

Untersuchungen zur Einsetzbarkeit des Membranbelevungsverfahrens auf der Kläranlage des Abwasserverbandes Hommerich



Kurzbericht

für das



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

AZ: IV-9-042 1C5 0010

Projektpartner:

- Klapp + Müller GmbH
Ingenieurbüro für Bau- und Umwelttechnik
- Eurolat GmbH

Aachen, im Juni 2007



Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen

Mies-van-der-Rohe-Str. 1 • 52074 Aachen

Tel: 0241 80 25207 • Fax: 0241 80 22285 • isa@isa.rwth-aachen.de

Kurzbericht

zum Forschungsvorhaben:

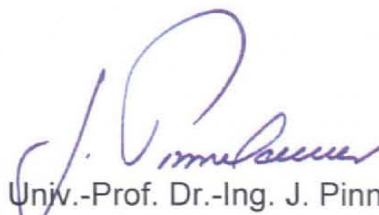
„Untersuchungen zur Einsetzbarkeit des Membranbelebungsverfahrens auf der Kläranlage des Abwasserverbandes Hommerich“

AZ IV – 9 – 042 1C5 0010

für das



Aachen, den 29. Juni 2007



Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp
(Institutsdirektor)

Projektpartner

| Partner | Bearbeitung |
|---|--|
|  <p>Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen Direktor: Univ.-Prof. Dr.-Ing. J. Pinnekamp Mies-van-der-Rohe-Str. 1 52074 Aachen Tel.: 0241/ 80 25207 Fax: 0241/ 80 22285 Email: isa@isa.rwth-aachen.de www.isa.rwth-aachen.de</p> | Dipl.-Ing. S. Beier Dipl.-Ing. C. Charwath |
|  <p>Klapp + Müller GmbH Ingenieurbüro für Bau- und Umwelt- technik Rehwinkel 15 51580 Reichshof Tel.: 02297/ 9107-17 Fax.: 02297/ 9107-20 Email: st.schilling@klapp-mueller.de www.klapp-mueller.de</p> | Dr.-Ing. Dipl.-Wirt.-Ing. M. techn. St. Schilling |
|  <p>Eurolat GmbH Hommericherstr. 25 51789 Lindlar Tel.: 02207/ 96460 Email: henning.kurpjuhn@eurolat.com www.eurolat.com</p> | Betriebsleiter H. Kurpjuhn |

Inhalt

| | |
|--|-----------|
| Verzeichnis der Bilder | 3 |
| Verzeichnis der Tabellen | 3 |
| Zusammenfassung | 4 |
| 1 Veranlassung und Zielsetzungen | 5 |
| 2 Versuchsbeschreibung..... | 6 |
| 2.1 Behandeltes Abwasser im Versuchsbetrieb | 6 |
| 2.2 Kleintechnische Versuchsanlage..... | 7 |
| 2.3 Halbtechnische Versuchsanlage | 7 |
| 2.4 Betriebseinstellungen und -bedingungen | 8 |
| 2.4.1 Kleintechnische Versuchsanlage..... | 8 |
| 2.4.2 Halbtechnische Versuchsanlage | 9 |
| 2.4.3 Begleitende Analytik..... | 9 |
| 3 Versuchsergebnisse | 9 |
| 3.1 Entwässerungs- und Absetzeigenschaften..... | 9 |
| 3.1.1 Kapillare Fließzeit (CST) | 9 |
| 3.1.2 Schlammvolumenindex (ISV) | 10 |
| 3.2 Kleintechnische Versuche | 10 |
| 3.2.1 Kohlenstoffelimination | 10 |
| 3.2.2 Raum- und Schlammbelastung | 10 |
| 3.2.3 Leistung und Reinigung der Membranstufe..... | 10 |
| 3.3 Halbtechnische Versuche | 15 |
| 3.3.1 Reinigungsleistung | 15 |
| 3.3.2 Raum- und Schlammbelastung | 16 |
| 3.3.3 Leistung und Reinigung der Membranstufe..... | 17 |
| 4 Ausblick und Empfehlungen | 19 |
| Literatur | 20 |

Verzeichnis der Bilder

| | | |
|---------|--|----|
| Bild 1: | Verfahrensschema der kleintechnischen Versuchsanlage..... | 7 |
| Bild 2: | Halbtechnischen Versuchsanlage | 8 |
| Bild 3: | Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen MF- Membranstufe..... | 11 |
| Bild 4: | Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen UF- Membranstufe..... | 12 |
| Bild 5: | Raum- und Schlammbelastung | 17 |
| Bild 6: | Betrieb der Membranstufe | 18 |

Verzeichnis der Tabellen

| | | |
|------------|--|----|
| Tabelle 1: | Zulaufkonzentrationen im Zulauf der Versuchsanlagen (24 h-MP) | 6 |
| Tabelle 2: | Reinigungsergebnisse der kleintechnischen MF-/UF-Module | 13 |
| Tabelle 3: | Vergleich der Ablaufkonzentrationen der Werkskläranlage und der halbtechnischen Versuchsanlage..... | 16 |
| Tabelle 4: | Reinigungsergebnisse der halbtechnischen UF | 18 |

Zusammenfassung

Auf der Kläranlage des Abwasserverbandes Hommerich wurde für die Reinigung der anfallenden Abwässer der Einsatz der Membrantechnologie untersucht. Für die Untersuchungen wurde ein Membranbioreaktor mit Mikrofiltrations- und Ultrafiltrationsmembranen im klein- und ein Membranbioreaktor mit Ultrafiltrationsmembran im halbtechnischen Maßstab betrieben.

Die Untersuchungsergebnisse zeigen, dass das Membranbelebungsverfahren für die Reinigung des überwiegend gewerblich anfallenden Abwassers, das vorwiegend aus der Trocknung von Süßmolke im Werk der EUROLAT GmbH stammt, grundsätzlich geeignet ist. Gerade vor dem Hintergrund der Substitution von Frischwasser kann das Permeat aus der Membranfiltration eine wirtschaftliche Grundlage für weitergehende Aufbereitungsverfahren darstellen und zu Kosteneinsparungen im Werk führen.

Die halbtechnischen Untersuchungsergebnisse belegen, dass die Membranstufe bei einem Nettofluss von $17 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$ über einen Zeitraum von ca. 3 Monaten ohne chemische Reinigung betrieben werden kann. Im Rahmen der Pilotierung wurden zudem verschiedene Reinigungsstrategien untersucht. Die chemische Reinigung mit NaOCl zeigte hier den effektivsten Reinigungserfolg, der mit einer Permeabilitätssteigerung von ca. 300 % verbunden ist. Hierbei ist jedoch die Belastung der Kläranlage mit AOX zu berücksichtigen. Daher sollte ein Speicher- und Dosierkonzept für Altreiniger für eine großtechnische Realisierung vorgesehen werden.

Anhand der vorliegenden Betriebsergebnisse lässt sich abschätzen, dass eine Reinigung der Membran nur quartalsweise notwendig ist. Nach einer überschlägigen Kalkulation der Kosten ist ableitbar, dass die Abwasserreinigung mit Membrantechnologie wirtschaftlich ist, wenn die Membranstufe in die vorhandene Klärwerkstechnik (separate Filtrationsstufe nach der Belebung) eingebunden wird und eine separate Waschkammer vorgesehen wird. Es wird daher empfohlen, detaillierte Untersuchungen zur Wirtschaftlichkeit durchzuführen. Überschlägig kann dabei von einem Strombedarf der Membranstufe von ca. 0,4 - 0,6 kWh/m³ ausgegangen werden.

Für die Bemessung einer großtechnischen Anlage sind die Ergebnisse aus der halbtechnischen Pilotierung nur bedingt übertragbar. Der Einsatz angepasster Mess-, Steuerungs- und Regelungstechniken, wie bei großtechnischen Anwendungen üblich, wird zu einer Erhöhung des Technisierungsgrades und zu einem stabileren Anlagenbetrieb führen.

1 Veranlassung und Zielsetzungen

Die Firma Eurolat GmbH betreibt im Auftrag des Abwasserverbandes Hommerich auf ihrem Werksgelände in der Ortslage Lindlar-Hommerich eine Kläranlage mit einer Ausbaugröße von ca. 30.000 E. Das in der Verbandskläranlage behandelte Abwasser besteht zu 95 % aus gewerblichem Abwasser der Eurolat GmbH und zu 5 % aus kommunalem Abwasser der Gemeinde Lindlar. Der gewerbliche Abwasseranteil der Eurolat GmbH resultiert in erster Linie aus der Verarbeitung von Milch und milchhaltigen Produkten zu Trockenmilchpulver. Bedingt durch hydraulische Kapazitätsengpässe und neue Anforderungen an den Ablauf der Kläranlage (vgl. Schreiben des Amtes für Umwelt und Landesentwicklung Gummersbach vom 20.05.2003) wird kurzfristig eine Erweiterung der Kläranlage erfolgen.

Der Abwasserverband Hommerich beurteilte das Membranbelebungsverfahren vor dem Hintergrund weitergehender Anforderungen an den Ablauf für die Erweiterung der konventionellen Kläranlage als Vorzugsvariante (vgl. Förderantrag Abwasserverband Hommerich).

Das Institut für Siedlungswasserwirtschaft der RWTH Aachen (ISA) wurde im Rahmen eines F+E-Vorhabens vom Ministerium für Umwelt und Naturschutz, Landwirtschaft und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen (MUNLV NRW) mit Machbarkeitsuntersuchungen durch Pilotierungen beauftragt, um die grundsätzliche Eignung des Membranbelebungsverfahrens für die Abwasserreinigung des im Wesentlichen gewerblichen Abwassers zu untersuchen. Die Untersuchungen sollen Aussagen zur Leistung der Membranstufe, Eliminationsleistung des Membranbioreaktors sowie eine Beurteilung der Betriebsstabilität der geplanten großtechnischen Membranbelebungsanlage am Standort liefern. Zusätzlich sollen grundlegende Erkenntnisse für den Einsatz von Membranbelebungsanlagen zur Behandlung von Abwässern aus der Milchindustrie abgeleitet werden.

Die Kernziele des Projektes sind:

- Ermittlung der Abwassercharakteristik und Erfassung relevanter Betriebsparameter der Membranbelebungsanlage im klein- und halbtechnischen Maßstab
- Variation einschlägiger Leistungskenngrößen der Membranstufe
- Prüfung der Übertragbarkeit der im Pilotmaßstab gewonnenen Erkenntnisse auf die Großtechnik
- Ableitung und Vermarktung der gewonnenen Erkenntnisse mit dem Ziel der Technologieverbreitung

2 Versuchsbeschreibung

2.1 Behandeltes Abwasser im Versuchsbetrieb

Das Abwasser der Eurolat GmbH wird gemeinsam mit dem Abwasser der Ortslage Hommerich in der Werkskläranlage behandelt. Die Kläranlage setzt sich aus Sand-/Fettfang, einer zweistufigen Rechenanlage, zwei Vorbiologiebecken, die auch als Misch- und Ausgleichsbecken genutzt werden, zwei parallel betriebenen Flotationsanlagen, einer nachgeschalteten intermittierend betriebenen Belebungsstufe mit drei parallel betriebenen Nachklärbecken und einem Voreindicker mit Schlammstapelbehälter zusammen. Dem Abwasserpfad schließt sich den Nachklärbecken ein Absetz-/Schönungsteich und eine Sandfiltration an. Die Beschickung der Versuchsanlagen erfolgte mit dem Ablauf der Flotation, da dieser auch dem Zulauf der biologischen Stufe der konventionellen Kläranlage entspricht. Da der Abwasseranfall und die Kläranlagenbelastung zu 95% von der Abwasserproduktion im Werk abhängen, wird die Flotationsstufe der Kläranlage i.d.R. von Sonntag auf Montag außer Betrieb genommen, so dass kein Abwasser für den Betrieb der Versuchsanlagen zur Verfügung steht. Ein mehrtägiges Speichern des Rohabwassers in der Vorbiologie ist derzeit nicht möglich.

Die Beprobung des Zulaufs der Versuchsanlage erfolgte mit einem automatischen Probennehmer als 24-h-Mischproben. In Tabelle 1 sind die ermittelten Zulaufkonzentrationen dargestellt.

Tabelle 1: Zulaufkonzentrationen im Zulauf der Versuchsanlagen (24 h-MP)

| Parameter | AFS [g/L] | CSB [mg/L] | N _{ges.} [mg/L] | P _{ges.} [mg/L] |
|---------------|--------------|---------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Probenanzahl | 6 | 35 | 26 | 36 |
| Minimum | 0,115 | 259 | 21 | 3,7 |
| Mittelwert | 0,572 | 1.457 | 39,5 | 19,5 |
| Maximum | 0,947 | 4.200 | 96,0 | 40,0 |
| 85%-Perzentil | 0,857 | 2.654 | 50,3 | 30,1 |

Bedingt durch Reinigung der Trockentürme im Werk, resultieren temporär sehr hohe CSB-Zulaufkonzentrationen (bis zu 300.000 mg/L) im Rohabwasser. Zur Reduzierung der Stoßbelastung und zur Aufrechterhaltung der geforderten Ablaufqualität werden die Reinigungswässer zunächst auf dem Werksgelände zwischengespeichert und Bedarfsweise der Vorbiologiestufe zugeführt.

2.2 Kleintechnische Versuchsanlage

Für die Versuchsdurchführung wurde auf dem Gelände der Eurolat GmbH eine mobile kleintechnische Versuchsanlage installiert und betrieben. Die Versuchsanlage wurde so ausgelegt, dass die Betriebszustände der bestehenden großtechnischen Werkskläranlage im Hinblick auf die Übertragbarkeit der Versuchsergebnisse abgebildet werden konnten. Die Anlage verfügte über eine vorgeschaltete Denitrifikationszone, eine Nitrifikationszone und einen Filtrationstank. Der Aufbau der Versuchsanlage ist in Bild 1 dargestellt.

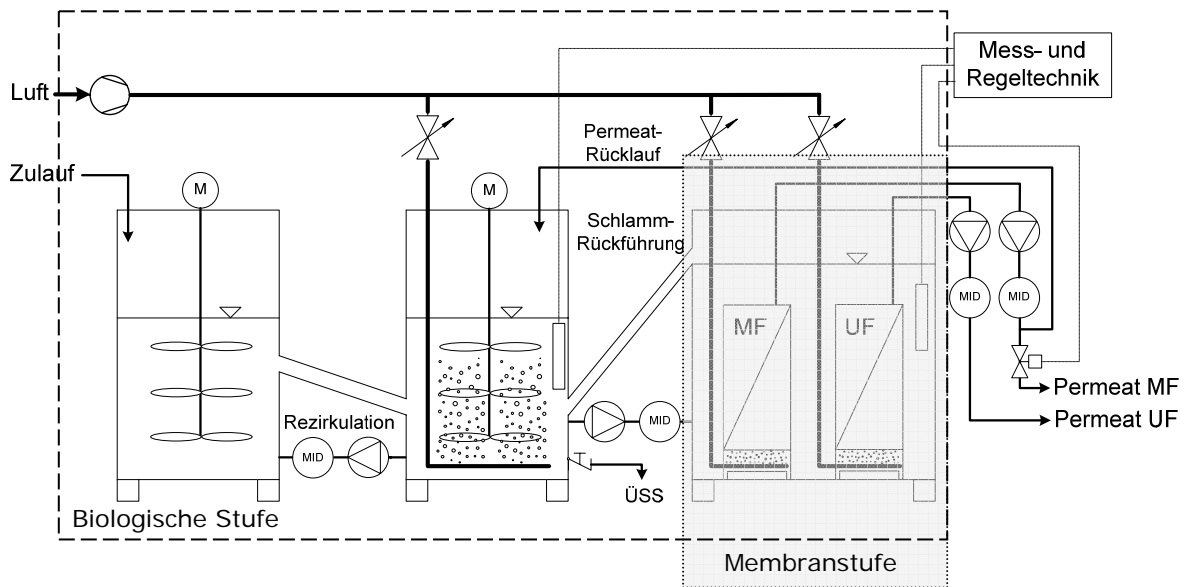


Bild 1: Verfahrensschema der kleintechnischen Versuchsanlage

Die Membranstufe bestand aus einem separat aufgestellten Filtrationstank, in dem ein Plattenmembranmodul, Typ „M-Box“, der Firma Kubota mit einer nominellen Porengröße von 0,4 µm (Mikrofiltration) und ein Hohlfasermodule der Firma Zenon, Typ „ZW 10“, mit einer nominellen Porengröße von 0,01 µm (Ultrafiltration) parallel betrieben wurden. Die Entkopplung der Tageszulaufmengen (CSB-Raum- bzw. Schlammbelastung) von der Filtrationsleistung der Membranstufe wurde durch eine zeitgesteuerte Rückführung des Filtrats in die Nitrifikationszone realisiert.

2.3 Halbtechnische Versuchsanlage

Die halbtechnische Versuchsanlage (Bild 2) setzt sich aus einer intermittierend betriebenen Nitrifikations-/Denitrifikationsstufe, einem separaten Filtrationstank und einem Permeatsammelbehälter zusammen. Die Betriebseinstellungen der Membranstufen werden über die MSR-Technik vorgegeben, geregelt und die Betriebsdaten online registriert. Die Membranmodule befinden sich in einem separat aufgestellten Filtrationstank, welcher kontinuierlich aus der Nitrifikationszone beschickt wird. Die

Filtrationseinheit besteht aus Ultrafiltrationsmembranmodulen der Firma Zenon, Typ „ZW 500 D“. Das anfallende Filtrat wird in einem Permeatsammelbehälter zusammengeführt. Zwei pneumatische Ventile ermöglichen in der Pausenzeit der Permeation eine Entlüftung des Systems.

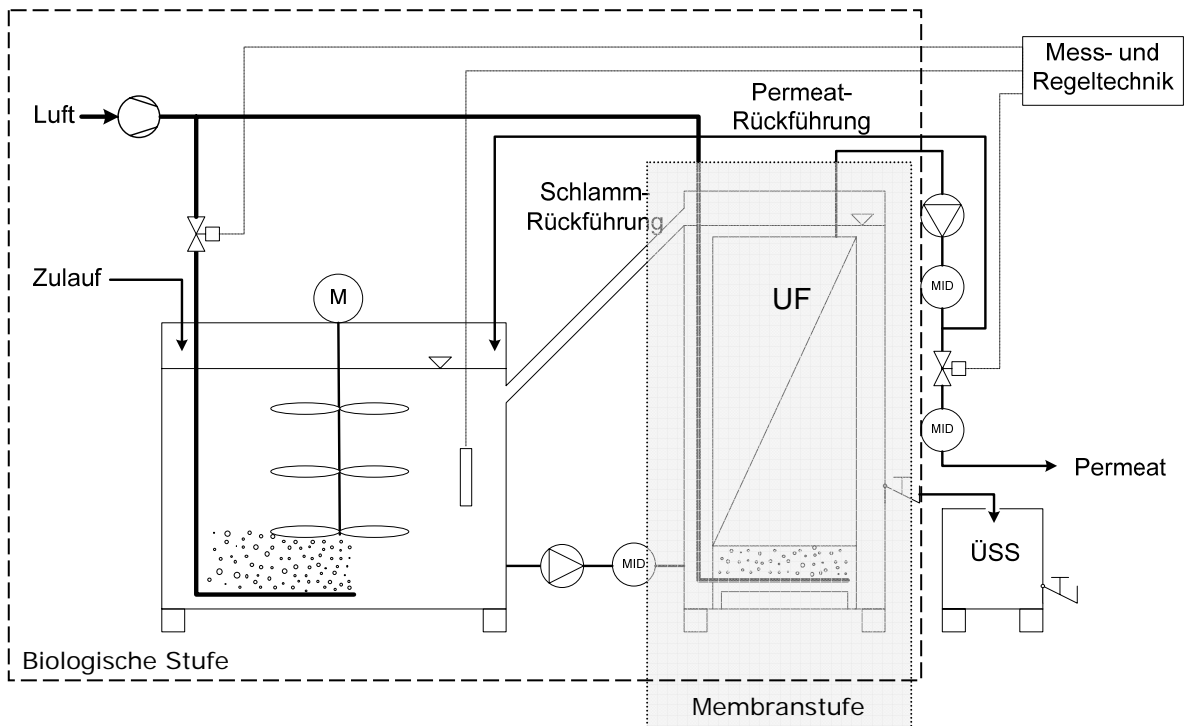


Bild 2: Halbtechnischen Versuchsanlage

2.4 Betriebseinstellungen und -bedingungen

2.4.1 Kleintechnische Versuchsanlage

Die kleintechnische Versuchsanlage wurde in einem Container installiert und im Bypass an den Ablauf der Flotation angeschlossen. Die Animpfung der Versuchsanlage erfolgte mit eingedicktem Rücklaufschlamm aus der konventionellen Kläranlage mit einem TS-Gehalt von etwa 8 g/L. Nach einer 4-wöchigen Einfahrphase wurde ein TS-Gehalt von 11 g/L eingestellt. Die Betriebsführung erfolgte als vorgeschaltete Denitrifikation, um direkte Kurzschlussströmungen unbehandelter organischer Abwasserinhaltsstoffe infolge der geringen Reaktionsvolumina auf die Membranstufe auszuschließen.

Die MF- und UF-Module wurden in Abstimmung mit den Herstellern mit unterschiedlichen Flussleistungen betrieben und während der Einfahrphase von 5 bzw. 10 L/(m²h) auf 25 L/(m²h) gesteigert, was im Allgemeinen dem Bemessungsfluss einer großtechnischen Anlage entspricht.

2.4.2 Halbtechnische Versuchsanlage

Die Animpfung der halbtechnischen Versuchsanlage erfolgte mit Rücklaufschlamm aus der konventionellen Kläranlage ohne vorherige Eindickung mit einem TS-Gehalt von 3 g/L. Hier wurde auf eine statische Eindickung des Rücklaufschlammes verzichtet, um sicherzustellen, dass die im Rücklaufschlamm befindlichen Mikroorganismen auf natürliche Art und Weise bei gleicher Schlammbelastung wie in der Werkskläranlage anwachsen. Die Einfahrphase auf einen TS-Gehalt von 11 g/L bei 2 Schlammalter dauerte etwa 3 Wochen. Nach einer 4-wöchigen stationären Betriebsphase wurde eine intermittierende Belüftung im Nitrifikations-/Denitrifikationstank eingestellt, um die Betriebsführung der Werkskläranlage abzubilden.

2.4.3 Begleitende Analytik

Die Reinigungsleistung des MBR wurde anhand konventioneller Abwasserparameter bewertet (C, N und P). Stichprobenartige Untersuchungen auf extrazelluläre polymere Substanzen (EPS) im Schlamm und auf den Membranen dienten zur Beurteilung des Membranfoulings. Zusätzlich wurden mit der Bestimmung der kapillaren Fließzeit (CST) und des Schlammvolumenindex (ISV) Aussagen zur Entwässerbarkeit und zum Absetzverhalten des belebten Schlammes erzielt.

Die Probenahme des Belebtschlammes erfolgte als qualifizierte Stichprobe. Die Beprobung des Zulaufs und Ablaufs wurde mit einem 24-h-Mischprobennehmer zeitkorrespondierend durchgeführt.

3 Versuchsergebnisse

3.1 Entwässerungs- und Absetzeigenschaften

3.1.1 Kapillare Fließzeit (CST)

Zur Beurteilung der Entwässerungseigenschaften des eingesetzten Belebtschlammes wurde als Alternative zum spezifischen Filtrationswiderstand die kapillare Fließzeit (Capillary Suction Time = CST) bestimmt. Da das Messergebnis vom Feststoffgehalt der Schlammprobe beeinflusst wird, wird die kapillare Fließzeit auf den TR in Prozent bezogen und als spezifischer CST/TR [s/%] angegeben. BAHRS (1986) gibt als Richtwerte für die Geschwindigkeit der Wasserabgabe (CST/TR) folgendes an: gut entwässerbar = $CST/TR \leq 30$ s/% TR, mittelmäßig entwässerbar = $CST/TR \approx 30 - 150$ s/% TR und schlecht entwässerbar = $CST/TR \geq 150$ s/% TR. Die CST-Werte der

untersuchten Belebtschlämme aus der Versuchsanlage lagen zwischen 20 und 31 s/%TR. Somit kann von einer guten Entwässerbarkeit der Schlämme ausgegangen werden.

3.1.2 Schlammvolumenindex (ISV)

Um die Absetzeigenschaften des belebten Schlammes der Membrananlage zu beurteilen, wurde der Schlammvolumenindex bestimmt. Da das Schlammvolumen V_S stets größer als 250 ml/l war, wurde der Verdünnungsschlammindex zur Charakterisierung der Eindickeigenschaften herangezogen. Für die 19 untersuchten Stichproben liegt dieser zwischen 90 und 110 mL/g. Gemäß den Richtwerten der ATV-DVWK A 131 (2000) ist die Eindickeeigenschaft des Schlammes als günstig einzustufen.

3.2 Kleintechnische Versuche

3.2.1 Kohlenstoffelimination

Die Kohlenstoffelimination wurde durch die Analyse des CSB im Zulauf und im Permeat der Ultra- und Mikrofiltration bestimmt. Es wurde deutlich, dass zeitweise die CSB-Ablaufkonzentrationen der Versuchsanlage die der konventionellen Kläranlage überschreiten. Dies kann auf Kurzschlussströmungen unbehandelten Abwassers infolge der geringen Reaktorvolumina zurückgeführt werden. Im Mittel lag die CSB Konzentration im Permeat bei 60 mg/L. Bezogen auf den mittleren Zulauf von 1950 mg/L entspricht der CSB im Permeat einer Elimination von etwa 97%.

3.2.2 Raum- und Schlammbelastung

Die Belastungen unterliegen teilweise starken Schwankungen und betragen im Mittel etwa 3,1 kg CSB /($m^3 \cdot d$) Raumbelastung und etwa 0,27 kg CSB/(kg TS-d) Schlammbelastung. Die Schwankungen können darauf zurückgeführt werden, dass die Versuchsanlagen nicht kontinuierlich mit Abwasser beaufschlagt wurden, da die Werkskläranlage i.d.R. den Betrieb aufgrund eines zu geringen Abwasserzulaufes am Wochenende einstellt. Zusätzlich werden je nach Bedarf Reinigungen an Trocknungstürmen im Werk vorgenommen, die diskontinuierliche Stoßbelastungen verursachen.

3.2.3 Leistung und Reinigung der Membranstufe

In der kleintechnischen Membranstufe wurden parallel ein Mikrofiltrations- und ein Ultrafiltrationsmodul betrieben. Dies diente dem Zweck, die Leistungsfähigkeit der Module unter gleichen Randbedingungen zu beurteilen. Die Ergebnisse der Untersuchungen sind nachfolgend zusammengetragen. Bild 3 gibt den Verlauf der Permeabilität des Mikrofiltrationsmoduls (MF) im Zusammenhang mit dem Nettofluss wieder. Während zu

Versuchsbeginn relativ hohe Permeabilitäten zu verzeichnen sind, kam es nach 40 Tagen Betrieb zu einem raschen Permeabilitätseinbruch, so dass eine chemische Reinigung erforderlich wurde.

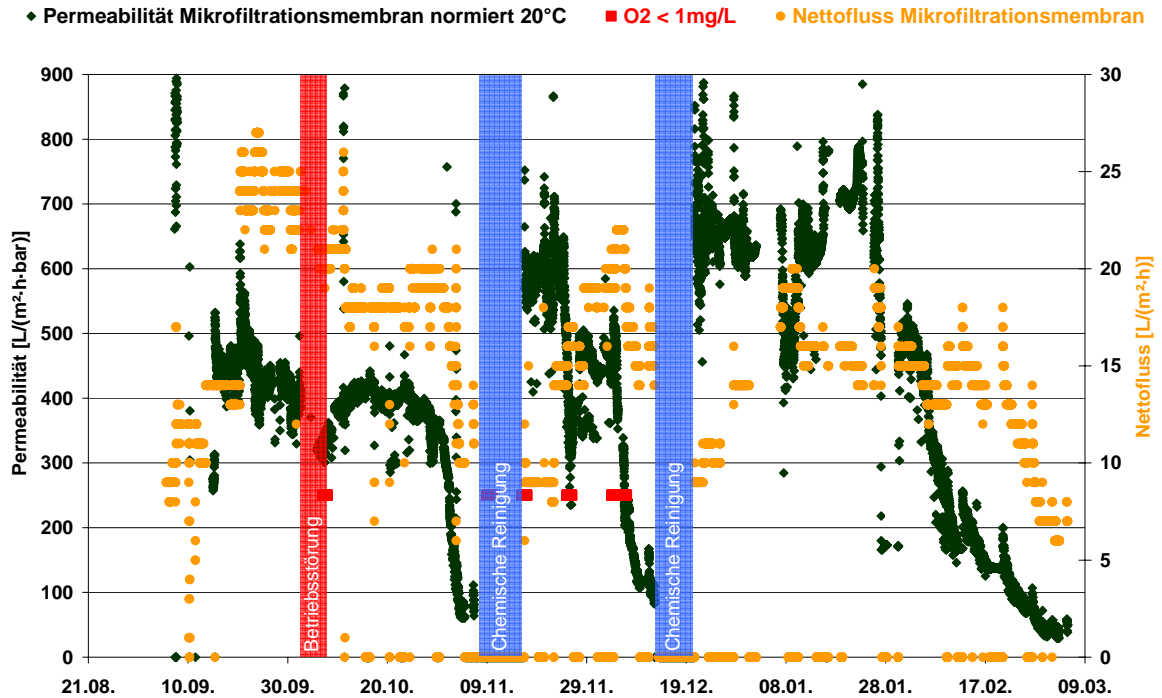


Bild 3: Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen MF-Membranstufe

Als Ursache kann angenommen werden, dass hohe CSB-Zulaufmengen größer 3.000 mg/L eine erhöhte Sauerstoffzehrung bewirkten und trotz angepasster erhöhter Belüftungsrate keine ausreichende Sauerstoffversorgung der Biozönose gegeben war. Dadurch wurde die mikrobielle Abbauleistung negativ beeinflusst, wodurch sich vermehrt Restorganik auf der Membranoberfläche anlagerte und zu einem Leistungseinbruch des Membranfilters führte. Dies korrespondiert mit den erhöhten CSB-Ablaufwerten von 80 – 120 mg/L. Bei der parallel betriebenen Ultrafiltrationsmembran stellte sich während des gesamten Versuchsbetriebes der in Bild 16 dargestellte Permeabilitätsverlauf ein. Der Permeabilitätsverlauf des UF-Membranmoduls korrespondiert durch den Parallelbetrieb der Membranmodule (in identischem Belebtschlamm) mit dem Permeabilitätsverlauf des MF-Moduls. Der Permeabilitätsabfall der UF-Membran findet zwar über einen längeren Zeitraum statt; allerdings muss hier berücksichtigt werden, dass die Ausgangspermeabilität des UF-Moduls (200 L/(m²hbar)) auf einem niedrigeren Niveau im Vergleich zum MF-Modul (400 – 800 L/(m²hbar)) lag.

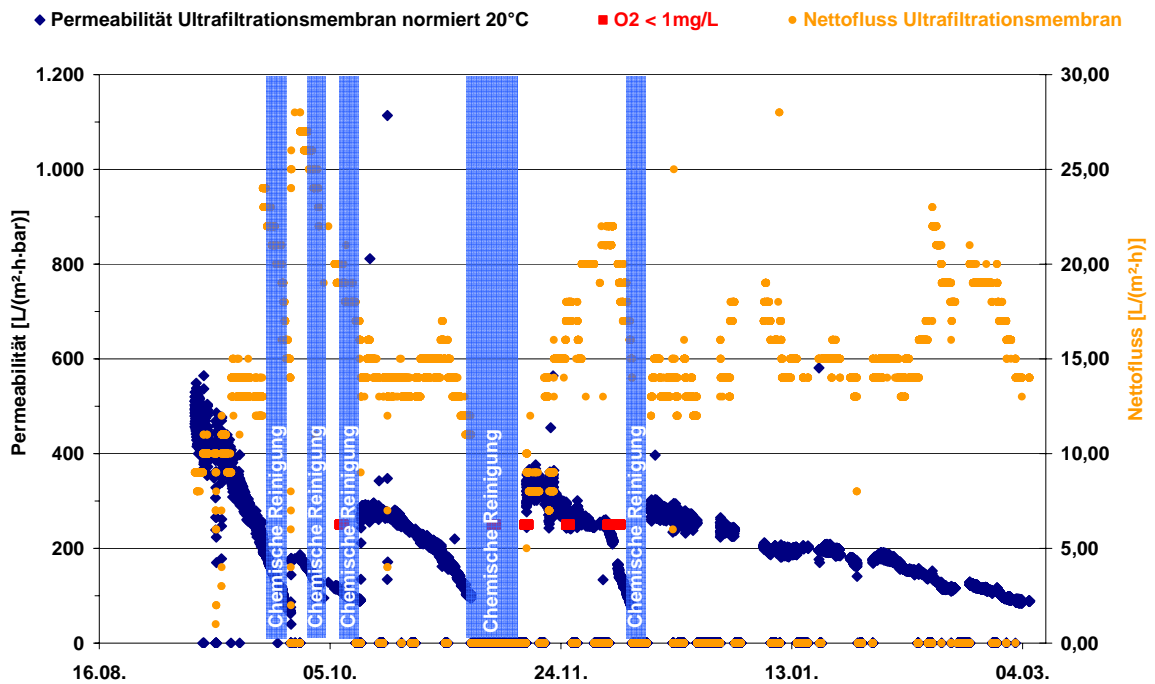


Bild 4: Permeabilitätsverlauf und Nettofluss der kleintechnischen UF-Membranstufe

Die Reinigung der Membranmodule erfolgte bei einer Permeabilität von kleiner 100 L/(m²hbar) und vor dem Hintergrund, eine effektive Reinigungsstrategie abzuleiten. Die Ergebnisse der Reinigungen sind in **Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.** dargestellt. Mit den 15 eingesetzten Mikrofiltrationsplatten konnten 5 Reinigungsstrategien mit jeweils 3 Platten in einer geeigneten Reinigungszelle des ISA der RWTH Aachen durchgeführt werden. Die effizienteste Reinigungsprozedur aus den Versuchen mit den Mikrofiltrationsplatten wurde für die Reinigung des UF-Moduls verwendet.

Tabelle 2: Reinigungsergebnisse der kleintechnischen MF-/UF-Module

| Medium/ Reinigungsbeschreibung | Ausgangsp permeabilität [L/(m ² hbar)] | Permeabilität nach der Reinigung [L/(m ² hbar)] |
|--|--|--|
| Mikrofiltration: Platte 1 – 3 | | |
| 500 ppm H ₂ O ₂ , pH = 8,1, T = 14,5°C, 1h, in situ | 220 | 100 |
| 1.000 ppm H ₂ O ₂ , pH = 8,4, T = 14,5°C, 1h, in situ | 100 | 120 |
| 500 ppm H ₂ O ₂ , pH = 8,3, T = 15°C, 1h, in Lösung | 120 | 125 |
| Mechanische Reinigung | 125 | 900 |
| Platte 4 – 6 | | |
| 500 ppm NaOH, pH = 11, T = 14,6 °C, 1h, in situ | 150 | 145 |
| 500 ppm NaOH, pH = 11, T = 14°C, 1h, in Lösung | 145 | 120 |
| Mechanische Reinigung | 120 | 900 |
| Platte 7 – 9 | | |
| 500 ppm NaOCl, pH = 10,1, T = 14,5 °C, 1h, in situ | 165 | 160 |
| 1.000 ppm NaOCl, pH = 10,6, T = 14,5 °C, 1h, in situ | 160 | 180 |
| 1.000 ppm Citronensäure, pH = 2,88, T = 14 °C, 1h, in situ | 180 | 190 |
| 1.000 ppm NaOCl, pH = 10,6, T = 14,5 °C, 1h, in situ | 190 | 215 |

| Medium/ Reinigungsbeschreibung | Ausgangsp permeabilität [L/(m ² hbar)] | Permeabilität nach der Reinigung [L/(m ² hbar)] |
|--|--|--|
| Platte 7 – 9 | | |
| Betrieb im BS nach 3 h bei 10 L/(m ² h) | 215 | 410 |
| Mechanische Reinigung | 410 | 1.700 |
| Platte 10 - 12 | | |
| 1.000 ppm NaOCl, pH = 10,7, T = 10,9 °C, 1h, in situ | 135 | 160 |
| 500 ppm NaOCL, pH = 10,1, T = 14,7 °C, 1h, in Lösung | 160 | 275 |
| 1 g/L Citronensäure, pH = 3,2, T=16 °C, 1h | 275 | 330 |
| Reinigung 1.000 ppm NaOCL, pH =10,4, T = 13,8 °C, 1h | 330 | 625 |
| Ultrafiltration: ZW 10 | | |
| Reinigung NaOCl 500 ppm, pH = 10,0, T = 14,8 °C, 1h, in situ | 170 | 155 |
| Citronensäure 1.000 ppm, pH = 2,9, T = 14,8 °C, 1h, in situ | 155 | 145 |
| Reinigung NaOCl 1.000 ppm, pH = 10,4, T = 14,8 °C, 1h, on air mit Rückspülung | 145 | 220 |
| 1 Tag Betrieb im Schlamm | 220 | 265 |

Die effektivste Reinigung konnte getaucht in Reinigungslösung mit Natriumhypochlorit erzielt werden. Aufgrund der AOX-Problematik der Reinigungschemikalie wurde der Fokus für weitere Reinigungen auf die Reinigungschemikalie Wasserstoffperoxid gelegt. Hier konnte eine weitgehende Regeneration der Membran mit einer 2%-igen H₂O₂-Lösung

getaucht erzielt werden. Weitere Reinigungsergebnisse sind im Anhang zusammengestellt.

3.3 Halbtechnische Versuche

3.3.1 Reinigungsleistung

3.3.1.1 Kohlenstoffelimination

Die Elimination der Kohlenstoffverbindungen erfolgte während des halbtechnischen Versuchsbetriebes mit einem Wirkungsgrad von im Mittel 0,97. Vereinzelt führten Stoßbelastungen, wie z.B. bei der Reinigung des Ölabscheiders der Werkskläranlage, zu einer vollständigen Sauerstoffzehrung und damit zu einem unvollständigen Organikabbau, wodurch eine signifikante Deckschicht auf der Membran infolge der Restorganik ausgebildet wurde. Die Stoßbelastungen führten dazu, dass die CSB Ablaufkonzentrationen der halbtechnischen Versuchsanlage teilweise um das 10-fache erhöht sind. Die teilweise geringen Eliminationen von 87 – 92 % sind auf Störungen im Versuchsbetrieb (Ausfall der Belüftungseinrichtungen) zurückzuführen. Bei Betrachtung der 85%-Perzentilwerte resultiert eine CSB-Elimination von 99%.

3.3.1.2 Stickstoffelimination

Um eine Stickstoffelimination zu realisieren und eine Übertragung der großtechnischen Betriebseinstellungen (wie z.B. O₂-Gehalt = 2 mg/l während der Belüftungsphase) zu gewährleisten, wurde der Sauerstoffgehalt der intermittierenden Nitrifizierungs-/Denitrifikationsphase mittels Redoxpotenzialmessung geregelt. Während des Versuchsbetriebes wurden z.B. NO₃-N Ablaufkonzentrationen zwischen 3 und 60 mg/L gemessen. Insbesondere Zulaufspitzenbelastungen führten zu erhöhter Sauerstoffzehrung und damit verbunden zu anaeroben Milieubedingungen im Reaktor und somit zu einer unvollständigen Stickstoffelimination. Zudem wurde festgestellt, dass aufgrund der teilweise mangelnden C-Quelle in der biologischen Stufe keine Denitrifikation stattfand, da bei der Werkskläranlage und folglich bei der halbtechnischen Membranbelebungsanlage an den Wochenenden i.d.R. kein Zulauf vorhanden war.

3.3.1.3 Phosphorelimination

Die Phosphorelimination erfolgt auf der Kläranlage mittels Fällung mit Polyaluminiumhydroxidchlorid (VTA 17-104). Das Fällmittel wird der Vorbiologie und der Belebungsstufe der Werkskläranlage zudosiert. Da die Ultrafiltration auch sehr kleine

Flocken sicher zurückhält, konnte mit der Membranstufe eine Phosphorelimination von ca. 98 % erzielt werden.

3.3.1.4 Vergleich der Ablaufkonzentrationen der Werkskläranlage und der halbtechnischen Versuchsanlage

Die während des Betriebes der halbtechnischen Versuchsanlage erzielten Ablaufkonzentrationen von CSB, NH₄-N, NO₃-N, N_{ges} und P_{ges} sind in Tabelle 3 den Ablaufwerten der Werkskläranlage gegenübergestellt. Zusätzlich wurden die Überwachungswerte der Werkskläranlage mit aufgeführt. Die Ergebnisse zeigen, dass die Ablaufwerte der Membrankläranlage den Überwachungswerten mit Ausnahme von N_{ges} entsprechen. Die Abweichung ist auf eine nicht vollständig ablaufende Denitrifikation zurückzuführen, die durch Betriebsstörungen an der halbtechnischen Versuchsanlage und teilweise Kohlenstoffunterversorgung in der biologischen Stufe hervorgerufen wurde.

Tabelle 3: Vergleich der Ablaufkonzentrationen der Werkskläranlage und der halbtechnischen Versuchsanlage

| 85%-Perzentil | CSB [mg/L] | NH ₄ -N [mg/L] | NO ₃ -N [mg/L] | N _{ges} [mg/L] | P _{ges} [mg/L] |
|--|---------------|------------------------------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| Werkskläranlage ¹⁾ | 19,8 | 0,9 | 6,7 | 7,4 | 0,65 |
| Halbtechnische Membranbelebungsanlage ²⁾ | 43,3 | 0,19 | 33,6 | 40,4 | 1,16 |
| Überwachungswerte der Werkskläranlage | 80,0 | - | - | 10,0 | 2,0 |

¹⁾ wöchentliche Stichprobe

²⁾ tägl. 24-h Mischprobe

3.3.2 Raum- und Schlammbelastung

In der nachfolgenden Darstellung sind die Raum- und Schlammbelastungen der halbtechnischen Versuchsanlage zusammengetragen. Die Belastungen unterliegen auch hier teilweise starken Schwankungen und betragen im Mittel etwa 1,2 kg CSB / (m³·d) Raumbelastung und etwa 0,1 kg CSB / (kg TS·d) Schlammbelastung. Die geringe Schlammbelastung deutet auf eine gute Abwasserreinigung hin.

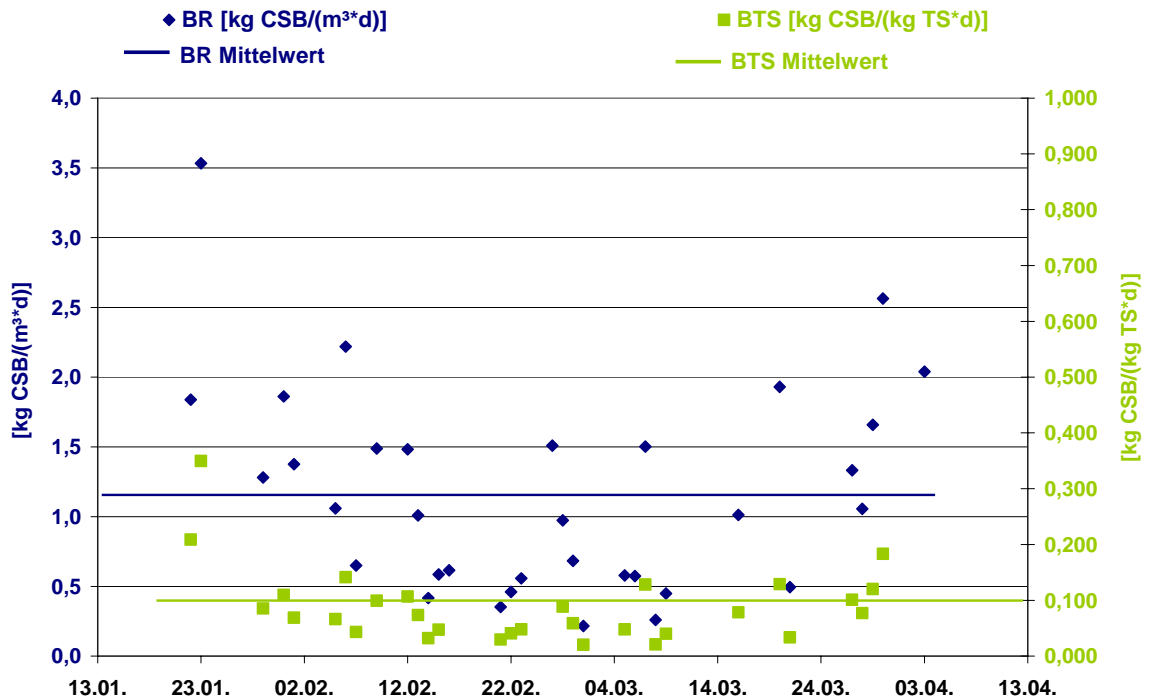


Bild 5: Raum- und Schlammbelastung

3.3.3 Leistung und Reinigung der Membranstufe

Die halbtechnische Versuchsanlage wurde im Rahmen des Projektes über einen Zeitraum von 6 Monaten betrieben. Die Betriebsergebnisse sind in Bild 6 dargestellt. Nach einer Einfahrphase von ca. 3 Monaten wurde der Fluss der Anlage von 10 auf 17 L/(m²h) erhöht. Dies führte zu einem sprunghaften Anstieg der Permeabilität um etwa 150 L/(m²hbar) auf 350 L/(m²hbar). Der Transmembrandruck blieb nahezu konstant. Als Ursache können Lufteinschlüsse in den Kapillaren herangezogen werden, die durch den höheren Saugdruck aus dem System ausgetragen wurden. Nach einem weiteren 3-monatigen Betrieb führten ein Ausfall der Belüftungseinrichtung und Stoßbelastungen im Zulauf der Versuchsanlage zu einem drastischen Einbruch der Permeabilität. Als Folge dieser Betriebsstörung stellte sich ein Permeabilitätsniveau um 180 L/(m²hbar) ein, so dass eine chemische Reinigung erforderlich wurde. Die Reinigung der Membran erfolgte mit Natriumhypochlorit, da mit dieser Chemikalie in den Vorversuchen bei der kleintechnischen Anlage die maximale Reinigungsleistung erzielt wurde. Die Ergebnisse aus den Reinigungsversuchen sind in der nachfolgenden Tabelle zusammengetragen.

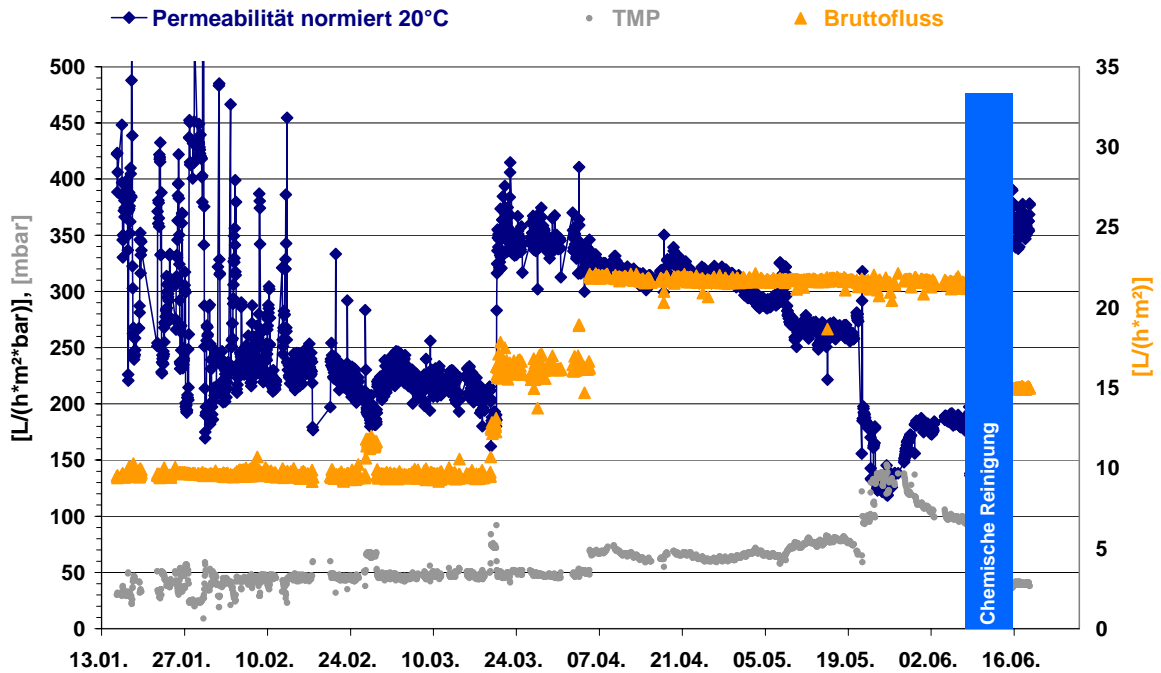


Bild 6: Betrieb der Membranstufe

Tabelle 4: Reinigungsergebnisse der halbtechnischen UF

| Reinigungsbeschreibung | Permeabilität vor der Reinigung [L/(m²hbar)] | Permeabilität nach der Reinigung [L/(m²hbar)] |
|---|--|---|
| Ultrafiltration ZW 500 | | |
| NaOCl, 1.600 ppm, T = 31°C, pH = 9,8, 3h in Lösung | 154 | 460* |
| Citronensäure, pH = 3,0 mit Salpetersäure auf pH = 2,0 gesenkt, T = 30°C, 22h in Lösung | 135 | 380 |
| Salpetersäure, pH = 1,8, T = 18°C, 22h in Lösung | 380 | 460 |

* Abnahme der Permeabilität aufgrund Kalkablagerungen (hartes Klarwasser); Permeabilitätsverlauf während der Reinigung in NaOCl-Lösung: nach 1h = 315, 2h = 410, 3h = 460 L/(m²hbar)

Nach der 3-stündigen NaOCl-Reinigung wurde die Permeabilität in Klarwasser bestimmt. Dabei kam örtliches Grundwasser auf die alkalische Membran, wodurch Kalziumcarbonat

ausgefällt wurde. Die Problematik von Kalkausfällungen stellt dabei ein wesentliches Kriterium für die Anwendung der Membrantechnologie dar, da das Betriebsverhalten der Membran und damit die Leistungsfähigkeit des Verfahrens erheblich durch das Kalk-Abscheidepotenzial des Abwassers beeinflusst wird. Es sollte daher bei chemischen Reinigungen mit NaOCl/NaOH auf den Einsatz des örtlichen Grundwassers verzichtet werden. Bedingt durch Kalkablagerungen auf und in den Membranen wurde eine saure Reinigung mit Citronen- und Salpetersäure notwendig. Diese führten zu einer Permeabilität von 460 L/(m²hbar).

4 Ausblick und Empfehlungen

Auf Grundlage der durchgeführten Machbarkeitsuntersuchungen zur Einsetzbarkeit des Membranbelebungsverfahrens können folgende Empfehlungen abgeleitet werden:

1. Die wissenschaftlichen Untersuchungen ergaben, dass der Einsatz der Membrantechnologie für die Abwasserbehandlung der auf der Kläranlage des Abwasserverband Hommerich anfallenden Abwässer (Werksabwässer Eurolat) grundsätzlich möglich ist.
2. Die im Rahmen des Projekts durchgeführten Pilotierungen zeigten, dass die erzielten Ablaufwerte im Regelbetrieb unterhalb der Überwachungsparameter lagen.
3. Die Membranstufe der halbtechnischen Versuchsanlage konnte bis zu einem Nettofluss von 15 - 17 L/(m²*h) betriebsstabil ohne einen signifikanten Einbruch der Permeabilität betrieben werden.
4. Im Rahmen der Pilotierung wurden verschiedene Reinigungsstrategien untersucht. Eine chemische Reinigung mit NaOCl zeigte hierbei den effektivsten Reinigungserfolg, der mit einer Permeabilitätssteigerung von ca. 300 % verbunden ist. Hierbei ist jedoch die Belastung der Kläranlage mit AOX zu berücksichtigen. Daher sollte ein Speicher- und Dosierkonzept für Altreiniger mit Kostenbetrachtung für eine großtechnische Realisierung vorgesehen werden.
5. Für die Reinigung der Membranen müssen kalkfreie Wässer eingesetzt werden. Eine Reinigung mit örtlichem Grundwasser war nicht praktikabel.
6. Anhand der vorliegenden Betriebsergebnisse lässt sich abschätzen, dass eine Reinigung der Membran quartalsweise notwendig ist. Nach einer überschlägigen Kalkulation der Kosten ist ableitbar, dass die Abwasserreinigung mit Membrantechnologie wirtschaftlich ist, wenn die Membranstufe in die vorhandene Klärwerkstechnik (separate Filtrationsstufe nach der Belegung) eingebunden wird und eine separate Waschkammer vorgesehen wird. Es wird daher empfohlen,

detaillierte Untersuchungen zur Wirtschaftlichkeit durchzuführen. Überschlägig kann dabei von einem Strombedarf der Membranstufe von ca. 0,4 - 0,6 kWh/m³ ausgegangen werden.

7. Aus den halbtechnischen Pilotierungen ergab sich ein Personalaufwand von täglich ca. 0,5 h zzgl. 8 h pro Quartal für die chemische Reinigung (SCHILLING, 2007). Da bei einer großtechnischen Anlage der Technisierungsgrad höher ist, führt dieses i.d.R. zu einer weiteren Reduzierung des Personalaufwandes.
8. Der Einsatz der Membrantechnologie für die Abwasserreinigung in der süßmolkeverarbeitenden Industrie ist möglich und zukunftsweisend. Vor dem Hintergrund der Substituierung von Frischwasser kann das Permeat aus der Membranfiltration eine Grundlage für weitergehende, nachgeschaltete Aufbereitungsverfahren darstellen.

Für die Bemessung einer großtechnischen Anlage sind die Ergebnisse aus halbtechnischen Pilotierungen über 6 Monaten nur bedingt übertragbar. Der Einsatz angepasster Mess-, Steuerungs- und Regelungstechniken, wie bei großtechnischen Anwendungen üblich, führt zu einer Erhöhung des Technisierungsgrades und zu einem stabileren Anlagenbetrieb.

Literatur

KA (2002): Aufbereitung von Industrieabwässern und Prozesswasser mit Membranverfahren und Membranbelebungsverfahren, Teil 2: Aerobe Membranbelebungsverfahren. In: KA – Wasserwirtschaft, Abwasser, Abfall (49) Nr. 11, S. 1563 – 1571

SCHILLING, S. (2006): Vorstudie zur Grundlagenplanung der Abwasserreinigungsanlage Hommerich (unveröffentlicht)

SCHILLING, S. (2007): Persönliche Mitteilung.