



Stadt Lengerich

Abschlussbericht

Möglichkeiten der Elimination anthropogener Mikroschadstoffe in der Kläranlage Lengerich

gefördert durch:

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



RH Ingenieurbüro
Rummler + Hartmann
GmbH

Havixbeck, im Juli 2015

Auftraggeber: Stadt Lengerich
Tecklenburger Straße 4
49525 Lengerich

.....
Unterschrift

Aufgestellt durch: Ingenieurbüro Rummler + Hartmann GmbH
Hohenholter Straße 14 a
48329 Havixbeck

Bearbeitung: Kai Harmjanßen B.Eng.
Dipl.-Ing. Manfred Rummler



.....
Dipl.-Ing. Manfred Rummler

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis

Tabellenverzeichnis

Abkürzungsverzeichnis

1	Einleitung	1
2	Projektkurzbeschreibung und Zielsetzung	2
3	Vorstellung der Kläranlage Lengerich	2
4	Beschreibung der Mikroschadstoffproblematik	5
5	Betrachtete Verfahren zur Mikroschadstoffelimination	10
5.1	Membranverfahren	11
5.2	Ozonierung.....	12
5.3	Adsorption mittels Aktivkohle	20
5.3.1	GAK-Adsorption	21
5.3.2	PAK-Adsorption.....	24
5.3.2.1	Auswahl geeigneter Aktivkohle.....	26
5.3.2.2	Verfahrensmöglichkeiten der PAK-Adsorption	27
5.3.2.3	Fällmittel- und Flockungshilfsmittelzugabe	30
5.3.2.4	Systeme zur PAK-Abscheidung.....	33
5.3.2.4.1	AFSF-Verfahren	34
5.3.2.4.2	Sedimentation.....	36
5.3.2.4.3	Lamellenabscheider	37
5.3.2.4.4	Mikrosieb	38
5.3.2.4.5	Tuchfiltration	40
5.3.2.4.6	Druckentspannungsflotation	43
5.3.2.4.7	Zusammenfassende Gegenüberstellung der Systeme zur PAK- Abscheidung.....	44
5.4	Gegenüberstellung der optionalen Verfahren	45
6	Bewertung der Mikroschadstoffanalyse	49
7	Planungs- und Bemessungsgrundlagen	53

8 Planungshinweise.....	55
9 Verfahrensmöglichkeiten und Kostenschätzungen	55
9.1 Variante 1.1: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Sedimentation, Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken	57
9.2 Variante 1.2: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken.....	63
9.3 Variante 1.3: PAK-Adsorption im Belebungsbecken mit anschließender DynaSand- Filtration nach den Nachklärbecken	68
9.4 Variante 2: GAK-Adsorption im DynaCarbon-Filter mit vorgeschalteter DynaSand- Filtration.....	73
9.5 Gegenüberstellung der Kostenschätzungen.....	79
9.6 Sensitivitätsanalyse.....	82
10 Verfahrensempfehlung.....	84
11 Zielsetzung	85
12 Zusammenfassung.....	86
13 Literaturverzeichnis.....	89

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 3.1:	Luftbild der Kläranlage Lengerich (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014)	3
Abbildung 4.1:	Arzneimittelrückstände und Röntgenkontrastmittel in der aquatischen Welt (Beier, 2010)	8
Abbildung 4.2:	Fluoreszenzmikroskopisches Bild eines Wasserfloh (links) und von Würmern (rechts) mit rot markierten unverdaulichen Plastikpartikeln (Hagspiel, 2014)	9
Abbildung 5.1:	Ozonreaktion in einer wässrigen Lösung (verändert und ergänzt nach Fahlenkamp et al., 2006)	12
Abbildung 5.2:	Elimination bei verschiedener Ozonkonzentration KA Duisburg – Vierlingen (Herbst, 2013)	14
Abbildung 5.3:	Innenleben eines Ozonreaktors mit Diffusoren und Trennwänden (Rongen, 2013)	14
Abbildung 5.4:	Ozonierung mit nachgeschalteter PAK-Adsorption (Mertsch et al., 2013)	15
Abbildung 5.5:	Ozonierung mit nachgeschalteter Sandfiltration (verändert und ergänzt nach Abegglen et al., 2009)	16
Abbildung 5.6:	Ozonierung mit nachgeschaltetem Schönungsteich (Grünebaum, 2011)	17
Abbildung 5.7:	Ozonierung mit nachgeschaltetem Wirbelbett (unteres Schema) (Grünebaum, 2011)	17
Abbildung 5.8:	CSB- und DOC-Konzentrationen nach unterschiedlichen Verfahrensstufen bei verschiedenen Dosiermengen des Ozons (Grünebaum, 2013)	19
Abbildung 5.9:	Typischer Aufbau von Aktivkohle (Fa. Jacobi und Nahrstedt, 2013)	20
Abbildung 5.10:	Adsorption von Mikroschadstoffen an Aktivkohle	21
Abbildung 5.11:	Vereinfachte Darstellung einer GAK-Filtration nach der Belegung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	23
Abbildung 5.12:	Adsorptive Eliminationsraten der PAK Carbopal AP für Sulfamethoxazol (SMX) und Benzotriazol (BTA) bezogen auf den Ablauf der KA Wuppertal-Buchenhofen bei realen sowie erhöhten Spurenstoffkonzentrationen (Pinnekamp, 2012)	27
Abbildung 5.13:	Vereinfachte Darstellung der Direktdosierung von PAK in die Belegung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	28
Abbildung 5.14:	Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Sedimentation und Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	29
Abbildung 5.15:	Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	29
Abbildung 5.16:	Vereinfachte Darstellung der Dosierung der PAK in einem Kontaktbecken mit nachgeschalteter Flockungsfiltration (verändert nach Zwickenpflug et al., 2010)	30

Abbildung 5.17: AFS-Konzentration im Überstau nach dem Absetzender 20 mg/l PAK- (links) und 60 mg/l PAK-Suspension (rechts) bei unterschiedlichen Fällmittelzugaben (Pinnekamp, 2012)	31
Abbildung 5.18: Vereinfachtes Fließbild der in den Kapiteln 5.3.2.4.2 bis 5.3.2.4.6 getesteten Verfahren zur PAK-Abscheidung (Pinnekamp, 2012)	34
Abbildung 5.19: AFSF-Verfahrensschema (Pinnekamp, 2012)	34
Abbildung 5.20: DynaSand-Filter (links) mit Schema zum Sandreinigungsprozess (rechts) (Fa. Nordic Water, 2014; Zehendner, 2014)	35
Abbildung 5.21: Sedimentationsreaktor (Pinnekamp, 2012)	36
Abbildung 5.22: Funktionsprinzip des Lamellen-abscheiders (Leiblein, 2013).....	37
Abbildung 5.23: Absetzverhalten der sedimentierfähigen Stoffe in	38
Abbildung 5.24: Funktionsweise des Mikrosiebs (Pinnekamp, 2012)	39
Abbildung 5.25: Mikrosiebanlage (verändert und ergänzt nach Pinnekamp, 2012).....	39
Abbildung 5.26: Aufbau und Struktur der Tuchfilteroberfläche (Grabbe, 2013)	41
Abbildung 5.27: Aufbau (oben und links unten) und Absaugprozess (rechts unten) des Tuchfilters (Fa. Mecana, 2014).....	42
Abbildung 5.28: Bandbreite der spezifischen Kosten (€/m ³) der einzelnen Verfahren zur Spurenstoffelimination. Teilweise handelt es sich um Betriebskosten, teilweise um Jahreskosten (Bolle, 2011)	49
Abbildung 6.1: Konzentrationen von Bromid und Bromat entlang des Ozonungsreaktors und der Sandfiltration bei verschiedenen Ozondosen in der Ozonierungsstufe der Kläranlage Regensdorf (Abegglen et al., 2009)	52
Abbildung 7.1: Ausgewählte Fläche für die vierte Reinigungsstufe auf der Kläranlage Lengerich (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014).....	53
Abbildung 9.1: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.1	57
Abbildung 9.2: Fließschema zur Variante 1.1.....	59
Abbildung 9.3: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.2	63
Abbildung 9.4: Fließschema der Variante 1.2	64
Abbildung 9.5: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.3	68
Abbildung 9.6: Fließschema der Variante 1.3	69
Abbildung 9.7: Mögliche Ausführungsform der Variante 2	74
Abbildung 9.8: Fließschema der Variante 2	75
Abbildung 9.9: Vergleich der verschiedenen Kostenangaben aus Literatur und Praxis für Adsorptionsverfahren (Günthert et al., 2013).....	81
Abbildung 9.10: Kostenangaben für Ozonierung (Günthert et al., 2013).....	82

Tabellenverzeichnis

Tabelle 4.1: Effekte von Arzneimittelwirkstoffen auf Organismen - Beispiele aus Labor- und Freilandstudien sowie der realen Umwelt (verändert nach Ebert et al., 2014).....	7
Tabelle 5.1: Vorstellung unterschiedlicher Membranverfahren (Fahlenkamp et al., 2006) ...	11
Tabelle 5.2: Angaben der untersuchten Pulverativkohlen laut Hersteller (Pinnekamp, 2012)	26
Tabelle 5.3: Mittlerer Abscheidegrad der Testanlagen beim Betrieb mit der Aktivkohle Donau Carbopal AP (Pinnekamp, 2012).....	44
Tabelle 5.4: Vorteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption.....	46
Tabelle 5.5: Nachteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption.....	47
Tabelle 5.6: Wirksamkeit verschiedener Verfahren bezüglich der Elimination ausgewählter Spurenstoffe (verändert nach Günthert et al., 2013)	48
Tabelle 6.1: Befund der Mikroschadstoffanalyse des Kläranlagenablaufes Lengerich.....	50
Tabelle 7.1: Spezifische Daten zur Kläranlage Lengerich	54
Tabelle 7.2: Gewählte Durchflussmengen	55
Tabelle 9.1: Investitionskosten Variante 1.1.....	61
Tabelle 9.2: Laufende Kosten der Variante 1.1.....	62
Tabelle 9.3: Investitionskosten Variante 1.2.....	66
Tabelle 9.4: Betriebskosten Variante 1.2	67
Tabelle 9.5: Investitionskosten Variante 1.3.....	71
Tabelle 9.6: Betriebskosten Variante 1.3	72
Tabelle 9.7: Investitionskosten Variante 2.....	77
Tabelle 9.8: Betriebskosten Variante 2	78
Tabelle 9.9: Kostengegenüberstellung der Varianten 1 bis 2 ohne Berücksichtigung von Fördermittel und Abwasserabgabereduktionen.....	79
Tabelle 9.10: Betriebskostenannahme bei unterschiedlichen Betriebsmittelkosten.....	83

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Definition
ACP	Allgemeine physikalisch-chemische Parameter
AFS	Abfiltrierbare Stoffe
AFSF	Adsorption-Flockung-Sedimentation-Filtration
AOC	Assimilable organic carbon (assimilierbarer organischer Kohlenstoff)
AOP	Advanced Oxidation Process
BET-Methode	Brunauer-Emmett-Teller-Methode
β -Wert	Gibt das Molverhältnis des Fällmittels zum Phosphorgehalt an
BSB ₅	Biochemischer Sauerstoffbedarf in 5 Tagen
BV	Bed Volumes (durchgesetzte Bettvolumina)
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
DDT	Dichlordiphenyltrichlorethan
DOC	Dissolved organic carbon (gelöster organischer Kohlenstoff)
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall
D ₅₀	Durchmesser der Maschen bei einem Siebdurchsatz von 50 %
Eawag	Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz
EBTC	Empty Bed Contact Time (Lehrrohrkontaktzeit)
FeCl	Eisenchlorid
GAK	Granulierte Aktivkohle
ISV	Schlammvolumenindex
IUPAC	International Union of Pure and Applied Chemistry
JSM	Jahresschmutzwassermenge
LFKW	Lehr- und Forschungsklärwerk
N _{Ges}	Gesamtstickstoff
NF	Nanofiltration
O ₃	Ozon
PAK	Pulverisierte Aktivkohle

PCB	Polychlorierte Biphenyle
P _{Ges}	Gesamtphosphor
PO ₄	Phosphat
PSM	Pflanzenschutzmittel
Q	Durchfluss
q _A	Flächenbeschickung
RV	Rücklaufverhältnis
RO	Reverse Osmosis (Umkehrosmose)
S-MPP	Small Microplastic-Particle
TOC	Total organic carbon (Gesamter organischer Kohlenstoff)
TS	Trockensubstanz
UQN	Umweltqualitätsnorm
ÜSS	Überschussschlamm
UV	Ultraviolett
WRRL	Wasserrahmenrichtlinie

1 Einleitung

Anthropogene Mikroschadstoffe sind aus der modernen Gesellschaft nicht mehr wegzudenken. Sie sind in vielerlei Hinsicht von großem Nutzen und werden in nahezu allen Bereichen der Gesellschaft eingesetzt. So finden sie Verwendung als Industriechemikalien oder Inhaltsstoffe aus Arzneimitteln, Röntgenkontrastmitteln, Östrogenen oder Herbiziden. Diese Stoffe passieren jeden Tag mehrheitlich unbehandelt einen Großteil der herkömmlichen kommunalen Kläranlagen und lassen sich in Oberflächengewässern, Böden und Grundwässern nachweisen (Abbildung 4.1). Ein großer Teil dieser Mikroverunreinigungen ist durch die biologische Behandlungsstufe auf den bestehenden Kläranlagen nicht abbaubar.

Dank verbesserter Analysemethoden lassen sich Mikroschadstoffe teilweise erst seit den letzten Jahren nachweisen und geraten immer mehr in den Blickpunkt der Medien, der Politik und der Öffentlichkeit. Welche Auswirkungen sie über kurz oder lang auf den Organismus und die Umwelt haben können, ist weitestgehend unerforscht. Für eine Vielzahl der bisher bekannten Stoffe gibt es derzeit keine gesetzlich geregelten Grenzwerte. Doch auch die Stoffe, für die es bereits definierte Grenzwerte gibt, lassen sich oft in erhöhten Konzentrationen in der aquatischen Umwelt nachweisen. Hierdurch stellt sich immer mehr die Frage nach einer weitergehenden Abwasserreinigung in Form einer „vierten Reinigungsstufe“.

„Mit Inkrafttreten der Europäischen Wasserrahmenrichtlinie (EU-WRRL) fiel der Startschuss für eine grenzüberschreitende Gewässerreinigungspolitik in Europa. Ein wesentliches Ziel der Richtlinie ist es, eine ökologisch-nachhaltige Wasserwirtschaft auf hohem Standard zu etablieren. Für Oberflächengewässer bedeutet dieses, einen „guten chemischen Zustand“ und einen „guten ökologischen Zustand“ zu erreichen“ (Fahlenkamp et al., 2008). Da die Oberflächengewässer durch den Frachteintrag aus Kläranlagenabläufen negativ beeinträchtigt werden, wird ersichtlich, dass eine weitergehende Abwasserreinigung zum Erreichen des „guten“ Zustandes eine sinnvolle, und wahrscheinlich in Zukunft umzusetzende Maßnahme darstellt.

Herkömmliche Kläranlagen sind nicht ausreichend dazu in der Lage die Mikroschadstoffe zu eliminieren. Diese Anlagen, deren Nutzen es ist, das Abwasser bestmöglich zu reinigen und somit eine Beeinträchtigung der aquatischen Umwelt zu vermeiden, sind also nicht geeignet die Akkumulation der Mikroverunreinigungen in der Umwelt zu verhindern.

Seit einigen Jahren werden repräsentativ Untersuchungen mittels Pilotanlagen und Forschungsarbeiten zur Elimination und Reduktion von Mikroschadstoffen vorgenommen und diskutiert. Das Land Nordrhein-Westfalen fördert auf den öffentlichen Kläranlagen innovative Technologien zur Behandlung und Beseitigung dieser Stoffe. Die Betreiber der Kläranlage Lengerich denken mit Betrachtung dieser Machbarkeitsstudie über eine Inanspruchnahme einer Förderung nach, um ihre Kläranlage ggf. nachzurüsten.

Mit der Aufarbeitung der möglichen Maßnahmen zur Mikroschadstoffelimination und der Konzeptstudie einer vierten Reinigungsstufe wurde das Ingenieurbüro Rummeler + Hartmann beauftragt.

2 Projektkurzbeschreibung und Zielsetzung

Zur Behandlung, Reduktion und Elimination von Mikroschadstoffen werden in der Literatur mehrere mögliche weitergehende Abwasserreinigungsstufen aufgeführt, welche zum Teil mit Erfolg getestet wurden und bereits in einigen kommunalen Kläranlagen eingesetzt werden (Zwickenpflug et al., 2010; Grünebaum, 2013). Hierbei erwiesen sich die Ozonierung und die Adsorption mittels Aktivkohle als die sinnvollsten und wirtschaftlichsten Verfahren. Ungeachtet dessen werden im Laufe der Machbarkeitsstudie alternative und kombinierte Verfahren vorgestellt und analysiert.

Ziel dieser Studie ist es, herauszufinden, mit welchen Mikroschadstoffen die Kläranlage Lengerich beaufschlagt wird. Des Weiteren ist zu untersuchen, wie die Stoffe am effektivsten eliminiert und reduziert werden können. Hierfür wird anhand der Abwasserproben ein Screening durchgeführt und auf Grundlage diverser Studien zum Thema „Mikroschadstoffelimination“ ein für die Kläranlage Lengerich maßgeschneidertes Konzept zur Behandlung der prioritären Stoffe ausgearbeitet.

3 Vorstellung der Kläranlage Lengerich

Die Stadt Lengerich betreibt seit 1963 eine mechanisch-biologische Kläranlage, die im Jahre 1985 durch eine maschinelle Schlammwässerung ergänzt wurde. Nach dem Genehmigungsentwurf vom Mai 1986 wurde die Kläranlage anschließend durch zwei neue Belebungsbecken und ein neues Nachklärbecken erweitert. Die vorhandene Schlammbehandlung wurde durch Nachrüstung einer Faulbehälterheizung ergänzt. Durch Einbau von 2 Gasmotoren wurde das anfallende Faulgas verstromt.

Im Jahr 1994 wurde der Genehmigungsentwurf für die bauliche Erweiterung (aufgestellt durch das Ingenieurbüro Dr. Dahlem, Essen), um die weiter gestiegenen Anforderungen an die Abwassereinigung zu erfüllen, vorgelegt und genehmigt. 1996 wurde dieser Entwurf überarbeitet. Anschließend erfolgte die Umsetzung der Maßnahmen. Die Kläranlage wurde durch zwei neue Belebungsbecken und zwei neue Nachklärbecken erweitert.



Abbildung 3.1: Luftbild der Kläranlage Lengerich (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014)

Die vorhandene Kläranlage wurde für 49.285 Einwohnerwerte (EW) bemessen. Momentan sind 43.000 EW angeschlossen. Im Wesentlichen besteht sie aus den in Abbildung 3.1 ersichtlichen und im Folgenden aufgelisteten Anlagenkomponenten:

1. Speicherbecken
2. Rechenanlage
3. Belüfteter Sandfang

4. Zwischenhebewerk
5. Grobentschlammung
6. Bio-P Becken
7. 4 Belebungsbecken (Kaskaden)
8. 3 Nachklärbecken
9. Rücklaufschlamm/- Überschussschlammumpwerk
10. Maschinelle Überschussschlammeindickung & 2 BHKW's
11. Schlammmentwässerung
12. Chemische Phosphatfällungsanlage
13. Schlammstilo
14. 3 Biofilter
15. Faulbehälter
16. Gasspeicher
17. Gebläsehaus
18. M & E – Gebäude
19. Prozesswasserspeicher
20. Betriebsgebäude
21. Werkstatt
22. Außer Betrieb

In der Kläranlage Lengerich wird das Abwasser der Gemeinden Lengerich und Lienen sowie der Ortsteile Tecklenburg-Brochterbeck und Tecklenburg-Süd gereinigt. Nachstehend erfolgt eine kurze Beschreibung der Kläranlage einschließlich der Schlammbehandlung.

Die Kläranlage wird über eine Abwasserdruckleitung DN 200 vom Pumpwerk Poolweg und einen Zulauf DN 1.000 im freien Gefälle beschickt. Der automatisch geräumte Rechen, sowie der belüftete Sandfang mit Fettfang, werden im freien Gefälle durchflossen. Über ein Schneckenpumpwerk gelangt das Abwasser in die Grobentschlammung und anschließend ein Teil in das Anaerobbecken (biologische P-Elimination). Etwa 60 % aus dem Ablauf der Grobentschlammung werden am Anaerobbecken vorbei in die Belebungsanlage geleitet. Bei Zulaufmengen größer 250 l/s gelangt der zusätzliche Zufluss direkt in das Anaerobbecken und von dort weiter im freien Durchfluss zu den Belebungsbecken. Hier wird das Abwasser durch Nitrifikation und Denitrifikation gereinigt. Die Belebungsanlage besteht aus 4 Belebungsbecken mit jeweils vorgeschalteter (räumlich abgetrennter) Denitrifikation. Die Becken werden als sogenannte Kaskadenbelebungsanlage nacheinander durchflossen, wobei der Ablauf aus dem Nitrifikationsbecken jeweils in die darauf folgende Denitrifikationszone der nächsten Kaskade eingeleitet wird.

Der Rücklaufschlamm gelangt zu 1/3 über das Anaerobbecken in die Denizone der ersten Kaskade. 2/3 des Rücklaufschlammes werden auf die Kaskaden 2 bis 4 verteilt.

Aufgrund der Rohrleitungsanordnungen können verschiedene Verfahrensarten gewählt werden.

Die Belüftung in der 1. und 2. Kaskade erfolgt durch ein Anfang 2014 neu erbautes, feinblasiges und effizienteres Druckbelüftungssystem mittels Plattebelüfter. Die Belüftung in der 3. und 4. Kaskade erfolgt als feinblasige Druckbelüftung mittels Rohrbelüfter. Alle vier Belüftungssysteme werden über Drehkolbengebläse belüftet. Durch Rührwerke können Belüftung und Umwälzung getrennt betrieben werden.

In den Kaskaden 3 und 4 erfolgt jeweils eine Rezirkulation vom Ablauf der Nitrizone in die Denizone.

Nach Passieren der 3 Nachklärbecken wird das gereinigte Abwasser über einem IDM-Schacht in den Vorfluter geleitet.

Die im biologischen Reinigungsprozess anfallenden Schlämme werden nach maschineller Voreindickung in einem Faulbehälter, mit gleichzeitiger Nutzung der anfallenden Gasenergie, ausgefault. Der anaerob stabilisierte Schlamm wird aus dem Faulbehälter abgezogen und im Schlammsilo zwischengespeichert. Nach weitergehender Entwässerung in der Membranfilterpresse auf 28 % TS-Gehalt wird der Schlamm der entsprechenden Entsorgung zugeführt.

Das Prozesswasser (Filtrat und Trübwasser aus der Schlammbehandlung) wird in einem Prozesswasserspeicher bewirtschaftet und der Kläranlage zugeführt.

Das Faulgas wird in einem Trockengasbehälter zwischengespeichert. Mittels drei Blockheizkraftwerken (BHKW) wird das anfallende Faulgas verstromt. Die anfallende Wärmeenergie wird zur Aufheizung des Faulbehälters bzw. des Faulschlammes für die mesophile Schlammfäulung benutzt und gleichzeitig für die Beheizung des Betriebsgebäudes sowie der Nebengebäude - Werkstatt und Schlammentwässerung - verwendet.

Der Anlass der Modernisierungsarbeiten ist eine im Jahr 2009 durch das Ingenieurbüro Rummler + Hartmann erstellte Energieanalyse. Hier wurden verschiedene Maßnahmen zur Energieeinsparung und Anlagenoptimierung erarbeitet. Verschiedene Maßnahmen sind bereits umgesetzt und zeigen ihr Einsparpotential. Die noch durchzuführende Maßnahme ist die Modernisierung der Betriebswasserversorgung durch die Nutzung des Nachklärbeckenswassers, wodurch letztlich weitere Kosteneinsparungen zu erwarten sind.

4 Beschreibung der Mikroschadstoffproblematik

Mikroschadstoffe werden im Allgemeinen häufig auch als Spurenstoffe, prioritäre Stoffe, Mikroverunreinigungen oder Xenobiotika bezeichnet. Genauer betrachtet handelt es sich um mikroskopisch kleine, feste und gelöste, organische und anorganische Stoffverbindungen. Sie bewegen sich in Konzentrationsbereichen von unter 1 ng/l bis 100 µg/l.

Weltweit gibt es über 96.000.000 registrierte chemische Substanzen. Wie viele dieser Substanzen eine mögliche Umweltrelevanz aufzeigen ist schwer zu sagen, auch weil täglich mehrere Tausend neue Substanzen registriert werden. „Über 3.000 in der EU registrierte Chemikalien rangieren unter Klassifikationen von sehr giftig bis giftig mit langfristigen negativen Effekten“ (EU-Koordinationsbüro des deutschen Naturschutzrings, 2014). Am Beispiel der Gruppe der Humanarzneimittelwirkstoffe galten im Jahr 2012 1.200 als umweltrelevant. Von diesen 1.200 Stoffen wurden in Deutschland im selben Jahr etwa 8.120 Tonnen verbraucht. Das kommt im Vergleich zum Jahr 2002 einem Anstieg von über 20 % in zehn Jahren gleich (Ebert et al., 2014). Die Verbrauchsmengen nehmen also kontinuierlich zu, was ferner darauf zurückzuführen ist, dass stetig neue Medikamente auf den Markt kommen, auch dadurch mehr konsumiert wird und letztlich die Gesellschaft immer älter wird.

Viele der Mikroschadstoffe werden seit Beginn der neunziger Jahre vermehrt in Abwässern, Oberflächengewässern und Bodenproben nachgewiesen. Hierbei sagt die genaue Konzentration teilweise nichts über die Bedeutsamkeit in der Umwelt aus. So machten beispielweise endokrine Stoffe (Hormone) in den letzten Jahren durch unerwünschte Wirkung auf Wirbellose und Fische auf sich aufmerksam (n-tv, 2009; Podjavorsek, 2013). Tabelle 4.1 präsentiert lediglich einen kleinen Teil dessen, was einige ausgewählte Arzneimittelwirkstoffe in der Umwelt für Effekte bei untersuchten Nichtzielorganismen aufzeigen. Die Tabelle lässt erahnen, dass durch die Gesamtheit aller Mikroschadstoffe – und nicht nur die Arzneimittelwirkstoffe – die Umwelt und deren Lebewesen schwerwiegend negativ beeinträchtigt werden.

Bei einigen Mikroschadstoffen, beispielsweise PFTs besteht die Gefahr, dass sie von unterschiedlichen Lebewesen wie Fischen aufgenommen werden und sich in deren Organismus anreichern. Dies führt zwangsläufig dazu, dass die genannten Mikroschadstoffe in die Nahrungskette gelangen. Sind sie Bestandteil der Nahrungskette geworden, so stellen die Schadstoffe auch für den Menschen ein gesundheitliches Risiko dar.

Nach Definition des Europäischen Parlaments sind prioritäre Stoffe Schadstoffe und Schadstoffgruppen auf Unionsebene, „die ein erhebliches Risiko für bzw. durch die aquatische Umwelt darstellen, einschließlich der entsprechenden Risiken für Gewässer, die zur Trinkwasserentnahme genutzt werden“ (Europäisches Parlament und Rat, 2000). Die Schadstoffe und Schadstoffgruppen wurden erstmalig in der Wasserrahmenrichtlinie aufgelistet. Im Erscheinungsjahr 2000 fasste die Liste insgesamt 33 Stoffe und Stoffgruppen und unterteilte sich in acht prioritäre und 25 prioritär gefährliche Stoffe. Diese sollten schrittweise reduziert und die Emission der prioritär gefährlichen Stoffe beendet oder schrittweise eingestellt werden. Mit den Richtlinien 2008/105/EG, vom 16. Dezember 2008, und 2013/39/EU, vom 12. August 2013, wurde die Liste um zwölf weitere, auf insgesamt 45 Stoffe oder Stoffgruppen erweitert und geändert. Die überarbeitete Liste fasst nun 24 prioritäre und 21 prioritär gefährliche Stoffe und Stoffgruppen.

Tabelle 4.1: Effekte von Arzneimittelwirkstoffen auf Organismen - Beispiele aus Labor- und Freilandstudien sowie der realen Umwelt (verändert nach Ebert et al., 2014)

Wirkstoff	Verwendung	Nichtzielorganismus	Effekt
Deltamethrin	Tierarzneimittel Antiparasitikum	Zuckmücke	Abtöten der Larven im Sediment
Diclofenac	Humanarzneimittel Schmerzmittel	Regenbogenforelle	Schädigung innerer Organe
Enrofloxacin, Ciprofloxacin	Tierarzneimittel Humanarzneimittel Antibiotikum	Grünalgen, Wasserlinsen, Cyanobakterien	Hemmung des Wachstums
Ethinylestradiol	Humanarzneimittel Hormon	Dickkopfelritze	Populationszusammenbruch
Ethinylestradiol	Humanarzneimittel Hormon	Dickkopfelritze	Hemmung der Reproduktion
Ethinylestradiol	Humanarzneimittel Hormon	Karpfen	Weibliche Merkmale bei Männchen
Ethinylestradiol	Humanarzneimittel Hormon	Zebraabräbling	Veränderung der männlichen Geschlechtsorgane
Fluoxetin	Humanarzneimittel Antidepressivum	Leopardfrosch	Störung der Kaulquappenentwicklung
Ivermectin	Tierarzneimittel Antiparasitikum	Dungkäfer und Dungfliege	Abtöten der Eier und Larven im Dung
Ivermectin	Tierarzneimittel Antiparasitikum	Benthische Meiofauna	Verschiebung der Artenzusammensetzung
Oxazepam	Humanarzneimittel Antidepressivum	Zackenbarsch	Gesteigerte Aktivität und verändertes Fraßverhalten
Sulfamethoxazol	Humanarzneimittel Tierarzneimittel Antibiotikum	Reispflanze Haferpflanze	Hemmung der Keimung
Sulfadiazin	Humanarzneimittel Antibiotikum	Maispflanze	Abtöten der Pflanze
Sulfadiazin	Humanarzneimittel Antibiotikum	Bodenbakterien	Änderung der Bakteriengemeinschaft

Neben dieser Liste ist in der Richtlinie 2013/39/EU die Kontamination des Wassers und des Bodens mit Arzneimittelrückständen als ein bekanntes Problem aufgeführt. Welche Relevanz diese Rückstände in der aquatischen Umwelt darstellen, soll laut Richtlinie weiter untersucht werden.

Für die weitergehende Überwachung neu auftretender Schadstoffe sieht die Wasserrahmenrichtlinie außerdem vor, einen Mechanismus zu installieren, welcher sich in Bezug auf eine Beobachtungsliste mit maximal 14 neuen Stoffen auseinandersetzt und diese bewertet. „Die in die Beobachtungsliste aufzunehmenden Stoffe werden unter den Stoffen ausgewählt, die nach verfügbaren Informationen ein erhebliches Risiko für bzw. durch die aquatische Umwelt auf Unionebene darstellen und für die keine ausreichenden Überwachungsdaten vorliegen“ (Europäisches Parlament und Rat, 2000). In der aktuellen Beobachtungsliste sind erstmalig Arzneimittel und Hormone aufgeführt. Es handelt sich hierbei um den Arzneimittelwirkstoff Diclofenac, sowie um die Hormone 7-Alpha-Ethinylestradiol (EE2) und 17-Beta-Östradiol (E2). Die Weichen für die Aufnahme der für die breite Bevölkerung bekannt-

testen und oft in den Medien hervorgehobenen Problemstoffe, gemeint sind die Arzneimittelrückstände und Hormone, sind also gestellt.

In Abbildung 4.1 sind beispielhaft Konzentrationen ausgewählter Arzneimittelrückstände und Röntgenkontrastmittel in der aquatischen Welt aufgeführt. Die vier aufgezeigten Stoffe geben Grund zur Annahme, dass wesentlich mehr Mikroschadstoffe die Kläranlagen passieren und sich in bedenklichen Mengen in der Umwelt anlagern.

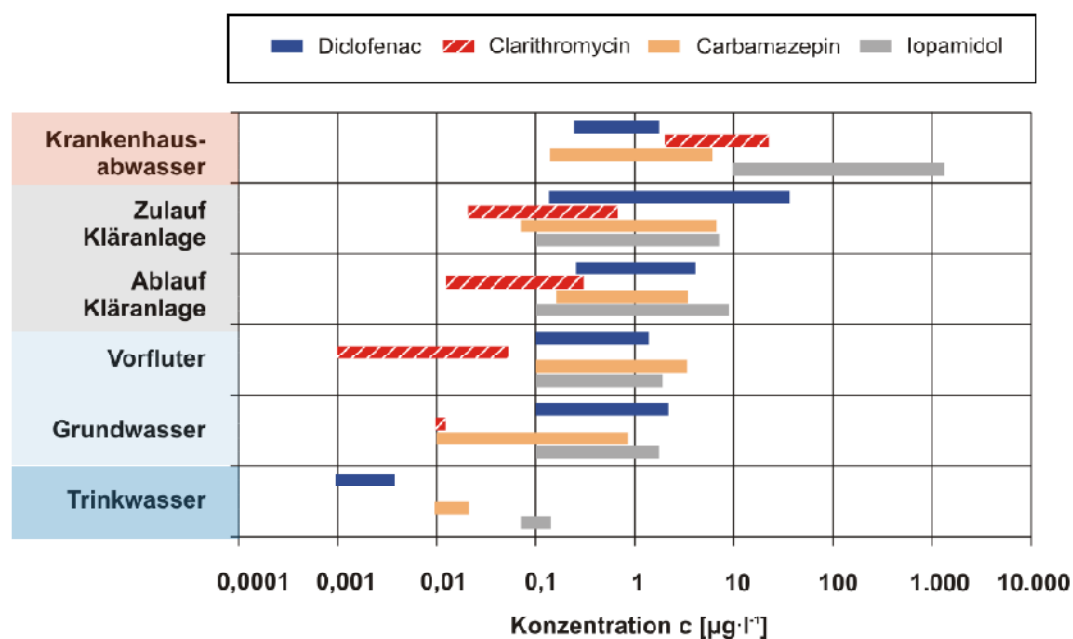


Abbildung 4.1: Arzneimittelrückstände und Röntgenkontrastmittel in der aquatischen Welt (Beier, 2010)

Eine vierte Reinigungsstufe sollte nicht nur auf die Elimination der derzeit registrierten prioritären Stoffe ausgelegt werden. Auch im Hinblick auf bisher nicht vorhersehbarer Spätfolgen der derzeit als unbedenklich eingestuft oder noch unbekannt Stoffe, sollte die Reinigungsstufe nach Möglichkeit alle anthropogenen Stoffverbindungen im Wasser behandeln können und den Eintrag in die Umwelt unterbinden.

Mit zu den Mikroverunreinigungen lassen sich auch die zuletzt häufig in den Medien diskutieren Mikroplastikstoffe zählen (Häusler, 2014; Platz, 2014). Es handelt sich hierbei um kleinste feste Kunststoffteilchen, welche beispielweise in Kosmetik- und Pflegeprodukten wie Zahncremes, Duschpeelings und Kontaktlinsenreinigern enthalten sind. Ebenso bedeutende Emittenten von Mikroplastik sind Textilien, dessen ausgewaschene Kunststofffasern in die Kläranlage gelangen. „Bis zu 2.000 Kunststofffasern aus Fleece-Kleidungsstücken, einem Velourstoff, der meist aus Polyester oder Polyacryl besteht, gelangen pro Waschgang in das Abwasser“ (Hagspiel, 2014).

Die Größen der Mikroplastikstoffe können je nach Verwendung sehr stark variieren. Die für Kläranlagen relevanten Kunststoffe sind die Small Microplastic-Particle (S-MPP), welche den Größenbereich kleiner 1 mm darstellt.

Mikroplastikstoffe sind in ihrer chemischen Zusammensetzung meist sehr rein und toxisch unbedenklich. Ein Problem des Mikroplastikstoffes ist, dass es die Eigenschaft besitzt, chemische Schadstoffe wie DDT, PCBs und Nonylphenole an seiner Oberfläche in hohen Konzentrationen anzulagern. Das wesentliche Problem besteht darin, dass einige Organismen das Mikroplastik mit Nahrung verwechseln, wodurch das Mikroplastik in die Nahrungskette gelangt. Einerseits kann es hierdurch zur Schädigung des Verdauungstraktes führen. Die Mägen der Organismen können verstopfen, was zum Verhungern führen kann. Andererseits kommt es unter bestimmten Umständen zur Anreicherung der genannten chemischen Schadstoffe im Körper der aufnehmenden Organismen, wodurch die Schadstoffe in die Nahrungskette gelangen. (Hagspiel, 2014; Regmann et al., 2014)

Anschaulich dargestellt ist die Akkumulation von Mikroplastik in Organismen in Abbildung 4.2. Links in der Abbildung ist ein Wasserfloh zu sehen, welcher ein wichtiger Teil der Nahrungskette ist und als Nahrungsquelle für andere Organismen, wie Fische, dient.

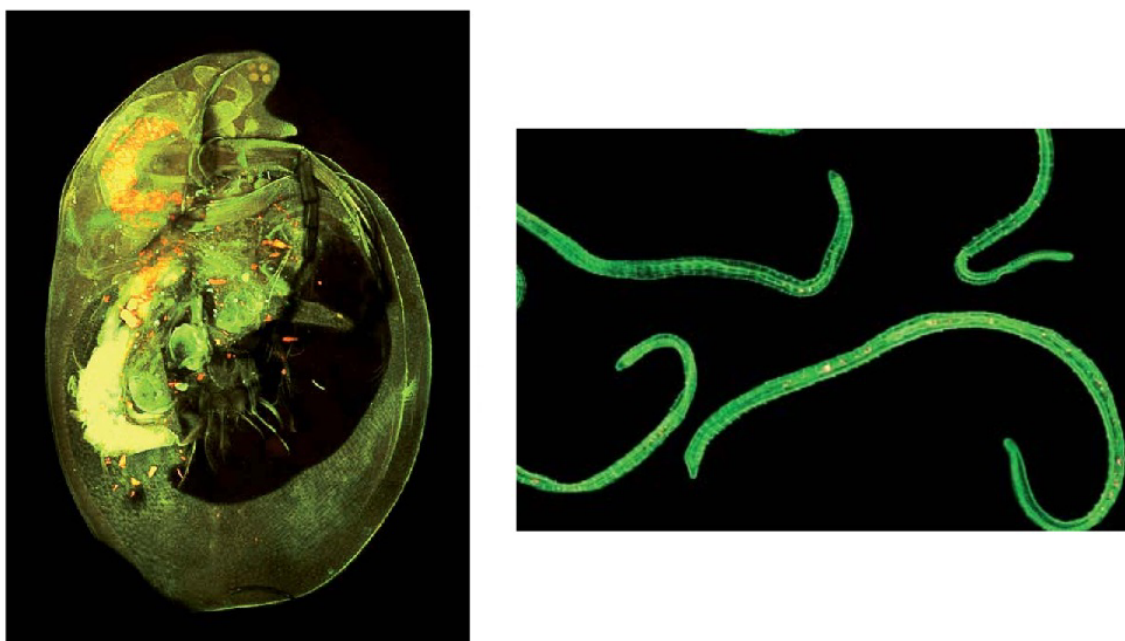


Abbildung 4.2: Fluoreszenzmikroskopisches Bild eines Wasserfloh (links) und von Würmern (rechts) mit rot markierten unverdaulichen Plastikpartikeln (Hagspiel, 2014)

Eine herkömmliche kommunale Kläranlage ist derzeit nicht in der Lage die gesamten Frachten an Kunststoffen dem Abwasser zu entnehmen. Besonders die S-MPP durchlaufen aufgrund ihrer geringen Größe vor allem Anlagen ohne Filtrationsstufe. Auch wegen der an den Mikroplastikstoffen angelagerten Schadstoffe spielt die Elimination der Mikroplastikstoffe eine wichtige Rolle bei der Mikroschadstoffelimination. Wie weit und mit welchen Methoden

Mikrokunststoffe aus dem Abwasser einer Kläranlage bestmöglich zurückgehalten werden können, ist derzeit noch nicht eingehend erforscht. Aktuell laufen zum Thema „Mikroplastik im Abwasser und Gewässer“ einige Studien.

Die genauen Auswirkungen der zugelassenen Mikroschadstoffe auf Mensch, Tier und die Umwelt sind nicht ausreichend erforscht. In der Vergangenheit hat sich mehrfach gezeigt, dass ein Inhaltsstoff aufgrund seiner zu spät erkannten Risiken als bedenklich oder gefährlich eingestuft wurde. Bestätigt wird dies durch die stetige Erweiterung der Liste der in der WRRL identifizierten prioritären Stoffe. Bei Einigen der derzeit erlaubten Stoffe wird vermutet, dass sie aufgrund ihrer geringen Konzentrationen eher chronische Langzeitwirkungen als akute Auswirkungen auf Organismen und Ökosysteme haben. Es ist also sinnvoll eine Akkumulation jeglicher Art nicht natürlicher Mikroverunreinigungen in der Umwelt zu vermeiden.

5 Betrachtete Verfahren zur Mikroschadstoffelimination

Für die weitergehende Abwasserreinigung wurden in der Vergangenheit mehrere Verfahren teilweise mehr, teilweise weniger intensiv getestet und bewertet. Unterscheiden lassen sich die Verfahren in der Art ihrer Behandlung von Mikroschadstoffen.

Eine Variante ist die **Adsorption**. Hier lagern sich die Mikroschadstoffe gezielt an den sogenannten Adsorbentien an, um in einem späteren Verfahren dem Adsorbens oder zusammen mit dem Adsorbens dem Abwasserkreislauf entnommen zu werden. Der umgekehrte Vorgang wird als Desorption bezeichnet.

Als Adsorbentien geeignete Materialien zeichnen sich am Beispiel der Aktivkohle durch ihre hohe spezifische Oberfläche aus, die auf ihre poröse Struktur zurückzuführen ist. Die Poren sind wie bei einem Schwamm miteinander verbunden (offenporig) und haben eine innere Oberfläche von 300 bis 2.000 m²/g.

Die Adsorption unterteilt sich in die physikalische und chemische Adsorption. Die physikalische Adsorption wird hauptsächlich durch die Van-der-Waals'schen-Kräfte verursacht. Dies sind elektrostatische Anziehungskräfte und führen zu einer Anlagerung von Mikroschadstoffen an die Aktivkohle. Die adsorbierte Substanz bleibt dabei chemisch unverändert. Allenfalls kann es hier zu einer Polarisierung kommen. Die chemische Adsorption hingegen weist eine starke Bindung zwischen Adsorbens und Adsorptiv auf. Hierbei kommt es zu einer Veränderung der chemischen Struktur. Im Bereich der Mikroschadstoffelimination im Abwasser spielt in erster Linie die physikalische Adsorption eine Rolle.

Eine zweite Variante ist der **chemische Abbau**, hier die Oxidation mittels Ozon. Bei der Oxidation wird mithilfe eines Oxidationsmittels eine chemische Reaktion ausgelöst, wodurch Stoffverbindungen aufgebrochen und verändert werden können. Zu einem kleinen Anteil

können die Stoffverbindungen auch in elementare Verbindungen aufgespalten werden. Das Problem bei der Oxidation ist jedoch, dass die veränderten Stoffe, die sogenannten Metaboliten, ebenso eine negative Wirkung auf die Umwelt haben können. Eine eingehende Beurteilung in Bezug auf deren Verhalten in der Umwelt wurde bisher lediglich für einen Teil der bekannten Metaboliten präsentiert (Schmidt, 2011).

Eine dritte Variante ist der **biologische Abbau**. Hierbei werden die Mikroschadstoffe, ähnlich wie im herkömmlichen Belebungsbecken, durch Mikroorganismen umgewandelt oder in elementare Verbindungen aufgespalten. Auch hier besteht das Problem der weitgehend unbekanntem Metabolitenbildung. Da diese Variante bislang nicht ausreichend erforscht wurde, hat der biologische Abbau im Rahmen der Machbarkeitsstudie keine weitere Relevanz.

Unter Bezugnahme abgeschlossener Studien werden die unterschiedlichen Verfahren in den folgenden Kapiteln vorgestellt und betrachtet.

5.1 Membranverfahren

Eine Variante der Adsorption sind die Membranverfahren. Unterteilt werden diese in vier Gruppen. Die Tabelle 5.1 stellt die wichtigsten Informationen der einzelnen Verfahren dar.

Der Rückhalt von Mikroschadstoffen durch Mikro- und Ultrafiltration weist eine geringere Eliminationsrate auf als alternative Verfahren. In den Abläufen dieser Filtrationen lassen sich meist noch hohe Konzentrationen an Mikroschadstoffen nachweisen. Die Nanofiltration erzielte laut Technischer Universität Dortmund in Versuchsreihen von Agenson et al. (2003) und Sato (2004) bessere Ablaufwerte (Fahlenkamp et al., 2006).

Tabelle 5.1: Vorstellung unterschiedlicher Membranverfahren (Fahlenkamp et al., 2006)

Membrantyp	Betriebsdruck	Trenngrenze	Trennmechanismus
Mikrofiltration	0,1 - 3 bar (transmembran)	Feststoffe > 0,1 µm	Siebung ggf. deckschichtkontrolliert
Ultrafiltration	0,5 - 1,0 bar (transmembran)	Kolloidal gelöste Stoffe: 20.000 - 200.000 Dalton Feststoffe: > 0,005 µm	Siebung ggf. deckschichtkontrolliert
Nanofiltration	2 - 40 bar (transmembran)	gelöste Stoffe: 200 - 20.000 Dalton, Feststoffe > 0,001 µm	Löslichkeit / Diffusion / Ladung (Ionen- selektivität)
Umkehrosmose	5 – 70 in Sonderfällen 120 bar	gelöste Stoffe: < 200 Dalton	Löslichkeit / Diffusion

Die Umsetzung einer Nanofiltration oder Umkehrosmose scheidet aus. Diese Verfahren sind derzeit nicht wirtschaftlich, haben einen hohen Betriebsaufwand und außerdem stellt sich die Entsorgung der Filtrate problematisch dar. Diese Angaben werden durch die Studie der

Universität der Bundeswehr München für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik bestätigt (Günthert und Rödel, 2013). So werden in der genannten Studie spezifische Kosten pro Kubikmeter Schmutzwasser (0,39 €/m³ - 0,72 €/m³) und Abwasser (0,20 €/m³ - 0,37 €/m³) genannt. Bei dem direkten Vergleich dieser spezifischen Kosten mit denen anderer Verfahren wird eine hohe Kostendifferenz deutlich. Zum Vergleich dient Abbildung 5.28. Aus den vorangegangenen Gründen werden diese Verfahren im Rahmen der Studie nicht weiter berücksichtigt.

5.2 Ozonierung

Ein in der Praxis erprobtes und auch in der Trinkwassergewinnung seit langem eingesetztes Verfahren ist die Ozonierung. Die Ozonierung ist eines der effektivsten und ökonomischsten Verfahren zur Reduktion und Elimination von bekannten Mikroschadstoffen im Abwasser. Bei diesem Reinigungsverfahren wird das Wasser mit Ozon(O₃)-Molekülen vermischt, was zu zwei Reaktionen führt (Vereinfachte Darstellung, Abbildung 5.1):

- **Direkte Oxidation:** Direkte Reaktion des Ozons mit den anorganischen und organischen Substanzen (+M) im Wasser. Hier werden bevorzugt bestimmte Verbindungen, wie Kohlenstoffdoppelbindungen, angegriffen. Dies hat die Folge, dass andere Verbindungen vernachlässigt werden können. Auch zeigen einige Stoffe persistente Eigenschaften gegenüber dem Ozon.

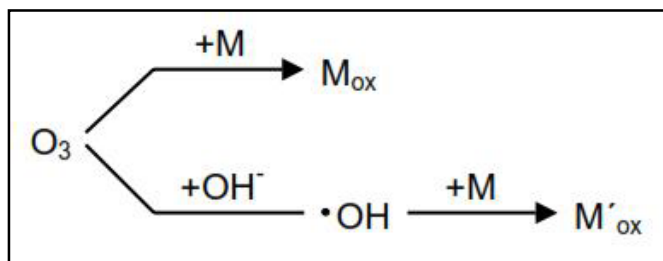


Abbildung 5.1: Ozonreaktion in einer wässrigen Lösung (verändert und ergänzt nach Fahlenkamp et al., 2006)

- **Indirekte Oxidation:** Beschreibt den Zerfall des Ozons bei Kontakt mit Wasser zu Hydroxylradikalen (OH). Diese reagieren sehr schnell und unspezifisch mit verschiedenen Stoffen (+M), wodurch sie zur Mikroschadstoffelimination beitragen können.

Neben der reinen Ozonierung gibt es auch die erweiterte Ozonierung, der sogenannte Advanced Oxidation Prozess (AOP). Beim AOP wird durch unterschiedliche Verfahren versucht die Entstehung von Hydroxylradikalen zu fördern. Dies geschieht mittels Zugabe von Oxidationsmitteln, durch Ultraviolett (UV)-Bestrahlung oder durch eine Kombination beider Verfahren. Die AOP-Verfahren „sollen oxidative Prozesse durch höhere Hydroxylradikalausbeuten ökonomisch effektiver gestalten und die Entfernung von Wasserinhaltsstoffen verbessern“ (Weiß, 2007). Vierte Reinigungsstufen nach dem AOP-Prinzip sind derzeit nicht umgesetzt. Es gibt lediglich einige Pilotversuche, um die Eliminationsleistung und die Kosten dieses Verfahrens abzuschätzen. Aufgrund der in Abbildung 5.28 aufgeführten spezifischen Be-

triebskosten von $< 0,05$ bis $0,46 \text{ €/m}^3$ und der unzureichenden großtechnischen Erfahrungswerte werden die AOP-Verfahren für den Rahmen der Machbarkeitsstudie nicht weiter betrachtet.

Für den Eintrag des Ozons im dafür benötigten Reaktionsbecken werden zwei Verfahren unterschieden:

- **Diffusion:** Das Ozon wird feinperlig über Diffusoren an mehreren Stellen in den Reaktor eingetragen. Für eine optimale Durchmischung des Ozons mit dem Substrat wurde über Trennwände nachgedacht. Hierfür wurden Simulationen zum Strömungsverhalten durch die Grontmij GmbH und zur Kinetik organischer Wasserinhaltsstoffe durch die Technische Universität Dortmund unternommen. Diese haben gezeigt, „dass eine Einteilung des Reaktionsbeckens in der Diffusorstraße durch Trennwände in Reaktions- und Entspannungseinheiten nicht erforderlich ist“ (Grünebaum, 2011).
- **Injektion:** Das Ozon wird direkt in den Zulaufstrom mittels Injektorpumpe injiziert. Aus diesem Grund muss nicht über weitere Vermischungsbemühungen nachgedacht werden.

Anhand der Untersuchungsergebnisse der Kläranlage Duisburg-Vierlinden kann abgeleitet werden, dass die Injektion eine höhere Eliminationsrate aufweist als die Diffusion (Abbildung 5.2). Außerdem zeigten die im Rahmen der Bauphase unternommenen Simulationen durch die Grontmij GmbH und Simulationen zur Kinetik der Stoffe für Carbamazepin und Metropolol durch die Technische Universität Dortmund, dass ein Einbau von Trennwänden in den Kontaktbecken nicht erforderlich ist (Grünebaum, 2011). Bei einem Treffen mit Ozonanlagenherstellern der Firma Xylem (WEDECO) wurde jedoch darauf hingewiesen, dass in der Breite bessere Erfahrungen mit der Ozoneinleitung durch Diffusoren, sowie mit dem Einbau von Trennwänden im Ozonreaktor, gemacht wurden.

In den Versuchsreihen an der Ozonierungsstufe der Kläranlage Duisburg-Vierlinden wurden über 30 Minuten verschiedene Ozonkonzentrationen auf deren Wirksamkeit getestet. Die Ergebnisse sind der Abbildung 5.2 zu entnehmen.

In der Praxis hat sich gezeigt, dass die Konzentration des Ozons zwischen 5 bis 10 mg/l gewählt werden sollte, um möglichst viele Mikroschadstoffe behandeln zu können. Eine weitere Bezugsgröße für die benötigten Ozonkonzentrationen ist der DOC. Hier schwanken die Werte unterschiedlicher Auslegungen und Versuche zwischen 0,4 bis 1,24 gO_3/gDOC (Günthert et al., 2013). Die Reaktionszeiten bei der Ozonierung liegen zwischen 15 und 30 Minuten.

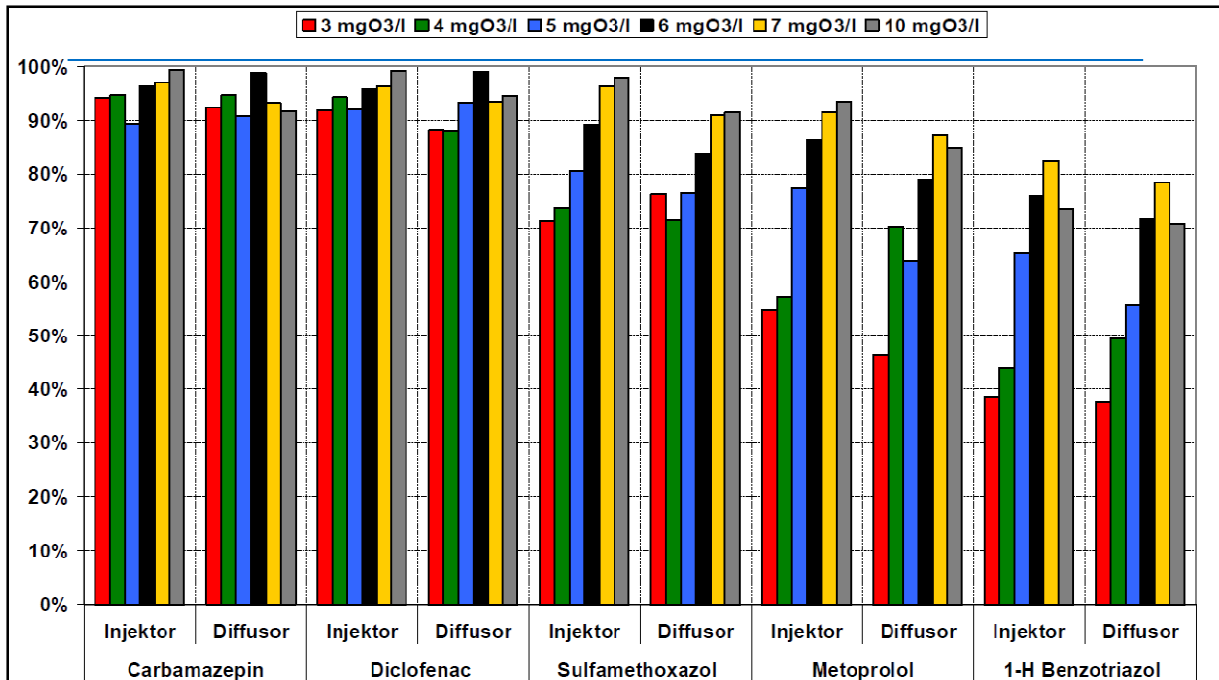


Abbildung 5.2: Elimination bei verschiedener Ozonkonzentration KA Duisburg – Vierlingen (Herbst, 2013)

Um das Innenleben eines Ozonreaktors zu veranschaulichen, folgt nun die Abbildung 5.3 der Firma Xylem. Die Reaktoren sollten laut Aussage der Mitarbeiter der Firma Xylem für eine Wasserhöhe von 6 m mit zusätzlich 0,5 m zur Reaktordecke ausgelegt sein.

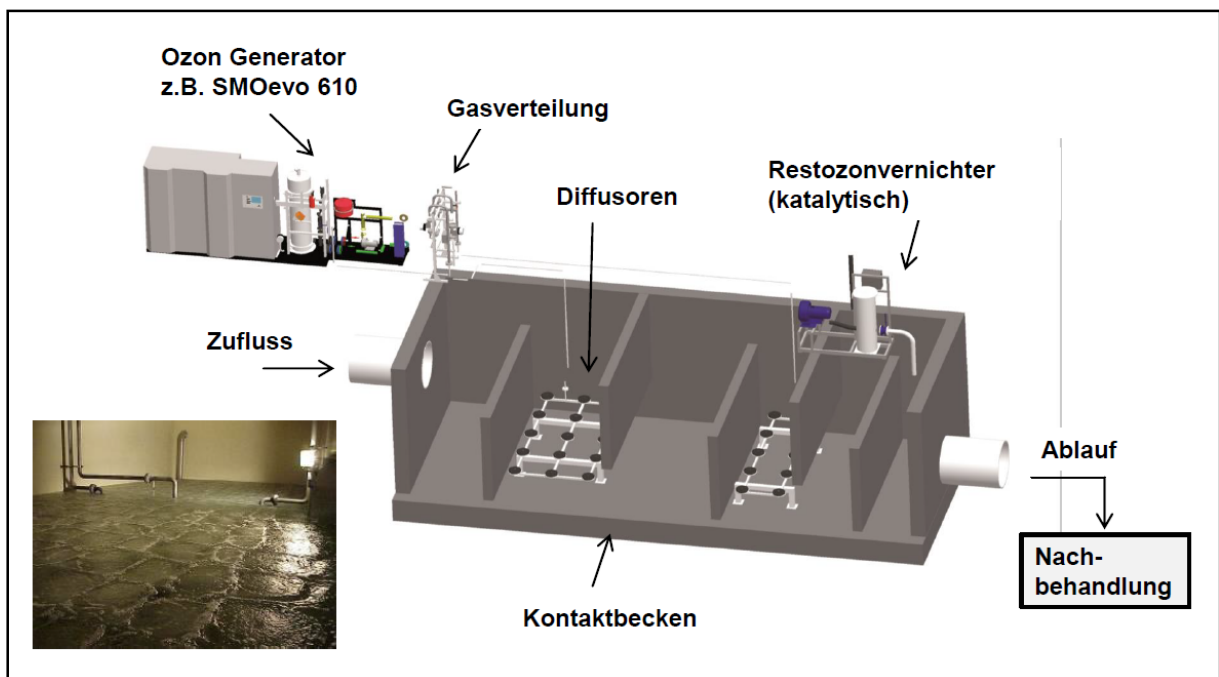


Abbildung 5.3: Innenleben eines Ozonreaktors mit Diffusoren und Trennwänden (Rongen, 2013)

Bei der Ozonierung gibt es einige denkbare Verfahrensmöglichkeiten. Neben der Auswahl der Eintragsmöglichkeiten des Ozons kann über vor- oder nachgeschaltete Verfahren nachgedacht werden. Dies macht insofern Sinn, da hierdurch die Möglichkeit des Metabolitenabbaus geschaffen werden kann. Ausgewählte Verfahren werden im Folgenden vorgestellt.

- Ozonierung mit nachgeschalteter PAK-Adsorptionsstufe

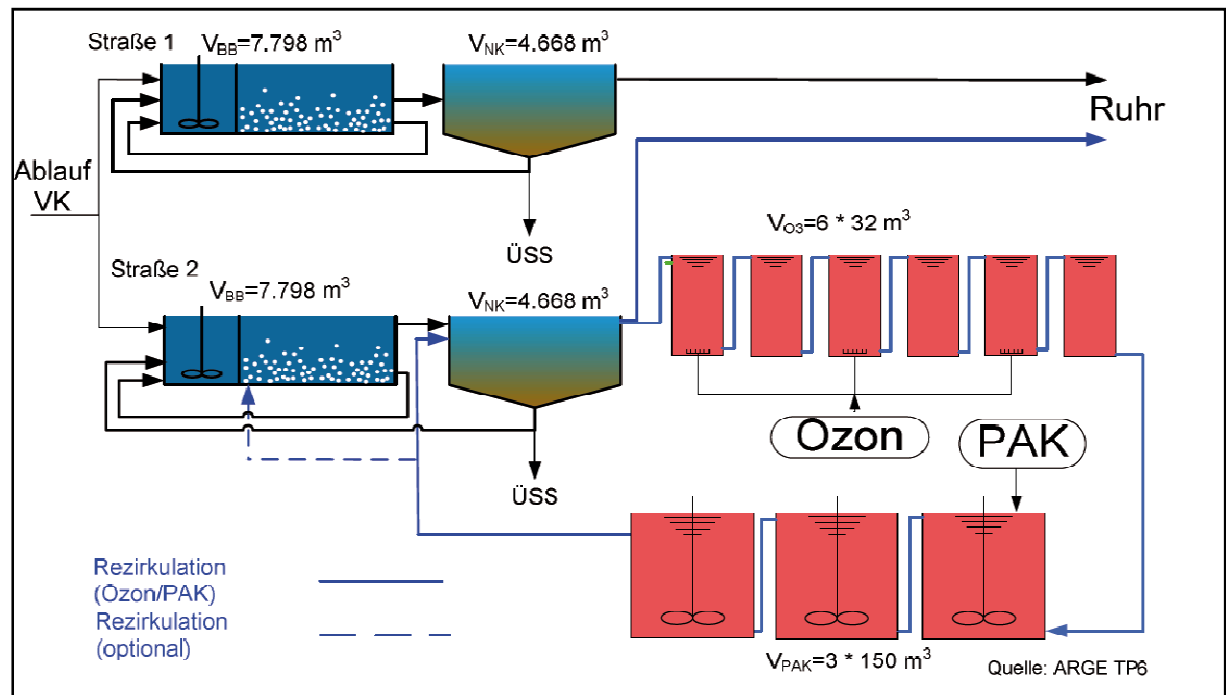


Abbildung 5.4: Ozonierung mit nachgeschalteter PAK-Adsorption (Mertsch et al., 2013)

Eine solche Anlage existiert bereits auf der Kläranlage Schwerte. Wesentlicher Bestandteil ist hier der Rezirkulationsstrom, welcher optional dem Belebungsbecken, dem Nachklärbecken oder dem Kläranlagenablauf zugeleitet werden kann. Insgesamt stellt diese Variante eine gute Lösung zur Metaboliteneleminierung dar. Die Investitions- und Betriebskosten für eine solche kombinierte Anlage sind hingegen sehr hoch und nicht wirtschaftlich.

- Ozonierung mit nachgeschalteter Sandfiltration

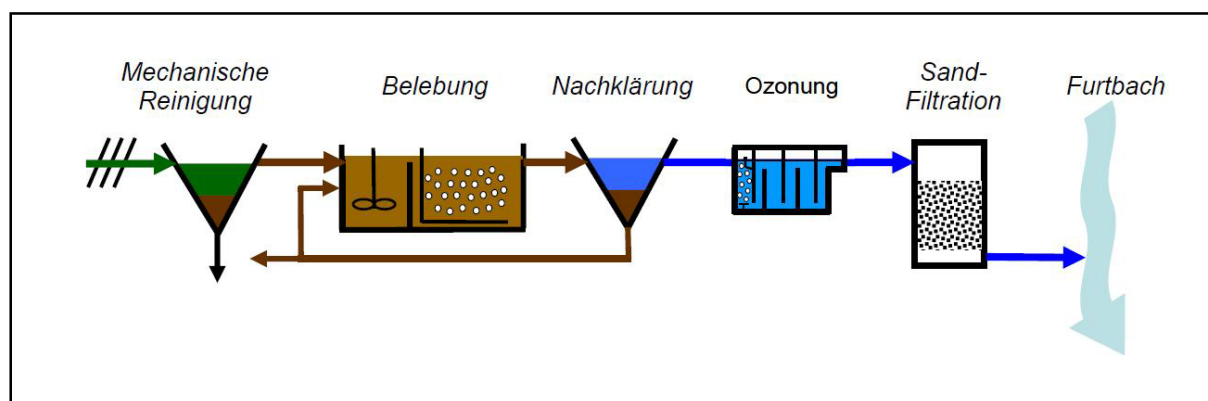


Abbildung 5.5: Ozonierung mit nachgeschalteter Sandfiltration (verändert und ergänzt nach Abegglen et al., 2009)

Eine solche Verfahrensstufe wurde auf der Kläranlage Regensdorf realisiert. Hier wurde auf die genaue Reinigungswirkung des Sandfilters, bezogen auf die Metabolite, nicht weiter eingegangen. Er diente eher dazu die Ozon-Restkonzentration zu eliminieren und eine weitere biologische Reinigungswirkung hervorzurufen. Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass die Sandfiltration einen positiven Effekt auf den DOC hatte. Jedoch wurde durch die Ozonierung mehr AOC, welcher einen Teil des DOC darstellt, gebildet. Dieser kann durch den biologischen Bewuchs im Sandfilter wieder abgebaut werden. Der AOC im Ablauf des Sandfilters war dagegen höher als im Ablauf der Nachklärung, was sich hinsichtlich der Sauerstoffzehrung eher nachteilig auf das Gewässer auswirkt.

Insgesamt konnte festgestellt werden, dass die Sandfiltration nach der Ozonierung auch im Hinblick auf die Trübung eine positive Wirkung auf die Abwassermatrix hat.

- Ozonierung mit nachgeschalteter GAK-Adsorptionsstufe

Eine gute Alternative wäre anstatt der o.g. nachgeschalteten Sandfiltration eine nachgeschaltete GAK-Filtrationsstufe zu wählen. Das Fließschema bei diesem Verfahren gleicht dem des o.g. Verfahrens der Abbildung 5.5. Hierbei ergäbe sich der Vorteil einen Teil der Metabolite zu adsorbieren. Zusätzlich würde das Abwasser durch die Biologie weiter gereinigt werden. Die Befüllung mit GAK an Stelle von Sand ist hingegen kostenintensiver. Auch müsste die GAK häufig gewechselt werden, um eine annähernd konstante Reinigungswirkung, im Hinblick auf die Mikroschadstoffe und Metabolite, zu gewährleisten. Insgesamt sind die Betriebskosten wesentlich höher, im Vergleich mit der nachgeschalteten Sandfiltration.

- Ozonierung mit nachgeschaltetem Schönungsteich

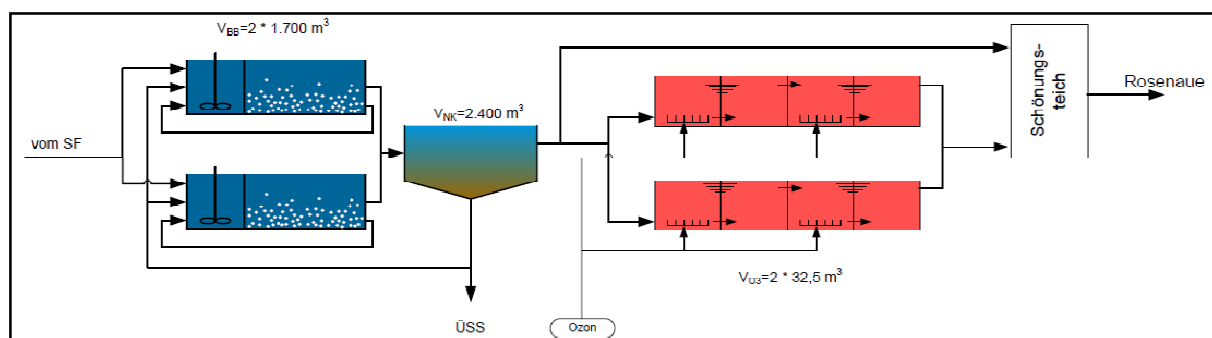


Abbildung 5.6: Ozonierung mit nachgeschaltetem Schönungsteich (Grünebaum, 2011)

Solch eine Anlage gibt es auf der Kläranlage Bad-Sassendorf. Schönungsteiche haben vor allem eine Wirkung auf die Eliminationsleistung gegenüber Bakterien und Viren. Dies konnte auch auf der Kläranlage Bad-Sassendorf bestätigt werden, wo bei bakteriellen Belastungen Eliminationswerte von bis zu 100 % erzielt wurden. Auch können sich Schönungsteiche durch den weiteren Abbau positiv auf die Mikroschadstoffreduktion, sowie dem DOC und dem CSB auswirken (Abbildung 5.8). Ein negativer Aspekt ist, dass eine Gefahr der Remobilisierung der im Sediment befindenden Stoffe besteht.

- Ozonierung mit nachgeschaltetem Wirbelbett

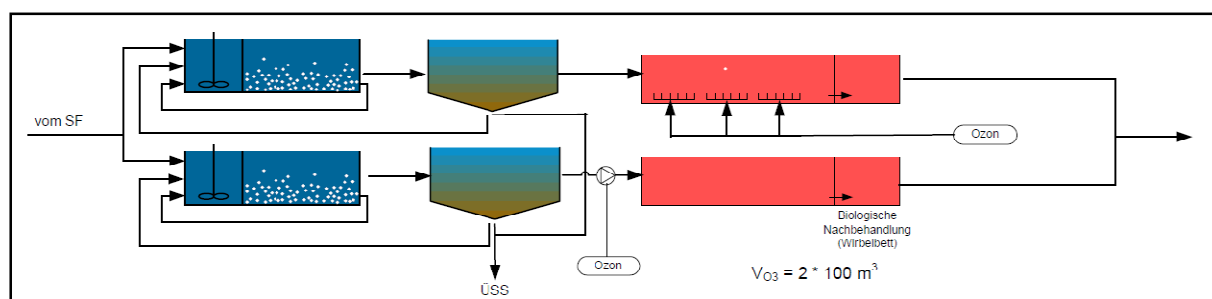


Abbildung 5.7: Ozonierung mit nachgeschaltetem Wirbelbett (unteres Schema) (Grünebaum, 2011)

Die Kläranlage Duisburg-Vierlinden verfügt über eine zweistraßige Ozonierung. In die eine dieser Straßen wird das Ozon nach dem Injektionsprinzip vor dem Kontaktreaktor eingetragen. Eine Nachbehandlung erfolgt nicht. Bei der anderen Straße ist nach dem Kontaktreaktor mit Diffusoren ein Wirbelbett nachgeschaltet, in dem durch biologische Nachbehandlung die Eliminationsleistung erhöht werden soll. Untersuchungen haben gezeigt, dass dies im geringen Maße zutrifft. Genauere Untersuchungen hierzu laufen noch. So wird derzeit die Eliminationsleistung durch Zugabe von Aufwuchskörpern aus Kunststoffen mit einem Volumen von ca. 1 cm^3 getestet.

- Ozonierung mit Rezirkulation in die Belebung

Eine solche Reinigungsstufe wurde hinsichtlich ihrer Wirkung auf die Abbauleistung der Biozönose des belebten Schlammes durch die Technische Universität Dortmund untersucht (Fahlenkamp et al., 2006). Betrachtet wurde hierbei die vierte Reinigungsstufe der Kläranlage Schwerte (Abbildung 5.4) ohne PAK-Zugabe. Bei den Versuchen wurde von dem Fall ausgegangen, dass die gesamte Ozonmenge in die Belebung gelangt. Es zeigte sich, dass Ozon bis zu einer Restkonzentration von 3 mgO₃/gTS als unbedenklich anzusehen ist. Diese würden bei einem üblichen TS-Gehalt der Belebung von 3 – 5 gTS/l eine Ozonkonzentration von 9 – 15 mgO₃/l ergeben. Da zur Ozonierung eine Ozon-Konzentration von 5 – 10 mg/l empfohlen wird, kann davon ausgegangen werden, dass rezirkulierende Ozonfrachten eher eine untergeordnet schädigende Rolle spielen. Eine Abnahme der Schlammaktivität oder Verschlechterung der Absetzeigenschaften ist nicht zu erwarten.

Ein Vorteil der Ozonierung ist, dass ein Teil der höhermolekularen Wasserinhaltsstoffe zu kleineren, biologisch abbaubaren, Verbindungen oxidiert werden (Alaton und Balcioglu, 2001). Es wird also ein Teil des CSB, der sonst in der Kläranlage nicht weiter abgebaut wird, stückweise wieder für Bakterien verfügbar, wodurch der biochemische Sauerstoffbedarf (BSB₅) ansteigt. Versuche der Technischen Universität Wien haben gezeigt, dass bei einer spezifischen Ozonzehrung von 0,6 bis 0,7 gO₃/gDOC der BSB₅ im Ablauf der Ozonierung im Mittel um 15 % erhöht wurde (Kreuzinger, 2011).

Die BSB₅-Zunahme kann sich ebenso nachteilig auf den Kläranlagenbetrieb auswirken. Durch die Zunahme biologisch abbaubarer Stoffe nimmt die Sauerstoffzehrung im empfangenden Gewässer zu. Nach einer Ozonierungsstufe sollte also eine nachgeschaltete biologische Stufe bedacht werden, in der der BSB₅ und somit der CSB weiter reduziert wird.

Wie erwähnt führt die Ozonierung nicht maßgeblich zur Mineralisierung von Inhaltsstoffen. Es kommt Großteils zur Metabolitenbildung, von denen weitestgehend noch unklar ist, ob sie eine ökotoxikologische oder humantoxikologische Wirkung haben. So sind beispielhaft die Oxidationsprodukte Bromat und Nitrosamine zu nennen. Für diese Stoffgruppen wurden eindeutig toxische und kanzerogene Wirkungen nachgewiesen.

Ein weiteres zu berücksichtigendes Problem der Ozonierung kann die Reaktion des Ozons mit Nitrit sein. Diese beiden Stoffe reagieren sehr schnell miteinander, wodurch Nitrat entsteht. Somit führt ein hoher Nitritgehalt im Ablauf der Nachklärung zu einem erhöhten Ozonbedarf und damit auch zu einem höheren Energieverbrauch einer Kläranlage.

Wird über den Bau einer Ozonung nachgedacht, sollten die aktuellen Stoffströme im Ablauf der Kläranlage beurteilt werden. Ebenso muss berücksichtigt werden, dass sich die Stoffströme in Kläranlagen stetig verändern. Welche Stoffe in welchen Konzentrationen in Zukunft die Kläranlage durchlaufen und in die 4. Reinigungsstufe geleitet werden ist ungewiss.

Ebenso ungewiss sind die zukünftigen Eigenschaften der neu entstehenden Reaktionsprodukte und deren Wirkung auf die Umwelt.

Zuletzt ist festzuhalten, dass bei der Ozonierung der CSB, sowie der DOC, lediglich in einem sehr geringen Maß verringert wird. Dies ist darin begründet, dass nur ein Teil der Inhaltsstoffe mineralisiert wird (Grünebaum, 2013). Belegt wird dies durch Versuche auf der Kläranlage Bad Sassendorf mit drei unterschiedlichen Dosiermengen des Ozons (Abbildung 5.8). Hierbei wurde der CSB und DOC vor der Ozonstufe, nach der Ozonstufe und im Ablauf des dort befindenden Schönungsteichs miteinander verglichen.

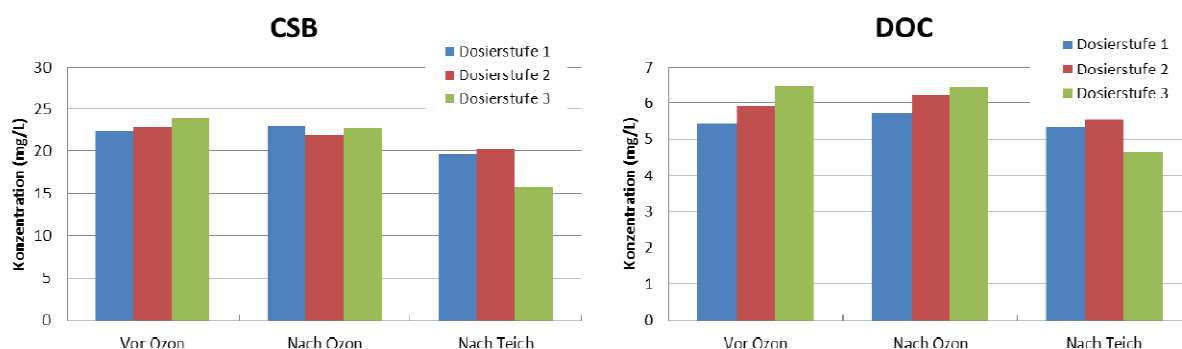


Abbildung 5.8: CSB- und DOC-Konzentrationen nach unterschiedlichen Verfahrensstufen bei verschiedenen Dosiermengen des Ozons (Grünebaum, 2013)

Bei Kläranlagen mit Schwierigkeiten den vorgegebenen CSB-Ablaufwert einzuhalten, ist es anzuraten, als biologische nachgeschaltete Stufe eine Sandfiltration oder GAK-Filtration der Ozonierung nachzuschalten, um den CSB weitergehend zu reduzieren. Andernfalls kann über eine alternative Reinigungsstufe nachgedacht werden.

5.3 Adsorption mittels Aktivkohle

Es gibt zwei Arten von Aktivkohle: Die granulierten Aktivkohle (GAK) und die pulverisierte Aktivkohle (PAK). Das Ausgangsmaterial von Aktivkohlen, die zum Einsatz in der Abwasserreinigung benutzt werden, bestehen hauptsächlich aus behandelten Kohlen, Hölzern und Kokosnussschalen. Die beiden Aktivkohlen unterscheiden sich im Wesentlichen in ihrer Herstellung, ihrer Porengröße, der Korngröße, sowie in ihren Anwendungsmöglichkeiten. Abbildung 5.9 zeigt den typischen Aufbau von Aktivkohle.

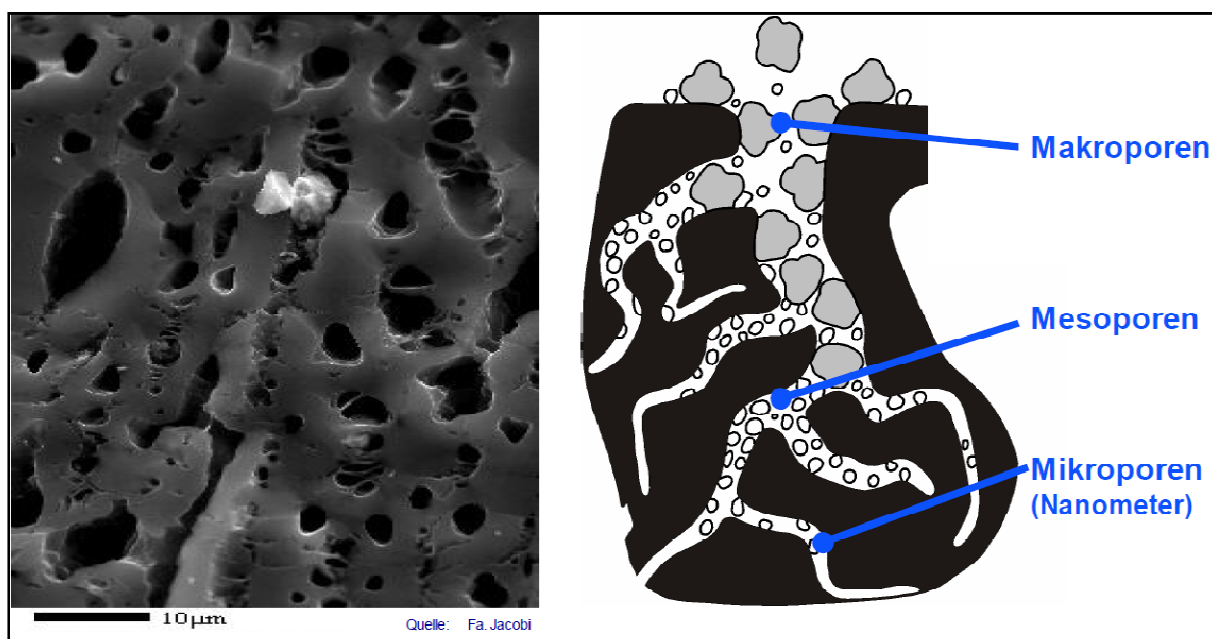


Abbildung 5.9: Typischer Aufbau von Aktivkohle (Fa. Jacobi und Nahrstedt, 2013)

Während die GAK in einem Filterbett verwendet wird, so wird die PAK mit dem Abwasser vermischt, um in einem späteren Verfahrensschritt wieder entnommen zu werden. In der Regel ist für den Einsatz von Aktivkohle im Abwasserbereich die Anwendung von PAK gegenüber der GAK vorzuziehen. Die aufgeführten Vor- und Nachteile der Tabelle 5.4 und Tabelle 5.5 bestätigen dies.

Bei der Adsorption mittels Aktivkohle muss die Aktivkohle mit dem Wasser in Kontakt gebracht werden. Bei diesem Vorgang lagern sich eine Vielzahl von Mikroschadstoffen an die Aktivkohle an, vereinfacht dargestellt in Abbildung 5.10.

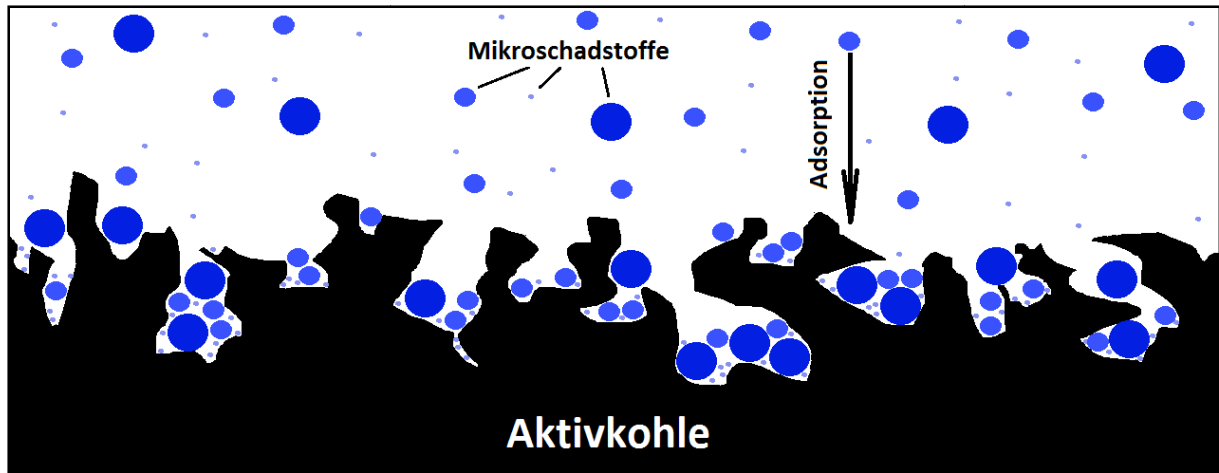


Abbildung 5.10: Adsorption von Mikroschadstoffen an Aktivkohle

Der hervorzuhebende Vorteil der Adsorption mittels Aktivkohle ist der, dass die Bildung von Metaboliten weitestgehend ausgeschlossen werden kann. Dieser Vorteil kann der granulierten, wie auch der pulverisierten Aktivkohleadsorption zugesprochen werden.

5.3.1 GAK-Adsorption

Die Adsorption mittels granulierter Aktivkohle wird bevorzugt bei Anlagen mit bestehender Sandfiltration eingesetzt, wobei das gesamte oder lediglich ein Teil des Sandbettes durch eine Aktivkohleschicht ersetzt wird. Ein wesentliches Merkmal der GAK ist, dass sie, im Gegensatz zur pulverisierten Aktivkohle, thermisch recycelt werden kann. Außerdem kann die Ausbildung eines biologischen Rasens eine weitere Reinigungswirkung hervorrufen. Für die Bemessung eines GAK-Filterbettes sind drei Kriterien von entscheidender Bedeutung:

- BV (Bed Volumes) = durchgesetzte Bettvolumina in $\text{m}^3_{\text{Wasser}}/\text{m}^3_{\text{GAK}}$

Die BV geben an, wie häufig das Volumen des Filterbettes vom gleichen Volumen des Wassers durchflossen wird.

- Korngröße der GAK und verwendetes Produkt

Die Korngröße und die verwendete Kohle sind aus zweierlei Sicht für die Bemessung eines GAK-Filterbettes von Bedeutung. Zum einen ist eine geringe Korngröße effektiver hinsichtlich ihrer adsorptiven Wirkung als eine gröbere. Zum anderen führen kolloidale und partikuläre Stoffe aus dem Abwasser zur Verblockung des Filters, wobei sich eine geringe Korngröße nachteilig auswirkt und zu häufigen Rückspülungen führt. Es ist also abzuwägen, mit welcher Aktivkohle gearbeitet wird.

- EBCT (Empty Bed Contact Time) = Leerrohrkontaktzeit in min

Die EBCT gibt an, wie lange ein Wasserteilchen rein rechnerisch im GAK-Bett verweilt. Grundsätzlich kann festgehalten werden, dass eine lange EBCT angestrebt wird, um eine

gute Adsorption zu ermöglichen. Für das angestrebte Reinigungsziel und die spezifische Abwassermatrix optimale EBCT sollte mit Hilfe von Vorversuchen ermittelt werden.

Die Kläranlage Lengerich verfügt zwar nicht über eine Sandfiltration. Trotzdem wird im Rahmen der Machbarkeitsstudie eine solche Filtrationsstufe mit den anderen gängigen Verfahren verglichen und bewertet.

Die Mikroschadstoffelimination bei der GAK-Filtration ist abhängig von der Betriebsdauer der eingesetzten Aktivkohle. Die Eliminationsrate der Stoffe, die nicht kontinuierlich im Filter biologisch abgebaut werden, nimmt aufgrund der zunehmend besetzten Adsorptionsplätze stetig ab. Hierbei sind die unterschiedlichen Stoffe und Stoffgruppen nicht miteinander vergleichbar.

Im Rahmen der MIKROFlock-Studie der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ wurde anhand von zehn Mikroschadstoffen die Eliminationsraten der GAK-Adsorption bewertet. „Nach 4.600 BV Betriebszeit (entspricht etwa zwei Monaten) konnten Eliminationsraten für die untersuchten Spurenstoffe zwischen 31 % und 82 % gemessen werden. Nach 32.000 BV ergaben sich Eliminationsraten zwischen 0 % und 21 %“ (Pinnekamp, 2012).

Untersuchungsergebnisse der Eawag auf der Kläranlage Neugut haben gezeigt, dass die Eliminationsrate für eine Vielzahl von Mikroschadstoffen ab 4.000 BV bei ≤ 60 % liegt, wobei einige Stoffe wesentlich länger bzw. kürzer adsorbiert werden (Böhler et al., 2013).

Versuche durch Grontmij für die Kläranlage Neuss-Ost zeigen für den in die Beobachtungsliste der WRRL aufgenommenen Mikroschadstoff Diclofenac, dass nach max. 3.000 BV die Eliminationsrate von 80 % nicht mehr eingehalten werden kann (Herbst et al., 2013).

Die Eliminationsraten der chemischen Parameter CSB und P spielen für die Auslegung einer GAK-Adsorption keine Rolle. Im direkten Vergleich mit einer herkömmlichen Sandfiltration wurde auf der Kläranlage Düren-Merken Phosphor nicht weitergehend eliminiert. Eine zusätzliche Zugabe von Fällmitteln sollte zur weiteren P-Elimination beitragen. Der CSB wurde in der GAK-Filterzelle zunächst sehr gut zurückgehalten. Jedoch sank die Elimination innerhalb von 1.000 BV von 70 auf 10 % (Pinnekamp, 2012).

Im Rahmen der Machbarkeitsstudie werden nun zu weiteren Berechnungen 4.000 BV für die GAK-Adsorption angesetzt. Für die Kosten der GAK werden 1,5 €/kg gewählt. Bei der Kostenannahme wird davon ausgegangen, dass die Filter stets mit frischer Aktivkohle befüllt werden, weil derzeit nicht klar ist, ob recycelte Aktivkohle in der Kosten-Nutzen-Betrachtung besser abschneidet, als frische Kohle. Recycelte Kohle ist mit ihrer ursprünglichen Kohle nicht vergleichbar. Die Adsorptionskapazität nimmt nach dem recyceln ab. Es können nicht alle Adsorptionsplätze wieder zur Verfügung gestellt werden, wodurch die Elimination eingeschränkt wird und die durchgesetzten BV abnehmen.

Um die benötigten Wechsel der GAK-Filter pro Jahr berechnen zu können, dient folgende Formel:

$$x = \frac{t \cdot Q_F}{BV \cdot V_F}$$

x benötigte Filterwechsel in Wechsel/a

t Zeit in 365 d/a

Q_F gewählter Durchfluss in m^3/d

BV gewählte Bettvolumina in m^3/m^3

V_F Volumen der Filterfüllung in m^3

Ein Vorteil der GAK-Adsorption ist, dass bei diesem Verfahren kaum Metabolite gebildet werden. Lediglich die Biologie im Filter bildet diese im geringen Maß. Ein weiterer Vorteil ist, dass dieses Verfahren verhältnismäßig wenig Platz benötigt, auch weil keine vor- oder nachgeschalteten Verfahren oder Becken erforderlich sind.

Der große Nachteil ist, dass die Eliminationsrate nicht konstant ist. Beim Bau einer GAK-Adsorptionsstufe muss zunächst ermittelt werden, welche Standzeiten bzw. BV benötigt werden, um eine gewünschte Elimination ausgewählter Mikroschadstoffe nicht zu unterschreiten. Ein weiterer Nachteil ist, dass bei der Filterbettspülung viel Energie benötigt wird.

Abbildung 5.11 zeigt ein vereinfachtes Fließschema einer möglichen GAK-Adsorptionsstufe.

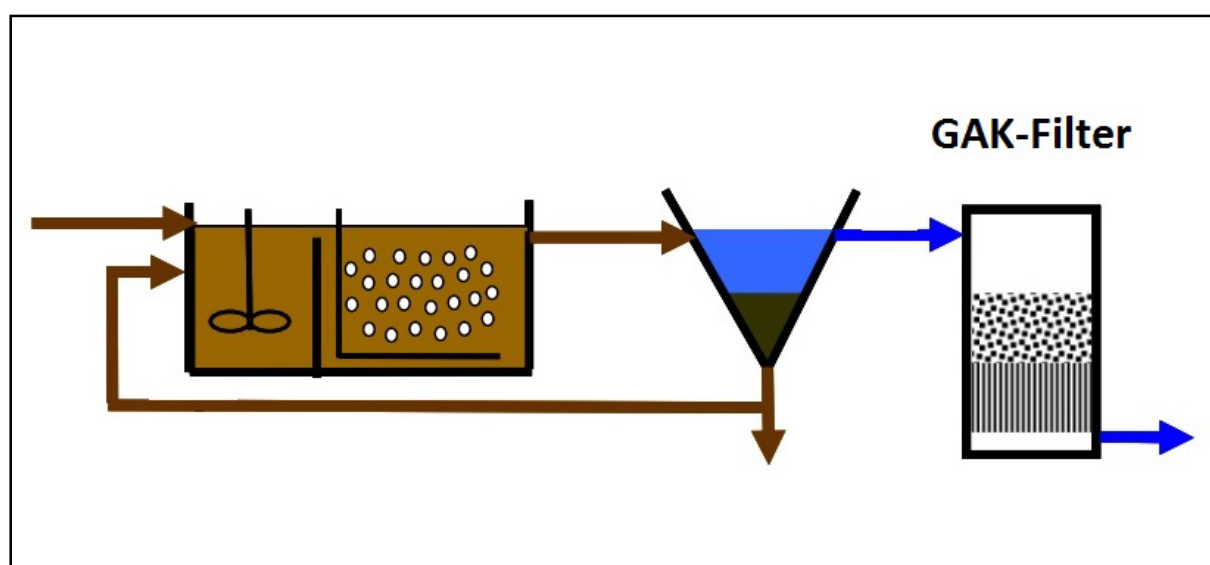


Abbildung 5.11: Vereinfachte Darstellung einer GAK-Filtration nach der Belebung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

Die vierte Reinigungsstufe in Form einer GAK-Adsorption fängt nach der herkömmlichen biologischen Reinigungsstufe an, dem Ablauf der Nachklärung. Dies wird ebenso auf der Kläranlage Lengerich vorgesehen.

5.3.2 PAK-Adsorption

Die Adsorption mittels pulverisierter Aktivkohle wurde bei einer Vielzahl von Pilotanlagen getestet und wird bereits bei einigen Kläranlagen realisiert. Vor der Ozonierung ist sie mittlerweile die meist praktizierte Verfahrensstufe zur Mikroschadstoffelimination.

Für die Charakterisierung der PAK-Adsorptionseigenschaften sind im Wesentlichen folgende Begriffe von Bedeutung:

- Jodzahl in mg/g

Die Jodzahl gibt an, welche Menge an Jod bei einer definierten Jod-Restkonzentration in Lösung pro Gramm PAK adsorbiert wird. Bei Jod wird davon ausgegangen, dass sich genau ein Jodatome auf einen Adsorptionsplatz anlagert. Es werden also Zahlenwerte erreicht, welche hinsichtlich ihrer Tendenz als auch hinsichtlich der spezifischen Oberfläche (wird im Folgenden vorgestellt) der Aktivkohle in etwa übereinstimmen.

- Spezifische Oberfläche in m²/g

Die spezifische Oberfläche gibt an, wie groß die Fläche in einem Gramm Aktivkohle ist. Bestimmt wird diese experimentell mittels der BET-Methode, einem Analyseverfahren zur Größenbestimmung von Oberflächen durch Gasadsorption.

- Molassezahl in mg

Die Molassezahl gibt an, wie viel Aktivkohle benötigt wird, um eine standardisierte Melasselösung zu entfärben. Gute Aktivkohlen weisen einen Wert von maximal 300 mg auf. Je geringer die Molassezahl ausfällt, desto besser ist die Aktivkohle. Dies ist darin begründet, dass weniger Aktivkohle benötigt wird, um die Melasselösung zu entfärben. Die Molassezahl kann auch als Maß für den Gehalt an Makroporen gesehen werden, da Molasse aus verhältnismäßig großen Molekülen besteht.

- Korngröße hier im µm-Bereich betrachtet

Die Korngröße wird durch eine Siebanalyse bestimmt. Häufig wird auch der Parameter D₅₀ angegeben. Dieser gibt die Maschenweite bei einem Siebdurchsatz von 50 % an. Die üblichen Korngrößen bewegen sich laut unterschiedlicher Hersteller zwischen 0,5 und 300 µm, wobei sich die Hauptmengen in Bereichen zwischen 10 und 100 µm bewegen.

Für die Abwasserbehandlung zur Elimination von Mikroverunreinigungen ist eine Aktivkohle mit hohem Feinkornanteil am besten geeignet.

- Dichte in kg/m³

Die Dichte wird anhand der Porösität und der Partikelgrößenverteilung bestimmt und sollte möglichst gering ausfallen.

In der Praxis hat sich gezeigt, dass eine Konzentration der PAK von 5 bis 20 mg/l ausreicht, um möglichst viele Mikroschadstoffe adsorbieren zu können. Die Reaktionszeiten im Kontaktreaktor sollten zwischen 20 und 30 Minuten gewählt werden. Die Kosten für pulverisierte Aktivkohle können stark variieren und liegen derzeit etwa bei 1,70 €/kgPAK.

Positiv ist die PAK-Adsorption insofern hervorzuheben, als dass diese neben der Metabolitenvermeidung ebenfalls eine zusätzliche Reinigungswirkung hinsichtlich des CSB, des AFS und des Gesamtphosphors aufweist (Pinnekamp, 2012). Des Weiteren wurde nachgewiesen, dass die Pulveraktivkohle die Schlammeigenschaften verbessert. Untersuchungen der Eawag zeigen, dass der Schlammvolumenindex bei steigender PAK-Zugabe deutlich verringert wird (Zwickenpflug et al., 2010). Auch erwiesen die Ergebnisse der Technischen Universität Dortmund, dass durch die PAK-Zugabe eine Einsparung von Schlammkonditionierungsmitteln und eine Reduzierung der Klärschlammentsorgung um 20 % möglich sind (Fahlenkamp et al., 2008). Halbtechnische Versuche wurden hierzu nicht durchgeführt, weshalb lediglich auf eine mögliche Reduzierung hingewiesen wird. Zudem kann vermutet werden, dass die teilweise mit organischen Kohlenstoffverbindungen beladene PAK in der Faulung zu einem höheren Gasertrag und somit zu einer erhöhten Energieerzeugung führt. Belegt wurde, dass durch erhöhte Temperaturen und pH-Werte im Faulraum keine Desorption der Mikroschadstoffe zu erwarten ist. Im Gegenteil scheint es zu einer weiteren Beladung der PAK mit Mikroschadstoffen zu kommen, was zu einer Reduktion der rezyklierten Fracht aus dem Faulwasser führt (Zwickenpflug et al., 2010). Genauere Untersuchungen hierzu sind nicht bekannt.

Der Literatur ist zu entnehmen, dass die Rückführung der Aktivkohle ins Belebungsbecken oder in das Kontaktbecken positive Auswirkungen haben kann. So haben beispielweise Untersuchungen der Eawag gezeigt, dass sich bei Anwendung von 10 mg/l der DOC ohne Rückführung in die Belebung um 15 % verringern konnte. Mit Rückführung lag die Elimination bei rund 38 %. Ein Einfluss auf die Nitrifikationsleistung konnte nicht festgestellt werden. Ebenso auf die Mikroschadstoffe hat die Rückführung der PAK in die Belebungsbecken zu guten Ergebnissen geführt. „Gerade bei Stoffen, die bei der nachgeschalteten PAK-Behandlung ohne Rückführung nur schlecht bis unzureichend eliminiert werden konnten [...], wurde im 2 Pilotexperiment mit PAK-Rückführung teilweise eine starke Zunahme der Eliminationsleistung beobachtet“. (Zwickenpflug et al., 2010)

Ein Nachteil der Behandlung mit Pulveraktivkohle ist, dass bei Zuführung des PAK-Schlammes in die herkömmliche Schlammbehandlungsstraße der Schlamm nicht mehr in der Landwirtschaft genutzt werden kann. Grund dafür sind die von der PAK adsorbierten Mikroschadstoffe. Diese Stoffe werden bei der landwirtschaftlichen Nutzung wieder in die Umwelt abgegeben. Bei einer gewählten PAK-Adsorption als vierte Reinigungsstufe muss der behandelte Schlamm meist thermisch verwertet werden. Bei bestimmten Verfahrensvarianten bestünde die Möglichkeit, dass der PAK-Schlamm in eine eigens hierfür errichtete Schlammbehandlungsstraße gefördert wird und somit nicht in Kontakt mit dem restlichen Schlämmen der Kläranlage kommt. Bei diesen Varianten dürfte die PAK nicht in die Biologie zurückgeführt werden, was zu einer vergleichsweise schlechteren Eliminationsleistung führen wird.

5.3.2.1 Auswahl geeigneter Aktivkohle

Die Auswahl der PAK stützt sich in diesem Kapitel auf die Analyseergebnisse der in Tabelle 5.2 aufgezeigten und von der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock getesteten Aktivkohlen (Pinnekamp, 2012). Diese Aktivkohlen wurden hinsichtlich ihrer adsorptiven Eigenschaften mit identischen Wasserproben aus dem Ablauf der Kläranlage Schwerte getestet, die jeweils mit dem zu untersuchenden Mikroschadstoffen auf eine Ausgangskonzentration von 250 µg/l versetzt wurde. Die Versuche wurden mit PAK-Konzentrationen von 0, 5, 10, 25, 50, 100 und 200 mg/l durchgeführt. Zusätzlich wurden vergleichbare Versuche mit dem Rohwasserablauf der Kläranlage Wuppertal-Buchenhofen durchgeführt, wobei die verwendeten PAK-Konzentrationen hier bei 10, 25 und 50 mg/l lagen.

Tabelle 5.2: Angaben der untersuchten Pulveraktivkohlen laut Hersteller (Pinnekamp, 2012)

Hersteller	Produkt	Rohstoff	Körnung	BET-Oberfl. [m ² /g]	Iodzahl [mg/g]
CarboTech	PAK C1000S	Steinkohle	85% < 100 µm	1000	> 950
CSC	HKP1050	Holzkohle	98% < 90 µm D ₅₀ = 25 µm	> 1050	> 1050
Donau Carbon	Carbopal AP	Braunkohle	70% < 40 µm	1300	1250
Jacobi	AquaSorb 5000 PAC-F	Braunkohle	90% < 45 µm D ₅₀ = 15 µm	1150	1100
Norit	SAE super	diverse, Torf u.a.	D ₅₀ = 15 µm	1300	1150

Da die Werte der Stoffkonzentrationen durch die Aufkonzentration zu 250 µg/l meist weit über den üblichen Zulaufkonzentrationen kommunaler Kläranlagen liegen, wurde außerdem die PAK Carbopal AP mit den PAK-Konzentrationen von 10, 25 und 50 mg/l ohne die Aufkonzentration von Mikroschadstoffen getestet. Diese Versuche haben gezeigt, dass durchgehend eine höhere Eliminationsrate bei realen Mikroschadstoffkonzentrationen im Wasser erreicht wurde, was durch Abbildung 5.12 wiedergespiegelt wird.

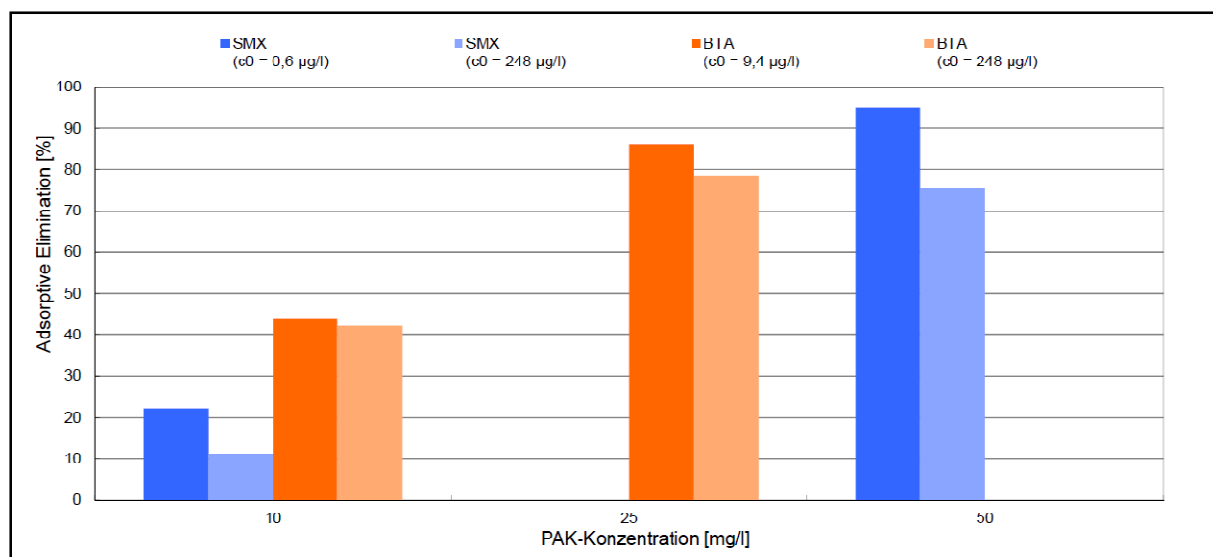


Abbildung 5.12: Adsorptive Eliminationsraten der PAK Carbopal AP für Sulfamethoxazol (SMX) und Benzotriazol (BTA) bezogen auf den Ablauf der KA Wuppertal-Buchenhofen bei realen sowie erhöhten Spurenstoffkonzentrationen (Pinnekamp, 2012)

Es kann festgehalten werden, dass die Versuche mit erhöhter Stoffkonzentration eine qualitative, jedoch nur eingeschränkt quantitative Aussage über die Eliminationsrate durch PAK aufzeigt.

Die besten Ergebnisse in den MIKROFlock-Untersuchungen erzielten die auf Braunkohle basierenden Aktivkohlen. Anbei muss erwähnt werden, dass das Rohwasser der Kläranlage Lengerich zu anderen Ergebnissen führen kann. Insgesamt hat sich gezeigt, dass Kohlen mit einer großen spezifischen Oberfläche und vor allem deren Porengrößenverteilung für die Adsorptionsleistung von Mikroschadstoffen im Rohwasser die wichtigsten Parameter zur Bewertung sind.

5.3.2.2 Verfahrensmöglichkeiten der PAK-Adsorption

Bei der PAK-Adsorption gibt es eine Vielzahl denkbarer Verfahrensmöglichkeiten. Neben der Auswahl der PAK-Eintragsstelle muss über nachgeschaltete Verfahren zur PAK-Abscheidung (Abschnitt 5.3.2.4) nachgedacht werden. Auch sollte über die Zugabe und den Ort der Zugabe von Fällmitteln und Flockungshilfsmittel nachgedacht werden, um eine optimale Abscheidung der Aktivkohle zu gewährleisten. Welche Möglichkeiten umgesetzt werden können, wird in diesem Kapitel kurz vorgestellt:

- PAK-Dosierung in die Belebungsbecken mit Nutzung der Nachklärbecken zur Sedimentation und abschließender Filtration

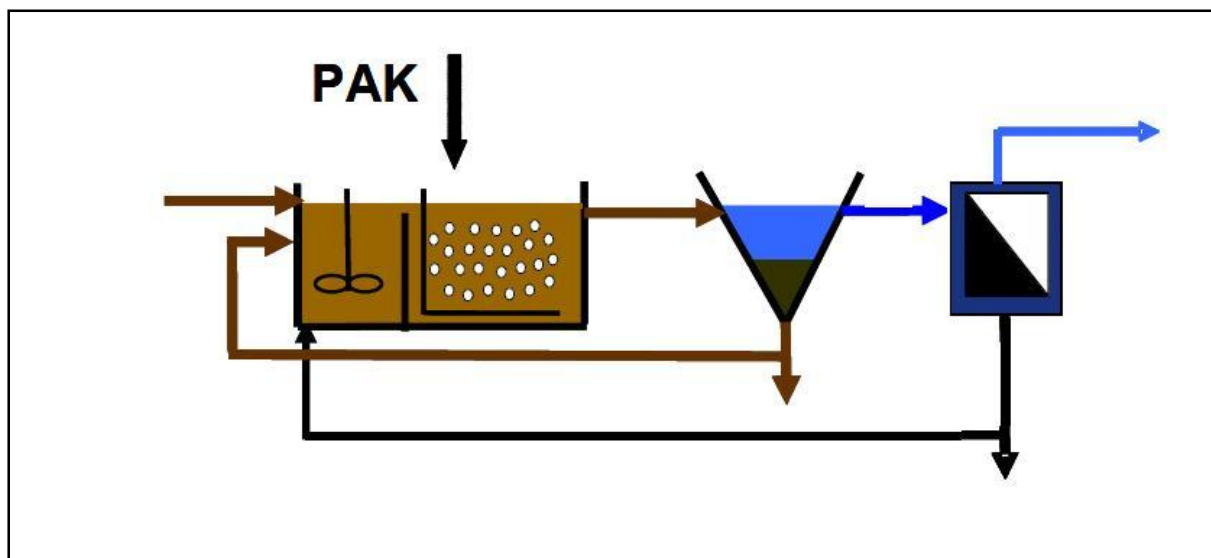


Abbildung 5.13: Vereinfachte Darstellung der Direktdosierung von PAK in die Belebung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

Eine Variante ist die Zugabe direkt in die meist einstufige betriebene biologische Stufe (Abbildung 5.13). Getestet wurde ein solches Verfahren auf der halbtechnischen Anlage der Eawag mit Fällmittelzugabe vor der Belebung. Hierbei steht dem höheren Konzentrationsgradienten zwischen Adsorptiv und wässriger Phase eine höhere Konzentration an DOC gegenüber, welcher mit Mikroschadstoffen in Konkurrenz um die Adsorptionsplätze steht und sich somit hinderlich auf die Adsorption von Mikroschadstoffen auswirkt. Es wird also eine größere Menge an pulverisierter Aktivkohle benötigt. Untersuchungen haben gezeigt, dass bei diesem Verfahren bei gleicher Eliminationsleistung etwa doppelt so viel PAK gebraucht wird, wie bei der Dosierung der PAK in ein separates Kontaktbecken (Zwickenpflug et al., 2010).

Diese Option kann bei Kläranlagen mit geringer Ausbaugröße oder schlechten Platzverhältnissen genauer betrachtet werden. Auf den Bau eines Kontaktbeckens und einer weiteren Sedimentation wird hierbei verzichtet. Eine nachgeschaltete Filtrationsstufe für die PAK-Abscheidung wird hingegen benötigt.

- PAK-Dosierung in ein Kontaktbecken mit nachgeschalteter Sedimentation und Filtration

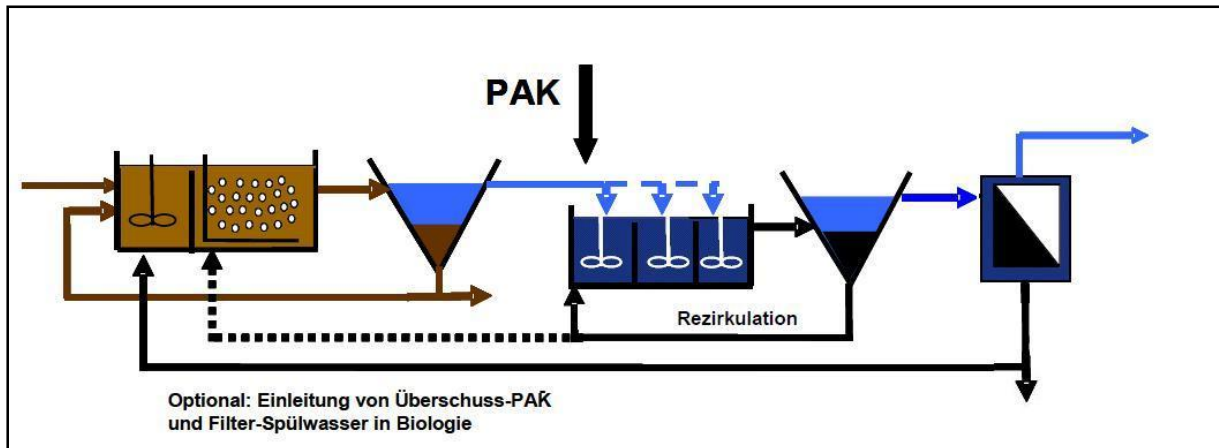


Abbildung 5.14: Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Sedimentation und Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

Eine weitere Möglichkeit ist eine nachgeschaltete Behandlungsstufe, bei der das Abwasser der Nachklärung in einem Kontaktbecken mit PAK vermischt und anschließend in einem Trennverfahren mit Sedimentation und anschließender Filtration abgeschieden wird (Abbildung 5.14). Auf mögliche Trennverfahren für die PAK wird in Kapitel 5.3.2.4 eingegangen. Eine halbertechnische Anlage wurde bereits auf der Kläranlage Ulm-Steinhäule mit einer Sandfiltration umgesetzt. Hierbei wurde Fällmittel vor dem Kontaktbecken und nach der Sedimentation zudosiert. Zusätzlich wurde Flockungshilfsmittel vor der Sedimentation zugegeben. Es bietet sich neben der einstufigen auch eine mehrstufige Anwendung an, bei der die Überschusskohle zurück in die Belebung oder in das Kontaktbecken geführt wird und eine bessere Ausnutzung der Adsorptionskapazität zur Folge hat.

- PAK-Dosierung in ein Kontaktbecken mit nachgeschalteter Filtration

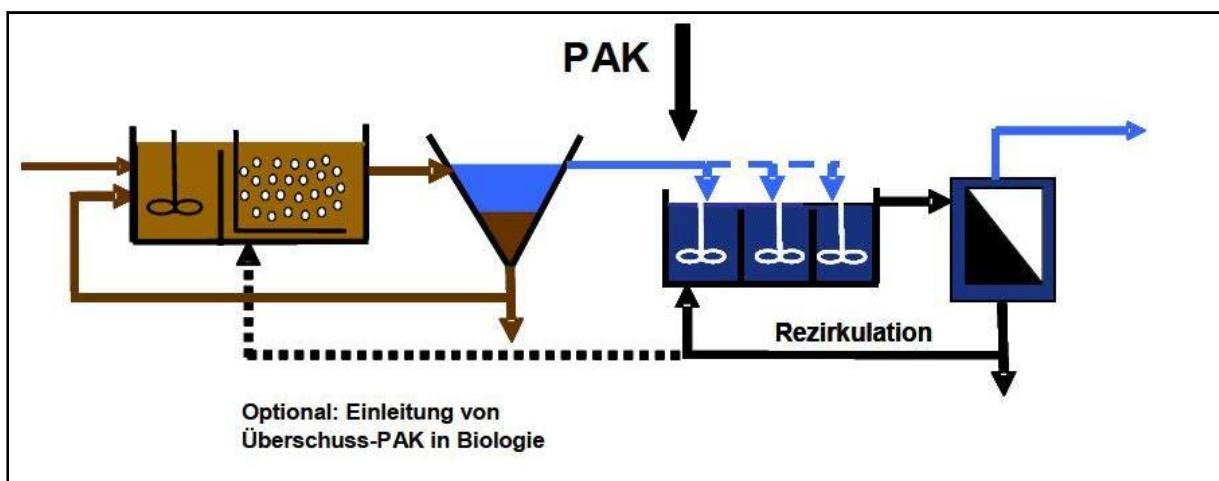


Abbildung 5.15: Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

Ein alternatives Verfahren ist eine nachgeschaltete Behandlungsstufe, bei der das Abwasser der Nachklärung in einem Kontaktbecken mit der Pulveraktivkohle vermischt und anschließend in einem Trennverfahren ohne vorhergehende Sedimentation mittels Filtration abgetrennt wird (Abbildung 5.15). Hier bietet sich ebenfalls neben der einstufigen auch eine mehrstufige Anwendung an, bei der die Überschussschicht zurück in die Belebung oder ins Kontaktbecken geführt wird und eine bessere Ausnutzung der Adsorptionskapazität zur Folge hat.

- PAK-Dosierung in einen Kontaktbecken mit nachgeschalteter Flockungsfiltration

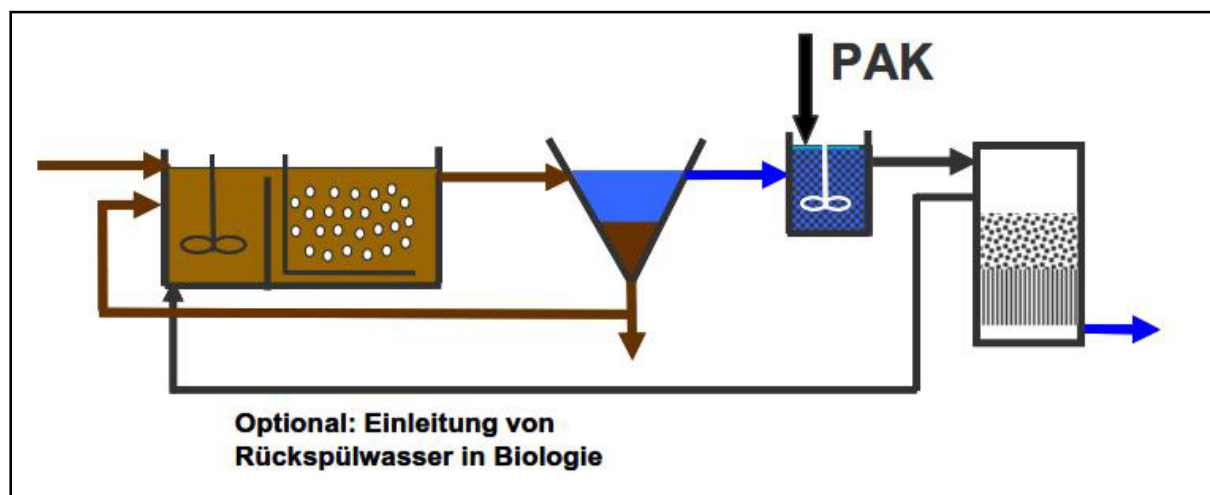


Abbildung 5.16: Vereinfachte Darstellung der Dosierung der PAK in einem Kontaktbecken mit nachgeschalteter Flockungsfiltration (verändert nach Zwickenpflug et al., 2010)

Eine weitere verfahrenstechnische Option stellt die Zugabe der PAK in einen vorgeschaltetes Kontaktbecken mit anschließender Flockungsfiltration dar (Abbildung 5.16). Umgesetzt wurde dieses Verfahren in einem großtechnischen Versuch auf der Kläranlage Kloten/Opfikon in der Schweiz mit Fällmittelzugabe in das Kontaktbecken. Vorteil hierbei ist der zusätzliche biologische Abbau im Filterbett. Durch erhöhte Kolmation muss bei diesem Verfahren der Filter jedoch häufiger rückgespült werden. Auf eine Sedimentationsstufe wird verzichtet. Es kommt nicht zur kontinuierlichen Rückspülung der neu eingetragenen PAK, wodurch das PAK-Schlammalter im Flockungsfiler abhängig von den Rückspülintervallen ist. Mit der Einleitung des Spülwassers in die Biologie erhöht sich das PAK-Schlammalter im Gesamtsystem schließlich um das des Biologieschlammes.

5.3.2.3 Fällmittel- und Flockungshilfsmittelzugabe

Eine Fällmittel- und Flockungshilfsmittelzugabe kann sich förderlich auf die Abscheidung der PAK-Fracht auswirken. An welcher Stelle diese Mittel in der vierten Reinigungsstufe zugegeben werden sollten ist ebenso nicht vorgeschrieben, wie die Dimensionierung der restlichen Anlagenkomponenten. Es ist außerdem abzuwägen, ob sich die Zugabe dieser Mittel über-

haupt förderlich auswirkt, ob der Eintrag möglicherweise zu Komplikationen führt und ob auf die Zudosierung verzichtet werden kann.

Laut Eawag nimmt der Einsatz von Fällmitteln keinen entscheidenden Einfluss auf die Elimination von Mikroschadstoffen. Zwar bewirkt die Fällmittelzugabe eine Bindung und Stabilisation der partikulären und kolloidalen Fraktionen im Abwasser, jedoch wirkt sich die Reduktion dieser Fraktion nicht entscheidend auf die Adsorption der Mikroschadstoffe aus (Zwickenpflug et al., 2010).

Versuche der Arge „Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock haben gezeigt, dass ein mit PAK veretztes Wassergemisch bei Fällmittelzugabe eine bessere Sedimentationsfähigkeit aufweist (Pinnekamp, 2012). Getestet wurde dies, indem 1 Liter Wasser aus der Nachklärung des Lehr- und Forschungskläranwerkes (LFKW) der Universität Stuttgart mit einer definierten PAK-Menge 30 Minuten vermischt wurde. Zusätzlich wurde, je nach Versuchsreihe, Fällmittel mit einer Kontaktzeit von zehn Minuten und/oder Flockungshilfsmittel mit einer Kontaktzeit von 30 Minuten zugegeben. Anschließend wurden die Suspensa in einem Imhoff-Trichter eine Stunde lang abgesetzt. Der dekantierte Überstand dieser Suspensa wurde letztlich auf dessen AFS-Gehalt untersucht (Pinnekamp, 2012). Abbildung 5.17 zeigt die hierbei gemessenen AFS-Konzentrationen für die PAK-Dosierungen von 20 mg/l und 60 mg/l mit unterschiedlichen Fällmittelkonzentrationen. Als Referenz dient der rot markierte Balken, der die AFS des Überstaus ohne Fällmittelzugabe zeigt.

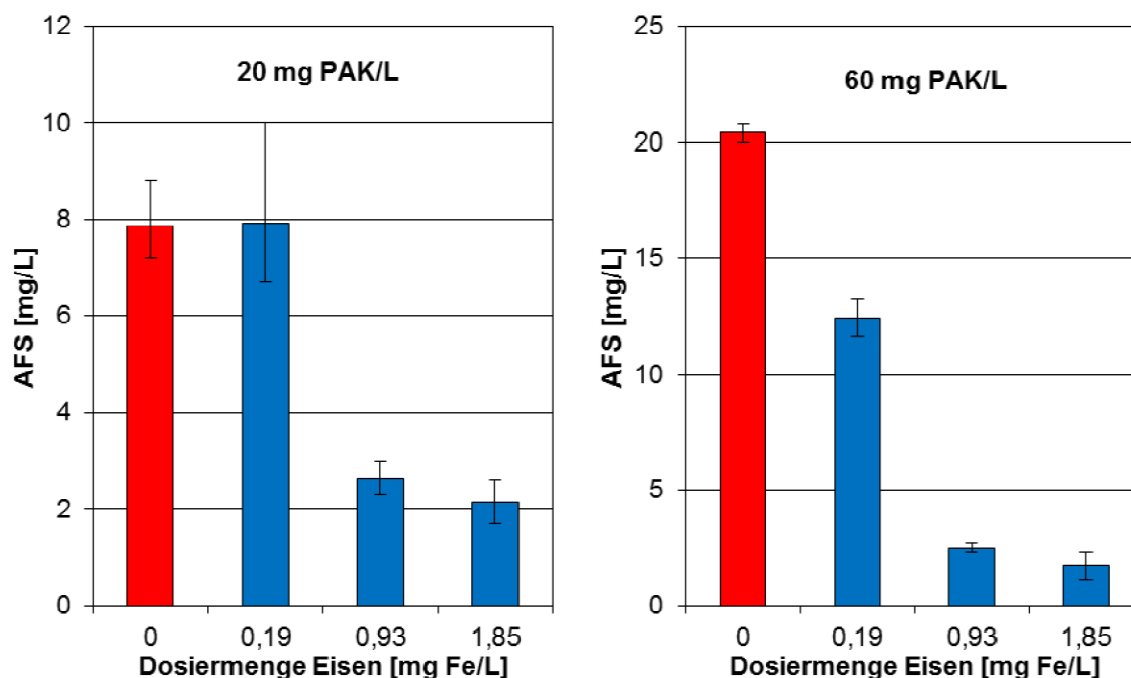


Abbildung 5.17: AFS-Konzentration im Überstand nach dem Absetzen von 20 mg/l PAK- (links) und 60 mg/l PAK-Suspension (rechts) bei unterschiedlichen Fällmittelzugaben (Pinnekamp, 2012)

Es ist eindeutig zu erkennen, dass das Absetzverhalten der PAK bei Fällmittelzugabe deutlich zunimmt. In diesem Beispiel genügt eine Zugabe des Fällmittels Eisenchlorid (40 %) von 0,93 mg/l, um eine ausreichende Sedimentation der absetzbaren Stoffe zu bewirken. Nach der Arge ergibt sich bei 20 mg/l PAK und 0,93 mg/l FeCl ein AFS-Rückhalt von ca. 85 %. Bei 60 mg/l PAK und 0,93 mg/l FeCl ergaben sich ca. 95 % Rückhalt. Eine Angabe der AFS-Ausgangskonzentration der Nachklärung wurde nicht genannt, worauf zu schließen ist, dass der Rückhalt noch etwas höher ausfallen kann.

Ergebnisse der Eawag weisen ebenfalls auf einen besseren Rückhalt der PAK durch Fällmittelzugabe hin. Hierbei wurde der AFS-Gehalt im Ablauf der Nachklärung und nach der Flockungsfiltration gemessen. Bewertet wurden die Ablaufwerte in Versuchsreihen ohne PAK-Zugabe, mit PAK-Zugabe und letztlich mit PAK- und Fällmittel-Zugabe vor der Flockungsfiltration. Die besten Ablaufwerte bezüglich des AFS ergaben sich in der Versuchsreihe mit kombinierter PAK- und Fällmittelzugabe (Zwickenpflug et al., 2010).

Eine reine Flockungshilfsmittelzugabe wurde ebenfalls von der Arge getestet (Pinnekamp, 2012). Überprüft wurden in den Versuchen drei anionische und drei kationische Polymere des Herstellers „Reiflock“ auf deren Wirksamkeit hinsichtlich einer Verbesserung der Absetzeigenschaften der PAK. Es stellte sich heraus, dass eine alleinige Zugabe der getesteten Polymere keine nennenswerte Verbesserung herbeiführt.

Schließlich wurde von der Arge die Kombination aus Fällmittel und Polymer auf eine positive Absetzwirkung der PAK untersucht. Die Versuche zeigten, dass die Kombination aus Fällmittel und verwendeten Polymeren im Gegensatz zur alleinigen Fällmitteldosierung keine Verbesserung der Absetzeigenschaften hervorriefen.

Die Versuche der Arge deuteten zusammenfassend darauf hin, dass eine Flockungshilfsmittelzugabe in einer vierten Reinigungsstufe keine Verbesserung der Absetzeigenschaften der pulverisierten Aktivkohle hervorruft. Da lediglich die Polymere von Reiflock getestet wurden, wurden letztlich auch die Produkte anderer Hersteller bewertet. Die Polymere der anderen Hersteller wurden nicht so intensiv beprobt, wie es zuvor mit den Polymeren von Reiflock der Fall war. Sie wurden lediglich in Kombination mit Fällmittel getestet. Zusammenfassend führten die Versuche zu besseren Ergebnissen hinsichtlich der Absetzbarkeit der PAK, als die Versuche mit den Polymeren von Reiflock.

An welcher Stelle Fäll- und Flockungshilfsmittel zugegeben werden, ist nicht genau vorgegeben. Häufig werden diese Mittel nach der PAK-Zugabe eingetragen. Es gibt auch Beispiele, bei denen das Fällmittel vor und gegebenenfalls zusätzlich nach der PAK-Dosierung eingeleitet wurde. Welche Methode letztlich die Effektivste ist, wurde bisher nicht weiter ausgeführt. Wir empfehlen Fällmittel vor dem Ablauf in der letzten Kaskade des Kontaktreaktors oder in den Ablauf des Kontaktreaktors einzubringen, um eine gute Durchmischung mit dem Substrat und eine dadurch möglichst gute Flockenbildung zu gewährleisten. Hierdurch wird die Adsorption der Mikroverunreinigungen an die pulverisierte Aktivkohle in keiner Weise

beeinflusst. Falls über eine Flockungshilfsmittelzugabe nachgedacht wird, so empfehlen wir diese, aus denselben bereits aufgeführten Gründen, mit dem Fällmittel einzuleiten.

Ob der Bau eines Tanks für die Flockungshilfsmittel mit der dazugehörigen Maschinen-, EMSR-Technik und den laufenden Betriebskosten sinnvoll ist, sollte bei der Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe erneut überdacht werden. Wir würden vorschlagen, dies zunächst halbtechnisch auf der Kläranlage zu testen. Ebenso sollte dabei erprobt werden, an welcher Stelle die Fäll- und Flockungsmittelzugabe am zweckmäßigsten ist.

5.3.2.4 Systeme zur PAK-Abscheidung

Für den einwandfreien Betrieb einer PAK-Adsorptionsstufe muss die Aktivkohle nach dem Kontakt mit dem Ablaufwasser der Nachklärung wieder dem Wasserkreislauf der Kläranlage entnommen werden. Hierfür finden sich in der Literatur verschiedene Verfahren. In den meisten Fällen wird ein Sedimentationsbecken der PAK-Behandlung nachgeschaltet (Abbildung 5.14). Da dieses jedoch nicht ausreicht, muss eine nachgeschaltete Einheit den restlichen schlecht sedimentierfähigen Feinanteil der PAK abscheiden. Bei allen derzeit bestehenden Anlagen wurde hierfür die Sandfiltration genutzt.

Im Rahmen der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock wurden im Ablauf des LFKW Stuttgart verschiedene Verfahren zur PAK-Abscheidung getestet und bewertet, auf die sich dieses Kapitel unter anderem stützt (Pinnekamp, 2012). Bei den bewerteten Verfahren der Studie wurde die PAK teilweise zirkuliert. Außerdem wurde getestet, ob die Verfahren als alleinige Behandlungsstufe zur PAK-Abtrennung ausreichen und ob sich möglicherweise Fällungsmittel und Polymer einsparen oder reduzieren lassen. Ein vereinfachtes Fließbild der in den Abschnitten 5.3.2.4.2 bis 5.3.2.4.6 betrachteten Verfahren zu PAK-Abscheidung zeigt Abbildung 5.18.

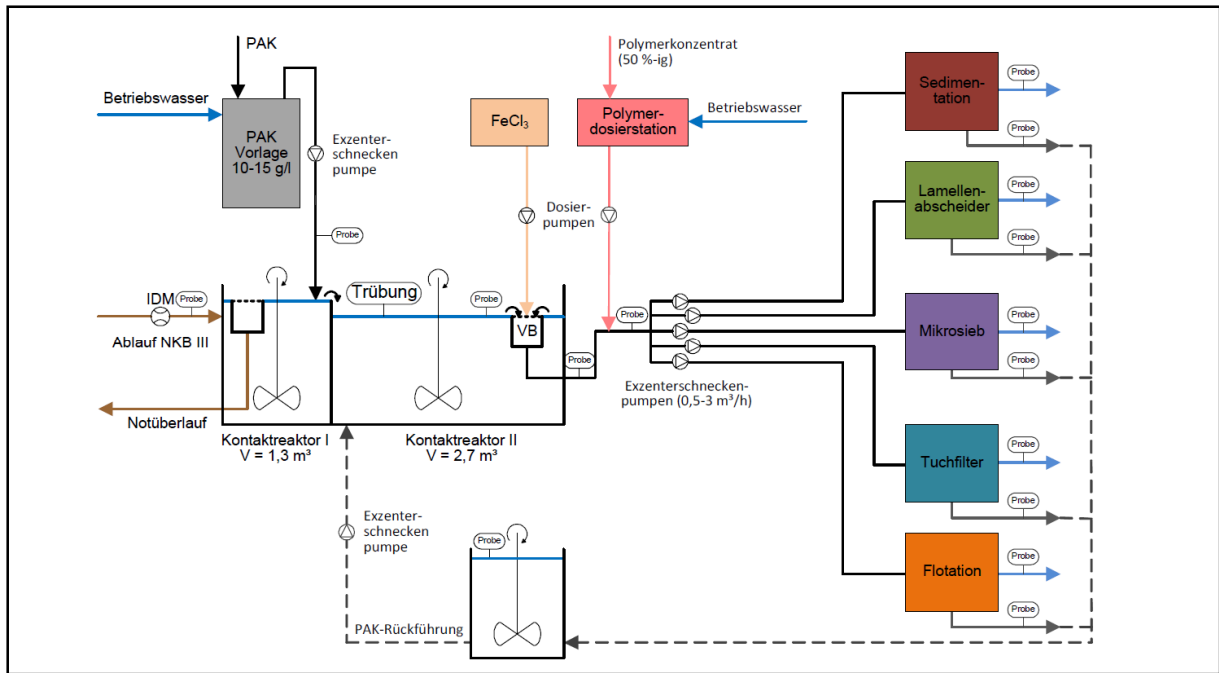


Abbildung 5.18: Vereinfachtes Fließbild der in den Kapiteln 5.3.2.4.2 bis 5.3.2.4.6 getesteten Verfahren zur PAK-Abscheidung (Pinnekamp, 2012)

5.3.2.4.1 AFSF-Verfahren

Die erste herkömmliche kommunale Kläranlage mit PAK-Adsorption wurde nach dem AFSF-Verfahren (Adsorption-Flockung-Sedimentation-Filtration) 1990 auf der Kläranlage Albstadt-Eblingen realisiert, was vereinfacht in Abbildung 5.19 dargestellt ist.

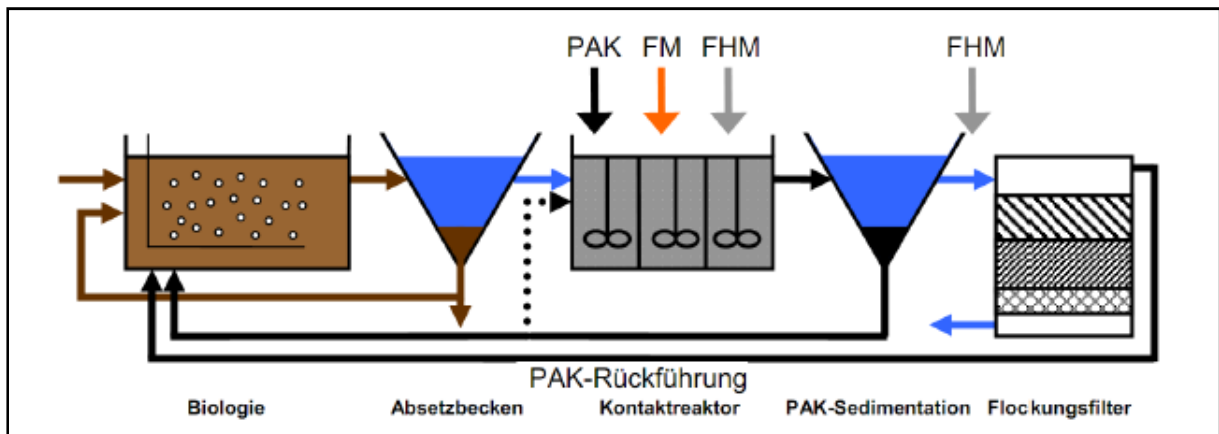


Abbildung 5.19: AFSF-Verfahrensschema (Pinnekamp, 2012)

Der Ablauf der Nachklärung wird hier zunächst in einem Kontaktreaktor mit der PAK 15 bis 30 Minuten vermischt. In einer zweiten Kammer des Reaktors wird Flockungsmittel zudosiert. Anschließend wird in einer dritten Kammer Flockungshilfsmittel eingetragen. Der Hauptteil des PAK-Schlamm-Gemisches wird durch ein Sedimentationsbecken abgesetzt. Für

die optimale Rücknahme der PAK kann abschließend weiteres Flockungshilfsmittel hinzudosiert werden. Die restlichen PAK-Flocken werden Großteils durch einen Flockungsfilter entnommen. Für eine optimale Adsorptionswirkung wird die PAK aus der Sedimentation und der Filtration in die Belebung oder, je nach Bedarf, in den Zulauf des Kontaktreaktors rezirkuliert.

Diese Kläranlage hatte zunächst den Nutzen die in dieser Region hohen Farbstofffrachten der anliegenden Textilveredelungsindustrie zu reduzieren. Da jedoch im Laufe der Zeit die Dichte der Textilunternehmen abnahm, wurde auch die PAK-Dosierung hier auf unter 10 mg/l heruntergefahren. Erst in letzter Zeit wurde diese Kläranlage hinsichtlich ihrer Mikroschadstoffreduzierung untersucht. Es wurde festgestellt, dass die hier erzielte Reinigungswirkung der Mikroschadstoffe bei 70 bis 80 % lag.

Bestehende 4. Reinigungsstufen in Form von PAK-Adsorptionsstufen sind derzeit alle mit einer Flockungsfiltration als Endfiltration vorgesehen. Diese haben ihre Effizienz hinsichtlich der PAK-Abscheidung bewiesen.

Kommt ein Neubau von Flockungsfilter in Frage, so bieten sich hierfür aufgrund der geringen Energiekosten und einfachen Verfahrenstechnik Filter an, die nach dem Prinzip der DynaSand-Filter der Firma Nordic Water arbeiten. Es handelt sich hierbei um kontinuierlich betriebene, aufwärts durchströmte Filter mit bewegtem Filterbett, ersichtlich in der linken Abbildung 5.20 .

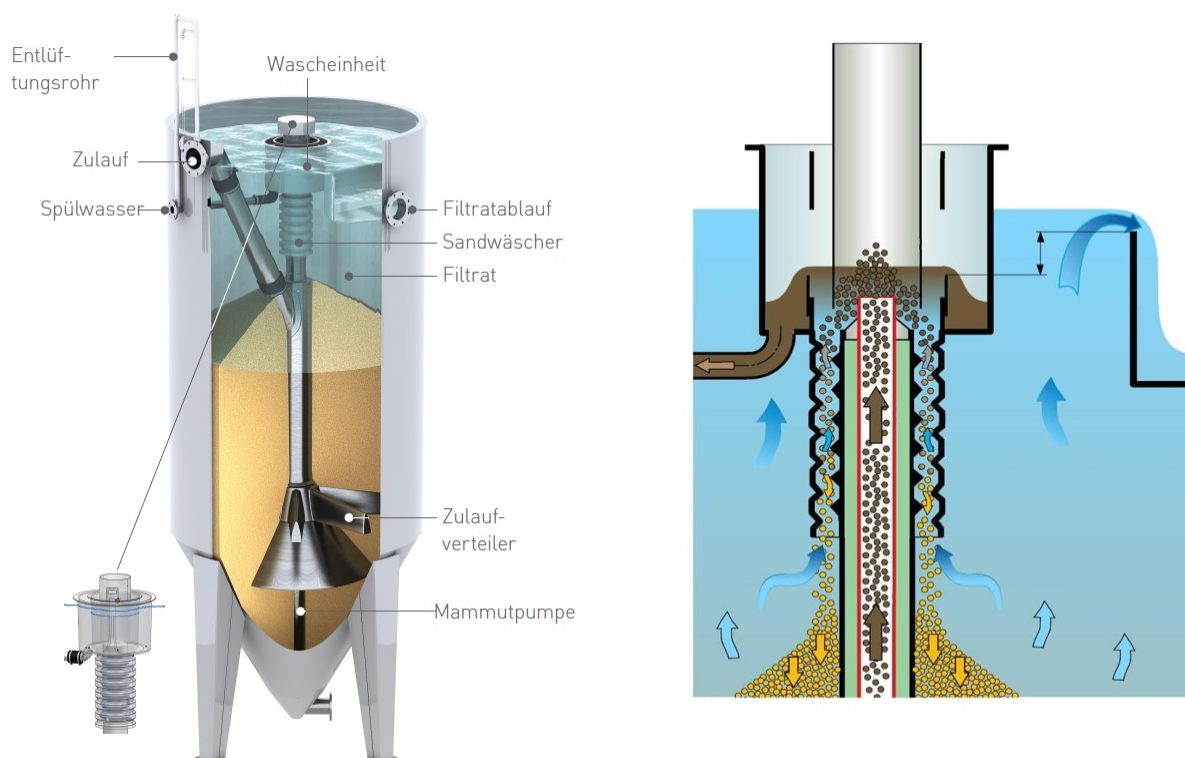


Abbildung 5.20: DynaSand-Filter (links) mit Schema zum Sandreinigungsprozess (rechts) (Fa. Nordic Water, 2014; Zehendner, 2014)

Bei diesen Filtersystemen wird das zu filternde Wasser vom Zentralrohr zum Zulaufverteiler im unteren Teil des Filters geleitet. Das Wasser durchströmt anschließend aufwärts das Sandbett und verlässt den Filter letztlich über ein Überlaufwehr. Die im Wasser enthaltenen Feststofffrachten werden bei diesem Prozess im Sandbett zurückgehalten. Im unteren Teil des Filters befördert eine Mammutpumpe den verschmutzten Sand mittels Druckluft in den oberen Bereich des Filters, in dem die ausfiltrierten Stoffe vom Sand ausgewaschen werden. Der gereinigte Sand fällt anschließend nach unten auf das Sandbett und dient wieder als Filtermaterial. Dieser Sandreinigungsprozess wird rechts in Abbildung 5.20 dargestellt. (Fa. Nordic Water, 2014)

5.3.2.4.2 Sedimentation

Als Referenzsystem wurde bei den Versuchen der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ die vertikal durchströmte Sedimentation (Abbildung 5.21) gewählt. Der hierfür gewählte Zyklon mit einer Oberfläche von 1 m² und einer Oberflächenbeschickung von 1 m/h wurde zur Vermeidung von Verstopfungen im Laufe der Versuchsreihe mit einer Schlammabzugpumpe ausgestattet. Die Schlammabzugpumpe wurde, bezogen auf den Zulauf, auf eine Abzugsleistung von 20 % eingestellt.

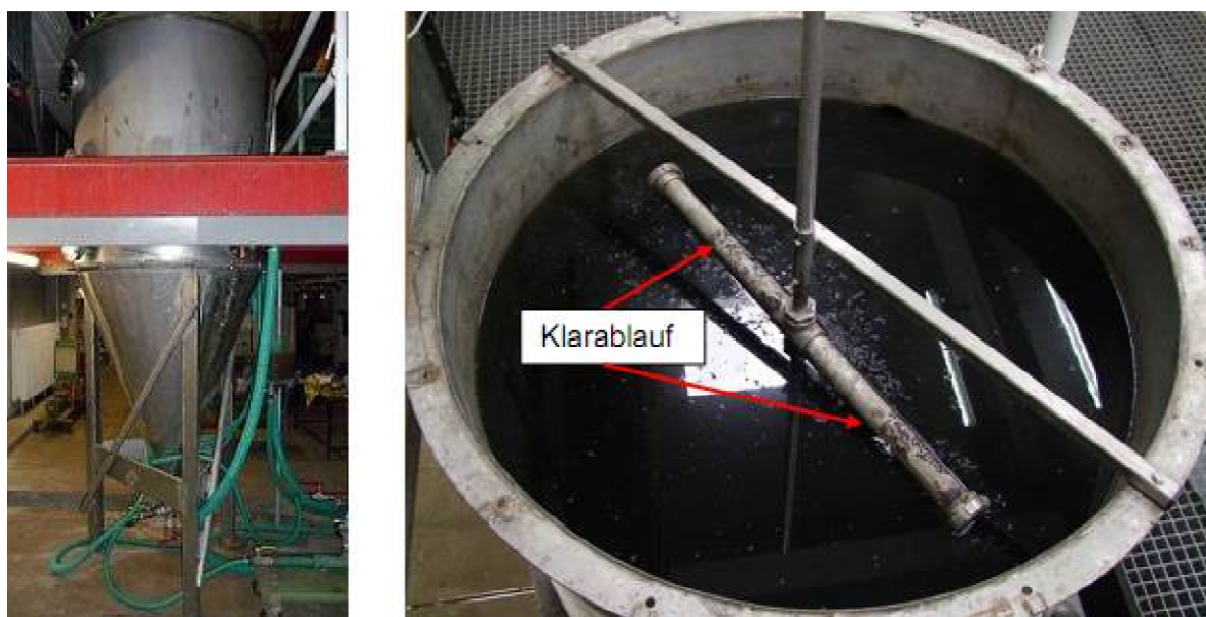


Abbildung 5.21: Sedimentationsreaktor (Pinnekamp, 2012)

Die Reinigungswirkung dieser Stufe fiel wie erwartet eher gering aus.

Insgesamt zeigte die Sedimentationsanlage im Versuchszeitraum keine größeren Betriebsprobleme. Nachteilig wirkte sich die geringe Baugröße der Versuchsanlage aus. Der PAK-Schlamm neigt besonders bei Fällungsmittel- und Polymerzugabe dazu, sich an Oberflächen

anzuhaften. Aufgrund des größeren Verhältnisses vom Volumenstrom zur Gesamtoberfläche fiel die Anlagerung des PAK-Schlammes sehr hoch aus. Es kann bei großtechnischen Anlagen davon ausgegangen werden, dass dieses Problem eher eine untergeordnete Rolle spielt.

5.3.2.4.3 Lamellenabscheider

Der Lamellenabscheider funktioniert nach dem Prinzip der Sedimentation. Dieser kommt meist dann zum Einsatz, wenn der Platz für ein herkömmliches Sedimentationsbecken nicht ausreicht. Das Funktionsprinzip wird durch die Abbildung 5.22 dargestellt.

Der mit dem PAK-Gemisch belastete Zulauf wird bei diesem Abscheider zunächst nach unten geleitet. Von dort aus wird er umgelenkt und nach oben durch die Lamellen geführt. Bei diesem Umlenkprozess werden bereits die ersten Feststoffe abgeschieden. Während das Wasser durch die Lamellen nach oben fließt, kommt es zum Absinken weiterer sedimentierfähiger Stoffe. Dieser Effekt wird dadurch begründet, dass die aus der Fließgeschwindigkeit und der Sinkgeschwindigkeit resultierende Absetzgeschwindigkeit die Stoffe in Richtung der

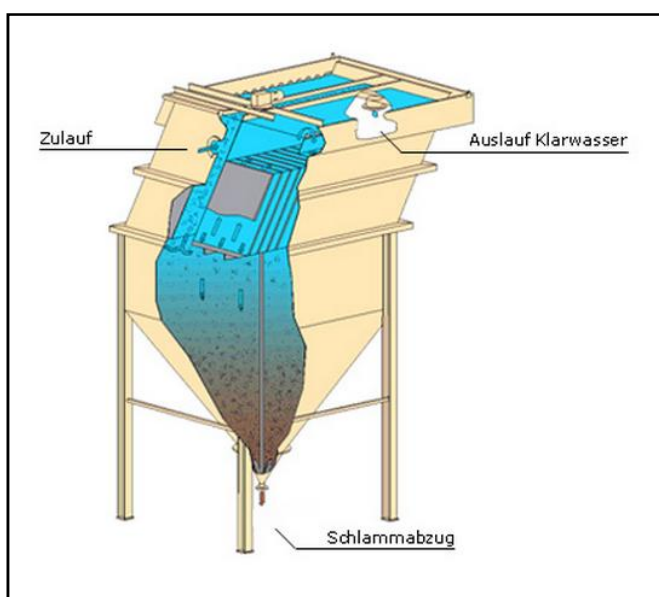


Abbildung 5.22: Funktionsprinzip des Lamellenabscheiders (Leiblein, 2013)

geschwindigkeit die Stoffe in Richtung der Lamellen lenkt, an denen sie heften bleiben und wegen der wesentlich geringeren Fließgeschwindigkeit an Oberflächen nach unten treibt. Deutlich wird dieser Effekt in Abbildung 5.23.



Abbildung 5.23: Absetzverhalten der sedimentierfähigen Stoffe in einem Lamellenabscheider (Leiblein, 2013)

Auch der Lamellenabscheider wurde in den Testreihen mit einer Oberfläche von 1 m^2 und einer Oberflächenbeschickung von 1 m/h ausgewählt, um diesen optimal mit dem Referenzsystem der herkömmlichen Sedimentation vergleichen zu können. Der Schlammabzug wurde ebenfalls auf 20% des Zulaufs eingestellt.

Ein bekanntes Problem bei dem Lamellenabscheider ist das Biofouling auf den Lamellen, wodurch es erforderlich wird, regelmäßig manuelle Spülungen durchzuführen.

Auch bei dem Lamellenabscheider zeigten sich im gesamten Versuchszeitraum keine größeren Betriebsprobleme. Jedoch musste das Lamellenpaket zuweilen gründlich gereinigt werden, da es zum Algenwachstum kam, an denen sich nur bedingt PAK-Schlamm anlagerte.

Nachteilig wirkte sich ebenso die geringe Baugröße der Versuchsanlage aus. Der PAK-Schlamm neigt auch hier besonders bei Fällungsmittel- und Polymerzugabe dazu, sich an Oberflächen anzuhaften. Da sich hier ein größeres Verhältnis vom Volumenstrom zur Gesamtoberfläche ergibt, fiel die Anlagerung und Verblockung des PAK-Schlammes sehr hoch aus. Es kann auch bei dem Lamellenabscheider bei großtechnischen Anlagen davon ausgegangen werden, dass dieses Problem eher eine untergeordnete Rolle spielt.

5.3.2.4.4 Mikrosieb

Mikrosiebe kommen in der Abwasserbehandlung kommunaler Kläranlagen häufig zur Reduzierung der AFS-Werte im Ablauf zum Einsatz. Üblicherweise werden hierfür Polyestersiebfolien mit Spaltweiten von $20 \text{ }\mu\text{m}$ eingesetzt. Bei der Versuchsanlage wurde eine Spaltweite von $10 \text{ }\mu\text{m}$ gewählt.

Bei der Mikrosiebung wird das zu filternde Wasser von innen nach außen durch die Siebtrommel geleitet, schematisch dargestellt in Abbildung 5.24.

Die Filtrerrückstände bleiben hierbei auf der Innenseite der Trommel haften und müssen regelmäßig abgespült werden. Dies geschieht mittels Reinigungsdüsen auf der Außenseite der Trommel (Abbildung 5.25).

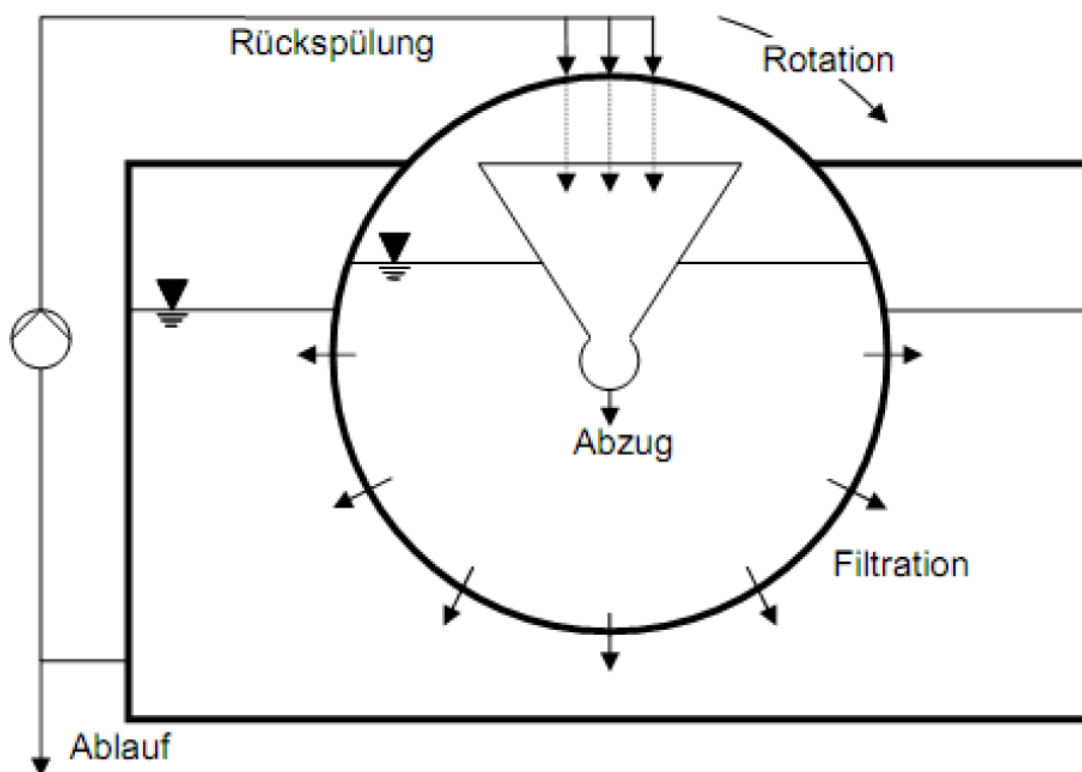


Abbildung 5.24: Funktionsweise des Mikrosiebs (Pinnekamp, 2012)



Abbildung 5.25: Mikrosiebanlage (verändert und ergänzt nach Pinnekamp, 2012)

Je nach Verschmutzungsgrad des Zulaufs muss der Filter auch häufiger gereinigt werden. Hierfür wird stetig der Füllstand gemessen. Wird eine zuvor definierte Füllstandhöhe erreicht, so werden die Reinigungsdüsen aktiviert. Beim Auftreten von Biofouling oder anderen Verblockungsprozessen muss zusätzlich über eine manuelle Reinigung mittels Reinigungsmitteln nachgedacht werden.

Das Mikrosieb hat eine Oberfläche von 0,4 m². Die nutzbare Oberfläche liegt, bedingt durch die Füllstandhöhe und der Stützstruktur, lediglich bei 0,18 m². Bei einem Durchfluss von 2 m³/h ergibt sich hier eine Oberflächenbeschickung von 11,11 m/h. Nach Inbetriebnahme stellte sich heraus, dass die Beschickung deutlich zu hoch angesetzt war. So wurde die Anlage nach anfänglichen Versuchen auf einen Durchfluss von 1,3 m³/h und einer daraus resultierenden Beschickung von 7,22 m/h reduziert.

Es besteht auch bei dem Mikrosieb die Gefahr des Biofouling. Auch kann es bei diesen Versuchsreihen, bedingt durch hohe PAK-Feststoffkonzentrationen, vermehrt zu Verstopfungen kommen.

Im Testlauf ohne PAK-Zugabe im Wasser lag die Filtrationszeit des Mikrosiebes bei >10 Minuten, bei einer Spüldauer von 1 Minute. Bei erhöhter PAK-Zugabe, sowie der Zugabe von Fällungsmittel, stieg die Filtrationszeit, sowie die Spüldauer des Mikrosiebes, teils erheblich an. Die Filtrationszeit lag bei einer PAK-Zugabe der Norit-SAE-Super-Kohle von 20 mg/l und einer Fällungsmittelzugabe von 2,5 mg/l Fe bei durchschnittlich 0,36 Minuten. Dies führte bei der Spülzeit von 1 Minute nicht zu einem zufriedenstellenden Betrieb, da die Spülwassermengen deutlich über den Maximalgrenzen lagen. Es hat sich außerdem gezeigt, dass die Zugabe von Salz keine empfehlenswerte Lösung darstellt, da sich das relative Rückhaltevermögen verschlechterte. Die Zugabe von einem zusätzlichen Polymer wurde hier erst gar nicht weiter untersucht.

„Anhand der Datenauswertung der AFS-Ablaufwerte und der AFS-Rückhalteraten stellte sich heraus, dass das Mikrosieb mit der 10 µm Siebfolie mit maximal 5 m/h beschickt werden sollte. Die maximale sinnvolle Feststoffkonzentration sollte unterhalb von 20-30 mg/l liegen. Die Zugabe von Fällungsmittel führt zu einer extremem Verkürzung der Filterstandzeit und wird daher, neben der Folge von schlechteren Ablaufwerten, nicht empfohlen.“

Wird die Partikelgrößenverteilung der getesteten Pulverkohlen betrachtet, so ist zu sehen, dass ein Anteil von ca. 25 % der Partikel beider getesteten PAK kleiner als 10 µm ist. Somit wird auch erwartet, dass dieser Anteil nicht zurückgehalten werden kann“ (Pinnekamp, 2012).

5.3.2.4.5 Tuchfiltration

Eine andere Möglichkeit der Filtration bietet der Tuchfilter. Bei dem hier gewählten Fabrikat strömt das Wasser von außen nach innen durch eine Filtertrommel. In den Testreihen wurde

ein Tuchfilter der Firma Mecana gewählt. Die Spaltweiten der Tuchfilter aus Polstoff können wegen ihrer ungleichmäßigen Struktur sehr stark variieren (Abbildung 5.26). So liegen diese in Bereichen von <5 bis $20\ \mu\text{m}$, vereinzelt bis $100\ \mu\text{m}$.

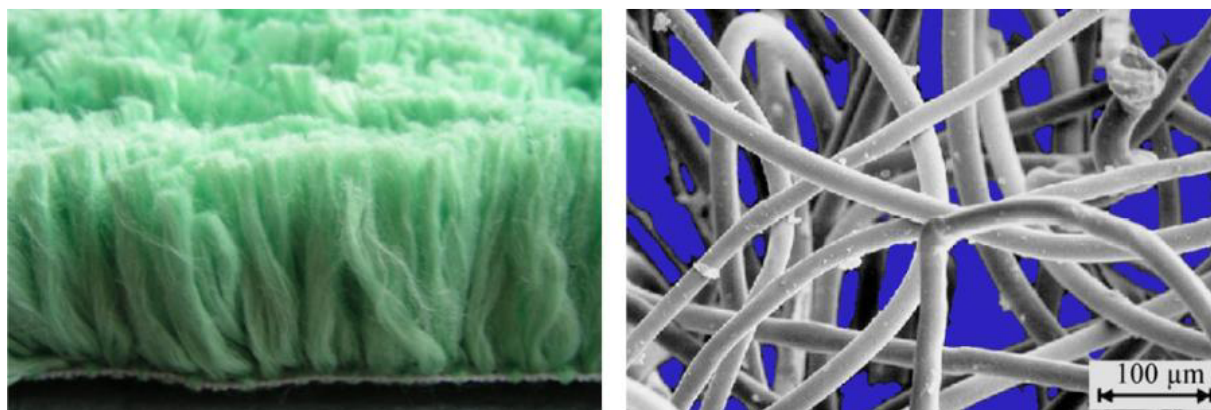


Abbildung 5.26: Aufbau und Struktur der Tuchfilteroberfläche (Grabbe, 2013)

Bei dem Filterprozess lagern sich die abfiltrierbaren Stoffe auf und in dem Filterbett des Tuchfilters ab. Dieser Prozess wirkt sich positiv auf die weitere Filtration aus, indem die Porosität abnimmt und hierdurch die angelagerten Stoffe eine noch bessere Reinigungswirkung auf feinste Feststoffe erzielen. Ist das Tuch voll beladen, nimmt der Filterwiderstand zu. Hierdurch steigt der Füllstand und erreicht mit der Zeit einen vordefinierten Wert, durch den die automatische Nassabsaugung ausgelöst wird. Im Becken des Tuchfilters kann es zusätzlich zur Ablagerung sedimentierfähiger Stoffe kommen. Diese werden mittels einer Bodenschlammpumpe abgesaugt und dem Kreislauf wieder zugeführt. Vorteil bei der Tuchfiltration ist, dass der Zulaufstrom nicht unterbrochen werden muss. Der Aufbau und der Absaugprozess ist in der Abbildung 5.27 dargestellt.

Der verwendete Tuchfilter hat eine Filteroberfläche von $0,38\ \text{m}^2$. Der Abwasservolumenstrom wurde hier mit $2,7\ \text{m}^3/\text{h}$ gewählt, woraus sich eine Oberflächenbeschickung von $7,1\ \text{m}^3/\text{h}$ ergibt. Pro Spülzyklus entstehen hierbei 8 bis 12 Liter Konzentrat mit einem Feststoffgehalt von ca. $2\ \text{g/l}$.

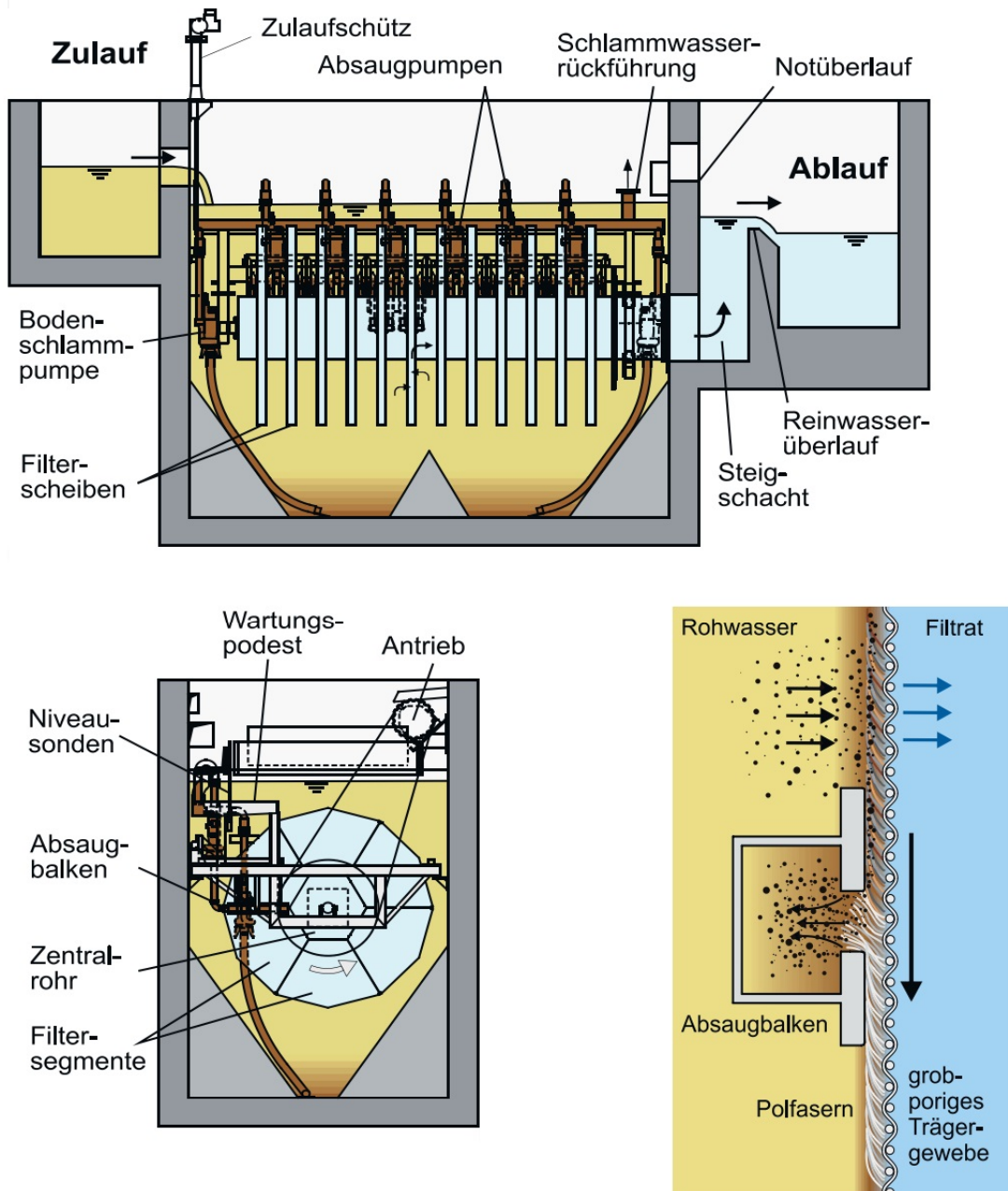


Abbildung 5.27: Aufbau (oben und links unten) und Absaugprozess (rechts unten) des Tuchfilters (Fa. Mecana, 2014)

Im Testlauf ohne PAK-Zugabe im Wasser lag die Filtrationszeit des Tuchfilters bei >3 h bei einer Spüldauer von 13 Sekunden. Im Gegensatz zum Mikrosieb zeigten sich beim Tuchfilter trotz erhöhter PAK- und Fällmittelzugabe stabile Betriebszustände. Die Filtrationszeiten verringerten sich, lagen aber auch bei Polymerzugabe laut Hersteller immer noch in akzeptablen Bereichen von wenigen Minuten.

Zu Problemen kam es lediglich bei der Testphase mit Polymereinsatz. Hier setzten sich zunächst unbemerkt große Mengen des PAK-Schlammes am Boden des Beckens ab. Dies führte

zu einer starken Belastung des Filters. Vermieden kann dies durch regelmäßiges Absaugen des Schlamms.

Insgesamt zeigte die Tuchfiltration die zuverlässigsten und stabilsten Testergebnisse. Es stellte sich heraus, dass sich hier der Einsatz eines Polymers nicht als sinnvolle und wirtschaftliche Lösung erweist.

5.3.2.4.6 Druckentspannungsflotation

Die Druckentspannungsflotation ist das letzte derzeit bekannte alternative System zur PAK-Abscheidung. Bei diesem Verfahren lagern sich die Schmutzpartikel an hierbei erzeugten feinen Luftblasen in Bereichen von 30 bis 50 μm an und schwimmen aufgrund der geringeren Dichte auf. Diese werden in der Theorie letztlich bei dem hier verwendeten Verfahren durch einstellbare Spülstöße abgetragen, die das Flotat von unten anheben und austragen. Hierfür wird der Zulauf des Systems alle 2 Minuten für wenige Sekunden geschlossen.

Die Anlage der Firma IWAT wurde nach dem Recyclingprinzip betrieben. Ausgelegt war sie für einen Zulaufstrom von 2 m^3/h , bei einem Innenvolumen von 0,5 m^3 und einer Oberfläche von knapp 0,5 m^2 . Die Luftmenge sollte laut Hersteller zwischen 0,1 und 0,2 l/min liegen. Am Entspannungspunkt wurden etwa 5 bar erreicht. Die Blasengrößen dieser Anlage bewegten laut Hersteller im Bereich von 40 bis 60 μm .

Die Druckentspannungsflotation erzielte insgesamt keine guten Ergebnisse. Zwar kam es während der Versuchsphase zu einem Austausch einer Anlage durch eine modernere, jedoch lieferte auch diese keine passablen Ergebnisse. Dies mag daran gelegen haben, dass die empfohlene Dosierstelle für das Polymer nicht genau dort gewählt war, wo es laut Hersteller empfohlen wird. Auch das Polymer sollte auf die Flotation optimiert sein.

Sollte intensiv über eine Druckentspannungsflotation zur PAK-Abscheidung nachgedacht werden, so empfiehlt es sich weitere Untersuchungen anzustreben.

Grundsätzlich ist der Energieverbrauch der Flotation allgemein höher als bei der mit den besten Versuchsergebnissen vorgestellten Tuchfiltration. Deshalb wird für die PAK-Abscheidung an dieser Stelle nicht weiter über die Druckentspannungsflotation nachgedacht.

5.3.2.4.7 Zusammenfassende Gegenüberstellung der Systeme zur PAK-Abscheidung

Die besten Abscheideleistungen wies die Tuchfiltration auf. Gegenüber der bewährten Sandfiltration bietet sie sich als interessante Alternative zur PAK-Abscheidung an. Bei stabilem und zuverlässigem Dauerbetrieb über ein Jahr wies sie stets die besten Testergebnisse auf, bestätigt in Tabelle 5.3.

Eine weitere interessante Alternative zur PAK-Abscheidung ist das aufgrund der guten Ergebnisse getestete Mikrosieb.

Tabelle 5.3: Mittlerer Abscheidegrad der Testanlagen beim Betrieb mit der Aktivkohle Donau Carbopal AP (Pinnekamp, 2012)

Betriebsphase	Sedimentation	Lamellenabscheider	Mikrosieb	Tuchfilter	Flotation
10 mg/l PAK	47 %	54 %	83 %	91%	52 %*
20 mg/l PAK	53 %	66 %	87 %	93 %	-
10 mg/l PAK 2 mg/l Fe	48 %	46 %	62 %	90 %	23 %
20 mg/l PAK 2 mg/l Fe	46 %	53 %	79 %	96 %	30 %
10 mg/l PAK; 2 mg/l Fe; 0,5 mg/l Poly.	65 %	69 %	-	92 %	48 %
20 mg/l PAK; 2 mg/l Fe; 0,5 mg/l Poly.	75 %	72 %	-	96 %	47 %

Insgesamt haben die Versuche gezeigt, dass der Betrieb einer vierten Reinigungsstufe mittels PAK-Adsorption ohne Sandfiltration möglich ist. Auch auf eine vorgeschaltete Sedimentation kann verzichtet werden.

Jüngste Erkenntnisse zum Thema „Mikroplastik“ (Stand November 2014) bestärken den Nutzen der Tuchfiltration. Forschungen weisen darauf hin, dass sich die Tuchfiltration gut zur Mikroplastikelimination aus dem Abwasser eignet. Die auf der Kläranlage Oldenburg verwendeten Tuchfilter konnten in einer Untersuchung etwa 97 % der Mikroplastikfracht zurückhalten (Mintening, 2014). Von Bedeutung ist hierbei, dass die Kläranlage Oldenburg nicht über eine PAK-Adsorptionsstufe verfügt. Eine vorgeschaltete PAK-Adsorption würde möglicherweise zu einer besseren Mikroplastikelimination führen. Ein weiterer Fakt ist, dass die in Oldenburg verwendeten Tuchfilter (Einzelfilament Durchmesser etwa 27,4 µm) nicht den Tuchfiltern entsprechen, die der Hersteller zur PAK-Abscheidung (Einzelfilament Durchmesser etwa 7,4 µm) auslegt (Süsser, 2014a). Die Filter zur PAK-Abscheidung sind in ihrer Beschaffenheit feiner und dichter (Süsser, 2014b), worauf zu schließen ist, dass diese ebenso zu einer weitergehenden Mikroplastikelimination führen.

5.4 Gegenüberstellung der optionalen Verfahren

Um die Verfahren übersichtlich vergleichen zu können, sind in diesem Kapitel die spezifischen Vor- und Nachteile der Ozonierung, GAK- und PAK-Adsorption in Tabelle 5.4 und Tabelle 5.5 aufgeführt.

Wie die einzelnen Vor- und Nachteile gewichtet werden, liegt im Sinne des Betrachters. Die Anzahl der spezifischen Vor- oder Nachteile sollte nicht als Anhaltspunkt für ein Urteil über die einzelnen Verfahren dienen. Die wesentlichen Faktoren sind die zu erwartende Eliminationsleistung und die entstehenden Investitions- und Jahreskosten.

Derzeit gibt es keine zuverlässigen Zeigerparameter, von denen die Gesamtelimination aller Mikroschadstoffe abgeleitet werden kann. Es gibt Stoffe und Stoffgruppen, die besser mittels Ozonierung behandelt werden können. Wiederum gibt es Stoffe und Stoffgruppen mit einer besseren Eliminationsleistung durch die Adsorption.

Tabelle 5.4: Vorteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption

Vorteile		
Ozonierung	GAK-Adsorption	PAK-Adsorption
<ul style="list-style-type: none"> • Breitbandwirkung und gute Eliminationsleistung bei bestimmten Spurenstoffen • Desinfektionswirkung • Vergleichsweise niedrige Investitionskosten • Vergleichsweise geringe Betriebskosten, sofern kein kostenintensives Verfahren nachgeschaltet ist • Steigerung des BSB₅ bei gleichbleibendem CSB • Geschwindigkeit der Reaktion und Anteil der Oxidation eines Spurenstoffes über Ozon und Hydroxylradikale ist bekannt • Unkompliziertes Verfahren • Eine Ozonierungsstufe kann einfach in bestehende Anlagen integriert werden • Dosierung lässt sich leicht bis zur maximalen Dosieranlagenleistung anpassen 	<ul style="list-style-type: none"> • Kaum Metabolitenbildung (einzig durch Abbauprodukte der Biologie) • Geringer Platzbedarf • Phosphatelimination und Breitbandwirkung • Zusätzliche AFS-Reduktion • Zusätzliche CSB-Reduktion • Zusätzliche DOC-Reduktion • Sehr gute Eliminationsleistung und vollständige Entfernung aus dem Abwasserstrom • Verbesserung der hygienischen Beschaffenheit des Kläranlagenablaufes • Zusätzliche Reinigung durch Biologie im Filterbett • Vorhandene Sandfilterbecken können zur GAK-Adsorption umfunktioniert werden • Regeneration der GAK möglich • Keine nachgeschalteten Verfahren nötig • Einfache Anlagentechnik 	<ul style="list-style-type: none"> • Keine Metabolitenbildung • Deutlich geringere Kohlemengen als bei GAK werden benötigt • Energieverbrauch ist gering • Phosphatelimination und Breitbandwirkung • Zusätzliche AFS-Reduktion • Zusätzliche CSB-Reduktion • Zusätzliche DOC-Reduktion • Sehr gute Eliminationsleistung und vollständige Entfernung aus dem Abwasserstrom • Verbesserung der hygienischen Beschaffenheit des Kläranlagenablaufes • Förderliche Wirkung der Überschusskohle hinsichtlich der Schlammbehandlung und Schlamm entwässerung • Positive Wirkung auf den Heizwert des Klärschlammes • Verringerung des Schlammvolumenindex • PAK kann vorgehalten und gezielt in Abhängigkeit der Schmutzfracht dem Abwasser zudosiert werden • Dosierung lässt sich leicht bis zur maximalen Dosieranlagenleistung anpassen • Keine besonderen Materialanforderungen an die maschinelle Ausrüstung • Einfache Anlagentechnik

Tabelle 5.5: Nachteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption

Nachteile		
Ozonierung	GAK-Adsorption	PAK-Adsorption
<ul style="list-style-type: none"> • Metabolitenbildung • Reaktionsprodukte und –mechanismen großteils unbekannt (Toxizität) • Die sich ständig verändernde Zusammensetzung der Stoffe im Abwasser führt zu anderen Reaktionsprodukten → Künftige Reaktionsprodukte können unvorhersehbare Auswirkungen im Ablauf haben • Hoher Energieverbrauch und hohe Sicherheitsanforderungen bezüglich Arbeitsschutz • Hohe Betriebskosten • Kaum CSB-Reduktion, sofern keine Verfahren nachgeschaltet sind • Kaum DOC-Reduktion, sofern keine Verfahren nachgeschaltet sind • Hoher DOC führt zu höheren Ozonverbrauch • Hohe Anforderungen an die eingesetzten Materialien • Wartung der Anlagen benötigt spezialisiertes Personal oder Fremdfirmen • Bei bestimmten Inhaltsstoffen im belasteten Abwasser (z.B. Bromid) wird von der Anwendung der Ozonierung abgeraten • Ggf. zusätzliche biologisch aktive Stufe erforderlich um Oxidationsprodukte abzubauen • Teilweise großer bautechnischer Aufwand und umfangreiche maschinentechnische Ausrüstung 	<ul style="list-style-type: none"> • Sinkende Reinigungsleistung • Wesentlich mehr Kohlemengen als bei der PAK-Adsorption benötigt • Rücklösung und Auswaschung des unveränderten Mikroschadstoffes möglich • Sehr hohe Betriebsmittelkosten • AK wirkt nicht nur selektiv auf Mikroschadstoffe • Falls keine bestehende Sandfiltration vorhanden → Zusätzliche Bauwerke erforderlich • Adsorptionsprozess ist langsamer im Vergleich zur Ozonierung • Reinigungsleistung bestimmter Stoffe und Stoffgruppen sinkt sehr stark schon nach wenigen Bettvolumina 	<ul style="list-style-type: none"> • Hoher DOC führt zur verminderter Adsorption von Mikroschadstoffen → Mehr Kohle wird benötigt • Keine landwirtschaftliche Nutzung des ÜSS mehr möglich • Sicherstellung des Rückhaltes der PAK notwendig • Zusätzliche Bauwerke erforderlich • Rücklösung des unveränderten Mikroschadstoffes und Rückbelastung der Kläranlage über Aktivkohleschlamm möglich • Adsorptionsprozess ist langsamer im Vergleich zur Ozonierung • Größere Klärschlammengen • Teilweise großer bautechnischer Aufwand und umfangreiche maschinentechnische Ausrüstung • Nachgeschaltete Filtration erforderlich • Nasse AK kann zum Teil korrosiv und abrasiv auf Anlagenbestandteile wirken • Hohe Betriebsmittelkosten • AK wirkt nicht selektiv nur auf Mikroschadstoffe • Regeneration der PAK derzeit nicht möglich

Allgemein wird davon ausgegangen, dass, unter bestimmten Bedingungen, alle drei Verfahren eine Eliminationsrate von über 80 % aufweisen (Türk, 2013). Diese kann, je nach Kläranlage und Auslegung einer vierten Reinigungsstufe, jedoch noch wesentlich höher ausfallen. In Tabelle 5.6 sind eine Auswahl von Spurenstoffen aus verschiedenen Anwendungsberei-

chen und deren geschätzte Elimination bei der Ozonierung und Aktivkohle-Adsorption aufgeführt.

Tabelle 5.6: Wirksamkeit verschiedener Verfahren bezüglich der Elimination ausgewählter Spurenstoffe (verändert nach Günthert et al., 2013)
(Generalisierte Eliminationsleistung: -: bis 10%, 0: 10 bis 50%, +: 50 bis 90%, ++: > 90%)

Spurenstoffe		Verfahren	Ozonung	GAK-Filtration	PAK-Zugabe in ein Kontaktbecken	PAK-Zugabe in einen Flockungsraum	NF / RO
Pharmaka	Carbamazepin		++	+ bis ++	+ bis ++	0 bis +	++
	Diclofenac		++	++	+ bis ++	0 bis +	++
	Metoprolol		+ bis ++	k. A.	++	k. A.	k. A.
	Sulfamethoxazol		++	0	0 bis +	- bis 0	++
	Amidotrizoesäure/Diatrizoat		0 bis +	- bis +	0 bis +	-	++
Synth. Moschusverbindungen	AHTN (Tonalid)		+ bis ++	k. A.	++	k. A.	++
	HHCB (Galaxolid)		++	k. A.	++	k. A.	++
Industriechemikalien	Benzotriazol		+	k. A.	+ bis ++	0 bis +	k. A.
	Bisphenol A		0 bis ++	0	++	Ablaufwerte unterhalb der Bestimmungsgrenze	+ bis ++
	Perfluorierte Tenside		-	+ bis ++	+	k. A.	+ bis ++
	TCPP		0	+	+ bis ++	k. A.	k. A.
	EDTA		0 bis +	-	k. A.	k. A.	k. A.

Abbildung 5.28 spiegelt die geschätzten spezifischen Kosten aller in der Machbarkeitsstudie aufgeführten Verfahren zur Mikroschadstoffelimination wider. Dabei beziehen sich die spezifischen Kosten meist auf die mittleren Abwassermengen.

Die aufgeführten Kosten der einzelnen Verfahren sind von vielen Faktoren stark abhängig. Zum einen treiben kombinierte oder nachgeschaltete Verfahren die Kosten nach oben. Auch sind die angenommenen Betriebsmittel- und Energiekosten bei vielen Kostenschätzungen unterschiedlich. Ebenso spielen die Betriebsmittelmengen und -konzentrationen eine wichtige Rolle. Zum anderen ist nicht geklärt, für welche hydraulischen Belastungen eine vierte Reinigungsstufe ausgelegt werden soll. So sinken die spezifischen Kosten beim Bau einer verhältnismäßig kleinen vierten Reinigungsstufe. Wird hingegen für den Vollstrom dimensioniert, so steigen die spezifischen Kosten wieder. Es muss bei jeder Kostenangabe genau hinterfragt werden, wie die Kosten zusammengekommen sind, um sie qualitativ mit anderen Kostenangaben vergleichen zu können.

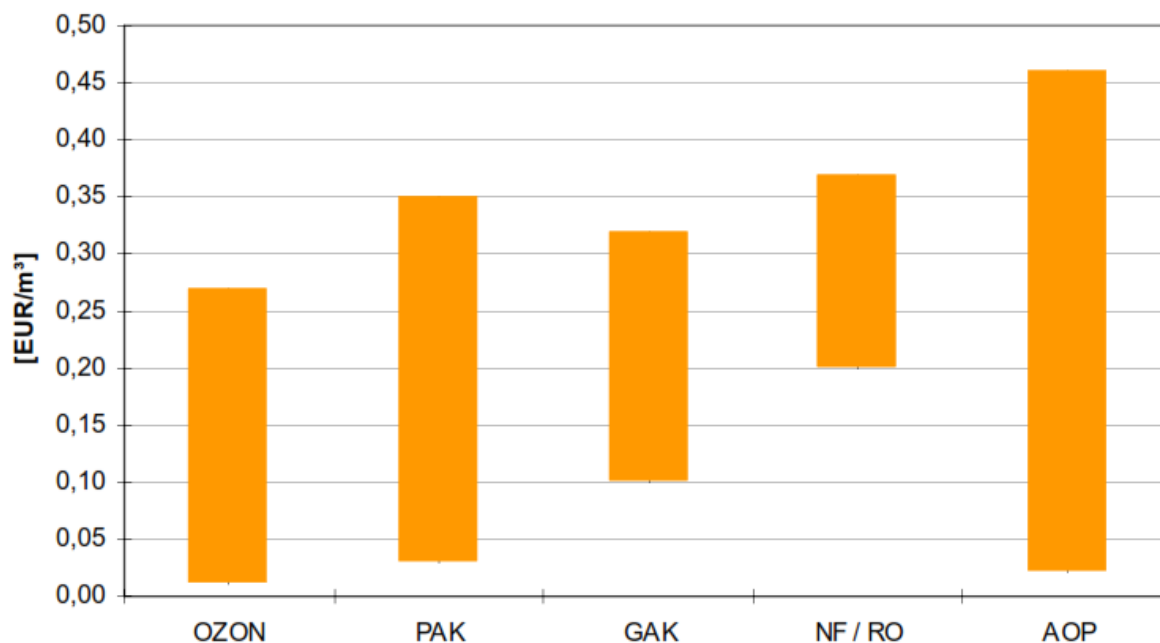


Abbildung 5.28: Bandbreite der spezifischen Kosten ($\text{€}/\text{m}^3$) der einzelnen Verfahren zur Spurenstoffelimination. Teilweise handelt es sich um Betriebskosten, teilweise um Jahreskosten (Bolle, 2011)

6 Bewertung der Mikroschadstoffanalyse

Das Ablaufwasser aus der Nachklärung der Kläranlage Lengerich wurde in zwei Intervallen auf 24 unterschiedliche Mikroschadstoffe untersucht. Die mehrtägigen Mischproben wurden bei der Probe 1 im Zeitraum zwischen dem 02.09.2014 und 05.09.2014, gezogen und im Labor bemessen. Bei der Probe 2 lag der Zeitraum zwischen dem 10.11.2014 und dem 13.11.2014.

Der Befund dieser Analysen ergab, dass 18 der in der Tabelle 6.1 aufgeführten Stoffe nachgewiesen wurden. Werden die jeweiligen Konzentrationen der zwei Proben verglichen, so wird deutlich, dass in der zweiten Probe 14 der nachgewiesenen 18 Stoffe teilweise sehr deutlich über den Konzentrationen der ersten Probe liegen. Es verdeutlicht, dass die Konzentrationen der unterschiedlichen Mikroschadstoffe im Ablauf der Kläranlage Lengerich starken Schwankungen unterliegen.

Bei den betrachteten Stoffen handelt es sich laut AnalySELabor um einen Ausschnitt der im Jahr 2011 am häufigsten gefundenen Mikroschadstoffe, sowie einer Gruppe von Substanzen, die teilweise in der Liste der prioritären Stoffe der WRRL aufgeführt sind.

Tabelle 6.1: Befund der Mikroschadstoffanalyse des Kläranlagenablaufes Lengerich

Gruppe	Mikroschadstoff	Einheit	Probe 1	Probe 2	Angewandter Bewertungsmaßstab	Durchschnitt *
bemessene Wassermenge		m ³	---	16.106		
Halogenid	Bromid (Br)	µg/l	60	90	k. A.	k. A.
Lipidsenker	Bezafibrat	ng/l	80	290	100	470
Schmerzmittel	Diclofenac	ng/l	2.100	4.700	100	1.910
Schmerzmittel	Naproxen	ng/l	96	250	100	310
Schmerzmittel	Phenazon	ng/l	96	280	1.100	210
Antiepileptikum	Carbamazepin	ng/l	670	690	500	930
Betablocker	Atenolol	ng/l	30	57	100	1.480
Betablocker	Bisoprolol	ng/l	470	780	100	480
Betablocker	Metoprolol	ng/l	2.200	1.200	7.300	1.970
Betablocker	Sotalol	ng/l	250	680	100	640
Antibiotikum	Clarithromycin	ng/l	590	1.300	20	430
Antibiotikum	Sulfamethoxazol	ng/l	180	580	150	610
Psychopharmakon	Oxazepam	ng/l	160	190	100	220
Kontrastmittel	Amidotrizoesäure	ng/l	3.700	2.500	100	4.900
Kontrastmittel	Iomeprol	ng/l	190	< 50	100	9.840
Kontrastmittel	Iopamidol	ng/l	630	4.000	100	5.530
Kontrastmittel	Iopromid	ng/l	18	< 50	100	1.220
PSM	Diuron	ng/l	< 50	< 50	200	130
PSM	Isoproturon	ng/l	< 100	< 50	300	k. A.
PSM	Terbutryn	ng/l	< 50	< 50	65	k. A.
Korrosionsinhibitor	Benzotriazol	ng/l	6.700	7.900	10.000	6.210
Steroidhormon	17-alpha-Ethinylestradiol	ng/l	< 10	< 1	0,035	k. A.
Steroidhormon	17-beta-Estradiol	ng/l	< 10	< 5	0,4	k. A.
Steroidhormon	Estron	ng/l	< 10	< 5	k. A.	k. A.

* (verändert und ergänzt nach Götz et al., 2012)

Neben den gemessenen Werten sind auch die in dem zweiten Monitoringzyklus 2009 bis 2011 zugrunde gelegten Werte für den angewandten Bewertungsmaßstab in Nordrhein-Westfalen aufgeführt. Diese sind der sogenannten D4-Liste (NRW-Leitfaden Monitoring

Oberflächengewässer Teil D/Anlage 4) zu entnehmen. Zwar handelt es sich hier um die prognostizierten Konzentrationen, die in den nächsten Jahren in Oberflächengewässern eingehalten werden sollen, jedoch können diese Werte als Leitwerte für die Abläufe einer vierten Reinigungsstufe angesehen werden. Wird Bezug auf diese Werte genommen, so wird deutlich, dass 12 der 24 gemessenen Stoffe über dem Leitwert liegen.

Insgesamt werden in der aktuellen D4-Liste 642 Stoffe aufgeführt (Stand April 2014). Es ist zu erwarten, dass deutlich mehr Stoffe im Ablauf der Kläranlage Lengerich über den angewandten Konzentrationen der D4-Liste liegen, als die benannten 12 der Tabelle 6.1.

Neben den Werten aus der D4-Liste sind zusätzlich die Durchschnittswerte von anderen Kläranlagenabläufen aufgeführt.

Zusammengefasst verdeutlichen die Ergebnisse der Mikroschadstoffanalyse, dass die Kläranlage Lengerich von Mikroschadstoffen beaufschlagt wird und nicht dazu in der Lage ist, diese ausreichend aus dem behandelten Abwasser zu entfernen. Eine vierte Reinigungsstufe würde wesentlich dazu beitragen, die Mikroschadstoffkonzentrationen in der Kläranlage zu minimieren.

In Zukunft sollen alle Oberflächengewässer einen guten chemischen, sowie ökologischen Zustand erreichen. Die WRRL sieht vor, dass die Umweltqualitätsnormen (UQN) für die bestehenden prioritären Stoffe bis 2021 und für neu benannte Stoffe bis 2027 eingehalten werden. Die ungenügende Elimination von Mikroschadstoffen in Kläranlagen kann dazu führen, dass zukünftig die Einleitungserlaubnis nicht verlängert wird und somit die Kläranlagenbetreiber dazu gedrängt werden, eine weitergehende Reinigungsstufe zu integrieren, um eine geringere Belastung der Gewässer zu gewährleisten.

Der Tabelle 6.1 ist zu entnehmen, dass in der ersten Probe 60 µg/l Bromid nachgewiesen wurden. In Probe 2 wurde eine Bromidkonzentration von 90 µg/l ermittelt. Bromide gehören zur Gruppe der Halogene. Es sind unterschiedliche chemische Verbindungen in Kombination mit Bromatomen. Genau betrachtet handelt es sich hierbei um anorganische Salze, die Brom enthalten. Entgegen der IUPAC-Regeln werden häufig auch organische Bromverbindungen als Bromide bezeichnet. Organische Bromidverbindungen sind zum Beispiel Dibrommethan (natürliches Produkt von einigen arktischen Makroalgen) oder Acetylbromid (Reaktionsprodukt von dem anorganischen Phosphortribromid und Essigsäure). Als Beispiele für anorganische Bromverbindungen dienen Magnesium- oder Kaliumbromid. Diese sind Bestandteile des Meersalzes und damit auch des daraus gewonnenen Speisesalz. Natriumbromid ist eine weitere anorganische Bromidverbindung. Dieses wird zum Beispiel bei der Herstellung von Arznei- und Bleichmitteln verwendet.

Wie in Kapitel 5.2 erwähnt, ist der kanzerogen wirkende Stoff Bromat ein Oxidationsprodukt bei der Ozonierung. Bromat entsteht bei der Oxidation von Bromid. Bei dieser Reaktion ist die Endkonzentration des Bromats von der Bromidkonzentration vor der Ozonierung, der Wassertemperatur und der zugeführten Ozonmenge abhängig (Schmidt, 2011). Aus diesem

Grund kann bislang nicht genau vorhergesagt werden, welche Bromidkonzentration vor der Ozonierung zu welcher Bromatkonzentration nach der Ozonierung führt. Wird als Beispiel der Grenzwert aus der Trinkwasserverordnung für Bromat von $10 \mu\text{g/l}$ als künftiger Grenzwert für Kläranlagenabläufe gewählt, so kann dieser nicht garantiert eingehalten werden, es sei denn, die Ozonkonzentration zur Mikroschadstoffelimination wird durch die Zulaufkonzentration des Bromids geregelt. Durch diese Maßnahme würde wiederum die Eliminationsleistung auf die Mikroschadstoffe beeinträchtigt werden. Die Ozondosierung der Ozonierung müsste also kontinuierlich dem Zulaufwert des Bromids angepasst werden, wodurch der Wirkungsgrad auf die Mikroschadstoffelimination lediglich von diesem einem Stoff abhängig gemacht werden würde.

Abbildung 6.1 führt die Versuchsergebnisse zur Bromatbildung in der Ozonierungsstufe auf der Kläranlage Regensdorf auf. Auch wenn die in Regensdorf entstandenen Bromatkonzentrationen unter den aufgezeigten Betriebsbedingungen sich nicht auf jede Kläranlage übertragen lassen, so dient die Abbildung zu einer ersten Einschätzung.

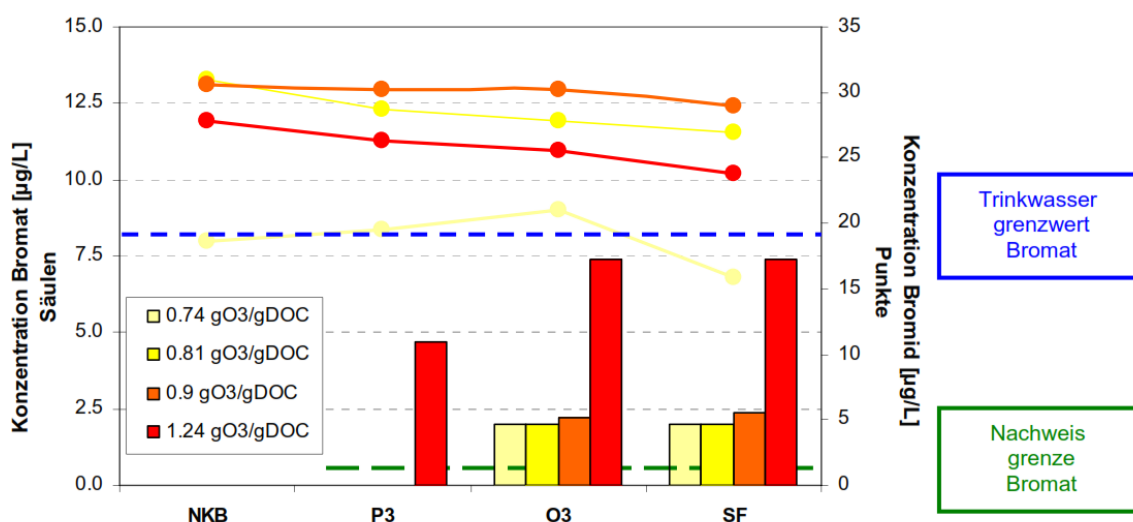


Abbildung 6.1: Konzentrationen von Bromid und Bromat entlang des Ozonreaktors und der Sandfiltration bei verschiedenen Ozondosen in der Ozonierungsstufe der Kläranlage Regensdorf (Abegglen et al., 2009)

Ist davon auszugehen, dass der Ablauf der Kläranlage Lengerich stetig mit den in Tabelle 6.1 ermittelten Bromidkonzentrationen von 60 bis $90 \mu\text{g/l}$ belastet ist, so führt dies nach Betrachtung der Abbildung 6.1 unter Umständen zu Bromatkonzentrationen nach der Ozonierung, die deutlich über dem genannten Trinkwassergrenzwert von $10 \mu\text{g/l}$ liegen können.

Da wir eine Belastung der Gewässer vermeiden wollen, auch wenn nicht gegeben ist, dass der Trinkwassergrenzwert für Bromat künftig auch als Grenzwert für den Ablauf einer vierten Reinigungsstufe festgelegt wird, wird aufgrund der Bromidkonzentrationen im Ablauf der Kläranlage Lengerich im Rahmen der Machbarkeitsstudie nicht weiter auf eine Ozonierungsstufe eingegangen.

7 Planungs- und Bemessungsgrundlagen

Nach Absprache mit den Verantwortlichen haben wir uns dafür entschieden die möglichen Verfahren für die vierte Reinigungsstufe östlich auf dem freien Gelände zu dimensionieren. Dies hätte einen Grunderwerb zur Folge. Aufgrund des geringen Platzangebotes, des Anlagenbaus und der verfahrenstechnischen Abläufe ist die genannte Fläche an dieser Stelle am sinnvollsten. Ersichtlich ist die Fläche als rot markierte Fläche in Abbildung 7.1.



Abbildung 7.1: Ausgewählte Fläche für die vierte Reinigungsstufe auf der Kläranlage Lengerich (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014)

Eine genaue Vorgabe zur Auslegung einer vierten Reinigungsstufe gibt es derzeit nicht. Es muss für jede Kläranlage überlegt werden, für welche Zulaufmengen eine solche Reinigungsstufe ausgelegt wird. Die Bemessung erfolgt ausschließlich anhand der Durchflussmengen. Hierbei ist die Verhältnismäßigkeit zwischen stündlichen Spitzenzufluss (für die Bemessung maßgebend) und Tages- bzw. Jahresdurchflussmenge zu beachten. Als Anhaltspunkte können die in Tabelle 7.1 aufgeführten Parameter betrachtet werden.

Tabelle 7.1: Spezifische Daten zur Kläranlage Lengerich

Parameter	Einheit	Größe
Einwohnerwerte	EW	43.000
täglicher Zufluss $Q_{d,aM}$	m^3/h bzw. m^3/d	260 bzw. 6.235
Trockenwetterzufluss Q_t	m^3/h	520
Mischwasserzufluss Q_m	m^3/h	1.299
Maximaler Bemessungszufluss Q_{max}	l/s bzw. m^3/h	500 bzw. 1.800
Jahresschmutzwassermenge	m^3/a	2.072.420

Bis auf den aktuellen Wert der Jahresschmutzwassermenge entsprechen die in Tabelle 7.1 aufgeführten Parameter den im Rahmen der Modernisierungsmaßnahmen im Jahr 2013 erhobenen Werten. Da die Konvertierung der aktuellen Ablaufmengen und Ablaufwerte in ein berechnungsfähiges Format nicht möglich war, wurde entschieden, für den Rahmen der Machbarkeitsstudie nun mit den Werten aus Tabelle 7.1 zu rechnen.

Für die bauliche Auslegung haben wir uns bei bestimmten Anlagenkomponenten für den Trockenwetterzufluss von $520 m^3/h$ entschieden. Bei anderen Anlagenkomponenten muss der maximale Bemessungszufluss von $1.800 m^3/h$ gewählt werden. Der Grund dafür wird bei den einzelnen Verfahrenskombinationen in Kapitel 9 näher erläutert.

Es ist davon auszugehen, dass die vierte Reinigungsstufe nicht kontinuierlich mit den gewählten Durchflussmengen für die baulichen Auslegungen beschickt wird. Deshalb haben wir für die Betriebsmittelkostenrechnung den Wert für den mittleren täglichen Zulauf der Kläranlage von $6.235 m^3/d$ gewählt.

Die gewählten Durchflussmengen zur Auslegung der unterschiedlichen Verfahrensstufen der vierten Reinigungsstufe sind in Tabelle 7.2 aufgeführt.

Die entstehenden Investitions- und Betriebskosten der Verfahren, die sich aus den gewählten Durchflussmengen ergeben, werden in Kapitel 9 aufgeführt.

Tabelle 7.2: Gewählte Durchflussmengen

Parameter	Einheit	Größe
1. Gewählte Durchflussmenge zur baulichen Auslegung	m ³ /h	520
2. Gewählte Durchflussmenge zur baulichen Auslegung	l/s bzw. m ³ /h	500 bzw. 1.800
Gewählte Durchflussmenge zur Betriebsmittel- auslegung	m ³ /h bzw. m ³ /d	260 bzw. 6.235

8 Planungshinweise

Die Schweiz hat im Jahr 2012 festgelegt, rund 100 ihrer Kläranlagen, die gewisse Kriterien erfüllen, um eine vierte Reinigungsstufe zu erweitern. Ein Kriterium war das Verhältnis des Kläranlagenablaufs zur Abflussspende des anliegenden Fließgewässers. Demnach sind alle Kläranlagen mit mehr als 8.000 EW um eine vierte Reinigungsstufe nachzurüsten, deren Abwasser mehr als 10 % des Fließgewässers ausmacht.

Die mittlere Zuflussmenge der Kläranlage Lengerich belief sich im Jahr 2013 auf 260 m³/h. Der anliegende Lengericher Aa-Bach hat auf Höhe des Kläranlagenablaufes ein Einzugsgebiet von 17,84 km². Der Mittelwasserabfluss beträgt dort 12 l/s · km². Hieraus ergibt sich eine mittlere stündliche Abflussspende von 770,69 m³/h.

Folgt die Europäische Union dem Beispiel der Schweiz, so bestände für die Kläranlage Lengerich dringender Handlungsbedarf.

Bei Gesprächen mit Mitarbeitern der Bezirksregierung wurde darauf hingewiesen, dass die für die Abwasserabgabe relevanten Parameter in Zukunft verschärft werden. Wird künftig vorgegeben lediglich diese Parameter weitergehend zu reduzieren, so wäre hierfür eine Endfiltration sinnvoll. Hierdurch kann bspw. der CSB-, P- und N-Gehalt einerseits weitergehend reduziert werden, insofern dieser gebunden vorliegt. Andererseits kann der Phosphorgehalt bei angepasster Fällmittelzugabe weitergehend eliminiert werden.

9 Verfahrensmöglichkeiten und Kostenschätzungen

Angesichts der aktuellen Erkenntnisse zum Thema „Mikroschadstoffelimination“ werden für die Kläranlage Lengerich vier unterschiedliche Reinigungsverfahren vorgeschlagen.

Bis auf Variante 1.3 beginnt jedes der Verfahren mit dem Abschluss der herkömmlichen Abwasserreinigung der Kläranlage, also nach den Nachklärbecken.

In Bezug auf die in Kapitel 5.3.2.3 benannten Erkenntnisse wurde bei keiner der aufgeführten Varianten eine Flockungshilfsmitteldosierung berücksichtigt.

Zum einen wird intensiv auf eine PAK-Adsorption eingegangen. Hierfür gibt es eine Vielzahl von möglichen Kombinationen einzelner Verfahrensstufen. Die drei vorgeschlagenen Varianten sind die Verfahrenskombinationen mit dem meisten Potential. Zum anderen wird alternativ zur PAK-Adsorption eine Variante der GAK-Adsorption vorgestellt. Hier wird aufgrund der wenigen Verfahrensmöglichkeiten lediglich eine Variante betrachtet.

Die einzelnen Anlagenkomponenten der PAK-Adsorptionsvarianten sind unter Berücksichtigung einer Zunahme der hydraulischen Belastung ausgelegt. Bei den Kontaktzeiten in den Reaktoren haben wir uns auf 30 Minuten festgelegt. Nimmt die hydraulische Belastung zu, so kann die Kontaktzeit der bestehenden Becken verringert werden. Bei den angenommenen Mindestkontaktzeiten von 20 Minuten für die PAK-Adsorption sind somit auch hydraulische Schwankungen behandelbar. Die Eliminationsrate würde durch die kürzere Kontaktzeit geringer ausfallen. Dieser Nachteil könnte voraussichtlich durch erhöhte Betriebsmittelkonzentrationen ausgeglichen werden. Steigen die hydraulischen Durchflussmengen über die Bemessungswassermengen der Kontaktbecken, so können auch diese Wassermengen bei geringerer Kontaktzeit die Kontaktbecken durchströmen und mit der Pulveraktivkohle vermischt werden. Auch hierdurch kann von einer geringeren Eliminationsrate ausgegangen werden. Diese wäre jedoch höher, als wenn vor der PAK-Adsorption abgeschlagen und somit das Wasser nicht mit der Pulveraktivkohle vermischt wird.

Es hat sich gezeigt, dass sich zur PAK-Abscheidung Sand- wie auch Tuchfilter eignen. Wir haben beide Filtertypen für den Anwendungsfall auf der Kläranlage Lengerich auslegen lassen und anhand Herstellerangaben monetär miteinander verglichen. Für die Kläranlage Lengerich haben wir uns letztlich für die Tuchfiltration entschieden, die sich aufgrund uns vorgelegter Kosten günstiger darstellt. Bei den Investitionskosten liegen die aus der Sandfiltration resultierenden Kosten etwa 155.000 € über den Kosten der Tuchfiltration. Bei den Betriebskosten sind die durch die Sandfiltration entstehenden Kosten etwa 5.000 €/a kostspieliger als die der Tuchfiltration. Trotz der monetären Nachteile werden die Sandfilter in der PAK-Variante 1.3 vorgesehen um beide möglichen Verfahren zur PAK-Abscheidung auf der Kläranlage Lengerich vorzustellen.

Die in den einzelnen Varianten ermittelte Investitions- und Betriebskostenschätzung sollte als grober Anhaltspunkt bei der späteren Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe gesehen werden. Im Einzelnen kann, besonders was die Betriebsmittelkosten angeht, erst nach dem Bau und ersten Versuchen zum Rückhalt ermittelt werden, wie die gewählte Reinigungsstufe am zweckmäßigsten betrieben wird und welche Kosten entstehen.

9.1 Variante 1.1: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Sedimentation, Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken

Variante 1.1 ähnelt dem in Kapitel 5.3.2.4.1 beschriebenen AFSF-Verfahren. Die von uns vorgeschlagene Variante unterscheidet sich jedoch in der derzeit häufig angewandten Endfiltration. Auf herkömmliche Flotationsfilter soll verzichtet werden. Zur PAK-Abscheidung werden Tuchfilter vorgesehen.

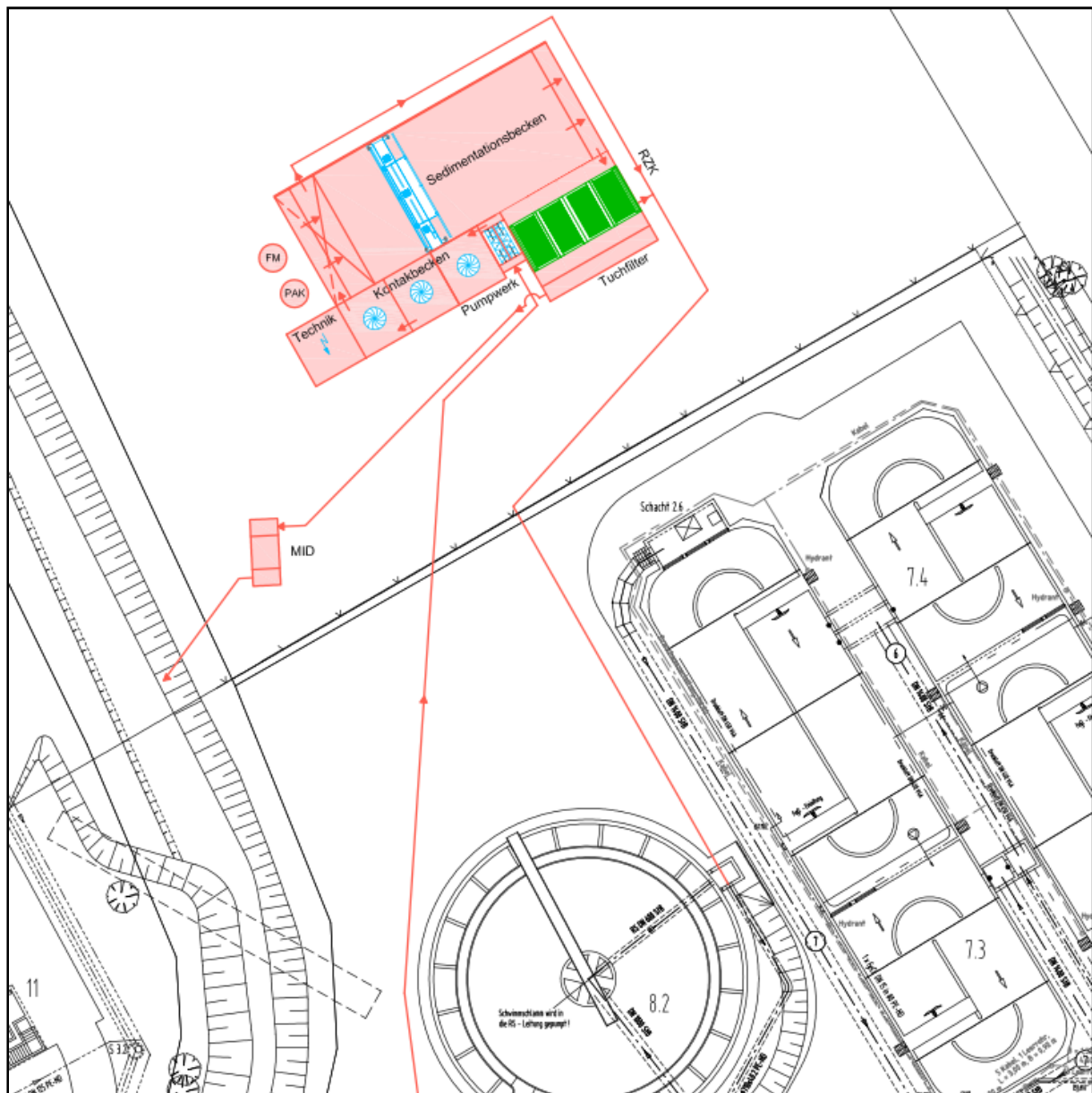


Abbildung 9.1: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.1

Mit dem Ablauf der Nachklärbecken beginnt die vierte Reinigungsstufe mit einem Schneckenpumpwerk. In dem Schneckenpumpwerk wird das Wasser mittels zwei Schneckenaufgehoben. Diesem ist der Kontaktreaktor nachgeschaltet. Die pulverisierte Aktivkohle wird in den Kontaktreaktor gegeben und mittels Rührwerke mit dem Ablauf der Nachklärung

vermischt. Um eine optimale Durchmischung zu gewährleisten, empfiehlt es sich, den Kontaktreaktor in drei Kammern zu unterteilen, in denen jeweils ein Rührwerk angeordnet ist.

Welche Dimensionen die Verfahrensstufen der Variante 1.1 auf der Kläranlage annehmen, wird in der Abbildung 9.1 deutlich.

Den Kontaktbecken ist ein längliches Sedimentationsbecken nachgeschaltet. Es dient der ersten Abscheidung beladener Aktivkohle. Das Sedimentationsbecken wurde für eine Aufenthaltszeit von 1,5 Stunden ausgelegt. Bei dem Rücklaufverhältnis haben wir uns auf 0,1 festgelegt, da bis auf den beladenen Aktivkohleschlamm und einer geringen Menge gefällten Phosphor nicht mit weiteren Frachten zu rechnen ist. Den Rücklaufschlamm empfehlen wir im genannten Verhältnis zurück in den Zulauf der Belebungsbecken zu führen, um eine optimale Ausnutzung der Adsorptionskapazität der PAK zu gewährleisten und eine höhere Eliminationsleistung hervorzurufen. Hierdurch hat die PAK eine wesentlich längere Aufenthaltszeit im System, was sich positiv auf die Mikroschadstoffelimination, wie auch auf die Schlammigenschaften des Klärschlammes, auswirkt. Falls es die Hydraulik nicht zulässt, könnte auch ein Teil der rezirkulierten Aktivkohle in die Schlammbehandlung geschickt werden.

Durch die Rezirkulation in die Belebung muss der gesamte Ablauf der Nachklärung filtriert werden, um auch die schlecht sedimentierfähigen Feinfrachten der PAK dem Wasser weitestgehend zu entnehmen. Die Tuchfilteranlage muss aus diesem Grund für den maximalen Zufluss von 1.800 m³/h dimensioniert werden. Der Bemessungszufluss für den Kontaktreaktor bleibt hingegen bei 520 m³/h. Liegt der Ablauf der Nachklärung über dem Bemessungszufluss der Kontaktbecken, kann der Überstau direkt in die Tuchfiltration abgeschlagen werden.

Die gefilterte Aktivkohle wird als Rezirkulationskohle mit in die Belebungsbecken oder alternativ in die Schlammbehandlung geschickt.

Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte verschärft werden, so haben Versuche gezeigt, dass die für den Vollstrom ausgelegten Tuchfilter bei definierter Fällmittelzugabe in der Lage sind, Ablaufwerte im Bereich unter 0,1 mg/l einzuhalten (Fa. Mecana, 2014).

Die Abbildung 9.2 zeigt zur Verdeutlichung der gesamten Verfahrensstufe das Fließschema der Variante 1.1.

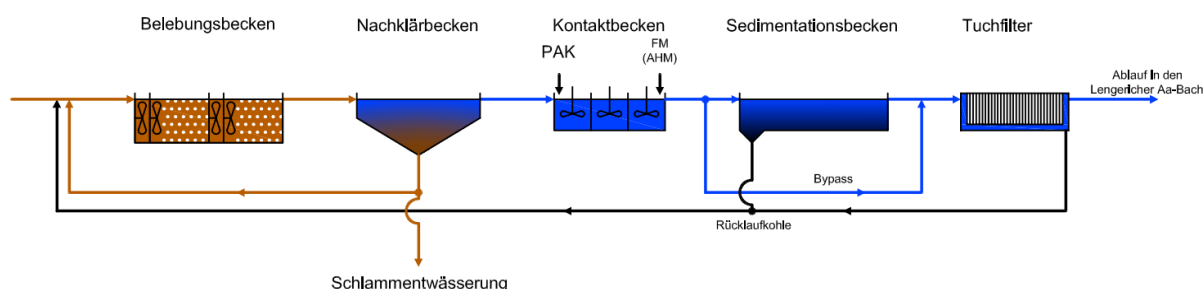


Abbildung 9.2: Fließschema zur Variante 1.1

Es folgt ein Überblick über die einzelnen Verfahrensstufen und deren Parameter:

Zulauf:

- Für die Becken: 520 m³/h
- Für Hebewerk und Filtration: max. 500 l/s 1.800 m³/h
- Für die Betriebsmittelkosten: 6.235 m³/d
- Rücklaufverhältnis aus der Sedimentation in den Kontaktreaktor von 0,1

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 250$ l/s je Schnecke
- Förderhöhe: 1.500 mm

Kontaktbecken:

- Kontaktzeit von 30 min bzw. 0,5 h
- Durch $RV = 0,1$ ergibt sich ein Zulauf von 572 m³/h
- Volumen: 572 m³/h · 0,5 h = 286 m³
 - gewähltes Volumen von 3 · 95,5 m³

Daten zur pulverisierten Aktivkohle:

- PAK-Menge bei einer Konzentration von 5 mg/l:
 - 31,18 kgPAK/d bzw. 11.379 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 10 mg/l:
 - 62,35 kgPAK/d bzw. 22.758 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 15 mg/l:
 - 93,53 kgPAK/d bzw. 34.137 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 20 mg/l:
 - 124,70 kgPAK/d bzw. 45.516 kgPAK/a

- PAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,70 €/kgPAK:
 - 19.344 €/a bei einer Konzentration von 5 mgPAK/l
 - 38.688 €/a bei einer Konzentration von 10 mgPAK/l
 - 58.032 €/a bei einer Konzentration von 15 mgPAK/l
 - 77.376 €/a bei einer Konzentration von 20 mgPAK/l

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid gewählt. Nach DWA-A 202 sollten bei Flockungsfiltren erfahrungsgemäß nicht mehr als 4 mg/l des Eisen(III)Chlorid zugegeben werden. Für einen ersten Ansatz wird dieser Wert bei allen Varianten angenommen. Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:

- 9.103 kgFe/a

Sedimentationsbecken:

- Kontaktzeit von 1,5 h
- Durch $RV = 0,1$ ergibt sich ein Volumen von:
 - $572 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,5 \text{ h} = 858 \text{ m}^3$
- Bei einer gewählten Flächenbeschickung von 2 m/h bei Rücklaufverhältnissen $\leq 0,75$ ergibt sich nach ATV-DVWK-A 131 folgende Oberfläche:

$$A = \frac{Q_m}{q_A} = \frac{572 \text{ m}^3/\text{h}}{2 \text{ m/h}} = 286 \text{ m}^2$$

Zusätzlicher Schlammanfall:

Wird angenommen, dass 1 kg PAK infolge der Fällmittelzugabe und Filtration zu 2 kg TS führt, so ergibt sich die folgende Menge an zusätzlichen Schlamm:

- 34.137 kgPAK/a \rightarrow 68.274 kgTS/a

Tuchfilteranlage (laut Hersteller):

- Vier Filter, Einbau im Betonbecken
- Stundendurchfluss: $Q_{TW} = 520 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 45 mg/l
- Maximaler Durchfluss: $Q_{\max} = 1.980 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 45 mg/l
- Zulässige Filtergeschwindigkeit: $v = 10 \text{ m/h}$
- Vorhandene Filterfläche: $4 \cdot 90 \text{ m}^2 = 360 \text{ m}^2$

Ferner ist die Spülabwassermenge der Tuchfilter zu beachten. Diese kann bei bestimmten Mengen zu veränderten Zulaufwerten in den Belebungsbecken führen, wodurch die Biologie beeinträchtigt werden kann. Es folgt eine Spülabwasserannahme (laut Hersteller):

- Mittlere Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von 23,4 kg/h und einem mittleren Durchfluss von 520 m³/d: 20,7 m³/h bzw. 4 % (bzw. 1,15 % von 1.800m³/h).
- Maximale Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von 98,1 kg/h und einem maximalen Durchfluss von 1.980 m³/d: 78,8 m³/h bzw. 4 %.

Da die Spülabwassermengen sehr gering ausfallen, wird nicht weiter über eine beeinträchtigte Biologie und den damit verbundenen Maßnahmen nachgedacht.

Im Bezug auf die unterschiedlichen Verfahrensstufen der Variante 1.1 folgt nun in Tabelle 9.1 eine erste Kostenermittlung für die Investitions-, wie auch für die Betriebskosten. Diese sollte als eine grobe Einschätzung betrachtet werden und erste Anhaltspunkte für eine spätere Umsetzung geben.

Tabelle 9.1: Investitionskosten Variante 1.1

Pos.	Kurztext	Gesamtpreis in €
1.	Gesamtsumme Baukosten	1.046.919 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	1.356.850 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	<u>215.000 €</u>
	Summe netto	2.618.769 €
	Baunebenkosten 20 %	<u>523.754 €</u>
		3.142.523 €
	+ 19 % MwSt.	<u>597.079 €</u>
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 1.1	3.739.602 €

Die laufenden Kosten der Variante 1.1 werden in Tabelle 9.2 ersichtlich.

Tabelle 9.2: Laufende Kosten der Variante 1.1

Kapitalgebundene Kosten				
Beschreibung	Bautechnik	Maschinen- technik	EMSR	Summe
Investitionskosten incl. Baunebenkosten incl. MwSt.	1.495.001 €	1.937.582 €	307.020 €	3.739.602 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinentech- nik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentech- nik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kos- ten	76.275 €/a	162.311 €/a	35.992 €/a	274.578 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkos- ten
Schneckenpumpwerk	43.807	kWh/a	0,225 €/kWh	9.857 €/a
Rührwerke	20.482	kWh/a	0,225 €/kWh	4.608 €/a
Pulveraktivkohle	34.137	kgPAK/a	1,70 €/kgPAK	58.032 €/a
PAK-Dosierstation	10.512	kWh/a	0,225 €/kWh	2.365 €/a
Fällmittel	9.103	kgFe/a	0,15 €/kgFe	1.365 €/a
Gesamtkosten: Sedimentations- becken	14.454	kWh/a	0,225 €/kWh	3.252 €/a
Tuchfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			20.850 €/a
Schlammkosten	68,27	t/a	75 €/t	5.120 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €/MA	10.000 €/a
Summe Betriebskosten				115.451 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 1.1				390.029 €/a

9.2 Variante 1.2: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken

Im Gegensatz zur Variante 1.1 wird bei der Variante 1.2 auf ein Sedimentationsbecken verzichtet. Eine solche großtechnische Anlage wurde derzeit nicht umgesetzt. Halbtechnische Versuche der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock haben gezeigt, dass eine solche Anlage zu guten Ergebnissen hinsichtlich der Adsorption von Mikroschadstoffen und der späteren PAK-Abscheidung führen kann (Kapitel 5.3.2.4).

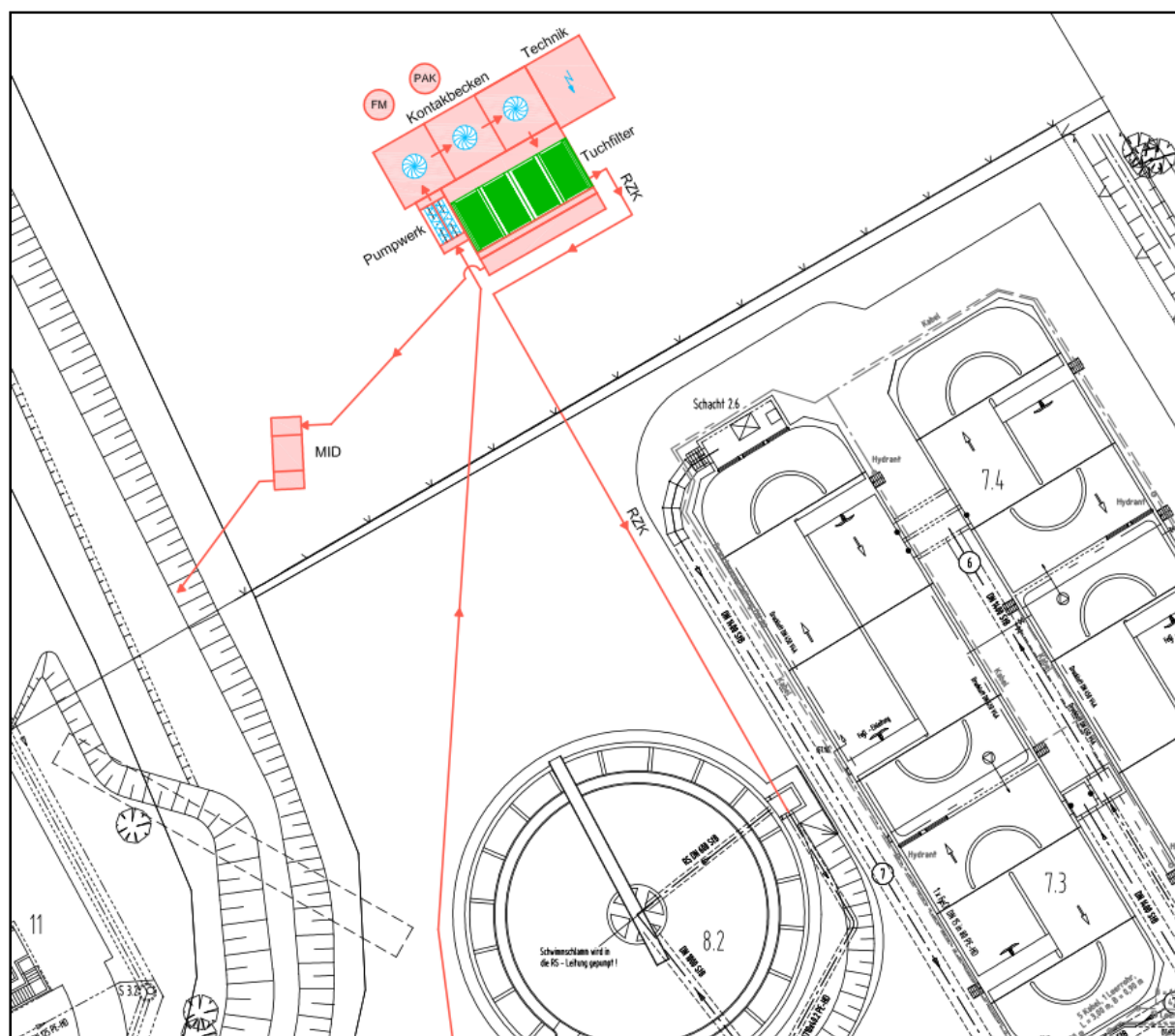


Abbildung 9.3: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.2

Erster Verfahrensschritt ist auch hier das Schneckenpumpwerk. Dem Schneckenpumpwerk ist der Kontaktreaktor nachgeschaltet. Die pulverisierte Aktivkohle wird in den Kontaktreaktor gegeben und mittels Rührwerke mit dem Ablauf der Nachklärung vermischt. Zur optimalen Ausnutzung von Adsorptionsplätzen in der PAK ist bei Variante 1.2 die Rezirkulation der vom Tuchfilter ausgespülten PAK-Fracht in die Belebungsbecken vorgesehen. Hierdurch hat die PAK eine wesentlich längere Aufenthaltszeit im System, was sich positiv auf die Mikroschadstoffelimination, wie auch auf die Schlammigenschaften des Klärschlammes, auswirkt.

Aufgrund der geringen rezirkulierten Mengen bei der Absaugung haben wir bei der Variante 1.2 auf den Einfluss eines Rücklaufverhältnisses und somit auf eine Vergrößerung des Kontaktreaktors verzichtet.

Welche Dimensionen die Verfahrensstufen der Variante 1.2 auf der Kläranlage annehmen, wird in der Abbildung 9.3 deutlich.

Durch die Rezirkulation in die Belebung muss der gesamte Ablauf der Nachklärung filtriert werden, da hier die herkömmliche Sedimentation im Nachklärbecken nicht für die vollkommene PAK-Abscheidung ausreicht. Die Tuchfilteranlage muss aus diesem Grund für den maximalen Zufluss von 500 l/s bzw. 1.800 m³/h dimensioniert werden. Der Bemessungszufluss für den Kontaktreaktor bleibt hingegen unverändert bei 520 m³/h. Liegt der Ablauf der Nachklärung über dem Bemessungszufluss der Kontaktbecken, kann der Überstau direkt in die Tuchfiltration abgeschlagen werden.

Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte verschärft werden, so haben Versuche gezeigt, dass die für den Vollstrom ausgelegten Tuchfilter bei definierter Fällmittelzugabe in der Lage sind, Ablaufwerte im Bereich unter 0,1 mg/l einzuhalten (Fa. Mecana, 2014).

Abbildung 9.4 zeigt zur Verdeutlichung der gesamten Verfahrensstufe das Fließschema der Variante 1.2.

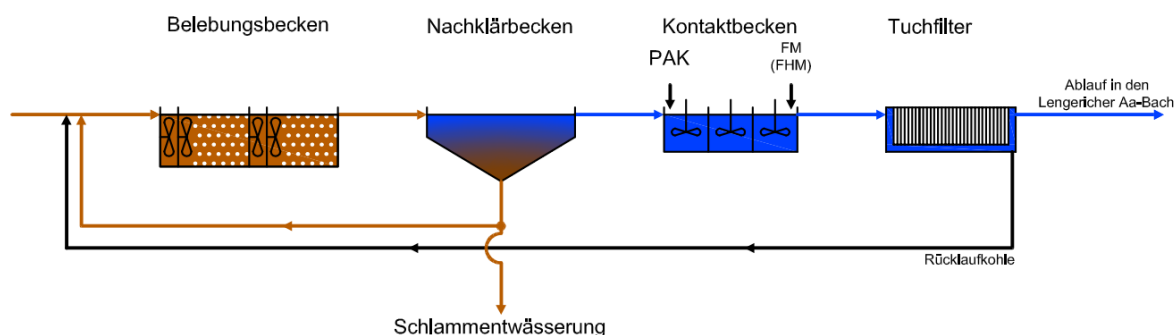


Abbildung 9.4: Fließschema der Variante 1.2

Es folgt ein Überblick über die einzelnen Verfahrensstufen und deren Parameter:

Zulauf:

- Für die Becken: 520 m³/h
- Für Hebewerk und Filtration: max. 500 l/s 1.800 m³/h
- Für die Betriebsmittelkosten: 6.235 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken

- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 250 \text{ l/s}$ je Schnecke
- Förderhöhe: 1.500 mm

Kontaktbecken:

- Kontaktzeit von 30 min bzw. 0,5 h
- Volumen: $520 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 0,5 \text{ h} = 260 \text{ m}^3$
 - gewähltes Volumen von $3 \cdot 87 \text{ m}^3$

Daten zur pulverisierten Aktivkohle:

- PAK-Menge bei einer Konzentration von 5 mg/l:
 - 31,18 kgPAK/d bzw. 11.379 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 10 mg/l:
 - 62,35 kgPAK/d bzw. 22.758 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 15 mg/l:
 - 93,53 kgPAK/d bzw. 34.137 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 20 mg/l:
 - 124,70 kgPAK/d bzw. 45.516 kgPAK/a
- PAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,70 €/kgPAK:
 - 19.344 €/a bei einer Konzentration von 5 mgPAK/l
 - 38.688 €/a bei einer Konzentration von 10 mgPAK/l
 - 58.032 €/a bei einer Konzentration von 15 mgPAK/l
 - 77.376 €/a bei einer Konzentration von 20 mgPAK/l

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid gewählt. Nach DWA-A 202 sollten bei Flockungsfiltern erfahrungsgemäß nicht mehr als 4 mg/l des Eisen(III)Chlorid zugegeben werden. Für einen ersten Ansatz wird dieser Wert bei allen Varianten angenommen. Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:

- 9.103 kgFe/a

Zusätzlicher Schlammfall:

Wird angenommen, dass 1 kg PAK infolge der Fällmittelzugabe und Filtration zu 2 kg TS führt, so ergibt sich die folgende Menge an zusätzlichem Schlamm:

- 34.137 kgPAK/a → 68.274 kgTS/a

Tuchfilteranlage (laut Hersteller):

- Vier Filter, Einbau im Betonbecken

- Stundendurchfluss: $Q_{TW} = 520 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 45 mg/l
- Maximaler Durchfluss: $Q_{\max} = 1.980 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 45 mg/l
- Zulässige Filtergeschwindigkeit: $v = 10 \text{ m/h}$
- Vorhandene Filterfläche: $4 \cdot 90 \text{ m}^2 = 360 \text{ m}^2$

Ferner ist die Spülabwassermenge der Tuchfilter zu beachten. Diese kann bei bestimmten Mengen zu veränderten Zulaufwerten in den Belebungsbecken führen, wodurch die Biologie beeinträchtigt werden kann. Es folgt eine Spülabwasserannahme (laut Hersteller):

- Mittlere Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von 23,4 kg/h und einem mittleren Durchfluss von 520 m³/d: 20,7 m³/h bzw. 4 % (bzw. 1,15 % von 1.800m³/h).
- Maximale Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von 98,1 kg/h und einem maximalen Durchfluss von 1.980 m³/d: 78,8 m³/h bzw. 4 %.

Da die Spülabwassermengen sehr gering ausfallen, wird nicht weiter über eine beeinträchtigte Biologie und den damit verbundenen Maßnahmen nachgedacht.

Im Bezug auf die unterschiedlichen Verfahrensstufen der Variante 1.2 folgt in Tabelle 9.3 eine erste Kostenermittlung für die Investitions-, wie auch für die Betriebskosten. Diese sollte als eine grobe Einschätzung betrachtet werden und erste Anhaltspunkte für eine spätere Umsetzung geben.

Tabelle 9.3: Investitionskosten Variante 1.2

Pos.	Kurztext	Gesamtpreis in €
1.	Gesamtsumme Baukosten	712.096 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	1.283.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	<u>205.000 €</u>
	Summe netto	2.200.096 €
	Baunebenkosten 20 %	<u>440.019 €</u>
		2.640.115 €
	+ 19 % MwSt.	<u>501.622 €</u>
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 1.2	3.141.737 €

Die laufenden Kosten der Variante 1.2 werden in Tabelle 9.4 ersichtlich.

Tabelle 9.4: Betriebskosten Variante 1.2

Kapitalgebundene Kosten				
Beschreibung	Bautechnik	Maschinen- technik	EMSR	Summe
Investitionskosten incl. Baunebenkosten incl. MwSt.	1.016.873 €	1.832.124 €	292.740 €	3.141.737 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinentchnik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentchnik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kosten	51.881 €/a	153.477 €/a	34.318 €/a	239.676 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schneckenpumpwerk	43.807	kWh/a	0,225 €/kWh	9.857 €/a
Rührwerke	20.482	kWh/a	0,225 €/kWh	4.608 €/a
Pulveraktivkohle	34.137	kgPAK/a	1,70 €/kgPAK	58.032 €/a
PAK-Dosierstation	10.512	kWh/a	0,225 €/kWh	2.365 €/a
Fällmittel	9.103	kgFe/a	0,15 €/kgFe	1.365 €/a
Tuchfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			20.850 €/a
Schlammkosten	68,27	t/a	75 €/t	5.120 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €/MA	10.000 €/a
Summe Betriebskosten				112.199 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 1.2				351.875 €/a

9.3 Variante 1.3: PAK-Adsorption im Belebungsbecken mit anschließender DynaSand-Filtration nach den Nachklärbecken

In Variante 1.3 wird auf den Bau eines Kontaktreaktors und eines Sedimentationsbeckens verzichtet. Anstatt der in Variante 1.1 und 1.2 vorgeschlagenen Tuchfilter werden hier Sandfilter als Endfiltration vorgeschlagen, um ein weiteres effizientes System zur PAK-Abscheidung zu präsentieren. Wie in Kapitel 9 beschrieben, liegen die Investitionskosten der aus der Sandfiltration resultierenden Kosten etwa 155.000 € über den Kosten der Tuchfiltration. Bei den Betriebskosten sind die durch die Sandfiltration entstehenden Kosten etwa 5.000 €/a kostspieliger als die der Tuchfiltration.

Welche Dimensionen die Verfahrensstufen der Variante 1.3 auf der Kläranlage annehmen, wird in Abbildung 9.5 deutlich.

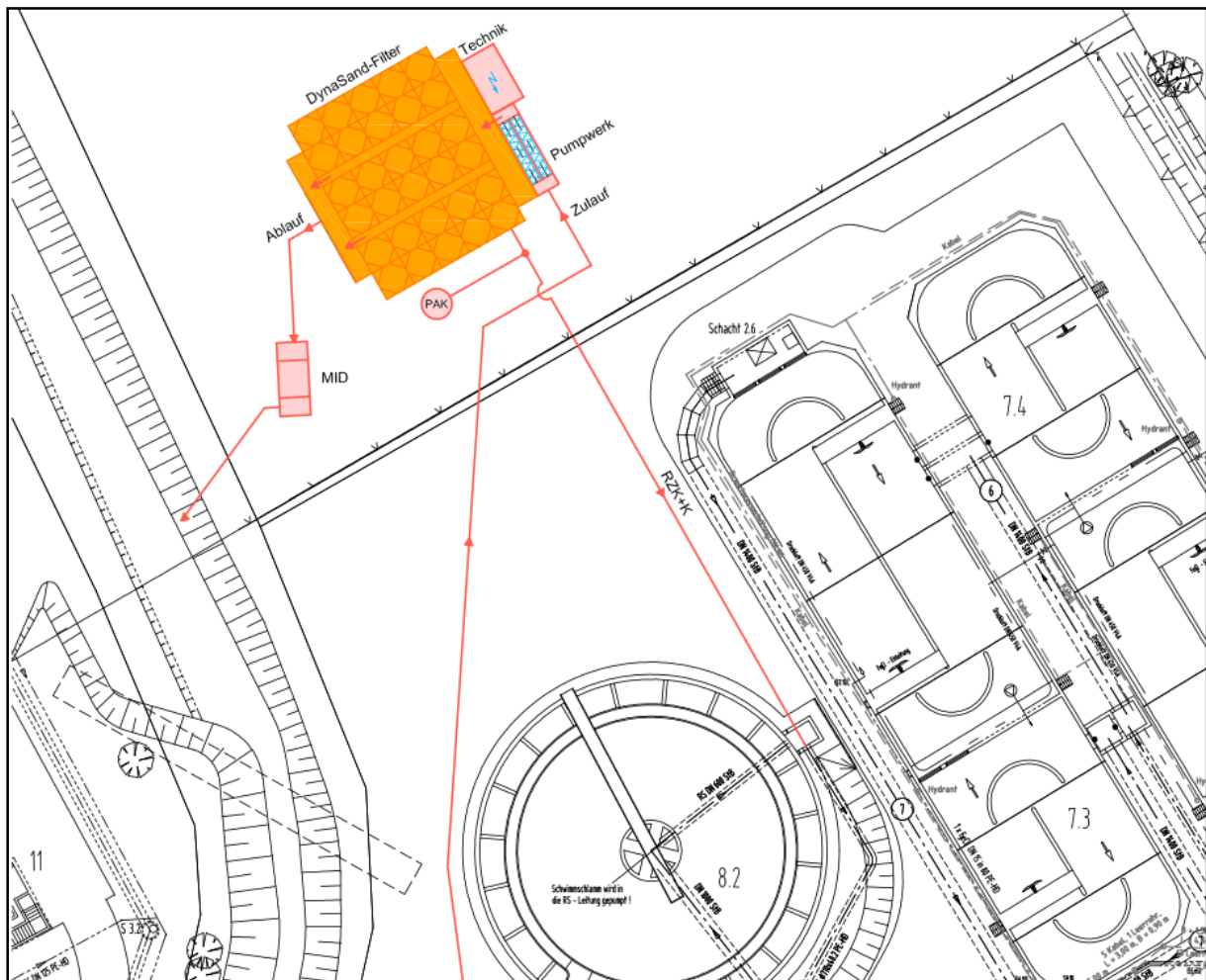


Abbildung 9.5: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.3

Aufgrund der höheren hydraulischen Verluste durch die Sandfiltration wird ein größeres Schneckenpumpwerk gewählt.

Die pulverisierte Aktivkohle wird hier direkt in den Zulauf der bestehenden Belebungsbecken eingetragen. Wie in Kapitel 5.3.2.2 beschrieben, sollte mit der etwa doppelten Menge an

PAK bei der direkten Dosierung in die Belebung gerechnet werden. Diese Variante wurde bereits durch die Eawag auf einer halbtechnischen Anlage getestet und erwies sich als gute Alternative, besonders bei Anlagen mit begrenztem Platzangebot. Die hier gewählten Verfahrensstufen sind für den maximalen Bemessungszufluss der Kläranlage von 1.800 m³/h ausgelegt. Begründet ist dies durch den Direkteintrag der PAK in das Belebungsbecken.

Das PAK-Silo mit dazugehöriger PAK-Dosiereinrichtung sind in Abbildung 9.5 lediglich schematisch dargestellt. Diese sollten im Zulaufbereich der Belebungsbecken integriert werden um unnötig lange Förderleitungen zu vermeiden.

Vorteil bei Variante 1.3 ist die Einsparung der Baukosten für Kontaktreaktor und Sedimentationsbecken. Dem gegenüber stehen die aus der doppelten PAK-Menge resultierenden höheren Betriebskosten.

Das anfallende Spülwasser der Filter wird dem Sand- und Fettfang der Kläranlage zugeführt. Der Ablauf der Filter führt letztlich in den Lengericher Aa-Bach.

Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte verschärft werden, so haben Versuche gezeigt, dass die für den Vollstrom ausgelegten Tuchfilter bei definierter Fällmittelzugabe in der Lage sind, Ablaufwerte im Bereich unter 0,1 mg/l einzuhalten (Fa. Mecana, 2014).

Abbildung 9.6 zeigt zur Verdeutlichung der gesamten Verfahrensstufe das Fließschema der Variante 1.3.

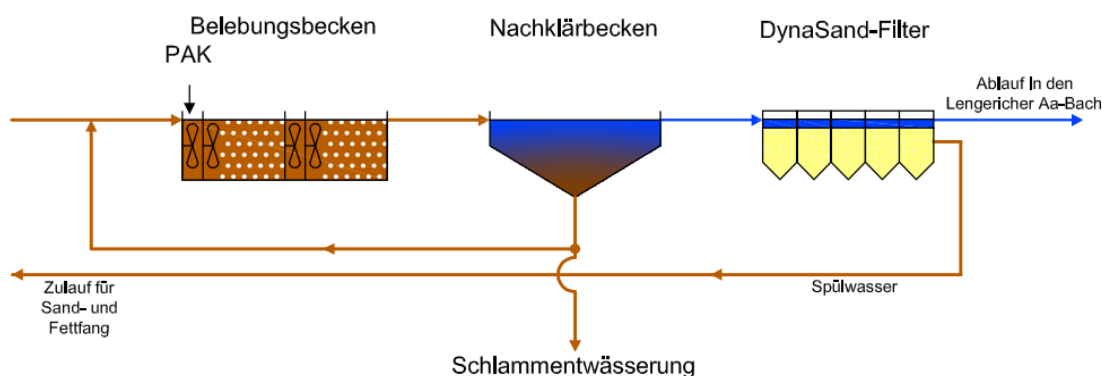


Abbildung 9.6: Fließschema der Variante 1.3

Es folgt ein Überblick über die einzelnen Verfahrensstufen und deren Parameter:

Zulauf:

- Für Hebewerk und Filtration: max. 500 l/s 1.800 m³/h
- Für die Betriebsmittelkosten: 6.235 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 250$ l/s je Schnecke
- Förderhöhe: 2.500 mm

Daten zur pulverisierten Aktivkohle:

- PAK-Menge bei einer Konzentration von 10 mg/l:
 - 62,35 kgPAK/d bzw. 22.758 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 20 mg/l:
 - 124,70 kgPAK/d bzw. 45.516 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 30 mg/l:
 - 187,05 kgPAK/d bzw. 68.273 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 40 mg/l:
 - 249,40 kgPAK/d bzw. 91.031 kgPAK/a
- PAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,70 €/kgPAK:
 - 38.688 €/a bei einer Konzentration von 10 mgPAK/l
 - 77.376 €/a bei einer Konzentration von 20 mgPAK/l
 - 116.065 €/a bei einer Konzentration von 30 mgPAK/l
 - 154.753 €/a bei einer Konzentration von 40 mgPAK/l

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid gewählt. Nach DWA-A 202 sollten bei Flockungsfiltren erfahrungsgemäß nicht mehr als 4 mg/l des Eisen(III)Chlorid zugegeben werden. Für einen ersten Ansatz wird dieser Wert bei allen Varianten angenommen. Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:

- 9.103 kgFe/a

Zusätzlicher Schlammanfall:

Wird angenommen, dass 1 kg PAK infolge der Fällmittelzugabe und Filtration zu 2 kg TS führt, so ergibt sich die folgende Menge an zusätzlichem Schlamm:

- 34.137 kgPAK/a → 68.274 kgTS/a

DynaSand-Filter (laut Hersteller):

- 30 Filter
- Durchsatz: ca. 1.800 m³/h bei max. AFS 30 mg/l im Zulauf
 - AFS < 10 mg/l im Ablauf ohne Fällmittelzugabe
 - AFS < 5 mg/l im Ablauf bei Fällmittelzugabe

- Oberflächenbelastung: $v \leq 12 \text{ m/h}$
 - Filterbetthöhe: 1,5 m
 - Filterhöhe: 5,45 m
- Filterfläche pro Filter: $5 \text{ m}^2 \rightarrow 150 \text{ m}^2$ Gesamtfläche

Ferner ist die Spülabwassermenge der DynaSand-Filter zu beachten. Diese kann bei bestimmten Mengen zu veränderten Zulaufwerten in den Belebungsbecken führen, wodurch die Biologie beeinträchtigt werden kann. Es folgt eine Spülabwasserannahme:

- Mittlere Spülabwassermenge: ca. $36 - 70 \text{ m}^3/\text{h}$ (2 - 3,9 % bei maximalem Durchfluss von $1.800 \text{ m}^3/\text{h}$)
- Maximale Spülabwassermenge: $135 \text{ m}^3/\text{h}$ (7,5 % bei maximalem Durchfluss von $1.800 \text{ m}^3/\text{h}$)

Da die Spülabwassermengen sehr gering ausfallen, wird nicht weiter über eine beeinträchtigte Biologie und den damit verbundenen Maßnahmen nachgedacht.

Im Bezug auf die unterschiedlichen Verfahrensstufen der Variante 1.3 folgt nun in Tabelle 9.5 eine erste Kostenermittlung für die Investitions-, wie auch für die Betriebskosten. Diese sollte als eine grobe Einschätzung betrachtet werden und erste Anhaltspunkte für eine spätere Umsetzung geben.

Tabelle 9.5: Investitionskosten Variante 1.3

Pos.	Kurztext	Gesamtpreis in €
1.	Gesamtsumme Baukosten	756.954 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	1.166.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	<u>180.000 €</u>
	Summe netto	2.102.954 €
	Baunebenkosten 20 %	<u>420.591 €</u>
		2.523.545 €
	+ 19 % MwSt.	<u>479.474 €</u>
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 1.3	3.003.019 €

Die laufenden Kosten der Variante 1.3 werden in Tabelle 9.6 ersichtlich.

Tabelle 9.6: Betriebskosten Variante 1.3

Kapitalgebundene Kosten				
Beschreibung	Bautechnik	Maschinen- technik	EMSR	Summe
Investitionskosten incl. Baunebenkosten incl. MwSt.	1.080.931 €	1.665.048 €	257.040 €	3.003.019 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinentchnik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentchnik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kosten	55.149 €/a	139.481 €/a	30.133 €/a	224.763 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schachtpumpwerk	73.012	kWh/a	0,225 €/kWh	16.428 €/a
Pulveraktivkohle	68.273	kgPAK/a	1,70 €/kgPAK	116.065 €/a
PAK-Dosierstation	10.512	kWh/a	0,225 €/kWh	2.365 €/a
Fällmittel	9.103	kgFe/a	0,15 €/kgFe	1.365 €/a
Sandfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			20.850 €/a
Schlammkosten	136,55	t/a	75 €/t	10.241 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €/MA	10.000 €/a
Summe Betriebskosten				177.314 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 1.3				402.077 €/a

9.4 Variante 2: GAK-Adsorption im DynaCarbon-Filter mit vorgeschalteter Dyna-Sand-Filtration

Ein alternatives Verfahren zur Mikroschadstoffelimination ist die Adsorption mittels granulierter Aktivkohle. Bei der vorgeschlagenen Variante durchfließt das Wasser zunächst eine Sandfiltration. Wir haben uns bewusst für diese Maßnahme entschieden, um im Vergleich zu den Varianten 1.1 bis 1.3 vergleichbare Ablaufwerte am Ende der vierten Reinigungsstufe zu erhalten.

Der DynaSand-Filter ist für den maximalen Bemessungszufluss von 1.800 m³/h ausgelegt. Hierdurch wird das gesamte Wasser der Kläranlage durch den Filter geschickt, was zu einer verbesserten Reinigung hinsichtlich der allgemeinen physikalisch-chemischen Parameter führt, ähnlich wie bei den genannten Verfahren zur PAK-Adsorption. Auch hier können bei definierter Fällmittelzugabe Phosphor-Ablaufwerte von 0,1 mg/l erreicht werden (Zehender, 2014).

Im Anschluss an die Sandfiltration ist ein GAK-Filter angesetzt. Dieser ist für den Durchfluss von 520 m³/h ausgelegt.

Durch die Sandfiltration ist das Wasser weitergehend gereinigt. Dies hat den positiven Effekt, dass der nachgeschaltete GAK-Filter weniger belastet wird. Die Adsorptionskapazität der Aktivkohle im GAK-Filter wird also bestmöglich zur Mikroschadstoffelimination ausgenutzt. Aus diesem Grund haben wir, anders als in Kapitel 5.3.1 vorgeschlagen, mit 6.000 anstatt 4.000 durchgesetzten BV gerechnet.

Um das Wasser in die Behandlungsstufe zu leiten, ist auch in Variante 2 ein Schneckenpumpwerk vorgesehen. Daraufhin durchfließt das Wasser das DynaSand-Filterbett und schließlich im Teilstrom das GAK-Filterbett. In diesem werden die Mikroschadstoffe von der Aktivkohle adsorbiert.

Welche Dimensionen die Verfahrensstufe der Variante 2 auf der Kläranlage annimmt, wird in Abbildung 9.7 deutlich.

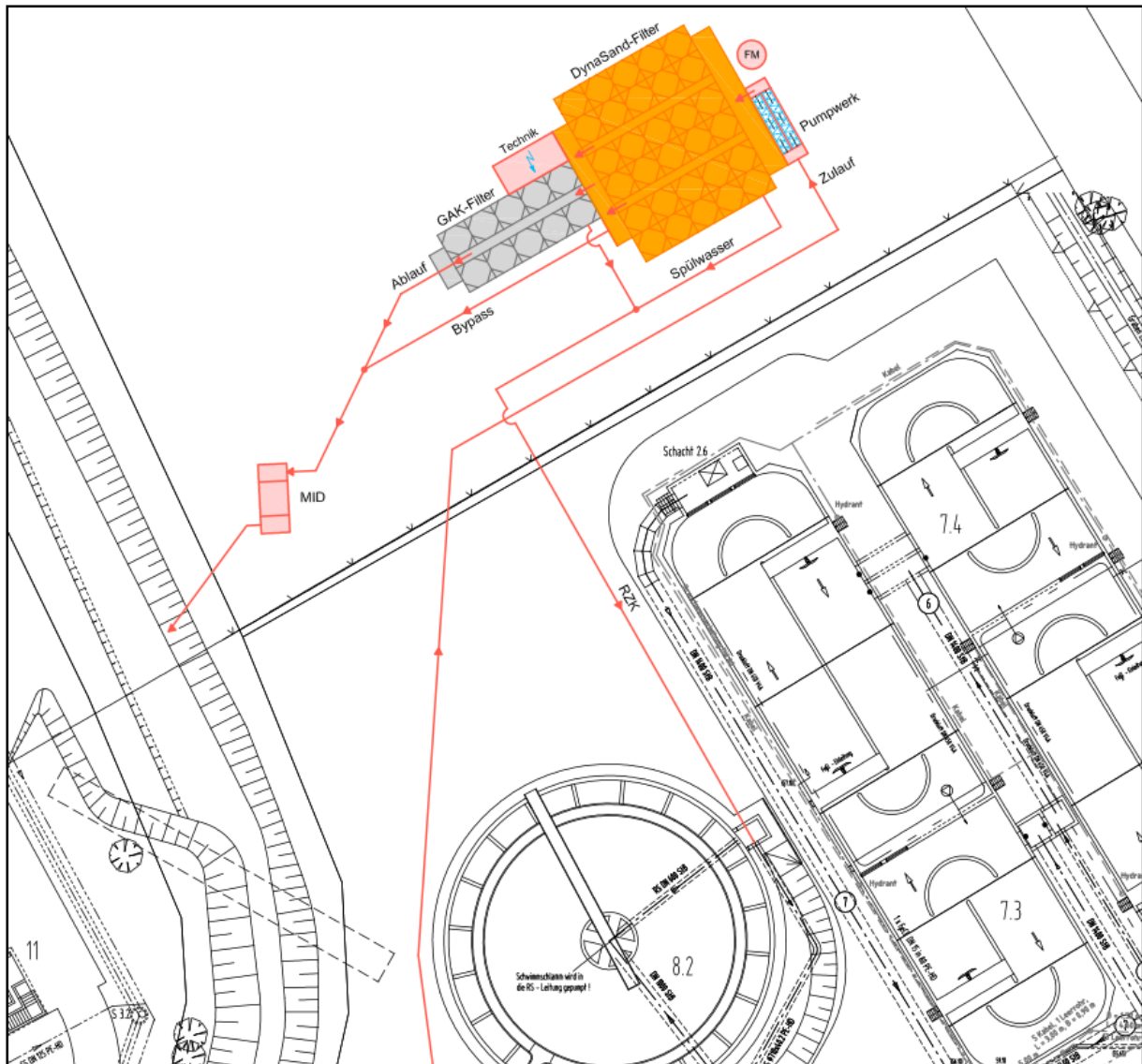


Abbildung 9.7: Mögliche Ausführungsform der Variante 2

Das anfallende Spülwasser der Filter wird dem Sand- und Fettfang der Kläranlage zugeführt. Der Ablauf der Filter führt letztlich in den Lengericher Aa-Bach.

Für den Fall, dass eine DynaSand-Filtration bei einer späteren Umsetzung nicht gewünscht wird, haben wir auch hierfür die Kosten ermittelt. Die Ersparnis bei den Investitionskosten würde sich auf etwa 1.680.000 € und bei den laufenden Jahreskosten auf etwa 13.500 €/a belaufen. Bei den laufenden Jahreskosten haben wir in diesem Fall wieder mit 4.000 BV gerechnet. Zu berücksichtigen ist hierbei, dass durch die Teilstrombehandlung lediglich der Teil des Durchflusses (und somit der allgemeinen physikalisch-chemischen Parametern) weitergehend gereinigt wird, für den der Filter ausgelegt ist. Hierdurch fällt eine Reduktion der Abwasserabgabe wohlmöglich nicht so hoch aus, wie bei der Variante mit Sandfiltration. Sollten außerdem in Zukunft die Anforderungen an die Ablaufwerte verschärft werden, wäre eine ausreichende Elimination allein durch den GAK-Filter nicht sichergestellt.

Abbildung 9.4 zeigt zur Verdeutlichung der gesamten Verfahrensstufe das Fließschema der Variante 2.

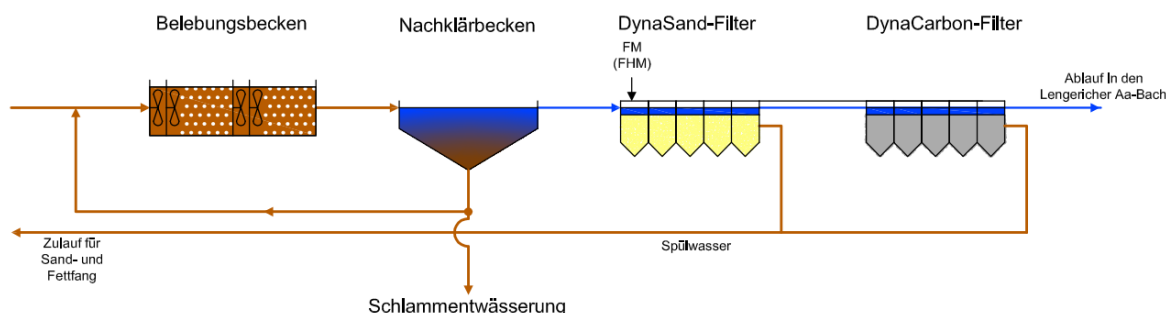


Abbildung 9.8: Fließschema der Variante 2

Es folgt ein Überblick über die einzelnen Verfahrensstufen und deren Parameter:

Zulauf:

- Für Hebewerk und DynaSand-Filtration: max. 500 l/s 1.800 m³/h
- Für DynaCarbon-Filtration: 520 m³/h
- Für die Betriebsmittelkosten: 6.235 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 250$ l/s je Schnecke
- Förderhöhe: 2.500 mm

Daten zur granulierten Aktivkohle:

- GAK-Menge bei angenommenen 9.500 durchgesetzten Bettvolumina:
 - 108.598 kgGAK/a
- GAK-Menge bei angenommenen 6.000 durchgesetzten Bettvolumina:
 - 171.947 kgGAK/a
- GAK-Menge bei angenommenen 2.500 durchgesetzten Bettvolumina:
 - 412.674 kgGAK/a
- GAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,50 €/kgGAK:
 - 162.898 €/a bei 9.500 durchgesetzten Bettvolumina
 - 257.921 €/a bei 6.000 durchgesetzten Bettvolumina
 - 619.011 €/a bei 2.500 durchgesetzten Bettvolumina
- Es folgt die Berechnung der jährlich benötigten Filterbettwechsel bei 6.000 BV:

$$x = \frac{365 \text{ d/a} \cdot 6.235 \text{ m}^3/\text{d}}{6.000 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot 150 \text{ m}^3} = 2,5 \text{ Wechsel/a}$$

Pro Jahr sind also 2,5 Wechsel der granulierten Aktivkohle nötig. Demnach müsste das gesamte Filterbett mit einem Volumen von 150 m³ etwa alle fünf Monate gewechselt werden.

DynaSand-Filter (laut Hersteller):

- 30 Filter
 - Durchsatz: ca. 1.800 m³/h bei max. AFS 30 mg/l im Zulauf
 - AFS < 10 mg/l im Ablauf ohne Fällmittelzugabe
 - AFS < 5 mg/l im Ablauf bei Fällmittelzugabe
 - Oberflächenbelastung: $v \leq 12$ m/h
 - Filterbetthöhe: 1,5 m
 - Filterhöhe: 5,45 m
- Filterfläche pro Filter: 5 m² → 150 m² Gesamtfläche

Ferner ist die Spülabwassermenge der DynaSand-Filter zu beachten. Diese kann bei bestimmten Mengen zu veränderten Zulaufwerten in den Belebungsbecken führen, wodurch die Biologie beeinträchtigt werden kann. Es folgt eine Spülabwasserannahme:

- Mittlere Spülabwassermenge: ca. 36 - 70 m³/h (2 - 3,9 % bei maximalem Durchfluss von 1.800 m³/h)
- Maximale Spülabwassermenge: 135 m³/h (7,5 % bei maximalem Durchfluss von 1.800 m³/h)

Da die Spülabwassermengen sehr gering ausfallen, wird nicht weiter über eine beeinträchtigte Biologie und den damit verbundenen Maßnahmen nachgedacht.

DynaCarbon-Filter:

- Zehn Filter
- Durchsatz: ca. 520 m³/h bei AFS < 10 mg/l im Zulauf
 - AFS < 5-10 mg/l im Ablauf
- Oberflächenbelastung: $v < 10$ m/h
- Filterbetthöhe: 2 m
- Filterhöhe: 5,95 m
- Filterfläche pro Filter: 6 m² → 60 m² Gesamtfläche

Spülabwassermenge der DynaCarbon-Filter (laut Hersteller):

- Mittlere Spülabwassermenge: 10 – 15 m³/h bzw. 2 – 3 % (von 520 m³/h)
- Maximale Spülabwassermenge: 25 m³/h bzw. 5 % (von 520 m³/h)

Da die Spülabwassermengen sehr gering ausfallen, wird nicht weiter über eine beeinträchtigte Biologie und den damit verbundenen Maßnahmen nachgedacht.

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid gewählt. Nach DWA-A 202 sollten bei Flockungsfiltern erfahrungsgemäß nicht mehr als 4 mg/l des Eisen(III)Chlorid zugegeben werden. Für einen ersten Ansatz wird dieser Wert bei allen Varianten angenommen. Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:

- 9.103 kgFe/a

Im Bezug auf die unterschiedlichen Verfahrensstufen der Variante 2 folgt nun in Tabelle 9.7 eine erste Kostenermittlung für die Investitions-, wie auch für die Betriebskosten. Diese sollte als eine grobe Einschätzung betrachtet werden und erste Anhaltspunkte für eine spätere Umsetzung geben.

Tabelle 9.7: Investitionskosten Variante 2

Pos.	Kurztext	Gesamtpreis in €
1.	Gesamtsumme Baukosten	948.227 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	1.223.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	180.000 €
	Summe netto	2.351.227 €
	Baunebenkosten 20 %	470.245 €
		2.821.472 €
	+ 19 % MwSt.	536.080 €
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 2	3.357.552 €

Die laufenden Kosten der Variante 2 werden in Tabelle 9.8 ersichtlich.

Tabelle 9.8: Betriebskosten Variante 2

Kapitalgebundene Kosten				
Beschreibung	Bautechnik	Maschinen- technik	EMSR	Summe
Investitionskosten incl. Baunebenkosten incl. MwSt.	1.354.068 €	1.746.444 €	257.040 €	3.357.552 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinentchnik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentchnik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kosten	69.085 €/a	146.300 €/a	30.133 €/a	245.517 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schneckenpumpwerk	73.012	kWh/a	0,225 €/kWh	16.428 €/a
Granulierte Aktivkohle	171.947	kgGAK/a	1,50 €/kgGAK	257.921 €/a
GAK- und Sandfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			22.814 €/a
Fällmittel	9.103	kgFe/a	0,15 €/kgFe	1.365 €/a
Schlammkosten	34,14	t/a	75 €/t	2.560 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €/MA	10.000 €/a
Summe Betriebskosten				311.088 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 2				556.605 €/a

9.5 Gegenüberstellung der Kostenschätzungen

Zur Darstellung der Wirtschaftlichkeit werden nun alle relevanten Kosten der gezeigten Variante miteinander verglichen. Tabelle 9.9 stellt die unterschiedlichen Kostenanteile gegenüber.

Der erste Vergleich bezieht sich auf die spezifischen Investitionskosten. Die Variante 1.3 ist hier die günstigste Variante mit 3.003.019 €. Die teuerste Variante ist die Variante 1.1 mit 3.739.602 €.

Bei den laufenden Kosten ist die Variante 1.2 die günstigste Variante mit 351.875 €/a. Die teuerste Variante ist hingegen die Variante 2. Mit 556.605 €/a liegt diese weit über den laufenden Kosten der zweit teuersten Variante 1.3. Grund dafür sind die beträchtlichen Betriebsmittelkosten und die Kombination aus DynaSand- und DynaCarbon-Filter. Wie in Kapitel 9.4 erwähnt, lassen sich die Investitions- und Betriebskosten dezimieren, jedoch mit dem Nachteil geringerer Eliminationsleistungen in Bezug auf Mikroschadstoffe und auf die Abwasserabgabe relevanten Parameter.

Zusätzlich wird in Tabelle 9.9 auf die Energiekosten der unterschiedlichen Verfahren eingegangen. Berechnet wurden diese mit den Kosten pro kWh von 22,5 Cent, den die Kläranlage Lengerich zahlt (Stand Oktober 2014). Beim Energiebedarf kommt es zu weniger ausgeprägten Schwankungen zwischen den einzelnen Varianten. Die Kosten liegen alle innerhalb von etwa 17.500 €/a bis 21.500 €/a. Die energieeffizienteste Variante ist die Variante 1.2 mit einem jährlichen Kosten von 17.485 €/a.

Tabelle 9.9: Kostengegenüberstellung der Varianten 1 bis 2 ohne Berücksichtigung von Fördermittel und Abwasserabgabereduktionen

Kosten	Variante 1.1	Variante 1.2	Variante 1.3	Variante 2
Investitionskosten	3.739.602 €	3.141.737 €	3.003.019 €	3.357.552 €
Laufende Jahreskosten	390.029 €/a	351.875 €/a	402.077 €/a	556.605 €/a
<i>davon Betriebskosten</i>	<i>115.451 €/a</i>	<i>112.199 €/a</i>	<i>177.314 €/a</i>	<i>311.088 €/a</i>
<i>davon Energiekosten</i>	<i>20.737 €/a</i>	<i>17.485 €/a</i>	<i>21.353 €/a</i>	<i>19.841 €/a</i>
Spezifische Kosten *	0,300 €/m ³	0,271 €/m ³	0,309 €/m ³	0,428 €/m ³
Spezifische Kosten **	0,188 €/m ³	0,170 €/m ³	0,194 €/m ³	0,269 €/m ³
Spezifische Kosten ***	0,171 €/m ³	0,155 €/m ³	0,177 €/m ³	0,245 €/m ³

* Bezogen auf die Frischwassermenge von: 1.300.000 m³/a

** Bezogen auf die Jahresschmutzwassermenge von: 2.072.420 m³/a

*** Bezogen auf die Jahresabwassermenge von: 2.275.775 m³/a

Neben der ökonomischen Betrachtung der Varianten sollten ebenso die ökologischen Vor- und Nachteile der einzelnen Verfahren herangezogen werden, bevor ein Urteil gefällt wird. Maßgebendes Kriterium für die Entscheidung sollte die Wirksamkeit hinsichtlich der Elimination von Mikroschadstoffen sein. Ein anderer wichtiger Punkt ist die Reduktion der für die Abwasserabgabe relevanten Parameter. Auch hierdurch können sich bei einzelnen Verfahren

Kostenersparnisse bei den laufenden Jahreskosten ergeben. Durch eine Verbesserung der für die Abwasserabgabe relevanten Ablaufwerte können sich die Kosten für die Abwasserabgabe verringern oder fallen ganz weg.

Bei den spezifischen Kosten wurde eine mögliche Reduktion der Abwasserabgabe nicht berücksichtigt. Die spezifischen Kosten wurden anhand der Frischwassermenge, der Jahresschmutzwassermenge und der Jahresabwassermenge berechnet.

Wie stark die Betriebskosten der einzelnen Varianten variieren können, wird in Kapitel 9.6 beschrieben.

Abbildung 9.9 und Abbildung 9.10 zeigen zum Vergleich die spezifischen Kostenspannen anderer Kläranlagen für Adsorptionsverfahren mit PAK und GAK, sowie für die Ozonierung. Aufgeführt sind einerseits tatsächliche Kosten von bestehenden vierten Reinigungsstufen auf unterschiedlichen Kläranlagen. Andererseits werden kalkulierte Kostenannahmen aus Studien und Literatur genannt. Bei den gezeigten spezifischen Kostenspannen ist nicht aufgeführt, wie diese Kosten kalkuliert wurden.

Bei der Berechnung der spezifischen Kosten können viele Parameter Einfluss nehmen. Bei den aufgeführten spezifischen Kosten wird als Bezugsgröße die Frischwassermenge, die Jahresschmutzwassermenge oder die Jahresabwassermenge genannt. Wie in Tabelle 9.9 zu sehen, ergeben sich, je nach Wahl der Bezugsgröße, erhebliche Kostenunterschiede. Ein anderer wichtiger Parameter ist die Reduktion der Abwasserabgabegebühren, die sich durch eine vierte Reinigungsstufe ergeben können. Auch diese können letztlich in die spezifischen Kosten mit einberechnet werden. Ebenso sind die Fördergelder zu nennen. Wurden die Investitionskosten für eine vierte Reinigungsstufe gefördert, so ergeben sich auch hierdurch geringere spezifische Kosten. Zuletzt sollte beachtet werden, ob sich die spezifischen Kosten aus einer Teilstrom- oder Vollstrombehandlung ergeben und aus welchen Verfahrensschritten die zugehörige vierte Reinigungsstufe im Einzelnen aufgebaut ist.

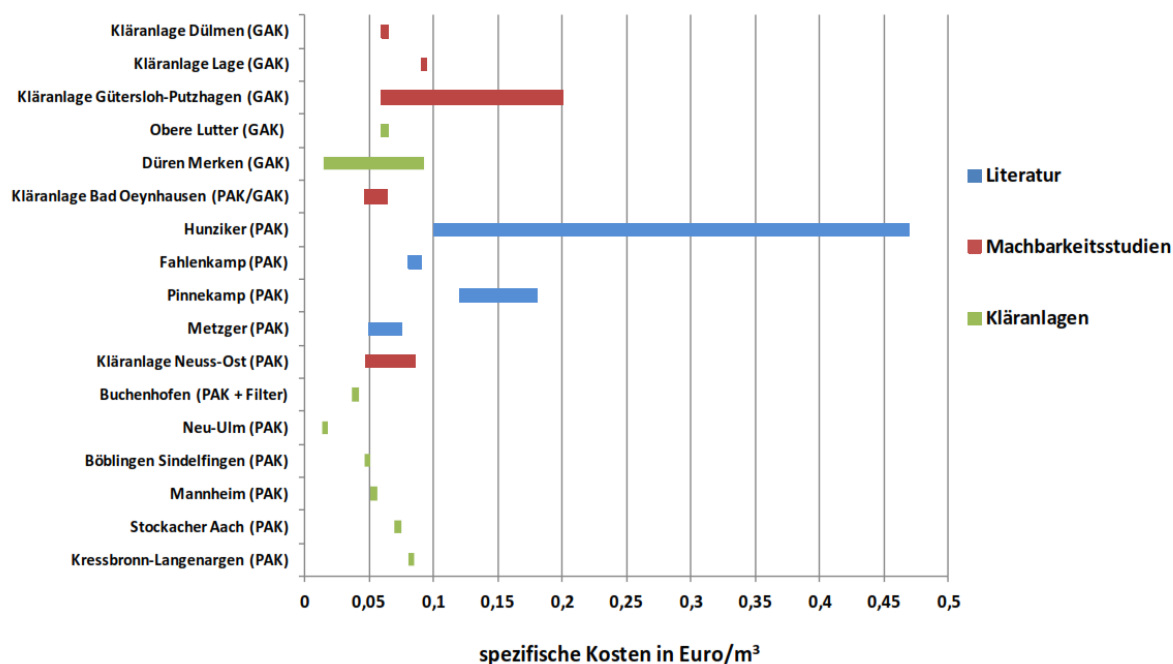


Abbildung 9.9: Vergleich der verschiedenen Kostenangaben aus Literatur und Praxis für Adsorptionsverfahren (Günthert et al., 2013)

Als Beispiel für die unterschiedlichen spezifischen Kostenspannen dient die Kostenkalkulation für die Kläranlage Steinhäule (Neu-Ulm). Der Kläranlage sind 440.000 EW angeschlossen. Die folgenden Kosten für die Mikroschadstoffelimination wurden für den Teilstrom ausgelegt. Wie in Abbildung 9.9 zu sehen, liegen die spezifischen Kosten bei 0,013 €/m³ (Günthert et al., 2013). Diese Kosten werden in einer anderen Literaturquelle anders aufgeführt. Dabei nahmen die o. g. Parameter Einfluss auf die Kostendarstellung. Wurde die Bezugsgröße „Schmutzwasser“ gewählt und werden die Ersparnisse durch Abwasserabgabereduktion und Förderung berücksichtigt, so ergeben sich spezifische Kosten von 0,02 €/m³. Ohne die Ersparnisse durch Abwasserabgabe und Förderung belaufen sich die spezifischen Kosten auf 0,08 €/m³. Ist die Bezugsgröße „Frischwasser“, inklusive der Ersparnisse aus Abwasserabgabereduktion und Förderung, so ergeben sich spezifische Kosten von 0,13 €/m³. Ohne die Ersparnisse aus Abwasserabgabe und Förderung werden 0,19 €/m³ genannt (Stand 06/2012) (Mertsch et al., 2013).

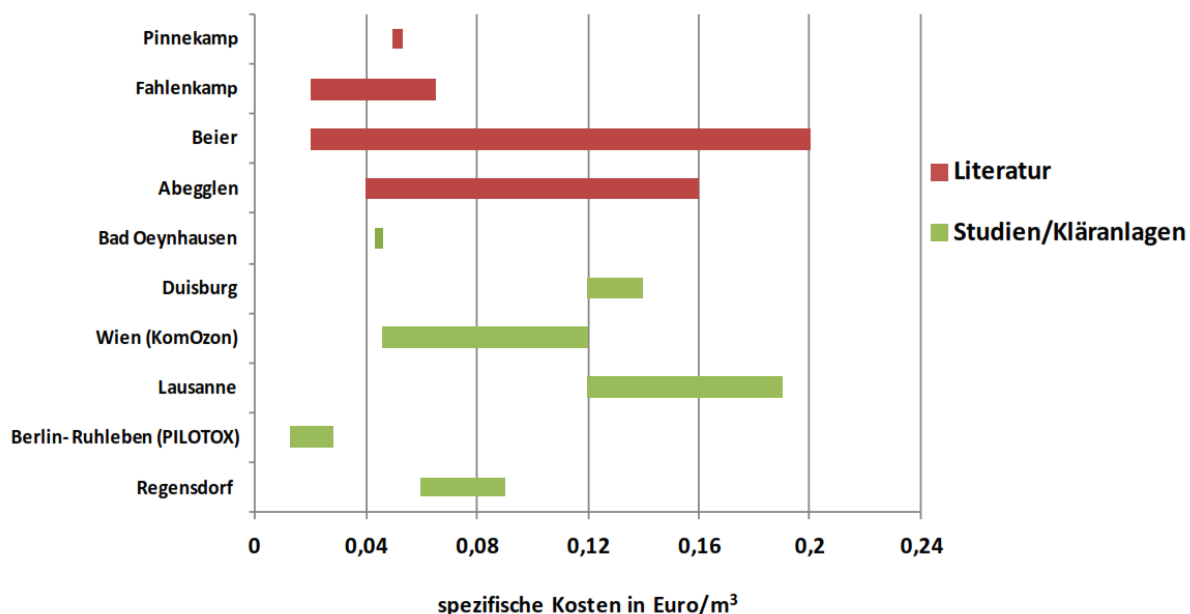


Abbildung 9.10: Kostenangaben für Ozonierung (Günthert et al., 2013)

Beim Vergleich der spezifischen Kosten unterschiedlicher Verfahren sollte stets genau darauf geachtet werden, wie sich diese zusammensetzen. Diese können irreführend sein und den Betrachter zu einem falschen Eindruck verleiten.

9.6 Sensitivitätsanalyse

Die bislang aufgeführten Betriebskosten sollten als grober Anhaltspunkt gesehen werden, damit zunächst verdeutlicht wird, welche Kosten sich am Ende der Jahreskostenrechnung ergeben können. Um sich ein Bild über die möglichen Kostenschwankungen zu machen, werden in Tabelle 9.10 die minimal und maximal anzunehmenden Betriebskosten für die einzelnen Varianten kalkuliert.

Die maßgeblichen Betriebskosten werden bei der PAK-Adsorption durch den Aktivkohleverbrauch verursacht. Hinzu kommt, dass die Kosten für unterschiedliche Kohlen stark schwanken können. Welche Kohle sich am besten für den Gebrauch auf der Kläranlage Lengerich eignet, muss vor Ort bewertet werden.

Ähnlich verhält es sich mit den Betriebskosten bei der GAK-Adsorption. Auch hier macht der Aktivkohleverbrauch die wesentlichen Kosten aus. Ebenso können bei der granulierten Aktivkohle die Preise unterschiedlicher Kohlen stark schwanken.

Tabelle 9.10: Betriebskostenannahme bei unterschiedlichen Betriebsmittelkosten

		Variante 1.1	Variante 1.2	Variante 1.3	Variante 2
	<i>durchschnittliche Betriebskosten pro Jahr</i>	118.282 €	112.199 €	177.314 €	311.088 €
	Annahme				
1.	c(PAK) = 5mg/l bzw. 9.500 BV	79.594 €	73.511 €	99.938 €	216.065 €
2.	c(PAK) = 20mg/l bzw. 2.500 BV	137.626 €	131.543 €	216.002 €	672.178 €
3.	1,20 €/kgPAK bzw. 1 €/kg	101.214 €	95.131 €	143.178 €	225.114 €
4.	2,20 €/kgPAK bzw. 2 €/kg	135.350 €	129.267 €	211.451 €	397.062 €
5.	18 Cent/kWh	114.135 €	108.702 €	173.044 €	307.120 €
6.	26,5 Cent/kWh	121.968 €	115.307 €	181.110 €	314.616 €
7.	Minimale Betriebskosten	69.757 €	64.324 €	84.288 €	157.797 €
8.	Maximale Betriebskosten	164.070 €	157.409 €	265.314 €	882.042 €
9.	Minimale Jahreskosten *	344.335 €	304.000 €	309.051 €	403.314 €
10.	Maximale Jahreskosten *	438.648 €	397.085 €	490.077 €	1.127.559 €
* Bei einem Zinssatz von 3% und folgenden Zinszeiträumen:		30 Jahre für Bautechnik 15 Jahre für Maschinenteknik 10 Jahre für EMSR-Technik			

Zeilen 1 und 2 spiegeln die Betriebskosten bei minimalen und maximalen PAK- und GAK-Mengenverbrauch wieder. In den Zeilen 3 und 4 werden unterschiedliche Kosten für die Betriebsmittel PAK und GAK angesetzt. Die Zeilen 5 und 6 verdeutlichen die Schwankungen der Betriebskosten durch unterschiedliche Energiekostenannahmen.

Werden unter Berücksichtigung der minimalen Konzentrationen aus Zeile 1 die minimalen Betriebsmittelkosten aus Zeile 3 mit den minimalen Energiekosten in Zeile 5 verrechnet, so ergeben sich die minimalen Gesamtbetriebskosten in Zeile 7. Zeile 8 zeigt im Gegenzug die maximalen Gesamtbetriebskosten. Diese werden jeweils mit den jährlichen Kapitalkosten addiert, wodurch die minimalen und maximalen Jahreskosten in den Zeilen 9 und 10 aufgeführt werden.

Zwischen den minimalen und maximalen Jahreskosten liegen bei allen Varianten hohe Differenzen. Bei den Varianten der PAK-Adsorption unterliegt die Variante 1.3 den größten Kostenschwankungen. Begründen lässt sich dies durch den verhältnismäßig hohen PAK-Verbrauch. Im Vergleich aller Varianten ergibt sich die größte Differenz bei der GAK-Adsorption (Variante 2). Diese liegt bei den minimalen, wie auch bei den maximalen Betriebskosten jeweils über den kalkulierten Kosten der anderen Varianten, was auf die hohen Betriebsmittelkosten zurückzuführen ist.

Welches Verfahren letztlich die meisten spezifischen Vorteile aufweist, wird in dem folgenden Kapitel beschrieben und empfohlen.

10 Verfahrensempfehlung

Da man bei allen vorgeschlagenen Varianten etwa von einer gleichen Eliminationsrate auf Mikroschadstoffe ausgehen kann, werden die Varianten in einem ersten Vergleich monetär miteinander verglichen. Es wird deutlich, dass die Varianten 1.2 und 1.3 näher betrachtet werden sollten.

Zwar ist die Variante 1.3 bei Betrachtung der Investitionskosten die günstigste Variante, doch fällt beim Vergleich der laufenden Jahres- und Betriebskosten auf, dass die Variante 1.2 deutlich günstiger ist als die restlichen Varianten. Auch wird bei Variante 1.2 der geringste Energiebedarf erwartet. Wie in Kapitel 9 geschildert wurde bei Variante 1.3 die Sandfiltration als Endfiltration gewählt um ein alternatives Filtrationsverfahren zu präsentieren. Wird nun bei dieser Variante eine Tuch- anstatt einer Sandfiltration gewählt, so wäre die Variante 1.3 durch diese kostengünstigere Maßnahme im Hinblick auf die jährlichen Kosten weiterhin deutlich im Nachteil gegenüber Variante 1.2.

Für die Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe empfehlen wir letztlich die **Variante 1.2**. Auch wenn eine solche Anlage im großtechnischen Maßstab noch nicht existiert, so weisen

alle im Laufe der Machbarkeitsstudie aufgeführten Erkenntnisse darauf hin, dass die Umsetzung der Variante 1.2 ein sinnvolles Verfahren zu Elimination von Mikroschadstoffen ist. Hierbei wird auf ein zusätzliches Sedimentationsbecken zur PAK-Abscheidung verzichtet. Ein solches Sedimentationsbecken sollte nicht zwangsläufig nötig sein, da die ausgelegten Endfiltrationen für eine erhöhte Feststofffracht ausgelegt sind und somit für eine effektive PAK-Abscheidung ausreichen. Wir empfehlen jedoch bei der Planung dieser Variante eine mögliche Erweiterung um ein Sedimentationsbecken zu berücksichtigen, also den Ausbau zur Variante 1.1. Somit wäre der Umbau zum erprobten AFSF-Verfahren gewährleistet, falls die Variante 1.2 nicht zu einem zufriedenstellenden Betrieb führt.

Die Variante 1.2 vereint die meisten positiven Eigenschaften. Es ist eine kompakte Anlage mit wenig Platzbedarf. Sie sollte zu sehr guten Eliminationsraten für Mikroschadstoffe führen und ist dank der Tuchfilter zusätzlich dazu in der Lage den CSB-, P- und N-Gehalt weitergehend zu reduzieren, sofern dieser gebunden vorliegt. Bei Fällmittelzugabe ist außerdem eine weitergehende Reduktion des P-Gehaltes auf Werte unter 0,1 mg/l zu erwarten. Da die Endfiltration für den gesamten Bemessungszufluss ausgelegt ist, kommt es zu keinerlei Schlammabtrieb aus der Nachklärung in das anliegende Gewässer, wodurch ein konstanterer Kläranlagenbetrieb sichergestellt wird. Schlussendlich verbrauchen die Verfahrensstufen der Variante 1.2 weniger Energie, als sie bei den anderen Varianten benötigt wird. Gerade in Anbetracht der stetig steigenden Energiekosten und der Versuche vieler Kläranlagen ihre Energiekosten zu senken, ist die Variante 1.2 auch hier gegenüber der anderen Varianten im Vorteil.

Abschließend wird die Adsorption mittels granulierter Aktivkohle (Variante 2) als nicht empfehlenswert erachtet. Grund dafür ist, neben den hohen Betriebskosten, die unbeständige Reinigungswirkung dieser Verfahren. Hier schneiden die PAK-Adsorption und die Ozonierung besser ab. Diese Verfahren können auf den aktuellen Verschmutzungsgrad angepasst werden, wodurch eine nahezu konstante Reinigungswirkung hervorgerufen wird.

11 Zielsetzung

Die Stadtentwässerung Lengerich wird sich intensiv mit der Machbarkeitsstudie auseinandersetzen. Die Erkenntnisse aus der vom Land vorgeschlagenen Gewässeruntersuchung werden begleitend seitens der Stadt analysiert.

Parallel dazu beabsichtigt die Stadt vertiefte Kenntnisse und Planungssicherheit zur Realisierung einer möglichen 4. Reinigungsstufe auf der Kläranlage Lengerich zu erreichen. Hierzu würde sich nach Beratung mit den politischen Gremien der Stadt eine Vorplanung anbieten, in der die Vorzugsvarianten näher betrachtet und ausgearbeitet werden.

12 Zusammenfassung

Die örtlichen Umstände und die Erkenntnisse aus der Bearbeitung der Machbarkeitsstudie zur Elimination anthropogener Mikroschadstoffen haben ergeben, dass der Ausbau einer vierten Reinigungsstufe für die Kläranlage Lengerich sinnvoll und umsetzbar ist.

Im Rahmen der Studie wurde zunächst das Projekt kurz beschrieben. Nach der Vorstellung der Kläranlage Lengerich wurde detailliert auf die Definition der Mikroschadstoffe eingegangen. Es wird deutlich, dass nicht nur die in der WRRL definierten prioritären Stoffe ein Problem für Kläranlagen und die aquatische Welt darstellen. Eine Vielzahl weiterer Mikroverunreinigungen steht im Verdacht der Grund für negative Auswirkungen in der Umwelt zu sein. Letztlich sollten alle Mikroschadstoffe, die grundsätzlich durch herkömmliche Reinigungsstufen einer Kläranlage nicht behandelt werden, durch eine weitergehende Reinigungsstufe aus den Kläranlagen und somit im Wesentlichen auch aus dem Wasserkreislauf entfernt werden.

Im Anschluss wurden alle relevanten und derzeit bekannten Verfahren zur Mikroschadstoffelimination aufgeführt und bewertet. Die derzeit gängigen Verfahren zur Mikroschadstoffelimination sind die Ozonierung und die Adsorption mittels Aktivkohle. Auch andere Verfahren wurden erläutert und bewertet. Zunächst wurde auf mögliche Membranverfahren eingegangen. Aufgrund der hohen spezifischen Kosten dieser Verfahren und der Tatsache, dass die Mikroschadstoffelimination mittels Membranverfahren wenig erforscht ist, wurden die Membranverfahren nicht weiter berücksichtigt.

Nach den Membranverfahren wurde näher auf die Ozonierung eingegangen. Es fand eine Beurteilung möglicher Verfahrenskombinationen statt. Die meisten Vorteile ergaben sich bei der Kombination einer Ozonierungsstufe mit nachgeschalteter DynaSand-Filtration. Hierdurch besteht die Möglichkeit das ozonbehandelte Abwasser weitergehend zu reinigen. Neben dem geringfügigen Mikroschadstoffabbau ist der DynaSand-Filter dazu in der Lage, die für die Abwasserabgabe relevanten Parameter zu reduzieren. Dies ist insofern interessant, da die Ozonierung diese Parameter nur begrenzt verringert.

Im Anschluss wurde auf die Adsorption mittels Aktivkohle näher eingegangen. Zur Aktivkohle-Adsorption bieten sich zwei unterschiedliche Verfahren an, die Adsorption mittels granulierter Aktivkohle (GAK) und die Adsorption mittels Pulveraktivkohle (PAK). Neben der Vorstellung unterschiedlicher Verfahrenskombinationen wurden alle wesentlichen Merkmale dieser Verfahren aufgezeigt und analysiert.

Bei der PAK-Adsorption wurde zusätzlich bewertet, ob Fäll- sowie Flockungshilfsmittel verwendet werden sollten. Es stellte sich heraus, dass die zusätzliche Zugabe von Flockungshilfsmitteln bei der PAK-Adsorption keinen großen Nutzen aufweist. Aus diesem Grund spielten die Flockungshilfsmittel für die weitere Bearbeitung der Machbarkeitsstudie keine Rolle mehr. Schließlich wurden die vorgeschlagenen Verfahren zur PAK-Abscheidung auf ihre Eignung überprüft. Es zeigte sich, dass die PAK-Adsorption mit nachgeschalteter Tuchfiltration die vorteilhafteste Lösung darstellt.

Nach der Betrachtung der relevanten Reinigungsverfahren wurde eingehend auf die Ergebnisse der zwei Mikroschadstoffanalysen im Ablauf der Kläranlage eingegangen. Dabei fiel zunächst auf, dass die Konzentrationen in der zweiten Probe teilweise sehr deutlich über den Konzentrationen der ersten Probe lagen. Auch wiesen einige der bemessenen Mikroschadstoffe im Vergleich zu anderen Kläranlagen höhere Ablaufkonzentrationen auf. So lagen in beiden Analysen die Konzentrationen des Halogenids Bromid und des Schmerzmittels Diclofenac über dem Durchschnitt anderer Kläranlagenabläufe. Weitere überdurchschnittliche Konzentrationen wurden in der zweiten Probe nachgewiesen. Auffällig waren das Schmerzmittel Phenazon, der Betablocker Bisoprolol, das Antibiotikum Clarithromycin und der Korrosionsinhibitor Benzotriazol. Werden die bemessenen Mikroschadstoffkonzentrationen mit den angestrebten Konzentrationen aus der D4-Liste der WRRL verglichen, so zeigten zwölf Mikroschadstoffe teilweise bedenklich hohe Konzentrationen auf.

Aufgrund der nachgewiesenen Bromid-Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Lengerich wurde eine 4. Reinigungsstufe in Form einer Ozonierung ausgeschlossen. Grund für diese Entscheidung ist, dass Bromide in einer Ozonierung zum kanzerogen wirkenden Stoff Bromat reagieren.

Zusammenfassend verdeutlichen die Analyseergebnisse der gemessenen 24 Stoffe, dass die herkömmlichen Reinigungsstufen der Kläranlage Lengerich nicht ausreichen um Mikroschadstoffe zu eliminieren.

Hinsichtlich der Mikroschadstoffe kann über eine weitergehende Reinigungsstufe nachgedacht werden. Außerdem sollen die Zielwerte der WRRL für Oberflächengewässer in baldiger Zukunft eingehalten werden. Alle Bedingungen, die zu einer Verschlechterung der Oberflächengewässervalore führen, sollen so bald wie möglich angegangen und optimiert werden. Es liegt nahe, dass auch die Kläranlagenbetreiber der Kläranlage Lengerich tätig werden müssen, um ihre Ablaufwerte in naher Zukunft zu verbessern. Eine weitergehende Abwasserreinigung ist mit großer Wahrscheinlichkeit in absehbarer Zeit umzusetzen. Dies könnte mit Hilfe einer vierten Reinigungsstufe verwirklicht werden.

Im Anschluss wurde eine Alternative vorgeschlagen, mit der die in der Zukunft möglicherweise verschärften Einleitenvoraussetzungen für die allgemeinen physikalisch-chemischen Parameter (ACP) – gemeint ist der Phosphor- und Stickstoffgehalt – und den CSB eingehalten werden können. Es handelt sich hierbei um eine Endfiltration in Form von Sandfiltern.

Im Rahmen der Studie wurden nun drei Verfahren der PAK-Adsorption und ein Verfahren der GAK-Adsorption vorgestellt und verglichen. Bis auf Variante 1.3 beginnt jedes der Verfahren mit dem Abschluss der herkömmlichen Abwasserreinigung der Kläranlage, also nach den Nachklärbecken.

Im Einzelnen handelt es sich um die folgenden Varianten:

- Variante 1.1: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Sedimentation, Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken
- Variante 1.2: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken
- Variante 1.3: PAK-Adsorption im Belebungsbecken mit anschließender DynaSand-Filtration nach den Nachklärbecken
- Variante 2: GAK-Adsorption im DynaCarbon-Filter mit vorgeschalteter DynaSand-Filtration

Die Machbarkeits-, sowie Wirtschaftlichkeitsanalyse ergab, dass die Varianten 1.2 eine optimale Lösung für die Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe darstellt.

Auf Basis dieser Machbarkeitsstudie wird empfohlen, eine PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebungsbecken zu realisieren.

Mit dem Umdenken und der Aufklärung von Politik und Gesellschaft hinsichtlich der Umweltverschmutzung findet immer häufiger auch die Mikroschadstoffelimination auf kommunalen Kläranlagen ihre Beachtung. Der Nutzen einer vierten Reinigungsstufe wird immer deutlicher und leistet in vielerlei Hinsicht einen großen Beitrag zum Erhalt und zur Verbesserung der aquatischen Umwelt.

13 Literaturverzeichnis

Abegglen, C., Escher, B., Hollender, J., Koepke, S., Ort, C., Peter, A., Siegrist, H., von Gunten, U., Zimmermann, S., Koch, M., Niederhauser, P., Schärer, M., Braun, C., Gälli, R., Junghans, M., Brocker, S., Moser, R., Rensch, D. (2009) Ozonung von gereinigtem Abwasser. Dübendorf

Abegglen, C., Rosenstiel, R., Ort, C., Schärer, M. (2009) Weitergehende Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen bei kommunalen Abwasserreinigungsanlagen. Korrespondenz Abwasser - Abfall. Juni 2009, S. 584-592

Alaton, A. und Balcioglu, I. A. (2001) Combined treatment of pharmaceutical wastewater by intermittent ozonation and biological activated sludge. IWA, World Water Congress 2001, Berlin

ATV (Hrsg.) (2000) Regelwerk für die Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. Arbeitsblatt ATV-DVWK-A 131 (GFA), Mai 2004, Hennef

Beier, S. (2010) Elimination von Arzneimitteln aus Krankenhausabwasser. GWA-Band 222, Aachen

Bolle, F.-W. (2011) Energiebedarf von Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen – Phase I, RWTH Aachen, Aachen

Böhler, M., Wittmer, A., Heisele, A., Wohlhauser, A., Salhi, L., von Gunten, U., Mc Ardell, C., Longrée, P., Beck, P. und Siegrist, H. (2013) Berichterstattung - Ergänzende Untersuchungen zur Elimination von Mikroverunreinigungen auf der Ara Neugut, Bafu, Bern

DWA (Hrsg.) (2006) Regelwerk für die hydraulische Bemessung und Nachweis von Entwässerungssystemen. Arbeitsblatt DWA-A 118, März 2006, Hennef

DWA (Hrsg.) (2011) Chemisch-physikalische Verfahren zur Elimination von Phosphor aus Abwasser. Arbeitsblatt DWA-A 202, Mai 2011, Hennef

Ebert, I., Conradi, S., Hein, A., Amato, R. (2014) Arzneimittel in der Umwelt – vermeiden, reduzieren, überwachen. Dessau-Roßlau

ELWAS-WEB (2014) Elektronisches Wasserwirtschaftliches Verbundsystem. <http://www.elwasweb.nrw.de/elwas-web/map-index.jsf?cid=1785>, besucht im Mai 2014

EU-Koordinationsbüro des deutschen Naturschutzbündnisses (2014) Globale Chemikalienpolitik: UNEP fordert größeren Einsatz. <http://www.eu-koordination.de/component/content/article/1680-globale-chemikalienpolitik-unep-fordert-groesseren-einsatz>, besucht im Juli 2014

Europäisches Parlament und Rat (2000) RICHTLINIE 2000/60/EG DES EUROPÄISCHEN PARLAMENTS UND DES RATES vom 23. Oktober 2000 zur Schaffung eines Ordnungsrahmens

für Maßnahmen der Gemeinschaft im Bereich der Wasserpolitik. ABl. L 327 vom 22.12.2000, S. 1. 2000

Fa. Mecana Umwelttechnik GmbH (2014) TUCHFILTRATION, Reichenburg

Fahlenkamp, H., Nöthe, T., Nowotny, N., Launer, M. (2008) Untersuchungen zum Eintrag und zur Elimination von gefährlichen Stoffen in kommunalen Kläranlagen Phase 3. Technische Universität Dortmund, Dortmund

Fahlenkamp, H., Nöthe, T., Nowotny, N., Ries, T., Hannich, C. B., Peulen, C., Kuhn-Joeressen, S., von Sonntag, C. (2006) Untersuchungen zum Eintrag und zur Elimination von gefährlichen Stoffen in kommunalen Kläranlagen Teil 2. Universität Dortmund, Dortmund

Grabbe, U. (2013) Elimination von Mikroverunreinigungen. Präsentationsfolien Mecana, Reichenburg

Götz, C., Kase, R., Ort, C., Singer, H., Bergmann, S. (2012) Mikroschadstoffe aus kommunalem Abwasser – Stoffflussmodellierung, Situationsanalyse und Reduktionspotenziale für Nordrhein-Westfalen. Studie im Auftrag des Ministeriums für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen (MKULNV), Zofingen

Grünebaum, T. (2011) Schlussbericht Phase 1 „Elimination von Arzneimittelrückständen in kommunalen Kläranlagen“, Essen

Grünebaum, T. (2013) Abschlussbericht Phase 2 „Elimination von Arzneimittelrückständen in kommunalen Kläranlagen“, Essen

Günthert, F. W. und Rödel, S. (2013) Bewertung vorhandener Technologien für die Elimination anthropogener Spurenstoffe auf kommunalen Kläranlagen. Universität der Bundeswehr München, Neubiberg

Häusler, C. (2014) Die Welt.

<http://www.welt.de/wirtschaft/article124975554/Umweltschuetzer-warnen-vor-Mikroplastik-in-Kosmetik.html>, besucht am 18. Februar 2014

Herbst, H. (2013) Einsatz der Verfahrenstechnik Ozon. Workshop "Maßnahmenprogramm WRRL 2015 und Mikroschadstoffreduzierung", 10.10.2013, Bezirksregierung, Münster

Herbst, H. und Maus, C. (2013) Einbindung einer Anlage zur Spurenstoffelimination mittels Aktivkohle in die Abwasserfiltration der Kläranlage Neuss Ost Phase II, Köln

Ingenieurkammer-Bau NRW (2013) Workshop Maßnahmenprogramm WRRL 2015 und Mikroschadstoffreduzierung, 10.10.2013, Bezirksregierung, Münster

Kreuzinger, N. (2011) Technische Umsetzung und Implementierung einer Ozonungsstufe für nach dem Stand der Technik gereinigtes kommunales Abwasser Heranführung an den Stand der Technik. Technische Universität Wien, Wien

Leiblein (2013) <http://www.leiblein.de/de/prozesswasser/schraegklaerer.html>, besucht im Dezember 2013

Mecana Umwelttechnik GmbH (Hrsg.) (2014) Phosphorelimination in Kläranlagen, Leistungssteigerung von Polstofffiltern.

Mertsch, V., Herbst, H., Alt, K. (2013) Kosten der Elimination von Spurenstoffen auf kommunalen Kläranlagen. ISBN 978-3-938996-38-6

Nau, R. (2014) <rnau@nordic-water.de> Re: Fragen zu Sandfiltern. Nordic Water GmbH. Persönliche E-Mail vom 25.08.2014

n-tv (2009) <http://www.n-tv.de/wissen/Immer-mehr-weibliche-Fische-article46898.html>, besucht am 04. Juni 2014

Pinnekamp, J. (2012) Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen, insbesondere kommunaler Flockungsfiltrationsanlagen durch den Einsatz von Aktivkohle. RWTH Aachen, Aachen

Platz, B. (2014) DasErste.de. <http://www.daserste.de/information/wissen-kultur/w-wie-wissen/sendung/2012/plastik-100.html>, besucht am 31. Januar 2014

Podjavorsek, P. (2013) DasErste.de. <http://www.daserste.de/information/wissen-kultur/w-wie-wissen/sendung/2012/apotheke-110.html>, besucht am 04. Juni 2014

Regmann, S. und Heckhausen, A. (2014) Project Blue Sea e.V. <http://www.projectblueseas.de/media/files/downloads/Micro-Beads.pdf>, besucht am 27. Februar 2014

Rongen, R. (2013) WEDECO Ozon. Entfernung von Mikroschadstoffen. Präsentationsfolien Xylem Inc., Herford

Schmidt, T. (2011) Metabolitenbildung beim Einsatz von Ozon. IWW Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasserforschung gemeinnützige GmbH, Mülheim

Türk, J. (2013) Volkswirtschaftlicher Nutzen der Ertüchtigung kommunaler Kläranlagen zur Elimination von organischen Spurenstoffen, Arzneimitteln, Industriechemikalien, bakteriologisch relevanten Keimen und Viren (TP9). Institut für Energie- und Umwelttechnik e. V. (IUTA), Duisburg

Weiß, S. (2007) Potential von Membranbioreaktoren zur Entfernung von polaren persistenten Spurenstoffen aus Kommunalabwasser. Dissertation, Technische Universität Berlin, Berlin

Zehender, M. (2014). <mzehendner@nordicwater.com> AW: Thema Spurenstoffelimination – Speziell zur Pilotierung der KA Rietberg. Nordic Water GmbH. Persönliche E-Mail vom 23.05.2014

Zwickenpflug, B., Böhler, M., Sterkele, B., Joss, A., Siegrist, H., Traber, J., Gujer, W., Behl, M., Dorsch, F., Hollender, J. (2010) Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser. Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz, Dübendorf