



Stadt Ennigerloh

Abschlussbericht

Möglichkeiten der Elimination anthropogener Spurenstoffe in der Kläranlage Ennigerloh

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



 **Ingenieurbüro
Rummler + Hartmann
GmbH**

Havixbeck, im September 2014

Auftraggeber: Stadt Ennigerloh
Marktplatz 1
59320 Ennigerloh

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

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

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
2	Projektkurzbeschreibung und Zielsetzung.....	2
3	Beschreibung der Spurenstoffproblematik	2
4	Vorstellung der Kläranlage Ennigerloh.....	6
5	Planungshinweise	7
6	Analyseergebnisse	9
7	Betrachtete Verfahren zur Spurenstoffelimination	11
7.1	Membranverfahren	13
7.2	Ozonierung	14
7.3	Adsorption mittels Aktivkohle	22
7.3.1	GAK-Adsorption.....	22
7.3.2	PAK-Adsorption	25
7.3.2.1	Auswahl geeigneter Aktivkohle	27
7.3.2.2	Verfahrensmöglichkeiten der PAK-Adsorption.....	29
7.3.2.3	Fällmittel- und Flockungshilfsmittelzugabe	32
7.3.2.4	Systeme zur PAK-Abscheidung	34
7.3.2.4.1	AFSF-Verfahren	36
7.3.2.4.2	Sedimentation.....	36
7.3.2.4.3	Lamellenabscheider	38
7.3.2.4.4	Mikrosieb	39
7.3.2.4.5	Tuchfiltration	41
7.3.2.4.6	Druckentspannungsflotation	43
7.3.2.4.7	Zusammenfassende Gegenüberstellung der Systeme zur PAK-Abscheidung	44
7.4	Gegenüberstellung der optionalen Verfahren	45
8	Planungs- und Bemessungsgrundlagen.....	49
9	Verfahrensmöglichkeiten und Kostenschätzungen.....	52
9.1	Variante 1.1: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Sedimentation und Tuchfiltration.....	53
9.2	Variante 1.2: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Tuchfiltration und Rezirkulation in die Belebung	60

9.3	Variante 1.3: PAK-Adsorption im Belebungsbecken mit anschließender Tuchfiltration nach der Nachklärung	66
9.4	Variante 2: GAK-Adsorption im DynaSand-Carbonfilter	71
9.5	Variante 3: Ozonierung mit anschließender DynaSand-Filtration	76
9.6	Gegenüberstellung der Kostenschätzungen	81
9.7	Sensitivitätsanalyse	84
10	Verfahrensempfehlung	86
11	Zielsetzung	88
12	Zusammenfassung	88
13	Literaturverzeichnis	91
14	Verzeichnisse	94
14.1	Abbildungsverzeichnis	94
14.2	Tabellenverzeichnis	96
14.3	Abkürzungsverzeichnis	97
15	Anhang	99

1 Einleitung

Anthropogene Spurenstoffe 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 3.1). 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 auf den Organismus und die Umwelt haben können, ist weitestgehend unerforscht, da eine Vielzahl noch nicht genauer untersucht und bisher keine genauen Grenzwerte definiert wurden. Doch auch diejenigen Stoffe, für die es bereits definierte Schwellenwerte 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 behandeln. 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 prioritärer Stoffe vorgenommen und diskutiert. Das Land Nordrhein-Westfalen fördert auf den öffentlichen Kläranlagen innovative Technologien zur Behandlung und Beseitigung dieser Stoffe. Die Betreiber der Kläranlage Ennigerloh denken mit Betrachtung dieser Machbarkeitsstudie über eine Inanspruchnahme einer Förderung nach, um ihre Kläranlage ggf. nachzurüsten.

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

2 Projektkurzbeschreibung und Zielsetzung

Zur Behandlung, Reduktion und Elimination von Spurenstoffen 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 Spurenstoffen die Kläranlage Ennigerloh 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 „Spurenstoffelimination“ ein für die Kläranlage Ennigerloh maßgeschneidertes Konzept zur Behandlung der Spurenstoffe ausgearbeitet.

3 Beschreibung der Spurenstoffproblematik

Spurenstoffe werden im Allgemeinen häufig auch als prioritäre Stoffe, Mikroschadstoffe, 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 50.000.000 registrierte Chemikalien, wovon etwa 5.000 als umweltgefährdend gelten. „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 gelten 1.200 als umweltrelevant. Von diesen 1.200 Stoffen wurden in Deutschland im Jahr 2012 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 und die Gesellschaft immer älter wird.

Viele der Spurenstoffe 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 beispielsweise endokrine Stoffe (Hormone) in den letzten Jahren durch unerwünschte Wirkung auf Wirbellose und Fische auf sich aufmerksam (n-tv, 2009; Podjavorsek, 2013). Tabelle 3.1 präsentiert lediglich einen kleinen Teil dessen, was einige ausgewählte Arzneimittelwirkstoffe in der Umwelt für Effekte bei untersuchten Nichtzielorganismen aufzeigen.

Tabelle 3.1: 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	Zebrabärbling	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

Nach Definition des Europäischen Parlaments sind prioritäre Stoffe (Richtlinie 2000/60/EG vom 23. Oktober 2000) 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.

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.

In Abbildung 3.1 sind beispielhaft Konzentrationen ausgewählter Arzneimittelrückstände und Röntgenkontrastmittel in der aquatischen Welt aufgeführt. Die vier aufgezeigten Stoffe geben Grund zur Annahme, dass wesentlich mehr Spurenstoffe die Kläranlagen passieren und sich in bedenklichen Mengen in der Umwelt anlagern.

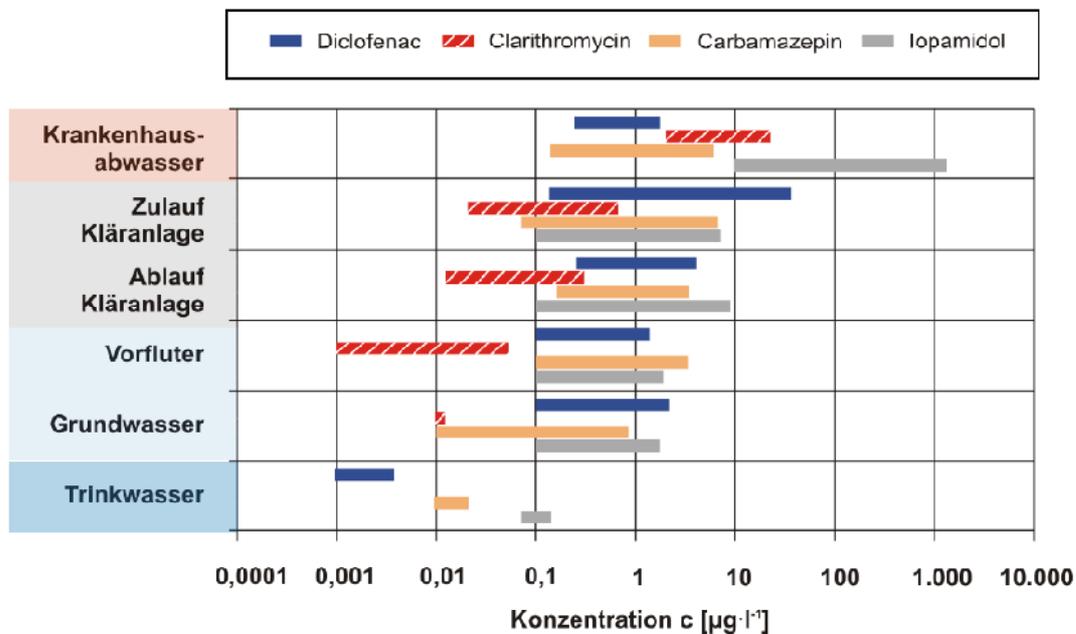


Abbildung 3.1: Arzneimittelrückstände und Röntgenkontrastmittel in der aquatischen Welt (Beier, 2010)

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 Arz-

neimittelwirkstoff Diclofenac, sowie um die Hormone 7-Alpha-Ethinylestradiol (EE2) und 17-Beta-Östradiol (E2). Die Weichen für die Aufnahme der für die breite Bevölkerung bekanntesten und oft in den Medien hervorgehobenen Problemstoffe, gemeint sind die Arzneimittelrückstände und Hormone, sind also gestellt.

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 Mikro-Kunststoffe 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. Die Größen dieser Kunststoffpellets können je nach Verwendung sehr stark variieren. Die für Kläranlagen und Umwelt relevanten Kunststoffe sind die Small Microplastic-Particle (S-MPP), welche den Größenbereichen kleiner 1 mm darstellen. Die Gruppen der S-MPP finden häufig als Zusätze in Zahncremes und Peelings Verwendung. Gelangen Kunststoffe erst einmal in die aquatische Umwelt, so können sich an diesen zahlreiche Chemikalien und Umweltgifte wie DDT, PCB und Nonylphenole anreichern.

„Mikroplastik im Meer wird von dort lebenden Tieren und Organismen aufgenommen, entweder von „filternden“ Tieren, wie dies zum Beispiel bei Muscheln der Fall ist, oder von Fischen, welche die kleinen Mikroperlchen mit Futter verwechseln“ (Regmann et al., 2014). Letztlich gelangen sie über diesen Weg in die Nahrungskette. Es ist darauf hinzuweisen, dass sich die von den Kunststoffteilchen adsorbierten Chemikalien und Umweltgifte unter bestimmten Umständen im Körper vieler Organismen anreichern können.

Eine herkömmliche kommunale Kläranlage ist derzeit nicht in der Lage die gesamten Frachten an Kunststoffen dem Wasserkreislauf zu entnehmen. Besonders die S-MPP durchlaufen aufgrund ihrer geringen Größe vor allem Anlagen ohne Filtrationsstufe. Es ist zu vermuten, dass die meisten verwendeten Filter, beispielweise ein Flotationsfilter, nicht dazu in der Lage sind alle Kunststoffpartikel herauszufiltern. Aufgrund der Aktualität des Sachverhaltes gibt es derzeit noch keine repräsentativen Studienveröffentlichungen.

Die genauen Auswirkungen der zugelassenen Spurenstoffe auf Mensch, Tier und die Umwelt sind oft 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 Anreicherung jeglicher Art nicht natürlicher Spurenstoffen in der Umwelt zu vermeiden.

4 Vorstellung der Kläranlage Ennigerloh

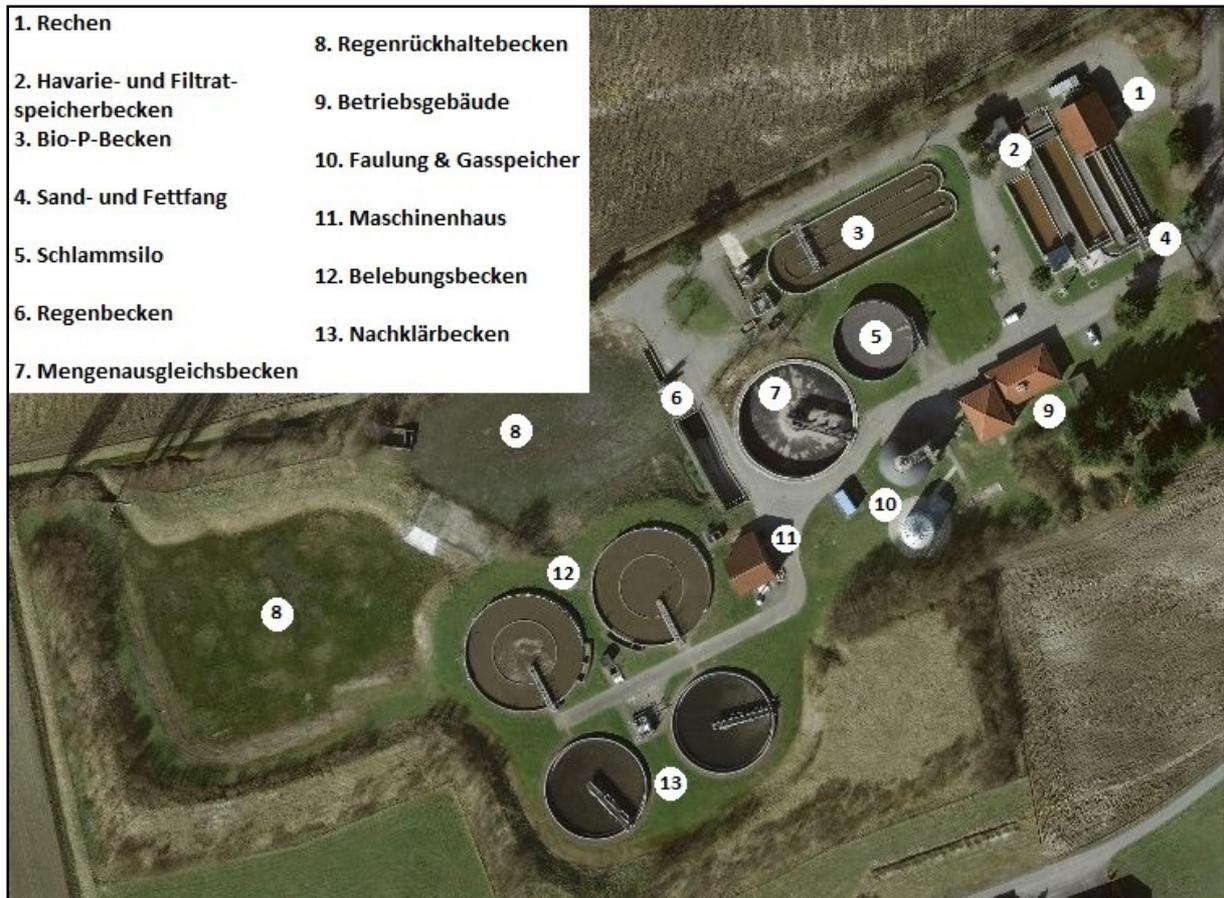


Abbildung 4.1: Luftbild der Kläranlage Ennigerloh (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014)

Die Kläranlage Ennigerloh (Abbildung 4.1) wurde gemäß Genehmigungsbescheid vom 28.11.1996 für 30.000 EW mit weitergehender Abwasserreinigung errichtet. Die derzeitige Anlagenauslastung beträgt etwa 22.000 EW. Die Anlage reinigt die Abwässer der Stadt Ennigerloh, des Ortsteils Enniger und der Deponie der Abfallwirtschaftsgemeinschaft Warendorf. Die Schlammbehandlung erfolgt getrennt mesophil in einem vorhandenen Faulbehälter. Die Kläranlage wird nach dem Kaskaden-Denitrifikationsprinzip mit anaerober Schlammstabilisierung betrieben. Die biologische Reinigungsanlage besteht aus zwei runden Belebungsbecken mit einem Gesamtvolumen von 6.680 m³. Die Becken unterteilen sich jeweils in eine belüftete Nitrifikationskaskade mit 2.340 m³ Volumen und einer unbelüfteten Denitrifikationskaskade mit 1.000 m³ Volumen. Neben den Belebungsbecken betreibt die Kläranlage zusätzlich ein Bio-P-Becken mit einem Volumen von ca. 2.200 m³. Innerhalb der Kläranlage

wird das Abwasser über ein Zwischenhebewerk in die Anlage gefördert. Zur mesophilen Schlammfäulung ist ein Faulbehälter mit einem Volumen von ca. 1.200 m³ vorhanden.

Im Jahre 2009 erfolgte der Einbau eines Gasbehälters mit Blockheizkraftwerk (BHKW) zur Einrichtung einer Eigenenergieerzeugung mittels Faulgasverstromung. Die Kläranlage Ennigerloh verfügt über Kapazitätsreserven. Die Reserven beinhalten die biologische Reinigungsstufe und die Schlammbehandlung mit Faulbehälter und Gasverwertung.

Der Energieverbrauch der Kläranlage Ennigerloh beträgt etwa 970.000 kWh/a. Die Eigenenergieversorgung durch das BHKW liegt im Mittel der Jahre 2012 und 2013 bei 121.392 kWh/a. Der Eigenenergieversorgungsgrad beträgt derzeit also etwa 12,5 %.

Für die Überleitung der Abwässer aus dem Ortsteil Enniger zur Kläranlage betreibt die Stadt Ennigerloh ein Hauptpumpwerk. Das Pumpwerk Enniger wurde im Jahre 1998 in Betrieb genommen.

Die gegenwärtige Abwasserbehandlung ist nach den zwei Nachklärbecken abgeschlossen. Der Ablauf dieser Becken beschickt den nördlich gelegenen Biesterbach, einem Nebengewässer der Angel.

5 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 Ablaufmenge der Kläranlage Ennigerloh belief sich im Jahr 2013 auf ein Volumen von 2.119.816 m³. Aus diesem Wert ergibt sich ein stündlicher mittlerer Ablauf von 242 m³/h. Der anliegende Biesterbach hat auf Höhe des Kläranlagenablaufes ein Einzugsgebiet von 3,5 km². Der mittlere Abfluss beträgt dort 11 l/s · km². Hieraus ergibt sich eine mittlere stündliche Abflussspende von 138,6 m³/h.

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

Sollten in Zukunft ähnliche Anforderungen für die Kläranlagen in Nordrhein-Westfalen angestrebt werden, könnte die Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe möglicherweise durch eine andere Maßnahme verhindert werden: Der Umleitung des Kläranlagenablaufes, um direkt in die nahe gelegene Angel einzuleiten. Der aktuelle Kläranlagenablauf befindet sich auf einer Höhe von 85,00 m. Wird die Einleitung in die Angel auf Höhe der Mündung zum

Biesterbach angestrebt, ergibt sich etwa eine Geländehöhe von 77,50 m, also eine Differenz zum Kläranlagenablauf von ca. 7,50 m. Bei einem Gefälle von 2 ‰ für die Rohrleitungen werden 5,75 m Höhenunterschied benötigt. Eine Umleitung des Kläranlagenablaufes wäre also nach ersten Schätzungen möglich. Kurz hinter dem Einleitpunkt des Biesterbachs in die Angel hat die Angel ein Einzugsgebiet von 28,9 km². Der mittlere Abfluss beträgt dort 10,9 l/s · km². Hieraus ergibt sich eine mittlere stündliche Abflussspende von 1.134 m³/h. In Bezug auf den mittleren stündlichen Ablauf der Kläranlage von 242 m³/h würde das Abwasser mehr als die o. g. 10 % des anliegenden Fließgewässers ausmachen. Im Detail handelt es sich um 21,3 %, was unter Umständen innerhalb Deutschlands genehmigungsfähig sein könnte.

Eine erste Kostenschätzung für die Umleitung des Kläranlagenablaufes ist in Tabelle 5.1 aufgeführt.

Tabelle 5.1: Kosten für die Umleitung des Kläranlagenablaufes Ennigerloh in die Angel

Länge Rohrleitung in m	2.300
Gewählte Rohrleitung	DN 600
Kosten Kanalverlegung in €/m	300 €
Kosten Unterhaltungsweg in €/m	150 €
Summe der Kosten in €/m	450 €
Summe der Baukosten in €	1.035.000 €
zzgl. Baunebenkosten 15 %	1.190.250 €
zzgl. MwSt. 19 %	1.416.398 €
zzgl. Grunderwerb	
Summe Baukosten ohne Grunderwerb in €	1.416.398 €

Wird die Umleitung des Ablaufes angestrebt, hätte dies keine weitere Reinigungswirkung auf den Kläranlagenabfluss. Steigen in Zukunft die Anforderungen an die Ablaufwerte, würde die Umbaumaßnahme nur sinnvoll sein, wenn die Ablaufwerte für Kläranlagen mit einem abflussstarken anliegenden Fließgewässer niedrigeren Anforderungen unterliegen, als Kläranlagen mit abflussschwachen Fließgewässern. Vorteilhaft wäre diese Maßnahme insofern, da der Biesterbach vom Spurenstoffeintrag aus der Kläranlage verschont wird.

Sollten lediglich die für die Abwasserabgabe relevanten Parameter künftig reduziert werden, so wäre hierfür nach ersten Einschätzungen eine DynaSand-Filtration eine sinnvolle Option. Durch eine solche Endfiltration kann der CSB-, P- und N-Gehalt einerseits weitergehend reduziert werden, insofern dieser gebunden vorliegt. Andererseits können diese Filter, je nach Betriebsweise, so betrieben werden, dass der Phosphorgehalt oder der Stickstoffgehalt (Nitrifikation oder Denitrifikation möglich) weitergehend eliminiert wird. Hinzu kommt, dass der gelöste BSB und somit der CSB durch den biologischen Abbau im Filter weiter reduziert werden kann. P-Konzentrationen unter 0,1 mg/l sind laut Anlagenhersteller bei gewisser Fällmit-

telzugabe möglich. Ebenso können bei Filtern, die nach dem Denitrifikationsprinzip betrieben werden, Ablaufwerte für Stickstoff unter 5 mg/l erreicht werden. Wie weit der CSB reduziert werden kann, ist nicht bekannt und müsste auf der Kläranlage ermittelt werden. Ein DynaSand-Filter (inkl. Baukosten, Verrohrung, Chemikaliendosierung, Zuwegung, Maschinenteknik, EMSR-Technik etc.) für den maximalen Bemessungszufluss der Kläranlage Ennigerloh würde nach ersten Schätzungen etwa 1.750.000 € brutto kosten. Hinzu kämen laufende Kosten (kapitalgebundene und Betriebskosten) von ungefähr 190.000 €/a. Wie weit diese Maßnahme die sinnvollste ist, um lediglich die für die Abwasserabgabe relevanten Parameter zu reduzieren, und welche Kosten hierfür aufgebracht werden müssen, sollte letztlich bei der Umsetzung genauer beurteilt werden.

Ein weiterer Hinweis für die Planung einer vierten Reinigungsstufe ist der, dass derzeit (Stand September 2014) beurteilt wird, die naheliegende Kläranlage Westkirchen aufzugeben und den dortigen Zulauf zur Kläranlage Ennigerloh umzuleiten. Dies hätte eine höhere Belastung der gesamten Kläranlage zur Folge. Die Verfahrensstufen einer vierten Reinigungsstufe müssten hierfür angepasst werden. Dies müsste bei dem Ausbau in der Planung berücksichtigt werden.

6 Analyseergebnisse

Das Ablaufwasser aus der Nachklärung der Kläranlage Ennigerloh wurde in zwei Intervallen auf 24 unterschiedliche Mikroschadstoffe untersucht. Die mehrtägigen Mischproben wurden bei der Probe 1 bei einer gesamten Ablaufmenge von 9.699 m³, im Zeitraum zwischen dem 26.03.2014 bis zum 28.03.2014, gezogen und im Labor bemessen. Bei der Probe 2 lag der Zeitraum zwischen dem 20.05.2014 und dem 23.05.2014, ohne den Gesamtablauf zu bestimmen. Der Befund dieser Analysen ergab, dass 16 der in der Tabelle 6.1 aufgeführten Stoffe nachgewiesen wurden.

Bei den betrachteten Stoffen handelt es sich laut Analyselabor (Stand April 2012) 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.

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 13 der 24 gemessenen Stoffe teilweise sehr hoch über dem Zielwert liegen.

Tabelle 6.1: Befund der Spurenstoffanalyse des Kläranlagenablaufes Ennigerloh

Gruppe	Spurenstoff	Einheit	Probe 1	Probe 2	Angewandter Bewertungsmaßstab	Durchschnitt
bemessene Wassermenge		m ³	9.699	---		
Lipidsenker	Bezafibrat	µg/l	0,27	0,06	0,1	0,49 *
Schmerzmittel	Diclofenac	µg/l	2,40	2,90	0,1	1,87 *
Schmerzmittel	Naproxen	µg/l	0,17	0,15	0,1	0,31 *
Schmerzmittel	Phenazon	µg/l	0,073	0,066	1,1	0,22 *
Antiepileptikum	Carbamazepin	µg/l	1,10	0,79	0,5	0,93 *
Betablocker	Atenolol	µg/l	41,0	0,092	0,1	0,39 *
Betablocker	Bisoprolol	µg/l	0,43	0,20	0,1	0,49 *
Betablocker	Metoprolol	µg/l	2,40	2,10	7,3	1,96 *
Betablocker	Sotalol	µg/l	0,45	0,42	0,1	0,65 *
Antibiotikum	Clarithromycin	µg/l	0,35	0,18	0,02	0,44 *
Antibiotikum	Sulfamethoxazol	µg/l	0,64	0,92	0,15	0,61 *
Psychopharmakon	Oxazepam	µg/l	0,70	0,36	0,1	0,20 *
Kontrastmittel	Amidotrizoesäure	µg/l	0,26	0,22	0,1	5,11 *
Kontrastmittel	Iomeprol	µg/l	0,97	0,34	0,1	10,32 *
Kontrastmittel	Iopamidol	µg/l	0,40	0,018	0,1	5,79 *
Kontrastmittel	Iopromid	µg/l	< 0,01	< 0,01	0,1	1,22 *
PSM	Diuron	µg/l	< 0,05	< 0,05	0,05	0,13 **
PSM	Isoproturon	µg/l	< 0,1	< 0,1	0,3	k. A.
PSM	Terbutryn	µg/l	< 0,025	< 0,025	0,065	k. A.
Korrosionsinhibitor	Benzotriazol	µg/l	2,30	2,6	10	6,38 *
Steroidhormon	17-alpha-Ethinylestradiol	µg/l	< 0,01	< 0,01	0,000035 ***	k. A.
Steroidhormon	17-beta-Estradiol	µg/l	< 0,01	< 0,01	0,0004 ****	k. A.
Steroidhormon	Estron	µg/l	< 0,01	< 0,01	k. A.	k. A.
Halogenid	Bromid (Br)	mg/l	n.b.	< 1	k. A.	k. A.

* Mittlere Ablaufwerte von 15 Kläranlagen mit 44 Messungen (verändert und ergänzt nach Götz et al., 2012)
** Mittlerer Ablaufwert von zwei Kläranlagen mit zwei Messungen
*** Orientierungswert für Ethinylestradiol
**** Orientierungswert für Estradiol

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 Ennigerloh über den angewandten Konzentrationen der D4-Liste liegen, als die benannten 13 der Tabelle 6.1.

Neben den Werten aus der D4-Liste sind zusätzlich die Durchschnittswerte von anderen Kläranlagenabläufen aufgeführt. Die Stoffe, die im Vergleich zu anderen Kläranlagenabläufen auffällig hohe Konzentrationen aufzeigen, sind fett hervorgehoben.

Besonders auffällig war die in Probe 1 gemessene Konzentration des Betablockers Atenolol. Dieser überstieg bisher alle dem Analyselabor vorliegenden Vergleichswerten anderer Kläranlagen. Nach Rücksprache mit dem Analyselabor konnte ein Messfehler ausgeschlossen werden. Alle Rückstellproben wiesen dieselbe Konzentration auf. Die zulaufende Fracht dieses Stoffes scheint temporär starken Schwankungen zu unterliegen. In Probe 2 lag der Ablaufwert unter dem Zielwert der D4-Liste. Neben dem Atenolol wiesen ebenso das Schmerzmittel Diclofenac, sowie das Psychopharmakon Oxazepam verhältnismäßig konstant hohe Konzentrationen auf.

Zusammengefasst deuten die Ergebnisse der Mikroschadstoffanalyse darauf hin, dass die Kläranlage Ennigerloh von Spurenstoffen 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 Spurenstoffkonzentrationen in der Kläranlage Ennigerloh 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 Spurenstoffen 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.

7 Betrachtete Verfahren zur Spurenstoffelimination

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 Spurenstoffen.

Eine Variante ist die **Adsorption** (Abbildung 7.1). Hier lagern sich die Spurenstoffe 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.

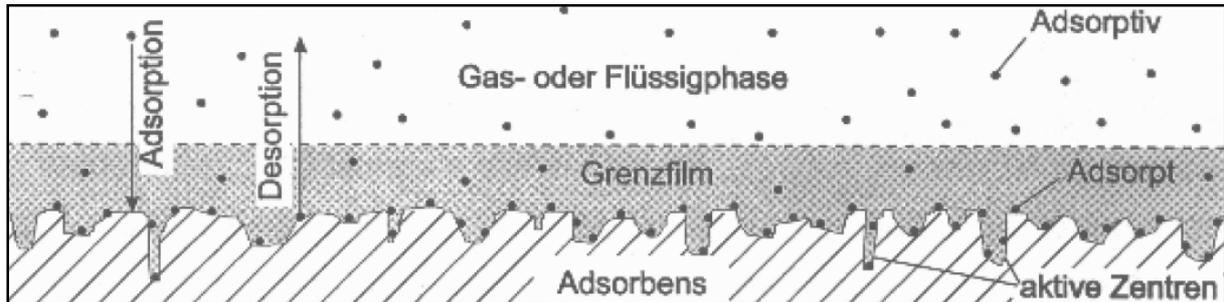


Abbildung 7.1: Begriffe der Adsorption (Kienle et al., 1980)

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 Spurenstoffen 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 Mikroschadstoffreduzierung 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 Spurenstoffe, 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.

7.1 Membranverfahren

Eine Variante der Adsorption sind die Membranverfahren. Unterteilt werden diese in vier Gruppen. Die Tabelle 7.1 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 Spurenstoffen 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 7.1: 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 7.27. Aus den vorangegangenen Gründen werden diese Verfahren im Rahmen der Studie nicht weiter berücksichtigt.

7.2 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 O_3 -Molekülen vermischt, was zu zwei Reaktionen führt (Vereinfachte Darstellung, Abbildung 7.2):

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

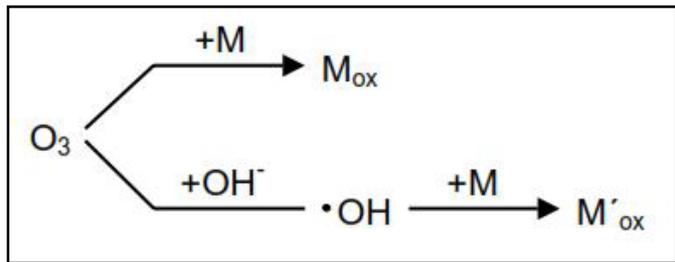


Abbildung 7.2: Ozonreaktion in einer wässrigen Lösung (verändert und ergänzt nach Fahlenkamp et al., 2006)

- **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 Spurenstoffelimination 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 7.27 aufgeführten spezifischen Betriebskosten 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 wur-

de 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 7.3). Außerdem zeigten die im Rahmen der Bauphase unternommenen Simulationen durch die Grontmij GmbH und Simulationen zur Kinetik der Stoffe für Carbamazepin und Metoprolol 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 7.3 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 1,13 gO₃/gDOC (Günthert et al., 2013). Die Reaktionszeiten bei der Ozonierung sollten zwischen 15 und 30 Minuten gewählt werden.

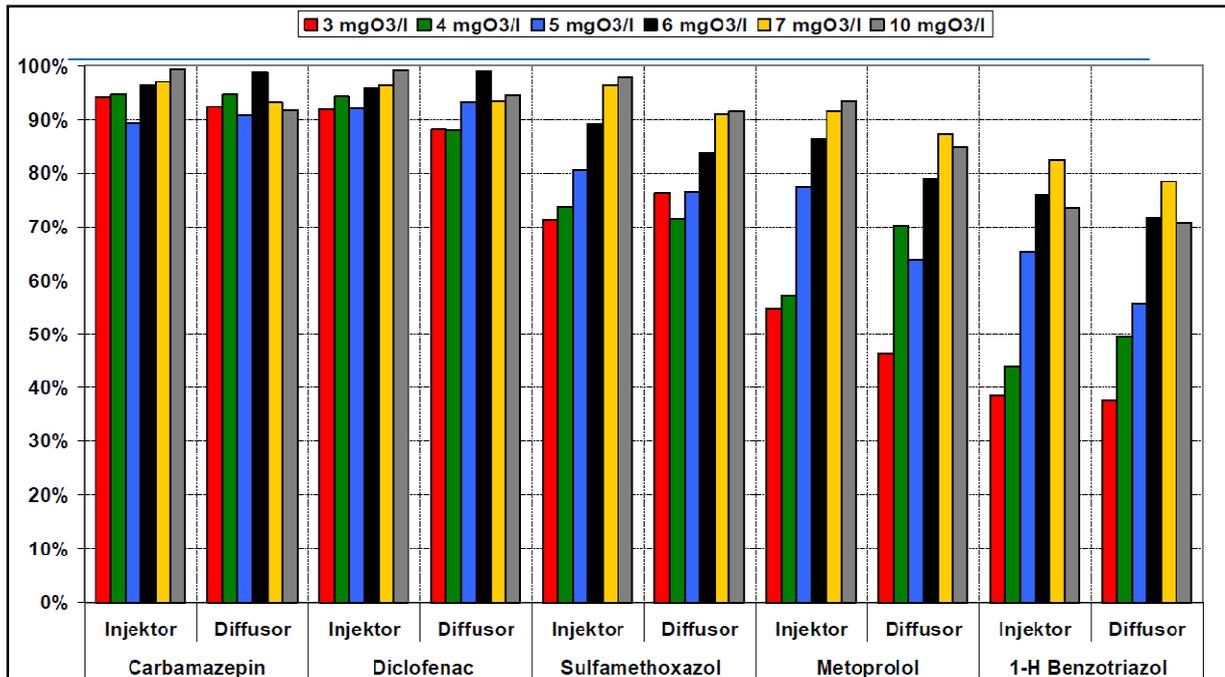


Abbildung 7.3: Elimination bei verschiedener Ozonkonzentration KA Duisburg – Vierlingen (Herbst, 2013)

Um das Innenleben eines Ozonreaktors zu veranschaulichen, folgt nun die Abbildung 7.4 der Firma WEDECO. 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.

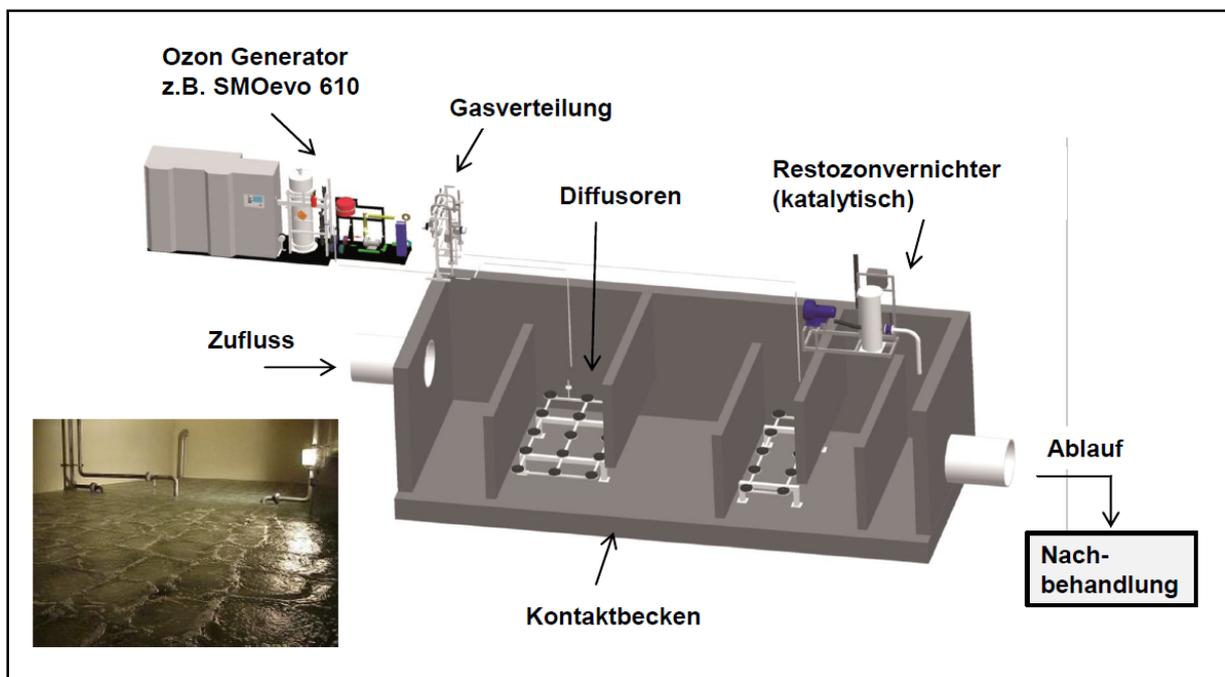


Abbildung 7.4: Innenleben eines Ozonreaktors mit Diffusoren und Trennwänden (Rongen, 2013)

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

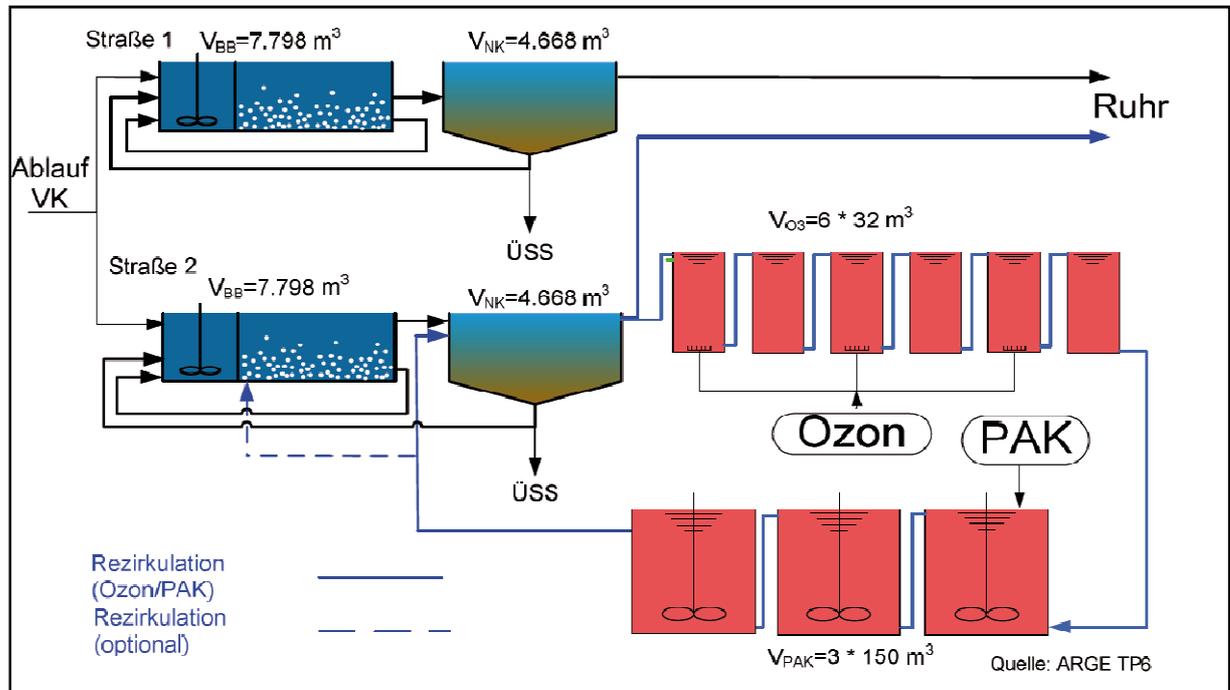


Abbildung 7.5: Ozonierung mit nachgeschalteter PAK-Adsorption (Mertsch et al., 2013)

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

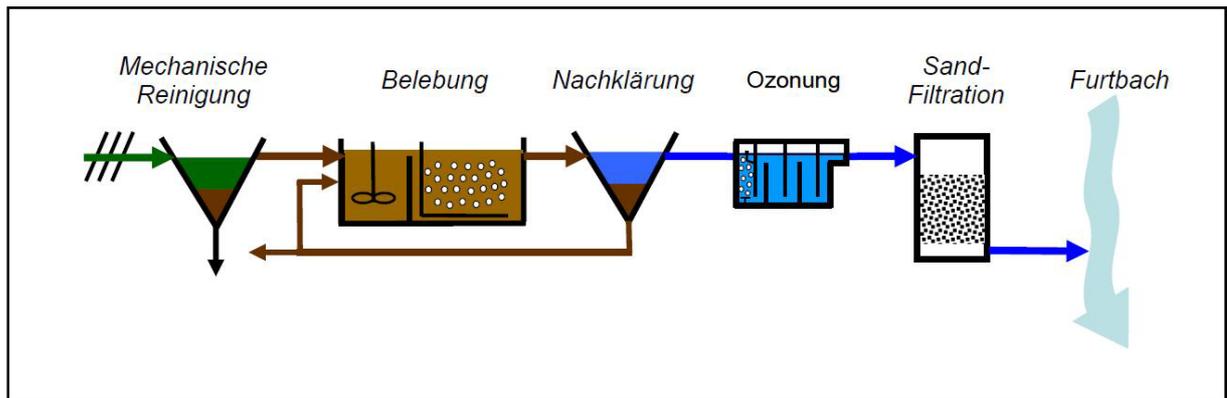


Abbildung 7.6: Ozonierung mit nachgeschalteter Sandfiltration (verändert und ergänzt nach Abegglen et al., 2009)

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 7.6. 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 häufiger als der Sand gewechselt werden, um eine annähernd konstante Reinigungswirkung, im Hinblick auf die Spurenstoffe und Metabolite, zu gewährleisten. Insgesamt sind die Betriebskosten wesentlich höher, im Vergleich mit der nachgeschalteten Sandfiltration.

- Ozonierung mit nachgeschaltetem Schönungsteich

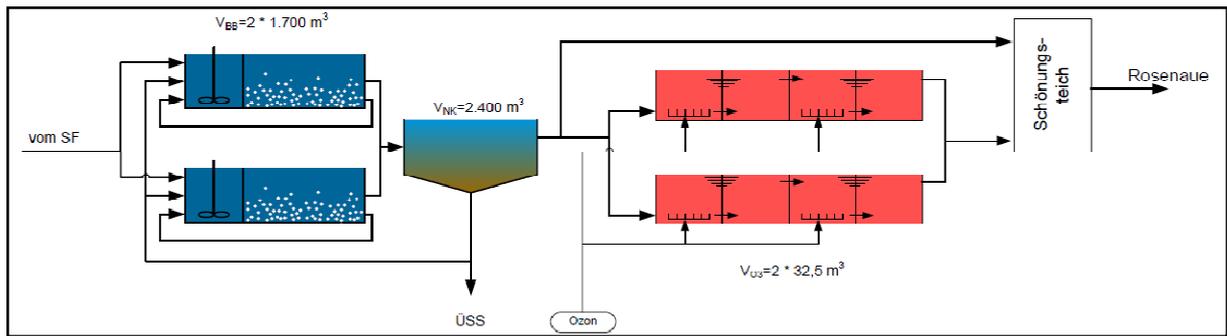


Abbildung 7.7: Ozonierung mit nachgeschaltetem Schönungsteich (Grünebaum, 2011)

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 Spurenstoffreduktion, sowie dem DOC und dem CSB auswirken (Abbildung 7.9). Negativ muss erwähnt werden, dass eine Gefahr der Remobilisierung der im Sediment befindenden Stoffe besteht.

- Ozonierung mit nachgeschaltetem Wirbelbett

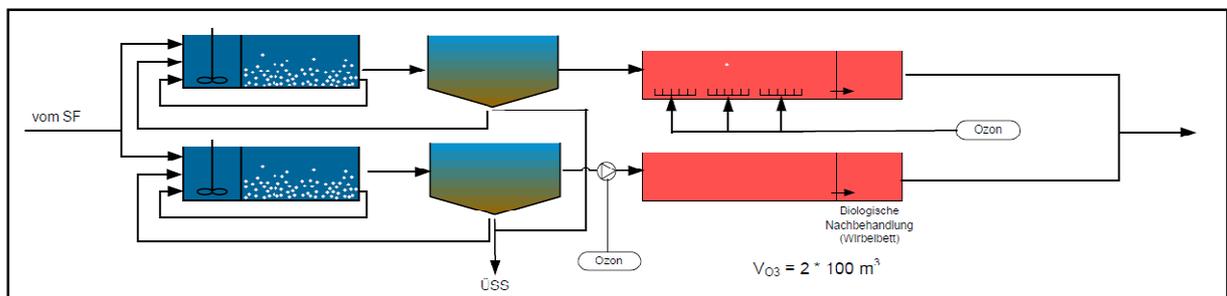


Abbildung 7.8: Ozonierung mit nachgeschaltetem Wirbelbett (unteres Schema) (Grünebaum, 2011)

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 7.5) 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.

Die Ozonierung führt 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 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, teilweise 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.

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.

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 7.9). Hierbei

wurde der CSB und DOC vor der Ozonstufe, nach der Ozonstufe und im Ablauf des dort befindenden Schönungsteichs miteinander verglichen.

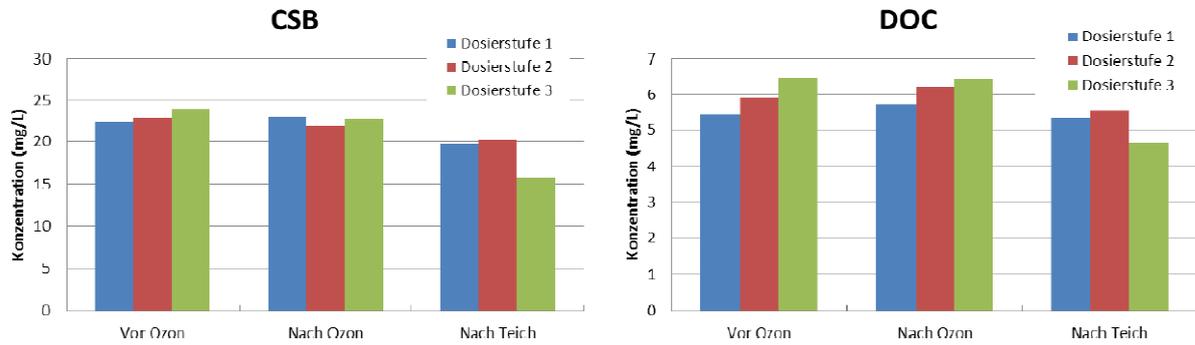


Abbildung 7.9: CSB- und DOC-Konzentrationen nach unterschiedlichen Verfahrensstufen bei verschiedenen Dosiermengen des Ozons (Grünebaum, 2013)

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.

7.3 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 7.10 zeigt den typischen Aufbau der Aktivkohle.

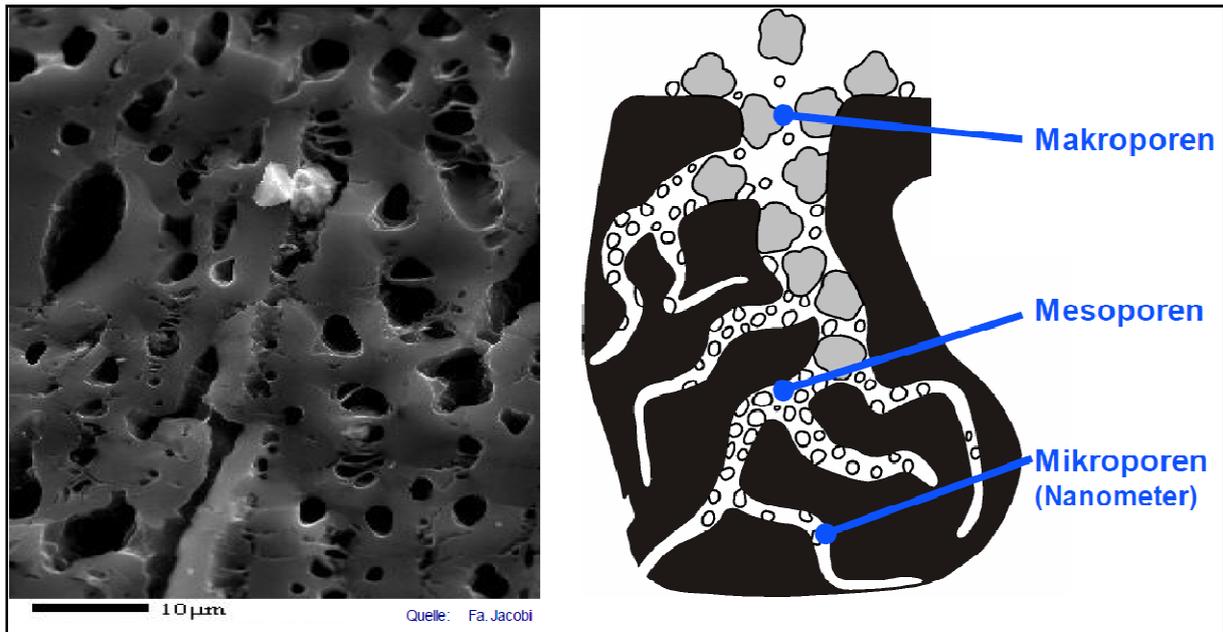


Abbildung 7.10: Typischer Aufbau von Aktivkohle (Fa. Jacobi und Nahrstedt, 2013)

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 7.3 bestätigen dies.

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.

7.3.1 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 durchfließt 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 Ennigerloh verfügt zwar nicht über eine Sandfiltration. Trotzdem wird im Rahmen der Machbarkeitsstudie eine solche Filtrationsstufe mit den anderen gängigen Verfahren verglichen und bewertet.

Die Spurenstoffelimination 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 Spurenstoffen 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 Spurenstoffen ab 4.000 BV bei $\leq 60\%$ 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 Spurenstoff 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 1,25 €/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 Spurenstoffe nicht zu unterschreiten. Ein weiterer Nachteil ist, dass bei der Filterbettspülung viel Energie benötigt wird.

Abbildung 7.11 zeigt ein vereinfachtes Fließschema einer möglichen GAK-Adsorptionsstufe.

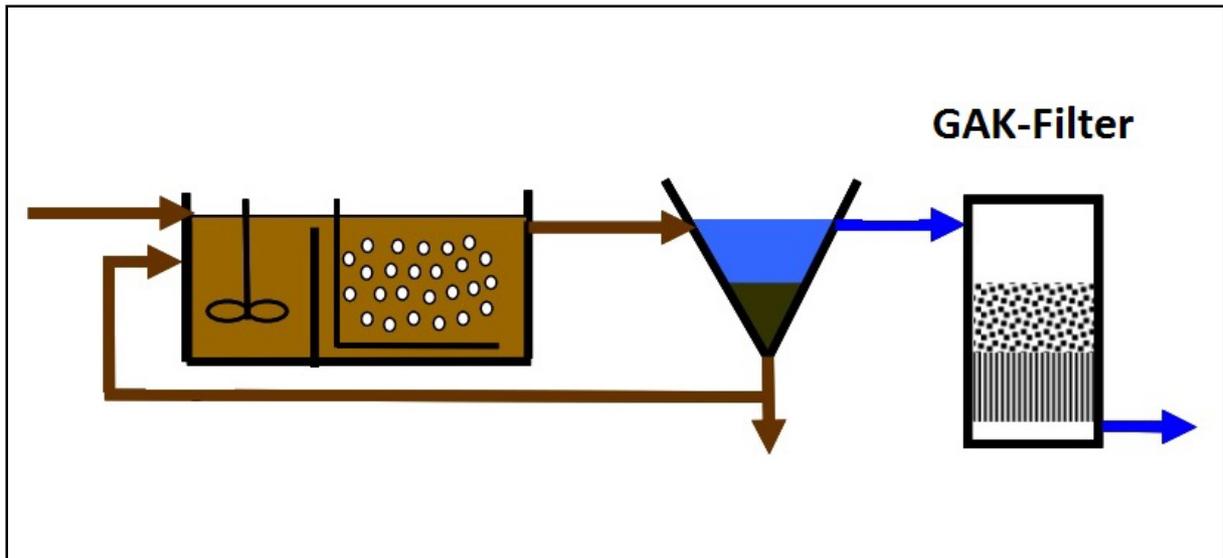


Abbildung 7.11: Vereinfachte Darstellung einer GAK-Filtration nach der Belebung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

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

7.3.2 PAK-Adsorption

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

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 m^2/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 zu 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 D_{50} 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/m^3

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. Drei Preise pro Kilogramm PAK für drei unterschiedliche Kohlen von zwei Anbietern sind bekannt. Diese liegen bei 1,30 €, 1,60 € und bei 1,90 €.

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 Klärschlammmentsorgung 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 Spurenstoffe zu erwarten ist. Im Gegenteil scheint es zu einer weiteren Beladung der PAK mit Spurenstoffen 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 abschließend nicht festgestellt werden (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 bestände 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 zurückgefördert werden, was zu einer vergleichsweise schlechteren Eliminationsleistung führen kann.

7.3.2.1 Auswahl geeigneter Aktivkohle

Die Auswahl der PAK stützt sich in diesem Kapitel auf die Analyseergebnisse der in Tabelle 7.2 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 Spurenstoff 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 7.3: 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 Zugabe von Spurenstoffen getestet. Diese Versuche haben gezeigt, dass durchgehend eine höhere Eliminationsrate bei realen Spurenstoffkonzentrationen im Wasser erreicht wurde, was durch Abbildung 7.12 wiedergespiegelt wird.

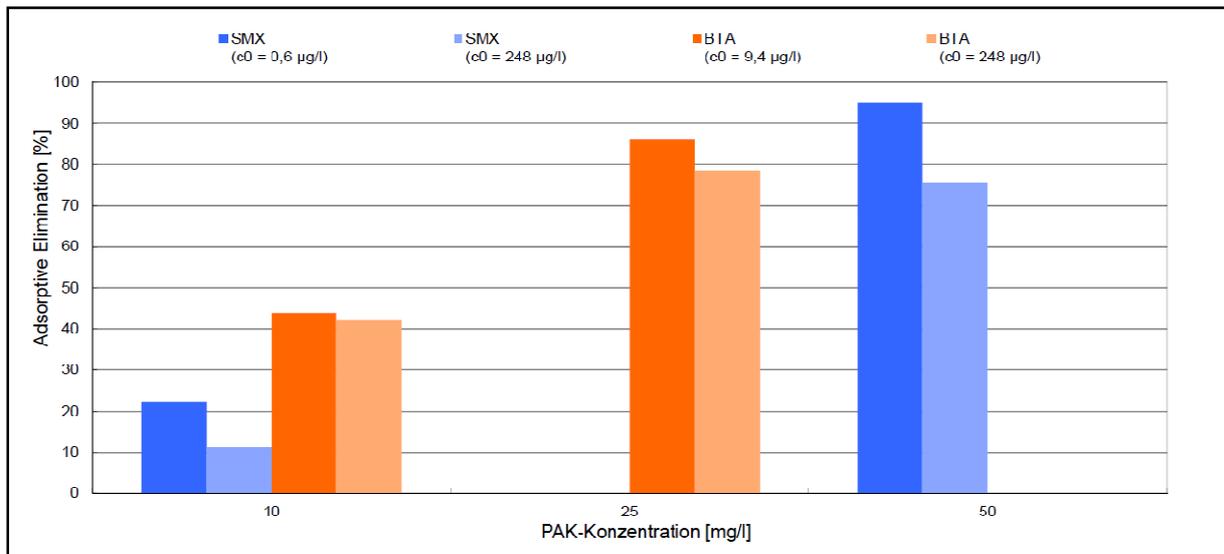


Abbildung 7.12: Adsorptive Eliminationsraten der PAK Carbopal AP für Sulfamethoxazol (SMX) und Benzotriazol (BTA) bezogen auf den Ablauf der KA Wuppertal-Buchenhofen bei realen sowie erhöhten Spurenstoffkonzentrationen (Pinnekamp, 2012)

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 Ennigerloh 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 Spurenstoffen im Rohwasser die wichtigsten Parameter zur Bewertung sind.

7.3.2.2 Verfahrensmöglichkeiten der PAK-Adsorption

Bei der PAK-Adsorption gibt es eine Vielzahl denkbarer Verfahrensmöglichkeiten. Neben der Auswahl des PAK-Zugabepunktes muss über nachgeschaltete Verfahren zur PAK-Abscheidung (Abschnitt 7.3.2.4) 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 Belebung mit nachgeschalteter Sedimentation und Filtration

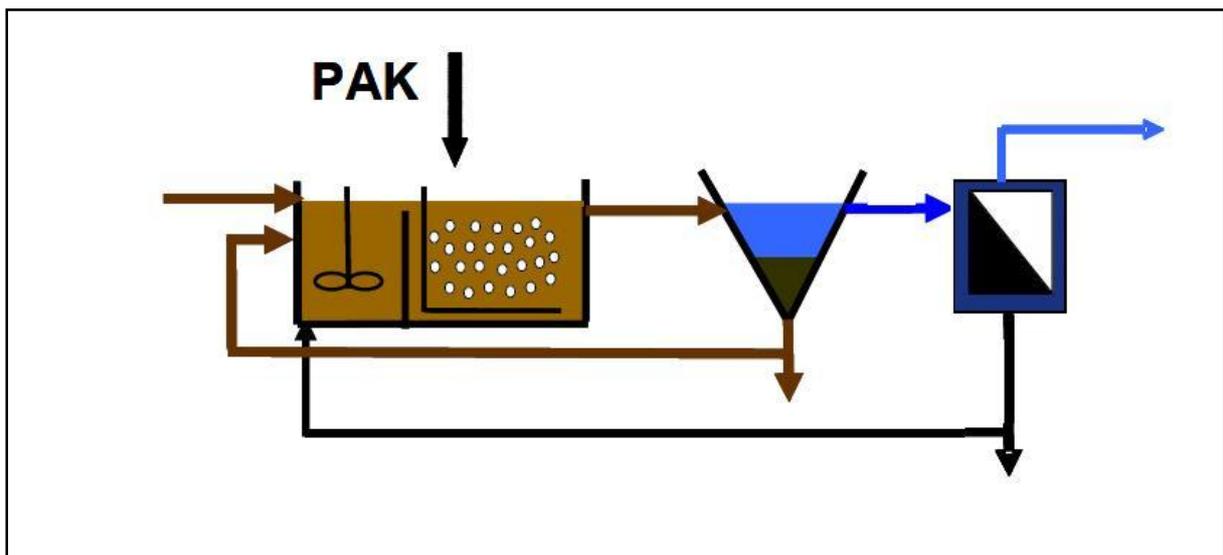


Abbildung 7.13: Vereinfachte Darstellung der Direkt dosierung von PAK in die Belebung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

Eine Variante ist die Zugabe direkt in die meist einstufige betriebene biologische Stufe (Abbildung 7.13). 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 Spurenstoffen in Konkurrenz um die Adsorptionsplätze steht und sich somit hinderlich auf die Adsorption von Spurenstoffen auswirkt. Es wird also eine größere Menge an pulverisierter Aktivkohle benötigt. Untersuchungen haben gezeigt, dass bei die-

sem 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, wobei eine nachgeschaltete Filtrationsstufe für die PAK-Abscheidung benötigt wird.

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

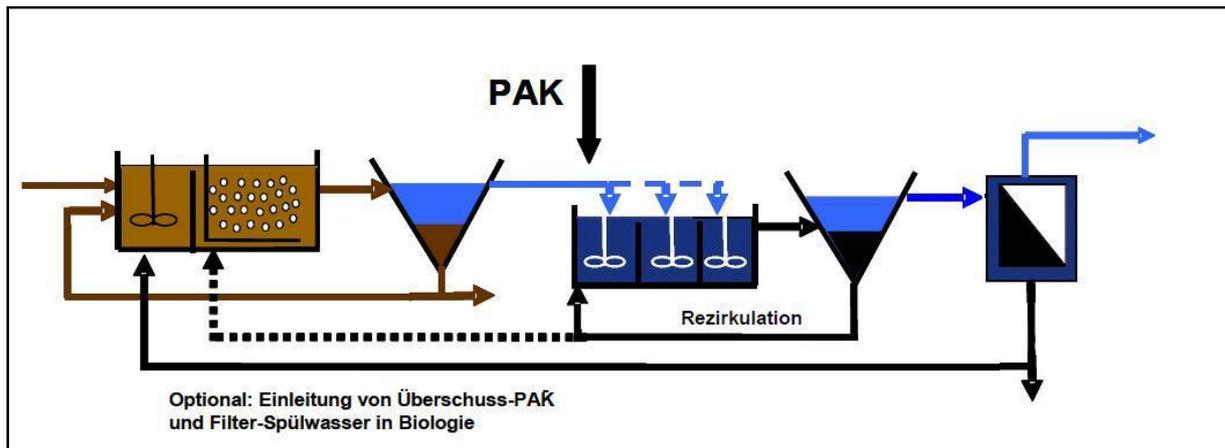


Abbildung 7.14: Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Sedimentation und Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

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 7.14). Auf mögliche Trennverfahren für die PAK wird in Kapitel 7.3.2.4 eingegangen. Eine halbtechnische 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

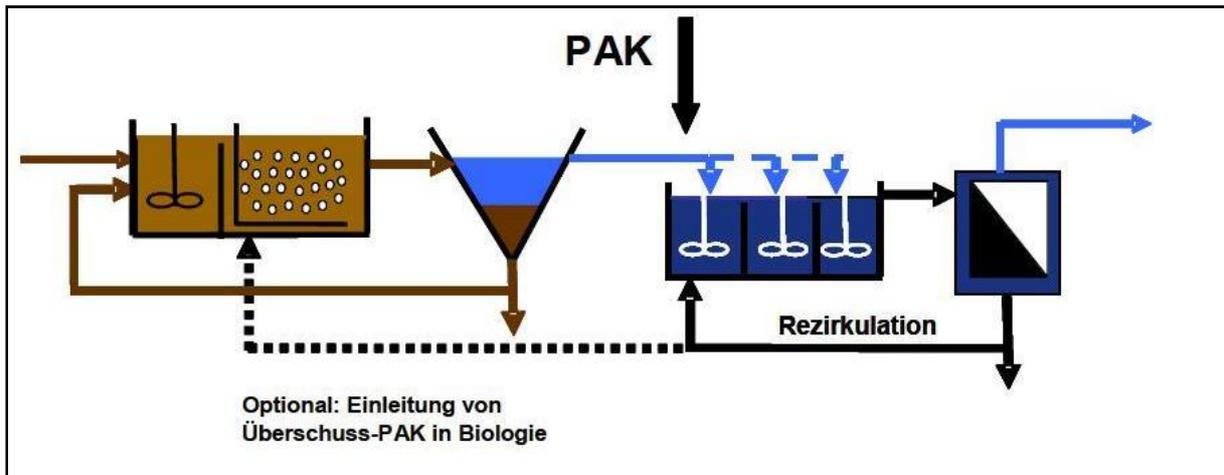


Abbildung 7.15: Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)

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 7.15). Hier bietet sich ebenfalls neben der einstufigen auch eine mehrstufige Anwendung an, bei der die Überschusskohle 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

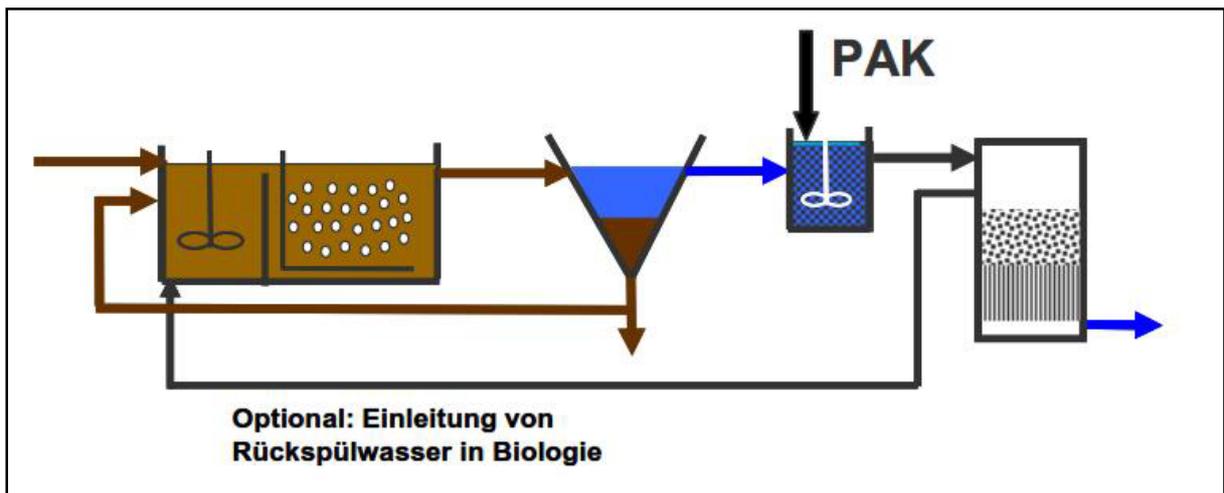


Abbildung 7.16: Vereinfachte Darstellung der Dosierung der PAK in einem Kontaktbecken mit nachgeschalteter Flockungsfiltration (verändert nach Zwickenpflug et al., 2010)

Eine weitere verfahrenstechnische Option stellt die Zugabe der PAK in einen vorgeschalteten Kontaktbecken mit anschließender Flockungsfiltration dar (Abbildung 7.16). 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. Außerdem können nicht 100 % der PAK durch den Filter zurückgehalten werden. Auf eine Sedimentationsstufe wird verzichtet. Es kommt nicht zur kontinuierlichen Rückspülung der neu eingetragenen PAK, wodurch das PAK-Schlammalter im Flockungsfilter 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.

7.3.2.3 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 überhaupt 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 Spurenstoffen. 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 Spurenstoffe aus (Zwickenpflug et al., 2010).

Versuche der Arge „Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock haben gezeigt, dass ein mit PAK versetztes Wassergemisch bei Fällmittelzugabe eine bessere Sedimentationsfähigkeit aufweist (Pinnekamp, 2012). Getestet wurde dies, indem 1 Liter Wasser aus der Nachklärung des Lehr- und Forschungsklärwertes (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 7.17 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.

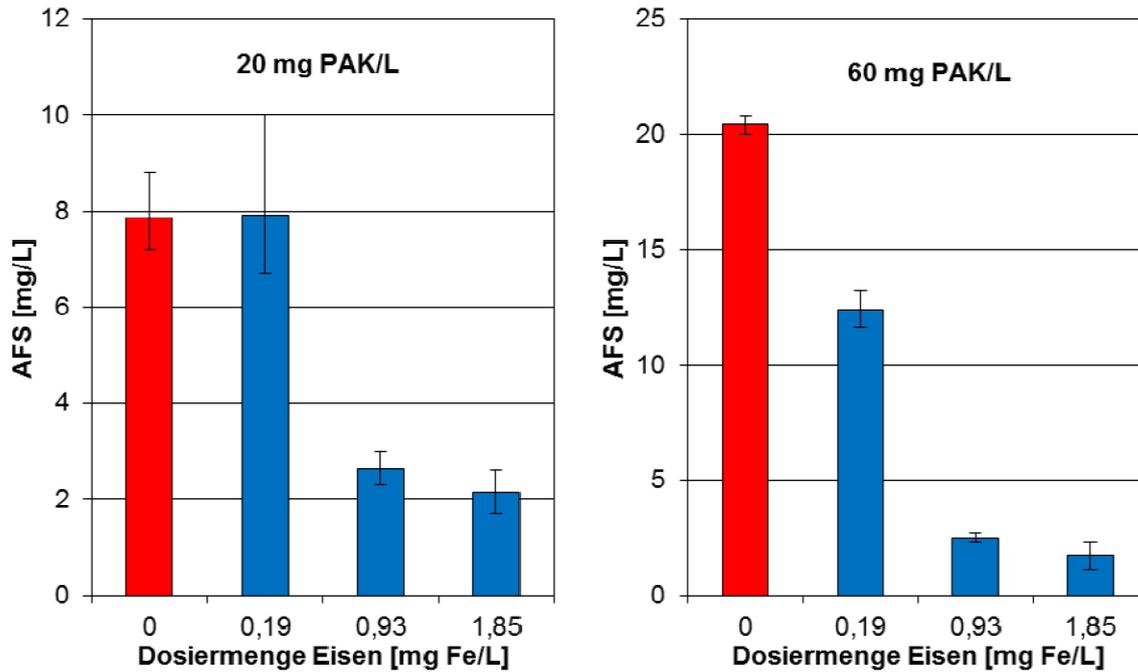


Abbildung 7.17: AFS-Konzentration im Überstau nach dem Absetzender 20 mg/l PAK- (links) und 60 mg/l PAK-Suspension (rechts) bei unterschiedlichen Fällmittelzugaben (Pinnekamp, 2012)

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 angesiedelt werden 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 abgewogen werden. Wir würden vorschlagen, dies zunächst halbertechnisch auf der Kläranlage zu testen. Ebenso sollte dabei erprobt werden, an welcher Stelle die Fäll- und Flockungsmittelzugabe am zweckmäßigsten ist.

7.3.2.4 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 7.14). Da dieses jedoch nicht ausreicht, muss eine nachgeschaltete Einheit den restlichen schlecht sedimentierfähigen Feinanteil der PAK abscheiden. Hierfür wurden im Rahmen der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ – MIKROFlock im Ablauf des LFKW Stutt-

gart verschiedene Verfahren getestet und bewertet, auf die sich dieses Kapitel neben einem weiteren Verfahren stützt (Pinnekamp, 2012). Bei diesen Verfahren 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 7.3.2.4.2 bis 7.3.2.4.6 betrachteten Verfahren zu PAK-Abscheidung zeigt Abbildung 7.18.

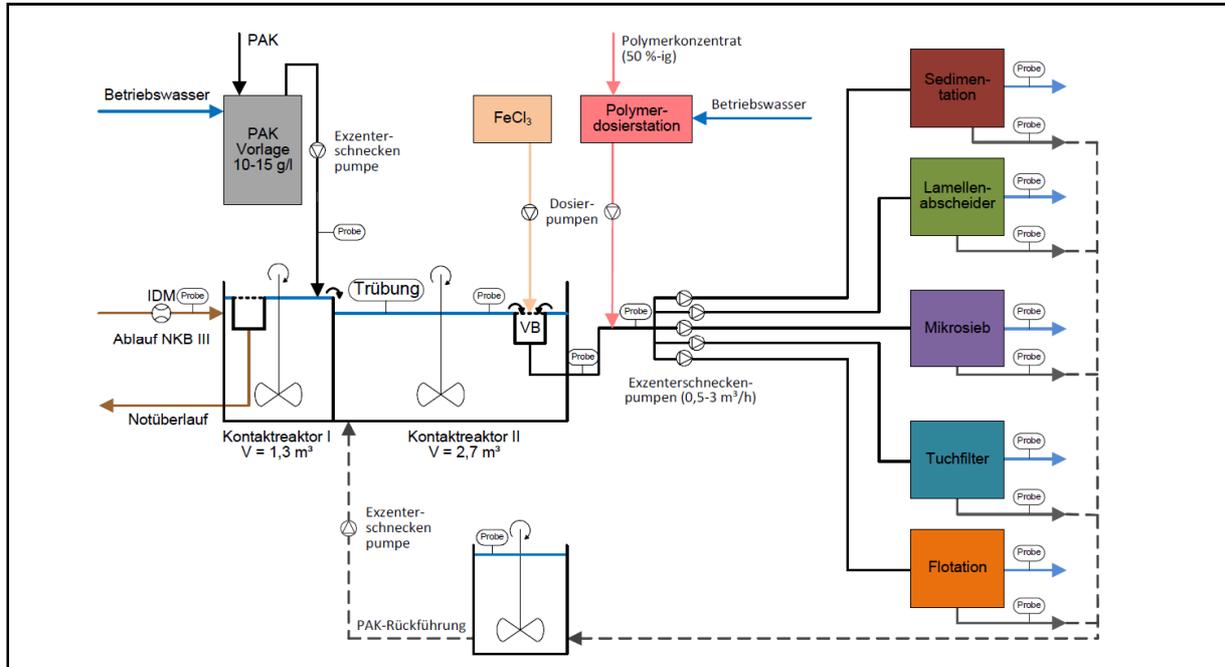


Abbildung 7.18: Vereinfachtes Fließbild der in den Kapiteln 7.3.2.4.2 bis 7.3.2.4.6 getesteten Verfahren zur PAK-Abscheidung (Pinnekamp, 2012)

7.3.2.4.1 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 7.19 dargestellt ist.

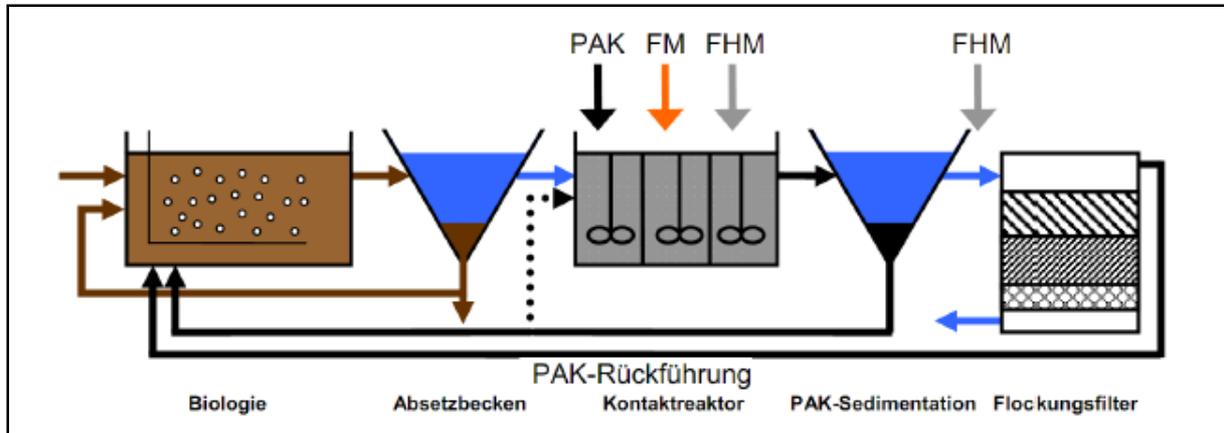


Abbildung 7.19: AFSF-Verfahrensschema (Pinnekamp, 2012)

Der Ablauf der Nachklärung wird hier zunächst in einem Kontaktreaktor mit der PAK 15 bis 30 min 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 war zunächst dafür gedacht 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 Spurenstoffreduzierung untersucht. Es wurde festgestellt, dass die hier erzielte Reinigungswirkung der Spurenstoffe bei 70 bis 80 % lag.

7.3.2.4.2 Sedimentation

Als Referenzsystem wurde bei den Versuchen der Arge „Forschung Spurenstoffe NRW“ die vertikal durchströmte Sedimentation (Abbildung 7.20) 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.

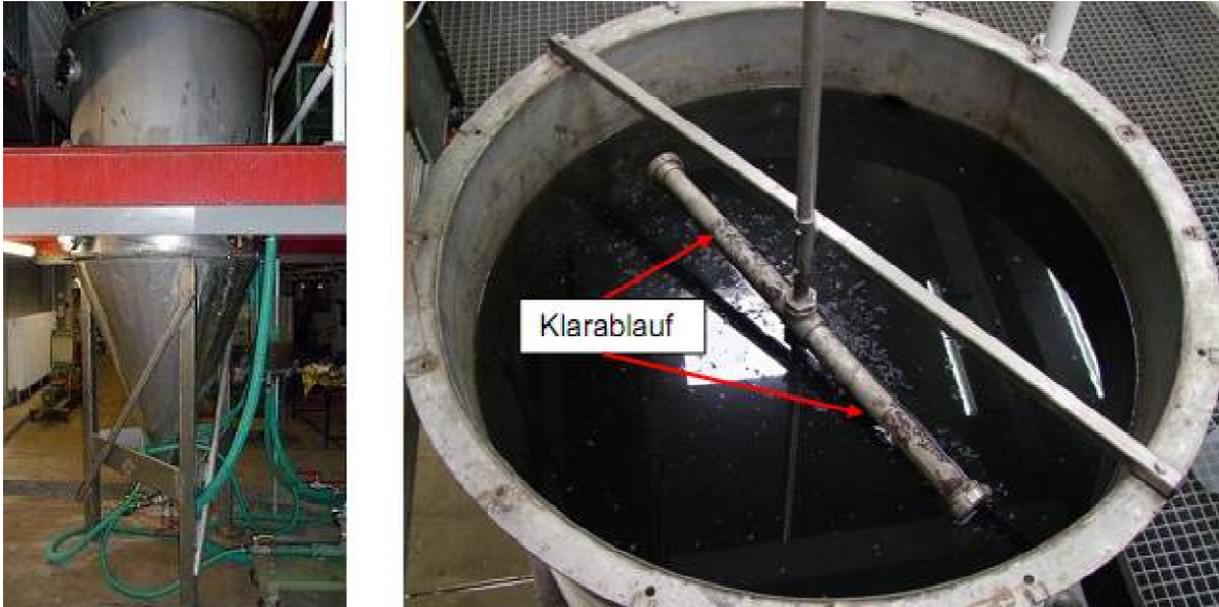


Abbildung 7.20: Sedimentationsreaktor (Pinnekamp, 2012)

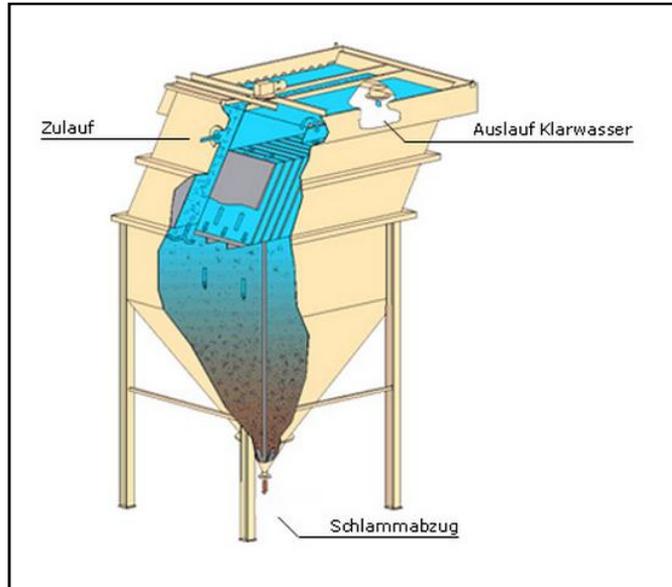
Die Reinigungswirkung dieser Stufe fiel wie erwartet eher gering aus.

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. Da sich hier ein größeres Verhältnis vom Volumenstrom zur Gesamtoberfläche zeigt, 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.

7.3.2.4.3 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 7.21 dargestellt.

Der mit dem PAK-Gemisch belastete Zu-
lauf wird bei diesem Abscheider zunächst
nach unten geleitet. Von dort aus wird es
umgelenkt und nach oben durch die La-
mellen geführt. Bei diesem Umlenkpro-
zess werden bereits die ersten Feststoffe
abgeschieden. Während das Wasser
durch die Lamellen nach oben fließt,
kommt es zum Absinken der restlichen
sedimentierfähigen Stoffe. Dieser Effekt
wird dadurch begründet, dass die aus der
Fließgeschwindigkeit und der Sinkge-
schwindigkeit resultierende Absetz-



geschwindigkeit die Stoffe in Richtung
der Lamellen lenkt, an denen sie heften
bleiben und wegen der viel geringeren
Fließgeschwindigkeit an Oberflächen
nach unten treibt. Deutlich wird dieser
Effekt auf Abbildung 7.22.

Abbildung 7.21: Funktionsprinzip des Lamellenabscheiders (Leiblein, 2013)



Abbildung 7.22: Absetzverhalten der sedimentierfähigen Stoffe in einem Lamellenabscheider (Leiblein, 2013)

Auch der Lamellenabscheider wurde hier mit einer Oberfläche von 1 m² 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 anzuhafte. Da sich hier ein größeres Verhältnis vom Volumenstrom zur Gesamtoberfläche zeigt, fiel die Anlagerung 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.

7.3.2.4.4 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 µm eingesetzt. Bei der Versuchsanlage wurde eine Spaltweite von 10 µm gewählt.

Bei der Mikrosiebung wird das zu filtrierende Wasser von innen nach außen durch die Siebtrommel geleitet, wie in Abbildung 7.23 ersichtlich wird.

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 7.24).

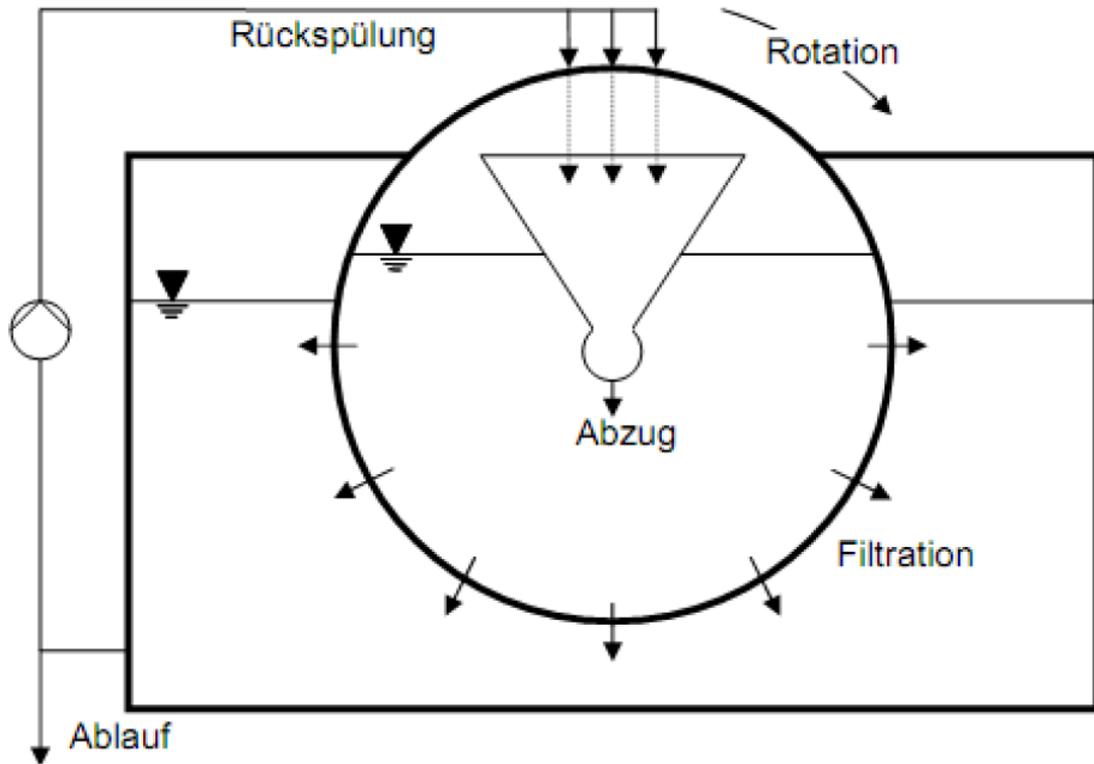


Abbildung 7.23: Funktionsweise des Mikrosiebs (Pinnekamp, 2012)



Abbildung 7.24: 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 Minute. 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).

7.3.2.4.5 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 7.25). So liegen diese in Bereichen von <5 bis 20 µm, vereinzelt bis 100 µm.

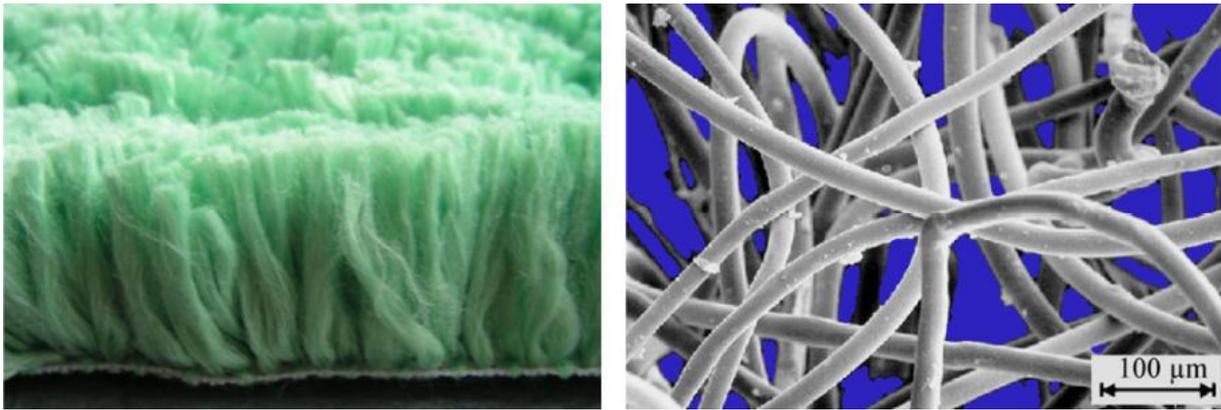


Abbildung 7.25: Aufbau und Struktur der Tuchfilteroberfläche (Grabbe, 2013)

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 sind in der Abbildung 7.26 dargestellt.

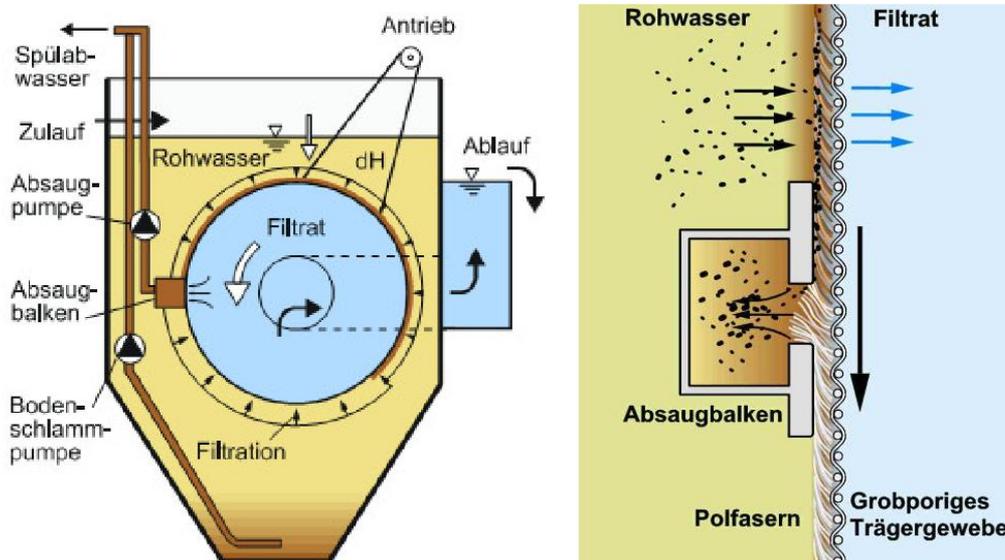


Abbildung 7.26: Aufbau (links) und Absaugprozess (rechts) des Tuchfilters (Pinnekamp, 2012)

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 $7,1$

m/h ergibt. Pro Spülzyklus entstehen hierbei 8 bis 12 Liter Konzentrat mit einem Feststoffgehalt von ca. 2 g/l.

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 Fällmittel-Zugabe 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 Schlammes.

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.

7.3.2.4.6 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 m³/h, bei einem Innenvolumen von 0,5 m³ und einer Oberfläche von knapp 0,5 m². 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.

7.3.2.4.7 Zusammenfassende Gegenüberstellung der Systeme zur PAK-Abscheidung

Die besten Abscheideleistungen wies die Tuchfiltration auf. Sie zeigte sich als interessante Alternative zur PAK-Abscheidung. Bei stabilem und zuverlässigem Dauerbetrieb über ein Jahr wies sie stets die besten Testergebnisse auf, bestätigt in Tabelle 7.2.

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

Tabelle 7.2: 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.

7.4 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 7.3 und Tabelle 7.4 aufgeführt.

Tabelle 7.3: Vorteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010; Günthert et al., 2013)

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 Abbau-produkte 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 Schlammwässerung • 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 7.4: Nachteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010; Günthert et al., 2013)

Nachteile		
Ozonierung	GAK-Adsorption	PAK-Adsorption
<ul style="list-style-type: none"> • Metabolitenbildung • Reaktionsprodukte und –mechanismen teilweise unbekannt (Toxizität) • 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 • Wesentlich mehr Energieverbrauch als bei der PAK-Adsorption • Rücklösung und Auswaschung des unveränderten Spurenstoffes möglich • Sehr hohe Betriebsmittelkosten • AK wirkt nicht nur selektiv auf Spurenstoffe • 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 Spurenstoffen → Mehr Kohle wird benötigt • Keine landwirtschaftliche Nutzung des ÜSS mehr möglich • Sicherstellung des Rückhaltes der PAK notwendig • Zusätzliche Bauwerke erforderlich • Verfahren kann sich auf die bestehende biologische Reinigungsstufe einer Kläranlage auswirken • Rücklösung des unveränderten Spurenstoffes und Rückbelastung der Kläranlage über Aktivkohleschlamm möglich • Adsorptionsprozess ist langsamer im Vergleich zur Ozonierung • Höhere Klärschlammengen • Teilweise großer bautechnischer Aufwand und umfangreiche maschinentechnische Ausrüstung • Nachgeschaltete Filtration erforderlich • Nasse AK wirkt zum Teil korrosiv und abrasiv auf Anlagenbestandteile • Hohe Betriebsmittelkosten • AK wirkt nicht selektiv nur auf Spurenstoffe • Regeneration der PAK derzeit nicht möglich

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 Spurenstoffe 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.

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 7.5 sind eine Auswahl von Spurenstoffen aus verschiedenen Anwendungsbereichen und deren geschätzte Elimination bei der Ozonierung und Aktivkohle-Adsorption aufgeführt.

Tabelle 7.5: 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 Kontakt-becken	PAK-Zugabe in einen Flockungs-raum	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. Moschus-verbindingen	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 7.27 spiegelt die geschätzten spezifischen Kosten aller in der Machbarkeitsstudie aufgeführten Verfahren 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 7.27: Bandbreite der spezifischen Kosten (€/m³) der einzelnen Verfahren zur Spurenstoffelimination. Teilweise handelt es sich um Betriebskosten, teilweise um Jahreskosten (Bolle, 2011)

8 Planungs- und Bemessungsgrundlagen

Nach Absprache mit dem Kläranlagenmeister haben wir uns dafür entschieden, für den Rahmen der Machbarkeitsstudie, die vierte Reinigungsstufe westlich neben der biologischen Stufe zu dimensionieren. Hierfür müsste die Böschung, ähnlich wie in Abbildung 8.1, versetzt werden, um ausreichen Platz (rot markiert) für die gewählten Verfahren zu lassen.

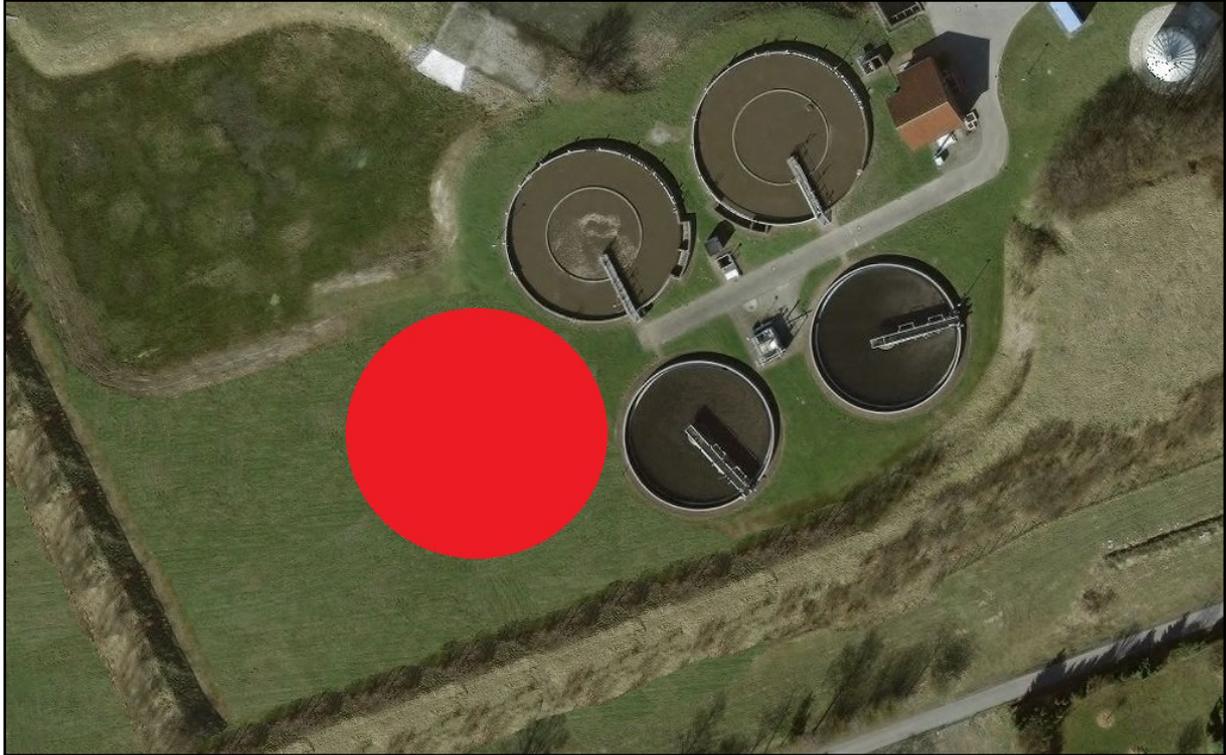


Abbildung 8.1: Ausgewählte Fläche für die vierte Reinigungsstufe auf der Kläranlage Ennigerloh (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014)

Eine genaue Vorgabe zur Auslegung einer vierten Reinigungsstufe gibt es derzeit nicht. Es muss für jede Kläranlage abgewogen 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 8.1 aufgeführten Parameter betrachtet werden.

Werden die täglichen Ablaufmengen (Abbildung 8.2, blaue Balken) betrachtet, so ist zu erkennen, dass sie starken Schwankungen unterliegen. Würde die vierte Reinigungsstufe nach dem 85-Perzentil an Trockenwettertagen dimensioniert werden, so wäre die Reinigungsstufe nicht dazu in der Lage, ausreichend hydraulische Spitzenbelastungen behandeln zu können. Hierdurch würden weniger als 70 % der Ablaufmengen behandelt werden.

Tabelle 8.1: Spezifische Daten zur Kläranlage Ennigerloh

Parameter	Einheit	Größe
Einwohnerwerte	EW	22.000
Zweijährige Abflussmenge Q_{2a}^*	m^3	4.362.284
Zweijahresmittel: täglicher Abfluss $Q_{d,aM}^*$	m^3/d	5.968
Spitzenabfluss $Q_{2a,max}^*$	m^3/d	26.854
Spitzenabfluss bei Trockenwetter $Q_{T,2a,max}^*$	m^3/d	11.175
Perzentil 85 % *	m^3/d	9.627
Perzentil 85 % der Trockenwettertage *	m^3/d	5.265
Jahresschmutzwassermenge JSM *	m^3/a bzw. m^3/d	1.354.430 bzw. 3.711
Maximaler Bemessungszufluss Q_{max}^*	l/s bzw. m^3/h	334 bzw. 1.202
* Bezogen auf den Bemessungszeitraum vom 01.01.2012 bis 31.12.2013		

Wird nach dem Spitzenabfluss an Trockenwettertagen dimensioniert, so würden etwas über 90 % des Ablaufes behandelt werden. Diesem Wert stehen wesentlich höhere Investitionskosten gegenüber, wodurch die Kosten für diese Kläranlagengröße unverhältnismäßig in die Höhe getrieben werden.

Für den Rahmen der Machbarkeitsstudie haben wir uns letztlich für die zweifache tägliche Jahresschmutzwassermenge von $7.422 m^3/d$ entschieden, wodurch etwa 80 % des Ablaufes behandelt werden. Wie in Abbildung 8.2 zu sehen, ist davon auszugehen, dass die vierte Reinigungsstufe nicht kontinuierlich mit $7.422 m^3/d$ beschickt wird. Deshalb haben wir uns für die Betriebsmittelkostenrechnung auf einen Wert von $4.740 m^3/d$ geeinigt. Dieser Wert entspricht dem durchschnittlichen Zulauf, der an allen Tagen mit einem Abfluss $\leq 7.422 m^3/d$ ermittelt wurde. Die für die Machbarkeitsstudie gewählten Durchflussmengen zur Auslegung der Anlagenkomponenten und des Betriebsmittelbedarfs sind in Tabelle 8.2 dargestellt.

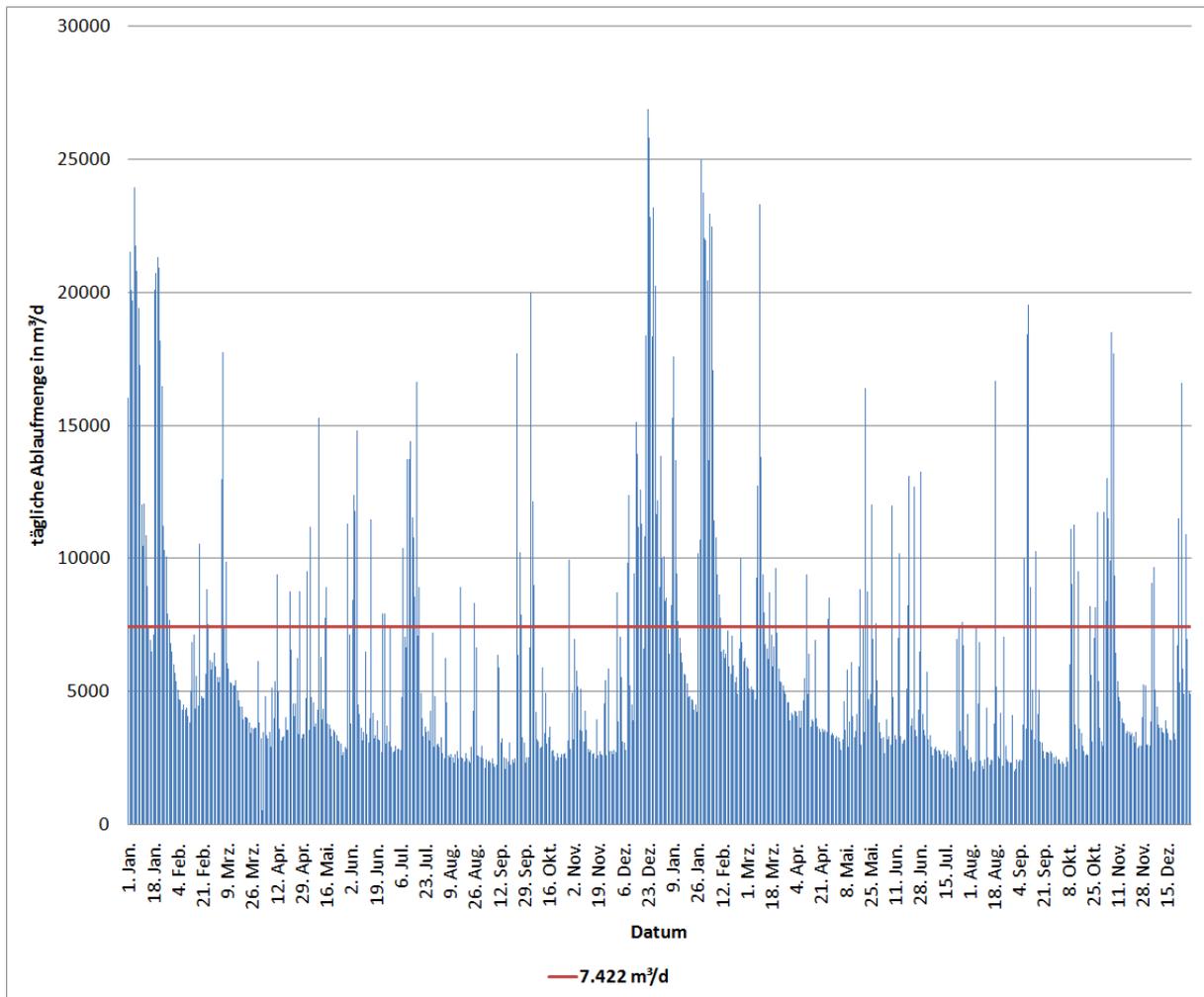


Abbildung 8.2: Ablaufmengen der Kläranlage Ennigerloh im Zeitraum vom 01.01.2012 bis 31.12.2013

Würde im Rahmen der aktuell laufenden Energieanalyse entschieden werden, dass die Kläranlage Westkirchen aufgegeben und das Abwasser zur Kläranlage Ennigerloh übergepumpt wird, so müsste die Hydraulik erneut betrachtet werden.

Tabelle 8.2: Gewählte Durchflussmengen

Parameter	Einheit	Größe
1. Gewählte Durchflussmenge zur baulichen Auslegung	m ³ /d bzw. m ³ /h	7.422 bzw. 309,25
2. Gewählte Durchflussmenge zur baulichen Auslegung	l/s bzw. m ³ /h	334 bzw. 1.202
Gewählte Durchflussmenge zur Betriebsmittelauslegung	m ³ /d bzw. m ³ /h	4.740 bzw. 197,5

Die derzeitigen Konzentrationen der wichtigsten Parameter im Ablauf der Kläranlage Ennigerloh werden in Tabelle 8.3 aufgeführt.

Tabelle 8.3: Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Ennigerloh

Parameter	Einheit	Konzentration
chemischer Sauerstoffbedarf CSB	mg/l	35,00
Maximum: chemischer Sauerstoffbedarf CSB _{max}	mg/l	43,00
Phosphatgehalt PO ₄	mg/l	0,706
Phosphorgehalt P _{Ges}	mg/l	0,230
Maximum: Phosphatgehalt PO _{4,max}	mg/l	0,960
Maximum: Phosphorgehalt P _{Ges,max}	mg/l	0,313
Stickstoffgehalt N _{Ges}	mg/l	8,31
Maximum: Stickstoffgehalt N _{Ges,max}	mg/l	11,60

Von entscheidender Bedeutung sind die entstehenden Investitions- und Betriebskosten der Verfahren, die im nächsten Kapitel vorgestellt werden.

9 Verfahrensmöglichkeiten und Kostenschätzungen

Angesichts der aktuellen Erkenntnisse zum Thema „Spurenstoffelimination“ werden für die Kläranlage Ennigerloh fünf unterschiedliche Reinigungsverfahren vorgeschlagen. 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. Zuletzt folgt eine Variante der Ozonierung. Hier wird aufgrund der wenigen Verfahrensmöglichkeiten lediglich eine Variante betrachtet, die sich optimal zum weiteren biologischen Abbau eignet.

In Bezug auf die in Kapitel 7.3.2.3 benannten Erkenntnisse wurde bei keiner der aufgeführten Varianten eine Flockungshilfsmitteldosierung betrachtet.

Die einzelnen Anlagenkomponenten sind unter Berücksichtigung einer Zunahme der hydraulischen Belastung ausgelegt. Bei den Kontaktzeiten in den Reaktoren für die PAK-Adsorption und Ozonierung haben wir uns bei beiden Verfahren auf 30 Minuten festgelegt. Nimmt die hydraulische Belastung zu, so kann die Kontaktzeit der bestehenden Becken verringert wer-

den. Bei den angenommenen Mindestkontaktzeiten von 20 Minuten für die PAK-Adsorption und 15 Minuten für die Ozonierung ergäbe sich eine Steigerung der hydraulischen Belastung um 50 % (PAK) bzw. 100 % (Ozonierung). 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 den Betriebsmitteln zur Spurenstoffelimination vermischt werden. Auch hierdurch kann von einer geringeren Eliminationsrate ausgegangen werden. Diese wäre hingegen noch höher, als wenn auf die Betriebsmittelzugabe verzichtet wird.

Die Filter für die GAK-Adsorption und zur Sandfiltration wurden von der Firma Nordic Water ausgelegt. Als maximaler Durchsatz sind 350 m³/h angegeben, was einer Steigerung der hydraulischen Belastung von 13 % gleich kommt.

Die Tuchfiltermodule von der Firma Mecana wurden bei den Varianten 1.1 bis 1.3 jeweils für einen Durchsatz von 50 % ausgelegt. Hierdurch kann stets ein Modul gewartet werden, ohne dass der Kläranlagenbetrieb beeinträchtigt wird. Eine Zunahme der zu behandelnden Wassermenge wäre also auch hier möglich.

Die in den einzelnen Varianten ermittelte Investitions- und Betriebskostenschätzung sollte als grober Anhaltspunkt für die spätere Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe gesehen werden. Im Einzelnen kann, besonders was die Betriebsmittelkosten angeht, erst nach dem Bau und ersten Versuchen zum Rückhalt abgewogen 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 und Tuchfiltration

Variante 1.1 ähnelt dem in Kapitel 7.3.2.4.1 beschriebenen AFSF-Verfahren. Die von uns vorgeschlagene Variante unterscheidet sich jedoch in der Endfiltration. Aufgrund der in Kapitel 7.3.2.4 geschilderten Ergebnisse und der Tatsache, dass die Tuchfiltration weniger Energie- und Betriebskosten als eine Sandfiltration verursacht, haben wir uns bei der Endfiltration für die Tuchfiltration entschieden.

Mit dem Ablauf der Nachklärbecken beginnt die vierte Reinigungsstufe mit einem Schneckenpumpwerk. In dem Schneckenpumpwerk wird das Wasser mittels zwei Schnecken, mit einem Fördervermögen von jeweils 240 l/s, auf eine Höhe von 1.500 mm angehoben. Diesem ist der Kontaktreaktor nachgeschaltet. Die pulverisierte Aktivkohle wird in den Kontaktreaktor gegeben und mittels Rührwerke mit dem Ablauf der Nachklärung vermischt. Es bie-

tet sich an die PAK-Zugabe adaptiv auszurichten. Diese würde sich kontinuierlich dem momentanen Zulauf der vierten Reinigungsstufe anpassen, wodurch sich erhebliche Mengen an pulverisierter Aktivkohle einsparen ließen und somit die Jahreskosten dezimiert werden. Um eine optimale Durchmischung zu gewährleisten, empfiehlt es sich, den Kontaktreaktor in drei Kammern zu unterteilen, in denen jeweils ein Rührwerk angeordnet ist. Das Gesamtvolumen dieser Becken ist für eine Kontaktzeit von 30 Minuten dimensioniert.

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

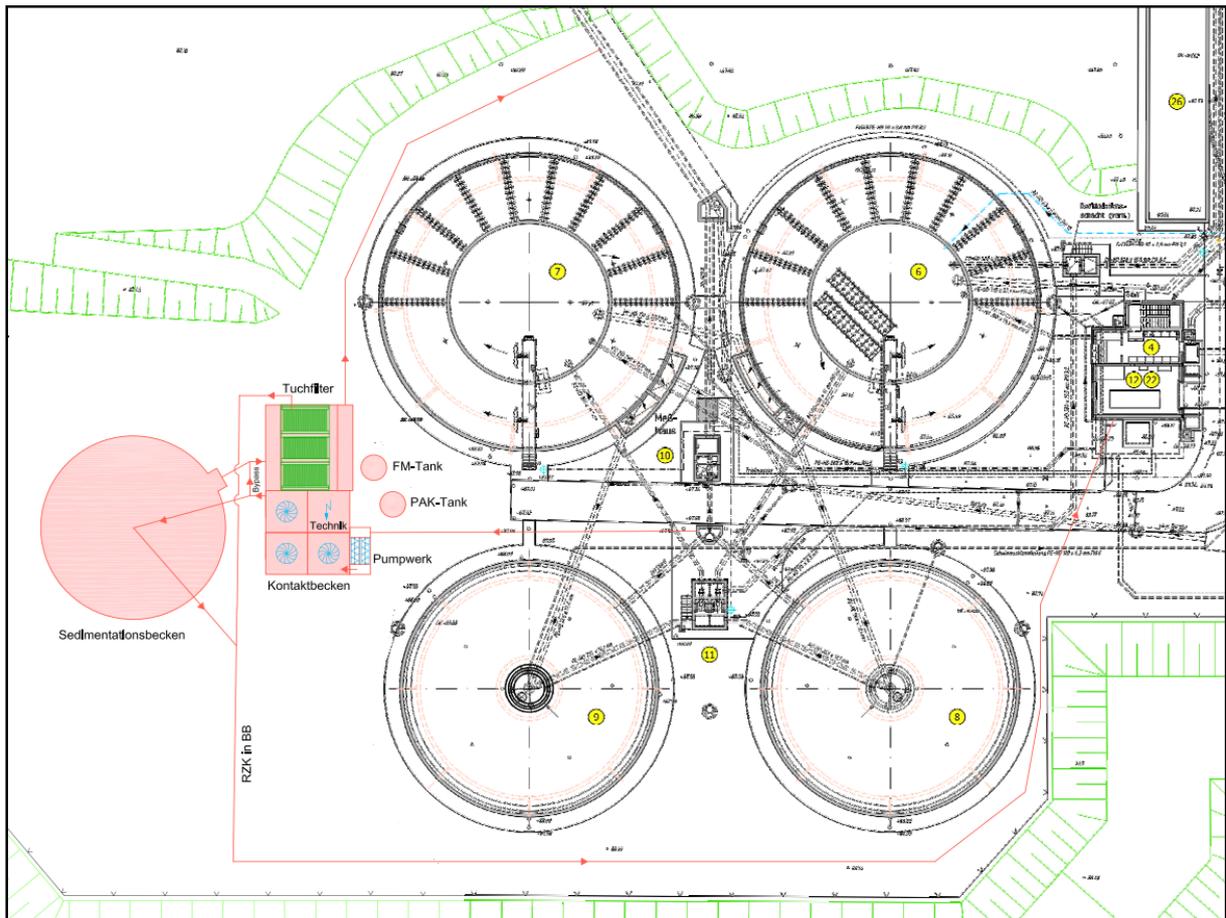


Abbildung 9.1: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.1 auf der Kläranlage Ennigerloh

Den Kontaktbecken ist ein rundes Sedimentationsbecken nachgeschaltet. Es dient der ersten Abscheidung beladener Aktivkohle. Das Sedimentationsbecken wurde für eine Aufenthaltszeit von zwei 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 Auf-

enthaltszeit im System, was sich positiv auf die Spurenstoffelimination, 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, 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 334 l/s bzw. 1.202 m³/h dimensioniert werden. Der Bemessungszufluss für den Kontaktreaktor bleibt hingegen bei 340 m³/h. Liegt der Ablauf der Nachklärung über dem Bemessungszufluss der Kontaktbecken, wird der Überstau direkt in die Tuchfiltration abgeschlagen.

Die drei Filtermodule sind jeweils für einen 50 %-igen Durchsatz des Vollstromes ausgelegt. Die in diesem Verfahrensschritt gefilterte Aktivkohle wird schließlich als Rezirkulationskohle mit in die Belebungsbecken oder alternativ in die Schlammbehandlung geschickt.

Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte erhöht 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.

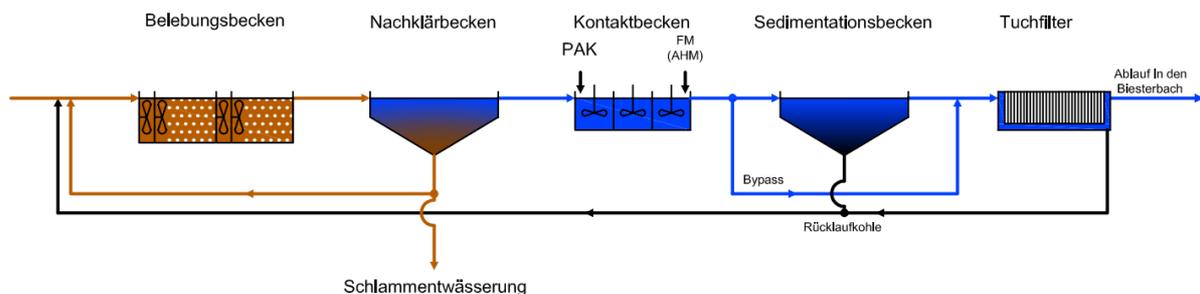


Abbildung 9.2: Fließschema zur Variante 1.1

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

Zulauf:

- Für die Becken: 309,25 m³/h bzw. 7.422 m³/d
- Für Hebewerk und Filtration: max. 334 m³/h bzw. 1.202 m³/d
- Für die Betriebsmittelkosten: 4.740 m³/d
- Rücklaufverhältnis aus der Sedimentation in den Kontaktreaktor von 0,1

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 240$ 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 $340 \text{ m}^3/\text{h}$
- Volumen: $340 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 0,5 \text{ h} = \underline{170 \text{ m}^3}$
 - gewähltes Volumen von $3 \cdot 56,7 \text{ m}^3$

Daten zur pulverisierten Aktivkohle:

- PAK-Menge bei einer Konzentration von 5 mg/l:
 - $23,70 \text{ kgPAK/d}$ bzw. 8.651 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 10 mg/l:
 - $47,40 \text{ kgPAK/d}$ bzw. 17.302 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 15 mg/l:
 - $71,10 \text{ kgPAK/d}$ bzw. 25.953 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 20 mg/l:
 - $94,81 \text{ kgPAK/d}$ bzw. 34.604 kgPAK/a
- PAK-Kosten bei der Kostenannahme von $1,50 \text{ €/kgPAK}$:
 - 12.976 €/a bei einer Konzentration von 5 mgPAK/l
 - 25.953 €/a bei einer Konzentration von 10 mgPAK/l
 - 38.929 €/a bei einer Konzentration von 15 mgPAK/l
 - 51.906 €/a bei einer Konzentration von 20 mgPAK/l
 - Für die spätere Kostenschätzung wird mit einem Wert von 38.929 €/a gerechnet

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid in 40 %-iger Lösung mit einem β -Wert von 2,5 gewählt.

- Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:
 - $35 \text{ kgFe/d} = \underline{12.923 \text{ kgFe/a}}$
- Bei der Kostenannahme von $0,15 \text{ €/kgFe}$ ergeben sich folgende Kosten:
 - $12.923 \text{ kgFe/d} \cdot 0,15 \text{ €/kgFe} = \underline{1.938 \text{ €/a}}$

Sedimentationsbecken:

- Kontaktzeit von 2 h
- Durch $RV = 0,1$ ergibt sich ein Volumen von:
 - $340 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 2 \text{ h} = \underline{680 \text{ m}^3}$
- Bei einer gewählten Flächenbeschickung von $1,6 \text{ m}^3/\text{h}$ bei Rücklaufverhältnissen $\leq 0,75$ ergibt sich nach ATV-DVWK-A 131 folgende Oberfläche:

$$A = \frac{Q_m}{q_A} = \frac{340 \text{ m}^3/\text{h}}{1,6 \text{ m}^3/\text{h}} = 212,6 \text{ m}^2$$

- Gewählt wurde ein Becken mit einem Radius von 9 m (inkl. Wanddicke)

Sollte die hydraulische Belastung zunehmen, so kann dies durch eine erhöhte Flächenbeschickung ausgeglichen werden. Wird diese beispielweise auf $2,4 \text{ m}^3/\text{h}$ erhöht, so wäre hierdurch eine kontinuierliche Steigerung der hydraulischen Belastung von 50 % behandelbar. Diese Steigerungsrate ist vergleichbar mit der in Kapitel 9 beschriebenen Steigerungsrate der hydraulischen Belastung bei einer verringerten Kontaktzeit im Reaktor.

Zusätzlicher Schlammanfall

Bei Variante 1.1 besteht die Möglichkeit den PAK-Schlamm separat zu behandeln, damit die restlichen Schlämme der Kläranlage für eine landwirtschaftliche Nutzung verwendet werden können. Voraussetzung hierfür ist, dass eine weitere Schlammbehandlungsstraße umgesetzt wird. Hierdurch steigen die Bau-, sowie die Betriebskosten.

Wird angenommen, dass 1 kg PAK genau 1 kg TS entspricht, so ergibt sich die folgende Menge an zusätzlichem Schlamm:

- $25.953 \text{ kgPAK/a} \rightarrow \underline{25.953 \text{ kgTS/a}}$

Tuchfilteranlage (laut Hersteller):

- Drei Filter, Einbau im Betonbecken
- Stundendurchfluss: $Q_{TW} = 430 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 20 mg/l
- Maximaler Durchfluss: $Q_{max} = 1.203 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 30 mg/l
- Zulässige Filtergeschwindigkeit: $v = 10 \text{ m/h}$
- Filterfläche pro Filter: $12 \cdot 5 \text{ m}^2 = 60 \text{ m}^2$
- Benötigtes Volumen für den Bau: $V \approx 207 \text{ m}^3$, gewählt 210 m^3 (selbst kalkuliert)

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 5 kg/h und einem täglichen Durchfluss von 6.000 m³/d: 4,4 m³/h bzw. 1,8 %.
- Maximale Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von 36,09 kg/h und einem maximalen Durchfluss von 1.203 m³/d: 31,9 m³/h bzw. 2,7 %.

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	803.825 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	1.103.600 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	200.000 €
	Summe netto	2.107.425 €
	Baunebenkosten 15 %	316.114 €
		2.423.539 €
	+ 19 % MwSt.	460.472 €
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 1.1	2.884.011 €

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.	1.100.035 €	1.510.277 €	273.700 €	2.884.011 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinentechnik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinentechnik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kosten	56.124 €/a	126.516 €/a	32.086 €/a	214.725 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schneckenpumpwerk	26.053	kWh/a	0,22 €	5.732 €/a
Rührwerke	21.024	kWh/a	0,22 €	4.625 €/a
Pulveraktivkohle	25.953	kgPAK/a	1,50 €	38.929 €/a
PAK-Wasserstrahlpumpe	4.380	kWh/a	0,22 €	964 €/a
Fällmittel	12.923	kgFe/a	0,15 €	1.938 €/a
Gesamtkosten: Sedimentationsbecken	20.349	kWh/a	0,22 €	4.477 €/a
Tuchfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			13.412 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €	10.000 €/a
Summe Betriebskosten				80.077 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 1.1				294.803 €/a

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

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 Spurenstoffen und der späteren PAK-Abscheidung, führen kann (Kapitel 7.3.2.4).

Erster Verfahrensschritt ist auch hier das Schneckenpumpwerk. Dieses ist bei Variante 1.2 für einen Durchfluss von 334 m³/h dimensioniert. In dem Schneckenpumpwerk wird das Wasser mittels zwei Schnecken auf eine Höhe von 1.500 mm angehoben. 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 abgesaugten PAK-Fracht in die Belebungsbecken vorgesehen. Hierdurch hat die PAK eine wesentlich längere Aufenthaltszeit im System, was sich positiv auf die Spurenstoffelimination, wie auch auf die Schlammeigenschaften 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. Auch bei Variante 1.2 empfiehlt es sich die PAK-Zugabe adaptiv auszurichten. Diese würde sich kontinuierlich dem momentanen Zulauf der vierten Reinigungsstufe anpassen, wodurch sich erhebliche Mengen an pulverisierter Aktivkohle einsparen ließen und somit die Jahreskosten dezimiert werden.

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 334 l/s bzw. 1.202 m³/h dimensioniert werden. Der Bemessungszufluss für den Kontaktreaktor bleibt hingegen unverändert bei 309,25 m³/h. Liegt der Ablauf der Nachklärung über dem Bemessungszufluss der Kontaktbecken, wird der Überstau direkt in die Tuchfiltration abgeschlagen.

Die drei Filtermodule sind jeweils für einen 50 %-igen Durchsatz des Vollstromes ausgelegt. Die in diesem Verfahrensschritt gefilterte Aktivkohle wird schließlich als Rezirkulationskohle mit in die Belebungsbecken oder alternativ in die Schlammbehandlung geschickt.

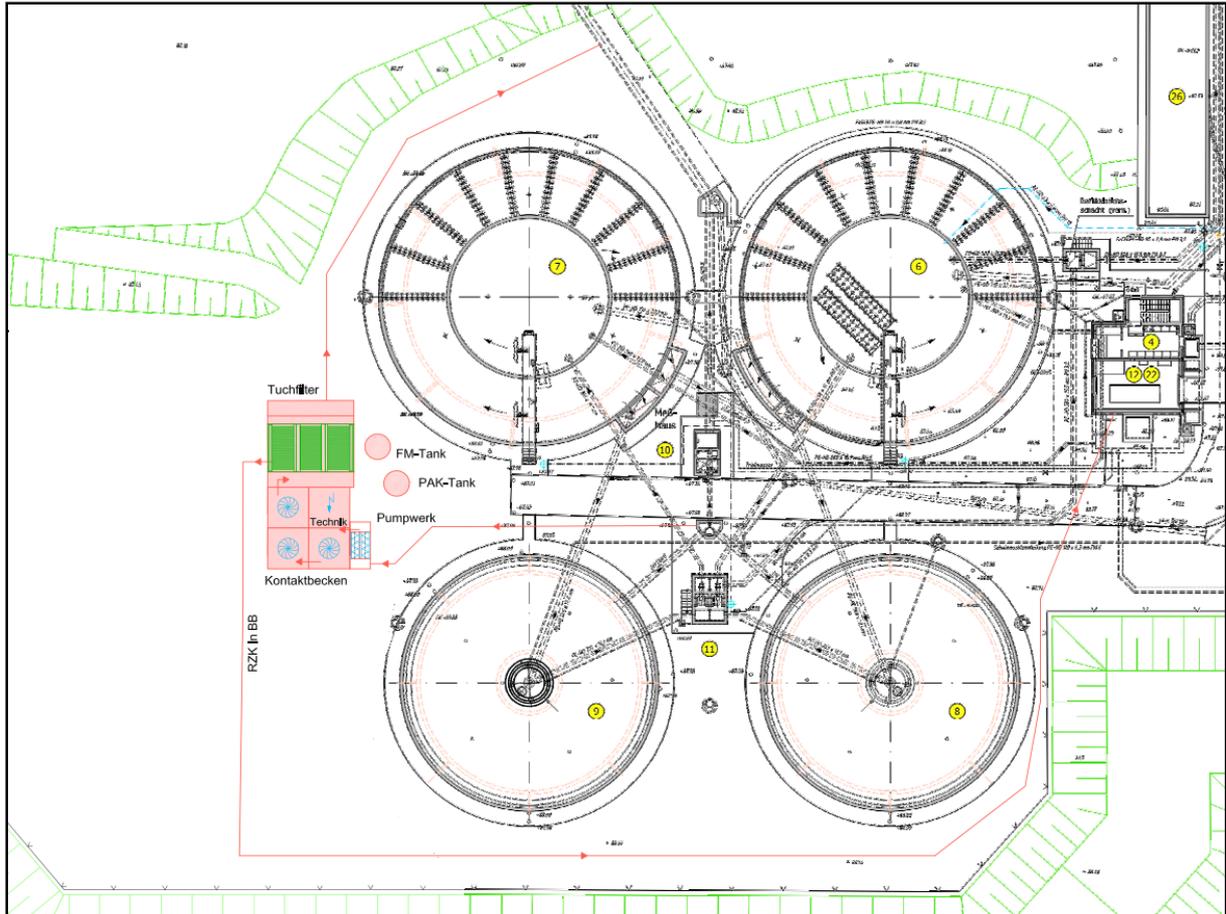


Abbildung 9.3: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.2 auf der Kläranlage Ennigerloh

Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte erhöht 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.

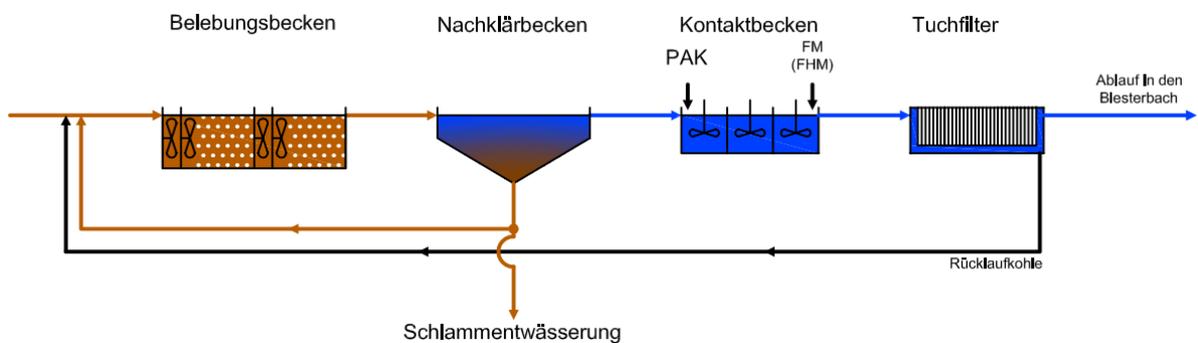


Abbildung 9.4: Fließschema der Variante 1.2

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

Zulauf:

- Für die Becken: 309,25 m³/h bzw. 7.422 m³/d
- Für Hebewerk und Filtration: max. 334 m³/h bzw. 1.202 m³/d
- Für die Betriebsmittelkosten: 4.740 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 240$ l/s je Schnecke
- Förderhöhe: 1.500 mm

Kontaktbecken:

- Kontaktzeit von 30 min bzw. 0,5 h
- Volumen: 309,25 m³/h · 0,5 h = 155 m³
 - gewähltes Volumen von 3 · 51,5 m³

Daten zur pulverisierten Aktivkohle:

- PAK-Menge bei einer Konzentration von 5 mg/l:
 - 23,70 kgPAK/d bzw. 8.651 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 10 mg/l:
 - 47,40 kgPAK/d bzw. 17.302 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 15 mg/l:
 - 71,10 kgPAK/d bzw. 25.953 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 20 mg/l:
 - 94,81 kgPAK/d bzw. 34.604 kgPAK/a
- PAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,50 €/kgPAK:
 - 12.976 €/a bei einer Konzentration von 5 mgPAK/l
 - 25.953 €/a bei einer Konzentration von 10 mgPAK/l
 - 38.929 €/a bei einer Konzentration von 15 mgPAK/l
 - 51.906 €/a bei einer Konzentration von 20 mgPAK/l
 - Für die spätere Kostenschätzung wird mit einem Wert von 38.929 €/a gerechnet

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid in 40 %-iger Lösung mit einem β -Wert von 2,5 gewählt.

- Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:
 - $35 \text{ kgFe/d} = \underline{12.923 \text{ kgFe/a}}$
- Bei der Kostenannahme von $0,15 \text{ €/kgFe}$ ergeben sich folgende Kosten:
 - $12.923 \text{ kgFe/d} \cdot 0,15 \text{ €/kgFe} = \underline{1.938 \text{ €/a}}$

Zusätzlicher Schlammanfall

Wird angenommen, dass 1 kg PAK genau 1 kg TS entspricht, so ergibt sich die folgende Menge an zusätzlichen Schlamm:

- $25.953 \text{ kgPAK/a} \rightarrow \underline{25.953 \text{ kgTS/a}}$

Tuchfilteranlage (laut Hersteller):

- Drei Filter, Einbau im Betonbecken
- Stundendurchfluss: $Q_{TW} = 430 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 20 mg/l
- Maximaler Durchfluss: $Q_{max} = 1.203 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 30 mg/l
- Zulässige Filtergeschwindigkeit: $v = 10 \text{ m/h}$
- Filterfläche pro Filter: $12 \cdot 5 \text{ m}^2 = 60 \text{ m}^2$
- Benötigtes Volumen für den Bau: $V \approx 207 \text{ m}^3$, gewählt 210 m^3 (selbst kalkuliert)

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 5 kg/h und einem täglichen Durchfluss von $6.000 \text{ m}^3/\text{d}$: $4,4 \text{ m}^3/\text{h}$ bzw. $1,8 \%$.
- Maximale Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von $36,09 \text{ kg/h}$ und einem maximalen Durchfluss von $1.203 \text{ m}^3/\text{d}$: $31,9 \text{ m}^3/\text{h}$ bzw. $2,7 \%$.

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	538.450 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	1.014.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	200.000 €
	Summe netto	1.752.450 €
	Baunebenkosten 15 %	262.868 €
		2.015.318 €
	+ 19 % MwSt.	382.910 €
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 1.2	2.398.228 €

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.	736.869 €	1.387.659 €	273.700 €	2.398.228 €
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	37.595 €/a	116.244 €/a	32.086 €/a	185.925 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schneckenpumpwerk	26.053	kWh/a	0,22 €	5.732 €/a
Rührwerke	21.024	kWh/a	0,22 €	4.625 €/a
Pulveraktivkohle	25.953	kgPAK/a	1,50 €	38.929 €/a
PAK-Wasserstrahlpumpe	4.380	kWh/a	0,22 €	964 €/a
Fällmittel	12.923	kgFe/a	0,15 €	1.938 €/a
Tuchfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			16.930 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €	6.500 €/a
Summe Betriebskosten				75.619 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 1.2				261.544 €/a

9.3 Variante 1.3: PAK-Adsorption im Belebungsbecken mit anschließender Tuchfiltration nach der Nachklärung

In Variante 1.3 wird auf den Bau eines Kontaktreaktors und eines Sedimentationsbeckens verzichtet. Welche Dimensionen die Verfahrensstufen der Variante 1.3 auf der Kläranlage annehmen, wird in Abbildung 9.5 deutlich.

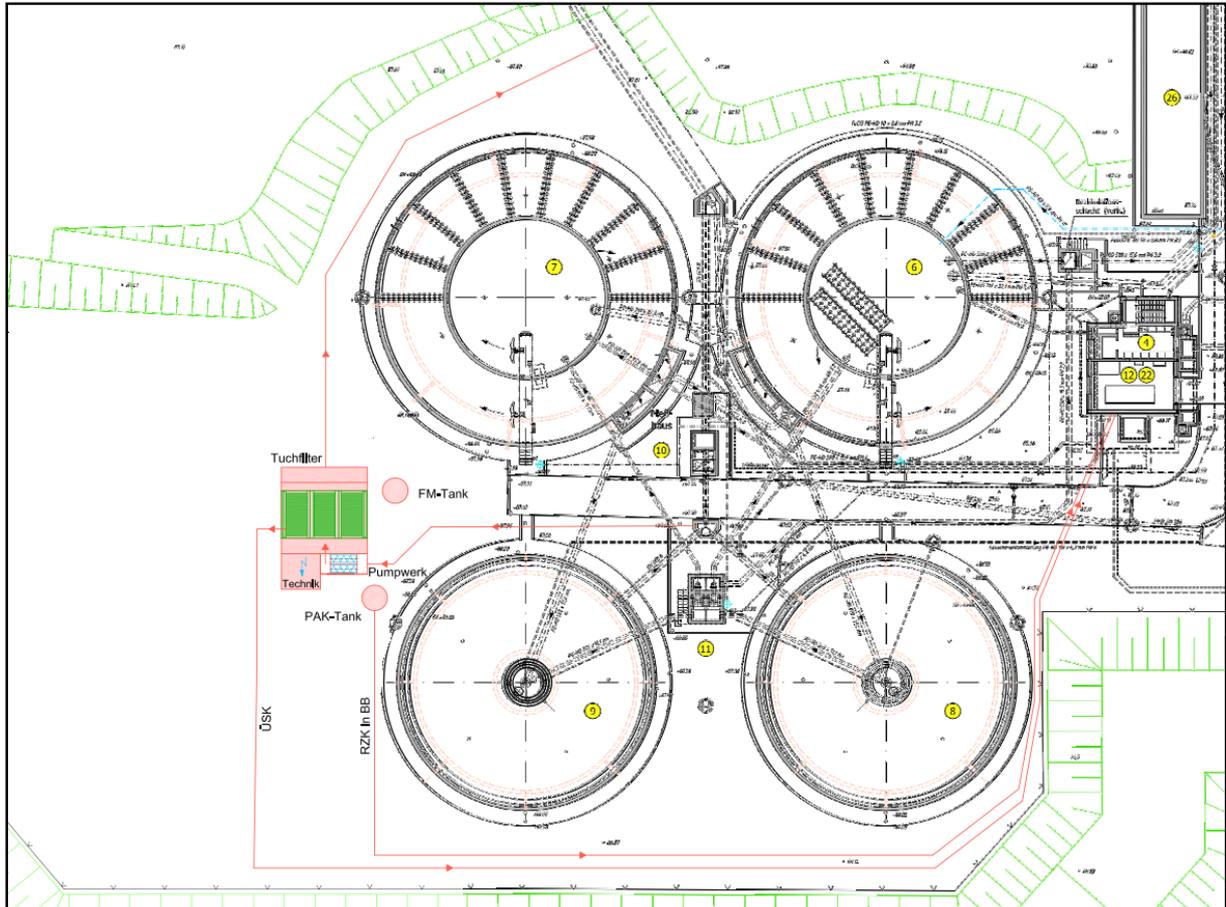


Abbildung 9.5: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.3 auf der Kläranlage Ennigerloh

Die pulverisierte Aktivkohle wird hier direkt in den Zulauf der bestehenden Belebungsbecken eingetragen. In Variante 1.3 empfiehlt sich ebenso die PAK-Zugabe adaptiv auszurichten. Diese würde sich kontinuierlich dem momentanen Zulauf des Belebungsbeckens, in Variante 1.3 maximal $334 \text{ m}^3/\text{h}$, anpassen, wodurch sich erhebliche Mengen an pulverisierter Aktivkohle einsparen ließen und die Jahreskosten dezimiert werden. Wie in Kapitel 7.3.2.2 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 halbertechnischen Anlage getestet und erwies sich als gute Alternative, besonders bei Anlagen mit begrenztem Platzangebot. Die hier gewählten Verfahrensstufen müssen für den maximalen Bemessungszufluss der Kläranlage, also $334 \text{ m}^3/\text{h}$, gewählt werden. Begründet ist dies durch den Direkteintrag der PAK in das Belebungsbecken, was zur Folge hat, dass der gesamte

Kläranlagenzulauf in Kontakt mit der Aktivkohle kommt, welche letztlich dem Wasser wieder entnommen werden muss.

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

Auch in Variante 1.3 sind die drei Filtermodule jeweils für einen 50 %-igen Durchsatz des Vollstromes ausgelegt. Die in diesem Verfahrensschritt gefilterte Aktivkohle wird schließlich in die Schlammbehandlung geschickt.

Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte erhöht 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.

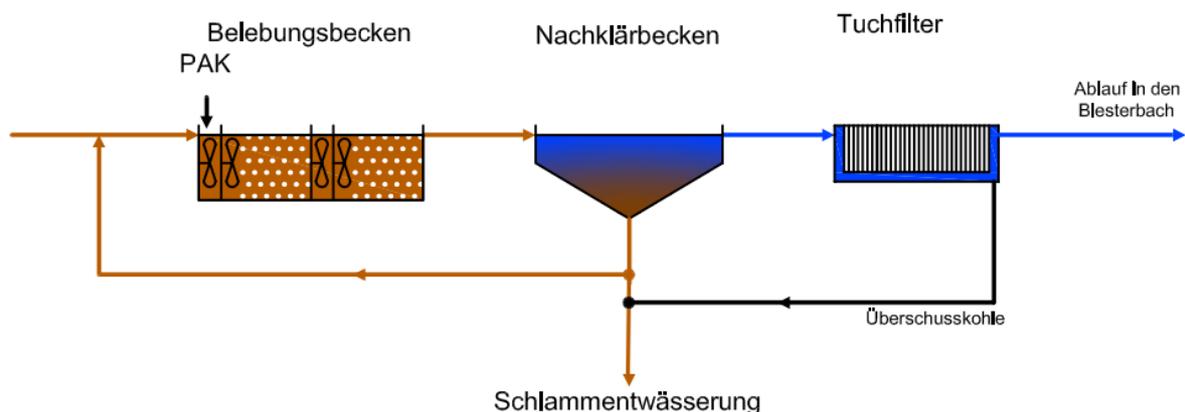


Abbildung 9.6: Fließschema der Variante 1.3

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

Zulauf:

- Für Hebewerk und Filtration: max. 334 m³/h bzw. 1.202 m³/d
- Für die Betriebsmittelkosten: 4.740 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 240$ l/s je Schnecke

- Förderhöhe: 1.500 mm

Daten zur pulverisierten Aktivkohle:

- PAK-Menge bei einer Konzentration von 10 mg/l:
 - 47,40 kgPAK/d bzw. 17.302 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 20 mg/l:
 - 94,80 kgPAK/d bzw. 34.604 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 30 mg/l:
 - 142,20 kgPAK/d bzw. 51.906 kgPAK/a
- PAK-Menge bei einer Konzentration von 40 mg/l:
 - 189,60 kgPAK/d bzw. 69.208 kgPAK/a
- PAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,50 €/kgPAK:
 - 25.953 €/a bei einer Konzentration von 10 mgPAK/l
 - 51.906 €/a bei einer Konzentration von 20 mgPAK/l
 - 77.859 €/a bei einer Konzentration von 30 mgPAK/l
 - 103.812 €/a bei einer Konzentration von 40 mgPAK/l
 - Für die spätere Kostenschätzung wird mit einem Wert von 77.859 €/a gerechnet

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid in 40 %-iger Lösung mit einem β -Wert von 2,5 gewählt.

- Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:
 - 35 kgFe/d = 12.923 kgFe/a
- Bei der Kostenannahme von 0,15 €/kgFe ergeben sich folgende Kosten:
 - 12.923 kgFe/d · 0,15 €/kgFe = 1.938 €/a

Zusätzlicher Schlammanfall

Wird angenommen, dass 1 kg PAK genau 1 kg TS entspricht, so ergibt sich die folgende Menge an zusätzlichem Schlamm:

- 25.953 kgPAK/a → 25.953 kgTS/a

Tuchfilteranlage (laut Hersteller):

- Drei Filter, Einbau im Betonbecken
- Stundendurchfluss: $Q_{TW} = 430 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 20 mg/l
- Maximaler Durchfluss: $Q_{max} = 1.203 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem maximalen AFS von 30 mg/l
- Zulässige Filtergeschwindigkeit: $v = 10 \text{ m/h}$

- Filterfläche pro Filter: $12 \cdot 5 \text{ m}^2 = 60 \text{ m}^2$
- Benötigtes Volumen für den Bau: $V \approx 207 \text{ m}^3$, gewählt 210 m^3 (selbst kalkuliert)

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 5 kg/h und einem täglichen Durchfluss von $6.000 \text{ m}^3/\text{d}$: $4,4 \text{ m}^3/\text{h}$ bzw. $1,8 \%$.
- Maximale Spülabwassermenge bei einer Feststofffracht von $36,09 \text{ kg/h}$ und einem maximalen Durchfluss von $1.203 \text{ m}^3/\text{d}$: $31,9 \text{ m}^3/\text{h}$ bzw. $2,7 \%$.

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	419.475 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	960.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	200.000 €
	Summe netto	1.579.475 €
	Baunebenkosten 15 %	236.921 €
		1.816.396 €
	+ 19 % MwSt.	345.115 €
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 1.3	2.161.512 €

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.	574.052 €	1.313.760 €	273.700 €	2.161.512 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinenteknik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinenteknik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kosten	29.288 €/a	110.054 €/a	32.086 €/a	171.428 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schachtpumpwerk	26.053	kWh/a	0,22 €	5.732 €/a
Pulveraktivkohle	51.906	kgPAK/a	1,50 €	77.859 €/a
PAK-Wasserstrahlpumpe	4.380	kWh/a	0,22 €	964 €/a
Fällmittel	12.923	kgFe/a	0,15 €	1.938 €/a
Tuchfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			16.930 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €	6.500 €/a
Summe Betriebskosten				109.923 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 1.3				281.350 €/a

9.4 Variante 2: GAK-Adsorption im DynaSand-Carbonfilter

Ein alternatives Verfahren, bei dem die Spurenstoffe mittels Aktivkohle dem Wasserkreislauf entnommen werden, ist die Variante 2. Hier durchfließt das belastete Wasser einem mit granulierter Aktivkohle gefülltes Filterbett, näher beschrieben in Kapitel 7.3.1.

Für die Variante 2 haben wir ebenfalls einen Durchfluss von $309,25 \text{ m}^3/\text{h}$ gewählt. Um es in die Behandlungsstufe zu leiten, muss das Wasser zunächst mittels Schneckenpumpwerk angehoben werden. Daraufhin durchfließt das Wasser das Filterbett, wobei die Spurenstoffe von der Aktivkohle adsorbiert werden.

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

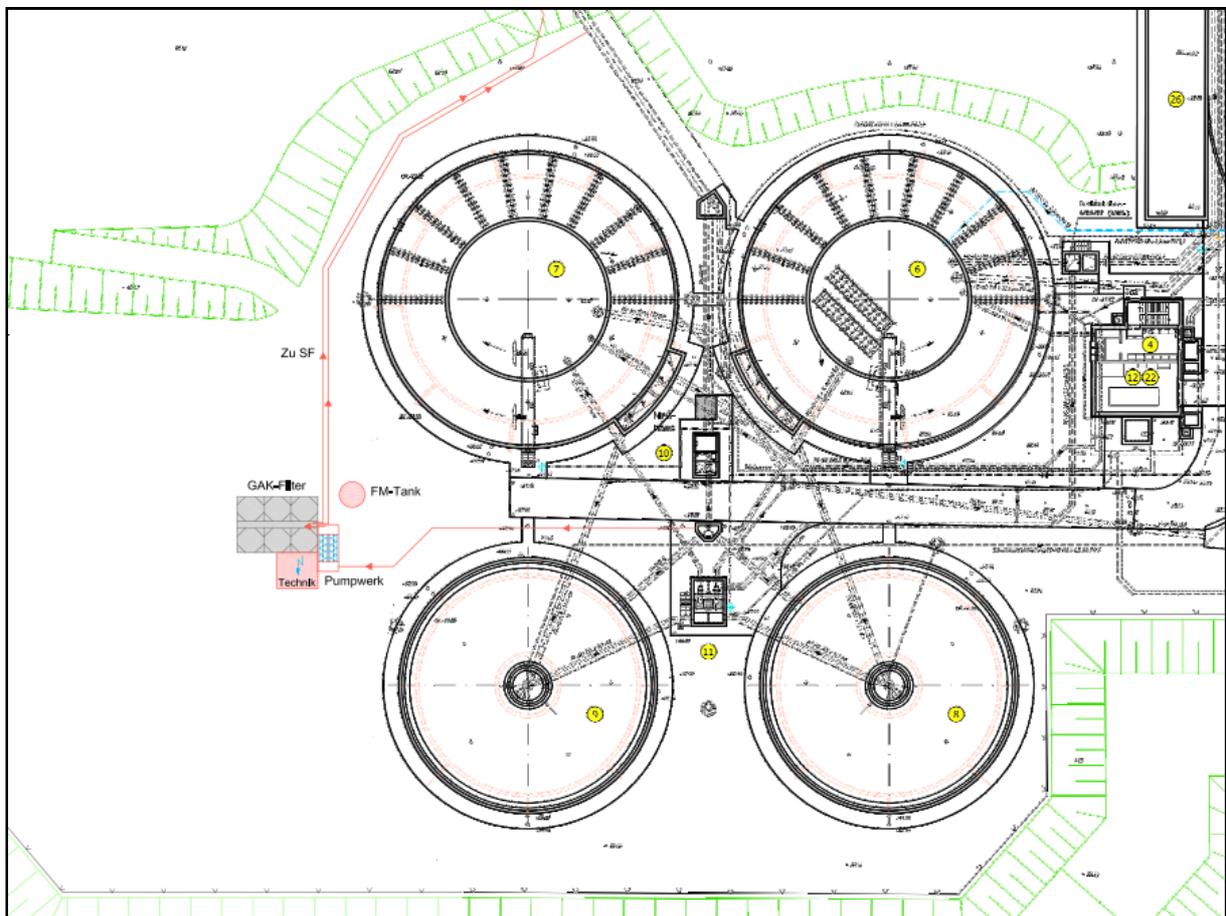


Abbildung 9.7: Mögliche Ausführungsform der Variante 2 auf der Kläranlage Ennigerloh

Das anfallende Spülwasser des DynaSand-Carbonfilters wird dem belüfteten Sandfang der Kläranlage zugeführt. Der Ablauf des GAK-Filters führt letztlich zusammen mit dem Kläranlagenablauf in den Biesterbach.

Zur weiteren P-Fällung ist bei Variante 2 ein zusätzlicher Fällmitteltank vorgesehen. Hierdurch kann der Phosphorgehalt weiter verringert werden. Da die gesamte Variante 2 auf die

Teilstrombehandlung ausgelegt ist, kann lediglich der Teil des Durchflusses und somit des Phosphors weitergehend gereinigt werden, für den der Filter ausgelegt ist. Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte erhöht werden, wäre die P-Elimination im Filter möglicher Weise nicht ausreichend. Dieser Nachteil könnte durch die Erweiterung der Filter ausgeglichen werden. Sollten die Filter um Sandfilter (kostengünstiger) erweitert werden, damit der gesamte Bemessungszufluss von 334 l/s behandelt werden kann, so müsste bei den Investitionskosten mit etwa 850.000 € und bei den jährlichen laufenden Kosten mit etwa 105.000 €/a Mehrkosten gerechnet werden.

Wie in Kapitel 7.3.2.3 aufgeführt, hat die weitergehende Fällung auf die Spurenstoffelimination keinen Einfluss.

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

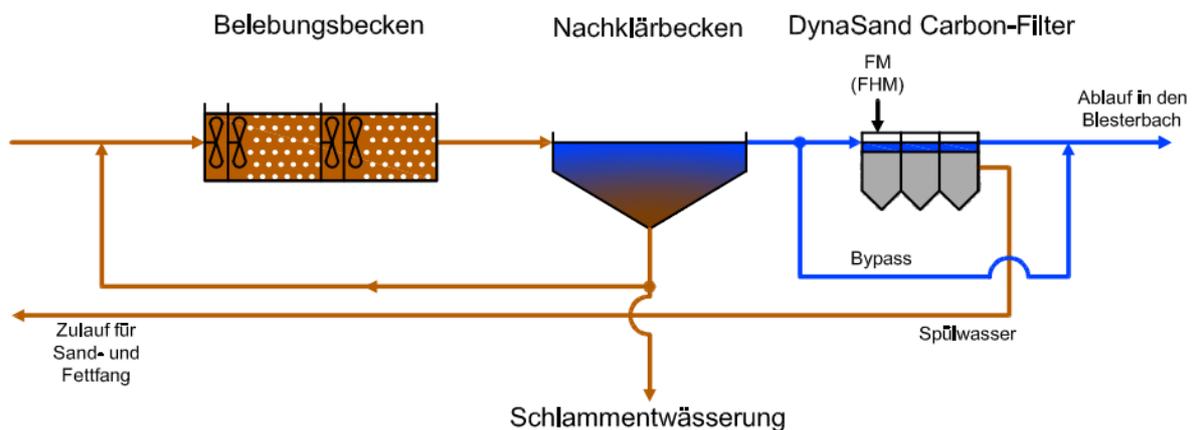


Abbildung 9.8: Fließschema der Variante 2

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

Zulauf:

- Für Hebewerk und Filtration: 309,25 m³/h bzw. 7.422 m³/d
- Für die Betriebsmittelkosten: 4.740 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 650 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 91$ l/s je Schnecke
- Förderhöhe: 1.500 mm

Daten zur granulierten Aktivkohle:

- GAK-Menge bei angenommenen 7.500 durchgesetzten Bettvolumina:
 - 103.516 kgGAK/a
- GAK-Menge bei angenommenen 4.000 durchgesetzten Bettvolumina:
 - 194.093 kgGAK/a
- GAK-Menge bei angenommenen 2.500 durchgesetzten Bettvolumina:
 - 310.548 kgGAK/a
- GAK-Kosten bei der Kostenannahme von 1,25 €/kgGAK:
 - 129.395 €/a bei 7.500 durchgesetzten Bettvolumina
 - 242.616 €/a bei 4.000 durchgesetzten Bettvolumina
 - 388.156 €/a bei 2.500 durchgesetzten Bettvolumina
 - Für die spätere Kostenschätzung wird mit dem mittleren Wert von 242.616 €/a gerechnet
- Es folgt die Berechnung der jährlich benötigten Filterbettwechsel bei 4.000 BV:

$$x = \frac{365 \text{ d/a} \cdot 4.740 \text{ m}^3/\text{d}}{4.000 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot 78 \text{ m}^3} = 5,55 \text{ Wechsel/a}$$

Pro Jahr sind also 5,55 Wechsel der granulierten Aktivkohle nötig. Demnach müsste das gesamte Filterbett mit einem Volumen von 78 m³ nahezu jeden zweiten Monat gewechselt werden.

DynaSand Carbon-Filter:

- Sechs Filter
- Durchsatz: ca. 350 m³/h bei AFS < 30 mg/l im Zulauf
 - AFS < 10 mg/l im Ablauf ohne Fällmittelzugabe
 - AFS < 5 mg/l im Ablauf bei Fällmittelzugabe
- Oberflächenbelastung: v < 11,7 m/h
- Filterbetthöhe: 2 m
- Filterhöhe: 5,95 m
- Filterfläche pro Filter: 5 m² → 30 m² Gesamtfläche
- Benötigtes Volumen für den Bau: V ≈ 300 m³ (selbst kalkuliert)

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 (laut Hersteller):

- Mittlere Spülabwassermenge: 7 – 14 m³/h bzw. 2 – 4 %
- Maximale Spülabwassermenge: 27 m³/h bzw. 7,7 %.

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 in 40 %-iger Lösung mit einem β -Wert von 2,5 gewählt.

- Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:
 - 35 kgFe/d = 12.923 kgFe/a
- Bei der Kostenannahme von 0,15 €/kgFe ergeben sich folgende Kosten:
 - 12.923 kgFe/d · 0,15 €/kgFe = 1.938 €/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	359.975 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	404.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	200.000 €
	Summe netto	963.975 €
	Baunebenkosten 15 %	144.596 €
		1.108.571 €
	+ 19 % MwSt.	210.629 €
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 2	1.319.200 €

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.	492.626 €	552.874 €	273.700 €	1.319.200 €
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	25.134 €/a	46.314 €/a	32.086 €/a	103.534 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schneckenpumpwerk	26.053	kWh/a	0,22 €	5.732 €/a
Granulierte Aktivkohle	194.093	kgGAK/a	1,25 €	242.616 €/a
GAK-Filter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			33.901 €/a
Fällmittel	12.923	kgFe/a	0,15 €	1.938 €/a
Personalkosten	0,1	MA/a	50.000 €	5.000 €/a
Summe Betriebskosten				289.187 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 2				392.721 €/a

9.5 Variante 3: Ozonierung mit anschließender DynaSand-Filtration

Die Variante 3 ist grundsätzlich anders aufgebaut als die andere Varianten. Hier wird für die Spurenstoffelimination die Oxidation, näher beschrieben in Kapitel 7.2, als primäres Reinigungsverfahren genutzt. Die Verfahrensstufen dieser Variante wird für einen Bemessungszufluss von $309,25 \text{ m}^3/\text{h}$ ausgelegt. Der Zufluss dieser vierten Reinigungsstufe speist sich aus dem Abfluss der herkömmlichen Nachklärbecken. Welche Dimensionen die Verfahrensstufen der Variante 3 auf der Kläranlage annehmen, wird in Abbildung 9.9 deutlich.

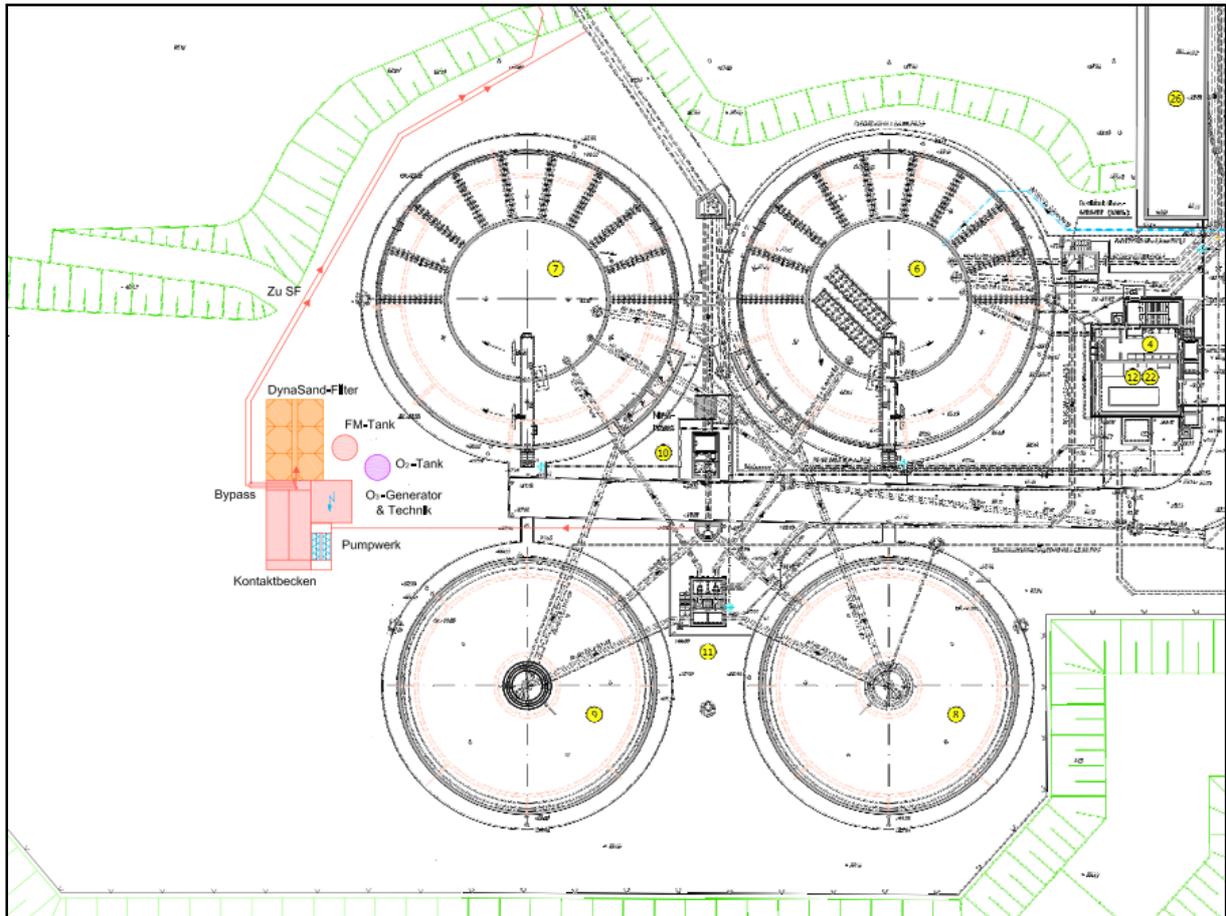


Abbildung 9.9: Mögliche Ausführungsform der Variante 3 auf der Kläranlage Ennigerloh

Zunächst wird das Wasser bei dieser Variante durch ein Schneckensumpwerk auf eine Höhe von 1.500 mm angehoben. Dem Schneckensumpwerk ist ein Kontaktreaktor mit zwei länglich ausgerichteten Kontaktbecken nachgeschaltet. Das Wasser läuft dem Kontaktreaktor über eine Druckleitung zu, in welche das Oxidationsmittel Ozon injiziert wird. Auch bei Variante 3 empfiehlt es sich die Ozondosierung adaptiv auszurichten. Hierdurch würde sich die Ozonstufe kontinuierlich dem momentanen Zulauf der vierten Reinigungsstufe anpassen, wodurch sich erhebliche Energiekosten für die Erzeugung des Ozons und Betriebsmittelkosten einsparen lassen und somit die laufenden Jahreskosten dezimiert werden. Das Ozon wird

mittels reinen Sauerstoffs über einen Ozongenerator hergestellt, von dem es in die Wasserleitung injiziert wird und im Kontaktreaktor mit den Spurenstoffen reagieren kann.

Dem Kontaktreaktor ist ein DynaSand-Filter nachgeschaltet, bestehend aus sechs Filterkammern. Dieser dient zum einen der Eliminierung der restlichen Ozonkonzentration, zum anderen wird das Wasser gefiltert und weitergehend biologisch gereinigt. Je nachdem, wie der Sandfilter betrieben wird, kann ein solcher Filter neben der AFS-Reduktion auch zur CSB-, sowie zur Stickstoff- und Phosphor-Reduktion beitragen. Die Reinigungswirkung auf Mikroverunreinigungen von Sandfiltern ist hingegen trivial. Da der DynaSand-Filter auf die Teilstrombehandlung ausgelegt ist, kann lediglich der Durchfluss weitergehend behandelt werden, für den der Filter ausgelegt ist. Sollten in Zukunft die Anforderungen an die Phosphor-Ablaufwerte erhöht werden, wäre die P-Elimination im Filter möglicher Weise nicht ausreichend. Dieser Nachteil könnte durch die Erweiterung der Filter ausgeglichen werden. Sollten die Filter erweitert werden, damit der gesamte Bemessungszufluss von 334 l/s behandelt werden kann, so müsste bei den Investitionskosten mit etwa 800.000 € und bei den jährlichen laufenden Kosten mit etwa 105.000 €/a Mehrkosten gerechnet werden.

Das Spülwasser des DynaSand-Filters wird dem belüfteten Sandfang der Kläranlage zugeführt. Der Ablauf des Sandfilters führt letztlich in den Ablauf der Kläranlage.

Abbildung 9.10 zeigt zur Verdeutlichung der gesamten Verfahrensstufe das Fließschema der Variante 3.

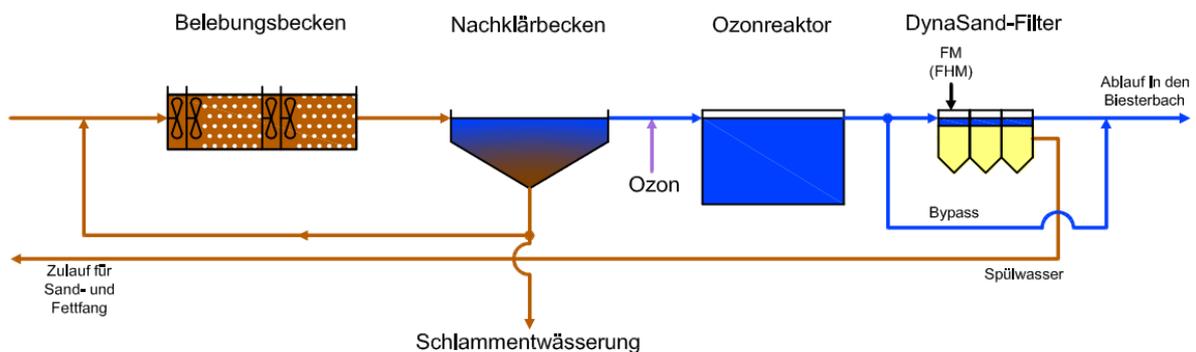


Abbildung 9.10: Fließschema der Variante 3

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

Zulauf:

- Für Kontaktbecken und Filtration: 309,25 m³/h bzw. 7.422 m³/d
- Für Hebewerk: max. 334 m³/h bzw. 1.202 m³/d
- Für die Betriebsmittelkosten: 4.740 m³/d

Schneckenhebewerk:

- Zwei Schnecken
- Durchmesser: 1.000 mm
- Fördervolumenstrom: $Q_{\max} = 240 \text{ l/s}$ je Schnecke
- Förderhöhe: 1.500 mm

Kontaktbecken:

- Kontaktzeit von 30 min bzw. 0,5 h
- Volumen: $309,25 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 0,5 \text{ h} = \underline{155 \text{ m}^3}$
 - gewähltes Volumen von $2 \cdot 80 \text{ m}^3$

Daten zur Ozonierung:

- Ozon-Mengen bei einer Konzentration von 5 mg/l
 - 8.651 kgO₃/a
- Ozon-Mengen bei einer Konzentration von 7,5 mg/l
 - 12.976 kgO₃/a
- Ozon-Mengen bei einer Konzentration von 10 mg/l
 - 17.302 kgO₃/a
- Die gewählten Betriebskosten für die Ozonierung belaufen sich auf 54.437 €/a

Dyna-Sandfilter (laut Hersteller):

- Sechs Filter
- Durchsatz: ca. 350 m³/h bei AFS < 30 mg/l im Zulauf
 - AFS < 10 mg/l im Ablauf ohne Fällmittelzugabe
 - AFS < 5 mg/l im Ablauf bei Fällmittelzugabe
- Oberflächenbelastung: $v < 11,7 \text{ m/h}$
- Filterbetthöhe: 2 m
- Filterhöhe: 5,95 m
- Filterfläche pro Filter: 5 m² → 30 m² Gesamtfläche
- Benötigtes Volumen für den Bau: $V \approx 300 \text{ m}^3$ (selbst kalkuliert)

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 (laut Hersteller):

- Mittlere Spülabwassermenge: 7 – 14 m³/h bzw. 2 – 4 %
- Maximale Spülabwassermenge: 27 m³/h bzw. 7,7 %.

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

– Informationen zum Sandfilterwechsel:

Nach Nau (2014) wird ein Sandfilterbett in der Regel alle 10 Jahre gewechselt. Überschlägig ergeben sich hierdurch für den Betrieb der Sandfilteranlage auf der Kläranlage Ennigerloh jährliche Kosten von 1.500 €/a.

Daten zur Fällmitteldosierung:

Für die Fällmitteldosierung wird das Fällmittel Eisen(III)Chlorid in 40 %-iger Lösung mit einem β -Wert von 2,5 gewählt.

- Es ergeben sich folgende Verbrauchsmengen:
 - $35 \text{ kgFe/d} = \underline{12.923 \text{ kgFe/a}}$
- Bei der Kostenannahme von 0,15 €/kgFe ergeben sich folgende Kosten:
 - $12.923 \text{ kgFe/d} \cdot 0,15 \text{ €/kgFe} = \underline{1.938 \text{ €/a}}$

Im Bezug auf die unterschiedlichen Verfahrensstufen der Variante 3 folgt nun in Tabelle 9.9 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 9.9: Investitionskosten Variante 3

Pos.	Kurztext	Gesamtpreis in €
1.	Gesamtsumme Baukosten	597.575 €
2.	Gesamtsumme Maschinenteknik	796.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik	200.000 €
	Summe netto	1.593.575 €
	Baunebenkosten 15 %	239.036 €
		1.832.611 €
	+ 19 % MwSt.	348.196 €
	Gesamtsumme Investitionskosten Variante 3	2.180.807 €

Die laufenden Kosten der Variante 3 werden in Tabelle 9.10 ersichtlich.

Tabelle 9.10: Betriebskosten Variante 3

Kapitalgebundene Kosten				
Beschreibung	Bautechnik	Maschinen- technik	EMSR	Summe
Investitionskosten incl. Baunebenkosten incl. MwSt.	817.781 €	1.089.326 €	273.700 €	2.180.807 €
Nutzungsdauer Bautechnik in Jahren	30			
Nutzungsdauer Maschinenteknik in Jahren		15		
Nutzungsdauer EMSR-Technik in Jahren			10	
Zinssatz	3%	3%	3%	
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Bautechnik	0,05102			
Kapitalwiedergewinnungsfaktor Maschinenteknik		0,08377		
Kapitalwiedergewinnungsfaktor EMSR-Technik			0,11723	
Summe Kapitalgebundene Kosten	41.723 €/a	91.253 €/a	32.086 €/a	165.062 €/a
Betriebsmittelkosten				
Komponente	Menge/ Anzahl	Einheit	Kosten/ Einheit	Gesamtkosten
Schneckenpumpwerk	26.053	kWh/a	0,22 €	5.732 €/a
Ozonerzeugung	155.718	kWh/a	0,22 €	34.258 €/a
Sauerstoff	97.057	m ³ /a	0,240 €	23.294 €/a
Sandfilter	<i>Voraussichtliche Gesamtkosten</i>			40.069 €/a
Fällmittel	12.923	kgFe/a	0,15 €	1.938 €/a
Personalkosten	0,2	MA/a	50.000 €	10.000 €/a
Summe Betriebskosten				115.290 €/a
Gesamtsumme: Laufenden Kosten der Variante 3				280.352 €/a

9.6 Gegenüberstellung der Kostenschätzungen

Zur Darstellung der Wirtschaftlichkeit werden nun alle relevanten Kosten der gezeigten Variante miteinander verglichen. Tabelle 9.11 stellt die unterschiedlichen Kostenanteile gegenüber.

Der erste Vergleich bezieht sich auf die spezifischen Investitionskosten. Die Variante 2 ist hier die günstigste Variante mit 1.319.200 €. Die teuerste Variante ist die Variante 1 mit 2.884.011 €. Mit 2.161.512 € liegt die Variante 1.3 im mittleren Bereich aller aufgeführten Varianten.

Bei den laufenden Kosten ist die Variante 1.2 die günstigste Variante mit 261.544 €/a. Die teuerste Variante ist hingegen die Variante 2. Mit 392.721 €/a liegt diese weit über den laufenden Kosten der zweit teuersten Variante 1.1. Grund dafür sind die beträchtlichen Betriebsmittelkosten. Bei den veranschlagten durchgesetzten Bettvolumina ergeben sich sehr hohe Bedarfskosten für die granulierten Aktivkohle.

Tabelle 9.11: Kostengegenüberstellung der Varianten 1 bis 3 ohne Berücksichtigung von Fördermitteln und Abwasserabgabereduktionen

Kosten	Variante 1.1	Variante 1.2	Variante 1.3	Variante 2	Variante 3
Investitionskosten	2.884.011 €	2.398.228 €	2.161.512 €	1.319.200 €	2.180.807 €
Laufende Kosten	294.803 €/a	261.544 €/a	281.350 €/a	392.721 €/a	280.352 €/a
davon Energiekosten	22.799 €/a	18.323 €/a	13.697 €/a	27.801 €/a	66.781 €/a
Spezifische Kosten *	0,381 €/m ³	0,338 €/m ³	0,363 €/m ³	0,507 €/m ³	0,362 €/m ³
Spezifische Kosten **	0,135 €/m ³	0,120 €/m ³	0,129 €/m ³	0,180 €/m ³	0,129 €/m ³
* Bezogen auf die Frischwassermenge von 774.323 m ³ /a					
** Bezogen auf die Jahresabwassermenge von 2.181.142 m ³ /a					

Zusätzlich wird in Tabelle 9.11 auf die Energiekosten der unterschiedlichen Verfahren eingegangen. Berechnet wurden diese mit den Kosten von 22 Cent/kWh, den die Kläranlage Ennigerloh aktuell zahlt (Stand Monat Juli 2014). Es spiegelt sich klar wider, dass die Variante 3, also die Ozonierung, deutlich mehr Energie verbraucht, als die anderen Verfahren. Mit 66.781 €/a wird hier fast fünfmal so viel Energie verbraucht, wie es in Variante 1.3 veranschlagt wird. Auch im Vergleich zur Variante 2, mit dem zweithöchsten Energieverbrauch, wird mehr als die doppelte Menge Energie benötigt. An dieser Stelle muss hinzugefügt werden, dass bei der Herstellung von Aktivkohle ebenfalls sehr viel Energie benötigt wird. Ge-

naue Energiekosten für die Herstellung der wesentlichen Betriebsmittel aller Varianten – also Aktivkohle und reinem Sauerstoff - sind nicht bekannt.

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 Spurenstoffen 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 zunächst nicht berücksichtigt. Die spezifischen Kosten wurden anhand der Frischwassermenge und der Jahresabwassermenge berechnet.

Wie stark die Betriebskosten der einzelnen Varianten variieren können, wird im folgenden Kapitel beschrieben.

Abbildung 9.11 und Abbildung 9.12 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 einigen spezifischen Kosten wird als Bezugsgröße die Frischwassermenge, die Jahres-schmutzwassermenge oder die Jahresabwassermenge genannt. Wie in Tabelle 9.11 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.

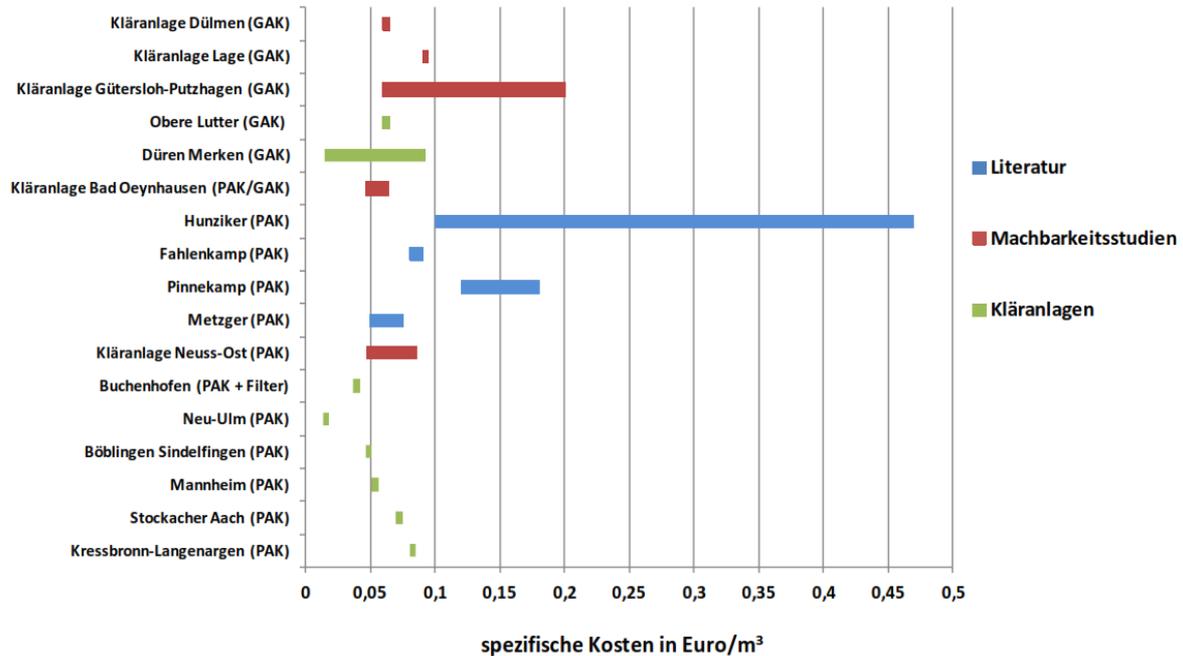


Abbildung 9.11: Vergleich der verschiedenen Kostenangaben aus Literatur und Praxis für Adsorptionsverfahren (Günthert et al., 2013)

Als Beispiel für die unterschiedlichen spezifischen Kostenspannen dient die Kostenkalkulation für die Kläranlage Steinhäule (Neu-Ulm). Wie in Abbildung 9.11 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).

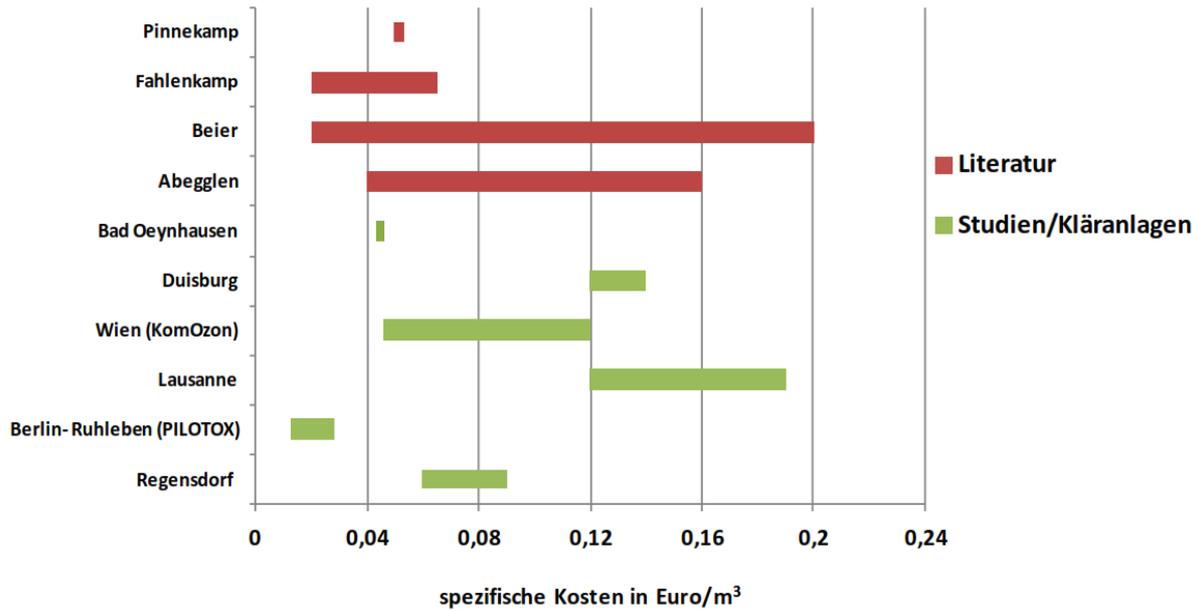


Abbildung 9.12: Kostenangaben für Ozonierung (Günthert et al., 2013)

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.

9.7 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 9.12 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 Ennigerloh 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 9.12: Betriebskostenannahme bei unterschiedlichen Betriebsmittelkosten

		Variante 1.1	Variante 1.2	Variante 1.3	Variante 2	Variante 3
	<i>durchschnittliche Betriebskosten pro Jahr</i>	80.077 €/a	75.619 €/a	109.923 €/a	289.187 €/a	115.290 €/a
	Annahme					
1.	c(PAK) = 5mg/l bzw. 7.500 BV bzw. c(O ₃) = 5mg/l	54.124 €/a	49.666 €/a	58.017 €/a	175.966 €/a	96.106 €/a
2.	c(PAK) = 20mg/l bzw. 2.500 BV bzw. c(O ₃) = 10mg/l	93.054 €/a	88.595 €/a	135.876 €/a	434.757 €/a	134.474 €/a
3.	1 €/kgPAK bzw. 0,75 €/kg bzw. 2,5€/kgO₃	67.101 €/a	62.642 €/a	83.970 €/a	192.141 €/a	105.698 €/a
4.	2 €/kgPAK bzw. 1,75 €/kg bzw. 3,5€/kgO₃	93.054 €/a	88.595 €/a	135.876 €/a	386.233 €/a	124.695 €/a
5.	18 Cent/kWh	75.932 €/a	72.287 €/a	107.432 €/a	284.132 €/a	103.148 €/a
6.	26 Cent/kWh	84.223 €/a	78.950 €/a	112.413 €/a	294.242 €/a	127.432 €/a
7.	Minimale Betriebskosten	45.653 €/a	42.009 €/a	46.875 €/a	119.153 €/a	83.964 €/a
8.	Maximale Betriebskosten	114.501 €/a	109.228 €/a	172.970 €/a	595.086 €/a	146.616 €/a
9.	Minimale Jahreskosten *	260.379 €/a	227.934 €/a	218.303 €/a	222.687 €/a	249.026 €/a
10.	Maximale Jahreskosten *	329.227 €/a	295.154 €/a	344.398 €/a	698.619 €/a	311.678 €/a
* Bei einem Zinssatz von 3% und folgenden Zinszeiträumen: 30 Jahre für Bautechnik 15 Jahre für Maschinenteknik 10 Jahre für EMSR-Technik						

Die maßgeblichen Betriebskosten bei der Ozonierung ergeben sich in erster Linie durch die Energiekosten. In zweiter Linie haben die Beschaffungskosten für den benötigten reinen Sauerstoff einen hohen Kostenanteil.

Die Kosten der Ozonierung stützen sich auf den uns vorliegenden Auslegungsdaten zweier Ozonanlagenhersteller. Die genannten Kosten von 57.552 €/a (Ozon- & Sauerstoffkosten) aus Tabelle 9.10 ergeben sich vollständig aus einer angenommenen Ozondosierung von 7,5 mg/l. Die tatsächlichen Verbrauchsmengen pro Liter beziehen sich auf den tatsächlichen DOC der Kläranlage und können deutlich abweichen.

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

Werden unter Berücksichtigung der minimalen Energiekosten in Zeile 5 die minimalen Konzentrationen aus Zeile 1 mit den minimalen Betriebsmittelkosten aus Zeile 3 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

Die im Laufe der Machbarkeitsstudie aufgeführten Vor- und Nachteile, ebenso wie die Kostenannahmen, lassen den Entschluss zu, dass die Adsorption mittels Pulveraktivkohle das sinnvollste Verfahren zur Spurenstoffelimination ist. Allgemein ist besonders bei den Adsorptionsverfahren positiv hervorzuheben, dass die Mikroverunreinigungen nachweislich aus dem Wasserkreislauf entfernt werden und nicht, wie bei der Ozonierung, zum größten Teil in

andere Stoffe umgewandelt werden. Auch wenn bei der Ozonierung Studien darauf hinweisen, dass die Metaboliten weitestgehend ungefährlich sind, so kann niemand mit Gewissheit sicherstellen, dass die entstehenden Metaboliten über lange Zeit gesehen nicht zu negativen Effekten in der Umwelt führen können.

Neben der Ozonierung wird ebenfalls die Adsorption mittels granulierter Aktivkohle als nicht empfehlenswert erachtet. Grund dafür ist 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. Trotz der niedrigsten Investitionskosten führt die GAK-Adsorption zu erheblich höheren Betriebsmittel- und somit zu erheblich höheren Jahreskosten.

Ein wesentlicher Faktor, die PAK-Adsorption zu empfehlen, ist der, dass der gesamte Durchfluss behandelt werden kann. Möglich wird dies durch eine gewählte Auslegung der Endfiltration in Form von Tuchfiltern für den maximalen Bemessungszufluss. Durch die gewählten Filter ist außerdem gewährleistet, dass stets der Phosphorgehalt des gesamten Durchflusses weitergehend reduziert wird. Dieser Vorteil ergibt sich aus Kostengründen nicht bei den Varianten 2 und 3, wie in Kapitel 0 und 9.5 beschrieben. Die dort gewählten Filter würden bei der Auslegung für den maximalen Bemessungszufluss die Investitions- und Betriebskosten wesentlich erhöhen.

Für die Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe empfehlen wir letztlich die **Variante 1.2**. Diese ist im Bezug auf die zu erwartenden Jahreskosten die günstigste Variante der PAK-Verfahren. 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 das sinnvollste Verfahren zu Elimination von Mikroschadstoffen ist. Hierbei wird auf ein zusätzliches Sedimentationsbecken zur PAK-Abscheidung verzichtet. Ein solches Sedimentationsbecken ist in der Theorie nicht zwangsläufig nötig, da durch die Rückführung der PAK in die Belebungsbecken die bestehenden Nachklärbecken denselben Zweck wie ein Sedimentationsbecken erfüllen und zur ersten Abscheidung der PAK-Frachten dienen. 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 Spurenstoffe 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 Schlamm-

abtrieb aus der Nachklärung in das anliegende Gewässer, wodurch ein konstanterer Kläranlagenbetrieb sichergestellt wird. Schlussendlich verbrauchen die Verfahrensstufen der Variante 1.2 wesentlich weniger Energie, als sie bei den Varianten 1.1, 2 und 3 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 anderer Varianten im Vorteil.

11 Zielsetzung

Im Rahmen der aktuellen Energieanalyse für die Kläranlagen Ennigerloh und Westkirchen wird beurteilt, ob es sinnvoll ist, die Kläranlage Westkirchen aufzugeben und den dortigen Zulauf zur Kläranlage Ennigerloh weiterzuleiten. Die Ergebnisse der Energieanalyse lassen den Entschluss zu, dass die Aufgabe der Kläranlage Westkirchen mit technisch vertretbarem Aufwand möglich ist. Die Kläranlage Ennigerloh müsste hierfür geringfügig erweitert werden. Wenn zukünftig die Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe gesetzlich geregelt wird, so wäre bei der Aufgabe der Kläranlage Westkirchen ein Bau einer solchen Reinigungsstufe lediglich auf der Kläranlage Ennigerloh von Nöten.

Wie der Betreiber letztlich entscheidet, steht noch aus. Diese Entscheidung sollte vor der Umsetzung einer vierten Reinigungsstufe abgewartet werden. Die Auslegung einer vierten Reinigungsstufe, mit deren Betriebs- und Investitionskosten, müsste auch für die Kläranlage Westkirchen bei der Aufgabe der Kläranlage berücksichtigt und in die wirtschaftlichen Überlegungen einbezogen werden.

12 Zusammenfassung

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

Im Rahmen der Studie wurde zunächst das Projekt kurz vorgestellt und detailliert auf die Definition der Spurenstoffe eingegangen. Es ist deutlich geworden, dass nicht nur die in der WRRL definierten prioritären Stoffe ein Problem für Kläranlagen und die aquatische Welt darstellen. Eine Vielzahl weiterer Mikroverunreinigungen stehen im Verdacht, der Grund für negative Auswirkungen in der Umwelt zu sein. Letztlich sollten alle Spurenstoffe, 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.

Nach der Vorstellung der Kläranlage Ennigerloh wurden alternative Ausführungen aufgezeigt, mit denen die in der Zukunft möglicherweise verschärften Einleitenvoraussetzungen erfüllt werden können.

Im Anschluss wurde eingehend auf die Analyseergebnisse der Spurenstoffanalyse im Ablauf der Kläranlage eingegangen. Es zeigte sich, dass einige der bemessenen Spurenstoffe im Vergleich zu anderen Kläranlagen bedenklich hohe Ablaufwerte aufweisen. In der ersten Analyse wies der Betablocker Atenolol unverhältnismäßig hohe Konzentrationen auf. Ebenso wird das Schmerzmittel Diclofenac und das Psychopharmakon Oxazepam im Einzugsgebiet der Kläranlage vergleichsweise viel genutzt bzw. vermehrt ins Abwasser eingetragen. Insgesamt verdeutlichen die Analyseergebnisse der gemessenen 24 Stoffe, dass die herkömmlichen Reinigungsstufen der Kläranlage Ennigerloh nicht ausreichen, um Spurenstoffe zu eliminieren.

Hinsichtlich der Spurenstoffelimination kann also 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 Oberflächengewässerwerte führen, sollen so bald wie möglich angegangen und optimiert werden. Es liegt nahe, dass auch die Kläranlagenbetreiber der Kläranlage Ennigerloh 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.

Nach der Betrachtung der Ablaufsituation wurde auf die örtlichen Gegebenheiten der Kläranlage Ennigerloh eingegangen und alle relevanten und derzeit bekannten Verfahren zur Spurenstoffelimination aufgeführt und bewertet.

Im Laufe der Recherche zeigte sich, dass auf die Adsorption mittels Aktivkohle eines der derzeit gängigsten Verfahren zur Spurenstoffelimination ist. Beide derzeit angewandten Verfahren, die Adsorption mittels Pulveraktivkohle und die Adsorption mittels granulierter Aktivkohle, wurden betrachtet. Neben der Vorstellung unterschiedlicher Verfahrenskombinationen wurden alle wesentlichen Merkmale dieser Verfahren aufgezeigt und analysiert.

Bei der PAK-Adsorption erfolgte nach der Vorstellung verschiedener Pulveraktivkohlen die Darstellung unterschiedlicher Verfahrenskombinationen. Auch auf die Frage, ob Fäll- sowie Flockungshilfsmittel verwendet werden sollten, wurde näher eingegangen. 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 sich die PAK-Adsorption mit nachgeschalteter Tuchfiltration als die vorteilhafteste Lösung darstellt.

Neben der Aktivkohle-Adsorption wurde auch auf die Ozonierung näher eingegangen, um ein anderes angewandtes Verfahren zur Spurenstoffelimination vorzustellen. Auch hier fand eine Beurteilung möglicher Verfahrenskombinationen statt. Die meisten Vorteile ergaben sich bei der Kombination einer Ozonierungsstufe mit nachgeschalteter Dyna-Sandfiltration. Hierdurch besteht die Möglichkeit das ozonbehandelte Abwasser weitergehend zu reinigen. Neben dem geringfügigen Spurenstoffabbau ist der Dyna-Sandfilter dazu in der Lage, die für die Abwasserabgabe relevanten Parameter zu reduzieren. Dies ist insofern interessant, da die Ozonierung diese Parameter lediglich begrenzt verringert.

Im Rahmen der Studie wurden nun drei Verfahren der PAK-Adsorption, ein Verfahren der GAK-Adsorption, sowie ein Verfahren der Ozonierung 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 und Filtration mittels Tuchfilter
- Variante 1.2: PAK-Adsorption im Kontaktbecken mit anschließender Filtration mittels Tuchfilter und Rezirkulation in die Belebungsbecken
- Variante 1.3: PAK-Adsorption im Belebungsbecken mit anschließender Filtration mittels Tuchfilter nach der Nachklärung
- Variante 2: GAK-Adsorption mittels DynaSand-Carbonfilter
- Variante 3: Ozonierung mit anschließender Filtration mittels DynaSand-Filter

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

Auf Basis der Machbarkeitsstudie wird empfohlen, eine PAK-Adsorption mit anschließender Rezirkulation der Pulveraktivkohle in die Belebungsbecken zu realisieren. Als Endfiltration wird die Tuchfiltration vorgeschlagen.

Mit dem Umdenken und der Aufklärung von Politik und Gesellschaft hinsichtlich der Umweltverschmutzung findet immer häufiger auch die Spurenstoffelimination 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. and 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

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-uneq-fordert-groesseren-einsatz>, besucht im Juli 2014

Europäisches Parlament und Rat (2000) RICHTLINIE 2000/60/EG DES EUROPÄISCHEN PARLAMENTES 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

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. (2013) Elimination von Arzneimittelrückständen in kommunalen Kläranlagen, Essen

Grünebaum, T. (2011) Elimination von Arzneimittelrückständen in kommunalen Phase 1, 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., 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

Kienle, H. und Bäder, E. (1980) Aktivkohle und ihre industrielle Anwendung. Enke Verlag, ISBN: 3-432-90881-4, Stuttgart

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. und 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.projectblueseade.com/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

Zwickenpflug, B., Böhler, M., Sterkele, B., Joss, A., Siegrist, H., Traber, J., Gujer, W., Behl, M., Dorusch, F., Hollender, J. (2010) Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von

Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser. Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz, Dübendorf

14 Verzeichnisse

14.1 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 3.1: Arzneimittelrückstände und Röntgenkontrastmittel in der aquatischen Welt (Beier, 2010)	4
Abbildung 4.1: Luftbild der Kläranlage Ennigerloh (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014) 6	6
Abbildung 7.1: Begriffe der Adsorption (Kienle et al., 1980)	12
Abbildung 7.2: Ozonreaktion in einer wässrigen Lösung (verändert und ergänzt nach Fahlenkamp et al., 2006)	14
Abbildung 7.3: Elimination bei verschiedener Ozonkonzentration KA Duisburg – Vierlingen (Herbst, 2013) 16	16
Abbildung 7.4: Innenleben eines Ozonreaktors mit Diffusoren und Trennwänden (Rongen, 2013) 16	16
Abbildung 7.5: Ozonierung mit nachgeschalteter PAK-Adsorption (Mertsch et al., 2013)	17
Abbildung 7.6: Ozonierung mit nachgeschalteter Sandfiltration (verändert und ergänzt nach Abegglen et al., 2009)	18
Abbildung 7.7: Ozonierung mit nachgeschaltetem Schönungsteich (Grünebaum, 2011)	19
Abbildung 7.8: Ozonierung mit nachgeschaltetem Wirbelbett (unteres Schema) (Grünebaum, 2011)	19
Abbildung 7.9: CSB- und DOC-Konzentrationen nach unterschiedlichen Verfahrensstufen bei verschiedenen Dosiermengen des Ozons (Grünebaum, 2013)	21
Abbildung 7.10: Typischer Aufbau von Aktivkohle (Fa. Jacobi und Nahrstedt, 2013)	22
Abbildung 7.11: Vereinfachte Darstellung einer GAK-Filtration nach der Belegung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	25
Abbildung 7.12: 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)	28
Abbildung 7.13: Vereinfachte Darstellung der Direktdosierung von PAK in die Belegung (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	29
Abbildung 7.14: Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Sedimentation und Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	30

Abbildung 7.15: Vereinfachte Darstellung der PAK-Dosierung im Kontaktbecken und anschließender PAK-Abscheidung mittels Filtration (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010)	31
Abbildung 7.16: Vereinfachte Darstellung der Dosierung der PAK in einem Kontaktbecken mit nachgeschalteter Flockungsfiltration (verändert nach Zwickenpflug et al., 2010)	31
Abbildung 7.17: AFS-Konzentration im Überstau nach dem Absetzender 20 mg/l PAK- (links) und 60 mg/l PAK-Suspension (rechts) bei unterschiedlichen Fällmittelzugaben (Pinnekamp, 2012)33	
Abbildung 7.18: Vereinfachtes Fließbild der in den Kapiteln 7.3.2.4.2 bis 7.3.2.4.6 getesteten Verfahren zur PAK-Abscheidung (Pinnekamp, 2012)	35
Abbildung 7.19: AFSF-Verfahrensschema (Pinnekamp, 2012)	36
Abbildung 7.20: Sedimentationsreaktor (Pinnekamp, 2012)	37
Abbildung 7.22: Absetzverhalten der sedimentierfähigen Stoffe in	38
Abbildung 7.21: Funktionsprinzip des Lamellen-abscheiders (Leiblein, 2013)	38
Abbildung 7.23: Funktionsweise des Mikrosiebs (Pinnekamp, 2012)	40
Abbildung 7.24: Mikrosiebanlage (verändert und ergänzt nach Pinnekamp, 2012)	40
Abbildung 7.25: Aufbau und Struktur der Tuchfilteroberfläche (Grabbe, 2013)	42
Abbildung 7.26: Aufbau (links) und Absaugprozess (rechts) des Tuchfilters (Pinnekamp, 2012) 42	
Abbildung 7.27: Bandbreite der spezifischen Kosten (€/m ³) der einzelnen Verfahren zur Spurenstoffelimination. Teilweise handelt es sich um Betriebskosten, teilweise um Jahreskosten (Bolle, 2011)	48
Abbildung 8.1: Ausgewählte Fläche für die vierte Reinigungsstufe auf der Kläranlage Ennigerloh (verändert und ergänzt nach ELWAS-WEB, 2014)	49
Abbildung 8.2: Ablaufmengen der Kläranlage Ennigerloh im Zeitraum vom 01.01.2012 bis 31.12.2013 51	
Abbildung 9.1: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.1 auf der Kläranlage Ennigerloh .	54
Abbildung 9.2: Fließschema zur Variante 1.1	55
Abbildung 9.3: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.2 auf der Kläranlage Ennigerloh .	61
Abbildung 9.4: Fließschema der Variante 1.2	61
Abbildung 9.5: Mögliche Ausführungsform der Variante 1.3 auf der Kläranlage Ennigerloh .	66
Abbildung 9.6: Fließschema der Variante 1.3	67
Abbildung 9.7: Mögliche Ausführungsform der Variante 2 auf der Kläranlage Ennigerloh	71
Abbildung 9.8: Fließschema der Variante 2	72
Abbildung 9.9: Mögliche Ausführungsform der Variante 3 auf der Kläranlage Ennigerloh	76
Abbildung 9.10: Fließschema der Variante 3	77
Abbildung 9.11: Vergleich der verschiedenen Kostenangaben aus Literatur und Praxis für Adsorptionsverfahren (Günthert et al., 2013)	83
Abbildung 9.12: Kostenangaben für Ozonierung (Günthert et al., 2013)	84

14.2 Tabellenverzeichnis

Tabelle 3.1: Effekte von Arzneimittelwirkstoffen auf Organismen - Beispiele aus Labor- und Freilandstudien sowie der realen Umwelt (verändert nach Ebert et al., 2014).....	3
Tabelle 5.1: Kosten für die Umleitung des Kläranlagenablaufes Ennigerloh in die Angel	8
Tabelle 6.1: Befund der Spurenstoffanalyse des Kläranlagenablaufes Ennigerloh	10
Tabelle 7.1: Vorstellung unterschiedlicher Membranverfahren (Fahlenkamp et al., 2006)...	13
Tabelle 7.2: Mittlerer Abscheidegrad der Testanlagen beim Betrieb mit der Aktivkohle Donau Carbopal AP (Pinnekamp, 2012).....	44
Tabelle 7.3: Vorteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010; Günthert et al., 2013).....	45
Tabelle 7.4: Nachteile der Ozonierung, der GAK- und PAK-Adsorption (verändert und ergänzt nach Zwickenpflug et al., 2010; Günthert et al., 2013).....	46
Tabelle 7.5: Wirksamkeit verschiedener Verfahren bezüglich der Elimination ausgewählter Spurenstoffe (verändert nach Günthert et al., 2013)	47
Tabelle 8.1: Spezifische Daten zur Kläranlage Ennigerloh	50
Tabelle 8.2: Gewählte Durchflussmengen.....	51
Tabelle 8.3: Konzentrationen im Ablauf der Kläranlage Ennigerloh.....	52
Tabelle 9.1: Investitionskosten Variante 1.1.....	58
Tabelle 9.2: Laufende Kosten der Variante 1.1.....	59
Tabelle 9.3: Investitionskosten Variante 1.2.....	64
Tabelle 9.4: Betriebskosten Variante 1.2	65
Tabelle 9.5: Investitionskosten Variante 1.3.....	69
Tabelle 9.6: Betriebskosten Variante 1.3	70
Tabelle 9.7: Investitionskosten Variante 2.....	74
Tabelle 9.8: Betriebskosten Variante 2	75
Tabelle 9.9: Investitionskosten Variante 3	79
Tabelle 9.10: Betriebskosten Variante 3	80
Tabelle 9.11: Kostengegenüberstellung der Varianten 1 bis 3 ohne Berücksichtigung von Fördermittel und Abwasserabgabereduktionen.....	81
Tabelle 9.12: Betriebskostenannahme bei unterschiedlichen Betriebsmittelkosten.....	85

14.3 Abkürzungsverzeichnis

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
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

15 Anhang

Variante 1.1					
Pos.	Kurztext	Menge	Einheit	Spez. Preis in €/Einheit	Gesamtpreis in €
1.	Bauarbeiten				
1.1	Baustelleneinrichtung				
1.1.1	Baustelleneinrichtung (10 %)		psch		73.075 €
	Summe 1.1				73.075 €
1.2	Kontaktbecken	3	Stck		
1.2.1	umbauter Raum	275	m³	450 €	123.750 €
1.2.2	Überdachung				
	Summe 1.2 Kontaktbecken				123.750 €
1.3	Sedimentationsbecken				
	umbauter Raum	810	m³	250 €	202.500 €
	Summe 1.3 Sedimentationsbecken				202.500 €
1.4	Zwischenhebewerk				
1.4.1	Förderhöhe 1,50 m, incl. 2 Stck. Förderschnecken-träger für Schnecke ø 1.000 mm				
	50 m² umbauter Raum	50	m²	1.000 €	50.000 €
	Summe 1.4 Zwischenhebewerk				50.000 €
1.5	Bauwerk Tuchfilter				
1.5.1	umbauter Raum	335	m²	600 €	201.000 €
	Gesamtsumme 1.5 Bauwerk Tuchfilter				201.000 €
1.6	Rohrleitungen incl. Schächte einsch. Erdarbeiten				
1.6.1	Zulaufleitungen Pumpwerk DN 500	35	m	300 €	10.500 €
1.6.2	Rücklaufleitung PAK DN 400	30	m	250 €	7.500 €
1.6.3	Kohleleitung	10	m	100 €	1.000 €
1.6.4	Ablaufleitung RZK in BB	220	m	100 €	22.000 €
1.6.5	Ablaufleitung Tuchfilter DN 600	55	m	350 €	19.250 €
1.6.6	Dichtheitsprobe (teilweise)	250	m	20 €	5.000 €
1.6.7	Kabelschächte	4	Stck	2.500 €	10.000 €
1.6.8	Kabelschutzrohre	100	m	30 €	3.000 €
	Summe 1.6 Rohrleitungen/Schächte				78.250 €
1.7	Technikraum				
	umbauter Raum	55	m²	550 €	30.250 €
	Summe 1.7 Technik				30.250 €
1.8	Sonstiges				
1.8.1	Zuwegung, Außenanlagen, Brauchwasserzuführung		psch	45.000 €	45.000 €
	Summe 1.8 Sonstiges				45.000 €
	Gesamtsumme 1 Bauarbeiten				803.825 €
2.	Maschinentechnik				
2.1	Sedimentationsbecken				
2.1.1	Räumer	1	Stck	70.000 €	70.000 €
2.1.2	Ablaufrinne	56	m	350 €	19.600 €
	Summe 2.1 Sedimentation				89.600 €
2.2	Kontaktbecken				
2.2.1	Rührwerke	3	Stck	12.000 €	36.000 €
2.2.2	Rührwerke Dosierung	3	Stck	6.000 €	18.000 €
	Summe 2.2 Kontaktbecken				54.000 €
2.3	Zwischenhebewerk				
2.3.1	Förderschnecken D = 1.000 mm	2	Stck	35.000 €	70.000 €
	Summe 2.3 Zwischenhebewerk				70.000 €
2.4	Tuchfilteranlage				
2.4.1	Polstoff-Scheibenfilter	3	Stck	psch	420.000 €
	Summe 2.4 Tuchfilteranlage				420.000 €
2.5	PAK-Tank				
2.5.1	PAK-Tank V = 100 m³ incl. Dosiereinrichtungen, PAK-Entnahmepumpe, Wasserstrahlpumpe, Heizung Mischbehälter		psch		350.000 €
	Summe 2.5 PAK-Tank				350.000 €
2.6	Chemikaliendosierung				
2.6.1	Fällmittellager-Lager- und Dosierstation mit Pumpen + Dosierleitungen		psch		120.000 €
	Summe 2.6 Chemikaliendosierung				120.000 €
	Gesamtsumme 2 Maschinentechnik				1.103.600 €
3.	EMSR-Technik				
3.1	Schaltanlagen		psch		50.000 €
3.2	Messtechnik		psch		40.000 €
3.3	Automatisierung		psch		45.000 €
3.4	Kabel/Leitungen		psch		30.000 €
3.5	Installationen/Blitzschutz		psch		25.000 €
3.6	Inbetriebnahmen/Dokumentationen		psch		10.000 €
	Summe 3 EMSR-Technik				200.000 €
1.	Gesamtsumme Baukosten				803.825 €
2.	Gesamtsumme Maschinentechnik				1.103.600 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik				200.000 €
	Summe netto				2.107.425 €
	Baunebenkosten 15 %				316.114 €
					2.423.539 €
	+ 19 % MwSt.				460.472 €
			Σ		2.884.011 €

Variante 1.2					
Pos.	Kurztext	Menge	Einheit	Spez. Preis in €/Einheit	Gesamtpreis in €
1.	Bauarbeiten				
1.1	Baustelleneinrichtung				
1.1.1	Baustelleneinrichtung (10 %)		psch		48.950 €
	Summe 1.1				48.950 €
1.2	Kontaktbecken	3	Stck		
1.2.1	umbauter Raum	260	m³	450 €	117.000 €
1.2.2	Überdachung				
	Summe 1.2 Kontaktbecken				117.000 €
1.3	Zwischenhebewerk				
1.3.1	Förderhöhe 1,50 m, incl. 2 Stck. Förderschnecken- träger für Schnecke ø 1.000 mm				
	50 m³ umbauter Raum	50	m³	1.000 €	50.000 €
	Summe 1.4 Zwischenhebewerk				50.000 €
1.4	Bauwerk Tuchtilfer				
1.4.1	umbauter Raum	335	m³	600 €	201.000 €
	Gesamtsumme 1.5 Bauwerk Tuchfilter				201.000 €
1.5	Rohrleitungen incl. Schächte einschl. Erdarbeiten				
1.5.1	Zulaufleitungen Pumpwerk DN 500	35	m	300 €	10.500 €
1.5.2	Rücklaufleitung PAK DN 400	30	m	250 €	7.500 €
1.5.3	Kohleleitung	10	m	100 €	1.000 €
1.5.4	Ablaufleitung RZK in BB	200	m	100 €	20.000 €
1.5.5	Ablaufleitung Tuchfilter DN 600	55	m	350 €	19.250 €
1.5.6	Dichtheitsprobe (teilweise)	250	m	20 €	5.000 €
1.5.7	Kabelschächte	4	Stck	2.500 €	10.000 €
1.5.8	Kabelschutzrohre	100	m	30 €	3.000 €
	Summe 1.6 Rohrleitungen/Schächte				76.250 €
1.6	Technikraum				
	umbauter Raum	55	m³	550 €	30.250 €
	Summe 1.7 Technik				30.250 €
1.7	Sonstiges				
1.7.1	Zuwegung, Außenanlagen, Brauchwasserzuführung		psch	15.000 €	15.000 €
	Summe 1.8 Sonstiges				15.000 €
	Gesamtsumme 1 Bauarbeiten				538.450 €
2.	Maschinentechnik				
2.1	Kontaktbecken				
2.1.1	Rührwerke	3	Stck	12.000 €	36.000 €
2.1.2	Rührwerke Dosierung	3	Stck	6.000 €	18.000 €
	Summe 2.1 Kontaktbecken				54.000 €
2.2	Zwischenhebewerk				
2.2.1	Förderschnecken D = 1.000 mm	2	Stck	35.000 €	70.000 €
	Summe 2.2 Zwischenhebewerk				70.000 €
2.3	Tuchfilteranlage				
2.3.1	Polstoff-Scheibenfilter	3	Stck	psch	420.000 €
	Summe 2.3 Tuchfilteranlage				420.000 €
2.4	PAK-Tank	1	Stck		
2.4.1	PAK-Tank V = 100 m³ incl. Dosiereinrichtungen, PAK-Entnahmepumpe, Wasserstrahlpumpe, Heizung Mischbehälter		psch		350.000 €
	Summe 2.4 PAK-Tank				350.000 €
2.5	Chemikaliendosierung				
2.5.1	Fällmittellager-Lager- und Dosierstation mit Pumpen + Dosierleitungen		psch		120.000 €
	Summe 2.5 Chemikaliendosierung				120.000 €
	Gesamtsumme 2 Maschinentechnik				1.014.000 €
3.	EMSR-Technik				
3.1	Schaltanlagen		psch		50.000 €
3.2	Messtechnik		psch		40.000 €
3.3	Automatisierung		psch		45.000 €
3.4	Kabel/Leitungen		psch		30.000 €
3.5	Installationen/Blitzschutz		psch		25.000 €
3.6	Inbetriebnahmen/Dokumentationen		psch		10.000 €
	Summe 3 EMSR-Technik				200.000 €
1.	Gesamtsumme Baukosten				538.450 €
2.	Gesamtsumme Maschinentechnik				1.014.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik				200.000 €
	Summe netto				1.752.450 €
	Baunebenkosten 15 %				262.868 €
					2.015.318 €
	+ 19 % MwSt.				382.910 €
			Σ		2.398.228 €

Variante 1.3					
Pos.	Kurztext	Menge	Einheit	Spez. Preis in €/Einheit	Gesamtpreis in €
1.	Bauarbeiten				
1.1	Baustelleneinrichtung				
1.1.1	Baustelleneinrichtung (10 %)		psch		38.225 €
	Summe 1.1				38.225 €
1.2	Zwischenhebewerk				
1.2.1	Förderhöhe 1,50 m, incl. 3 Stck. Förderschnecken- träger für Schnecke 1.000 mm				
	50 m³ umbauter Raum	50	m³	1.000 €	50.000 €
	Summe 1.2 Zwischenhebewerk				50.000 €
1.3	Bauwerk Tuchtilfer				
1.3.1	umbauter Raum	335	m³	600 €	201.000 €
	Gesamtsumme 1.3 Bauwerk Tuchfilter				201.000 €
1.4	Rohrleitungen incl. Schächte einschl. Erdarbeiten				
1.4.1	Zulaufleitungen Pumpwerk DN 500	35	m	300 €	10.500 €
1.4.2	Kohleleitung	200	m	100 €	20.000 €
1.4.3	Ablaufleitung Überschussskohle	210	m	100 €	21.000 €
1.4.4	Ablaufleitung Tuchfilter DN 600	55	m	350 €	19.250 €
1.4.5	Dichtheitsprobe (teilweise)	200	m	20 €	4.000 €
1.4.6	Kabelschächte	4	Stck	2.500 €	10.000 €
1.4.7	Kabelschutzrohre	100	m	30 €	3.000 €
	Summe 1.4 Rohrleitungen/Schächte				87.750 €
1.5	Technikraum				
	umbauter Raum	50	m³	550 €	27.500 €
	Summe 1.5 Technik				27.500 €
1.6	Sonstiges				
1.6.1	Zuwegung, Außenanlagen, Brauchwasserzuführung		psch	15.000 €	15.000 €
	Summe 1.6 Sonstiges				15.000 €
	Gesamtsumme 1 Bauarbeiten				419.475 €
2.	Maschinentechnik				
2.1	Zwischenhebewerk				
2.1.2	Förderschnecken D = 1.000 mm incl. Rohrschacht	2	Stck	35.000 €	70.000 €
	Summe 2.1 Zwischenhebewerk				70.000 €
2.2	Tuchfilteranlage				
2.3.1	Polstoff-Scheibenfilter	3	Stck	psch	420.000 €
	Summe 2.3 Tuchfilteranlage				420.000 €
2.3	PAK-Tank	1	Stck		
2.3.1	PAK-Tank V = 100 m³ incl. Dosiereinrichtungen, PAK-Entnahmepumpe, Wasserstrahlpumpe, Heizung Mischbehälter		psch		350.000 €
	Summe 2.3 PAK-Tank				350.000 €
2.4	Chemikaliendosierung				
2.4.1	Fällmittellager-Lager- und Dosierstation mit Pumpen + Dosierleitungen		psch		120.000 €
	Summe 2.4 Chemikaliendosierung				120.000 €
	Gesamtsumme 2 Maschinentechnik				960.000 €
3.	EMSR-Technik				
3.1	Schaltanlagen		psch		50.000 €
3.2	Messtechnik		psch		40.000 €
3.3	Automatisierung		psch		45.000 €
3.4	Kabel/Leitungen		psch		30.000 €
3.5	Installationen/Blitzschutz		psch		25.000 €
3.6	Inbetriebnahmen/Dokumentationen		psch		10.000 €
	Summe 3 EMSR-Technik				200.000 €
1.	Gesamtsumme Baukosten				419.475 €
2.	Gesamtsumme Maschinentechnik				960.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik				200.000 €
	Summe netto				1.579.475 €
	Baunebenkosten 15 %				236.921 €
					1.816.396 €
	+ 19 % MwSt.				345.115 €
			Σ		2.161.512 €

Variante 2					
Pos.	Kurztext	Menge	Einheit	Spez. Preis in €/Einheit	Gesamtpreis in €
1.	Bauarbeiten				
1.1	Baustelleneinrichtung				
1.1.1	Baustelleneinrichtung (10 %)		psch		32.725 €
	Summe 1.1				32.725 €
1.2	Zwischenhebewerk				
1.2.1	Förderhöhe 1,50 m, incl. 2 Stck. Förderschnecken- träger für Schnecke Ø 650 mm				
	40 m³ umbauter Raum	40	m³	1.000 €	40.000 €
	Summe 1.2 Zwischenhebewerk				40.000 €
1.3	GAK-Filtration (DynaCarbon-Filter)				
1.3.1	Umbauter Raum	300	m³	450 €	135.000 €
1.3.2	Wasserhaltung		psch		20.000 €
1.3.3	Verbauarbeiten als Zulage		psch		7.000 €
	Summe 1.3 Filtration				162.000 €
1.4	Rohrleitungen incl. Schächte einschl. Erdarbeiten				
1.4.1	Zulaufleitungen Pumpwerk DN 500	35	m	300 €	10.500 €
1.4.2	Ablauf Filteranlage DN 600	55	m	350 €	19.250 €
1.4.3	Rücklauf Spülabwasser	350	m	100 €	35.000 €
1.4.4	Dichtheitsprobe (teilweise)	250	m	20 €	5.000 €
1.4.5	Kabelschächte	4	Stck	2.500 €	10.000 €
1.4.6	Kabelschutzrohre	100	m	30 €	3.000 €
	Summe 1.4 Rohrleitungen				82.750 €
1.5	Technikraum				
	umbauter Raum	50	m³	550 €	27.500 €
	Summe 1.5 Technik				27.500 €
1.6	Sonstiges				
1.6.1	Zuwegung, Außenanlagen, Brauchwasserzuführung		psch	15.000 €	15.000 €
	Summe 1.6 Sonstiges				15.000 €
	Gesamtsumme 1 Bauarbeiten				359.975 €
2.	Maschinentechnik				
2.1	Zwischenhebewerk				
2.1.1	Förderschnecken D = 650 mm	2	Stck	25.000 €	50.000 €
	Summe 2.1 Zwischenhebewerk				50.000 €
2.2	Ausrüstung GAK-Filter				
2.2.1	Technische Ausrüstung incl.				
	2 Stck. Gebläse á 15 kW incl.				
	Mammutpumpe incl.				
	Rohrleitungen für Zulauf und Waschwasser, Überläufe incl.				
	Absperrschieber incl.				
	Rahmen und Aufständering incl.				
	Behälter V4A incl.				
	Adsorptionstrockner incl.				
	Montage, Inbetriebsetzung incl.				
	Energieering incl.				
	6 Filtereinheiten á 39.000 €	6	Stck	39.000 €	234.000 €
	Summe 2.2 Ausführung GAK-Filter				234.000 €
2.3	Chemikaliendosierung				
2.3.1	Fällmittellager-Lager- und Dosierstation mit Pumpen + Dosierleitungen		psch		120.000 €
	Summe 2.3 Chemikaliendosierung				120.000 €
	Gesamtsumme 2 Maschinentechnik				404.000 €
3.	EMSR-Technik				
3.1	Schaltanlagen		psch		50.000 €
3.2	Messtechnik		psch		40.000 €
3.3	Automatisierung		psch		45.000 €
3.4	Kabel/Leitungen		psch		30.000 €
3.5	Installationen/Blitzschutz		psch		25.000 €
3.6	Inbetriebnahmen/Dokumentationen		psch		10.000 €
	Summe 3 EMSR-Technik				200.000 €
1.	Gesamtsumme Baukosten				359.975 €
2.	Gesamtsumme Maschinentechnik				404.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik				200.000 €
	Summe netto				963.975 €
	Baunebenkosten 15 %				144.596 €
					1.108.571 €
	+ 19 % MwSt.				210.629 €
			Σ		1.319.200 €

Möglichkeiten der Elimination anthropogener Spurenstoffe in der Kläranlage Ennigerloh

Variante 3					
Pos.	Kurztext	Menge	Einheit	Spez. Preis in €/Einheit	Gesamtpreis in €
1.	Bauarbeiten				
1.1	Baustelleneinrichtung				
1.1.1	Baustelleneinrichtung (10%)		psch		54.325 €
	Summe 1.1				54.325 €
1.2	Ozonung				
1.2.1	Ozonreaktor 2-strassig 245 m³ umbauter Raum incl. gasdichte Decke Ablaufgerinne, Tiefe Behälter 6,5m incl. Wasserhaltung und Verbau	245	m³	700 €	171.500 €
1.2.2	Fundamentplatte Sauerstofftank		psch		10.000 €
1.2.3	Fundamentplatte Fertigcontainer für Ozongenerator		psch		6.000 €
1.2.4	Sonstiges, Befestigung				
	Fundament Kühlung		psch		7.000 €
	Summe 1.2 Ozonung				194.500 €
1.3	Zwischenhebewerk				
1.3.1	Förderhöhe 1,50 m, incl. 2 Stck. Förderschnecken- träger für Schnecke Ø 1.000 mm 50 m³ umbauter Raum	50	m³	1.000 €	50.000 €
	Summe 1.3 Zwischenhebewerk				50.000 €
1.4	Sandfilter (DynaSand-Filter)				
1.4.1	Umbauter Raum	300	m³	450 €	135.000 €
1.4.2	Wasserhaltung		psch		20.000 €
1.4.3	Verbauarbeiten als Zulage		psch		7.000 €
	Summe 1.4 Filtration				162.000 €
1.5	Rohrleitungen incl. Schächte einschl. Erdarbeiten				
1.5.1	Zulaufleitungen Pumpwerk DN 500	35	m	300 €	10.500 €
1.5.2	Ablauf Sandfilteranlage DN 600	55	m	350 €	19.250 €
1.5.3	Rücklauf Spülwasser	350	m	100 €	35.000 €
1.5.4	Dichtheitsprobe (teilweise)	250	m	20 €	5.000 €
1.5.5	Kabelschächte	4	Stck	2.500 €	10.000 €
1.5.6	Kabelschutzrohre	100	m	30 €	3.000 €
	Summe 1.5 Rohrleitungen				82.750 €
1.5	Technikraum				
	umbauter Raum	80	m³	550 €	44.000 €
	Summe 1.5 Technik				44.000 €
1.6	Sonstiges				
1.6.1	Zuwegung, Außenanlagen, Brauchwasserzuführung		psch		10.000 €
	Summe 1.7 Sonstiges				10.000 €
	Gesamtsumme 1 Bauarbeiten				597.575 €
2.	Maschinentechnik/Ausrüstung Ozonung				
2.1	Ausrüstung Ozonung				
2.1.1	Ozonerzeugungsanlage 50 kg/h incl. Chemikaliendosierung incl. Restozonvernichter incl. Eintragsystem incl. Anlagensteuerung incl. Instrumente, Messtechnik & Ventile incl. Montage incl. Inbetriebnahme		psch		430.000 €
2.1.2	Regelvorrichtungen 2 Stck. Schieber DN 500 mit E-Antrieb	2	Stck	10.000 €	20.000 €
	Summe 2.1 Ausrüstung Ozonung				450.000 €
2.2	Ausrüstung Sandfilter				
2.2.1	Technische Ausrüstung incl. 2 Stck. Gebläse á 15 kW incl. Mammutpumpe incl. Rohrleitungen für Zulauf incl. und Waschwasser, Überläufe incl. Absperrschieber incl. Rahmen und Aufständerung incl. Behälter V4A incl. Adsorptionstrockner incl. Montage, Inbetriebsetzung incl. Energieleerung incl.				
	6 Filtereinheiten á 26.000 €	6	Stck	26.000 €	156.000 €
2.2.2	Chemikaliendosierung Fällmittellager- und Dosierstation mit Pumpen + Rohrleitungen		psch		120.000 €
	Summe 2.2 Ausrüstung Sandfilter				276.000 €
2.3	Maschinentechnik Zwischenhebewerk				
	Förderschnecken D = 1.000 mm	2	Stck.	35.000 €	70.000 €
	Summe 2.3 Zwischenhebewerk				70.000 €
	Gesamtsumme 2 Maschinentechnik				796.000 €
3	EMSR-Technik				
3.1	Schaltanlagen		psch		50.000 €
3.2	Messtechnik		psch		40.000 €
3.3	Automatisierung		psch		45.000 €
3.4	Kabel/Leitungen		psch		30.000 €
3.5	Installationen/Blitzschutz		psch		25.000 €
3.6	Inbetriebnahmen/Dokumentationen		psch		10.000 €
	Summe 5 EMSR-Technik				200.000 €
1.	Gesamtsumme Baukosten				597.575 €
2.	Gesamtsumme Maschinentechnik				796.000 €
3.	Gesamtsumme EMSR-Technik				200.000 €
	Summe netto				1.593.575 €
	Baunebenkosten 15 %				239.036 €
					1.832.611 €
	+ 19 % MwSt.				348.196 €
			Σ		2.180.807 €