

„Entwicklung und Erprobung eines Verfahrens zur Aufbereitung von Leim- und Klebemittelabwässern“

Abschlußbericht zu Teilprojekt 3: „Erprobung und Validierung eines mehrstufigen Verfahrenskonzeptes im (halb-)technischen Maßstab“

Prof. Dr.-Ing. H.-J. Warnecke
Universität Paderborn, Fakultät NW, Department Chemie
Technische Chemie und Chemische Verfahrenstechnik
Warburger Strasse 100, 33098 Paderborn

in Kooperation mit

Fa. Jowat, Lobers und Frank GmbH und Co. KG
Ernst-Hilker-Strasse 10-14, D-32758 Detmold

Inhaltsverzeichnis:

1	Einleitung	1
2	Zielsetzung des Projektes	3
3	Konzeptionierung der Versuchsanlage im (halb-)technischen Maßstab	5
4	Ergebnisse zum Betrieb des Zweiphasendekanters.....	9
4.1	Erarbeitung der optimalen Dekanterfahrweise	9
4.2	Ergebnisse des Dekanterbetriebs über die gesamte Versuchslaufzeit.....	10
5	Ergebnisse zum Betrieb der Flotationsanlage	13
5.1	Einfahr- und Optimierungsphase (Betriebsphase 1)	13
5.2	Versuchsergebnisse bei „optimiertem“ Betrieb (Betriebsphase 2)	17
6	Ergebnisse zur Aktivkohleadsorption	21
6.1	Ergebnisse zum Betrieb der Aktivkohle-Technikumsfilter	21
6.2	Ergebnisse zum Betrieb der Aktivkohle-Laborfilter.....	22
6.3	Aufnahme von Adsorptionsisothermen	23
6.4	Abschliessende Betrachtungen zur Aktivkohleadsorption	24
7	Oxidative Endreinigung des chem.-phys. vorbehandelten Abwassers.....	26
7.1	Behandlung des Flotationsklarlaufs mittels H ₂ O ₂ /UV	26
7.2	Behandlung des Flotationsklarlaufs mittels Ozon	27
7.3	Test zur Wiederverwendung des mittels Ozonung aufbereiteten Abwasser.....	28
8	Endreinigung mittels Membranverfahren	29
8.1	Endreinigung mittels Ultrafiltration.....	29
8.2	Endreinigung mittels Nanofiltration bzw. Umkehrosmose.....	31
8.3	Test zur Wiederverwendung des mittels NF/UO aufbereiteten Abwasser	36
9	Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen.....	37
9.1	Zweistufige Fällung/Flockung mit Feststoffabtrennung	37
9.2	Ozonung.....	40
9.3	Membranverfahren (Umkehrosmose).....	41
9.4	Zusammenfassung	42
10	Abschätzung des Umwelt- bzw. Gewässerentlastungspotentials	44
	Anhang A: Fotodokumentation	47

1 Einleitung

Bei der industriellen Produktion von Leim- und Klebmittelerzeugnissen entstehen große Mengen stark belasteter Mischabwässer, welche primär als Spülwässer bei der Reinigung der Reaktionsbehälter vor dem Ansatz neuer Produktformulierungen anfallen. Diese werden ergänzt durch Teilströme aus der Reinigung rückläufiger Produktgebände sowie durch Ableitungen vereinzelter Produktionsfehlchargen. Die qualitative Beschaffenheit der Mischabwässer ergibt sich aus den Inhaltsstoffen der Leim- und Klebmittelprodukte und unterliegt in Abhängigkeit des Produktionsablaufes z.T. deutlichen Schwankungen in der quantitativen Zusammensetzung. In Tabelle 1 sind wesentliche Komponenten der Mischabwässer aufgeführt:

Komponente	Beispiele	Konzentrationsbereich
Organische Polymere	Polyvinylacetat und -copolymere	20-60 g/l
Füllstoffe (anorganisch)	Kreide, Gips, Schwespat, Kieselsäure	10-20 g/l
Kolloidbildner, gelöst	Polyvinylalkohol, Cellulosederivate	2-5 g/l
Harze	Wässrige Naturharzdispersionen	0-10 g/l
Wachse	Wässrige PE-Wachsdispersionen	0-10 g/l
Weichmacher	Butyldiglycolacetat, Phthalsäureester	0-5 g/l

Tab. 1: Zusammensetzung von Mischabwässern aus der Leim- und Klebmittelherstellung

In der Leim- und Klebmittel produzierenden als auch verarbeitenden Branche existiert derzeit kein zufriedenstellend arbeitendes Aufbereitungsverfahren für diese Abwässer. Bedingt durch die spezifischen Stoffeigenschaften und die komplexe Zusammensetzung der Mischabwässer sind gängige Verfahren zur rein biologischen, filtrativen, sedimentativen oder oxidativen Abwasserbehandlung nicht oder nur sehr eingeschränkt anwendbar. Für eine akzeptable Aufbereitung der Mischabwässer (z.B. Vorbehandlung vor einer Indirekteinleitung) stehen allenfalls sehr aufwändig zu betreibende und/oder den ökonomisch vertretbaren Rahmen deutlich überschreitende Verfahren bzw. Verfahrenskombinationen zur Verfügung (z.B. Elektroflotation mit chem.-phys. Schlammbehandlung). Eine seitens der Produktionsbetriebe wünschenswerte Schließung innerbetrieblicher Wasserkreisläufe und Wiederverwendung aufbereiteten Spülwassers als Brauchwasser ist auf Grund dieser Probleme und des fehlenden Potentials zur Senkung der Verkeimungstendenz der Abwässer derzeit ausgeschlossen.

Eine Erfolg versprechende Strategie zur energie- und kosteneffizienten Reinigung von Abwässern aus der Leim- und Klebmittelindustrie, welches zudem Potential zur Rückgewinnung von Brauchwasser bietet, wurde an der Universität Paderborn im Rahmen des vom MUNLV in zwei Teilprojekten geförderten Untersuchungsvorhabens zur „Entwicklung und Erprobung eines Verfahrens zur Aufbereitung von Leim- und Klebmittelabwässern“ (Projekt-Nr. 08 0316) erarbeitet.

Das mehrstufige Verfahrenskonzept, welches primär im Labormaßstab an realen Abwässern aus einem mittelständischen Produktionsbetrieb von Leimen und Klebstoffen für industrielle Anwendungen ausgearbeitet wurde, setzt sich aus folgenden Aufbereitungsschritten zusammen:

1. Zweistufige Abtrennung der festen Bestandteile der Leim- und Klebemittelabwässer

Die Zusammensetzung und Belastungswerte der Abwasserproben stimmen mit den in Tabelle 1 angeführten Angaben relativ gut überein. Besonders die Werte für organische Polymere und Füllstoffe verdeutlichen die Tatsache, dass zunächst die Entfernung des hohen Massenanteiles der abfiltrierbaren, dispergierten und kolloidal gelösten Fraktion zu realisieren ist.

Die Abtrennung des Feststoffanteils kann in einem zweistufigen Fällungs-/Flockungsverfahren mit mechanisch-physikalischer Abtrennung der Feststoffagglomerate erzielt werden. Für die Abtrennung der in den beiden Fällungs-/Flockungsstufen ausgebildeten Feststoffagglomerate sind unterschiedliche Trennapparate einzusetzen.

Auf Grund der großen Masse abtrennbarer Feststoffe bildet sich während der ersten Stufe ein kompakter Kunststoffschlamm, dessen Abtrennung mittels einer Dekantierzentrifuge zu bewältigen ist. Die in der Klarphase der ersten Stufe verbleibenden Feststoffe sind hingegen sehr gut durch eine der zweiten Fällungs-/Flockungsstufe nachgeschalteten Flotation (z.B. Druckentspannungsflotation) abzutrennen.

2. Entfernung gelöster Bestandteile aus Leim- und Klebemittelabwässern

Die ursprüngliche Zielsetzung des Teilprojektes 2, die rückstandsfreie Entfernung der gelöst vorliegenden organischen Abwasserinhaltsstoffe sowie die simultane Entkeimung des Wassers mittels oxidativer Aufbereitung des vorbehandelten Abwassers durch membrangestützte Halbleiterphotokatalyse (auf Basis des Photokatalysators TiO_2), konnte nicht erfolgreich umgesetzt werden.

Als Alternative zur chemischen Oxidation der gelösten organischen Materie hatte sich die Adsorption an Aktivkohle im Rahmen der durchgeführten Laborversuche mit dem Dekanterklarlauf aus Teilprojekt 1 als geeignet erwiesen.

Die Adsorptionsversuche im Rührkessel führten bei einer Aktivkohlezugabe oberhalb von 50 g/l zu einer nahezu vollständigen Abtrennung organischer Verbindungen (TOC-Restbelastung: ca. 30 mg/l). Die Filtration dieses Abwassers über eine gepackte Säule lieferte ähnliche Resultate. Der ermittelte spezifische Aktivkohlebedarf errechnete sich auf ca. 3 kg/m³ und lag damit in einem wirtschaftlich vertretbaren Rahmen. Die Belastungswerte des aufbereiteten Wassers ließen gute Möglichkeiten zur innerbetrieblichen Wiederverwendungen als Brauchwasser erkennen. In diesem Zusammenhang war allerdings noch das Problem der sicheren Entkeimung des geklärten Abwassers zu lösen, welche durch eine zusätzliche Stufe (z.B. UV-Entkeimung) gewährleistet werden könnte.

Eine erste Wirtschaftlichkeitsbetrachtung dieser Gesamtkonzeption einer mehrstufigen Wasseraufbereitungsanlage (zweistufige Fällung/Flockung mit Feststoffabtrennung über Dekantierzentrifuge bzw. Druckentspannungsflotation, Aktivkohleadsorption, UV-Entkeimung) unter Zugrundelegung eines Abwasseranfalls von 5.000 m³/a bei 250 Arbeitstagen pro Jahr ergab spezifische Betriebskosten in Höhe von rund 50,00 €/m³ (inkl. Kapitaldienst) bzw. 36,50 € (ohne Kapitaldienst).

Ein Vergleich dieses Wertes mit den derzeit aufzuwendenden Betriebskosten in Höhe von 50–55 €/m³ für die Abwasserentsorgung durch einen Entsorgungsfachbetrieb zeigt, dass das erarbeitete mehrstufige Aufbereitungsverfahren unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten eine potentiell konkurrenzfähige Alternative darstellt. Das hohe Potential zur innerbetrieblichen Wiederverwendung aufbereiteten Abwassers als Brauchwasser und die dadurch bedingten Einsparungen im Bereich der jährlichen Frisch- und Abwassergebühren sind Faktoren, die die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens noch deutlich steigern können.

2 Zielsetzung des Projektes

Der Großteil der bisher erarbeiteten Erkenntnisse zur mehrstufigen Aufbereitung von Leim- und Klebemittelabwässern wie auch die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen beruhen auf Laboruntersuchungen im Litermaßstab. Um festzustellen, inwieweit die erhaltenen Resultate auf realistische, großtechnische Bedingungen übertragen werden können, war es notwendig, das erarbeitete Verfahrenskonzept in Form einer Pilotanlage im (halb-)technischen Maßstab vorort zu installieren und hinsichtlich seiner technischen Anwendbarkeit, Leistungsfähigkeit und Wirtschaftlichkeit zu validieren.

Dies war die Zielstellung im vorliegenden Teilprojekt 3 zur Aufbereitung von Leim- und Klebemittelabwässern, welches mit Unterstützung der Fa. Jowat, Lobers & Frank GmbH & Co. KG, Detmold, in einer mehrwöchigen Versuchsphase durchgeführt wurde.

Für die einzelnen Aufbereitungsstufen des Gesamtverfahrens ergaben sich nachfolgend beschriebene, z.T. überschneidende Untersuchungsschwerpunkte:

1.) Fällung/Flockung und Feststoffabtrennung mittels Zweiphasendekanter

Die Optimierung der Feststoffabtrennung im Dekanter hat auf Grund des hohen primären Feststoffanfalls und des Vorhandenseins einer chemisch-physikalischen Nachbehandlungsstufe Vorrang gegenüber der Optimierung der Klarwasserqualität.

Die mehrwöchige Versuchsperiode sollte Aufschluß über die Reaktion dieser ersten Trennstufe auf Schwankungen in der Zusammensetzung und Belastung des Zulaufs sowie u.U. auf Belastungsspitzen geben. Diese Erkenntnisse können direkt in die Auslegungsdaten des Dekanters einfließen und geben zudem Hinweise auf weitergehende anlagentechnische Erfordernisse. Letztlich sollten im Rahmen des Langzeitversuches Ursachen möglicher Betriebsbeeinträchtigungen (Ablagerungen o.ä.) erkannt werden.

2.) Fällung/Flockung und Feststoffabtrennung mittels Druckentspannungsflotation

Das bislang nur im Labormaßstab untersuchte Trennverfahren sollte im (halb-)technischen Maßstab unter Realbedingungen hinsichtlich seiner Leistungsfähigkeit und Zuverlässigkeit intensiv erprobt werden.

Mit der Zielsetzung der Optimierung der Klarwasser- und Flotatbeschaffenheit sollten die verfahrenstechnische Ausgestaltung der Anlage, die prozessbestimmenden Betriebsparameter sowie die Dosiermengen der Fällungs-/Flockungschemikalien systemspezifisch abgestimmt werden. Darüber hinaus war die Reaktion der Anlage auf Schwankungen in der Zusammensetzung und Belastung des Zulaufs zu erarbeiten. Unter Realbedingungen auftretende Betriebsprobleme (speziell die Gefahr einer starken Schaumentwicklung im Drucksättiger und das mögliche Verkleben von Mischaggregaten) sollten erfasst und Vermeidungsstrategien entwickelt werden.

Im Hinblick auf die weitergehende Entwässerung des abgetrennten Flotates war zu prüfen, ob eine Eindickung des Flotates über die Beaufschlagung des Dekanters gemeinsam mit dem Rohwasser erzielt werden kann oder ob eine separate Aufbereitungsstufe erforderlich wäre.

3.) Aktivkohleadsorption

Die in den Laboruntersuchungen aufgenommenen Adsorptionsisothermen sowie die Versuche an einer Labor-Adsorberkolonne weisen darauf hin, dass das Klarlaufwasser aus der Flotationsanlage mit einer wirtschaftlich vertretbaren Aktivkohlemenge bis zu einem Reinheitsgrad aufbereitet werden kann, der eine Wiederverwendung des Wassers unter chemischen Gesichtspunkten potentiell ermöglicht.

Im Rahmen der mehrwöchigen Versuchsphase sollte eine Bewertung der Aktivkohleadsorption im (halb-)technischen Maßstab erfolgen. Zielsetzung war die Erfassung der „Durchbruchkurve“ einer Festbett-Adsorberkolonne unter dynamischen Bedingungen, welche die Abhängigkeit der Restbelastung des Kolonnenablaufs vom behandelten Flüssigkeitsvolumen wiedergibt. Diese Daten bilden die Basis für die Auslegungskriterien einer großtechnischen Adsorberanlage:

- die effektive Adsorptionskapazität der eingesetzten gekörnten Aktivkohle,
- die erforderliche Kontaktzeit zur Einstellung der geforderten Ablaufqualität,
- der Einfluß suspendierter und kolloidal gelöster Stoffe auf den Betriebszustand der Adsorberkolonne,
- Notwendigkeit zur Integration von Rückspülzyklen.

4.) UV-Entkeimung

Eine UV-Entkeimungsstufe sollte unter der Voraussetzung zum Einsatz kommen, dass das aufbereitete Wasser unter chemischen Gesichtspunkten innerbetrieblichen Wiederverwendungszwecken zugänglich wäre und für diese Zwecke ein hohes Maß an Keimfreiheit gewährleistet werden müsste.

Im Bedarfsfall sollte die Gewährleistung eines keimarmen Brauchwassers bei dessen Zwischenstapelung in einem Lagertank mit angekoppeltem UV-Entkeimungssystem untersucht werden, speziell die Erfüllung der essentiellen Rahmenbedingungen zur wirtschaftlichen Anwendbarkeit der UV-Desinfektion:

- die Inhaltsstoffe des Stapelwassers dürfen nicht zur Belagbildung an UV-Strahlern führen,
- der Transmissionsgrad des Wassers muß ausreichend hoch sein, um die erforderliche Strahlungsdosis (ca. 25 mJ/cm²) sicher und wirtschaftlich in das Wasser einbringen zu können.

3 Konzeptionierung der Versuchsanlage im (halb-)technischen Maßstab

Abbildung 2 zeigt ein Verfahrensfliessbild der bei der Fa. Jowat, Detmold, installierten Versuchsanlage.

Die im Rahmen der mehrwöchigen Versuchsphase behandelten Mischabwässer setzten sich zusammen aus Produktionsabwässern der PVA-Abteilung der Fa. Jowat sowie aus Reinigungsabwässern aus der Wäschereiabteilung (Reinigung von Rücklaufgebinden sowie Anlagenteilen aus der Produktion).

Die in den genannten Abteilungen anfallenden Abwasserströme werden derzeit in die bauseits vorhandenen Rührbehälter RB_1 und RB_2 (je $12,5 \text{ m}^3$ Volumen) gepumpt und bis zur Entsorgung zwischengestapelt. Diese Rührbehälter RB_1 und RB_2 wurden während der Versuchsphase wechselweise zur Destabilisierung der Abwasserdispersionen (1. Flockungsstufe) genutzt. Nach Bestimmung des jeweils gestapelten Abwasservolumens wurde dieses mit Polyaluminiumchloridlösung (Produkt EKOFIX R der Fa. Kühn Umweltprodukte GmbH) in einer Dosierung von 5 l/m^3 PAC-Lösung manuell versetzt, die Abwasserdispersion für ca. 5 bis 10 min intensiv durchmischt und anschliessend mittels technischer NaOH (25%ig) neutralisiert. Um ein Absetzen von Feststoffpartikeln in der destabilisierten Abwasserdispersion zu verhindern, wurde das Abwasser bei deutlich verringerter Rührerdrehzahl permanent in Bewegung gehalten.

Aus den Rührbehältern RB_1 bzw. RB_2 heraus erfolgte die Beschickung der Dekantierzentrifuge über eine drehzahlgeregelte Zuführpumpe P_1 mit einem Volumenstrom von $1 \text{ m}^3/\text{h}$. Der Volumenstrom wurde an einem induktiven Durchflussmengenmesser DM_1 permanent kontrolliert und im Bedarfsfall nachreguliert. Die Dosierung des Flockungshilfsmittels erfolgte mittels einer drehzahlgeregelten Dosierpumpe DP_3 in die Zulaufleitung zum Dekanter direkt vor dem Dekantereintritt. Bei dem Flockungshilfsmittel handelte es sich um das Pulverprodukt PRAESTOL 2540, einem schwach anionischen Flockungshilfsmittel, welches in einer kombinierten Ansatz- und Dosierstation (FHM-Behälter: $V = 1,0 \text{ m}^3$) als 0,1%ige Gebrauchslösung stets frisch angesetzt wurde (Dosierung: 50 l/m^3).

Bei der eingesetzten Dekantierzentrifuge handelte es sich um eine mobile Dekanter-Versuchsanlage der Fa. Flottweg, Vilsbiburg (Dekanter Typ Z23-3/401). Das Funktionsprinzip wird nachfolgend kurz beschrieben (siehe dazu auch Abb. 1):

Der Dekanter wird mit dem zu behandelnden Medium durch die hohle Mittelachse beschickt (1). Die spezifisch schwereren Feststoffe werden unter dem Einfluß der Zentrifugalkraft am schnell drehenden Trommelmantel (2) abgelagert. Die abzutrennende Flüssigkeit (3) durchläuft die Klärzone in Richtung Schälkammer und wird durch die Schälscheibe (4) unter Druck in einem geschlossenen System nach aussen abgeführt. Der am Rotormantel anliegende Feststoffring (5) wird durch die konisch-zylindrische Transportschnecke (6) über den Trommelkonus (7) zu den Austragsöffnungen (8) gefördert und in das Feststoffgehäuse abgeschleudert.

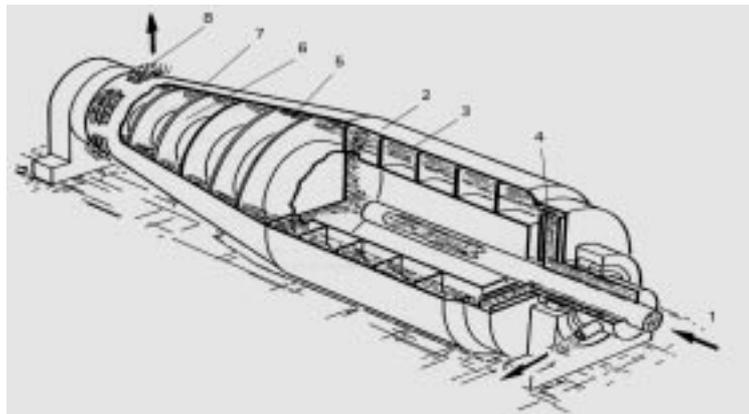


Abb. 1: Dekantierzentrifuge

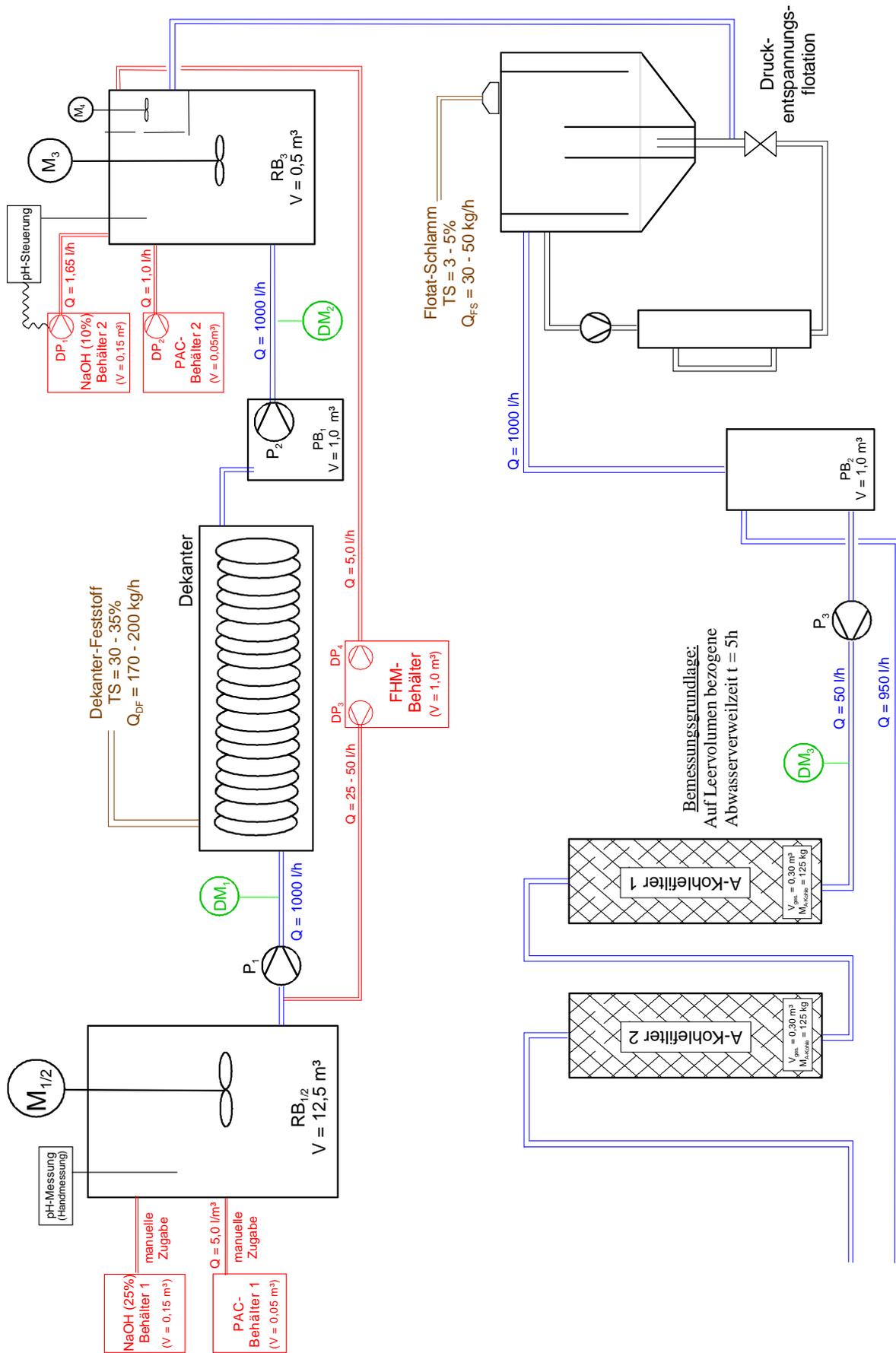


Abb. 2: Verfahrensfließbild der technischen Versuchsanlage

Der Dekanterklarlauf wurde im Pufferbehälter PB₁ ($V_{PB1} = 1,0 \text{ m}^3$) aufgefangen. Dieser Pufferbehälter diente dem Zweck, den Betrieb der Dekanteranlage und den Betrieb der Flotationsanlage in begrenztem Maße zeitlich voneinander zu entkoppeln.

Aus dem Pufferbehälter PB₁ erfolgte die Beschickung der 2. Flockungsstufe mittels einer drehzahl-geregelten Zufuhrpumpe P₂ bei einem Volumenstrom von ebenfalls $1 \text{ m}^3/\text{h}$. Der Volumenstrom wurde an einem induktiven Durchflussmengenmesser DM₂ permanent kontrolliert und im Bedarfsfall nachgeregelt. Das Klarlaufwasser des Dekanters wurde zur Flockung in den Rührbehälter RB₃ ($V_{RB3} = 0,5 \text{ m}^3$) gepumpt und unter intensivem Rühren mit der o.a. PAC-Lösung versetzt. Über eine automatische pH-Mess- und pH-Regeleinrichtung wurde der pH-Wert im Rührbehälter unter Zugabe 10%iger NaOH-Lösung auf dem gewünschten Zielwert ($\text{pH} = 7,2 - 7,5$) gehalten.

Zur Flokkulation der im Rührbehälter RB₃ ausgebildeten Feinflocken beinhaltete dieser eine integrierte Mischkammer mit einem Volumen von ca. 30 l, in die 0,1%ige PRAESTOL 2540-Lösung (Dosierung: $5 - 10 \text{ l/m}^3$) unter gemäßigttem Rühren eingemischt wurde. Über eine Freigefälleleitung gelangte das vor-konditionierte Abwasser in die Flotationsanlage.

Bei der Versuchsflotationsanlage handelte es sich um eine nach dem Prinzip der Druckentspannung arbeitende Rundflotation der Fa. Meotech GmbH, Bielefeld. Die Funktion der Anlage lässt sich wie folgt beschreiben (siehe Abb. 3):

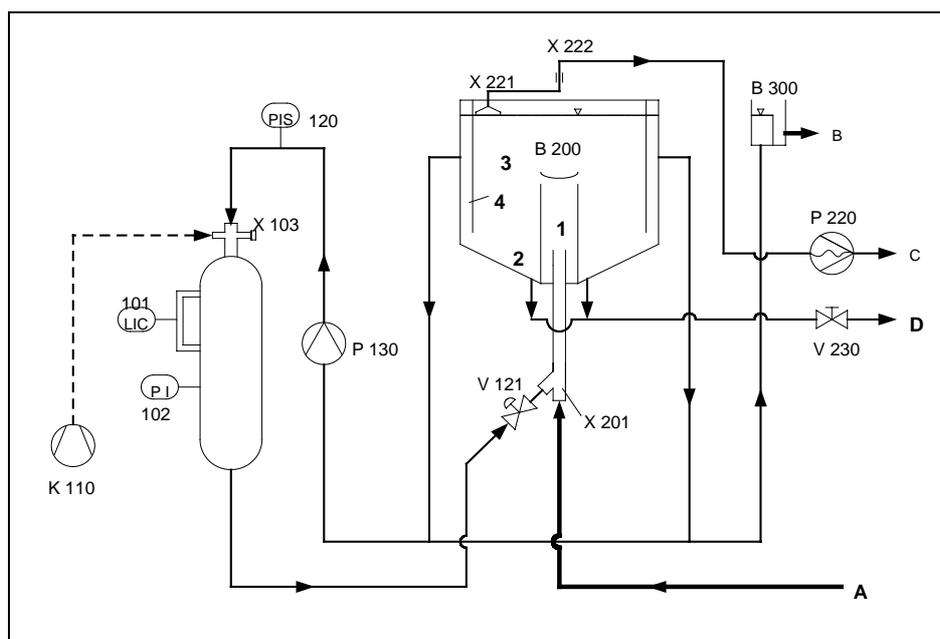


Abb. 3: Schematischer Aufbau der Flotationsanlage

X 100	Prallplattensättiger	B 200	Rundflotationsbecken
LIC 101	Luftintragssteuerung	P 220	Flotatsaugpumpe
PI 102	Betriebsdruckanzeige	X 221	Flotatsauger
X 103	Mischsystem	X 222	Rohrdrehgelenk
K 110	Kompressor, Druckluftnetz	V 230	Sedimentablassventil
PIS 120	Druckschalter	X 201	Kreuzstrommischer
P 130	Recyclingpumpe	B 300	Beckenniveaueinstellung
V 121	Entspannungsventil		
1	Mischraum	3	Trennraum
2	Sedimentsumpf	4	Klarwasserabzug
A	Abwasserzulauf	C	Flotatablauf
B	Klarwasserablauf	D	Sedimentablauf

Beim Einlauf in das Flotationsbecken wird das chemisch vorbehandelte Abwasser in einem Kreuzstrommischer mit einem Mikroblasenstrom kurz und intensiv vermischt. Der Blasenstrom wird durch die Sättigerstation der Anlage nach dem Prinzip der Druckentspannung erzeugt. Dabei wird mit einer Recyclingpumpe ein Teilstrom des Klarwasserablaufs des Flotationsbeckens entnommen und dem unter einem Betriebsdruck von 3 – 4 bar stehenden Sättiger zugeführt. Über ein spezielles Mischsystem im Kopf des Sättigers wird über die Betriebsdruckluftversorgung zugeführte und im Sättiger zirkulierende Luft mit dem Wasserstrom stark turbulent vermischt und in Lösung gebracht. An dem vor dem Kreuzstrommischer installierten Druckentspannungsventil tritt der übersättigte Teil des Gases in Form von Mikrobläschen aus der Flüssigkeit aus.

Das Gemisch aus Blasenstrom und Abwasser gelangt in den weniger turbulenten Mischraum des Flotationsbeckens, in dem die Anhaftung der Luftbläschen (\varnothing 10 – 70 μm) an die Makroflocken erfolgt. Im Trennraum des Flotationsbeckens steigen die mit Schwebstoffen beladenden Luftblasen an die Oberfläche und werden über eine Saugabräumung von der Beckenoberfläche entfernt.

Eventuell vorhandene Sinkstoffe sedimentieren in einen Trichter und können je nach Anfall über ein Ablassventil manuell entfernt werden.

Das Klarwasser wird durch den als kreisförmige Tauchwand ausgebildeten Klarwasserabzug aus dem Becken abgeleitet und im Pufferbehälter PB₂ ($V_{\text{PB2}} = 1,0 \text{ m}^3$) gesammelt.

Dem Pufferbehälter PB₂ folgten schließlich zwei in Reihe geschaltete Aktivkohlefilter von je 300 l Gesamtvolumen bzw. 250 l Filterbettvolumen, die mit einem Abwasservolumenstrom von $Q = 50 \text{ l/h}$ beschickt wurden, was einer auf das Leervolumen bezogenen Verweilzeit $\tau = 5 \text{ h}$ entspricht. Die Aktivkohlefilter waren befüllt mit je ca. 125 kg Kornaktivkohle Typ FA400 der Fa. TES Trade Engineering Service, Sierße. Diese sehr offenporige Kornaktivkohle ist vergleichbar zu der in den Laborversuchen eingesetzten Aktivkohle (Chemviron Carbon, Typ Ind. React.), allerdings von höherwertiger Qualität.

Ergänzend sei angemerkt, dass sich die o.a. Dosiermengen der Flockungs- und Flockungshilfsmittel an den im Teilprojekt I als optimal herausgearbeiteten Dosiermengen orientierten. Die eingesetzten Chemikalien waren nicht identisch mit den in Teilprojekt I verwendeten Substanzen. In vorangegangenen Laborversuchen wurden die äquivalente bzw. bessere Eignung und Wirksamkeit der in diesem Fall eingesetzten Mittel bestätigt.

Im Anhang A zu diesem Bericht findet sich eine ausführliche Fotodokumentation zum Aufbau der Versuchsanlage.

4 Ergebnisse zum Betrieb des Zweiphasendekanters

Dieses Kapitel beinhaltet eine zusammenfassende Darstellung zu den Erfahrungen und Ergebnissen beim Betrieb des Versuchsdekanters während eines Versuchszeitraums von rund 4 Wochen bzw. 14 Versuchstagen.

Zunächst wurde versucht, die Dekanteranlage anhand des Kriteriums einer möglichst guten Feststoffbeschaffenheit unter Variation der Betriebsparameter optimal einzustellen. Im nachfolgenden Versuchszeitraum sollte dann das Verhalten und die Reinigungsleistung der Anlage bei variierender Belastung und Zusammensetzung des Rohabwassers unter Konstanthaltung der bestimmenden Anlagenparameter untersucht werden.

4.1 Erarbeitung der optimalen Dekanterfahrweise

Der Feuchtigkeitsgehalt des Feststoffs und die Reinheit der Flüssigkeit können durch Veränderung folgender Einstellungen geregelt werden:

- a) Veränderung der **Teichtiefe** über den verstellbaren Schälscheibendurchmesser (einstellbar zwischen ca. 130 – 175 mm, Neutralstellung bei 136 mm):
 - niedrigerer Feuchtigkeitsgehalt der Feststoffe durch größeren Schälscheibendurchmesser und damit längere Trockenzone
 - geringerer Feststoffanteil im Ablauf durch kleineren Schäldurchmesser und damit größere Flüssigkeitshöhe
- b) Veränderung der Dekanterdrehzahl (einstellbar zwischen ca. 500 – 5000 U/min):
 - je feiner die Feststoffe, um so höher die erforderliche Dekanterdrehzahl für eine ausreichende Abscheidung
- c) Veränderung der Schneckendifferenzdrehzahl (einstellbar zwischen ca. 3 – 25 U/min):
 - je geringer die Restfeuchte des ausgetragenen Feststoffes sein soll, desto kleiner wird die Differenzdrehzahl gewählt.
 - je höher der Feststoffanteil im Zulauf, desto höher ist die erforderliche Differenzdrehzahl

Die besten Ergebnisse wurden bei folgenden Parametereinstellungen erzielt:

- Trommeldrehzahl: 5.000 U/min
 - Schälscheibendurchmesser: 141 mm
 - Differenzdrehzahl: 5 – 6 U/min
-
- Bei niedrigerer Trommeldrehzahl (ca. 3.000 – 4.000 U/min) war der Feststoff deutlich feuchter, zudem war das Zentrat stärker mit Feinstoffen belastet. Durch Veränderung der Differenzdrehzahl und des Schälscheibendurchmessers konnten keine wesentlichen Verbesserungen in der Feststoff- und Zentratbeschaffenheit erzielt werden, so dass die maximale Trommeldrehzahl gewählt werden musste.
 - Die Optimierung der Einstellungen von Schälscheibendurchmesser und Differenzdrehzahl im Hinblick auf einen möglichst geringen Feuchtegehalt der Feststoffe bei gleichzeitig zu berücksichtigendem hohen Feststoffgehalt im Zulauf erfolgte derart, dass zunächst der minimal erforderliche Schäldurchmesser für eine akzeptable Feststoffkonsistenz ermittelt wurde (bei Schälscheibendurchmessern unter 140 mm stieg der Feuchtegehalt des Feststoffs unabhängig von der Differenzdrehzahl sehr schnell an). Unter Beobachtung der Zentrat- und Feststoffbeschaffenheit erfolgte anschliessend die Einstellung der Differenzdrehzahl bei mehrmaliger geringfügiger Nachjustierung des Schälscheibendurchmessers.

4.2 Ergebnisse des Dekanterbetriebs über die gesamte Versuchslaufzeit

Während der gesamten Versuchsphase wurde das Rohabwasser unabhängig von Variationen in seiner Zusammensetzung oder Belastung stets in gleicher Art und Weise chemisch vorkonditioniert. Bei grösseren Abwasservolumina in den Rührbehältern RB₁ bzw. RB₂ musste dasselbe Abwasser während zwei Versuchstagen eingesetzt werden, um genügend Speicherkapazitäten für anfallendes Abwasser aus dem laufenden Produktionsbetrieb vorhalten zu können.

Datum	pH _{Rohw.}	Dosierung PAC	pH _{nach PAC}	Zugabe NaOH (ca. 25%ig)	pH _{nach Neutr.}	Dosierung PRAESTOL 2540 (0,1%ig)
01.04.03 02.04.03	7,35	5 l/m ³	6,10	3,30 l/m ³	7,30	50 l/m ³
04.04.03	7,20	5 l/m ³	6,15	3,50 l/m ³	7,30	50 l/m ³
07.04.03 08.04.03	7,45	5 l/m ³	6,20	2,90 l/m ³	7,25	50 l/m ³
09.04.03 10.04.03	7,35	5 l/m ³	6,10	2,70 l/m ³	7,25	50 l/m ³
11.04.03	7,25	5 l/m ³	6,20	3,10 l/m ³	7,30	50 l/m ³
14.04.03 15.04.03	7,05	5 l/m ³	6,10	2,10 l/m ³	7,30	50 l/m ³
16.04.03	6,95	5 l/m ³	5,95	2,30 l/m ³	7,20	50 l/m ³
17.04.03	7,50	5 l/m ³	6,30	2,20 l/m ³	7,40	50 l/m ³
22.04.03	7,35	5 l/m ³	6,25	2,00 l/m ³	7,25	50 l/m ³
23.04.03	7,50	5 l/m ³	4,85	3,10 l/m ³	7,30	50 l/m ³

Tab. 2: Chemische Konditionierung des Rohabwassers in den Rührbehältern RB₁ bzw. RB₂

Der Dekanter wurde jeweils mit den o.a. „Optimaleinstellungen“ in Betrieb genommen. Nach mehrstündiger Laufzeit und Erreichen eines stabilen Anlagenbetriebes wurden Proben des ausgetragenen Feststoffs sowie des Zentrates aufgefangen und analysiert.

Zum Ende eines jeden Versuchstages wurde die Dekanteranlage entsprechend den Herstellerangaben heruntergefahren und der Trommelinnenraum sowie die Förderschnecke intensiv gespült, um ein Verkrusten anhaftender Feststoffreste zu vermeiden.

Auf Grund der stark klebrigen Konsistenz der abzutrennenden Feststoffe und ihrer hohen Verkrustungsneigung wurde im Laufe der Zeit auch eine mehrmalige manuell-mechanische Abreinigung des Trommelinnenraumes und der Förderschnecke in der Nähe der erreichbaren Feststoffabwurfzone erforderlich, da ausgehärtete Ablagerungen den Austrag des feuchten Feststoffes zunehmend störten und die Aufrechterhaltung der Leistungsfähigkeit des Dekanters nur durch ein Nachregulieren der Betriebsparameter (speziell der Differenzdrehzahl auf Werte von 9 – 10 U/min) gewährleistet werden konnte. Diesem Aspekt wäre bei der Auslegung und verfahrenstechnischen Ausgestaltung einer technischen Dekanteranlage zwingend Rechnung zu tragen (optimierte Spülzyklen, Vorsehen von Revisionsöffnungen, o.ä.).

Datum	Probe	CSB [mg/l]	DOC [mg/l]	CSB _{red.} [%]	DOC _{red.} [%]	ADR [g/kg]	ADR _{red.} [%]	GV [%]	ADR _{org.} [g/kg]	ADR _{anorg.} [g/kg]
01.04.03	Rohabw.	61.400	17.330			33,0		88,7	29,27	3,73
	Zentrat	9.330	3.430	84,8	80,2	7,0	78,8	79,1	5,54	1,46
02.04.03	Rohabw.	61.400	17.330			33,0		88,7	29,27	3,73
	Zentrat	11.113	3.960	81,9	77,1	9,3	71,8	80,3	7,47	1,83
04.04.03	Rohabw.	53.690	16.230			36,3		90,1	32,71	3,59
	Zentrat	7.202	2.360	86,6	85,5	5,7	84,3	77,2	4,40	1,30
07.04.03	Rohabw.	53.194	20.270			42,7		79,4	33,90	8,80
	Zentrat	12.483	4.160	76,5	79,5	9,2	78,5	77,9	7,17	2,03
08.04.03	Rohabw.	53.194	20.270			42,7		79,4	33,90	8,80
	Zentrat	13.322	4.190	75,0	79,3	9,6	77,5	83,0	7,97	1,63
09.04.03	Rohabw.	60.833	20.830			114,3		96,9	110,76	3,54
	Zentrat	15.278	5.300	74,9	74,6	12,4	89,2	83,6	10,37	2,03
10.04.03	Rohabw.	60.833	20.830			114,3		96,9	110,76	3,54
	Zentrat	16.335	5.764	73,1	72,3	11,9	89,6	82,5	9,82	2,08
11.04.03	Rohabw.	56.361	19.480			123,3		91,0	112,20	11,10
	Zentrat	25.291	7.125	55,1	63,4	19,6	84,1	82,7	16,21	3,39
14.04.03	Rohabw.	56.714	15.970			41,6		88,9	36,98	4,62
	Zentrat	23.301	6.610	58,9	58,6	18,4	55,8	84,8	15,60	2,80
15.04.03	Rohabw.	56.714	15.970			41,6		88,9	36,98	4,62
	Zentrat	27.189	10.095	52,1	36,8	20,1	51,7	85,5	17,19	2,91
16.04.03	Rohabw.	66.430	21.965			40,7		94,4	38,42	2,28
	Zentrat	19.906	7.223	70,0	67,1	14,0	65,6	83,9	11,75	2,25
17.04.03	Rohabw.	54.378	18.500			35,8		89,2	31,93	3,87
	Zentrat	8.869	2.980	83,7	83,9	8,3	76,8	74,2	6,16	2,14
22.04.03	Rohabw.	63.477	21.450			45,3		87,6	39,68	5,62
	Zentrat	30.908	10.445	51,3	51,3	21,0	53,6	83,0	17,43	3,57
23.04.03	Rohabw.	38.347	17.240			30,7		95,6	29,35	1,35
	Zentrat	3.824	1.330	90,0	92,3	5,0	83,7	73,4	3,67	1,33

CSB-Rohwasser (Mittelwert ± Standardabw.):	56.926	±	6.761	mg/l O ₂
DOC-Rohwasser (Mittelwert ± Standardabw.):	18.833	±	2.140	mg/l C
ADR-Rohwasser (Mittelwert ± Standardabw.):	55,4	±	33,9	g/kg
organ. Anteil Rohwasser (Mittelwert ± Standardabw.):	50,4	±	33,1	g/kg
anorgan. Anteil Rohwasser (Mittelwert ± Standardabw.):	4,9	±	2,7	g/kg
GV-Rohwasser (Mittelwert ± Standardabw.):	89,7	±	5,4	%
CSB-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.):	16.025	±	8.168	mg/l O ₂
DOC-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.):	5.355	±	2.717	mg/l C
ADR-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.):	12,3	±	5,5	g/kg
organ. Anteil Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.):	10,1	±	4,8	g/kg
anorgan. Anteil Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.):	2,2	±	0,7	g/kg
GV-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.):	80,8	±	3,9	%
CSB-Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.):	72,4	±	13,2	%
DOC-Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.):	71,6	±	14,9	%
ADR-Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.):	74,4	±	12,9	%
ADR _{org.} -Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.):	76,4	±	12,7	%
ADR _{anorg.} -Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.):	46,2	±	24,1	%

Tab. 3: Analysenergebnisse zum Betrieb des Dekanters

Das Rohabwasser wies über den betrachteten Versuchszeitraum (unter Vernachlässigung des 23.04.03, da hoher Spülwasseranteil) relativ gleichbleibende Belastungszustände in Bezug auf die Parameter CSB und DOC auf. Hinsichtlich des Parameters „Abdampfrückstand“ (ADR) war ein kurzfristiger sprunghafter Anstieg im Zeitraum vom 09. – 11.04. zu verzeichnen, ansonsten zeigten sich auch diesbezüglich relativ gleichbleibende Werte.

Anhand des Parameters „Glühverlust“ (GV) wird der sehr hohe Anteil organischer Abwasserinhaltsstoffe dokumentiert.

Das Verfahren gewährleistet unter konstanten Betriebsparametern eine hohe Schadstoffentfrachtung des Abwassers von im Mittel ca. 70% (bezogen auf CSB, DOC und ADR), was die in Teilprojekt I erzielten Ergebnisse bestätigt. Unter Beibehaltung der Vorgehensweise bei der chemischen Vorkonditionierung des Rohabwassers sind deutliche Schwankungen bei den CSB-/DOC-Reduktionsraten zu verzeichnen, die sich – unter Berücksichtigung der relativ gleichbleibenden Belastungsparameter CSB und DOC – mit signifikanten Variationen in der Zusammensetzung der Abwassermatrix begründen lassen. Die verminderten Reduktionsraten lassen dabei auf einen erhöhten Anteil echt wassergelöster, nicht flockungsfähiger organischer Komponenten schließen, so dass Anpassungsversuche in der Dosierung des Flockungsmittels kaum Effekte erzielen sollten.

Bei den abgetrennten Stoffen handelte es sich primär um organische Abwasserinhaltsstoffe, allerdings gewährleistet der Dekanter auch eine erhebliche Abtrennung anorganischer Komponenten.

Die nachfolgende Tabelle gibt eine Übersicht über Menge und Beschaffenheit der mittels des Zweiphasendekanters abgetrennten Feststoffschlämme:

Datum	spez. Masse Feuchtschlamm [kg/m ³]	spez. Masse Trockenschlamm [kg/m ³]	TS-Gehalt [%]	Glühverlust [%]	Heizwert [kJ/kg]
01.04.2003	-	-	41,3	79,5	
02.04.2003	-	-	49,6	80,7	
04.04.2003	-	-	43,5	80,3	
07.04.2003	64,4	32,5	50,5	76,8	
08.04.2003	61,1	29,7	48,7	76,1	
09.04.2003	54,3	24,4	44,9	85,7	
10.04.2003	45,3	21,1	46,5	83,9	
11.04.2003	50,2	25,3	50,5	62,0	
14.04.2003	52,2	24,6	47,2	82,9	
15.04.2003	57,9	26,8	46,3	83,5	7.990
16.04.2003	70,5	30,0	42,5	92,8	
17.04.2003	73,5	30,5	41,5	87,3	8.390
22.04.2003	61,8	28,0	45,3	78,6	8.050
23.04.2003	77,4	28,1	36,3	94,4	8.000
Mittelwert:	60,8	27,4	45,3	81,8	8.108
Standardabw.:	10,1	3,3	4,0	7,9	190,2

Tab. 4: Schlammanfall und –beschaffenheit (Dekanterbetrieb)

Die abgetrennten Feststoffschlämme wiesen die bekannte pastöse, stichfeste Konsistenz mit einem durchweg sehr hohen TS-Gehalt auf. Im Vergleich zum Teilprojekt I ($TS_{\max} = 35,8\%$) konnte bei gleicher Dosis des Flockungs- und Flockungshilfsmittels ein deutlich höherer Trockenheitsgrad erzielt werden. Die Heizwerte der Feststoffschlämme liegen im vergleichbaren Wertebereich zu dem im Teilprojekt I ermittelten Wert ($H_u = 8.414 \text{ kJ/kg}$). Eine thermische Verwertung der Schlämme bei moderater Stützfeuerung ist damit möglich.

5 Ergebnisse zum Betrieb der Flotationsanlage

Dieses Kapitel beinhaltet eine zusammenfassende Darstellung zu den Erfahrungen und Ergebnissen beim Betrieb der Flotationsanlage während eines Versuchszeitraums von rund 3½ Wochen bzw. 11 Versuchstagen. Der Betrieb der Flotationsanlage kann in zwei Phasen unterteilt werden:

- 1.) Einfahr- und Optimierungsphase (Betriebsphase 1): Diese Phase diente dem Zweck, unter Realbedingungen auftretende Betriebsprobleme zu erfassen und auszuschalten, verfahrenstechnische Mängel zu beseitigen, die erforderlichen Chemikaliendosierungen zu prüfen und einen möglichst konstant fortlaufenden Anlagenbetrieb einzurichten.
- 2.) Betrieb unter „optimierten“ Randbedingungen (Betriebsphase 2)

5.1 Einfahr- und Optimierungsphase (Betriebsphase 1)

Als gravierendstes Problem beim Betrieb der Versuchsflotationsanlage erwies sich das hohe Schaumbildungspotential des Abwassers unter turbulenten Strömungsbedingungen. Dies betraf vor allem das Sättigersystem der Flotationsanlage sowie den sehr turbulent ausströmenden Zentratablauf des Dekanters bzw. den Pufferbehälter PB₁. Je nach Zusammensetzung der Abwassermatrix im Zentratablauf waren dabei Menge, Beschaffenheit und Stabilität der entstehenden Schäume sehr unterschiedlich ausgeprägt und konnten zeitweise ein Überschäumen des Pufferbehälters PB₁ verursachen.

Die Zuführung von Schäumen in den Kreuzstrommischer und Mischraum des Flotationsbeckens ist zwingend zu vermeiden. Schaumeinträge destabilisieren den Flotationsprozess,

- da die Qualität der durch Druckentspannung ausgebildeten Mikroblasen beeinträchtigt wird,
- da die Anhaftung der Mikroblasen an die zugeführten Flockenverbände behindert wird,
- da das Koaleszenzverhalten der Blasen gefördert wird, so dass sich Makroblasen ausbilden können, die zu störenden Turbulenzen im Mischraum, Trennraum sowie im Bereich der Flotatdecke führen,
- da die Flotatdecke stark „aufgeweicht“ wird und absinken kann.

5.1.1 Schaumentwicklung im Sättigersystem

Zur Kontrolle der Schaumentwicklung im Sättigersystem musste eine verdünnte Entschäumerlösung in den Recyclingstrom direkt vor der Recyclingpumpe zudosiert werden. Es standen mehrere Entschäumerprodukte zur Verfügung:

- 1.) Entschäumer „SB 2080“ der Fa. Kühn Umweltprodukte GmbH
- 2.) 6 Entschäumer der Produktreihe „AGITAN“, welche bei der Herstellung der Polymerdispersionen zugesetzt und speziell für diese Medien geeignet sind.

Da mit Blick sowohl auf die Flotation (aus Betriebserfahrungen der Fa. Meotech GmbH) als auch auf den nachgeschalteten Aktivkohlefilter keine silicon-basierten Entschäumer zum Einsatz kommen sollten, blieben drei der sechs AGITAN-Produkte unberücksichtigt.

Im Eignungstest der verfügbaren Produkte erwies sich das Produkt SB 2080 der Fa. Kühn als höchst wirkungsvoll. Lediglich das Produkt „AGITAN 232“ konnte eine annähernd ähnliche Wirkung vorweisen. Der Entschäumer SB 2080 wurde über den gesamten Versuchszeitraum standardmäßig verwendet, wobei die beste Wirkung erzielt werden konnte, wenn die notwendige Wirkstoffmenge in Form einer 1:1000- bis 1:500-verdünnten Lösung zudosiert wurde. Bei höher konzentrierten Lösungen bedingten Entmischungsvorgänge der Entschäumerlösung ein schnelles Abfallen der Wirkung und ein Verstopfen der Dosierleitungen.

Eine durchgängig gute Wirkung des in den Sättiger eindosierten Entschäumers war/ist zwingend notwendige Voraussetzung für einen stabilen Betrieb der Flotationsanlage. Bereits ein kurzfristiges Nachlassen oder der Ausfall der Entschäumerwirkung (Pumpenausfall, Verstopfungen, Entmischung der Entschäumerlösung) führte innerhalb weniger Minuten zu einer unkontrollierbaren Destabilisierung des Flotationsprozesses bis zum Totalausfall der Flotationsanlage (Havarie). Durch schnell einsetzenden Abtrieb nicht flotierter oder aus der aufweichenden Flotatdecke freigesetzter Flocken in den Klarlauf der Flotation bzw. in den Recyclestrom zum Sättigersystem sowie durch die sukzessive Erhöhung des Schaumbildungspotentials auf Grund zunehmender Freisetzung schaumbildender Substanzen aus zerstörten Feststoffaggregaten, läuft der Betrieb der Flotationsanlage in einer „Kettenreaktion“ in einen nicht mehr kontrollierbaren Zustand. In diesem Fall war eine Abschaltung, Reinigung und Neuinbetriebnahme der mit Leistungswasser aufgefüllten Anlage unvermeidbar.

5.1.2 PAC-Dosierung und Schaumentwicklung

Die Schaumentwicklung in der Zentralleitung des Dekanters bzw. im Pufferbehälter PB₁ wurde erst im Zuge der Optimierung der PAC-Dosierung als gravierendes Problem offensichtlich.

Die ersten Versuchstage zeigten, dass die im Teilprojekt 1 erarbeitete PAC-Dosierung in der zweiten Flockungsstufe von 1 l/m³ nicht ausreichend war. Zudem war in begleitenden Becherglasversuchen zur Abstimmung der notwendigen PAC-Dosierung erkennbar, dass die im Becherglas erzielten Flockungsergebnisse stets besser ausfielen, als die nach entsprechender Anpassung der Versuchsanlage unter vergleichbaren Bedingungen erzielten Flockungsergebnisse. Diese Diskrepanz musste sich letztlich darin begründen, dass das PAC in der Versuchsanlage (Rührbehälter RB₃) ausschließlich im eingestellten pH-Regelbereich zwischen 7,2 – 7,5 reagierte (PAC-Dosierung und Neutralisation erfolgen simultan), während die Destabilisierung der Dispersionen im Becherglasversuch bei niedrigeren pH-Werten (pH ≈ 6, zeitliche Abfolge von PAC-Zugabe und Neutralisation) erfolgte und damit effektiver ablaufen konnte. Alle weiteren möglichen Ursachen, wie z.B. fehlerhafte pH-Werterfassung, Kurzschlussströmungen im RB₃, nicht optimale Durchmischung im RB₃, waren bis dato bereits geprüft und durch geringfügige Anpassungsarbeiten ausgeschlossen worden.

Um in der Versuchsanlage ebenfalls eine zeitliche Abfolge von PAC-Dosierung (Destabilisierung der Dispersion) und Neutralisation umsetzen zu können, wurde die PAC-Dosierstelle in den Pufferbehälter PB₁ verlegt und dieser mit einem Rührer ausgerüstet.

Im Zuge dieser Umbaumaßnahme ergaben sich nunmehr Schaumprobleme in der Flotationsanlage, die in einer allmählichen und irreversiblen Destabilisierung des Flotationsprozesses mündete (siehe 5.1.1). Durch das Umfunktionieren des Pufferbehälter PB₁ in einen intensiv durchmischten Rührbehälter wurde der sich zuvor auf der Wasseroberfläche absetzende Schaum (turbulent durchmischter Zentratablauf) untergemischt und durch alle nachfolgenden gerührten Kompartimente bis in den Kreuzstrommischer der Flotationsanlage weitertransportiert, wo er sich unter den beruhigten Strömungsverhältnissen entfalten und den oben erläuterten Havariefall der Flotationsanlage auslösen konnte.

Um wieder stabile Betriebsbedingungen herzustellen, standen zwei Lösungsalternativen zur Disposition:

- 1.) Zugabe von Entschäumerlösung in den Rührbehälter RB₃ (integrierte Mischkammer vor Zulaufleitung in die Flotation)
- 2.) Zwischenschaltung eines zusätzlichen Rührbehälters zur PAC-Dosierung zwischen Pufferbehälter PB₁ und Rührbehälter RB₃. Im PB₁ erfolgt Abscheidung und Austrag des über den Zentratablauf des Dekanters eingebrachten Schaumes.

Alternative 1 wurde verworfen, da ein zusätzlicher Entschäumereintrag möglicherweise zur unerwünschten Belegung der äusseren Aktivkohleoberfläche und zur Minderung der Adsorptionsleistung der nachfolgenden Aktivkohlefiltrationsstufe geführt hätte.

Durch die Umsetzung der Alternative 2 (zusätzlicher Ruhrbehälter RB_{neu} mit einem Volumen von 250 l, entsprechend einer mittleren Reaktionszeit von 15 min.) konnten die Schaumprobleme erfolgreich eingegrenzt und ein stabiler Anlagenbetrieb umgesetzt werden. In dieser modifizierten Anlagenkonfiguration wurde die anschließende Betriebsphase 2 („optimierter“ Betrieb) durchgeführt.

5.1.3 Versuchsergebnisse während Betriebsphase 1

Das Zentratwasser der Dekanteranlage wurde am jeweiligen Versuchstag zunächst über einen Zeitraum von 30 – 45 min. im vollständig entleerten und gesäuberten Pufferbehälter PB_1 aufgefangen, bevor die 2. Flockungsstufe in Betrieb genommen wurde.

Wie in Kapitel 5.1.1 bereits angegeben erfolgte die Dosierung des PAC ausgehend vom Erfahrungswert aus Teilprojekt I in einer Dosierung von zunächst 1 l/m^3 . Anhand von optischer Beurteilung der Qualität der Flockung/Flokkulation und vergleichender Becherglasversuche wurde die tatsächlich notwendige PAC-Dosierung ermittelt und nachreguliert. Der pH-Regelbereich im Ruhrbehälter RB_3 (Neutralisation) lag stets bei $\text{pH} = 7,2 - 7,5$.

Die Flotationsanlage wurde mit einem Recyclevolumenstrom von 650 – 750 l/h und einem Sättigerdruck zwischen 3,0 – 3,2 bar betrieben. Im Falle der Havarie wurde die Flotationsanlage am Ende des Versuchstages weitgehend abgelassen, gereinigt und mit Leitungswasser wiederbefüllt, im sonstigen Fall wurden lediglich die Flotatdecke und Sedimente abgezogen.

Nach mehrstündiger Anlagenlaufzeit und Erreichen relativ stabiler Betriebszustände wurden Proben des Flotates (Sammelprobe der Flotatabsaugung) sowie des Flotationsklarlaufes aufgefangen und analysiert.

Tabelle 5 gibt eine Übersicht über die täglich eingestellten bzw. als erforderlich angesehenen PAC-Dosierungen sowie Angaben zu Anlagenaufbau und Havariefällen an den jeweiligen Versuchstagen:

Datum	Dosierung PAC	Bedarf PAC	Dosierung PRAESTOL 2540 (0,1%ig)	Anmerkungen
04.04.03	$1,0 \text{ l/m}^3$	$> 2,0 \text{ l/m}^3$	$5,0 \text{ l/m}^3$	Anlagenaufbau wie in Fließbild (Abb. 2), kein Havariefall
07.04.03	$2,0 \text{ l/m}^3$	$4,0 \text{ l/m}^3$	$5,0 \text{ l/m}^3$	Anlagenaufbau wie in Fließbild (Abb. 2), kein Havariefall
08.04.03	$3,0 \text{ l/m}^3$	$4,0 \text{ l/m}^3$	$5,0 \text{ l/m}^3 \rightarrow 10 \text{ l/m}^3$	Anlagenaufbau wie in Fließbild (Abb. 2), Havariefall nach Probenahme, Reinigung der Anlage
09.04.03	$4,0 \text{ l/m}^3$	$5,0 \text{ l/m}^3$	10 l/m^3	Anlagenaufbau wie in Fließbild (Abb. 2), kein Havariefall
10.04.03	$4,0 \text{ l/m}^3$	n.b.	10 l/m^3	PAC-Dosierung in umgerüsteten Pufferbehälter PB_1 ; Havariefall; keine Probenahme; Reinigung der Anlage
11.04.03	$4,0 \text{ l/m}^3$	$4,0 \text{ l/m}^3$	10 l/m^3	PAC-Dosierung in umgerüsteten PB_1 ; Havariefall nach Probenahme; Reinigung der Anlage, Anlagenumrüstung (neuer PAC-Dosierbehälter)

Tab. 5: Betriebsbedingungen in Einfahr- und Optimierungsphase (Betriebsphase 1)

Datum	Probe	CSB [mg/l]	DOC [mg/l]	CSB _{red.} [%]	DOC _{red.} [%]	ADR [g/kg]	ADR _{red.} [%]
04.04.03	Zentrat	7.202	2.360			5,7	
	Klarlauf	5.545	1.750	23,0	25,8	4,0	29,8
07.04.03	Zentrat	12.483	4.160			9,2	
	Klarlauf	4.320	1.570	65,4	62,3	5,0	45,7
08.04.03	Zentrat	13.322	4.190			9,6	
	Klarlauf	4.576	1.680	65,7	59,9	5,0	47,9
09.04.03	Zentrat	15.278	5.300			12,4	
	Klarlauf	5.194	1.725	66,0	67,5	7,0	43,5
11.04.03	Zentrat	25.291	7.125			19,6	
	Klarlauf	6.832	2.163	73,0	69,6	8,0	59,2

Tab. 6: Analysenergebnisse zum Betrieb der Flotation in der Einfahr- und Optimierungsphase (Betriebsphase 1)

(Anmerkung: Die Bestimmung der Glühverluste aus den Abdampfrückständen der Klarlaufproben erbrachte keine sinnvoll auswertbaren Ergebnisse. Wegen der geringen Rückstandsmengen unterlag die Bestimmungsmethode einer hohen Fehlerquote.)

Trotz der noch nicht optimal eingestellten Betriebsbedingungen konnten im Mittel (ohne 04.04.03) ca. 2/3 der vorhandenen Schadstoffe aus dem Zentratwasser eliminiert werden.

Unter Berücksichtigung der Ergebnisse aus Teilprojekt I liegen die Belastungswerte im Klarlauf der Flotation in Bezug auf den Parameter DOC mit durchschnittlich 1.778 mg/l C zwar im erwarteten Bereich (Erfahrungswert: DOC = 2.000 mg/l C), allerdings übersteigen die zugehörigen CSB-Werte mit einem Mittelwert von CSB = 5.300 mg/l O₂ den Erwartungswert von CSB = 3.000 mg/l doch deutlich.

Die Klarlaufproben der Flotation wiesen im Regelfall eine geringe Resttrübung durch nicht geflockte Abwasserinhaltsstoffe auf. Unter stabilen Betriebszuständen war der Klarlauf nur geringfügig mit abtreibenden Feinstflocken belastet. Ein zunehmender Flockenabtrieb war in dieser Betriebsphase ein deutliches Indiz für einen beginnenden Havariefall.

Auch nach mehrstündigem Stehenlassen nahezu flockenfreier Klarlaufproben hatte keine signifikante Sedimentation von partikulären Wasserinhaltsstoffen stattgefunden. Die Filtration dieser Proben hinterließ ebenfalls kaum Filtrerrückstände, so dass insgesamt von einem Gehalt absetzbarer und/oder abfiltrierbarer Stoffe von unter 25 mg/l ausgegangen werden konnte.

Datum	TS-Gehalt [%]	Glühverlust [%]	Anmerkungen
04.04.2003	3,9	88,0	geringe Eliminationsleistung wg. niedriger PAC-Dosis
07.04.2003	9,6	87,6	Aufbau einer dicken, stichfesten Flotatdecke; zunehmende Sedimentmenge, leichter Flockenabtrieb
08.04.2003	2,1	85,5	stark aufgeweichte Flotatdecke wg. Schaumaufkommen in Flotationsbecken
09.04.2003	11,7	89,1	Aufbau einer sehr dicken Flotatdecke, Flotatdecke fast zu mächtig, erhöhter Flockenabtrieb und Sedimentanfall
11.04.2003	5,9	91,6	Aufbau einer dicken Flotatdecke wird wg. Schaumbildung unterbunden

Tab. 7: Beschaffenheit der Flotatschlämme in Betriebsphase 1

Tabelle 7 zeigt die Beschaffenheit der erhaltenen Flotate während der Betriebsphase 1 auf. Im Falle starker Schaumereignisse wurde die Flotatdecke sehr schnell „aufgeweicht“, erkennbar in der sehr dünnflüssigen Beschaffenheit des abgesaugten Flotates (niedriger TS).

Die Flotatdecke ließ sich teilweise sehr voluminös und mit einem für Flotationsanlagen hohen TS-Gehalt aufbauen. Allerdings war dieser sehr starke Deckschichtaufbau relativ bald von einem ansteigenden Flockenabtrieb und dem Anfall höherer Sedimentmengen am Beckenboden begleitet, was zum einen auf eine Überschreitung der Tragkraft der Flotatdecke, zum anderen auf eine Störung des Flockenaufstiegs und Anlagerung an die Flotatdecke hindeutete.

5.2 Versuchsergebnisse bei „optimiertem“ Betrieb (Betriebsphase 2)

Wie in Kapitel 5.1.2 bereits erläutert wurde in Betriebsphase 2 ein 250 l-Rührbehälter (RB_{neu}) zwischen Pufferbehälter PB₁ und Rührbehälter RB₃ geschaltet, mit dem die zeitliche Aufeinanderfolge von PAC-Dosierung und Neutralisation umgesetzt und Schaumprobleme erfolgreich unterdrückt werden konnten.

Am jeweiligen Versuchstag wurde zunächst über einen Zeitraum von ca. 45 min. Zentratwasser aus der Dekanteranlage im vollständig entleerten und gesäuberten Pufferbehälter PB₁ aufgefangen. Im Falle eines sehr starken Schaumaufkommens konnte der Schaum über ein an der Oberkante des PB₁ installierten Ablaufrohres kontrolliert abgezogen werden.

Das beruhigte Zentratwasser wurde anschliessend vom Bodenauslass des PB₁ schaumfrei in den RB_{neu} überführt, bis dessen maximales Füllvolumen erreicht war. Wenige Minuten vor Inbetriebnahme der 2. Flockungsstufe und Flotationsanlage wurde der RB_{neu} manuell mit der Menge an PAC-Lösung versetzt, die der PAC-Dosierung während des anschliessenden kontinuierlichen Anlagenbetriebs entsprach.

Der pH-Regelbereich im Rührbehälter RB₃ (Neutralisation) betrug stets pH = 7,2 – 7,5.

Anhand von optischer Beurteilung der Qualität der Flockung/Flokkulation und vergleichender Becherglasversuche wurde wiederum die täglich optimale PAC-Dosierung ermittelt (Ziel: möglichst geringe Resttrübe im Überstand). Auf eine Nachregulierung der PAC-Dosiermenge am gleichen Versuchtag wurde allerdings verzichtet, da sich innerhalb der täglich verbleibenden Versuchszeit und unter Berücksichtigung des Anlagenvolumens nur geringfügige Veränderungen in der Klarwasserbeschaffenheit gezeigt hätten.

Die Flotationsanlage wurde unverändert mit einem Recyclevolumenstrom von 650 – 750 l/h und einem Sättigerdruck zwischen 3,0 – 3,2 bar betrieben. Der Entschäumer SB 2080 wurde als 1:500-verdünnte Gebrauchslösung in die Zulaufleitung zum Sättiger in minimal notwendiger Menge eindosiert. Am Ende des Versuchstages wurden die Flotatdecke und Sedimente am Boden des Flotationsbeckens abgezogen.

Nach mehrstündiger Anlagenlaufzeit und Erreichen stabiler Betriebszustände wurden Proben des Flotates (Sammelprobe der Flotatabsaugung) sowie des Flotationsklarlaufes aufgefangen und analysiert.

Datum	Dosierung PAC	Bedarf PAC	Dosierung PRAESTOL 2540 (0,1%ig)	Verbrauch Entschäumer SB 2080 (1:500-Verd.)
14.04.03	4,0 l/m ³	> 6,0 l/m ³	10 l/m ³	15,6 l/m ³
15.04.03	4,0 l/m ³	5,0 l/m ³	10 l/m ³	20,0 l/m ³
16.04.03	4,0 l/m ³	4,0 l/m ³	10 l/m ³	14,0 l/m ³
17.04.03	4,0 l/m ³	3,0 l/m ³	10 l/m ³	11,5 l/m ³
22.04.03	4,0 l/m ³	5,0 l/m ³	10 l/m ³	9,0 l/m ³
23.04.03	4,0 l/m ³	1,5 l/m ³	5 l/m ³	9,0 l/m ³

Tab. 8: Betriebsbedingungen in Betriebsphase 2

Datum	Probe	CSB	DOC	CSB _{red.}	DOC _{red.}	ADR	ADR _{red.}
		[mg/l]	[mg/l]	[%]	[%]	[g/kg]	[%]
14.04.03	Zentrat	23.301	6.610			18,4	
	Klarlauf	6.068	2.105	74,0	68,2	7,0	62,0
15.04.03	Zentrat	27.189	10.095			20,1	
	Klarlauf	5.882	2.185	78,4	78,4	7,0	65,2
16.04.03	Zentrat	19.906	7.223			14,0	
	Klarlauf	6.247	2.307	68,6	68,1	7,0	50,0
17.04.03	Zentrat	8.869	2.980			8,3	
	Klarlauf	3.889	1.380	56,2	53,7	6,0	27,7
22.04.03	Zentrat	30.908	10.445			21,0	
	Klarlauf	4.475	1.655	85,5	84,2	6,0	71,4
23.04.03	Zentrat	3.824	1.330			5,0	
	Klarlauf	3.672	1.095	4,0	17,7	5,0	0,0

CSB-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.): 19.000 ± 10.594 mg/l O₂
 DOC-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.): 6.447 ± 3.691 mg/l C
 ADR-Zentrat (Mittelwert ± Standardabw.): 14,5 ± 6,6 g/kg

CSB-Klarlauf (Mittelwert ± Standardabw.): 5.039 ± 1.161 mg/l O₂
 DOC-Klarlauf (Mittelwert ± Standardabw.): 1.788 ± 488 mg/l C
 ADR-Klarlauf (Mittelwert ± Standardabw.): 6,3 ± 0,8 g/kg

CSB-Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.): 72,5 ± 11,1 %
 DOC-Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.): 70,5 ± 11,6 %
 ADR-Reduktion (Mittelwert ± Standardabw.): 55,3 ± 17,3 %

Tab. 9: Analysenergebnisse zum Betrieb der Flotation in der Betriebsphase 2

(Anmerkung 1: Die Bestimmung der Glühverluste aus den Abdampfrückständen der Klarlaufproben erbrachte keine sinnvoll auswertbaren Ergebnisse. Wegen der geringen Rückstandsmengen unterlag die Bestimmungsmethode einer hohen Fehlerquote.)

(Anmerkung 2: In die Berechnung der CSB-, DOC- und ADR-Reduktion gehen die Werte vom 23.04.03 nicht ein !)

Im optimierten Flotationsbetrieb wiesen die Klarlaufproben zumeist sehr geringe Resttrübungen auf. Da die Klarlaufproben teilweise mit sehr geringen Mengen an PAC nachgeflockt werden konnten (ca. 0,5 l/m³), bestätigt dies den in der 2. Flockungsstufe dosierten PAC-Unterschuss.

Unter stabilen Betriebszuständen war der Klarlauf weiterhin nur geringfügig mit abtreibenden Feinstflocken belastet. Wie in Betriebsphase 1 kann von einem Gehalt absetzbarer und/oder abfiltrierbarer Stoffe von unter 25 mg/l ausgegangen werden.

Bedingt durch die schwankenden Belastungswerte der behandelten Rohabwässer wiesen auch die Zentratwässer breite CSB- und DOC-Wertebereiche auf. Die erzielten CSB- und DOC-Reduktionsraten lagen dennoch in einem vergleichsweise schmalen Variationsbereich um Mittelwerte von 72,5% bzw. 70,5%. Dabei blieben die Werte vom 23.04.2003 unberücksichtigt, da in diesem Fall – bedingt durch die Osterfeiertage – ein nicht repräsentatives Rohabwasser mit sehr hohem Spülwasseranteil vorlag.

Trotz optimierter Einstellungen liegen die Belastungswerte im Klarlauf der Flotation in Bezug auf die Parameter DOC und CSB mit durchschnittlich 1.788 mg/l C_{org.} bzw. 5.039 mg/l O₂ im nahezu gleichen Wertebereich wie in Betriebsphase 1.

Unter Berücksichtigung der Tatsache, dass durch Kompensation der festgestellten PAC-Unterschussdosierung ein leicht verbessertes Reinigungsergebnis resultiert hätte, erscheint auffällig, dass unabhängig von der Belastung des Zentratwassers stets eine Entfrachtung bis maximal zu diesem Wertebereich zu

erzielen war. Es scheint eine relativ gleichförmige Grundlast von durch chemisch-physikalischer Behandlung nicht zu eliminierender Wasserinhaltsstoffe vorhanden zu sein. Die beiden installierten Vorbehandlungsstufen arbeiteten in Kombination demzufolge mit nahezu maximalen Wirkungsgrad.

Datum	TS-Gehalt [%]	Glühverlust [%]	spez. Masse Flotatschlamm [kg/m ³]	spez. Masse Flotatschlamm _{getrocknet} [kg/m ³]
14.04.2003	8,6	88,4	-	-
15.04.2003	7,5	86,4	100,0	7,5
16.04.2003	6,6	83,5	71,5	4,7
17.04.2003	4,4	73,7	-	-
22.04.2003	9,4	87,4	60,0	5,6
23.04.2003	2,3	57,3	-	-

Tab. 10: Beschaffenheit der Flotatschlämme in Betriebsphase 2

Tabelle 10 beinhaltet eine Zusammenstellung zur Beschaffenheit der erhaltenen Flotate während der Betriebsphase 2.

Die Flotatdecke ließ sich bis zu einem TS-Gehalt von 6,5% – 8,5% sehr voluminös und stabil aufbauen. Oberhalb dieses Wertebereichs war der Deckschichtaufbau wiederum von einem zunehmenden Flockenabtrieb und höherem Sedimentanfall am Beckenboden begleitet, ursächlich begründet in der Überschreitung der Tragkraft der Flotatdecke und der Störung von Flockenaufstieg und -anlagerung an die Flotatdecke.

Im Hinblick auf die weitergehende Entwässerung der abgesaugten Flotate wurden Flotatproben vom 15.04.2003 mit steigenden Mengen der 0,1%igen PRAESTOL 2540-Lösung versetzt, um die Möglichkeit zur Nachflockung sowie die Beschaffenheit der Flocken zu eruieren.

Dabei bildeten sich bei einer Polymer-Dosiermenge zwischen 100 – 125 l/m³ Flotat stabile, voluminöse Flockenaggregate aus, die nach optischer Beurteilung vergleichbar zu den in der ersten Flockungsstufe aus der Rohabwasser-Dispersion gebildeten Feststoffe waren.

Auf einen Testlauf zur Entwässerung des nachgeflockten Flotates in der Dekanteranlage musste verzichtet werden, da diesbezüglich umfangreiche Einstellungs- bzw. Anpassungsarbeiten am Dekanter (Neuoptimierung von Trommeldrehzahl, Differenzdrehzahl und Schältscheibendurchmesser) zu erwarten waren, die anhand der im Vergleich zum Abwasservolumen niedrigen zur Verfügung stehenden Flotatmengen nicht sinnvoll hätten durchgeführt werden können.

Die Eindickung des chemisch konditionierten Flotates über die Beaufschlagung des Dekanters erscheint möglich, wobei in Bezug auf das einzusetzende Flockungshilfsmittel Verbesserungspotentiale bestehen. Bei der technischen Umsetzung dieser Entwässerungsaufgabe ist zu prüfen, ob die in Speichertanks zu sammelnden Flotate dem chemisch vorkonditionierten Rohabwasser stets in konstanter Menge bei gleichbleibenden Dekantereinstellungen zugemischt werden können, oder ob die gesammelten Flotate eher im Batchbetrieb (ohne Rohabwasserzugabe) unter bedarfsweise angepassten Dekantereinstellungen eingedickt werden sollten.

Zum Abschluss dieses Kapitels sollen anhand der nachfolgenden Diagramme noch einmal die im Versuchszeitraum erzielten CSB- bzw. DOC-Reduktionsleistung über beide Verfahrensstufen zusammenfassend dargestellt werden.

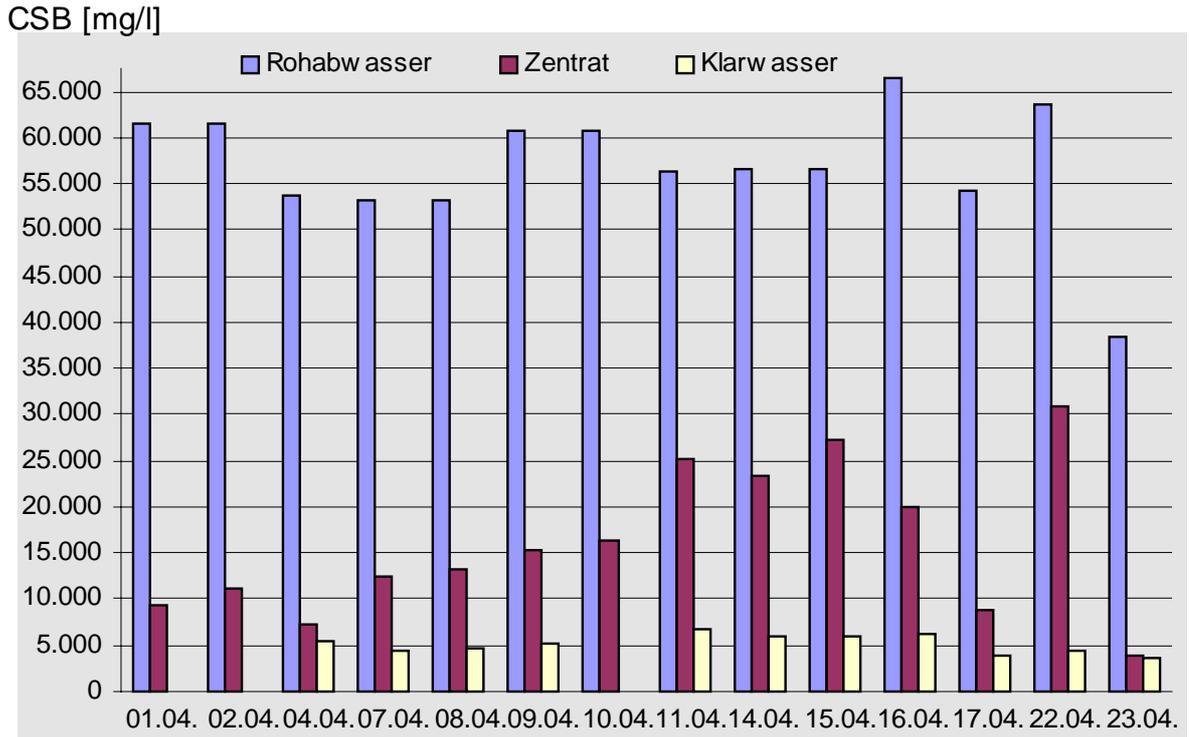


Abb. 4: CSB-Reduktion über beide Verfahrensstufen (Dekanter + Flotation)

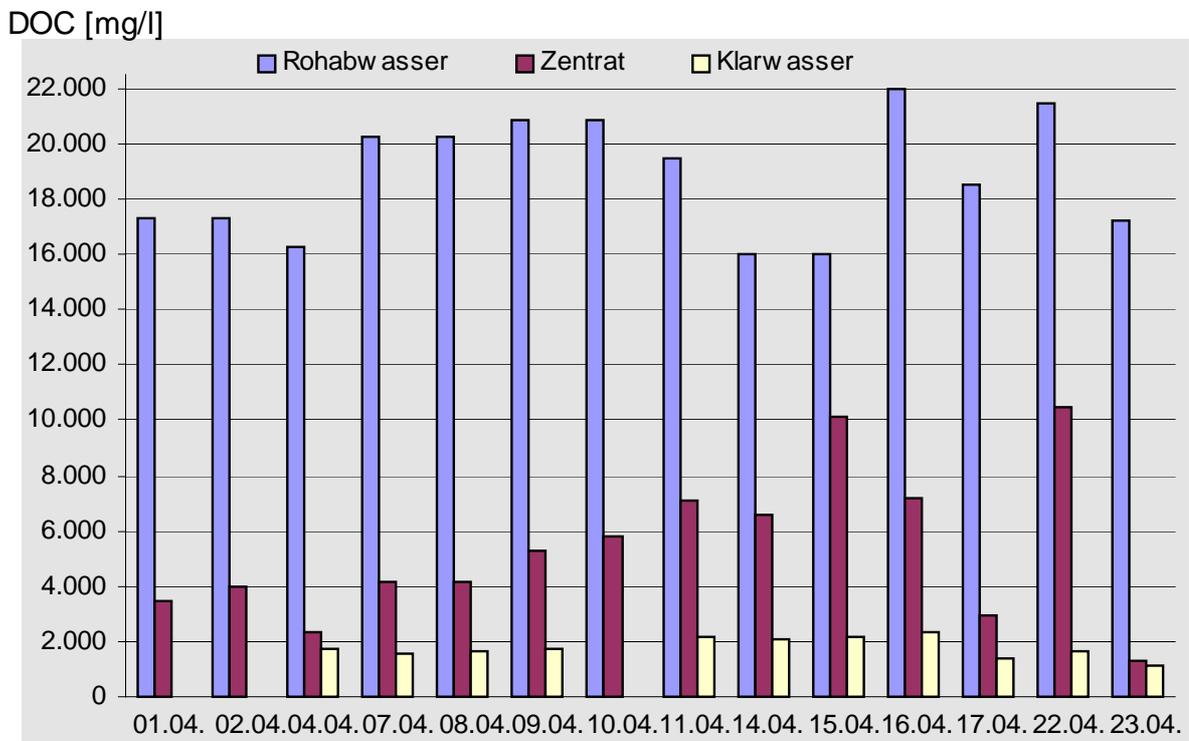


Abb. 5: DOC-Reduktion über beide Verfahrensstufen (Dekanter + Flotation)

6 Ergebnisse zur Aktivkohleadsorption

6.1 Ergebnisse zum Betrieb der Aktivkohle-Technikumsfilter

Zur Aufnahme der „Durchbruchkurve“ eines Festbett-Aktivkohleadsorbers unter veränderlichen Zulaufbedingungen wurden die Technikums-Aktivkohlefilter ($V_{\text{ges.}} = 300 \text{ l}$, $V_{\text{Bett}} = 250 \text{ l}$, Kornaktivkohle Typ FA400) am 09.04.2003 mit Klarlaufwasser der Flotationsanlage in Betrieb genommen.

Das Klarlaufwasser der Flotationsanlage wurde bei stabilen Betriebsbedingungen chargenweise im Pufferbehälter PB₂ aufgefangen und mit einem Soll-Volumenstrom von $Q = 50 \text{ l/h}$, entsprechend einer auf das Leervolumen bezogenen Verweilzeit von $\tau = 5 \text{ h}$, durch die beiden in Reihe geschalteten Aktivkohlefilter gepumpt.

Im Falle von Betriebsproblemen bzw. Havariefällen an der Flotationsanlage konnte zumeist nicht genügend Klarlaufwasservorrat für einen durchgängigen Betrieb der Filter vorgehalten werden. In diesem Fall wurde der verfügbare Klarlaufwasservorrat mit Frischwasser und einem geringen Anteil an Zentratwasser des Dekanters „gestreckt“ (erkennbar an der geringeren Zulaufbelastung der Filter).

Datum/Uhrzeit	$t_{\text{ges.}}$ [h]	Q [l/h]	$V_{\text{ges.}}$ [l]	CSB _{zu} [mg/l]	DOC _{zu} [mg/l]	CSB _{ab,1} [mg/l]	DOC _{ab,1} [mg/l]	CSB _{ab,2} [mg/l]	DOC _{ab,2} [mg/l]
07.04.03 16:30	0,00	50	0	4.320	1.570				
08.04.03 09:00	16,50	50	825	4.320	1.570	476	181	15	5
08.04.03 16:30	24,00	50	1.200	1.647	545				
09.04.03 09:00	40,50	50	2.025	1.647	545	632	234	397	137
09.04.03 16:00	47,50	50	2.375	5.194	1.725				
10.04.03 09:00	64,50	50	3.225	5.194	1.725	1.707	630	1.488	475
10.04.03 16:00	71,50	50	3.575	1.253	375				
11.04.03 09:00	88,50	50	4.425	1.253	375	669	288	586	211
11.04.03 14:00	93,50	50	4.675	6.832	2.163				
11.04.03 17:00	96,50	50	4.825	6.832	2.163	790	350	625	233

Tab. 11: Analysenergebnisse zum Betrieb der Aktivkohle-Technikumsfilter

Bereits innerhalb sehr kurzer Zeit war entgegen den Erwartungen aus den Laborversuchen in Teilprojekt II eine Trübung und signifikante Restbelastung im Ablauf der Säule 1 festzustellen, die sich schnell auch auf den Ablauf der Säule 2 übertrug ($t_{\text{ges.}} = 40,50 \text{ h}$).

Die Überprüfung der Aktivkohleschüttung ergab, dass durch Lufteinschlüsse innerhalb der Schüttung Strömungskanäle ausgebildet wurden, die zu Kurzschlussströmungen und dem Abfließen nahezu unfiltrierten Wassers geführt hatten. Nach sorgfältiger Nachkonditionierung der Aktivkohleschüttung wurde deshalb eine baldige Verbesserung der Ablaufqualität in Richtung der Ergebnisse aus Teilprojekt II erwartet.

Allerdings zeigten sich auch in der Folgezeit hohe Restbelastungen im Ablauf der Aktivkohlefilter, die sich parallel zur Ganglinie der Zulaufwerte entwickelten ($t_{\text{ges.}} = 96,50 \text{ h}$).

Als mögliche Ursachen dieser Ergebnisse wurden vermutet:

- 1.) weiterhin keine ausreichend homogenen und gleichmäßig durchflossenen Aktivkohleschüttungen in den Filtern
- 2.) störende Belegung der Aktivkohleoberfläche mit Entschäumer (Ablauf aus Filter 1 wies leicht seifige Beschaffenheit auf)
- 3.) signifikante Änderungen in der Zusammensetzung der Abwassermatrix, die eine grundlegend veränderte Adsorptionscharakteristik aufweist.

6.2 Ergebnisse zum Betrieb der Aktivkohle-Laborfilter

Da die Ursachen der mangelnden Adsorptionsleistung in den ersten beiden Aspekten vermutet wurde, erfolgte der Aufbau einer Aktivkohleadsorberanlage im Labormaßstab, bestehend aus zwei in Reihe geschalteten, transparenten Aktivkohlesäulen (Durchmesser: 100 mm, Schütthöhe: 660 mm, verfügbares Bettvolumen $V_{\text{Bett}} = 5 \text{ l}$, Volumenstrom $Q = 1 \text{ l/h}$), die mit o.a. Kornaktivkohle befüllt wurden.

Durch Verwendung eines transparenten Kunststoffes konnte die Homogenität der Aktivkohleschüttung und der Ausschluss von Luftblasen optisch kontrolliert und gewährleistet werden.

Für die Beschickung der Aktivkohlefilter standen je 1 m^3 des Klarlaufwassers vom 16.04. bzw. 17.04.03 zur Verfügung. Im Zuge des optimierten Betriebes der Flotationsanlage (Betriebsphase 2) fiel der Bedarf an Entschäumerlösung an diesen Versuchstagen deutlich geringer aus als an den Versuchstagen während des Betriebes der Technikumsfilter (Betriebsphase 1). Auf diese Weise konnte auch der zweite Ursachenaspekt bei den Laboruntersuchungen berücksichtigt werden.

Nachfolgend sind die Betriebsergebnisse unter Einsatz des Klarlaufwassers vom 17.04.2003 tabellarisch und grafisch dargestellt:

$t_{\text{ges.}}$ [h]	Q [l/h]	$V_{\text{ges.}}$ [l]	CSB _{zu} [mg/l]	DOC _{zu} [mg/l]	CSB _{ab,1} [mg/l]	DOC _{ab,1} [mg/l]	DOC _{ab,2} [mg/l]
0,0	1,0	0,0	3.818	1.348	8,2	4,0	4,0
5,0	1,0	5,0	3.818	1.348	630	206	45
24,5	1,0	24,5	3.818	1.348	2.239	840	480
48,0	1,0	48,0	3.818	1.348	2.536	891	800
57,0	1,0	57,0	3.818	1.348	2.677	930	820
72,5	1,0	72,5	3.818	1.348	2.721	990	828
80,0	1,0	80,0	3.818	1.348	2.690	985	900
101,5	1,0	101,5	3.818	1.348	2.771	1.049	970
121,0	1,0	121,0	3.818	1.348	2.897	929	1.000
144,0	1,0	144,0	3.818	1.348	3.065	997	990
168,0	1,0	168,0	3.818	1.348	3.010	1.111	1.037

Tab. 12: Analysenergebnisse zum Betrieb der Aktivkohle-Laborfilter

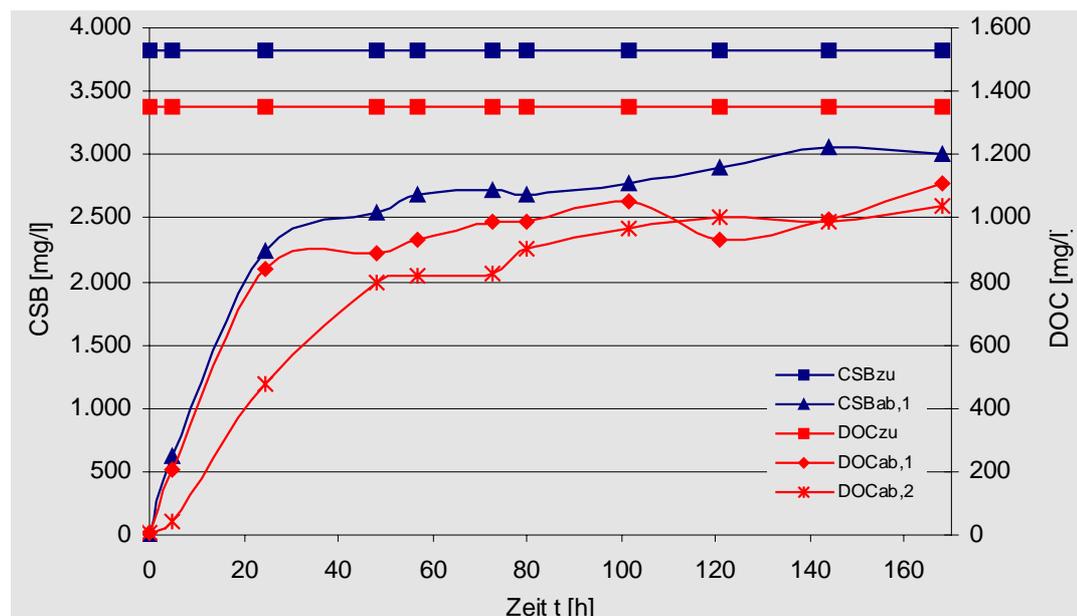


Abb. 6: CSB-/DOC-Messwerte beim Betrieb der Labor-Aktivkohlefilter

Beim Betrieb der Labor-Aktivkohlefilter zeigte sich ein sehr ähnliches Ergebnis wie beim Betrieb der Technikumsfilter. Trotz homogener Aktivkohleschüttung und Ausschluss von Kanalbildungen und Kurzschlussströmungen war bereits innerhalb kurzer Zeit eine erhebliche Belastung im Ablauf der Säule 1 wie auch der Säule 2 erkennbar. Die grafische Darstellung deutet auf das Erreichen eines „stationären“ CSB- bzw. DOC-Ablaufwertes in der Größenordnung von rund 80% der entsprechenden Zulaufwerte und damit auf einen sehr hohen Anteil nicht oder nur schlecht adsorbierbarer Abwasserinhaltsstoffe hin.

6.3 Aufnahme von Adsorptionsisothermen

Da die Ursache der mangelnden Adsorptionsleistung in einem deutlich veränderten Adsorptionsverhalten der Abwasserinhaltsstoffe begründet sein musste, wurde das Adsorptionsvermögen von vier weiteren Aktivkohlesorten mit alternativen Materialeigenschaften im Vergleich zur Kornkohle FA400 untersucht, um zu eruieren, ob durch einen Wechsel des Adsorbens eine den Ergebnissen aus Teilprojekt II entsprechende Reinigungsleistung der Aktivkohleadsorptionsstufe wiederhergestellt werden könnte.

Neben dem in Teilprojekt II bereits verwendeten Produkt „Ind. React.“ der Fa. Chemviron Carbon kamen drei weitere Produkte der Fa. TES Trade Engineering Service, Sierße, zum Einsatz. Diese Aktivkohlen weisen nach Herstellerangaben folgende Eigenschaften / Einsatzgebiete auf:

- 1.) Ind. React: Kornaktivkohle-Reaktivat, sehr offenporige Aktivkohle, hoher Anteil an Meso- und Makroporen
- 2.) FA 400 HM: eine unter streng kontrollierten Bedingungen mittels Dampf aktivierte Kornaktivkohle aus ausgesuchten bituminösen Kohlesorten; besonders empfohlen für Entfärbungsaufgaben aus hochviskosen Lösungen, wo spezielle Reinheitscharakteristiken gefordert werden (Feinchemikalien, Pharmazeutika, Fruchtsäfte, natürliche und künstliche Süßstoffe, etc.); gute thermische Reaktivierbarkeit
- 3.) FA 200: eine unter streng kontrollierten Bedingungen mittels Dampf aktivierte Kornaktivkohle aus ausgesuchten bituminösen Kohlesorten; besonders empfohlen für die Entchlörung und Reinigung von Trinkwasser und industriellen Wässern; gute thermische Reaktivierbarkeit
- 4.) A114: Pulveraktivkohle, auf Holz basierend und chemisch mit H_3PO_4 aktiviert; Einsatzgebiete wie bei FA 400 HM (Feinchemikalien, Pharmazeutika, Fruchtsäfte, etc.)

Die Adsorptionsversuche wurden in verschlossenen Schüttelkolben mit Aktivkohlemengen zwischen 1 g/l und 100 g/l durchgeführt (Behandlungszeit: 24 h für Pulverkohle, 48 h für Kornkohle). Die Reinigungsleistungen wurde anhand des Gehaltes an gelöstem organischen Kohlenstoff DOC ermittelt.

m_A -Kohle [g/l]	FA400 DOC _{Filtrat} [mg/l]	Ind. React. DOC _{Filtrat} [mg/l]	FA400 HM DOC _{Filtrat} [mg/l]	FA200 DOC _{Filtrat} [mg/l]	114A DOC _{Filtrat} [mg/l]
0,0	1.300	1.300	1.300	1.300	1.300
1,0	1.084	1.210	1.170	1.225	913
5,0	867	963	1.020	1.102	697
10,0	844	850	942	999	527
25,0	708	660	857	860	405
50,0	587	433	647	649	357
100,0	482	278	575	452	295

Tab. 13: DOC-Reduktion in Abhängigkeit der Aktivkohlezugabe bei fünf verschiedenen Aktivkohlesorten

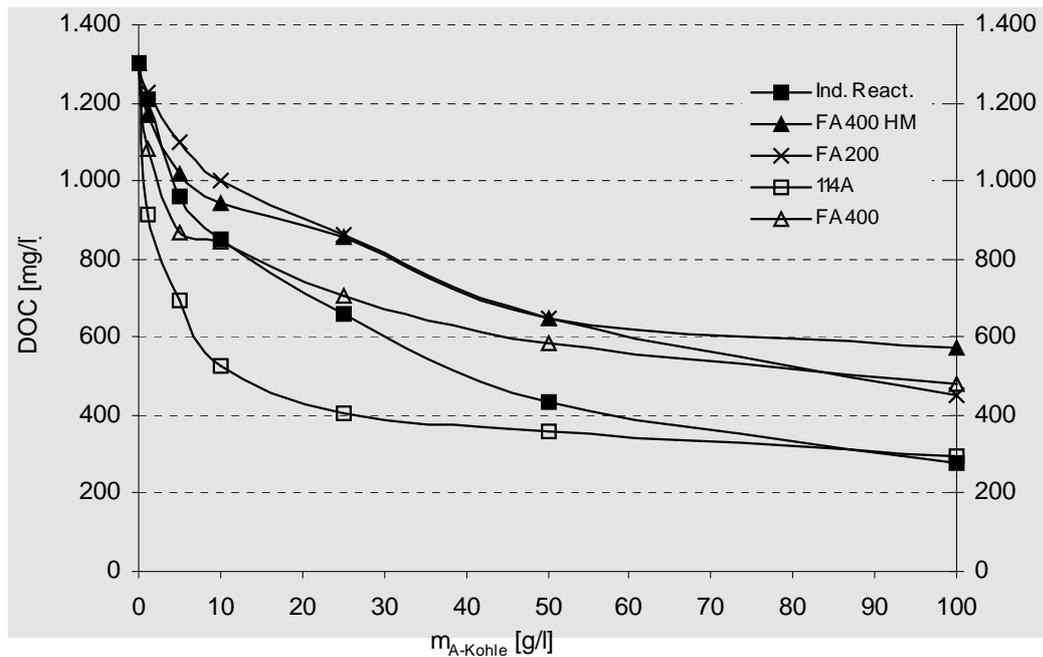


Abb. 7: DOC-Reduktion in Abhängigkeit der Aktivkohlezugabe bei fünf verschiedenen Aktivkohlesorten

Die Versuchsergebnisse zeigen, dass selbst bei Zugabemengen von 100 g/l Aktivkohle eine erhebliche Restbelastung durch nicht adsorbierbare, organische Abwasserinhaltsstoffe verbleibt.

Das Produkt „Ind. React.“ der Fa. Chemviron Carbon erweist sich erneut als ein sehr effektives Adsorbens, das in Teilprojekt II erzielte Reinigungsergebnis – DOC-Reduktion unter 50 mg/l $C_{org.}$ bei Zugabemengen ab 50 g/l, konnte dennoch nicht reproduziert werden.

Die Aufnahme der Adsorptionskurven wurde mit dem Flotations-Klarlaufwasser vom 16.04.2003 wiederholt. Bei höherer Zulaufbelastung des Klarlaufwassers ($DOC = 2.300 \text{ mg/l } C_{org.}$) konnten nach Zugabe von 100 g/l Aktivkohle DOC-Restbelastungen von $DOC \geq 1.400 \text{ mg/l } C_{org.}$ erzielt werden.

6.4 Abschliessende Betrachtungen zur Aktivkohleadsorption

Nach dem derzeitigen Erkenntnisstand ist die Aktivkohleadsorption kein geeignetes Verfahren, um als Endreinigungsstufe (in Kombination mit einer UV-Desinfektionsanlage) ein nach chemischen Gesichtspunkten ausreichend aufgereinigtes, innerbetrieblich wiederverwertbares Wasser liefern zu können. Dies betrifft sowohl die avisierte Wiederverwendung als Kühlwasser (der hohe Restgehalt an organischen Substanzen kann zur Ausbildung von Belägen und Verkrustungen auf den Wärmetauscherflächen führen) sowie im Besonderen die Verwendung als Ansatzwasser in den Polymerisationsreaktoren (durch die hohe organische Restbelastung und die große Variationsbreite der im Abwasser verbleibenden organischen Substanzen ist mit nicht tolerierbaren Nebenreaktionen bei den Polymerisationsprozessen zu rechnen).

Als Ursachen für das im Vergleich zu Teilprojekt II festgestellte, veränderte Adsorptionsverhalten der nach zweistufiger Fällung/Flockung/Feststoffabtrennung im Abwasser gelöst verbleibenden organischen Wasserinhaltsstoffe sind speziell zwei Aspekte zu nennen:

1.) Substantielle Änderungen in der Stoffmatrix:

Seit den Aktivkohleuntersuchungen in Teilprojekt II vollzogen sich bei der Fa. Jowat kontinuierliche Veränderungen in den Rezepturen der Polymerprodukte. Zudem wurden Produkte aus der Produktpalette genommen und durch neuartige Produkte substituiert sowie alternative Rohstoffe eingesetzt.

2.) Temporäre Änderungen in der Stoffmatrix:

Es findet kein ganzjährig gleichbleibender Produktionsablauf statt, sondern in Abhängigkeit von Marktsituation / Kundennachfrage ein Produktionsablauf mit anteiligem Chargenbetrieb. Je nach aktuellem Produktionsablauf können dadurch zeitlich limitierte, allerdings signifikante Veränderungen in der Zusammensetzung der Abwassermatrix eintreten, wodurch auch die Adsorptionsergebnisse in Teilprojekt II und II beeinflusst gewesen sein können.

7 Oxidative Endreinigung des chem.-phys. vorbehandelten Abwassers

Als Alternative zum Aktivkohleadsorptionsverfahren sollten zwei in der Praxis der industriellen Abwasseraufbereitung bereits seit Jahren etablierte, oxidativ und entkeimend wirkende Behandlungsverfahren auf ihre Effektivität zur Reduzierung der organischen Restbelastung des Klarlaufwassers untersucht und der damit in Verbindung stehende anlagentechnische und vor allem wirtschaftliche Aufwand abgeschätzt werden.

7.1 Behandlung des Flotationsklarlaufs mittels H₂O₂/UV

In Kooperation mit der Fa. VitaTec UV-Systeme GmbH, Freigericht, wurde eine UV-Oxidations-Analyse anhand des in den Aktivkohleversuchen eingesetzten Flotationsklarlaufwassers vom 17.04.2003 durchgeführt.

Dazu wurde eine 4l-Klarlaufwasserprobe mit Wasserstoffperoxid in einer Dosierung von 1g H₂O₂ je 1g CSB versetzt und in einem Labor-UV-Oxidationsreaktor Typ UviLab P150 (Hg-Mitteldruckstrahler, Strahlerleistung: 150 W) mit kurzweiligem UV-Licht im Kreislaufverfahren bestrahlt. Nach 15, 30 und 60 Minuten Bestrahlungszeit wurde die Klarlaufwasserprobe auf die Parameter CSB, DOC und Keimzahl analysiert.

Die Untersuchungen ergaben folgende Ergebnisse:

	Energieeintrag [kWh/m ³]	pH-Wert	CSB [mg/l]	DOC [mg/l]	Keimzahl [ml ⁻¹]
vor UV-Bestrahlung	0,00	8,5	4.125	1.280	n.b.
nach 15 Minuten UV-Bestrahlung	9,38	6,2	3.890	1.220	n.n.
nach 30 Minuten UV-Bestrahlung	18,75	5,8	3.430	1.205	n.n.
nach 60 Minuten UV-Bestrahlung	37,50	5,6	3.365	1.175	n.n.

Tab. 14: Versuchsergebnisse der oxidativen Behandlung des Flotationsklarlaufs mittels H₂O₂/UV

n.b.: nicht bestimmt ; n.n.: nicht nachweisbar

- Mit der H₂O₂/UV-Behandlung war keine einfache Reduzierung des CSB- resp. DOC-Wertes zu erreichen. Bei einem Energieeintrag von 37,5 kWh/m³ wurde eine CSB-Abnahme um lediglich 19% erzielt. Dies spricht für das Vorhandensein sehr schwer oxidierbarer und auf radikalischem Wege nur schlecht abbaubarer Verbindungen.
- Die Entkeimung ist in Anbetracht des hohen Energieeintrages erwartungsgemäß unproblematisch.

Die H₂O₂/UV-Behandlungstechnologie schied damit als alternatives Endreinigungsverfahren zur Aktivkohleadsorption aus.

7.2 Behandlung des Flotationsklarlaufs mittels Ozon

In Zusammenarbeit mit der Fa. WEDECO Umwelttechnologie GmbH, Herford, wurde eine Ozon-Oxidations-Analyse ebenfalls anhand des in den Aktivkohleversuchen eingesetzten Flotationsklarlaufwassers vom 17.04.2003 durchgeführt.

Zielstellungen im Rahmen dieses Untersuchungsvorhabens waren:

- Bestimmung des spezifischen Ozonbedarfs zur Oxidation der nach der Flotation im Abwasser verbleibenden, gelösten organischen Abwasserinhaltsstoffe.
- Prüfung der Wiederverwendbarkeit des behandelten Abwassers in Abhängigkeit der angewandten Ozondosis (Tests bei Fa. Jowat).
- Abschätzung der Betriebskosten für die Behandlung des Abwassers mit Ozon.

Ca. 4 l der an Fa. WEDECO gelieferten Abwasserprobe wurden in eine Blasensäule gefüllt (Durchmesser: ca. 85 mm) und über eine Glasfritte am Säulenboden feinblasig mit ozonhaltigem Sauerstoff begast ($Q_{\text{Gas}} = 50 \text{ l/h}$, $c(\text{O}_3) = 100 \text{ g/Nm}^3$).

Die vollständige Durchmischung im Reaktionsraum wurde durch zusätzliches Umpumpen der wässrigen Phase mit einem Volumenstrom von ca. 200 l/h gewährleistet (Entnahme am Säulenboden, Rückführung am Säulenkopf).

Zur Bilanzierung des Ozonverbrauchs und Bestimmung der Ozondosis wurden der Ozongehalt im Zuluft- und Abluftstrom sowie der Gasvolumenstrom permanent aufgezeichnet.

Nach bestimmten Zeitintervallen wurden 1l-Proben aus dem Blasensäulenreaktor entnommen und auf die Parameter CSB, DOC, pH und Leitfähigkeit analysiert.

Zudem wurden diese Proben in autoklavierte Glasflaschen abgefüllt und der Fa. Jowat zu Prüfzwecken (Wiederverwendbarkeit als Ansatzwasser) zur Verfügung gestellt.

Die Ergebnisse sind in der nachfolgenden Tabelle und Grafik zusammengestellt.

Da der pH-Wert in der Blasensäule nach 660 min auf $\text{pH} = 2,6$ abgesunken war (sauer wirkende Abbauprodukte, z.B. Carbonsäuren), wurde zur pH-Anhebung 45 ml einer 5-molaren NaOH zugegeben. Nach der NaOH-Zugabe zeigte sich ein gelblicher Niederschlag in der wässrigen Phase, der sich jedoch im weiteren Verlauf der Ozonung wieder entfärbte.

Laufzeit [min]	Vorlage- volumen [l]	O ₃ -Verbrauch gesamt [kg O ₃ /m ³]	pH [-]	CSB [mg/l]	DOC [mg/l]	CSB/DOC [-]	Leitf. [µS/cm]	spez. O ₃ - Verbrauch [g O ₃ /g CSB _{ab}]
0	3,95	0,00	7,63	3.935	1.248	3,2	9.930	-
792	3,95	6,71	10,80	845	367	2,3	9.820	2,17
915	2,90	7,74	9,00	397	225	1,8	9.470	2,19
1.020	1,85	8,54	9,00	200	111	1,8	9.760	2,29

Tab. 15: Versuchsergebnisse der oxidativen Behandlung des Flotationsklarlaufs mittels Ozon

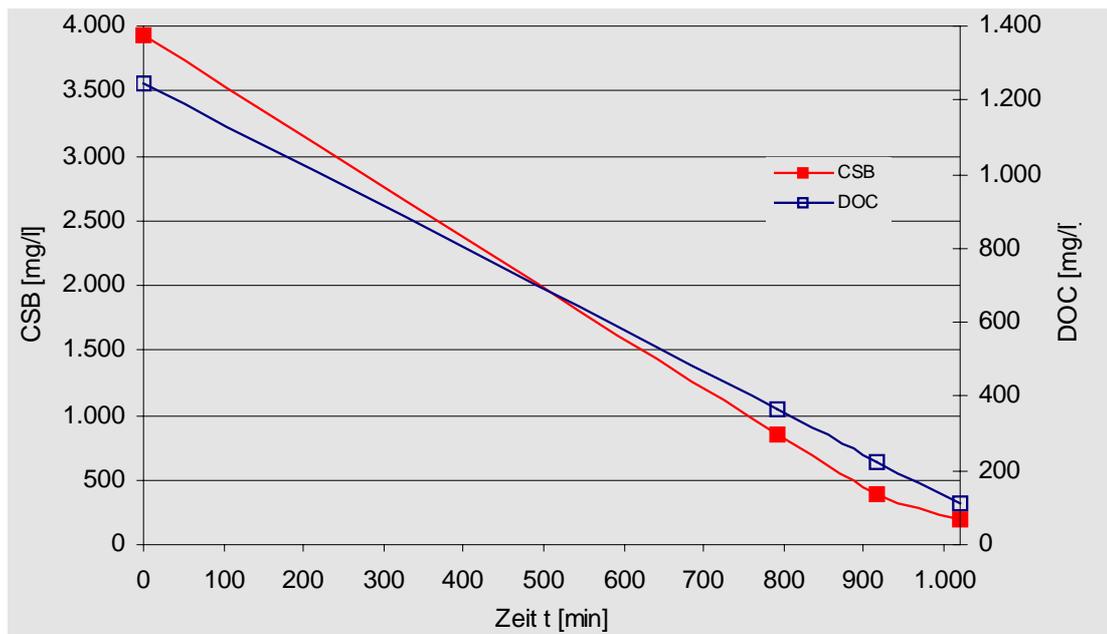


Abb. 8: CSB- und DOC-Reduktion bei der Ozonung des Flotationsklarlaufwassers

Zusammenfassend lässt sich feststellen, dass durch die Ozonbehandlung ein deutlich effektiverer Abbau der gelösten organischen Abwasserinhaltsstoffe im Vergleich zur H_2O_2 /UV-Behandlung stattgefunden hat. Da Ozon im Unterschied zu UV-aktiviertem H_2O_2 (Ausbildung von OH-Radikalen) außer über Radikalreaktionen auch direkt mit organischen Substanzen reagieren kann, deutet das Versuchsergebnis auf einen hohen Mehrfachbindungsanteil in den im Abwasser gelösten organischen Substanzen hin.

Die Ausgangswerte für CSB und DOC konnten bei einem Ozonbedarf von $8,54 \text{ kg O}_3/\text{m}^3$ um 95% bzw. 91% gesenkt werden. Der spezifische Ozonverbrauch lag dabei mit rund $2,2 \text{ kg O}_3/\text{kg CSB}_{\text{elim.}}$ in einem für industrielle Abwässer typischen Bereich.

Die Restbelastung des ozonierten Abwassers von $\text{CSB} = 200 \text{ mg/l O}_2$ bzw. $\text{DOC} = 111 \text{ mg/l C}_{\text{org.}}$ nähert sich den nach der Aktivkohlebehandlung in Teilprojekt II erzielten Werten an.

7.3 Test zur Wiederverwendung des mittels Ozonung aufbereiteten Abwasser

Die Wiederverwendbarkeit des ozonierten Wasser als Ansatzwasser für Polymerisationsprozesse wurde im Labor der Fa. Jowat überprüft. Da durch den Ozonungsprozess gleichzeitig eine Entkeimung des Wassers stattfand, ist dieses aus mikrobiologischer Sicht als vollkommen unbedenklich einzustufen.

Nach Aussage des Umweltreferenten der Fa. Jowat kann das Wasser prinzipiell für die Polymerisation eingesetzt werden. Die ozonierte Probe hatte sogar den Effekt, dass bei erhöhtem Festkörperanteil eine geringere Viskosität erreicht wurde.

Als nachteilig erwies sich das starke Schäumen während der Polymerisation. Der Schaum führt zu Transportproblemen in den Rohrleitungen und trocknet schnell ein. Letztgenannter Effekt führt zu Verunreinigungen der Dispersion durch „Lappen“, zu unkontrollierbaren Reaktionsbedingungen und zu erhöhtem Filterbedarf.

Inwieweit die Schaumentwicklung auf den Eigenschaften der nach Ozonung verbleibenden Wasserinhaltsstoffe oder auf der Freisetzung von Gasen unter den Reaktionsbedingungen des Polymerisationsprozesses beruht (z.B. CO_2 -Freisetzung durch Abspaltung von Carboxylgruppen), bedarf der ausführlichen Überprüfung.

8 Endreinigung mittels Membranverfahren

Als weitere Alternative zur Aktivkohleadsorption wurden auch die Membrantrennverfahren Ultrafiltration, Nanofiltration bzw. Umkehrosmose auf ihre Anwendbarkeit und Effektivität zur Rückhaltung primär der organischen Restbelastung des Klarlaufwassers untersucht und der damit verbundene anlagentechnische und wirtschaftliche Aufwand abgeschätzt.

Spezielles Augenmerk galt dabei dem Aspekt der irreversiblen Deckschichtbildung auf den Membranoberflächen (Fouling). In Teilprojekt II führte das hohe Foulingpotential der Abwasserinhaltsstoffe zur schnellen und irreversiblen Belegung der für den photokatalytischen Abbau eingesetzten, TiO_2 -dotierten Mikrofiltrationsmembranen und damit zur Disqualifizierung des Behandlungsverfahrens in diesem Anwendungsfall.

Durch im Vergleich zu Teilprojekt II deutlich veränderten Randbedingungen konnten den o.a. Membrantrennverfahren dennoch gute Erfolgsaussichten eingeräumt werden:

Das in Teilprojekt II eingesetzte Photokatalysemodul wurde nicht im Sinne eines Cross-Flow-Filtrationsmoduls mit gezielt tangentialer Überströmung der Membranoberfläche zum Abtrag abgelagerter Deckschichten konzipiert. Für die im Rahmen dieses Teilprojektes III durchgeführten Untersuchungen standen hingegen unter idealen Cross-Flow-Bedingungen zu betreibende Membrananlagen zur Verfügung.

Die im Vergleich zu Teilprojekt II signifikanten Unterschiede in der Zusammensetzung und Beschaffenheit der im Flotationsklarlauf verbleibenden Abwassermatrix können sich auch in einem deutlich veränderten Foulingpotential niederschlagen.

8.1 Endreinigung mittels Ultrafiltration

Zur Überprüfung der Qualifizierung dieses Trennverfahrens stand die in Abbildung 9 dargestellte Ultrafiltrationsanlage zur Verfügung.



Abb. 9: Ultrafiltrations-Versuchsanlage

Die Versuchsanlage besteht aus folgenden Komponenten:

- Abwasservorlagebehälter (links) und Permeatsammelbehälter (rechts) mit je 120 l Volumen
- Hochdruckpumpe zur Erzeugung des Filtrationsdrucks und der reinigenden Cross-Flow-Strömung
- Zwei parallel geschaltete Rohrmembranmodule mit Druckregelventil
- Schwebekörper-Durchflussmengenmesser zur Erfassung des Permeatvolumenstroms
- Manometer zur Erfassung des Druckes am Moduleingang und –ausgang
- Wärmetauscher zur Temperierung des Vorlagebehälters
- Stellventile zur Einstellung der Betriebsart der Anlage:
 - a) Filtration mit Permeatrückführung in Vorlagebehälter (Kreislaufbetrieb ohne Aufkonzentrierung; Fahrweise ist geeignet für Membran-Standzeitversuche)
 - b) Filtration mit Permeatabführung in Permeatsammelbehälter (batchweise Aufkonzentrierung des Abwassers; geeignet zur Ermittlung erreichbarer Konzentrationen und Permeatausbeuten)

Die Versuchsanlage wurde mit zwei keramischen Ultrafiltrationsmembranen der Fa. Atech Innovations GmbH bestückt, allerdings wurde nur aus einem Membranmodul Permeat abgezogen.

Nachfolgend die technischen Daten dieser Membranen:

- Al₂O₃-Membran im 7-Kanal-Design, Typ 7/6
- Trägerwerkstoff: α-Aluminiumoxid
- Membranwerkstoff: ZrO₂
- Gesamtlänge: 1.200 mm
- Kanaldurchmesser: 6 mm
- Nominale Porengröße: 0,05 µm
- Filterfläche: ca. 0,12 m²
- Maximaldruck: 10 bar

Der Vorlagebehälter wurde mit 120 l Flotationsklarlaufwasser vom 17.04.2003 befüllt und die Anlage in der Kreislaufschaltung (a) in Betrieb genommen. Der Permeatfluss wurde bei konstantem Betriebsdruck über einen Zeitraum von ca. 1 h erfasst. Anschliessend wurde die Anlage auf Schaltung (b) umgestellt und Permeat in definierter Menge abgeführt. Durch erneutes Umschalten auf Schaltung (a) wurde der Permeatfluss unter den veränderten Zulaufbedingungen wiederum über einen Zeitraum von 1 h beobachtet. Diese Vorgehensweise wurde bis zum Erreichen einer maximalen Permeatausbeute von 82% wiederholt (unterhalb eines Vorlagevolumens von ca. 20 l ist kein Anlagenbetrieb mehr möglich, da Luft in die Feedpumpe eingesaugt wird).

In der folgenden Tabelle sind die Versuchsergebnisse zusammengestellt:

Permeat- ausbeute	Temperatur [°C]	Feeddruck Moduleingang [bar]	Feeddruck Modulaustritt [bar]	Permeat- fluss [l/m ² *h]	DOC _{Retentat} [mg/l]	DOC _{Permeat} [mg/l]	Δ DOC [%]
0 %	24,0	3,0	2,1	191,7	1.350	665	50,7
25 %	36,0	3,0	2,1	175,0	1.380	680	50,7
50 %	37,0	3,0	2,1	141,7	1.440	695	51,7
75 %	33,0	3,0	2,2	83,3	1.420	680	52,1
80 %	32,0	3,0	2,5	62,5	1.465	690	52,9
82 %	30,0	3,0	2,5	< 60,0	1.415	705	50,2

Tab. 16: Versuchsergebnisse zur Behandlung des Flotationsklarlaufs vom 17.04.2003 mittels Ultrafiltration

Nahezu unabhängig von der erzielten Permeatausbeute war eine gleichbleibende organische Restbelastung des filtrierten Wassers zu verzeichnen, wobei der erzielte DOC-Rückhaltegrad nur rund 50% betrug. Bei der Hälfte der organischen Spezies im Flotationsklarlauf handelt es sich damit um kurz- bis mittelkettige Verbindungen.

Mit zunehmendem Aufkonzentrierungsgrad sinkt der Permeatfluss bei geringfügig schwankenden Druck- und Temperaturverhältnissen allerdings deutlich ab. Beim Betrieb der Anlage in Kreislaufschaltung (a) unter den jeweils neu eingestellten Zulaufbedingungen zeigten sich hingegen keine Veränderungen in der Permeatflussleistung über den Beobachtungszeitraum von 1 h, ein Indiz für das Vorliegen reversibler Deckschichtbildung.

Die Durchführung von Untersuchungen zur Abhängigkeit der Permeatflussleistung von Feeddruck und Aufkonzentrierung war nicht möglich, da die an der UF-Anlage installierte Druckpumpe (Kreiselpumpe) bei Drücken oberhalb von 3 bar stark abgedrosselt wurde, so dass keine gleichbleibende Membranüberströmungsgeschwindigkeit gewährleistet werden konnte.

8.2 Endreinigung mittels Nanofiltration bzw. Umkehrosmose

Die Behandlung des Flotationsklarlaufes mittels Nanofiltration bzw. Umkehrosmose erfolgte an der in Abbildung 10 dargestellten Labor-Membranfiltrationsanlage vom Typ LONI der Firma CSM, Bretten.



Abb. 10: Nanofiltrations- und Umkehrosmoseanlage

Der Flotationsklarlauf wird aus dem 10 Liter fassenden Vorratstank über eine Hochdruckpumpe in das Membranmodul (hinter dem Schaltschrank angeordnet) gefördert. Über ein in der Retentatleitung eingebautes Ventil kann ein Transmembrandruck im Bereich von 1 – 64 bar eingestellt werden. Die Förderleistung der Pumpe beträgt unabhängig vom Gegendruck 560 l/h. In der Permeatleitung ist ein mit Reed-Kontakten ausgerüsteter Schwebekörper-Durchflussmengenmesser installiert.

Auch mit dieser Versuchsanlage sind zwei Betriebsarten einzustellen:

- Filtration mit Permeatrückführung in 10 l-Vorlagebehälter (Kreislaufbetrieb ohne Aufkonzentrierung; geeignet für Membran-Standzeitversuche)
- Filtration mit Permeatabführung in einen externen Behälter (batchweise Aufkonzentrierung des Abwassers, Ermittlung erreichbarer Konzentrationen und Permeatausbeuten)

Auf Grund der mit 1,1 kW relativ hohen Pumpleistung muss der Vorlagebehälter bei Kreislaufbetrieb und batchweiser Aufkonzentrierung über einen Wärmetauscher gekühlt werden, da anderenfalls die in das System eingetragene Energie zu einer starken Erwärmung des Wassers führen würde. Die Thermostatisierung erfolgt über einen an den Wärmetauscher angeschlossenen Thermostaten.

Bei dem Membranmodul handelt es sich um das Disc-Tube-Modul (DT-System) der Fa. Pall-Rochem. Ein Ausschnitt des Aufbaus dieser Kissenmodulart ist in den Abbildungen 11 und 12 dargestellt:

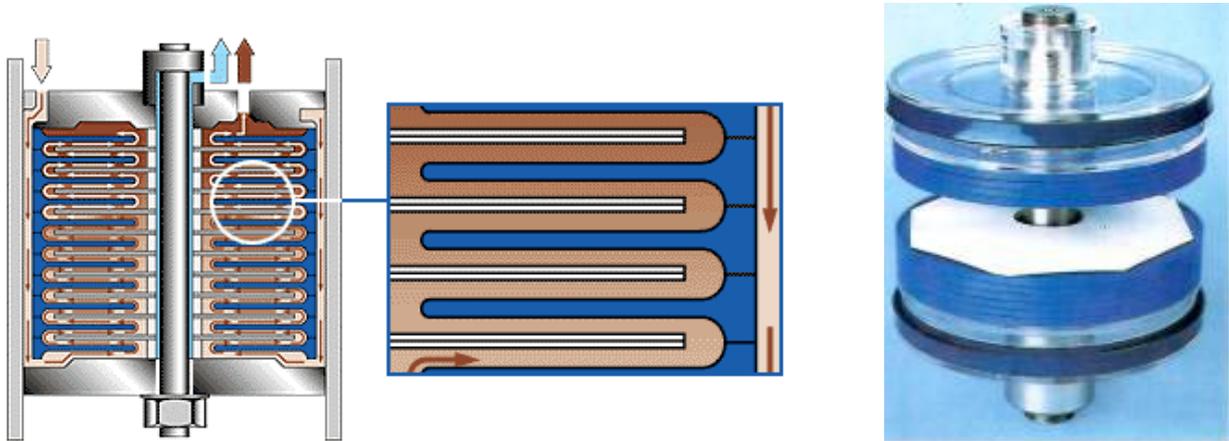


Abb. 11 + 12: Aufbau und Verfahrensprinzip des DT-Moduls

Hydraulikscheiben und Membrankissen werden bei dieser Bauform abwechselnd über einen zentralen Zuganker gestapelt. Die Membranfläche kann über die Anzahl der Kissen verändert werden. Für die Versuche wurde die maximal mögliche Kissenanzahl in dieser Anlage montiert (max. 23 Kissen, entsprechend einer Membranfläche von 1 m²).

Zwischen den Trägerscheiben und den dazwischen liegenden Membrankissen befinden sich relativ offene Strömungskanäle, durch die der Feed tangential über die Membran geführt wird. Durch den Transmembrandruck wird das Permeat in die Kissen hinein gedrückt und über den Permeatkanal am Zuganker abgeführt. Der Scheiben- und Kissenstapel wird auf beiden Seiten jeweils durch eine Edelstahlplatte begrenzt. Für die Zu- bzw. Abläufe von Feed, Retentat und Permeat befinden sich Durchführungen in einer der beiden Platten. Der vormontierte Stapel wird in ein GFK-Druckrohr geschoben (Abb. 10: grünes Druckrohr hinter Schaltschrank).

8.2.1 Versuchsergebnisse Nanofiltration

Zunächst wurde das Rückhaltevermögen der eingesetzten Nanofiltrationsmembran (Typ DESAL 5) sowie der Permeatfluss in Abhängigkeit der Permeatausbeute bei konstantem Transmembrandruck untersucht.

Permeat- ausbeute	Temp. [°C]	Druck [bar]	Permeat- fluss [l/m ² *h]	DOC _{Retentat} [mg/l]	DOC _{Permeat} [mg/l]	Δ DOC [%]	elektr. Leitf. Retentat [μS/cm]	elektr. Leitf. Permeat [μS/cm]	Δ Leitf. [μS/cm]
0 %	21,2	12,5	29,8	1.350	378,8	71,9	6.370	4.890	23,23
25 %	21,0	12,5	27,8	1.380	392,0	71,6	6.420	4.990	22,27
50 %	21,2	12,5	25,3	1.465	409,3	72,1	6.530	5.130	21,44
75 %	21,3	12,5	22,8	1.515	432,7	71,4	6.580	5.230	20,52
83,3 %	21,2	12,5	20,5	1.590	446,6	71,9	6.620	5.340	19,34

Tab. 17: Versuchsergebnisse zur Behandlung des Flotationsklarlaufs vom 17.04.2003 mittels Nanofiltration

Die eingesetzte Nanofiltrationsmembran gewährleistete einen Rückhalt organischer Wasserinhaltsstoffe von rund 72% (bezogen auf den Parameter DOC) und einen Rückhalt anorganischer Substanzen von rund 20% (bezogen auf den Parameter „Elektrische Leitfähigkeit“).

Im Vergleich zur getesteten Ultrafiltrationsmembran war bei nahezu gleicher Permeatausbeute eine Steigerung des Rückhaltevermögens von lediglich 22% zu verzeichnen. Die organischen Abwasserinhaltsstoffe im Flotationsklarlauf setzen sich demnach aus einem relativ hohen Anteil aus kurzkettiger Verbindungen mit geringer Molmasse zusammen.

Das Permeat bei 83,3%iger Permeatausbeute wies mit einer DOC-Konzentration von $\text{DOC} = 446,6 \text{ mg/l}$ immer noch eine erhebliche Restbelastung auf, die vergleichbar war zu den mittels Aktivkohleadsorption bei höherem Aktivkohleinsatz erzielbaren Werten.

Mit zunehmender Aufkonzentrierung der Wassers reduzierte sich der beim gewählten Druck von $p = 12,5 \text{ bar}$ erzielbare Permeatfluss von $J_V \approx 30 \text{ l/(m}^2\cdot\text{h)}$ um 33% auf $J_V \approx 20 \text{ l/(m}^2\cdot\text{h)}$, eine Folge des steigenden osmotischen Druckes auf der Feedseite und damit einer sinkenden Netto-Druckdifferenz (Triebkraft).

Ein irreversibles Verblocken der organischen Nanofiltrationsmembran konnte hingegen bislang nicht festgestellt werden. Wie nachfolgende Darstellung der Permeatflüsse innerhalb eines Zeitraums von jeweils 60 Minuten nach erfolgter Permeatentnahme zeigt, stellten sich innerhalb kurzer Zeit neue und in diesem Zeitraum stationäre Permeatflüsse ein.

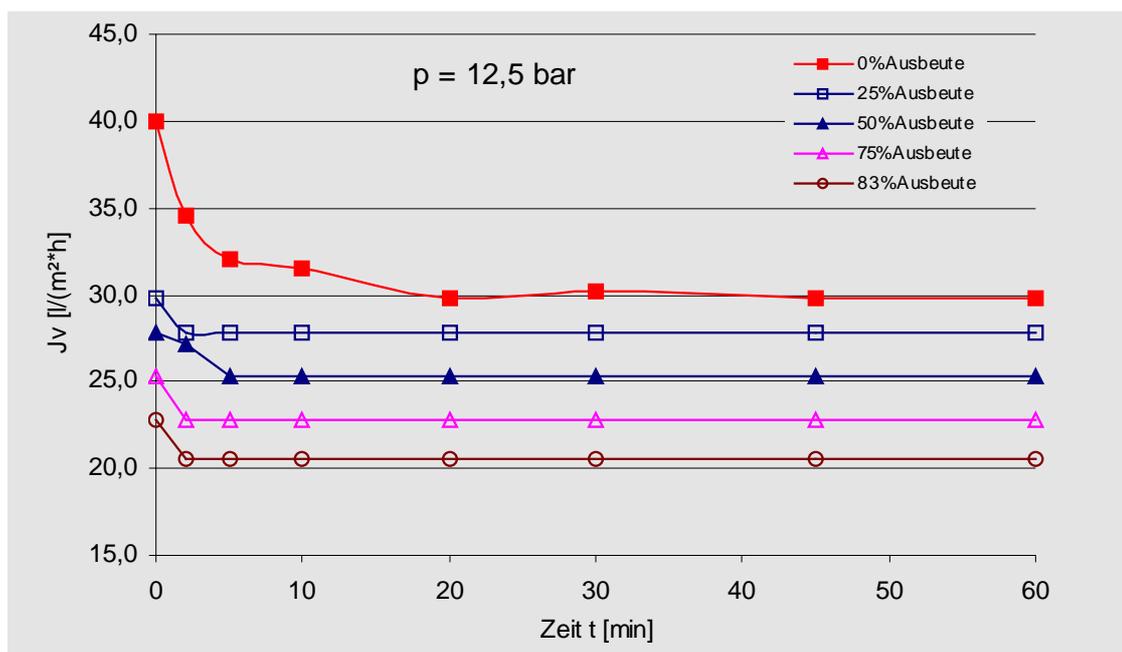


Abb. 13: Permeatfluss durch NF-Membran in Abhängigkeit der Permeatausbeute bei konstantem Druck

Der Einfluss der Permeatausbeute sowie des eingestellten Druckes auf den erzielbaren Permeatfluss ist in Abbildung 14 wiedergegeben:

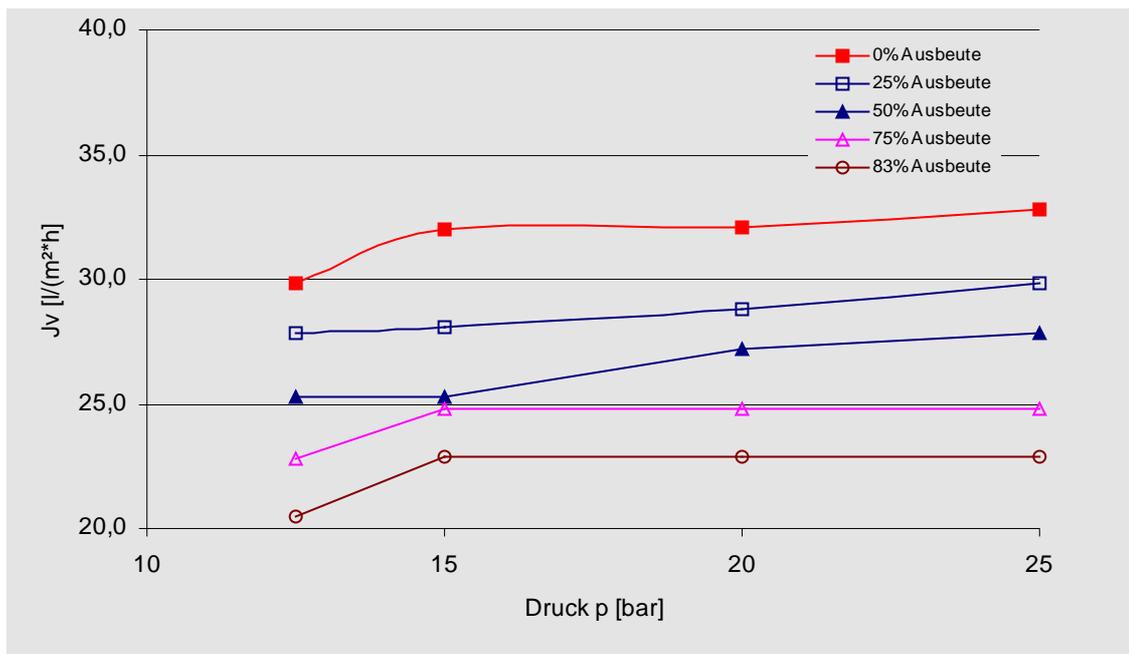


Abb. 14: Permeatfluss durch NF-Membran in Abhängigkeit von Permeatausbeute und Druck

Im untersuchten Druckbereich zwischen 12,5 bar und 25 bar waren ab einem Druck von 15 bar kaum mehr Steigerungen in der Permeatflussleistung bei jeweiliger Permeatausbeute zu beobachten. Dies entspricht dem Übergang vom druckabhängigen zum deckschichtkontrollierten Filtrationsbereich, bei dem eine weitere Steigerung des Feeddruckes keine langfristige Steigerung des Permeatflusses bringt. Zurückgeführt ist diese Begrenzung des Permeatflusses auf das mit steigendem Druck weitere Anwachsen und Kompaktieren der Deckschicht. Der auf diese Weise steigende Transportwiderstand durch die Deckschicht kompensiert die durch Druckerhöhung zu erwartenden Flusssteigerung.

Die Messdaten lassen erkennen, dass bei einer Umsetzung des Nanofiltrationsverfahrens in den technischen Maßstab Permeatleistungen von ca. 20 l/(m²·h) bei einer Permeatausbeute von 90% erzielbar wären.

8.2.2 Versuchsergebnisse Umkehrosmose

In entsprechender Weise wie in Kapitel 8.2.1 beschrieben wurde zunächst das Rückhaltevermögen der eingesetzten Umkehrosmosemembranen (Typ Filmtec SW 30) sowie der Permeatfluss in Abhängigkeit der Permeatausbeute bei konstantem Transmembrandruck untersucht.

Permeat-ausbeute	Temp. [°C]	Druck [bar]	Permeat-fluss [l/m²·h]	DOC _{Retentat} [mg/l]	DOC _{Permeat} [mg/l]	Δ DOC [%]	elektr. Leitf. Retentat [µS/cm]	elektr. Leitf. Permeat [µS/cm]	Δ Leitf. [µS/cm]
0 %	30,0	40,0	35,3	1.350	50,9	96,2	6.370	21,70	99,66
25 %	33,6	40,0	34,5	1.934	82,9	95,7	8.460	30,70	99,64
50 %	35,5	40,0	32,9	2.521	101,1	96,0	11.850	43,70	99,63
75 %	37,0	40,0	27,9	3.454	135,4	96,1	16.300	64,20	99,61
83 %	37,3	40,0	27,3	4.082	153,7	96,2	18.100	69,20	99,62

Tab. 18: Versuchsergebnisse zur Behandlung des Flotationsklarlaufs vom 17.04.2003 mittels Umkehrosmose

Die eingesetzte Umkehrosomosemembran gewährleistete neben einen sehr hohen Rückhalt organischer Wasserinhaltsstoffe von rund 96% (bezogen auf den Parameter DOC) auch eine nahezu vollständige Entsalzung des Flotationsklarlaufs (Rückhalt anorganischer Substanzen: 99,6% bezogen auf den Parameter „Elektrische Leitfähigkeit“).

Im Permeat bei 83%iger Permeatausbeute verblieb eine nur geringe Restbelastung durch kurzkettige, membrangängige organische Wasserinhaltsstoffe, resultierend in einer DOC-Restkonzentration von $\text{DOC} = 153,6 \text{ mg/l}$.

Für den anfallenden Retentatstrom scheidet eine Nachbehandlung durch Rückführung zur Fällungs-/Flockungsstufe aus, da die aufkonzentrierten Abwasserinhaltsstoffe nur im geringen Umfang unter Zugabe von PAC und PRAESTOL 2540 geflockt werden können.

Ein Testversuch mit Retentat nach 83%iger Permeatausbeute führte bei Zugabe von $2,5 \text{ l/m}^3$ PAC und 10 l/m^3 0,1%ige PRAESTOL 2540-Lösung zu einer Reduktion des DOC-Wertes von $\text{DOC} = 4.082 \text{ mg/l } C_{\text{org}}$ auf $\text{DOC} = 3.768 \text{ mg/l } C_{\text{org}}$. ($\Delta\text{DOC} = 7,7\%$).

Mit zunehmender Aufkonzentrierung der Wassers reduzierte sich auch in diesem Fall der beim gewählten Druck von $p = 40 \text{ bar}$ erzielbare Permeatfluss von $J_V \approx 40 \text{ l/(m}^2\cdot\text{h)}$ um 30% auf $J_V \approx 28 \text{ l/(m}^2\cdot\text{h)}$, eine Folge des steigenden osmotischen Druckes auf der Feedseite und damit einer sinkenden Netto-Druckdifferenz (Triebkraft).

Auch beim Umkehrosomoseverfahren konnte kein irreversibles Verblocken der organischen Membran festgestellt werden. Die nachfolgende Darstellung der Permeatflüsse innerhalb eines Zeitraums von jeweils 60 Minuten nach erfolgter Permeatentnahme bestätigt die Einstellung stationärer Permeatflüsse.

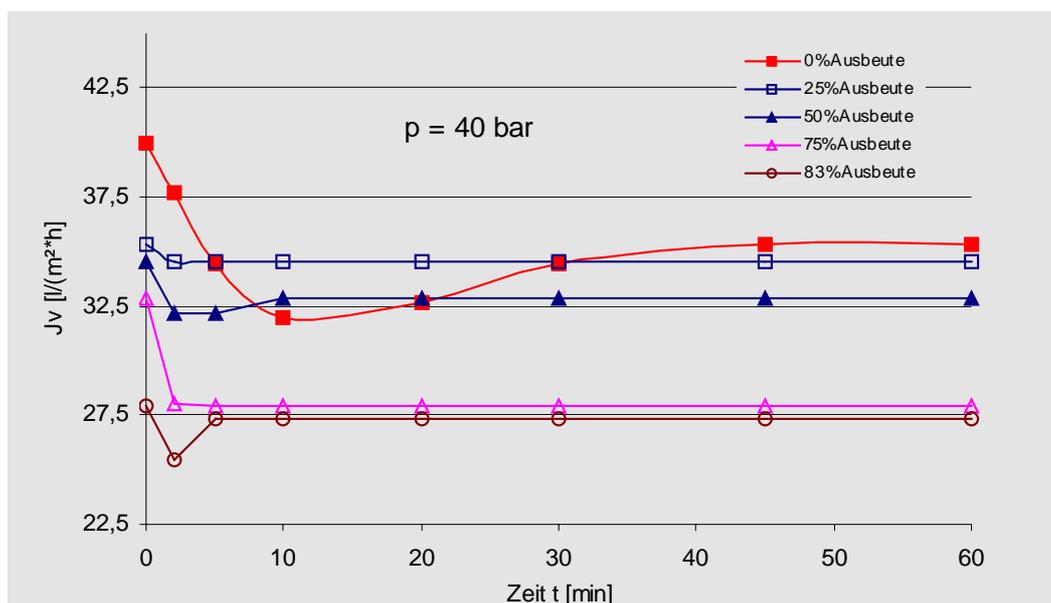


Abb. 15: Permeatfluss durch UO-Membran in Abhängigkeit der Permeatausbeute bei konstantem Druck

Der Einfluss der Permeatausbeute sowie des eingestellten Druckes auf den erzielbaren Permeatfluss ist in Abbildung 16 wiedergegeben:

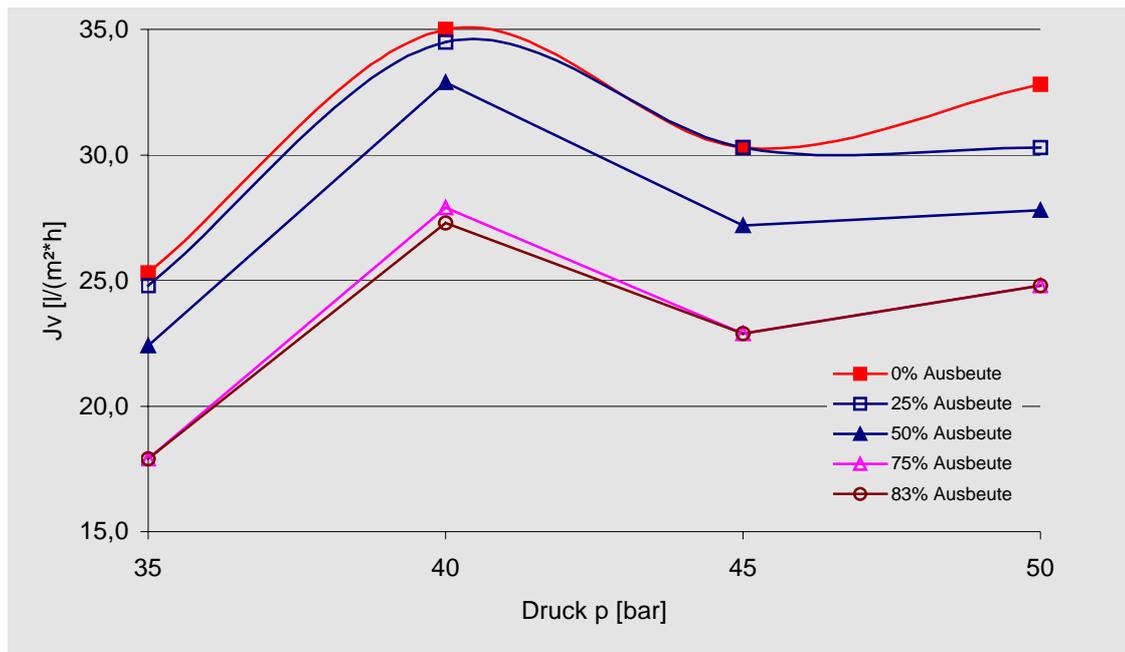


Abb. 16: Permeatfluss durch UO-Membran in Abhängigkeit von Permeatausbeute und Druck

Vorab muss angemerkt werden, dass die Messwertaufnahme beim Druck von 40 bar einen Tag vor der Messwertaufnahme bei den anderen Betriebsdrücken erfolgte. Da für diese Versuchsreihe neuwertige, unbenutzte Membrankissen eingesetzt wurden, konnten durch die weiter andauernde mechanische Belastung der Membranen und Dichtungen im Membranstapel zwischenzeitlich noch geringfügige Veränderungen in der Membrankonstitution eintreten (Kompaktierung, etc.). Das in Abbildung 16 zu beobachtende überschwingen der Permeatflusskurven beim Betriebsdruck von 40 bar ist auf diesen Umstand zurückzuführen.

Im untersuchten Druckbereich zwischen 35 bar und 50 bar waren ab einem Druck von 40 bar nur marginale Steigerungen in der Permeatflussleistung bei jeweiliger Permeatausbeute zu beobachten (Übergang vom druckabhängigen zum deckschichtkontrollierten Filtrationsbereich).

Die Messdaten lassen erkennen, dass bei einer Umsetzung des Umkehrosroseverfahrens in den technischen Maßstab Permeatleistungen von ca. 25 l/(m²·h) bei einer Permeatausbeute von 90% erzielbar wären.

8.3 Test zur Wiederverwendung des mittels NF/UO aufbereiteten Abwasser

Die Wiederverwendbarkeit der mittels der Membranverfahren NF bzw. UO zurückgewonnenen Permeate als Ansatzwasser für Polymerisationsprozesse wurde im Labor der Fa. Jowat überprüft. Zur Ausschaltung (mikro-)biologischer Einflüsse wurde die Permeatprobe zuvor autoklaviert.

Da Membranverfahren rein physikalisch wirkende Trennverfahren sind, bei deren Anwendung die Abwasserinhaltsstoffe – im Unterschied zur Oxidation mit Ozon – chemisch nicht verändert werden, wurde trotz geringfügig höherer Restbelastungen der Permeate eine bessere Wiederverwendungsmöglichkeit durch das Vorhandensein rein systemimmanenter Wasserinhaltsstoffe vermutet.

Nach Aussage des Umweltreferenten der Fa. Jowat können die Permeate der NF und UO (speziell der UO-Stufe) als Ansatzwasser für die Polymerisation eingesetzt werden. Die im Labor durchgeführten Polymerisationsansätze mit den Permeaten waren ebenso gut wie vergleichbare Polymerisationsansätze mit entionisiertem Wasser.

Im Unterschied zur Ozonung blieb die Schaumbildung in einem akzeptablen Rahmen und störte die weitere Verarbeitung nicht.

9 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

9.1 Zweistufige Fällung/Flockung mit Feststoffabtrennung

Basisdaten:

Abwassermengen:	$V_{\text{Abwasser}} =$	24	m ³ /d	=	6.000	m ³ /a
Produktionstage pro Woche:	$t_{d,w} =$	5	d/w			
Tagesbetriebsstunden:	$t_{h,d} =$	12	h/d			
Jahresbetriebstage:	$t_{d,a} =$	250	d/a			
Jahresbetriebsstunden:	$t_{h,a} =$	3.000	h/a			
Mittlerer Abwasserdurchsatz:	$Q_{\text{mittel}} =$	2,0	m ³ /h			

Kapitaldienst der Anlagentechnik:

Zweiphasendekanter:	$K_{\text{Dekanter}} =$	86.860	€
- Entwässerungsaggregat:		69.340	€
- Dekanterbühne:		3.670	€
- Feststoff-Förderung:		10.500	€
- Zulaufpumpe:		1.880	€
- Zulauf-IDM:		1.470	€
Flotationsanlage:	$K_{\text{Flotation}} =$	44.470	€
- Flotationsaggregat:		40.000	€
- Zulaufpumpe:		1.000	€
- Zulauf-IDM:		1.470	€
- Flotatpumpe:		2.000	€
2 Fällungs-/Flockungsreaktoren inkl. Rührer:	$K_{\text{Fällreaktor}} =$	7.500	€
Ausgleichsbehälter (Abschäumer):	$K_{\text{Abschäumer}} =$	1.000	€
PAC-Dosierstation:	$K_{\text{PAC-Dosierung}} =$	4.500	€
- PAC-Vorlagebehälter (2 m ³):		1.500	€
- 2 Dosierpumpen:		3.000	€
Flockungshilfsmittelstation:	$K_{\text{FHM-Station}} =$	17.800	€
- FHM-Ansatzstation:		12.500	€
- 2 Dosierpumpen:		2.500	€
- 2 FHM-IDM:		2.800	€
Dosierstation Natronlauge:	$K_{\text{Dosier,NaOH}} =$	4.000	€
- NaOH-Vorlagebehälter (1 m ³):		1.000	€
- Rührer:		500	€
- 2 Dosierpumpen:		2.500	€
EMSR, Verrohrung, Stahlbau:	$K_{\text{Diverses}} =$	50.000	€
Projektierung, Engineering:	$K_{\text{Engineering}} =$	12.000	€
	=> $K_{\text{Anlagentechnik,FF}} =$	219.630	€
Gesamtlaufzeit:	$t_{\text{Laufzeit}} =$	8	a
Zinsfuß:	$p_{\text{Zins}} =$	8	%
Zinsfaktor:	$q_{\text{Zins}} =$	1,08	
Annuität:	$K_{\text{Annuität,FFF}} =$	38.219	€/a

Kapitaldienst der Bautechnik:

Leichtbauhalle:	=> $K_{\text{Bautechnik}} =$	40.000	€
Gesamtlaufzeit:	$t_{\text{Laufzeit}} =$	8	a
Zinsfuß:	$p_{\text{Zins}} =$	8	%
Zinsfaktor:	$q_{\text{Zins}} =$	1,08	
Annuität:	$K_{\text{Annuität,BT}} =$	6.961	€/a

Wartungs- und Reparaturkosten:

$K_{\text{W+R,FFF}} =$	3,0%	$K_{\text{Anlagentechnik}}$
$K_{\text{W+R,BT}} =$	1,0%	$K_{\text{Bautechnik}}$
$K_{\text{W+R}} =$	6.989	€/a

Personalkosten:

Personalaufwand für Gesamtanlage:	$t_{\text{Wartung,FFF}} =$	2,50	h/d
Kosten pro Mannstunde:	$K_{\text{Mannstunde}} =$	20,00	€/h
	$K_{\text{Personal,FFF}} =$	12.500	€/a

Versicherungskosten:

$\eta_{\text{Vers.,FFF}} =$	0,50%	der Investitionssumme
$K_{\text{Vers.,FFF}} =$	1.298	€/a

Kosten für Betriebsmittel:

Dosiermenge PAC vor Dekanter:	$V_{\text{PAC,Dek.}} =$	5,0	l/m ³
Dosiermenge PAC vor Flotation:	$V_{\text{PAC,Flot.}} =$	4,0	l/m ³
Dichte der PAC-Lösung:	$\rho_{\text{PAC}} =$	1,40	kg/l
spez. Kosten für PAC:	$K_{\text{PAC,spez.}} =$	0,65	€/kg
	=> $K_{\text{PAC}} =$	49.140	€/a

Dosiermenge FHM vor Dekanter:	$V_{\text{FHM,Dek.}} =$	50,0	l/m ³
Dosiermenge FHM vor Flotation:	$V_{\text{FHM,Flot.}} =$	10,0	l/m ³
Konzentration der FHM-Lösung:	$C_{\text{FHM}} =$	0,1	Gew-%
spez. Kosten für FHM:	$K_{\text{FHM,spez.}} =$	5,00	€/kg
	=> $K_{\text{FHM}} =$	1.800	€/a

Dosiermenge NaOH (33%ig) vor Dekanter:	$V_{\text{NaOH,Dek.}} =$	2,5	l/m ³
Dosiermenge NaOH (33%ig) vor Flotation:	$V_{\text{NaOH,Flot.}} =$	1,8	l/m ³
Dichte der 33%igen NaOH:	$\rho_{\text{NaOH}} =$	1,33	kg/l
spez. Kosten für 33%ige NaOH:	$K_{\text{NaOH,spez.}} =$	0,40	€/kg
	=> $K_{\text{NaOH}} =$	13.566	€/a

$$K_{\text{BM,FFF}} = 64.506 \text{ €/a}$$

Kosten für Feststoffentsorgung:

mittlerer Feststoffanfall (Trockenmasse):	$m_{\text{FS,abs.}} =$	32,0	kg/m ³
mittlerer TS-Gehalt des Feststoffs:	$TS_{\text{FS}} =$	45,0	%
mittlerer Feststoffanfall (Feuchtschlamm):	$m_{\text{FS}} =$	71,11	kg/m ³
spezifische Entsorgungskosten:	$K_{\text{FS,spez.}} =$	250,00	€/t
	$K_{\text{FS,FFF}} =$	106.667	€/a

Energiekosten:

Anschlußleistung Dekanter:	$E_{\text{Dekanter}} =$	35,0	kW
Anschlußleistung Flotation:	$E_{\text{Flotation}} =$	7,5	kW
Anschlußleistung PAC-Dosierstation:	$E_{\text{Fällstation}} =$	1,00	kW
Anschlußleistung FHM-Dosierstation:	$E_{\text{FHM-Station}} =$	1,5	kW
Anschlußleistung NaOH-Dosierstation:	$E_{\text{pH-Station}} =$	1,0	kW
Anschlußleistung Pumpen:	$E_{\text{Pumpen}} =$	5,00	kW
Stapeltank-Rührwerke:	$E_{\text{Stapelrührer}} =$	5,0	kW
	$E_{\text{gesamt}} =$	56,00	kW
spezifische Energiekosten:	$K_{\text{el.,spez.}} =$	0,05	€/kWh
	$K_{\text{Energie,FFF}} =$	8.400	€/a

Jährliche Gesamtkosten mit Kapitaldienst:	$K_{\text{ges,FFF,mKT}} =$	245.539	€/a
Jährliche Gesamtkosten ohne Kapitaldienst:	$K_{\text{ges,FFF,oKT}} =$	200.360	€/a
spezifische Kosten mit Kapitaldienst:	$K_{\text{spez,FFF,mKT}} =$	40,92	€/m³
spezifische Kosten ohne Kapitaldienst:	$K_{\text{spez,FFF,oKT}} =$	33,39	€/m³

9.2 Ozonung

Basisdaten:

Abwassermengen:	$V_{\text{Abwasser}} =$	24	m ³ /d	=	6.000	m ³ /a
Produktionstage pro Woche:	$t_{\text{d,w}} =$	5	d/w			
Tagesbetriebsstunden:	$t_{\text{h,d}} =$	24	h/d			
Jahresbetriebstage:	$t_{\text{d,a}} =$	250	d/a			
Jahresbetriebsstunden:	$t_{\text{h,a}} =$	6.000	h/a			
Mittlerer Abwasserdurchsatz:	$Q_{\text{mittel}} =$	1,0	m ³ /h			

Kapitaldienst der Anlagentechnik:

Ozonungsanlage Typ PDO 5000 ($V = 1,0 \text{ m}^3/\text{h}$):	$K_{\text{Ozonanlage}} =$	400.000	€
- Ozonerzeuger EFFIZON SMO 600 (7,5 kg/h)			
- 2 Puffertanks (je 20 m ³):			

Gesamtlaufzeit:	$t_{\text{Laufzeit}} =$	8	a
Zinsfuß:	$p_{\text{Zins}} =$	8	%
Zinsfaktor:	$q_{\text{Zins}} =$	1,08	
Annuität:	$K_{\text{Annuität,Ozon}} =$	69.606	€/a

Wartungs- und Reparaturkosten:

	$K_{\text{W+R,Ozon}} =$	2,0%	$K_{\text{Ozonanlage}}$
	$K_{\text{W+R,Ozon}} =$	8.000	€/a

Personalkosten:

Personalaufwand für Gesamtanlage:	$t_{\text{Wartung,Ozon}} =$	1,00	h/d
Kosten pro Mannstunde:	$K_{\text{Mannstunde}} =$	20,00	€/h
	$K_{\text{Personal,Ozon}} =$	5.000	€/a

Versicherungskosten:

	$\eta_{\text{Vers.,Ozon}} =$	0,50%	der Investitionssumme
	$K_{\text{Vers.,Ozon}} =$	2.000	€/a

Kosten für Sauerstoff:

Sauerstoffbedarf:	$Q_{\text{O}_2} =$	52,5	Nm ³ /h
spezifische Kosten Sauerstoff:	$K_{\text{O}_2,\text{spez.}} =$	0,12	€/Nm ³
	$K_{\text{O}_2} =$	37.800	€/a

Energiekosten:

Anschlußleistung Ozonanlage:	$E_{\text{Ozon}} =$	86,5	kW
spezifische Energiekosten:	$K_{\text{el.,spez.}} =$	0,05	€/kWh
	$K_{\text{Energie,Ozon}} =$	25.950	€/a

Jährliche Gesamtkosten mit Kapitaldienst:	$K_{\text{ges,Ozon,mKT}} =$	148.356	€/a
Jährliche Gesamtkosten ohne Kapitaldienst:	$K_{\text{ges,Ozon,oKT}} =$	78.750	€/a
spezifische Kosten mit Kapitaldienst:	$K_{\text{spez,Ozon,mKT}} =$	24,73	€/m ³
spezifische Kosten ohne Kapitaldienst:	$K_{\text{spez,Ozon,oKT}} =$	13,13	€/m ³

9.3 Membranverfahren (Umkehrosmose)

Basisdaten:

Abwassermengen:	$V_{\text{Abwasser}} =$	24	m ³ /d	=	6.000	m ³ /a
Produktionstage pro Woche:	$t_{d,w} =$	5	d/w			
Tagesbetriebsstunden:	$t_{h,d} =$	24	h/d			
Jahresbetriebstage:	$t_{d,a} =$	250	d/a			
Jahresbetriebsstunden:	$t_{h,a} =$	6.000	h/a			
Mittlerer Abwasserdurchsatz:	$Q_{\text{mittel}} =$	1,0	m ³ /h			

Kapitaldienst der Anlagentechnik:

UO-Membrananlage (mit 2 Puffertanks zu je 20 m ³):	$K_{\text{UO-Anlage}} =$	110.000	€
Gesamtlaufzeit:	$t_{\text{Laufzeit}} =$	8	a
Zinsfuß:	$p_{\text{Zins}} =$	8	%
Zinsfaktor:	$q_{\text{Zins}} =$	1,08	
Annuität:	$K_{\text{Annuität,UO}} =$	19.142	€/a

Wartungs- und Reparaturkosten:

$K_{W+R,UO} =$	2,0%	$K_{\text{UO-Anlage}}$
$K_{W+R,UO} =$	2.200	€/a

Personalkosten:

Personalaufwand für Gesamtanlage:	$t_{\text{Wartung}} =$	0,75	h/d
Kosten pro Mannstunde:	$K_{\text{Mannstunde}} =$	20,00	€/h
	$K_{\text{Personal}} =$	3.750	€/a

Versicherungskosten:

$\eta_{\text{Vers.,UO}} =$	0,50%	der Investitionssumme
$K_{\text{Vers.,UO}} =$	550	€/a

Kosten für Betriebsmittel:

Bedarf Beutel zur Vorfiltration:	$n_{\text{Beutel}} =$	1,0	1/w
Beutelpreis:	$K_{\text{Beutel, spez.}} =$	5,00	€/Beutel
	$\Rightarrow K_{\text{Beutel}} =$	250	€/a

Bedarf Kerzenwechsel zur Vorfiltration:	$n_{\text{Kerzen}} =$	0,5	1/w
Kerzenpreis:	$K_{\text{Beutel, spez.}} =$	9,50	€/Kerze
	$\Rightarrow K_{\text{Beutel}} =$	238	€/a

Standzeiten der Membranen:	$t_{\text{Membran}} =$	2,0	a
spez. Kosten pro Membransatz:	$K_{\text{Membran, spez.}} =$	4.000	€/Satz
	$\Rightarrow K_{\text{Membran}} =$	2.000	€/a

Membran-Reinigungsfrequenz:	$n_{\text{Reinigung}} =$	1,0	1/w
Reinigerkosten:	$K_{\text{Reiniger, spez.}} =$	4,15	€/kg
Reinigerbedarf:	$m_{\text{Reiniger}} =$	2,0	kg/Reinigung
	$\Rightarrow K_{\text{Reiniger}} =$	415	€/a
	$K_{\text{BM,UO}} =$	2.903	€/a

Energiekosten:

Anschlußleistung UO-Anlage:	$E_{\text{UO}} =$	12,0	kW
spezifischer Energiebedarf:	$E_{\text{UO,spez.}} =$	12,0	kWh/m ³
spezifische Energiekosten:	$K_{\text{el.,spez.}} =$	0,05	€kWh
	$K_{\text{Energie,UO}} =$	3.600	€a

Jährliche Gesamtkosten mit Kapitaldienst:	$K_{\text{ges,UO,mKT}} =$	32.144	€a
Jährliche Gesamtkosten ohne Kapitaldienst:	$K_{\text{ges,UO,oKT}} =$	13.003	€a
spezifische Kosten mit Kapitaldienst:	$K_{\text{spez,UO,mKT}} =$	5,36	€m ³
spezifische Kosten ohne Kapitaldienst:	$K_{\text{spez,UO,oKT}} =$	2,17	€m ³

9.4 Zusammenfassung

In der Anlagenkonzeption 1, bestehend aus

1. Fällung, Flockung, Feststoffabtrennung mittels Dekanter
2. Fällung, Flockung, Feststoffabtrennung mittels Flotation
3. Endreinigung durch Ozonung

belaufen sich die spezifischen Betriebskosten auf: a) 65,65 €/m³ inkl. Kapitaldienst der Anlage
b) 46,52 €/m³ ohne Kapitaldienst der Anlage

In der Anlagenkonzeption 2, bestehend aus

1. Fällung, Flockung, Feststoffabtrennung mittels Dekanter
2. Fällung, Flockung, Feststoffabtrennung mittels Flotation
3. Endreinigung durch Umkehrosmose

belaufen sich die spezifischen Betriebskosten auf: a) 46,28 €/m³ inkl. Kapitaldienst der Anlage
b) 35,56 €/m³ ohne Kapitaldienst der Anlage

Ein Vergleich dieser Werte mit den aufzuwendenden Betriebskosten in Höhe von ca. 50 €/m³ für die Abwasseraufbereitung durch Elektroflotation bzw. für die Abwasserentsorgung durch einen Entsorgungsbetrieb zeigt, dass das dreistufige Anlagenkonzept 2 eine wirtschaftlich konkurrenzfähige Alternative darstellt.

Das hohe Potential zur innerbetrieblichen Wiederverwendung des aufbereiteten Abwassers als Brauchwasser und die dadurch bedingten Einsparungen beim jährlichen Frischwasserverbrauch ist ein Faktor, der die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens noch steigert.

Abschliessend ist anzumerken, dass bei den Kalkulationen ein recht hoher spezifischer Preis (250 €/t) für die Entsorgung der Feuchtschlämme (entsprechen in ihrer Beschaffenheit und Zusammensetzung prinzipiell den anderweitig anfallenden Leimabfällen) angesetzt wurde.

Der derzeitige Preis liegt mit rund 100 €/t deutlich unter diesem Kalkulationspreis. Nach Aussagen der Fa. Jowat handelt es sich dabei allerdings um Sonderkonditionen, die keinen dauerhaften Bestand haben werden.

Der Kalkulationspreis von 250 €/t stellt einen Standardpreis für derartige Abfälle dar, im Zuge von Preisverhandlungen sind allerdings auch zukünftig günstigere Angebote im Rahmen des Möglichen. Unter der Prämisse eines Feststoff-Entsorgungspreises von 125 €/t würden sich die spezifischen Betriebskosten belaufen auf:

- | | |
|----------------------|--|
| Anlagenkonzeption 1: | a) 56,76 €/m ³ inkl. Kapitaldienst der Anlage |
| | b) 37,63 €/m ³ ohne Kapitaldienst der Anlage |
| Anlagenkonzeption 2: | a) 37,39 €/m ³ inkl. Kapitaldienst der Anlage |
| | b) 26,67 €/m ³ ohne Kapitaldienst der Anlage |

Damit käme auch das Anlagenkonzept 1 mit abschliessender Ozonungsstufe in einen wirtschaftlich konkurrenzfähigen Kostenbereich.

10 Abschätzung des Umwelt- bzw. Gewässerentlastungspotentials

Die in Kapitel 9 unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten betrachteten Anlagenkonzeptionen 1 und 2 könnten nicht nur einen Beitrag zur Schonung der Ressource Wasser durch Schließung innerbetrieblicher Wasserkreisläufe liefern. Sie beinhalten darüber hinaus auch Umwelt- bzw. Gewässerentlastungspotentiale, deren Ausmaß in der nachfolgenden Betrachtung abgeschätzt werden sollen.

Bei der derzeitigen Entsorgungspraxis über einen Entsorgungsfachbetrieb und der dabei angewandten Abwasserbehandlungsprozedur (Fällung/Flockung unter Zugabe saurer Eisensalzlösung sowie Kalkmilch, anschließende Feststoffabtrennung mittels Kammerfilterpresse und Ableitung des Filtratwassers) ist mit einer Restbelastung des Filtratwassers zu rechnen, die im günstigsten Fall der Qualität des Flotationsklarlaufwassers entspricht. Die jährlichen CSB-, DOC- und Salz-Frachten, die über das Filtratwasser minimal an eine kommunale Kläranlage abgegeben werden, berechnen sich damit wie folgt:

- Jahres-Filtratwassermenge: $V_{\text{Abwasser}} = 6.000 \text{ m}^3/\text{a}$
- mittlere CSB-Restbelastung: $\text{CSB}_{\text{Rest}} = 5.000 \text{ mg/l O}_2$
- mittlere DOC-Restbelastung: $\text{DOC}_{\text{Rest}} = 1.750 \text{ mg/l C}_{\text{org.}}$
- mittlere Belastung durch anorg. Salze: $c(\text{Salz}) = 1.500 \text{ mg/l a.S.}$

⇒ jährliche CSB-Fracht zur KKA: $m_{\text{CSB}} = 30 \text{ t/a O}_2$

⇒ jährliche DOC-Fracht zur KKA: $m_{\text{DOC}} = 10,5 \text{ t/a C}_{\text{org.}}$

⇒ jährliche Fracht anorg. Salze zur KKA: $m_{\text{Salz}} = 9,0 \text{ t/a a.S.}$

(Anmerkung: Die angesetzten Werte der mittleren CSB-/DOC-Restbelastungen des Filtratwassers entsprechen den mittleren CSB-/DOC-Restbelastungen des Flotationsklarlaufwassers in Betriebsphase 2 (vergleiche Kapitel 5.2); der Gehalt anorganischer Salze (a.S.) ergibt sich als Schätzwert aus den ermittelten Abdampfdruckstandsmengen und den gemessenen Leitfähigkeiten)

Im Falle der Umsetzung der Anlagenkonzeption 1 (Endreinigung mittels Ozonung) ist – unter der Prämisse der Beseitigung der derzeit noch beobachteten Schaumproblematik bei den Polymerisationsreaktionen – eine Wiederverwendung des aufbereiteten Wassers und die Einrichtung eines weitgehend abwasserfreien Betriebes denkbar.

Da dieses Verfahrenskonzept zwar eine Senke für organische Wasserinhaltsstoffe beinhaltet, allerdings keinen Rückhalt für anorganische Wasserinhaltsstoffe bietet, wird eine Restwasserableitung in Höhe von 5% der Rohwassermenge bei einer geschätzten Salzanreicherung von ca. 50% angenommen. Die jährlichen CSB-, DOC- und Salz-Frachten, die noch über das Restwasser an eine kommunale Kläranlage abgegeben werden, berechnen sich damit zu:

- Jahres-Restwassermenge: $V_{\text{Rest}} = 300 \text{ m}^3/\text{a}$
- mittlere CSB-Restbelastung: $\text{CSB}_{\text{Rest}} = 200 \text{ mg/l O}_2$
- mittlere DOC-Restbelastung: $\text{DOC}_{\text{Rest}} = 110 \text{ mg/l C}_{\text{org.}}$
- mittlere Belastung durch anorg. Salze: $c(\text{Salz}) = 2.250 \text{ mg/l a.S.}$

⇒ jährliche CSB-Fracht zur KKA: $m_{\text{CSB}} = 0,06 \text{ t/a O}_2$ ⇒ $\Delta m_{\text{CSB}} = 29,94 \text{ t/a } (\approx 99,8\%)$

⇒ jährliche DOC-Fracht zur KKA: $m_{\text{DOC}} = 0,033 \text{ t/a C}_{\text{org.}}$ ⇒ $\Delta m_{\text{DOC}} = 10,47 \text{ t/a } (\approx 99,7\%)$

⇒ jährliche Fracht anorg. Salze zur KKA: $m_{\text{Salz}} = 0,675 \text{ t/a a.S.}$ ⇒ $\Delta m_{\text{Salz}} = 8,325 \text{ t/a } (\approx 92,5\%)$

Im Falle der Umsetzung der Anlagenkonzeption 2 (Endreinigung mittels Membranverfahren) ist ebenfalls eine Wiederverwendung des aufbereiteten Wassers und die Einrichtung eines abwasserarmen Betriebes möglich.

Da dieses Verfahrenskonzept keine Senke, sondern lediglich eine Anreicherungs-/Aufkonzentrierungsstufe für organische und anorganische Wasserinhaltsstoffe beinhaltet, ist das Gewässerentlastungspotential dieser Anlagenkonzeption essentiell abhängig von den Verwertungsmöglichkeiten des Konzentratstromes der Membranstufe. Das jährliche Gesamt-Konzentratvolumen würde sich bei o.a. Fahrweise der Membranstufe mit 90%iger Permeatrückgewinnung auf $V_{\text{Ret.}} = 600 \text{ m}^3/\text{a}$ belaufen.

Nach Angaben der Fa. Jowat ist eine Verwertung der Retentate in Dünkleimen/Weißleimen als unkritisch anzusehen, sofern die Keimbelastung in einem akzeptablen Rahmen liegt (ggf. Biozidzugabe).

Das Retentat-Verwertungspotential innerhalb der zwei Produktionsabteilungen der Fa. Jowat (PVA- und Poly-Abteilung) liegt derzeit – in Abhängigkeit des Auftragsvolumens – bei ca. 250 bis 340 m^3/a , im Durchschnitt also bei rund 50% des jährlich anfallenden Gesamt-Retentatvolumens.

Die jährlichen CSB-, DOC- und Salz-Frachten, die über das Retentat an eine kommunale Kläranlage abgegeben werden, berechnen sich damit zu:

- Jahres-Restwassermenge: $V_{\text{Rest}} = 300 \text{ m}^3/\text{a}$
 - mittlere CSB-Restbelastung: $\text{CSB}_{\text{Rest}} = 14.000 \text{ mg/l O}_2$
 - mittlere DOC-Restbelastung: $\text{DOC}_{\text{Rest}} = 4.000 \text{ mg/l C}_{\text{org.}}$
 - mittlere Belastung durch anorg. Salze: $c(\text{Salz}) = 15.000 \text{ mg/l a.S.}$
- ⇒ jährliche CSB-Fracht zur KKA: $m_{\text{CSB}} = 4,20 \text{ t/a O}_2$ ⇒ $\Delta m_{\text{CSB}} = 25,8 \text{ t/a } (\approx 86,0\%)$
- ⇒ jährliche DOC-Fracht zur KKA: $m_{\text{DOC}} = 1,20 \text{ t/a C}_{\text{org.}}$ ⇒ $\Delta m_{\text{DOC}} = 9,3 \text{ t/a } (\approx 88,6\%)$
- ⇒ jährliche Fracht anorg. Salze zur KKA: $m_{\text{Salz}} = 4,50 \text{ t/a a.S.}$ ⇒ $\Delta m_{\text{Salz}} = 4,5 \text{ t/a } (\approx 50,0\%)$

Zur Abschätzung des Gewässerentlastungspotentials ist noch die Abbaukapazität der kommunalen Kläranlage zu berücksichtigen.

Auf Grund der begrenzten biologischen Abbaubarkeit der im Filtratwasser vorhandenen Abwasserinhaltsstoffe (BSB₅/CSB-Verhältnis = 0,3) und der zu erwartenden limitierten Adsorbierbarkeit an Belebtschlamm (zum Vergleich: nur ca. 20% Adsorption in einer kontinuierlich betriebenen Aktivkohle-Adsorberkolonne; vergleiche Kapitel 6.2), werden ca. 60 – 70 % der CSB- bzw. DOC-Frachten des Filtratwassers (im Mittel: 65%) und 85 – 90% der Salzfrachten (im Mittel: 87,5%) eine kommunale Kläranlage passieren und in einen Vorfluter eingeleitet. Die jährlich über das Filtratwasser in einen Vorfluter gelangenden CSB-/DOC- und Salzfrachten beziffern sich damit auf:

- ⇒ jährliche CSB-Fracht in Vorfluter: $m_{\text{CSB}} = 19,5 \text{ t/a O}_2$
- ⇒ jährliche DOC-Fracht zur KKA: $m_{\text{DOC}} = 6,83 \text{ t/a C}_{\text{org.}}$
- ⇒ jährliche Fracht anorg. Salze zur KKA: $m_{\text{Salz}} = 7,88 \text{ t/a a.S.}$

Im Falle der Anlagenkonzeption 1 ist das Gewässerentlastungspotential auf Grund der starken Schadstoffentfrachtung (> 99%) in erster Näherung in dieser Höhe anzusetzen.

Im Falle der Anlagenkonzeption 2 handelt es sich bei dem in die kommunale Kläranlage einzuleitenden Retentatstrom um ein aufkonzentriertes Filtratwasser mit in Bezug auf die Abbaubarkeit der Inhaltsstoffe in der KKA gleichen Eigenschaften.

Die jährlich über das Retentatwasser in einen Vorfluter gelangenden CSB-/DOC- und Salzfrachten sowie das Gewässerentlastungspotential beziffern sich damit auf:

- ⇒ jährliche CSB-Fracht in Vorfluter: $m_{\text{CSB}} = 2,73 \text{ t/a O}_2$ ⇒ $\Delta m_{\text{CSB}} = 16,77 \text{ t/a } (\approx 86,0\%)$
- ⇒ jährliche DOC-Fracht in Vorfluter: $m_{\text{DOC}} = 0,78 \text{ t/a C}_{\text{org.}}$ ⇒ $\Delta m_{\text{DOC}} = 6,05 \text{ t/a } (\approx 88,6\%)$
- ⇒ jährliche Fracht anorg. Salze in Vorfluter: $m_{\text{Salz}} = 3,94 \text{ t/a a.S.}$ ⇒ $\Delta m_{\text{Salz}} = 3,94 \text{ t/a } (\approx 50,0\%)$

Das Gewässerentlastungspotential der Anlagenkonzeption 2 ließe sich durch die Integration zusätzlicher Maßnahmen zur Einengung des Retentatvolumens (z.B. Vakuumverdampfung) weiter steigern. Inwieweit die diesbezügliche Erweiterung des Anlagenkonzeptes allerdings unter anlagentechnischen und wirtschaftlichen Gesichtspunkten sinnvoll umsetzbar ist, bedarf der genaueren Prüfung.

Anhang A: Fotodokumentation



Foto 1 + 2: Rohabwasser-Vorlagebehälter $RB_{1/2}$ mit Beschickungspumpe P_1



Foto 3: Rohabwasser-Vorlagebehälter $RB_{1/2}$ mit PAC-Behälter (manuelle Zugabe durch Öffnung)



Foto 4: Dekanteranlage mit Polymer-Ansatzstation (FHM-Behälter)



Foto 5: Pufferbehälter PB₁ (Zentratauffangbehälter), Durchflussmengenmesser DM₁ und pH-Steuerung



Foto 6: Rührbehälter RB₃ mit NaOH- und PAC-Dosierstationen, Flotationsanlage

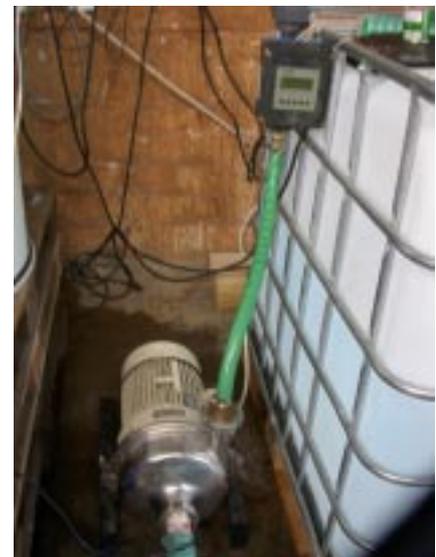


Foto 7: Beschickungspumpe P₂ und Durchflussmengenmesser DM₂



Foto 8: Flotationsanlage mit Pufferbehälter PB₂
(Foto ohne Entschäumerdosierstation)



Foto 9: Entschäumerdosierstation



Foto 10: Pufferbehälter PB₂ mit Beschickungspumpe P₃, Durchflussmessgerat DM₃ und Aktivkohlefiltern AK_{1/2}



Foto 11: Pufferbehälter PB₁ mit nachträglich installiertem Schaumablass



Foto 12: nachträglich installierter PAC-Dosierbehälter



Foto 13 + 14: Probe des Dekanterfeststoffs und Feststoffauffangbehälter



Foto 15: stabile Flotatdecke



Foto 16: Flotatdecke mit Saugbräumer



Foto 17: Aussehen den abgesaugtes Flotates