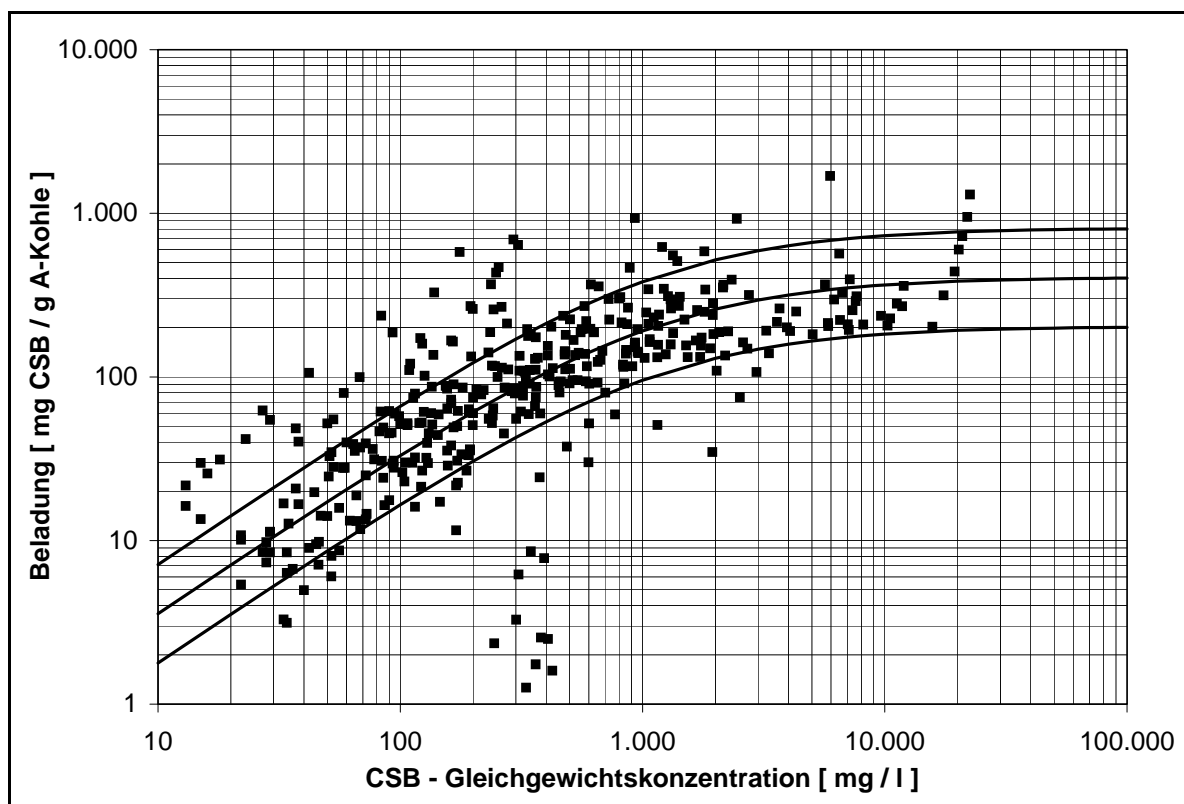


Abbildung 3.2

Adsorptionsisothermen für den Parameter CSB

ATEMIS

### 3.2.2 Verfahrenstechnik und apparative Ausführungen der Adsorption

In Abbildung 3.3 sind die prinzipiellen Verfahren der Adsorption dargestellt. Im Rührreaktor wird die Aktivkohle in suspendierter oder pulveriger Form in ein Reaktionsbecken gegeben und im Absetzbecken abgetrennt. Im Reaktionsbecken stellt sich eine mit der Restkonzentration korrespondierende Gleichgewichtsbeladung ein. Theoretisch wäre durch mehrstufige Anwendung der Pulverkohle im Gegenstrom eine optimale Ausnutzung möglich. In der Praxis hat sich eine Rückführung eines Teilstroms der vorbeladenen Aktivkohle von der Abscheideeinrichtung zurück in das Reaktionsbecken bewährt, um die Adsorptionskapazität besser ausnutzen zu können.

Die entstehenden Suspensionen sind sehr abrasiv und korrosiv. Das Verfahrensprinzip hat den großen Nachteil, dass die eingesetzte Aktivkohle nicht regeneriert werden kann. Daher muss die Kohle entweder als Sondermüll deponiert oder einer thermischen Verwertung zugeführt werden.

In den letzten Jahren hat das Verfahren der Festbettadsorption wesentlich an Bedeutung gewonnen, weil durch eine thermische Reaktivierung der körnigen Aktivkohle eine mehrmalige Verwendung möglich ist und sowohl die Investitions- wie auch die Betriebskosten stetig gesunken sind. Bei der Festbettadsorption



wird das zu reinigende Abwasser gegebenenfalls vorfiltriert und anschließend durch eine oder mehrere Aktivkohlesäulen geschickt.

Die Adsorptionskolonnen werden derzeit überwiegend als beschichtete Stahlbehälter ausgeführt.

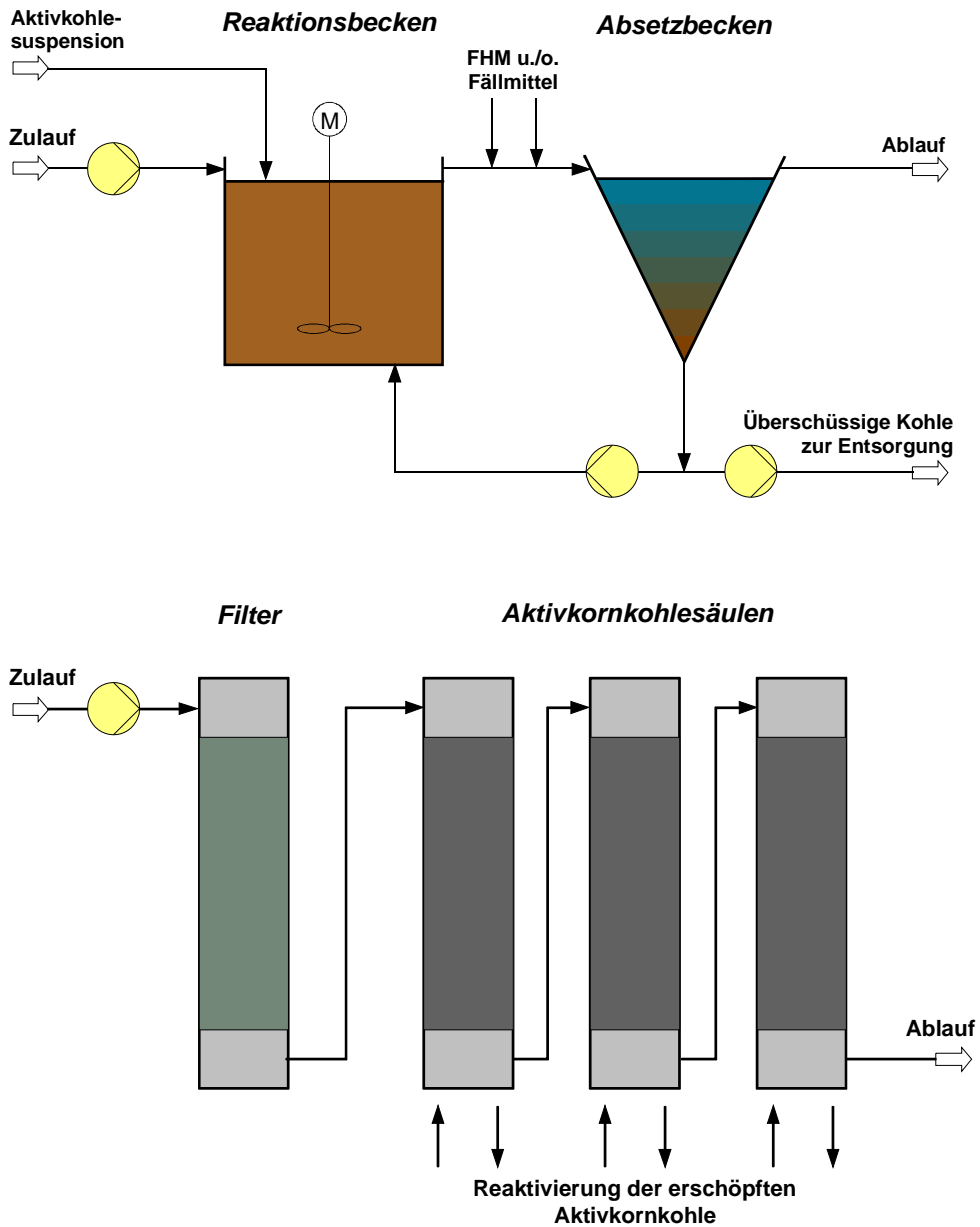


Abbildung 3.3

Verfahrensprinzip Aktivkohleadsorption

Am Eintritt der ersten Säule weist das Adsorbens entsprechend der Zulaufkonzentration die höchste Beladung auf. Für die Auslegung einer mehrstufigen Säulenanlage kann die in der Adsorptionsisotherme bestimmte Beladung bei Zulaufkonzentration zugrunde gelegt werden. Die mögliche Beladung im Filterverfahren ist daher immer höher als die im Einrührverfahren, bei dem die in der Adsorptionsisotherme bestimmte Beladung bei Ablaufkonzentration benutzt werden muss.

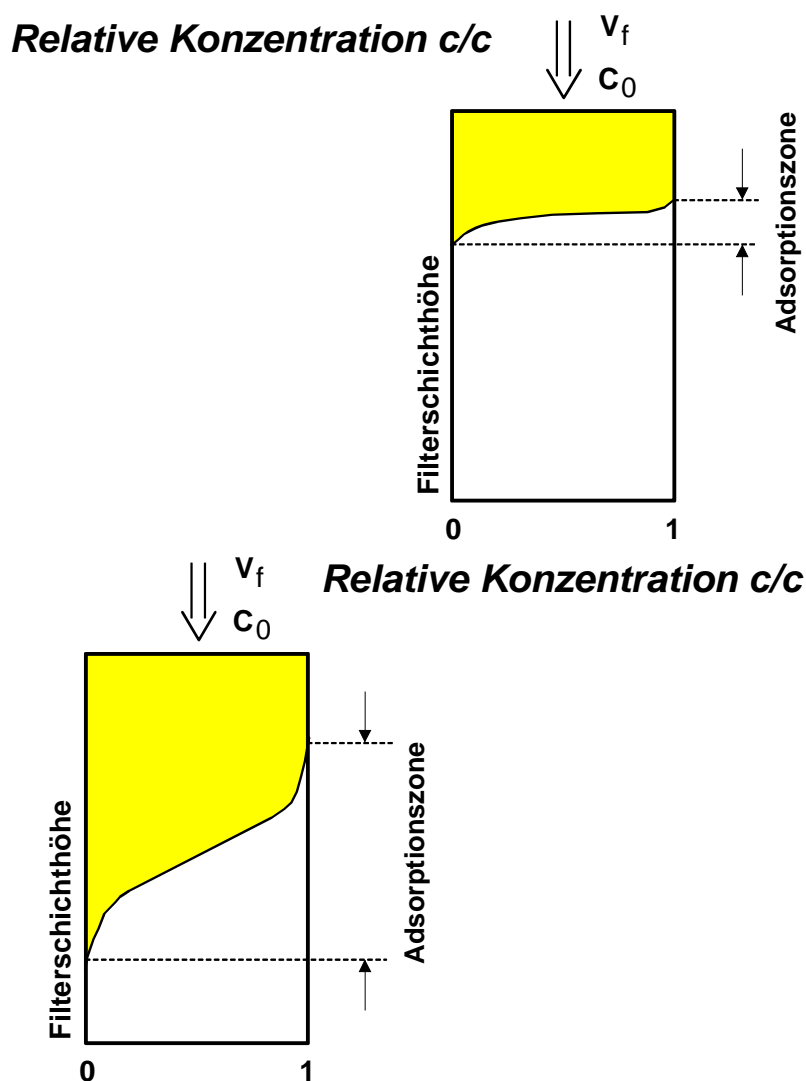
Durch den Einsatz mehrerer in Reihe geschalteter Filter können sehr niedrige Ablaufwerte erzielt werden. Die Anzahl der Filter und die Kontaktzeit müssen so gewählt werden, dass bei Erreichen der erlaubten Konzentration im letzten Filter der erste Filter möglichst vollständig beladen ist.

Nach Erschöpfung der Adsorptionskapazität muss die Aktivkohlefüllung des Reaktors ausgetauscht werden. Die verbrauchte Kohle wird in das Silofahrzeug gepumpt und zur thermischen Reaktivierung transportiert. Es handelt sich also um ein quasi reststoffreies Verfahren, da die beladene Kohle nach Reaktivierung erneut für den Adsorptionsprozess zur Verfügung steht.

Bei Gemischen verschiedener adsorbierbarer, gelöster organischer Verbindungen müssen die Effekte der Verdrängungsadsorption berücksichtigt werden: die besser adsorbierbaren Substanzen verdrängen die schlechter adsorbierbaren Substanzen.

Prinzipiell gilt, je weniger das Adsorptiv wasserlöslich ist, desto besser wird es adsorbiert. Besonders beim Einsatz von granulierter Aktivkohle können neben oder zusätzlich zu der Adsorption auch biologische Vorgänge für die Elimination organischer Verbindungen verantwortlich sein.

In Abb. 3.4 sind schematisch die Adsorptionszonen (*oder Massenübergangszonen*) einer gut und einer schlecht adsorbierbaren Substanz im Vergleich dargestellt. Man erkennt, dass die schlecht adsorbierbare Substanz eine große Massenübergangszone aufweist; dies hat beim Einsatz von Kornaktivkohle zur Folge, dass die Kohleschüttung insgesamt höher werden muss. Die Adsorptionszonen erreichen Längen zwischen 0,5 und 3 m, in Einzelfällen werden auch höhere Werte erreicht. In der Praxis werden hierfür in der Regel mehrere, in Serie geschaltete Adsorber verwendet.

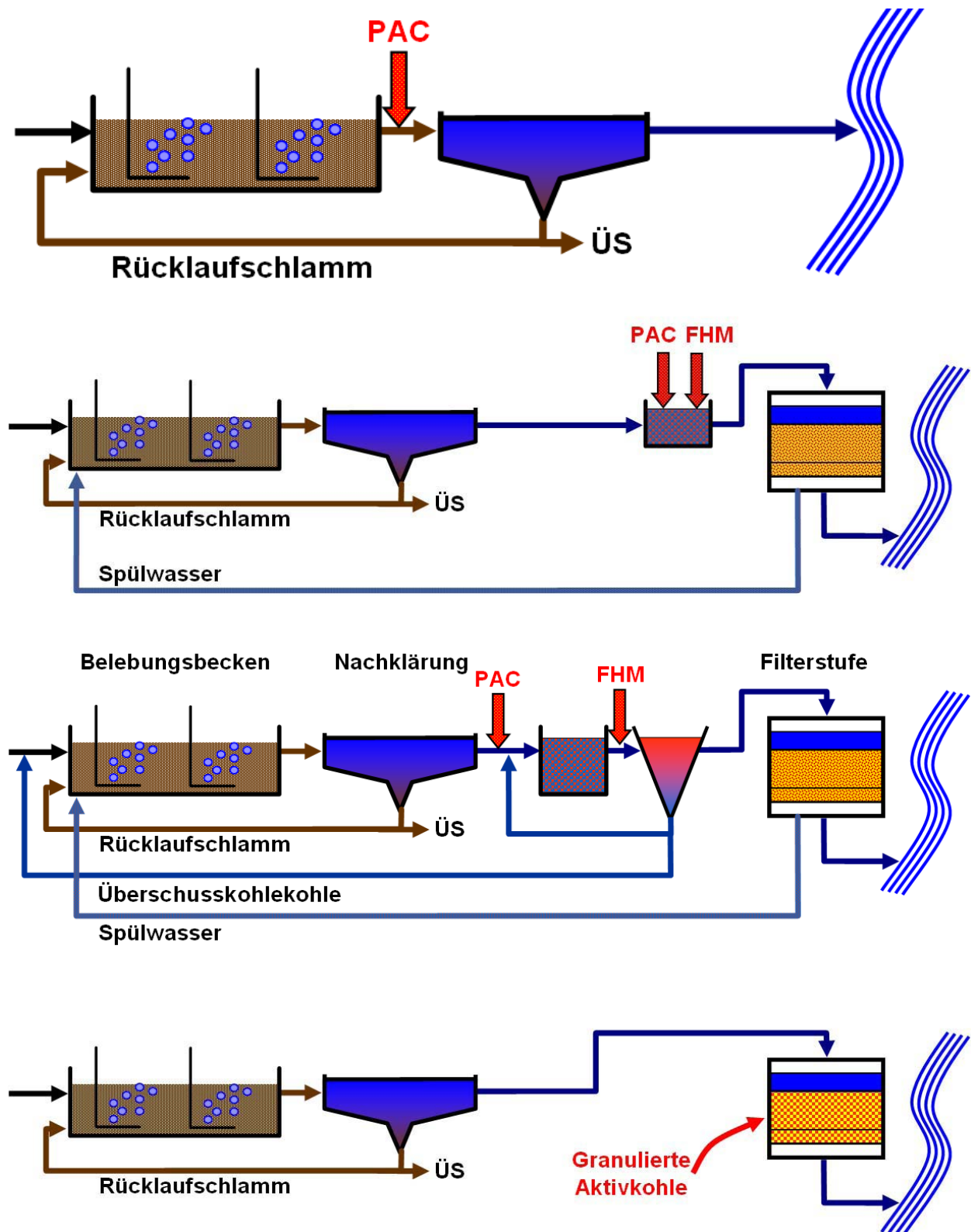


**Abbildung 3.4** Adsorptionszone einer gut bzw. schlecht adsorbierbaren Substanz **ATEMIS**

Für den Einsatz einer Aktivkohleadsorption im Bereich der kommunalen Kläranlagen gibt es verschiedene Möglichkeiten, die in Abbildung 3.5 dargestellt sind.

Die Varianten unterscheiden sich im Hinblick auf die eingesetzte Kohleform (Pulverkohle oder Kornkohle) und die Eintragstelle in den Abwasserprozess.

Die Zugabe der Pulverkohle erfolgt entweder direkt in das Belebungsbecken oder in den Ablauf der Nachklärung bzw. in den Zulauf zur Sandfiltration. Die Kornkohle kann entweder nach der Nachklärung, nach der Sandfiltration oder parallel dazu eingesetzt werden.



Quelle: PINNEKAMP ET AL. 2009/2010

Abbildung 3.5 Möglichkeiten der Aktivkohleadsorption in kommunalen Kläranlagen ATEMIS

### 3.3 Chemische Oxidation

#### 3.3.1 Grundlagen der chemischen Oxidation

Die Chemische Oxidation ist -wie der Begriff selbst veranschaulicht- ein Oxidationsverfahren, das mit Hilfe chemischer Oxidationsmittel arbeitet. Unter Oxidation versteht man ganz allgemein den Entzug von Elektronen aus einzelnen Teilchen wie z.B. aus Atomen, Ionen oder Molekülen. Die Umkehrung der Reaktion, d.h. die Aufnahme von Elektronen wird als Reduktion bezeichnet.

Die ursprüngliche Bedeutung des Begriffs Oxidation war zunächst eng mit der Verbrennung unter Sauerstoffverbrauch verknüpft. In Erweiterung auf die oben beschriebene Definition bezeichnet man Substanzen, die in der Lage sind Sauerstoff abzugeben oder Elektronen zu binden, d.h. die in der Lage sind, andere Substanzen zu oxidieren, als Oxidationsmittel.

Beispielsweise oxidiert bei der Reaktion von Butan und Sauerstoff der Sauerstoff als Oxidationsmittel die organische Verbindung bei vollständiger Umsetzung zu Kohlendioxid und Wasser:



Gängige Oxidationsmittel neben elementarem Sauerstoff ( $\text{O}_2$ ) sind beispielsweise Ozon ( $\text{O}_3$ ), Wasserstoffperoxyd ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ), Fluor ( $\text{F}_2$ ) oder Salpetersäure ( $\text{HNO}_3$ ). Das Maß für die Fähigkeit, andere Stoffe zu oxidieren, ist das Oxidations- bzw. Redoxpotenzial  $E$ , das gemäß dem Ansatz von NERNST wie folgt definiert ist:

$$E = E^0 + \frac{RT}{z} \ln [K]$$

Das Redoxpotenzial hängt somit von einem definierten Bezugspunkt  $E^0$ , dem Standardelektrodenpotenzial, von der Temperatur  $T$  und der Gleichgewichtskonstanten  $K$  ab. Die Zahl  $z$  gibt die Anzahl der pro Formelumsatz ausgetauschten Elektronen an.

Ozon hat ein deutlich größeres Oxidationspotenzial als beispielsweise Sauerstoff.

Ozon hat mit 2,07 V ein sehr hohes Oxidationspotenzial und kann daher viele Substanzen oxidieren. Im Folgenden werden die Reaktionsmechanismen beim Abbau anorganischer bzw. organischer Schadstoffe beschrieben.

Der Oxidationsvorgang von Ozon mit organischen Substanzen basiert auf zwei sich überlagernden Reaktionstypen (Abbildung 3.6).

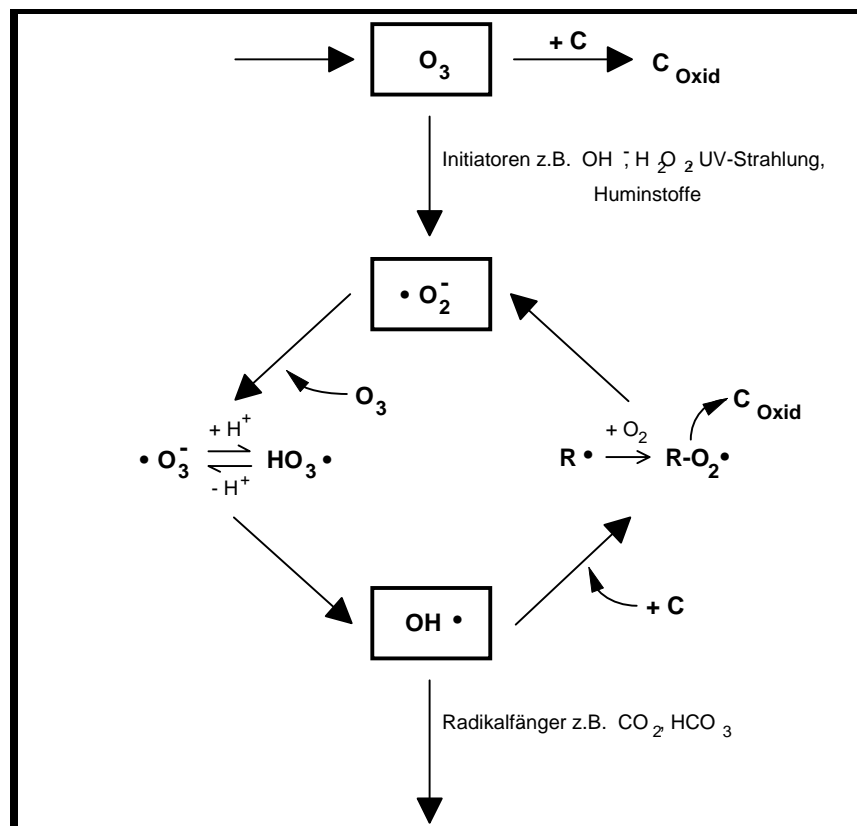


Abbildung 3.6

### Reaktionsmechanismen

ATEMIS

Die erste Reaktion ist die Reaktion des Ozonmoleküls mit den gelösten Substanzen. Diese direkte Reaktion ist äußerst selektiv, was an den steigenden Reaktionsgeschwindigkeiten des elektrophilen Ozons mit zunehmender Elektronendichte an der Doppelbindung und am aromatischen Ring oder entsprechend an den abnehmenden Reaktionsgeschwindigkeiten bei der Zunahme elektronenziehender Substituten zu erkennen ist. Die zweite Reaktion wird über OH-Radikale geführt, die beim Zerfall des Ozons entstehen. Diese OH-Radikale reagieren unselektiv in Millisekunden mit den Wasserinhaltsstoffen. Bei niedrigen pH-Werten überwiegt die erste, direkte Reaktion, während bei hohen pH-Werten fast ausschließlich die radikalische Reaktion abläuft.

Durch "Initiatoren" wie  $OH^-$ ,  $H_2O_2$ , UV-Strahlen oder gewisse organische Verbindungen (z.B. die im Abwasser vorkommenden Huminstoffe) werden  $O_2^-/HO_2^-$ -Radikale gebildet; über Zwischenschritte entsteht das äußerst reaktive OH-Radikal. Die OH-Radikale reagieren mit den organischen Inhaltsstoffen (C), wobei Peroxylradikale entstehen, die ihrerseits  $O_2^-/HO_2^-$ -Radikale abspalten und den Kreis damit schließen. Hohe Konzentrationen an "Radikalfängern" wie Carbonate/Hydrogencarbonate ( $CO_3/HCO_3$ ) oder Alkylverbindungen wirken auch hier hemmend auf die Reaktionsgeschwindigkeit, da sie die Kettenreaktion durch Verbrauch von OH-Radikalen unterbrechen können.

Bevor die Reaktion des Ozons mit den Wasserinhaltsstoffen erfolgen kann, muss es in die Wasserphase eingebracht werden. Sobald das Ozon in der Flüssigphase gelöst ist, kann die eigentliche Oxidation der Schadstoffe erfolgen. Geringe Ozonkonzentrationen in der Gasphase und schlechte Absorptionseigenschaften erschweren den Ozoneintrag.

Gleiches gilt für die Temperatureinstellung, die auf der einen Seite bei höheren Temperaturen eine niedrigere Ozonlöslichkeit zur Folge hat, zum anderen aber auch den Ozonzerfall und damit die Bildung von reaktionsfreudigem atomarem Sauerstoff fördert.

Die Chemische Oxidation ist -wie oben beschrieben- in der Lage, oxidierbare Schadstoffe zu mineralisieren. Obwohl prinzipiell Ammoniak, Ammonium und Nitrit durch Ozon oxidierbar sind, ist diese Anwendung in der Abwasseraufbereitung nicht zu nutzen, da einerseits bei pH-Werten kleiner 7 keine Ammonium Oxidation mehr stattfindet und darüber hinaus durch die Oxidation Nitrat entsteht, das im Ablauf ebenso unerwünscht ist.

Damit bleibt die Aufgabe der Chemischen Oxidation in der Abwasserreinigung der Abbau von organischen Verbindungen und die Reduktion von Spurenstoffen. In der Trinkwasseraufbereitung kann Ozon zur Desinfektion, zur Entfärbung von huminstoffhaltigen Wässern und zur Zerstörung von Geruchs- und Geschmacksstoffen eingesetzt werden.

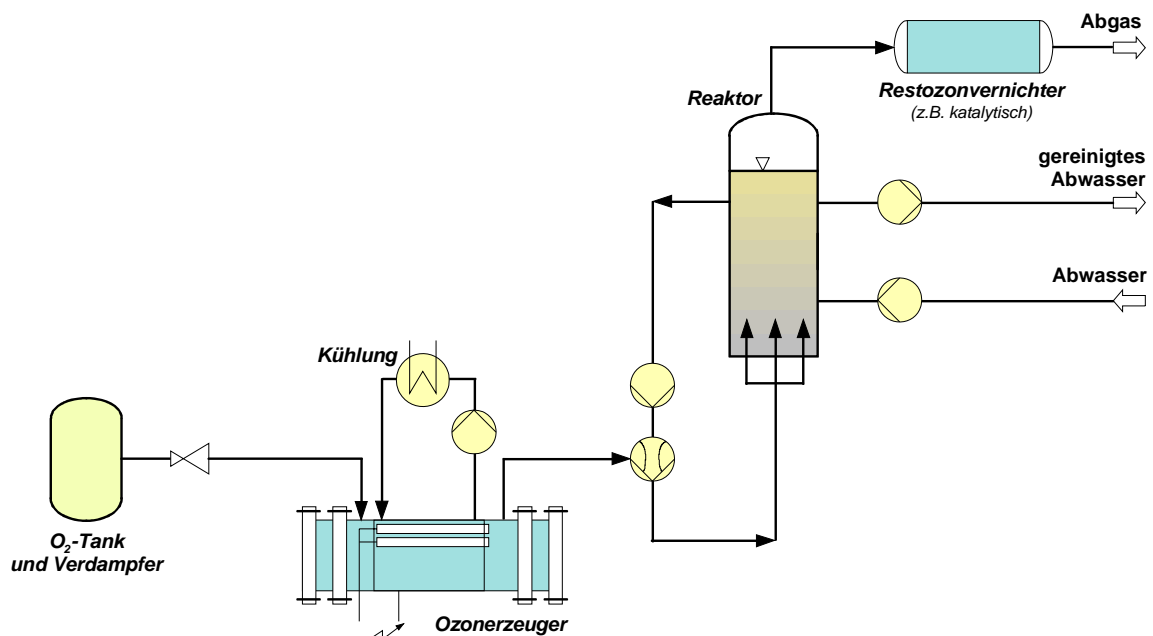


Abbildung 3.7

Ozonisierung mit Teilstrom-Injektor-Prinzip

ATEMIS

Da durch die Behandlung mit chemischen Oxidationsmitteln aus langkettigen, schwer abbaubaren Stoffen kurzkettige und leicht abbaubare Stoffe entstehen, bevor sie durch weitere Oxidationsmittelzugabe

vollständig mineralisiert werden, kann es je nach Wasser sinnvoll sein, eine Aktivkohle-Adsorption nachzuschalten.

Eine mögliche Verfahrensvariante arbeitet mit dem Teilstrom-Injektor-Prinzip welches in Abbildung 3.7 dargestellt ist. Bei dem Ozonisierungsverfahren mit Kreislaufführung wird das aus reinem Sauerstoff erzeugte Ozon über einen Injektor (Wasserstrahlverdichter) in den Kreislaufstrom eingedüst und anschließend zusammen mit dem Roh-Abwasser in den Reaktor eingespeist. Zur besseren Löslichkeit des Ozons kann der Druck im Umlaufstrom angehoben werden.

Die Restozonumwandlung erfolgt über einen Metall-Mischoxid-Katalysator, bevor das Luftgemisch an die Umgebung abgegeben wird.

Da es sich bei Ozon um eine sehr energiereiche, metastabile Modifikation des Sauerstoffs handelt, erfolgt die Erzeugung meist beim Verbraucher vor Ort. Im Ozongenerator, der nach dem von W. v. Siemens entwickelten Verfahren der stillen elektrischen Entladung arbeitet, durchströmt ein sauerstoffhaltiges Gas einen Spalt, der von einer Außen- und Innenelektrode mit dazwischenliegendem Dielektrikum gebildet wird (Abbildung 3.8).

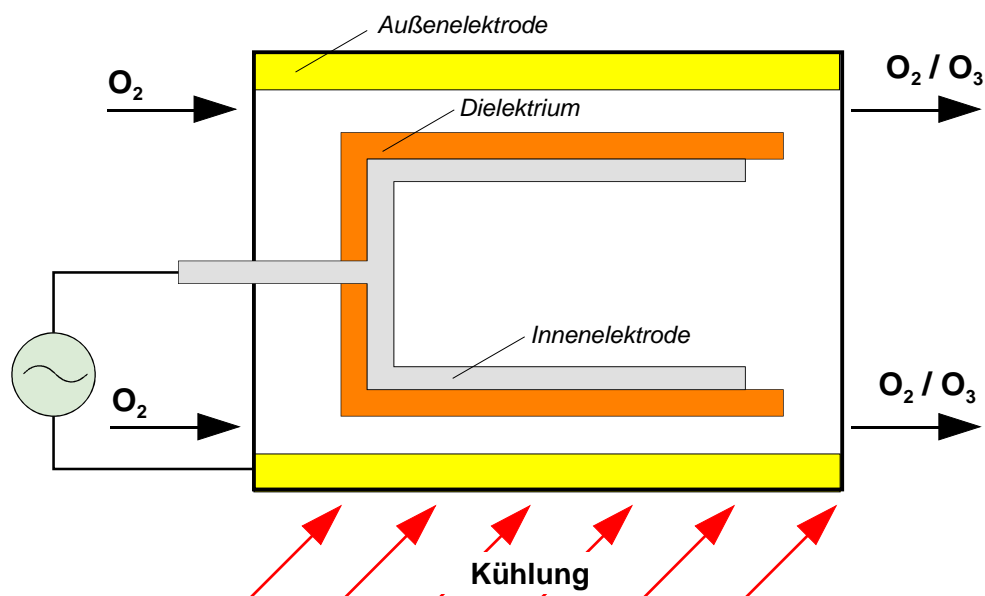


Abbildung 3-8

Ozonerzeuger-Element (Stille Entladung)

ATEMIS

Durch die an den Elektroden anliegende hohe elektrische Spannung werden von der negativen Elektrode Elektronen ausgesendet und beschleunigt. In einer Primärreaktion werden  $O_2$ -Moleküle durch Stöße mit diesen Elektronen so aktiviert, dass sie zum Teil in O-Atome dissoziieren. Es folgt die Hauptreaktion mit Bildung von  $O_3$  aus aktivierten  $O_2$ -Molekülen und O-Atomen.



Bei der Herstellung von Ozon werden prinzipiell drei Verfahren bezüglich des eingesetzten Gases und der Verfahrensführung unterschieden:

1. Gewinnung von Ozon aus Luftsauerstoff
2. Gewinnung von Ozon aus technischem Sauerstoff
3. Gewinnung von Ozon aus technischem Sauerstoff mit Kreislaufführung nach bzw. vor dem Oxidationsreaktor.

Der Vorteil des Einsatzes von reinem Sauerstoff gegenüber Luft liegt in der möglichen Konzentration von bis zu  $160 \text{ gO}_3/\text{m}^3$  Gas bei einem Energieaufwand von 6 - 10 kWh/kgO<sub>3</sub>.

Tabelle 3.1 gibt einen Überblick bezüglich der notwendigen Energie bei der Ozonbildung. Stöchiometrisch betrachtet werden für die Erzeugung von einem Mol Ozon 144,44 kJ an Energie benötigt, also ca. 3 MJ/kg Ozon bzw. 0,836 kWh/kg Ozon. Aufgrund der bei technischen Prozessen immer vorhandenen Verluste ist maximal (*je nach Sauerstoffquelle*) mit dem in Tabelle 3.1 angegebenen spezifischen Energieverbrauch bei großtechnischen Anlagen zu rechnen. Darin ist noch nicht der Energiebedarf für Kühlung und z.B. Restozonvernichtung enthalten.

Sauerstoffquelle	Spezifischer Energieverbrauch		Wirkungsgrad	Mittlere Ozon-gaskonzentration
	MJ / kg O <sub>3</sub>	KWh / kg O <sub>3</sub>	%	g O <sub>3</sub> / m <sup>3</sup>
Theoretisch	3,01	0,836	100	-
Reinsauerstoff *	ca. 18,0	ca. 5,0	17	ca. 100
Luft *	ca. 43,0	ca. 12,0	7	ca. 20

\* Kühlwassertemperatur 10°C

**Tabelle 3.1**

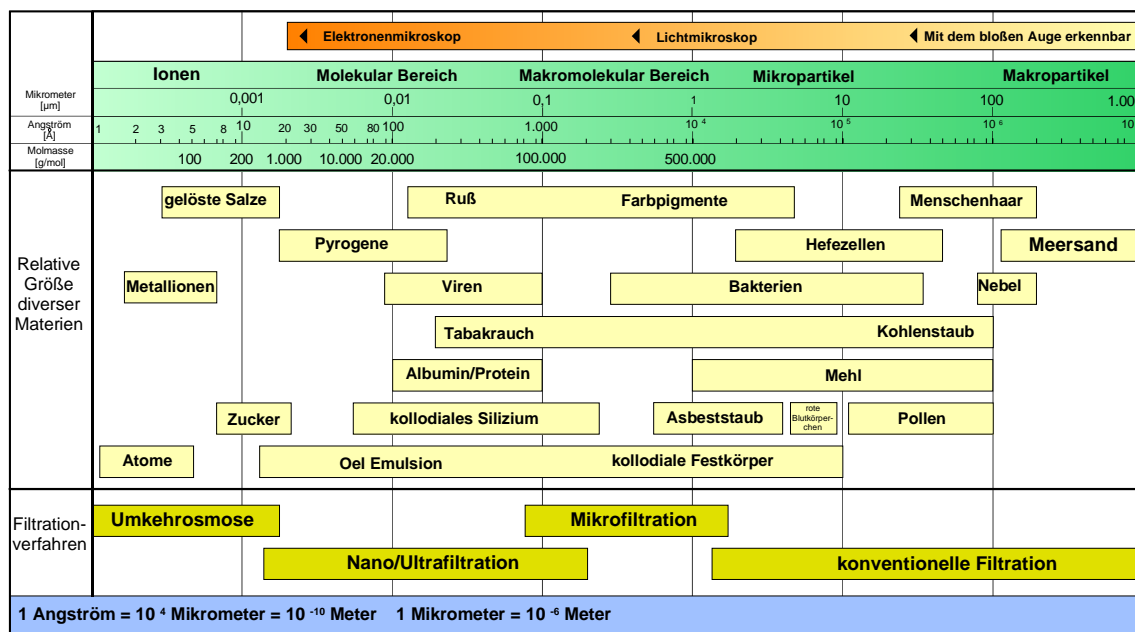
**Notwendige Energie bei der Ozonisierung**

**ATEMIS**

### 3.4 Membranverfahren

#### 3.4.1 Grundlagen der Membrantechnik

Seit vor ca. 25 Jahren die ersten Membrananlagen für die Abwasseraufbereitung eingesetzt wurden, hat sich der Anwendungsbereich und die Verbreitung dieser Systeme stark vergrößert. Die ständige technische Weiterentwicklung hat dazu geführt, dass die Membrantechnik seit längerer Zeit auch bei hochbelasteten Abwässern eingesetzt wird. Die mit diesen Systemen erreichbaren Reinigungsleistungen für nahezu alle Abwasserinhaltsstoffe, organischer und anorganischer Herkunft, werden von keinem anderen Verfahren erreicht. Zu den in der Abwassertechnik eingesetzten Membranverfahren zählen die Mikrofiltration, die Ultrafiltration, die Nanofiltration, sowie die Umkehrosrose. In Abbildung 3.9 sind die einzelnen Filtrationsverfahren mit ihren Filterspektrum grafisch dargestellt. Die Verfahren unterscheiden sich hauptsächlich in der Trenngrenze der eingesetzten Membranen, wobei die Übergänge fließend sind. Grundsätzlich ist es heute möglich, die Trenngrenze der Membranen an die jeweilige verfahrenstechnische Aufgabe sehr genau anzupassen. Im Bereich der Abwasserbehandlung kommen wegen der in der Regel hohen Schadstoffbelastung neben Ultrafiltrations- bzw. Mikrofiltrationsanlagen hauptsächlich Nanofiltrations- und Umkehrosroseanlagen zum Einsatz.



Quelle: UTA 3/93, erweitert

Abbildung 3.9

Membrananlagen Filtrationsspektrum

### 1.3.3 Membrantechnik in der Abwasserreinigung

Die Membrantechnik, speziell die Nanofiltration und die Umkehrosmose, zählt zu den physikalischen Behandlungsverfahren und ist ein druckgetriebener Prozess an einer semipermeablen Membran, bei dem der natürliche Vorgang der Osmose durch Aufprägung eines den osmotischen Druck der Lösung übersteigenden Druckes, wie in Abbildung 3.10 dargestellt, umgekehrt wird. Die treibende Kraft der Osmose beruht auf dem Bestreben zweier in Kontakt stehender Lösungen, einen Konzentrationsausgleich durch Diffusion zu erreichen. Die Diffusion ist ein selbsttätig verlaufender Vermischungsprozess verschiedener aneinander grenzender Stoffe und beruht auf der Wärmebewegung der Moleküle. Die Moleküle wandern hierbei ungeordnet von einer Lösung in die andere und umkehrt, bis eine homogene Vermischung stattgefunden hat. Wird das gegenseitige Vermischen der beiden Lösungen mittels einer semipermeablen Wand (Membran) verhindert, so dass die Vermischung (Konzentrationsausgleich) nur nach einer Richtung stattfinden kann, nennt man diesen Vorgang Osmose.

Die Trennung erfolgt dadurch, dass mindestens eine Komponente in der zu trennenden Lösung, in der Regel ist dies Wasser, die Membran nahezu ungehindert passieren (permeieren) kann, während andere Komponenten mehr oder weniger stark zurückgehalten werden. Bei der natürlichen Osmose permeiert daher bevorzugt die Lösungsmittelkomponente Wasser durch die Membran aus der verdünnten Lösung in die konzentrierte Lösung, bis ein Konzentrationsausgleich geschaffen ist. Das Ansteigen der Flüssigkeitssäule im Raum der konzentrierteren Lösung zeigt an, dass das Lösungsmittel in diesen Raum permeiert. Wenn der hydrostatische Druck der Wassersäule genau so groß geworden ist wie das Bestreben der Wassermoleküle, in die konzentrierte Lösung hineinzudiffundieren, ist der Vorgang zum Stillstand gekommen. Es hat sich ein Gleichgewicht eingestellt, wobei der hydrostatische Druck als osmotischer Druck bezeichnet wird.

Durch das Aufprägen eines den osmotischen Druck übersteigenden Druckes kann dieser Prozess umgekehrt werden, so dass die konzentriertere Lösung entwässert, d. h. aufkonzentriert werden kann. Dieser Prozess wird in der technischen Anwendung dementsprechend Umkehrosmose genannt. Der Zulaufstrom (Feed) wird in ein gereinigtes Wasser (Permeat) und einen höher konzentrierten Ablauf, das Konzentrat (Brine), aufgetrennt.

Das verfahrenstechnische Grundprinzip der Mikro- bzw. Ultrafiltration ist mit der Umkehrosmose vergleichbar, jedoch beruht die Trennwirkung nicht auf einer Diffusion, sondern auf einer reinen Filtration. Der osmotische Druck des Mediums ist hierbei nicht relevant. Durch die Mikro- bzw. Ultrafiltration können im Gegensatz zur Umkehrosmose keine gelösten Stoffe abgetrennt werden.

Die Trennschärfe synthetisch hergestellter semipermeabler Membranen zum Einsatz in Umkehrosmose- und Nanofiltrationsanlagen deckt dabei den niedermolekularen Bereich der Filtrations- und Trennverfahren mit einer Teilchengröße von ca. 0,5 bis 10 nm ab. Man spricht hierbei auch oft von der Trenncharakteristik der Membran, welche dann auch als cut-off oder Molekulargewichtstrenngrenze angegeben

wird. Diese Trenngrenze entspricht bei der Umkehrosmose ca. 30 - 50 g/mol und bei der Nanofiltration ca. 180 - 250 g/mol.

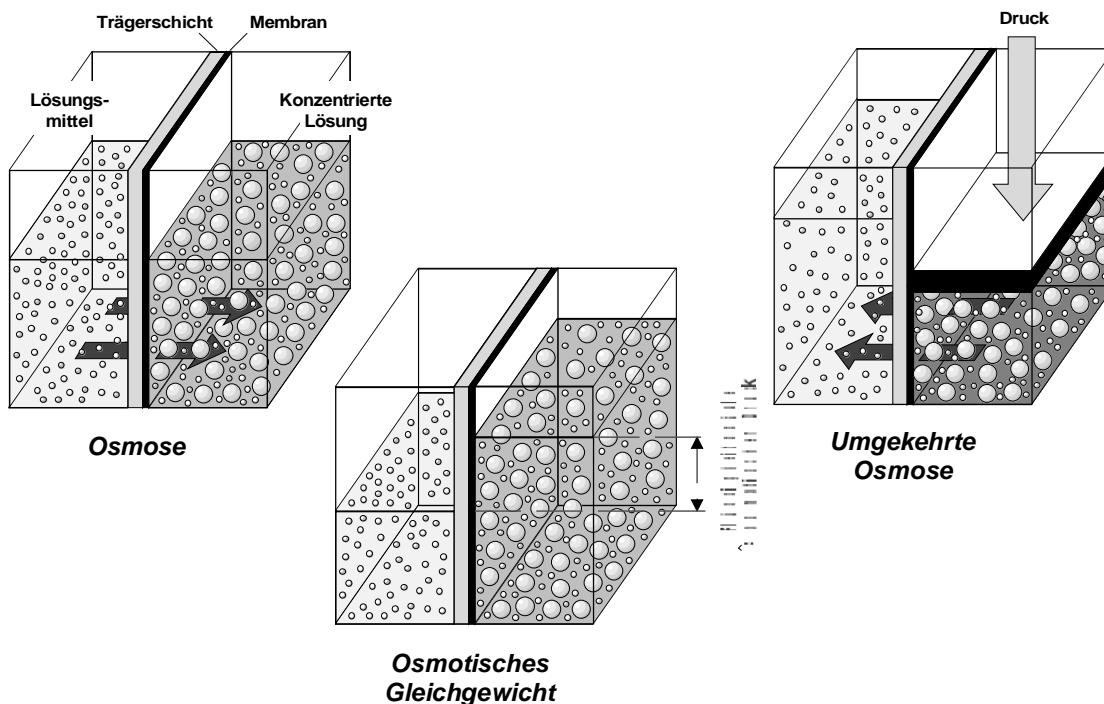


Abbildung 3.10

Umkehrosmose

ATEMIS

Je nach Trenncharakteristik der eingesetzten Membranen können somit nahezu alle im Wasser bzw. Abwasser gelösten organischen und anorganischen Stoffe, teilweise selektiv, abgetrennt werden. Diese Verfahren werden somit eingesetzt, um gelöste Stoffe aus Lösungen, die durch eine konventionelle Filtrationstechnik nicht abtrennbar sind, aufzubereiten.

Die konventionellen Filtrationstechniken, wie Ultra-, Mikro- und Partikelfiltration, werden für das Abtrennen von Kolloiden und Feststoffen aus einer Lösung an einer Porenmembran eingesetzt. Diese Anlagen können daher mit geringen Drücken, je nach System und Anwendung ca. 1-10 bar, betrieben werden. Bei der Umkehrosmose muss zuerst der osmotische Druck der Lösung überwunden werden, bevor eine Auftrennung der Lösung stattfinden kann. Daher sind vor allem bei der Umkehrosmose erheblich höhere Drücke erforderlich. Für die Nanofiltration gilt dies nur bedingt, da die einwertigen Neutralsalze zum größten Teil die Membran passieren und somit eine geringere Konzentrationsdifferenz zwischen der Konzentrat- und der Permeatseite vorhanden ist als bei der Umkehrosmose. Daher können Nanofiltrationsanlagen in der Regel mit deutlich niedrigeren Betriebsdrücken betrieben werden.

Der Betriebsdruck der eingesetzten Membranen und Modulen war lange Zeit auf etwa 60 bis 80 bar für die Umkehrosmose und auf ca. 40 bar für die Nanofiltration begrenzt. Mittlerweile sind Systeme verfügbar, deren Konstruktion Betriebsdrücke zwischen 120-300 bar für die Umkehrosmose erlauben. Der

Trennvorgang wird dabei an der Membran von einer nur ca. 0,1-0,2 mm dicken aktiven Schicht geleistet, während die darunter liegende poröse Stützsicht (ca. 0,1-0,2 mm) für die notwendige Festigkeit sorgt. Da der Betriebsdruck stets deutlich über dem maximal auftretenden osmotischen Druck des erzeugten Konzentratstromes liegen muss, ist der Aufkonzentrierung eine natürliche Grenze gesetzt.

Die Anwendbarkeit der Membrantechnik bei der Abwasserreinigung wird neben der konstruktiven Gestaltung der einzelnen Modul- bzw. Membransysteme auch durch eine Vielzahl von weiteren begrenzenden Faktoren beeinflusst. In Abbildung 3.11 sind einige dieser Faktoren und deren Einflüsse auf die Anlage dargestellt.

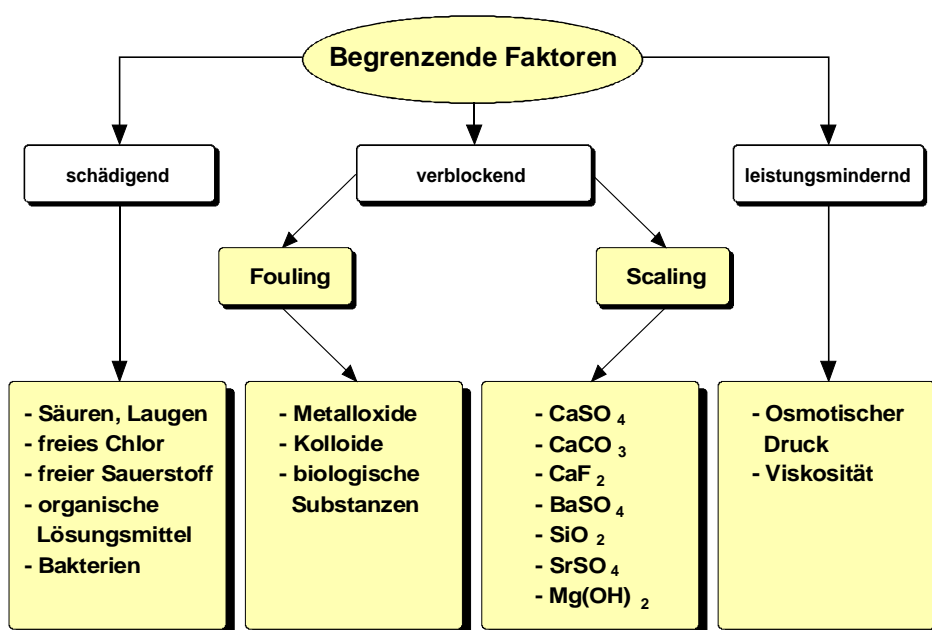


Abbildung 3.11

Begrenzende Faktoren

Die chemisch-physikalischen Grundlagen der Abwasseraufbereitung durch Membrantechnik machen vor dem Hintergrund der oben dargestellten Einflussfaktoren in der Regel einige Vorbehandlungsschritte notwendig, um in der Praxis eine ausreichende Betriebssicherheit und Anlagenverfügbarkeit sicherstellen zu können.

Um der Verblockungsneigung bei der Abwasseraufbereitung entgegenzuwirken, kann der Einsatz von so genannt Inhibitoren sinnvoll sein. Bei den Inhibitoren handelt es sich um flüssige Zusatzstoffe, die mittels Dosierpumpen dem Rohabwasser zudosiert werden können, um Verblockungsneigungen zu reduzieren.

Die chemische und bakteriologische Beständigkeit gegenüber allen im Abwasser enthaltenen Substanzen ist bei den heute eingesetzten Membranen aus Compositewerkstoffen gewährleistet. Selbst starke Oxidationsmittel wie freies Chlor oder Ozon können in niedrigen Konzentrationen und kurzfristig ohne größere Schädigung vertragen werden.

In der Praxis ist häufig eine Deckschichtbildung auf der Membran zu beobachten, die durch Anlagerung von kolloidalen Stoffen (Fouling) oder durch das Überschreiten der Löslichkeitsgrenze von krustenbildenden Inhaltsstoffen (Scaling) hervorgerufen wird. Dies kann im Extremfall zu einer irreversiblen Verblockung der Membranen führen. Weiterhin kann die Überschreitung stoffspezifischer Grenzkonzentrationen membranschädigender Begleitstoffe sowie Bakterienbefall problematisch sein. Vor allem bei Membranen aus natürlichen Materialien wie Celluloseacetatmembranen und Modulsystemen mit sehr hohen Packungsdichten bzw. verengenden Einbauten kann bakterielles Wachstum zu Zerstörung der Membran bzw. Verblockung im Modul und somit zum Ausfall der Anlage führen.

Die Standzeit der Membran- bzw. Modulsysteme wird jedoch durch den Einsatz von bakteriell beständigen Membranen und regelmäßige Reinigungen sowie eine kontrollierte Betriebsweise der Anlagen verlängert.

Die Leistungsdaten einer Membrananlage sind bei der Abwasseraufbereitung stark abhängig von Druck, Temperatur, Zulaufkonzentration und dem eingestellten Konzentrierungsfaktor. Einerseits wird durch eine hohe Permeatleistung pro Membranflächeneinheit eine verbesserte Rückhaltung erzielt, andererseits verringern sich hierbei durch die steigende Konzentrationspolarisation die Laufzeiten zwischen zwei Reinigungsintervallen. Dementsprechend sind die spezifischen Permeatleistungen bei der Umkehrosmose und der Nanofiltration je nach Anwendungsfall unterschiedlich anzusetzen. Für Abwässer typische spezifische Permeatleistungen liegen zwischen ca. 10 und 30 l/(m<sup>2</sup>·h) bei Anlagen, die als erste Stufe betrieben werden. In einer zweiten Umkehrosmosestufe zur Nachbehandlung des Permeates der ersten Stufe betragen die spezifischen Permeatleistungen ca. 20 bis 50 l/(m<sup>2</sup>·h). Die Nanofiltration wird oft einstufig mit einer entsprechenden Nachbehandlung durch z. B. Kornaktivkohle oder eine vorgeschaltete Pulveraktivkohle betrieben.

Prinzipiell lässt sich jeder beliebige cut-off einer Membran herstellen. Großtechnisch im Bereich der Abwasserbehandlung eingesetzte Membranen sind jedoch hinsichtlich der Reinigungsleistung vergleichbar, wobei sich die bei der Nanofiltration eingesetzten Membranen durch eine erhöhte Durchlässigkeit für einwertige Salze bei gleichzeitig guten Reinigungsleistungen für bestimmte Schadstoffe (insbesondere Organik) auszeichnen. Nanofiltrationsanlagen können daher auch auf höherem Konzentrationsniveau wirtschaftlich betrieben werden.

Ausschlaggebend für die Auswahl und die Verschaltung der Membranmodule innerhalb der Membranstufen ist grundsätzlich die Notwendigkeit einer ausreichenden Überströmungsgeschwindigkeit an der Membranoberfläche. Mit abnehmender Strömungsgeschwindigkeit auf der Konzentratseite der Module verstärkt sich der als Konzentrationspolarisation bekannte Effekt in der Strömungsgrenzschicht an der Membranoberfläche, wodurch die Gefahr der Belagbildung erhöht wird. In diesem Zusammenhang sind der sich entsprechend der abgepressten Permeatmenge verringernde Volumenstrom auf der Konzentratseite sowie die Abhängigkeit des spezifischen Permeatflusses vom aktuellen Konzentrationsniveau bzw. vom osmotischen Druck zu beachten.

Großtechnisch werden im Bereich Abwasser folgende Modulformen eingesetzt, welche sich hauptsächlich durch die konstruktive Gestaltung, d.h. die Anordnung der Membranen im Modul, unterscheiden:

- Tubular- bzw. Rohrmodule
- Scheiben- bzw. Diskmodule
- Kassetten- bzw. Plattenmodule
- Wickelmodule

Die Unterschiede zwischen diesen Modulbauarten bestehen im Wesentlichen in der Packungsdichte (Membranfläche bezogen auf das Bauvolumen) und in der Größe der Strömungsquerschnitte.

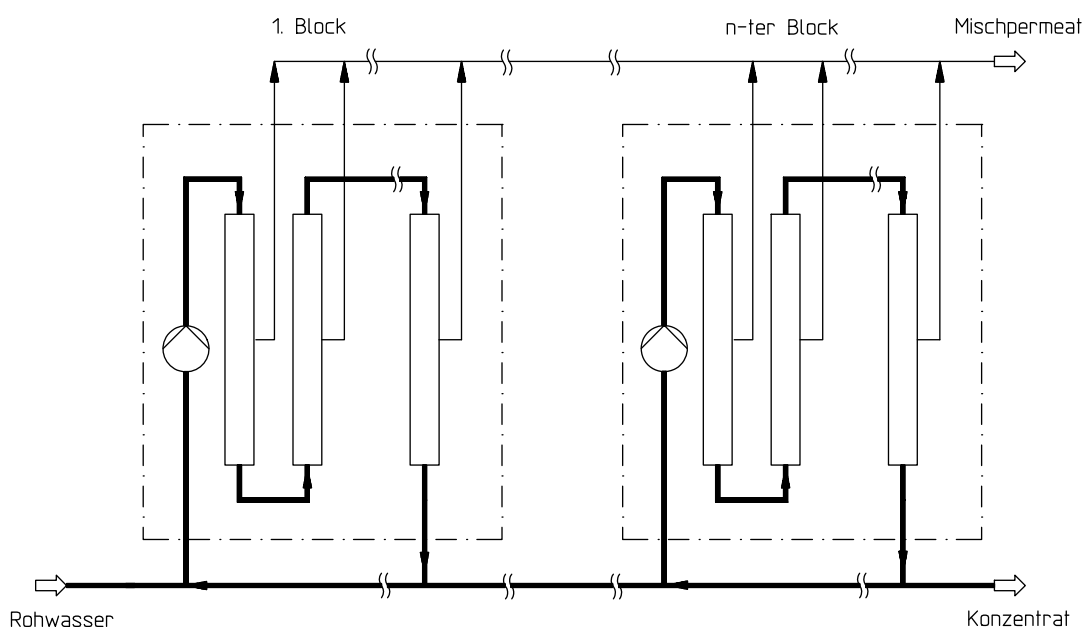


Abbildung 3.12

Konventionelle Verschaltung

ATEMIS

Die Module werden bei der großtechnischen Anwendung zu einzelnen Blöcken verschaltet. Zur Sicherstellung ausreichender Strömungsgeschwindigkeiten wird innerhalb eines Blocks ein Mehrfaches der abgepressten Permeatmenge umgewälzt, so dass der gesamte Block auf einem nahezu konstanten Konzentrationsniveau arbeitet. Der umzuwälzende Volumenstrom ergibt sich aus der Aufteilung der Module auf parallele und in Reihe geschaltete Stränge, wobei die Anzahl der in Reihe geschalteten Module über den maximal zugelassenen Druckverlust begrenzt wird. Entsprechend der Geometrie der verschiedenen Module ergeben sich für die umzuwälzenden Volumenströme und die sich daraus ergebenden Pumpleistungen erhebliche Unterschiede. Zur Spurenstoffelimination wird auf Kläranlagen die Nanofiltration eingesetzt, da das Wasser schon vorbehandelt ist. Die Umkehrosmose ist nicht erforderlich, da die Trenngrenze der Nanofiltration für Spurenstoffe reicht.

#### **4. Verfahrensvorauswahl und Festlegung von Auslegungsgrundlagen**

Nachfolgend wird zunächst eine Verfahrensvorauswahl getroffen. Dann werden Auslegungsgrößen für die geplante Spurenstoffelimination auf dem Hauptklärwerk Gütersloh-Putzhagen festgelegt.

Im vorangegangenen Kapitel wurden grundsätzlich mögliche Verfahren vorgestellt, die zur Spurenstoffelimination eingesetzt werden. Oft werden auch Kombinationen je nach Reinigungsziel verwendet.

Da die Kläranlage im Ablauf über eine BIOFOR-Filteranlage verfügt und demnächst ein Wechsel des Filtermaterials ansteht, bietet es sich an, eine der Filterkammern zur Befüllung mit körniger Aktivkohle zu nutzen, da der Umbauaufwand sehr gering ist. Hierdurch ist es möglich, erste Aussagen über die mögliche Elimination von Spurenstoffen zu erhalten.

Bei allen anderen Verfahrenstechniken sind größere Umbauten zur Einbindung der jeweiligen Verfahrenstechnik in die Kläranlage notwendig; darüber hinaus sind entsprechende Versuchsanlagen - insbesondere bei der chemischen Oxidation und den Membranverfahren - erforderlich, so dass in Abstimmung mit dem Auftraggeber festgelegt wurde, zunächst nur die Möglichkeit der Adsorption an granuliert Aktivkohle zu betrachten. Es soll eine Filterzelle, die einen maximalen Durchsatz von 400 m<sup>3</sup>/h zulässt, verwendet werden und für die Aufnahme von granulierter Aktivkohle vorbereitet werden.

In der Tabelle 4.1 sind die wesentlichen Basisdaten für die Anlagenauslegung zusammenfassend dargestellt.

Da die Durchflussmenge pro Filterzelle bei 400 m<sup>3</sup>/h liegt, ergibt sich ein maximaler Tageswert von 9.600 m<sup>3</sup>. Für CSB und TOC werden jeweils als Eintrittsgröße die Mittelwerte aus dem Ablauf Nachklärung von 39 mg/l bzw. 14 mg/l zugrunde gelegt.

Im Bereich der Spurenstoffe werden die Einzelsubstanzen aufgeführt, die nennenswerte Konzentrationen oberhalb der Nachweisgrenze für den jeweiligen Einzelstoff aufweisen.

Es handelt sich hierbei um Kontrastmittel (Amidotrizoesäure, Iohexol, Iomeprol, Iopamidol, Ioxithalamin-säure), um Betablocker (Atenolol, Bisoprolol, Metoprolol, Sotalol), um Lipidsenker (Benzafibrat), um ein Antiepileptikum (Carbamazepin), um Antibiotika (Ciprofloaxin, Sulfamethoxazol, Trimethoprim) und um das Schmerzmittel Diclofenac.



<b>Parameter</b>	<b>Dimension</b>	<b>Wert</b>
max. stündlicher Durchsatz	m <sup>3</sup> /h	400
max. Tagesdurchsatz	m <sup>3</sup> /d	9.600
CSB	mg/l	39
TOC	mg/l	14
Amidotrizoessäure	ng/l	890
Atenolol	ng/l	200
Benzafibrat	ng/l	140
Bisoprolol	ng/l	220
Carbamazepin	ng/l	2.800
Ciprofloaxin	ng/l	220
Diclofenac	ng/l	3.700
Iohexol	ng/l	1.400
Iomeprol	ng/l	5.000
Iopamidol	ng/l	1.200
Ioxithalaminsäure	ng/l	350
Metoprolol	ng/l	1.800
Sotalol	ng/l	740
Sulfamethoxazol	ng/l	550
Trimethoprim	ng/l	120

**Tabelle 4.1**

**Basisdaten für die Auslegung**

**ATEMIS**

Nachfolgend werden nun die Lösungsvarianten für den Einsatz einer Filterzelle konkret dargestellt und die hierfür erforderlichen Randbedingungen definiert.

## **5. Darstellung kläranlagenspezifischer Lösungsmöglichkeiten zum Einsatz granulierter Aktivkohle**

Nachfolgend soll nun kläranlagenspezifische Lösungsmöglichkeiten zum Einsatz granulierter Aktivkohle vorgestellt und erläutert werden.

Zur Elimination der Spurenstoffe soll im vorliegenden Fall Aktivkohle eingesetzt werden, da diese ohne großen Umbauaufwand in eine der bestehenden Filtrationskammern eingefüllt werden kann.

Nach Abstimmung bei einem gemeinsamen Ortstermin wurde festgelegt, dass die Filterzelle Nr. 1 mit körniger Aktivkohle gefüllt werden soll.

Die Filterzelle hat eine Grundfläche von 40,9 m<sup>2</sup> (Länge: 8,18 m, Breite: 5,0 m). Die Gesamthöhe über alles beträgt 5,86 m; für die aktive Filterbetthöhe können unter Berücksichtigung der Betausdehnung maximal 3 m angesetzt werden, so dass sich ein Füllvolumen von ca. 120 m<sup>3</sup> ergibt.

Es ist zu beachten, dass die derzeit eingebauten Filterdüsen eine Spaltweite von 2,3 mm haben. Dies ist vor dem Hintergrund wichtig, dass handelsübliche Aktivkohlen im Bereich der Wasseraufbereitung in der Regel ein Korngrößenspektrum von 0,6 bis 3 mm haben und somit die im Bereich der Filterdüsen vorhandene Spaltweite zu groß ist, um einen Austrag von Aktivkohle zu verhindern.

Es bieten sich daher drei Varianten für den Einsatz der Aktivkohle im Filter an:

1. Untere Schicht aus Quarzsand/Kies (Körnung 3,15 bis 5,6 mm) ca. 0,3 m (12 m<sup>3</sup> Quarzsand bzw. Kies), darauf aufbauend eine Aktivkohleschicht (Körnung 0,6 bis 3 mm) ca. 2,7 m (108 m<sup>3</sup> Aktivkohle).
2. Untere Schicht aus grobkörniger Aktivkohle (Körnung 2,5 bis 5 mm) ca. 0,3 m, darauf aufbauend eine Aktivkohleschicht (Körnung 0,6 bis 3 mm) ca. 2,7 m, gesamt: 120 m<sup>3</sup> Aktivkohle.
3. Austausch der Filterkerzen mit einer Spaltweite von 2,3 mm auf eine Spaltweite von 0,5 mm, darauf aufbauend eine Aktivkohleschicht (Körnung 0,6 bis 3 mm) ca. 3 m, gesamt: 120 m<sup>3</sup> Aktivkohle.

Bei der Variante 1 (s. Abbildung 5.1) wird im unteren Bereich des Filters zunächst eine Schicht aus Quarzsand bzw. Kies eingebracht, um einen Austrag der Kohle über die Filterdüsen zu verhindern. Hierzu kann handelsüblicher Quarzsand bzw. Kies verwendet werden; im vorliegenden Fall wird ein Produkt der Fa. Akdolit® zugrunde gelegt, das eine Körnung von 3,15 bis 5,6 mm (Akdolit® FS) hat; die untere Schicht erhält eine Höhe von ca. 0,3 m; dies entspricht einem Volumen von ca. 12 m<sup>3</sup>. Darauf aufbauend wird dann die eigentliche Aktivkohleschicht mit einer Höhe von ca. 2,7 m eingebracht; dies entspricht einem Volumen von 108 m<sup>3</sup>. Aufgrund des Dichteunterschiedes werden sich die beiden Materialien nach einer Spülung entsprechend so schichten, dass der Quarzsand bzw. Kies wieder unten liegt.

**Variante 1**

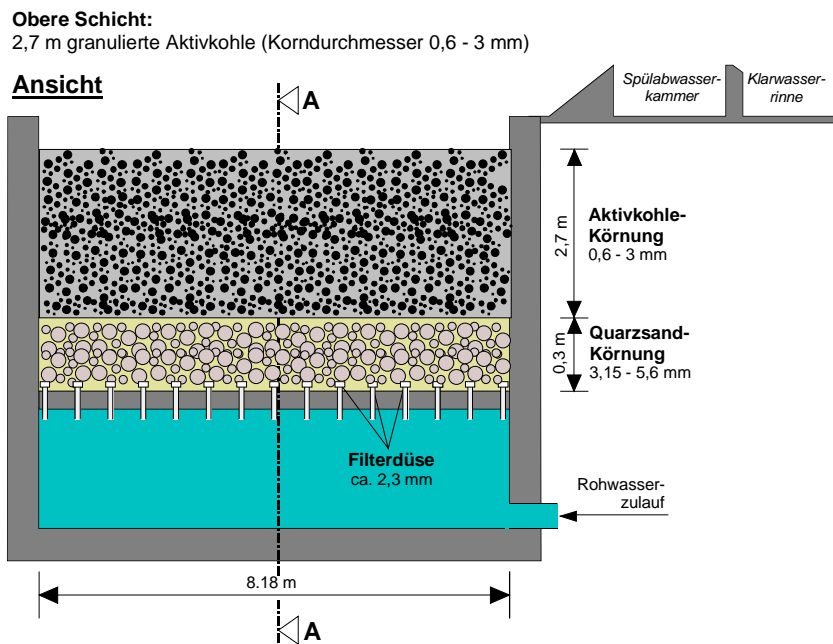
**Untere Schicht:**

0,30 m Quarzsand (Korndurchmesser 3,15 - 5,6 mm)

**Obere Schicht:**

2,7 m granuliert Aktivkohle (Korndurchmesser 0,6 - 3 mm)

**Ansicht**



**Schnitt A-A**

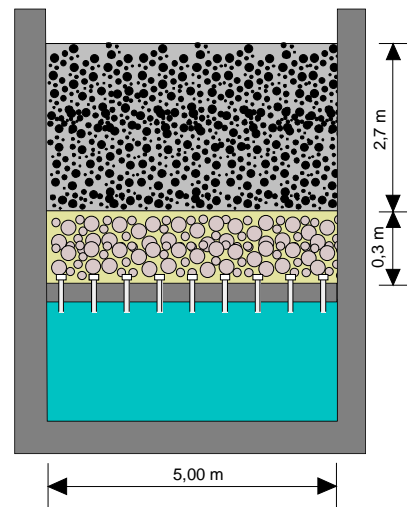


Abbildung 5.1

Variante 1 (Quarzsand/Aktivkohle)

Bei der Variante 2 (s. Abbildung 5.2) wird anstatt der unteren Schicht aus Quarzsand bzw. Kies eine grobkörnigere Aktivkohle (Körnung 2,5 bis 5 mm) mit einer Schichthöhe von ca. 0,3 m auf die Filterdüsen eingebracht. Der Vorteil der Variante 2 besteht darin, dass diese Aktivkohleschicht im Gegensatz zur Quarzsand- bzw. Kiesschicht ebenfalls zur Elimination der Spurenstoffe genutzt wird. Aufgrund der unterschiedlichen Gewichte der großen und kleinen Aktivkohlekörner wird auch hier nach der Spülung eine entsprechende Schichtung stattfinden.

### Variante 2

#### **Untere Schicht:**

0,30 m Aktivkohle (Korndurchmesser 2,5 - 5 mm)

#### **Obere Schicht:**

2,7 m granulierten Aktivkohle (Korndurchmesser 0,6 - 3 mm)

#### **Ansicht**

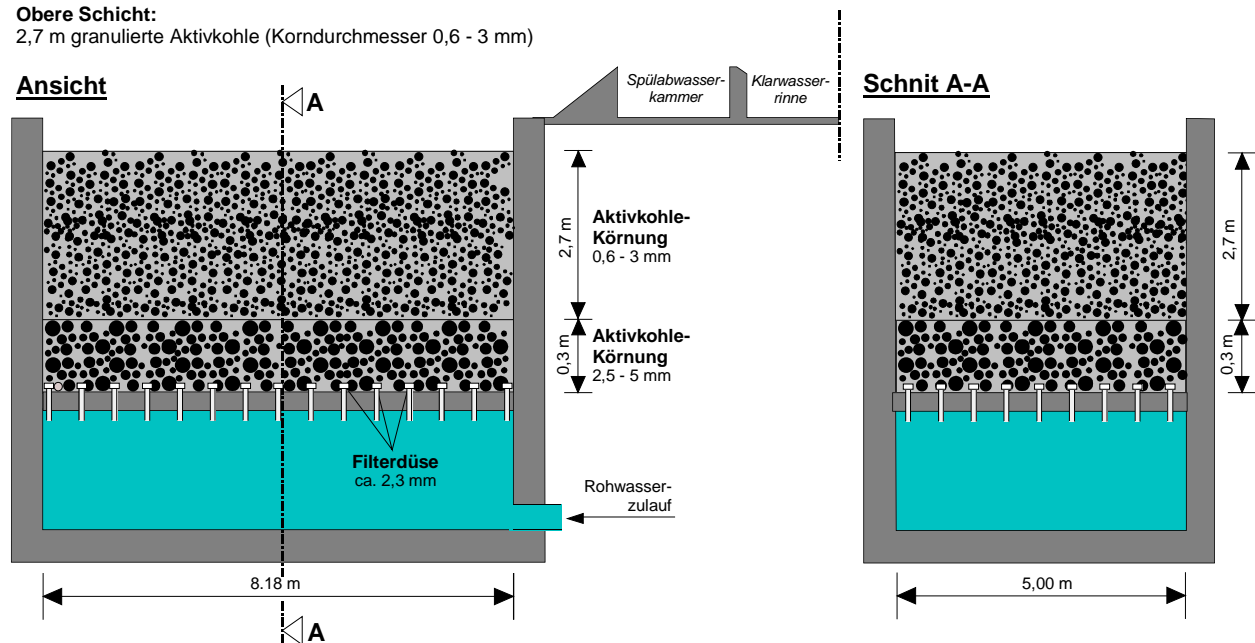


Abbildung 5.2

Variante 2 (Aktivkohlen unterschiedlicher Körnung)

ATEMIS

In der dritten Variante (s. Abbildung 5.3) werden die Filterdüsen ausgetauscht und mit einer kleineren Spaltweite versehen, so dass dann auf eine gröbere untere Schicht verzichtet werden kann und direkt die Aktivkohle mit dem kleineren Korndurchmesser eingebracht werden kann.

Der Filterkies wird wie die Aktivkohle mittels Silofahrzeug angeliefert. Bei den vorgesehenen Füllmengen von 12 m<sup>3</sup> Quarzsand bzw. Kies und 108 bzw. 120 m<sup>3</sup> Aktivkohle ist für den Quarzsand bzw. Kies ein Silofahrzeug (12 m<sup>3</sup>, ca. 1,6 t/m<sup>3</sup>) erforderlich, zur Anlieferung der Aktivkohle sind je nach Lieferant vier bis fünf Transporte im Silofahrzeug erforderlich (25 bis 35 m<sup>3</sup> je nach Fahrzeug, Dichte: ca. 300 bis 400 kg/m<sup>3</sup>).

Um die Filtermaterialien jeweils in den Filter einzufüllen, ist Wasser erforderlich. In unmittelbarer Nähe der Filteranlage ist ein Brauchwasserhydrant (Brunnenwasser nach Enteisenung und Entmanganung) vorhanden, der sowohl zum Einspülen des Quarzsandes bzw. Kieses als auch zur Benetzung und Einspülung der trocken angelieferten Kohle genutzt werden kann.

### Variante 3

#### Obere Schicht:

3 m granuliert Aktivkohle (Korndurchmesser 0,6 - 3 mm)

#### Ansicht

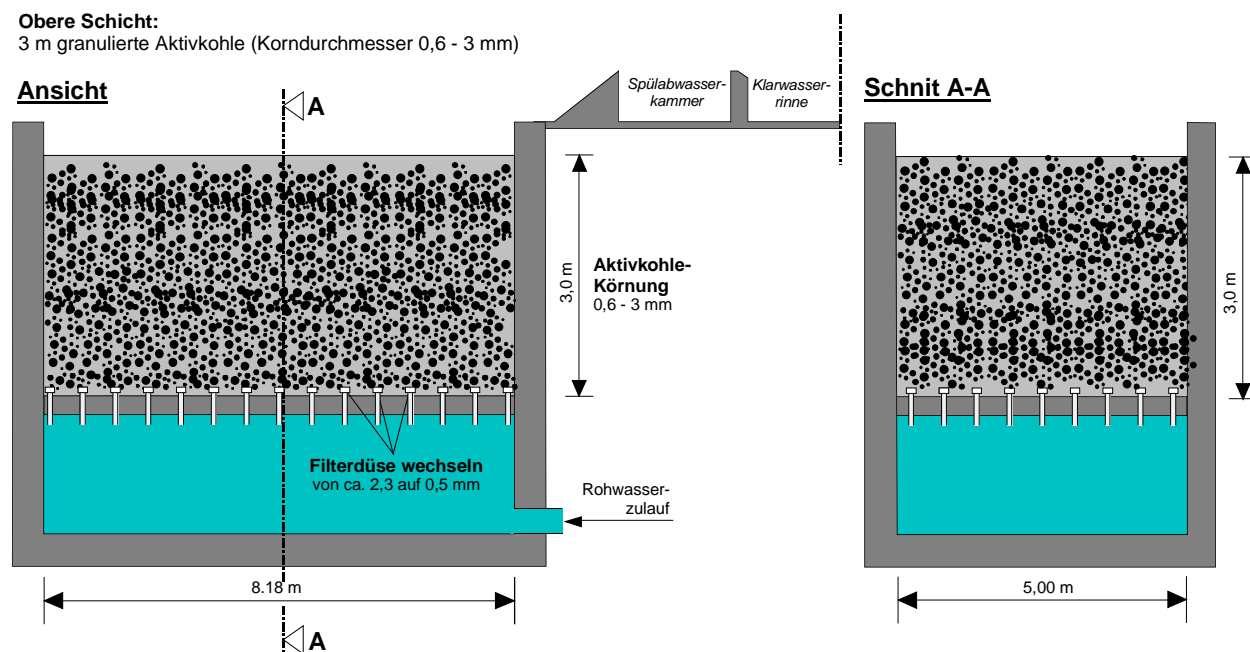


Abbildung 5.3

Variante 3 (Austausch Filterdüsen)

ATEMIS

In der Regel wird die Aktivkohle trocken angeliefert und vor Ort benetzt. Anschließend wird die Aktivkohle mittels Druckluft, die der anliefernde LKW zur Verfügung stellt, in das Filterbecken gefördert. Ein zusätzlicher Stromanschluss ist nicht erforderlich. Auch der Quarzsand bzw. Kies wird mit Wasser benetzt und über Druckluft in das Filterbecken gespült. Zur Einspülung des jeweiligen Materials in das Filterbecken ist in der Regel eine Wasservorlage am Boden des Filters zum Schutze der Filterdüsen notwendig.

Die beladene Aktivkohle kann über ein Fahrzeug des Aktivkohlelieferanten, das über eine Injektorpumpe verfügt, abgesaugt werden (hierfür ist ebenfalls Treibwasser erforderlich, die Liefermenge ist abhängig vom jeweiligen Kohlelieferanten). Das Absaugen der Kohle kann von oben aus dem Becken erfolgen, alternativ könnte eine Kernlochbohrung an der Seite des Filterbeckens hergestellt und eine entsprechende Rohrleitungsverbindung mit Flanschkupplung zum Anschluss des Lieferfahrzeuges gebaut werden; da es sich jedoch zunächst um einen Versuch zur Spurenstoffelimination handelt, wurde festgelegt, die Kohle im Transferfall von oben aus dem Becken zu entnehmen. Die beladene Kohle wird in den LKW gefördert und zur Regeneration des jeweiligen Kohlelieferanten gefahren. Anfallendes Transferwasser kann über einen in unmittelbarer Nähe der Filteranlage liegenden Schacht in die

Kläranlage zurückgefördert werden. Für den hier vorliegenden Einsatzfall bietet es sich an zwei Frischkohlen mit der jeweils oben genannten Körnung einzusetzen, die dann nach Erreichen der Adsorptionskapazität beim Hersteller regeneriert werden und anschließend wieder für das Klärwerk in aufbereiteter Form zur Verfügung stehen; bei Trinkwasserkohlen wird dies üblicherweise auch so praktiziert.

Nachfolgend soll nun noch auf spezifische Auslegungsgrößen sowie die erwarteten Reinigungsleistungen bezüglich der verschiedenen Parameter eingegangen werden.

Da derzeit noch keine umfangreichen Erfahrungen mit der Elimination von Spurenstoffen im Bereich von kommunalen Abwässern vorliegen, müssen zunächst sinnvolle Kontaktzeiten festgelegt werden. Aus dem Bereich der Trinkwasseraufbereitung sind Kontaktzeiten von 10 bis 30 min (0,167 bis 0,5 h) bekannt. Aus einigen Versuchen zur Spurenstoffelimination ist bekannt, dass längere Kontaktzeiten sich positiv auswirken können.

Es sollte daher am Filter eine Möglichkeit geschaffen werden, den Zulaufvolumenstrom und damit die Filtergeschwindigkeit variieren zu können. Derzeit erfolgt die Zuführung zu den neun Filtern über ein zentrales Rohwasserpumpwerk. Von hier wird das Wasser auf die in Betrieb befindlichen Filter gleichmäßig verteilt. Im Zulauf zum jeweiligen Filtrationsbecken ist lediglich eine pneumatische Absperrklappe DN 300 installiert.

Im Zuge des Versuches sollte hier für die gewählte Filterzelle 1 ein elektrisch angetriebener Regelschieber eingesetzt werden. Die Filtergeschwindigkeit sollte dann sinnvollerweise in einem Bereich zwischen 3 bis 10 m/h variiert werden; dies entspricht einem Volumenstrom von ca. 120 bis 400 m<sup>3</sup>/h. Hieraus ergibt sich eine Kontaktzeit von 0,3 bis 1 h. Sinnvollerweise sollte dann auch eine Durchflussmessung in die Zuführleitung zum Filter eingebaut werden, um den durchgeleiteten Volumenstrom erfassen zu können. Alternativ müsste zur Beschickung der gewählten Filtrationszelle eine eigene Zuführung mittels frequenzgeregelter Pumpe über eine separate Rohrleitung erfolgen. Für die nachfolgenden Betrachtungen wird zunächst die Lösung mit dem elektrischen Regelschieber weiter verfolgt.

Die Spülung des Filters sollte zeitgetaktet erfolgen. Das Zeitintervall muss im Rahmen des großtechnischen Versuches bestimmt werden. Bei einer vergleichbaren Anlage ist ein Spülintervall von ca. 7 Tagen ausreichend. Alternativ kann über den Differenzdruck (Messungen hierzu sind vorhanden) eine Spülung eingeleitet werden.

Die zu erwartenden Reinigungsleistungen für die verschiedenen Parameter können aufgrund der derzeit lediglich begrenzt vorliegenden Erfahrungen nur abgeschätzt werden. Hierzu sind in der nachstehenden Tabelle jeweils Spannbreiten für die einzelnen Parameter angegeben. Die Spannbreiten resultieren zum einen aus den variablen Kontaktzeiten zum anderen aus dem unterschiedlichen Adsorptionsverhalten

bzw. der unterschiedlichen Adsorptionskapazität verschiedener Aktivkohlesorten. Die tatsächlich erreichbaren Eliminationsleistungen können nur aus dem praktischen Versuch gewonnen werden.

Parameter	Dimension	Wert	Eliminationsleistung
CSB	mg/l	39	20 bis 60 %
TOC	mg/l	14	20 bis 60 %
Amidotrizoesäure	ng/l	890	5 bis 20 %
Atenolol	ng/l	200	40 bis 80 %
Benzafibrat	ng/l	140	60 bis 80 %
Bisoprolol	ng/l	220	40 bis 80 %
Carbamazepin	ng/l	2.800	70 bis 95 %
Ciprofloaxin	ng/l	220	20 bis 70 %
Diclofenac	ng/l	3.700	70 bis 90 %
Iohexol	ng/l	1.400	50 bis 70 %
Iomeprol	ng/l	5.000	50 bis 70 %
Iopamidol	ng/l	1.200	30 bis 60 %
Ioxithalaminsäure	ng/l	350	30 bis 60 %
Metoprolol	ng/l	1.800	40 bis 80 %
Sotalol	ng/l	740	40 bis 80 %
Sulfamethoxazol	ng/l	550	20 bis 70 %
Trimethoprim	ng/l	120	20 bis 70 %

**Tabelle 5.1**

**Erwartete Eliminationsleistungen**

**ATEMIS**

Um einen ersten Anhaltswert für die Standzeit der eingesetzten Kohle zu erhalten, wird im Folgenden die Annahme getroffen, dass beim TOC eine Elimination von ca. 50 % (von 14 mg/l auf ca. 7 mg/l) erfolgt und die Beladung für den TOC auf der Kohle bei 70 mg/g Aktivkohle liegt.

Hieraus ergibt sich bei einem mittleren Durchsatz von 250 m<sup>3</sup>/h durch das gewählte Filtrationsbecken ein Aktivkohlebedarf von 25 kg/h.

Bei einer angenommenen Dichte der Aktivkohle von 300 kg/m<sup>3</sup> (z. B. Aqua Sorb<sup>®</sup> 5000 der Fa. Jacobi) ergibt sich hieraus je nach Variante (108 bis 120 m<sup>3</sup> Aktivkohlefüllung) eine voraussichtliche Standzeit von ca. 55 bis 60 Tagen, also ca. zwei Monate.

Da sich die Adsorptionsprozesse für die verschiedenen Parameter überlagern und es teilweise zu Verdrängungsreaktionen kommt, kann die Abschätzung über die TOC-Beladung nur als Anhalt dienen. Die tatsächliche erreichbare Beladbarkeit hinsichtlich der Spurenstoffe aber auch bezüglich des TOC kann deutlich besser sein. Ein Versuch, der derzeit auf einer vergleichbaren Anlage durchgeführt wird, zeigt, dass dort die Aktivkohle nach sechs Monaten Standzeit noch nicht vollständig beladen ist und weiterhin zur Reinigung genutzt werden kann.

Um die Auswirkung der Variation der Filtergeschwindigkeit auf die Adsorptionskapazität bzw. Beladbarkeit einzelner Parameter zeitnah zu erkennen, kann es sinnvoll sein, parallel zum genutzten Filtrationsbecken einen Aktivkohlesäulenversuch im halbertechnischen Maßstab zu machen. Hierzu wird eine zylindrische Säule (beispielhafte Abmessungen: Durchmesser ca. 0,3 m, Höhe ca. 2,5 m) mit der gleichen Aktivkohle gefüllt und parallel zur großtechnischen Anlage Versuche durch Variation der Filtrationsgeschwindigkeit und damit der eingestellten Verweilzeit gefahren. Durch Analysen für die jeweiligen Parameter im Ablauf der Säule können dann kurzfristig die erreichbaren Eliminationsleistungen ermittelt werden.

Abschließend soll nun noch ein technisch-wirtschaftlicher Vergleich der vorgestellten Varianten unter den oben genannten Randbedingungen durchgeführt werden.



## 6. Technisch-wirtschaftlicher Vergleich der Lösungsmöglichkeiten

Zunächst sollen nun die Investitions- und Betriebskosten der in Kapitel 5 erarbeiteten Varianten abgeschätzt und dargestellt werden. Anschließend werden dann noch kurz die Vor- und Nachteile der verschiedenen Varianten diskutiert.

Folgende Basisdaten werden für die Kostenermittlung zugrunde gelegt:

- Mittlerer Anlagendurchsatz: 250 m<sup>3</sup>/h
- Varianten 1 bis 3 (s. Kapitel 5)
- Variante 1: 12 m<sup>3</sup> Quarzsand bzw. Kies (1,6 t/m<sup>3</sup>), 108 m<sup>3</sup> Aktivkohle (0,3 t/m<sup>3</sup>)
- Varianten 2 und 3: jeweils 120 m<sup>3</sup> Aktivkohle
- Variante 3: Austausch von 2.300 Filterdüsen
- Kosten Quarzsand bzw. Kies: 75 €/t
- Kosten Aktivkohle: 1,7 bis 2 €/kg
- TOC-Elimination: 50 %
- TOC-Beladung: 70 mg TOC/g Aktivkohle, erwartete Standzeit: 60 Tage, alternativ wird für die Betriebskosten eine Variante mit einer Standzeit von 180 Tagen angesetzt
- Umbau der Filtrationszelle: Einbau elektrischer Regelschieber und Durchflussmessung DN 300
- Umprogrammierung der Steuerung (Abschieberung der Filtrationszelle bei unzulässigem Trübungsanstieg)
- Es werden keine Kosten für die Entleerung des jetzigen Filters und die Entsorgung/Verwertung des Filtermaterials berücksichtigt
- Es werden keine Kosten für die begleitende Analytik berücksichtigt, da hier erst der Umfang und die Häufigkeit festgelegt werden muss
- Es werden keine Personalkosten berücksichtigt, da kein zusätzlicher Aufwand entsteht
- Es werden keine Kosten für Spülwasser berücksichtigt, da dieses für den jetzigen Betrieb des Filters ebenfalls anfällt
- Es werden keine Kosten für Transferwasser berücksichtigt, da die Menge je nach Lieferant schwankt und je nach verwendetem Wasser (Brauchwasser aus dem Hydranten oder Wasser aus dem Ablauf Filtration) unterschiedliche Gestehungskosten angesetzt werden müssen

In der nachstehenden Tabelle 6.1 werden zunächst die Investitionen (alle Angaben sind Nettokosten) für die drei Varianten angegeben.

Man erkennt, dass die Variante 1 von den Investitionen her betrachtet die günstigste Lösung darstellt. Dies liegt im Wesentlichen daran, dass für diesen Fall im unteren Bereich des Filters ein Quarzsand bzw.

Kies (12 m<sup>3</sup>) eingesetzt wird, der von den Beschaffungskosten her deutlich günstiger ist, als die Aktivkohle. Als Nachteil erkaufte man sich dadurch ein insgesamt geringeres Aktivkohlevolumen, so dass sich der Wechselzyklus verkleinert. Am teuersten ist die Variante 3, da hier zusätzlich zu dem größeren Aktivkohlevolumen von 120 m<sup>3</sup> auch noch neue Filterdüsen eingebaut werden.

<b>Investitionskosten</b>	<b>Variante 1</b>	<b>Variante 2</b>	<b>Variante 3</b>
Erstbefüllung Quarzsand	1.500 €	- €	- €
Erstbefüllung A-Kohle	55.000 bis 65.000 €	61.000 bis 72.000 €	61.000 bis 72.000 €
Austausch Filterdüsen inklusive Einbau	- €	- €	7.000 €
Umbau Schieber Einbau Durchflussmessung	10.000 €	10.000 €	10.000 €
Umprogrammierung Steuerung	5.000 €	5.000 €	5.000 €
<b>Summe Investitionen</b>	<b>71.500 bis 81.500 €</b>	<b>76.000 bis 87.000 €</b>	<b>83.000 bis 94.000 €</b>

**Tab. 6.1** Investitionskosten (netto) für die untersuchten Varianten

**ATEMIS**

Auf eine vollständige Betriebskostenaufstellung mit Kapitalkosten, Energie- und Personalbedarf etc. wird an dieser Stelle verzichtet, da die drei vorgestellten Varianten sich in dieser Hinsicht nur marginal unterscheiden.

In der Tabelle 6.2 werden daher die reinen Verbrauchskosten für die Aktivkohle gegenüber gestellt. Dabei werden zwei unterschiedliche Standzeiten (55 bzw. 60 und 165 bzw. 180 Tage) zugrunde gelegt, um zu verdeutlichen, welchen Einfluss die Standzeit auf die Verbrauchskosten hat.

In dieser Zeit wird bei einem stündlichen Durchsatz von 250 m<sup>3</sup> und einer TOC-Beladung von 70 mg/g Aktivkohle eine Gesamtmenge von 330.000 m<sup>3</sup> (55 Tage Standzeit) bzw. 360.000 m<sup>3</sup> (60 Tage Standzeit) und bei einer TOC-Beladung 210 mg/g Aktivkohle von 990.000 m<sup>3</sup> (165 Tage Standzeit) bzw. 1.080.000 m<sup>3</sup> (180 Tage Standzeit) gereinigt.

	<b>Variante 1</b>	<b>Variante 2</b>	<b>Variante 3</b>
Standzeit: 55 bzw. 60 Tage	Menge: 330.000 m <sup>3</sup>	360.000 m <sup>3</sup>	360.000 m <sup>3</sup>
Kosten pro Filterfüllung	55.000 bis 65.000 €/a	61.000 bis 72.000 €/a	61.000 bis 72.000 €/a
Standzeit 165 bzw. 180 Tage	Menge: 990.000 m <sup>3</sup>	Menge: 1.080.000 m <sup>3</sup>	Menge: 1.080.000 m <sup>3</sup>
Standzeit: 180 Tage Menge: 1.080.000 m <sup>3</sup>	55.000 bis 65.000 €/a	61.000 bis 72.000 €/a	61.000 bis 72.000 €/a
<b>Spez. Kosten Menge: 360.000 m<sup>3</sup></b>	<b>0,17 bis 0,20 €/m<sup>3</sup></b>	<b>0,17 bis 0,20 €/m<sup>3</sup></b>	<b>0,17 bis 0,20 €/m<sup>3</sup></b>
<b>Spez. Kosten Menge: 1.080.000 m<sup>3</sup></b>	<b>0,06 bis 0,07 €/m<sup>3</sup></b>	<b>0,06 bis 0,07 €/m<sup>3</sup></b>	<b>0,06 bis 0,07 €/m<sup>3</sup></b>

**Tab. 6.2** Verbrauchskosten (netto) für die untersuchten Varianten

**ATEMIS**

Man erkennt, dass die spezifischen Kosten in Abhängigkeit der durchgesetzten Menge je nach Variante zwischen 0,05 und 0,20 €/m<sup>3</sup> variieren.

Abschließend soll noch kurz auf die Vor- und Nachteile der vorgestellten Varianten eingegangen werden. Grundsätzlich sind alle drei Varianten technisch unter den vor Ort vorhandenen Randbedingungen umsetzbar. Bei keiner der Varianten fallen Reststoffe an, da die eingesetzte Aktivkohle vollständig wieder regeneriert werden kann.

Die Variante 1, bei der als untere Schicht ein Quarzsand bzw. ein Kies eingesetzt wird, hat zum einen den Nachteil, dass beim Entleeren der beladenen Kohle darauf geachtet werden muss, die Quarzsand- bzw. Kiesschicht nicht in den Aktivkohle-LKW zu fördern. Es verbleibt immer ein Rest „beladene“ Aktivkohle im Filtrationsbecken. Zum anderen ist das insgesamt zur Verfügung stehende Aktivkohlevolumen mit 108 m<sup>3</sup> geringer als bei den Varianten 2 und 3.

Bei der Variante 2 kann das volle zur Verfügung stehende Volumen (120 m<sup>3</sup>) genutzt werden, durch die Zugabe einer größeren Aktivkohle im unteren Bereich wird ein Austrag der Kohle durch die bestehenden Filterdüsen verhindert. Ebenso kann bei einem anstehenden Aktivkohlewechsel das volle Volumen ge-

tauscht werden, da sich im Filter nur Aktivkohle befindet. Ansonsten gleicht der Umbauaufwand (regelbarer Schieber, Durchflussmessung und Umprogrammierung Steuerung) dem der Variante 1.

Bei der Variante 3 gilt das vorstehend Gesagte, als Nachteil ist hier zu nennen, dass die Filterdüsen getauscht werden müssen, was zum einen mit einem zusätzlichen Montageaufwand verbunden ist, zum anderen entsteht hierdurch ein größerer Druckverlust beim Betrieb des Filters sowie für die Filterrückspülung.

Es wird daher vorgeschlagen, die Variante 2 für den großtechnischen Versuch zur Spurenstoffelimination umzusetzen.

Die Aktivkohle kann von verschiedenen Herstellern nach Abstimmung der Auslegungs- bzw. Ausführungsdetails bezogen werden; hierbei ist jedoch zu beachten, dass aufgrund der benötigten Menge ein gewisser zeitlicher Vorlauf erforderlich ist.

Über den reinen Versuchsbetrieb hinaus stellt sich die Frage, wie nach einem möglichen erfolgreichen Betrieb der Versuchsanlage die Erkenntnisse auf die Großanlage umgesetzt werden können.

Um die mittlere Tageswassermenge (19.000 m<sup>3</sup>/d) durchsetzen zu können, sollten bei einer Annahme vom einer angestrebten Filterbeschickung von 250 m<sup>3</sup>/h insgesamt 5 Filter (3 Filter in Betrieb + 1 Filter in Spülung + 1 Filter im A-Kohle-Austausch) umgerüstet werden. Mit dem Austausch sind, da es sich um einen modularen Aufbau der Filter handelt, entsprechend linear zum Versuchsreaktor je nach Variante Investitionen in Höhe von 286.000 bis 348.000 € verbunden. Im Zuge der Umnutzung von dann insgesamt 5 Filtern zur Spurenstoffelimination ist auch eine Anpassung der Steuerung von Siemens S5 auf Siemens S7 vorzusehen, um einen stabilen Dauerbetrieb mit den zusätzlichen Anforderungen an die Steuerung gewährleisten zu können.

Zur Zeit werden die Investitionen für die Umrüstung von Anlagen zur Spurenstoffelimination vom Land NRW mit bis zu 80% in Form von direkten Zuschüssen gefördert. Die Betriebskosten sind jedoch langfristig über die Gebühren zu finanzieren. Geht man davon aus, dass über die 5 auf Aktivkohle umgerüstete Filter die mittlere Tageswassermenge (19.000 m<sup>3</sup>/d) behandelt wird, so ist selbst bei den niedrigen spezifischen Kosten von 0,06 €/m<sup>3</sup> mit zusätzlichen Betriebskosten alleine für die Aktivkohle in der Größenordnung von 416.000 €/a zu rechnen.

Neben der Förderung der Maßnahme ist bei einem solchen Konzept auch die Verrechnung der Investition mit der Abwasserabgabe gemäß §10 Abs. 3 AbwAG zu erwarten, da über die Aktivkohle auch der CSB-Ablaufwert deutlich reduziert wird. Neben der Verrechnung mit der Abgabe aus den letzten 3 Jahren wird so auch eine niedrigere Erklärung für den Parameter CSB in der Zukunft möglich sein, die einen Anteil der Betriebskosten ausgleichen kann.

## 7. Zusammenfassung und Empfehlung für das weitere Vorgehen

In der Studie wurden zunächst die spezifischen Randbedingungen für eine Spurenstoffelimination im Ablauf des Hauptklärwerkes Gütersloh-Putzhagen betrachtet. Dazu wurden vorhandene Betriebsdaten ausgewertet, insbesondere wurde im Vorfeld auch eine Analyse zu Spurenstoffen, die im Ablauf des Klärwerkes vorhanden sind, erstellt.

In einem verfahrenstechnischen Grundlagenkapitel wurden zunächst mögliche Verfahren zur Spurenstoffelimination vorgestellt und mit den jeweiligen Vor- und Nachteilen erläutert.

In Abstimmung mit dem Auftraggeber wurde aufgrund der örtlichen Gegebenheiten festgelegt, dass im Weiteren nur noch die verfahrenstechnische Variante „Adsorption an granuliert Aktivkohle“ verfolgt werden soll.

Daraufhin wurden die technischen Randbedingungen für die Nutzung einer Filtrationszelle aus der bestehenden BIOFOR-Anlage (insgesamt 9 Filterzellen) ermittelt und für den vorliegenden Anwendungsfall geprüft.

Unter Berücksichtigung der hydraulischen Belastbarkeit einer Filtrationszelle wurden drei Varianten erarbeitet:

4. Untere Schicht aus Quarzsand/Kies (Körnung 3,15 bis 5,6 mm) ca. 0,3 m (12 m<sup>3</sup> Quarzsand bzw. Kies), darauf aufbauend eine Aktivkohleschicht (Körnung 0,6 bis 3 mm) ca. 2,7 m (108 m<sup>3</sup> Aktivkohle).
5. Untere Schicht aus grobkörniger Aktivkohle (Körnung 2,5 bis 5 mm) ca. 0,3 m, darauf aufbauend eine Aktivkohleschicht (Körnung 0,6 bis 3 mm) ca. 2,7 m, gesamt: 120 m<sup>3</sup> Aktivkohle.
6. Austausch der Filterkerzen mit einer Spaltweite von 2,3 mm auf eine Spaltweite von 0,5 mm, darauf aufbauend eine Aktivkohleschicht (Körnung 0,6 bis 3 mm) ca. 3 m, gesamt: 120 m<sup>3</sup> Aktivkohle.

Dabei wurden für die jeweiligen Varianten auslegungsrelevante Größen wie Kontaktzeit, Beladbarkeit, erreichbare Eliminationsleistungen für einzelne Parameter, Standzeit der Aktivkohle etc. untersucht und dargestellt. Weiterhin wurden die erforderlichen Investitionskosten sowie die Verbrauchskosten für Aktivkohle aufgezeigt.

Unter Berücksichtigung aller Kriterien sollte die Variante 2 für den Versuch umgesetzt werden, da hierbei der geringste Umbauaufwand entsteht und das volle Aktivkohlevolumen genutzt werden kann. Die bela-

dene Aktivkohle kann nach vollständiger Beladung einer thermischen Reaktivierung unterzogen werden und steht so erneut für den Prozess zur Verfügung.

Die Investitionskosten belaufen sich unter Berücksichtigung der Erstbefüllung mit Aktivkohle für die Variante 2 auf 76.000 bis 87.000 €. Die spezifischen Verbrauchskosten liegen je nach erreichbarer Standzeit bzw. Beladbarkeit der Aktivkohle zwischen 0,06 und 0,20 €/m<sup>3</sup>.

Zur Umsetzung der Maßnahme muss zunächst der vorhandene Filter entleert und das anfallende Filtermaterial verwertet bzw. entsorgt werden.

Daran anschließend können der elektrisch regelbare Schieber sowie die Durchflussmessung eingebaut werden und die Umprogrammierung der Steuerung bezüglich Trübung in die Wege geleitet werden. Nach Fertigstellung dieser Arbeiten kann die Befüllung der Filtrationszelle mit Aktivkohle erfolgen.

Über den reinen Versuchsbetrieb hinaus stellt sich die Frage, wie nach einem möglichen erfolgreichen Betrieb der Versuchsanlage die Erkenntnisse auf die Großanlage umgesetzt werden können.

Um die mittlere Tageswassermenge (19.000 m<sup>3</sup>/d) durchsetzen zu können, sollten bei einer Annahme vom einer angestrebten Filterbeschickung von 250 m<sup>3</sup>/h insgesamt 5 Filter (3 Filter in Betrieb + 1 Filter in Spülung + 1 Filter im A-Kohle-Austausch) umgerüstet werden. Mit dem Austausch sind, da es sich um einen modularen Aufbau der Filter handelt, entsprechend linear zum Versuchsreaktor je nach Variante Investitionen in Höhe von 286.000 bis 348.000 € verbunden. Im Zuge der Umnutzung von dann insgesamt 5 Filtern zur Spurenstoffelimination ist auch eine Anpassung der Steuerung von Siemens S5 auf Siemens S7 vorzusehen, um einen stabilen Dauerbetrieb mit den zusätzlichen Anforderungen an die Steuerung gewährleisten zu können.

Zur Zeit werden die Investitionen für die Umrüstung von Anlagen zur Spurenstoffelimination vom Land NRW mit bis zu 70% in Form von direkten Zuschüssen gefördert. Die Betriebskosten sind jedoch langfristig über die Gebühren zu finanzieren. Geht man davon aus, dass über die 5 auf Aktivkohle umgerüstete Filter die mittlere Tageswassermenge (19.000 m<sup>3</sup>/d) behandelt wird, so ist selbst bei den niedrigen spezifischen Kosten von 0,06 €/m<sup>3</sup> mit zusätzlichen Betriebskosten alleine für die Aktivkohle in der Größenordnung von 416.000 €/a zu rechnen.

Neben der Förderung der Maßnahme ist bei einem solchen Konzept auch die Verrechnung der Investition mit der Abwasserabgabe gemäß §10 Abs. 3 AbwAG zu erwarten, da über die Aktivkohle auch der CSB-Ablaufwert deutlich reduziert wird. Neben der Verrechnung mit der Abgabe aus den letzten 3 Jahren wird so auch eine niedrigere Erklärung für den Parameter CSB in der Zukunft möglich sein, die einen Anteil der Betriebskosten ausgleichen kann.