

Optimierung eines Membranbelevungsverfahrens

Trinkwasser aus Abwasser?

vorgelegt von

Leutgöb David

Diplomarbeit

am Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes

der Montanuniversität Leoben

Leoben im März 2003

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1 EINLEITUNG	5
1.1 Problemstellung	5
1.2 Zielsetzung	6
2 ABWASSERREINIGUNGSANLAGE ST. PETER OB JUDENBURG IM ÜBERBLICK	7
2.1 Membrankläranlage St. Peter ob Judenburg	7
2.2 Chronologie	8
3 GESETZLICHE RAHMENBEDINGUNGEN.....	9
3.1 Allgemeine Abwasseremissionsverordnung (AAEV, BGBl. 186/1996)	9
3.2 Abwasseremissionsverordnung (AEV) für kommunales Abwasser (BGBl. 210/1996).....	10
3.3 Trinkwasserverordnung (TWV, BGBl. 304/2001).....	11
4 THEORETISCHE GRUNDLAGEN.....	13
4.1 Kommunale Abwasserbehandlung	13
4.1.1 Mechanische Abwasserbehandlung.....	13
4.1.2 Biologische Abwasserbehandlung	13
4.1.2.1 Nitrifikation	14
4.1.2.2 Denitrifikation	15
4.1.2.3 Überblick der aeroben Reinigung im Belebungsbecken	16
4.2 Klassifizierung von Membranen in Membranprozessen.....	17
4.3 Membranverfahren in der Abwassertechnik.....	19
4.3.1 Mikrofiltration (MF).....	20
4.3.2 Nanofiltration (NF)	21
4.3.3 Membranbelebungsverfahren	22
5 TECHNISCHE BESCHREIBUNG	23
5.1 Betriebsgebäude.....	23
5.2 Mechanische Reinigung.....	23

5.2.1	Zuleitungskanal zur Kläranlage	23
5.2.2	Sandfang	23
5.2.3	Zulauf - Schneckenpumpe.....	23
5.2.4	Spiralsieb.....	24
5.3	Biologische Teich - Reinigungsstufe	24
5.3.1	Teich 1	24
5.3.2	Teich 2 und Teich 3	25
5.3.3	Schönungsteich	25
5.3.4	Steuerung der Teichanlagen	26
5.4	Membranbelebung	26
5.4.1	MCR [®] - Membranen	26
5.4.2	Gebälse	28
5.4.3	Pumpe für Permeatabsaugung und Reinigung, Durchflussmesser.....	28
5.4.4	Fällung und Flockung	29
5.4.5	Steuerung der Mikrofiltrationsanlage.....	30
5.5	Pilotanlage Nanofiltration	31
5.5.1	ROCHEM FM [®] - MODULE.....	31
5.5.1.1	Aufbau eines Membrankissens	31
5.5.1.2	Modulaufbau.....	32
5.5.2	Steuerung der Pilotanlage Nanofiltration.....	33
5.6	„Denitrifikations“ - Vorversuch.....	36
5.6.1	Aufbau des Denitrifikationsfasses	36
5.6.2	Schaltung und Steuerung des Systems	37
6	MESSMETHODIK.....	39
6.1	Probennahme	39
6.1.1	Zulauf	39
6.1.2	Teich 1	39
6.1.3	Ablauf Teich 1 (Zulauf MBR)	39
6.1.4	Membranbelebung.....	39
6.1.5	Rücklaufschlamm	39
6.1.6	Ablauf (MBR).....	40
6.1.7	Permeat Nanofiltration.....	40
6.1.8	„Denitrifikation“	40

6.2	Analytik	40
6.2.1	Physikalische Parameter	40
6.2.1.1	Trockensubstanz	40
6.2.1.2	pH - Wert	41
6.2.1.3	Leitfähigkeit	41
6.2.1.4	Sauerstoff	42
6.2.1.5	Filtrierbarkeit	42
6.2.1.6	Viskosität	42
6.2.2	Chemische Parameter	43
7	BETRIEBSERGEBNISSE	45
7.1	Zulauf	48
7.1.1	Temperatur, Leitfähigkeit	48
7.1.2	Ammonium, Gesamtphosphor, Chemischer Sauerstoffbedarf	49
7.2	Teich 1	51
7.2.1	Sauerstoff (Belüftung), Ammonium, Trockensubstanzgehalt	51
7.2.2	Temperatur, Leitfähigkeit	54
7.2.3	Chemischer Sauerstoffbedarf, Gesamtphosphor	55
7.3	Membranbelebung	56
7.3.1	Ammonium, Nitrat	56
7.3.2	Sauerstoffgehalt, pH - Wert	58
7.3.3	Gesamtphosphor	59
7.3.4	Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	61
7.3.5	Trockensubstanz, Viskosität, Filtrierbarkeit	62
7.3.6	Permeabilität, Summe MBR, Filterdruck, Filtrierbarkeit	64
7.3.7	Flux, Nettoflux	66
7.4	Pilotanlage Nanofiltration	68
7.4.1	Permeabilität, Permeatmenge, Transmembrandruck, Flux	68
7.4.2	Nitrat, Gesamtphosphor, Nitrit, Ammonium	70
7.4.3	Leitfähigkeit, pH - Wert	74
7.5	Vorversuch Denitrifikation	76
7.6	Energieverbrauch	77
8	DISKUSSION DER BETRIEBSERGEBNISSE	80
8.1	Reinigungserfolg der Membrankläranlage	80

8.2	Reinigungserfolg der Pilotanlage Nanofiltration	86
8.3	Trinkwassergewinnung aus Abwasser	87
9	UP - SCALING	92
9.1	Tägliche Frachten und Abwassermengen.....	93
9.2	Membrankläranlage	93
9.3	Konventionelles Belebungsverfahren.....	95
9.4	Variantenvergleich	96
10	ZUSAMMENFASSUNG	99
11	VERZEICHNISSE	102
11.1	Literatur.....	102
11.2	Begriffe und Abkürzungen	105
11.3	Abbildungsverzeichnis	110
11.4	Tabellenverzeichnis	112
12	ANHÄNGE	I

1 Einleitung

1.1 Problemstellung

Österreich ist in der glücklichen Lage über Grundwasser (Trinkwasser) in ausreichender Qualität und Quantität zu verfügen. Diese Tatsache gewinnt zunehmend an Bedeutung, zumal die Verfügbarkeit von ausreichend nutzbarem Wasser auf der Welt nur mehr auf wenige Jahrzehnte geschätzt wird. Der Wasserreichtum und die -qualität unserer Region ist nicht als selbstverständlich anzusehen. Weltweit fehlt es ca. 1,1 Mrd. Menschen an einer gesicherten Wasserversorgung und nahezu 2,4 Mrd. Menschen verfügen nicht über eine kontrolliert geregelte Abwasserentsorgung. Daher müssen jedes Jahr etwa 2,2 Millionen Menschen aus der „dritten Welt“ – in der Mehrzahl Kinder – an Krankheiten sterben, die in direktem Zusammenhang mit ungenügender Hygiene, unzureichender Wasserentsorgung sowie mangelnder Qualität von Trinkwasser stehen. Gro Harlem Brundtland, Generaldirektor der WHO (World Health Organization) sowie Carol Bellamy, Executiv Direktor der UNICEF (United Nations Children's Fund) meinen in einem Vorwort zum gemeinsam in Auftrag gegebenen GLOBAL WATER SUPPLY AND SANITATION ASSESSMENT 2000 REPORT [1]:

„Der gesicherte Zugang zu Trinkwasser und zur kontrollierten Wasserentsorgung zählt zu den Grundrechten eines jeden Menschen. Sie haben grundlegenden Anteil an einer gesunden menschlichen Entwicklung, lindern die Armut und sind unentbehrlich bei der elementaren Gesundheitsversorgung.“ (aus dem Englischen übersetzt) [1, Vorwort]

Daher muss es heute ein Anliegen sein, den kommenden Generationen weltweit den Zugang zur Wasserver- und -entsorgung bereitzustellen und diesen zu sichern.

Dazu bedarf es aber auch neuer Lösungsansätze und Technologien. Hiezu zählt auch die Membrantechnologie, die in den letzten Jahren zunehmend an Bedeutung gewonnen hat. Die Anwendungen sind vielschichtig und reichen von der Membranfiltration von Grund- und Oberflächenwässern, Rückspülwässern, Industrieabwässern bis zur Membranfiltration von kommunalen Abwasser. Der Einsatz von Membranverfahren für die Biomasseabtrennung im Rahmen der biologischen Abwasserreinigung hat sich in zwei Richtungen entwickelt. Zum einen kann durch speziell entwickelte Systeme (getauchte Niederdruckverfahren) die Sedimentation der herkömmlichen Nachklärung ersetzt werden. Zum anderen wird die Membranfiltration bei der Nachbehandlung von konventionell gereinigtem Abwasser zur Qualitätsverbesserung im Zuge von Wasserrecycling-Konzepten (groundwater recharging) eingesetzt.

Derzeit werden in der kommunalen Abwasserreinigung hauptsächlich Membran-Kleinanlagen bis zu 1000 m³/d Durchsatz realisiert. Neben Nordamerika, Japan und England werden derartige Anlagen auch in Deutschland betrieben. Hingegen sind Membran - Großanlagen derzeit nur in England (Swanage WWTP; 12.700 m³/d) und in Deutschland (Kläranlage Nordkanal des Erftverbandes; 16.700 m³/d) realisiert. Daneben entsteht in Kuwait eine konventionelle biologische Abwasserreinigungsanlage für 2.500.000

EW (375.000 m³/d, die auf 600.000 m³/d erweiterbar ist), deren gesamter Ablauf in einer Membrananlage aufbereitet und gemischt mit Brackwasser als Nutzwasser wieder verwendet werden soll. [2, S. 5 – 7].

Die kommunale Abwasserreinigung scheint in Österreich gesichert und konzentriert sich zum einen auf „konventionelle“ Großkläranlagen weit über 5.000 EW, zum anderen auf eine Vielzahl von Klein- und Kleinstkläranlagen, die Ende der Achtziger Jahre des vorigen Jahrhunderts als Teichkläranlagen genehmigt wurden. Alle Teichkläranlagen (belüftet oder unbelüftet) weisen eine verringerte Abbauleistung, einen zu hohen Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen sowie überhöhte CSB - Werte auf. Dieser Umstand macht es notwendig, auch in Österreich neue Lösungsansätze in der kommunalen Abwasserreinigung zu suchen. Hier kann das Membranbelebungsverfahren aufgrund von Erfahrungen in anderen Ländern eine Alternative sein, um an der Problemlösung mitzuarbeiten.

1.2 Zielsetzung

Ausgehend von der Problemstellung, neue Wege in der Wasserentsorgung und -versorgung zu beschreiten, soll am Standort der kommunalen Abwasserreinigungsanlage St. Peter ob Judenburg der Betrieb und folglich die Abwasserqualität eines Membranbelebungsverfahrens optimiert werden.

Zudem wird im Ablauf dieses Verfahrens eine Nanofiltrations - Pilotanlage in Betrieb genommen. Es soll der Versuch unternommen werden, Trinkwasser aus Abwasser zu gewinnen.

Zur Erhebung von definierten Betriebsparametern sollen Proben gezogen, analysiert, sowie Messsondendaten ausgewertet werden.

Es wird an dieser Stelle betont, dass zur Erreichung der Ziele lediglich verfahrenstechnisch relevante Maßnahmen in Betracht gezogen und keine baulichen Änderungen an der Abwasserreinigungsanlage selbst vorgenommen werden.

Abschließend soll für eine Anlagengröße von 7.000 Einwohnergleichwerten ein Membranbelebungsverfahren mit einem „konventionellen“ Belebungsverfahren verglichen werden. Theoretisch sollen die Anlagengrößen beider Verfahren ermittelt werden, sodass, wenn möglich, auf Basis dieser Ergebnisse eine Erstbeurteilung darüber erfolgen kann, welche der beiden Varianten die meisten Chancen auf ihre Realisierung hat.

2 Abwasserreinigungsanlage St. Peter ob Judenburg im Überblick

2.1 Membrankläranlage St. Peter ob Judenburg

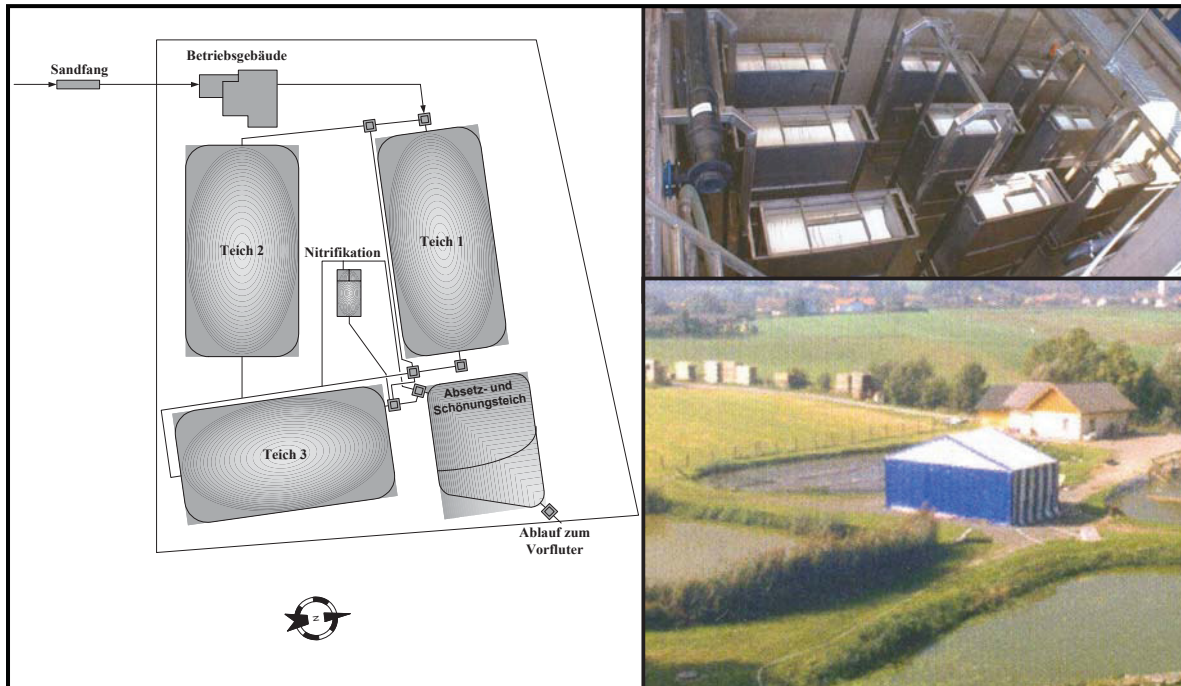


Abbildung 1: 1. Membrankläranlage Österreichs, St. Peter ob Judenburg

Örtliche Lage

Gemeinde: St. Peter ob Judenburg

Bezirk: Judenburg

Wassersystem

Kanalart: Trennkanalisation

Tagesmenge: 300 m³/d

Stundenmenge: 30 m³/h

Sekundenmenge: 12 l/s

Einwohnergleichwerte: 1.500 EGW – 6 Gemeinden und Gewerbebetriebe

Der Zulauf der Kläranlage setzt sich überwiegend aus häuslichem Abwasser zusammen, sowie aus hausähnlichen Abwässern der ortsansässigen Gewerbebetriebe. Hier seien ein Sägewerk, Malerbetriebe sowie eine Tischlerei, Werbeagentur und Spenglerei zu nennen.

2.2 Chronologie

Am 16.12.1988 erfolgt die wasserrechtliche Bewilligung der STEIERMÄRKISCHEN LANDESREGIERUNG, zum Betrieb einer belüfteten Teichkläranlage am Standort der Gemeinde St. Peter ob Judenburg. Allerdings kann mit den Linienbelüftern der gewünschte Erfolg im Abbau von Ammonium zu Nitrat nicht verzeichnet werden, sodass im Jahre 1991 ein Umbau der Anlage erfolgt. Im Zuge dieses Umbaus werden die Linienbelüfter durch sogenannte Pendelbelüfter ersetzt, die eine bessere Durchmischung und Belüftung der Abwasserteiche gewährleisten sollen. Des Weiteren wird ein neues Nitrifikationsbecken mit einem eingebauten Festbett errichtet, sodass am 17.7.1992 die nachträgliche wasserrechtliche Bewilligung und Überprüfung der Umbaumaßnahmen erfolgt. Die erhoffte Verbesserung in der Reinigungsleistung bleibt allerdings aus, sodass die Gemeinde nach neuen Möglichkeiten sucht und im Jahre 1999 mit der FA. ROTREAT ABWASSERREINIGUNG GMBH & Co KG fündig wird. Die 1993 gegründete FA. ROTREAT verfügt bereits zu diesem Zeitpunkt über genügend Erfahrung beim Betrieb und bei der Weiterentwicklung von Membranfiltrationsverfahren, hauptsächlich auf dem Gebiet der Sickerwasserreinigung.

1999 stellt die FA. ROTREAT BEIM FFF (FORSCHUNGS - FÖRDERUNGS - FONDS) DER GEWERBLICHEN WIRTSCHAFT ÖSTERREICHS einen Antrag auf Förderung hinsichtlich der Forschung auf dem Gebiet der membranunterstützten kommunalen Abwasserreinigung. Der Antrag wird prompt bewilligt, sodass noch im selben Jahr mit den Forschungsarbeiten begonnen werden kann. Es werden zwei Diplomarbeiten an das INSTITUT FÜR VERFAHRENSTECHNIK DES INDUSTRIELLEN UMWELTSCHUTZES der Montanuniversität Leoben vergeben. Die FA. ENVICARE DI DR. MAYR VERFAHRENSTECHNIK wird von der FA. ROTREAT mit der Leitung des Projektes beauftragt. Neben dem Umbau des Teich 1 in einen Vorklärbereich und in ein Absetzbecken wird die Eignung der Ultrafiltration auf dem Gebiet der kommunalen Abwasserreinigung überprüft. Im Forschungszeitraum von September 1999 bis Ende 2000 werden zum einen ROCHEM FM[®] - MODULE und zum anderen VERAUT MIPO[®] - MODULE getestet, die jedoch beide nicht die erwünschten Ergebnisse bringen.

So wird im Jahre 2001 das Projekt „MEMJET“ gestartet, das nun von der EU im Rahmen der EU-REGIONALFÖRDERUNG, MAßNAHME 2.2 und dem LAND STEIERMARK bis Ende 2002 gefördert wird. Zweck dieses Projektes ist es, die ursprüngliche Teichkläranlage durch den Einsatz innovativer Membrantechnologien zu optimieren und die technische Machbarkeit der Trinkwassergewinnung aufzuzeigen.

Ende Mai des Jahres 2002 werden die im Niederdruckverfahren ausgeführten Membranmodule der FA. MITSUBISHI RAYON CORPORATION (MCR[®]) in das Nitrifikationsbecken eingebaut, womit die Optimierungsphase eingeläutet wird.

3 Gesetzliche Rahmenbedingungen

Für den Betrieb einer kommunalen Abwasserreinigungsanlage sind vor allem zwei Verordnungen von großer Wichtigkeit. Die eine ist die *Allgemeine Abwasseremissionsverordnung* (AAEV) [3], die andere die *Abwasseremissionsverordnung (AEV) für kommunales Abwasser* [4].

Zur näheren Beschreibung der Trinkwasserqualität sowie für das Inverkehrbringen von Trinkwasser muss die *Trinkwasserverordnung (TWV)* [5] angewandt werden.

Nun soll an dieser Stelle auch der Begriff des „Nutzwassers“ erwähnt werden, da er in der Diskussion um Wasserressourcen und Wassernutzung immer wieder auftaucht. „Nutzwasser“ sowie die gleichbedeutenden Begriffe „Brauchwasser“ und „Betriebswasser“ sind in keinem österreichischen Gesetz explizit als Begriff umschrieben. Vielmehr werden Anforderungen an „Nutzwasser“ in den branchen- und industriespezifischen Verordnungen festgelegt. Eine mögliche Umschreibung des Begriffs „Nutzwassers“ könnte wie folgt lauten:

„Nutzwasser ist ein Wasser, das gewerblichen, industriellen, landwirtschaftlichen oder ähnlichen Zwecken dient, wobei die Trinkwasserqualität nicht eingehalten werden muss, sofern für den Einsatzzweck auch mindere Qualität ausreicht.“ [6]

3.1 Allgemeine Abwasseremissionsverordnung (AAEV, BGBl. 186/1996)

Zu aller erst legt die AAEV fest, welche Wässer in Fließgewässer oder öffentliche Kanalisationen eingeleitet werden dürfen und spezifiziert im nächsten Schritt diese, wobei für die Kläranlage St. Peter ob Judenburg die Spezifikation des kommunalen Abwassers von Bedeutung ist. Im Sinne der Verordnung ist kommunales häusliches Abwasser

„Abwasser aus Küchen, Waschküchen, Waschräumen, Sanitär- oder ähnlich genutzten Räumen in Haushalten oder mit diesem hinsichtlich seiner Beschaffenheit vergleichbares Abwasser aus öffentlichen Gebäuden oder Gewerbe-, Industrie-, landwirtschaftlichen oder sonstigen Betrieben.“ [3, § 1, Absatz 3, Ziffer 2]

Weiters definiert sie den Begriff der Trennkanalisation als

„Getrennte Ableitung von Abwasser und Niederschlagswasser in jeweils eigenen Kanalsystemen (Trennsystem, Schmutzwasserkanal – Regenwasserkanal) bzw. von der Abwasserableitung getrennte sonstige Entsorgung von Niederschlagswasser.“ [3, § 1, Absatz 3, Ziffer 14]

Generell wird hier die Aussage getroffen, dass die Abwässer zusammenhängender Siedlungsgebiete grundsätzlich in Kanalisationsanlagen und zentralen Reinigungsanlagen gereinigt werden sollen, sofern Art und Menge der Abwässer nicht eine spezielle Reinigung bedürfen oder auch wirtschaftlich zweckmäßig erscheinen [3, § 3, Absätze 1 und 7]. Dabei ist auch zukünftigen Entwicklungen Aufmerksamkeit zu schenken

[3, § 1, Absatz 3, Ziffer 14]. Daneben ist vor allem auf den Grundwasser- bzw. Fließgewässerschutz zu achten, wobei die Behörde

„jedenfalls die nach dem Stand der Technik möglichen Auflagen zur Begrenzung von Frachten und Konzentrationen schädlicher Abwasserinhaltsstoffe“ [WRG, § 33b, Absatz 1]

vorzuschreiben hat. Um alle Branchen- und Industriezweige zu erfassen sind im österreichischen Recht eine Vielzahl von Verordnungen für Abwässer verschiedener Herkunftsbereiche ausgewiesen.

3.2 Abwasseremissionsverordnung (AEV) für kommunales Abwasser (BGBl. 210/1996)

In dieser Verordnung werden neben den Anforderungen an die Beschaffenheit von kommunal gereinigtem Abwasser die Häufigkeit und der Inhalt von Eigen- und Fremdüberwachungen geregelt.

Des weiteren werden kommunale Abwasserreinigungsanlagen in vier Anlagenkategorien unterteilt, wie in Tabelle 1 dargestellt ist.

Tabelle 1: Anlagengrößen in der kommunalen Abwasserreinigung
[4, Anlage A, Ziffer 1.2]

Größenklasse	Unterer Wert	Anlagengröße	Oberer Wert
I	51 EW ₆₀ ¹	Anlage	500 EW ₆₀
II	501 EW ₆₀	St. Peter ob Judenburg	5.000 EW ₆₀
III	5.001 EW ₆₀	Anlage	50.000 EW ₆₀
IV	50.001 EW ₆₀	Anlage	Unbegrenzt

Jeder einzelnen Gruppe werden definierte Emissionsbegrenzungen in Form von Mindestwirkungsgraden (für Kläranlagen größer als 1.000 EW₆₀) und maximal zulässiger Ablaufkonzentrationen zugeordnet. Die Emissionsbegrenzungen der Größenklasse II gelten für Abwassertemperaturen größer als 12 °C im Ablauf der biologischen Stufe. In der Tabelle 2 sind Emissionsbegrenzungen zusammengefasst, die auch für die Kläranlage St. Peter ob Judenburg ihre Gültigkeit haben.

¹ EW₆₀ .. Schmutzfracht des ungereinigten Abwassers von 60 g BSB₅ pro Einwohnerwert und Tag

Tabelle 2: Emissionsbegrenzung der Klasse II [4, Anlage A, Ziffern 2.1 und 2.2]

Parameter	Maximale Ablaufkonzentration		Mindestwirkungsgrad	
	Grenzwert	Einheit	Abbaugrad	Einheit
BSB₅	20	[mg/l]	95	[%]
CSB	75	[mg/l]	85	[%]
TOC	25	[mg/l]	85	[%]
NH₄-N	5	[mg/l]		
Gesamt-P	2	[mg/l]		

Der Mindestwirkungsgrad wird hier als Mindestabbaurate in Prozent in Bezug auf die Zulaufkraft angegeben.

3.3 Trinkwasserverordnung (TWV, BGBl. 304/2001)

Diese Verordnung setzt die Europäische Richtlinie 98/83/EG, Abl. Nr. L330 „Qualität von Wasser für den menschlichen Gebrauch“ aus dem Jahre 1998 in das österreichische Recht um. Sie gilt für jenes Wasser (für den menschlichen Gebrauch), das gemäß § 1, Abs. 2 LMG 1975 in Verkehr gebracht wird. Mit Inkrafttreten dieser Verordnung treten folgende österreichische Verordnungen außer Kraft [5, § 10, Absatz 2]:

1. *VO über die Qualität von Wasser für den menschlichen Gebrauch, BGBl. II Nr. 235/1998, i. d. F. d. VO BGBl. II Nr. 161/2000,*
2. *Trinkwassernitrat - VO BGBl. Nr. 557/1989, i. d. F. d. VO BGBl. Nr. 287/1996 und BGBl. Nr. 714/1996,*
3. *Trinkwasserpestizid - VO, BGBl. NMr. 448/1991,*
4. *Trinkwasserausnahme - VO, BGBl. Nr. 384/1993, i. d. F. d. VO BGBl. Nr 287/1996,*
5. *Trinkwasser – Informations - VO, BGBl. II Nr. 352/1999.*

In dieser Verordnung sind nun alle 5 Verordnungen der vorangegangenen Jahre integriert, wodurch thematische Überschneidungen nicht mehr möglich sind.

Die Verordnung unterscheidet 2 Arten von „Wasser für den menschlichen Gebrauch“. In einer „Wassergruppe“ muss das Wasser geeignet sein,

„ohne Gefährdung der menschlichen Gesundheit getrunken oder verwendet zu werden“ [5, § 3, Abs. 1].

Die zweite Gruppe wird durch jenes Wasser identifiziert, das in Lebensmittelbereichen ausschließlich zur Reinigung oder im Zuge von Desinfektionsprozessen verwendet wird [5, § 3, Abs. 1].

Die Unterscheidung beider Wasserarten erfolgt durch Überprüfung unterschiedlicher Parameter, wobei das Wasser für den direkten Verzehr alle Parameterwerte einzuhalten hat. Die Parameter werden in drei große Gruppen eingeteilt. Es werden die mikrobiologischen (hygienischen), die chemischen sowie die sog. Indikator - Parameter unterschieden.

Die Werte der Indikator - Parameter stellen jene Konzentrationen an Inhaltsstoffen, Mikroorganismen oder Strahlenaktivitäten dar, bei deren Überschreitung Maßnahmen zur Einhaltung einer einwandfreien Wasserqualität erforderlich sind [5, Anhang I, Teil C]. Die chemischen Parameter erfassen neben Ionen auch Pestizide (inhaltliche Fortschreibung der *Trinkwasserpestizid - VO, BGBl. NMr. 448/1991*) und andere organische Verbindungen [5, Anhang I, Teil B]. Bei den mikrobiologischen Parametern wird eine Unterscheidung zwischen desinfiziertem, nicht desinfiziertem und in Flaschen oder sonstigen Behältnissen in Verkehr gebrachtem Wasser getroffen [5, Anhang I, Teil A].

Daneben sind in der TWV weitere Inhalte festgeschrieben, die allerdings für den Betrieb auf der kommunalen Abwasserreinigungsanlage St. Peter ob Judenburg nicht von Relevanz sind. So regelt sie beispielsweise die Informationspflicht der Betreiber einer Wasserversorgungsanlage gegenüber den Abnehmern bezüglich der aktuellen Qualität des Wassers (inhaltliche Festschreibung der *Trinkwasser - Informations - VO, BGBl. II Nr. 352/1999*) und zum anderen legt sie den Inhalt und den Zyklus von Fremd- und Eigenüberwachungen fest [5, §§ 5 – 8].

4 Theoretische Grundlagen

4.1 Kommunale Abwasserbehandlung

Die kommunale Abwasserbehandlung gliedert sich vorwiegend in folgende Schritte. An erster Stelle steht die mechanische Abwasserbehandlung, gefolgt von der biologischen, welche teilweise durch chemische Verfahren, wie die Fällung bzw. Flockung ergänzt wird.

4.1.1 Mechanische Abwasserbehandlung

Die mechanische Abwasserbehandlung dient als Rückhalt für alle Arten von festen Stoffen. Hierzu zählen Äste und andere Holzstücke, tote Tiere, Gemüse- und andere Lebensmittelreste, Lappen, Tuch- oder Zellulosereste, sowie andere grobdisperse Schwemm- und Schwebstoffe, die üblicherweise im Abwasser enthalten sind. Der Vorteil einer vorgeschalteten mechanischen Reinigung liegt in der Entlastung der biologischen Stufe. Im Rahmen der kommunalen Abwasserbehandlung kommen zwei Verfahrenstypen zum Einsatz. In einem Fall wird der Fließquerschnitt durch zahlreiche Einbauten, wie Rechen und Siebe, verringert. Im anderen Fall wird eine beruhigte Strömung erzeugt, die eine Dichtentrennung über die Schwerkraft ermöglicht. Zum letzteren Fall gehören Sandfänge, Öl- und Fettabscheider und Absetzbecken. [7, S. 156 - 161]

4.1.2 Biologische Abwasserbehandlung [7, S. 28 – 59]

Im kommunalen Abwasser sind viele Substanzen in gelöster und ungelöster Form enthalten. Mikroorganismen brauchen diese Stoffe für den eigenen Stoffwechselzyklus sowie zu ihrer Populationsvergrößerung. Die Umwandlungen der Abwasserinhaltsstoffe können entweder im aeroben oder im anaeroben Milieu stattfinden. Zum ersteren zählen die Vorgänge der Oxidation von reduzierten Kohlenstoffverbindungen, der Nitrifikation sowie der Schwefeloxidation. Im anaeroben Milieu laufen die Phosphorelimination, Desulfurikation, Gärung sowie Faulung ab.

Abhängig von den Gleichgewichtsbeziehungen erfolgt die Elimination von abbaubaren Verbindungen zunächst durch Adsorption an den Schlamm und anschließend den Umsatz der Mikrobiologie. Nicht unwesentlich ist die Zeitdauer des Kontaktes sowie die Reaktionsgeschwindigkeit des Stoffumsatzes in den Zellen.

Für den Abbau der Stoffe sind eine Vielzahl von Enzymen notwendig, fehlt eines, ist dieser Stoff nicht weiter abbaubar. Enzyme sind sowohl außerhalb als auch innerhalb der Zelle für die Verarbeitung der Nährstoffe verantwortlich, wobei für jeden Reaktionsschritt spezielle Enzyme erforderlich sind. Die Reaktion erfolgt nach dem *Schloss - Schlüssel - Prinzip* [9, S. 195 - 196], wobei das Substrat (Schlüssel) sein spezielles Enzym (Schloss) benötigt. Als Nährstoffe können den Mikroorganismen deshalb nur jene Stoffe dienen, zu deren chemischer Struktur sie auch entsprechende Enzyme synthetisieren können.

Innerhalb der Zelle werden niedermolekulare Verbindungen entweder direkt oder nach der Zerlegung in Bruchstücke verstoffwechselt. Der verbleibende Rest wird durch Oxidation zu Wasser und Kohlendioxid umgewandelt, wobei Energie gewonnen wird. Dieser Prozess lässt sich vereinfachend folgendermaßen darstellen: [10, S. 133 – 145]



Nach diesem Mechanismus werden biologisch abbaubare Verbindungen aus dem Abwasser entfernt. Bei Anwesenheit von einer ausreichenden Sauerstoffmenge erfolgt der aerobe Abbau nach obiger Gleichung. Liegt hingegen kein gelöster bzw. molekularer Sauerstoff vor, so wird der Sauerstoff in gebundener Form von Nitrat und Nitrit bereitgestellt.

Der Stickstoffabbau der biologischen Abwasserreinigung läuft über die Stufen der Nitrifikation und Denitrifikation ab.

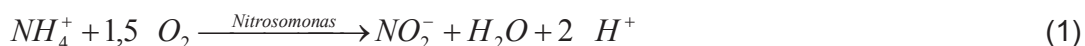
4.1.2.1 Nitrifikation [8, S. 86 – 90]

Im kommunalen häuslichen Abwasser ist Stickstoff in reduzierter Form, meist als Harnstoff, enthalten, der im Kanalnetz und in der Vorklärung zu Ammonium-Verbindungen umgewandelt wird. [11, S. 149]

Ammonium wird im aeroben Milieu durch den Prozess der Nitrifikation zu den Verbindungen Nitrit und Nitrat abgebaut. Diesen Abbau bewerkstelligen die sog. Nitrifikanten, welche den autotrophen Organismen zuzuordnen sind. Autotrophe Organismen verwenden an Stelle von organischen Stoffen Ammonium als H-Donator und nutzen außerdem anorganisches Kohlendioxid als Kohlenstoffquelle. Daher benötigen sie im Unterschied zu den heterotrophen Organismen keine organischen Stoffe für ihren Stoffwechsel.

An der Nitrifikation sind immer zwei Bakteriengruppen beteiligt, und zwar die Ammoniumoxidierer (z. B. Nitrosomonas) und die Nitritoxidierer (z.B. Nitrobacter). Da mehrere Reaktionen nebeneinander ablaufen, ist in den folgenden Gleichungen der Gesamtprozess zusammengefasst dargestellt:

In der ersten Stufe werden die Ammonium - Verbindungen zu Nitrit - Verbindungen umgewandelt:



Bei diesem Prozess entstehen H^+ - Ionen, welche ein Absinken des pH - Wertes bewirken.

Nitrit - Verbindungen werden im zweiten Schritt zu Nitrat umgewandelt.



Der im Vergleich zum heterotrophen Abbau deutlich kleinere Energiegewinn aus der Nitrifikation sowie die hohen Generationszeiten (Zeit zwischen den Teilungsschritten einer Population) erklären die langsame Wachstumsgeschwindigkeit der autotrophen Population. Da die Gattung der Nitrosomonas die langsamere Wachstumsrate aufweisen, ist die Ammoniumoxidation zu Nitrit der geschwindigkeitsbestimmende Schritt der gesamten Stickstoffeliminierung. Des Weiteren haben die Nitrosomonas dafür Sorge zu tragen, dass die Konzentration an Ammonium nie in jenen Bereich steigt, der für die Nitrobacter toxisch wirkt.

4.1.2.2 Denitrifikation [8, S. 90 – 91]

Bei der biologischen Denitrifikation nutzen bestimmte fakultativ anaerobe Mikroorganismen an Stelle des Luftsauerstoffs Nitrat als terminalen Wasserstoffakzeptor. Der mikrobielle Verbrauch an Nitrat geht mit einer Zunahme der Mikroorganismenpopulation einher, sofern neben dem Protonendonator auch eine Kohlenstoffquelle vorhanden ist. Je nach Herkunft der Substrate unterscheidet man die hetero - organotrophe und auto - lithotrophe Denitrifikation. [12, S. 11]

Auto - lithotrophe Denitrifikanten nutzen hauptsächlich Kohlendioxid oder Hydrogencarbonat zum Aufbau ihrer Zellsubstanz. Diese Art der Denitrifizierung wird allerdings nur durch eine Minderheit von spezialisierten Mikroorganismen bewerkstelligt. [12, S. 11]

Der überwiegende Teil der Denitrifikanten sind hetero - organotrophe Mikroorganismen, welche in mehreren Reaktionsschritten das Nitrat NO_3 bis zum molekularem Stickstoff N_2 umwandeln und in die Atmosphäre entweichen lassen. Die Vorgänge lassen sich zusammenfassend wie folgt beschreiben:



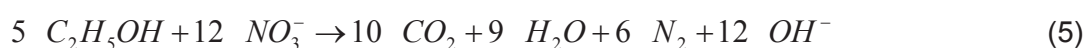
Die Denitrifikation wird häufig als „Nitratatmung“ bezeichnet, da organisches Substrat, wie bei der Sauerstoffatmung, zu Kohlendioxid und Wasser abgebaut wird.

Zur Veranschaulichung sei hier die Veratmung von Ethanol erwähnt.

„Sauerstoff“-Atmung:



„Nitrat“-Atmung:



Da der Energiegewinn bei der „Nitratatmung“ gegenüber der „Sauerstoffatmung“ geringer ist, findet im aeroben Milieu immer die „Sauerstoffatmung“ statt. Nur bei Mangel an Sauerstoff und Anwesenheit von Nitrat und/oder Nitrit (anoxisches Milieu) setzt die Denitrifikation ein.

Die Denitrifikanten unterscheiden sich daher im aeroben Milieu nicht von anderen heterotrophen Bakterien, d. h. sie können unter anaeroben Bedingungen denitrifizieren, wie auch unter aeroben Bedingung organische Kohlenstoffverbindungen abbauen.

4.1.2.3 Überblick der aeroben Reinigung im Belebungsbecken [8, S. 87 – 90]

Die Generationszeit der Nitrifikanten ist um einiges länger und temperaturabhängiger als jene der heterotrophen Bakterien, die im Belebungsschlamm im Überschuss vorhanden sind. Die Nitrifikanten können sich nur in Biozönose entwickeln, die ihnen eine Mindestverweilzeit (entspricht dem Schlammalter) zu ihrer Populationsvergrößerung garantiert. Durch Rückführen des Nachklärslammes in die Belebung steigt ihre Biomassekonzentration. Allerdings muss gleichzeitig Überschuss - Schlamm aus dem System entfernt werden, damit vorgegebene Feststoffkonzentrationen nicht überschritten werden. Die Menge des Überschuss - Schlammes ist abhängig von der Nährstoffversorgung der Biomasse (entspricht der BSB₅ - Schlammbelastung) und ob und mit welchem Wirkungsgrad die absetzbaren Stoffe in der Vorklärung abgeschieden werden. Generell nimmt das Schlammalter mit zunehmender BSB₅ - Schlammbelastung ab, da vermehrt Überschuss - Schlamm ausgeschleust werden muss.

Die BSB₅ - Schlammbelastung wird allerdings nur durch das Wachstum der heterotrophen Bakterien bestimmt, da allein sie die organische Substanz verwerten. Die Nitrifikanten haben daher nur dann eine Überlebenschance, wenn das „heterotrophe“ Schlammalter länger als ihre Generationszeit ist. Erfahrungsgemäß soll das Schlammalter das 2 - bis 3 - fache der Nitrifikantengenerationszeit betragen.

Die Nitrifikation kann im Betrieb ständig oder nur zeitweise erfolgen, sodass die Kenntnis darüber nicht unwesentlich für den reibungslosen Kläranlagenbetrieb ist.

Der Sauerstoffbedarf für die Nitrifikation lässt sich ganz einfach anhand der Stöchiometrie (siehe Reaktionsgleichung (1) auf Seite 14) zu einem Wert von 4,6 g O₂ / g NH₄-N errechnen. Allerdings ist zu bedenken, dass die Sauerstoffmengen für Nitrifikation im Vergleich zu jenen für den BSB₅ - Abbau beträchtlich sein können

Der pH - Wert im System kann durch die, bei Nitrifizierung, freiwerdenden H⁺ - Ionen folgendermaßen beeinflusst werden. Die H⁺ - Ionen reagieren mit den Hydrogencarbonationen im Wasser (siehe Gleichung (6)), wobei Kohlendioxid entsteht.



Dadurch wird Säurekapazität des Wasser verbraucht. Das bei dieser Reaktion gebildete Kohlendioxid wird üblicherweise durch die Belüftung weitgehend ausgeblasen, sodass der pH - Wert bei normalen Ammonium - Konzentrationen und nicht zu weichem Wasser kaum verändert wird. In den Fällen einer hohen Ammonium - Konzentrationen und einer hohen Wasserhärte kann der pH - Wert so weit absinken, sodass die Nitrifikation selbst gehemmt wird, und zwar dann, wenn das optimale pH - Fenster von 7,2 bis 8 unterschritten wird.

Ein vollständiger Reinigungserfolg beinhaltet auch den Abbau von Phosphor. Da Phosphor nur schwer biologisch abbaubar ist, müssen zur Entfernung Flockungsmitteln, das sind chemische Zusätze, beigelegt werden. Ziel der Maßnahmen Fällung und Flockung ist es, durch den Zusatz von Fällungschemikalien gelösten Phosphor (weitgehend) in eine ungelöste chemische Form zu bringen und dann die entstandenen Mikroflocken und gegebenenfalls vorhandene kolloidal gelöste Stoffe durch Zusatz weiterer Flockungshilfsmittel in abscheidbare Makroflocken zu überführen. [11, S. 184 –189]

4.2 Klassifizierung von Membranen in Membranprozessen [13,S. 1 ff], [13, S. 14 – 30] , [14, S. A4-1 – A4-5]

Membranprozesse sind oberflächlich betrachtet relativ einfache Trennprozesse. Jede Membran kann als Filter bezeichnet werden, der mindestens eine Komponente eines zu trennenden Gemisches ungehindert passieren lässt und andere an der Membranoberfläche zurückhält. Die Trennung der Komponenten erfolgt bis in den Größenbereich eines Moleküls.

Membrantrennverfahren können vorwiegend durch zwei Eigenschaften charakterisiert werden:

- Das Trennprinzip an der Membran ist physikalischer Natur, da die zu trennenden Komponenten weder biologisch, chemisch noch thermisch verändert werden.
- Membranverfahren sind modular aufgebaut, sodass sie an jede Kapazität angepasst werden können

Die Frage ob in einem Membrantrennprozess **biologische** oder **synthetische** Membranen eingesetzt werden ist nicht relevant, da biologische Membranen hinsichtlich Struktur, Funktionalität und Stofftransport nicht für technische Zwecke geeignet sind. Synthetische feste Membranen können sowohl aus organischen als auch anorganischen Materialien hergestellt werden. Allerdings sind vorwiegend organische Polymermembranen auf dem Markt vertreten, da der Einsatz von anorganischen Membranen zu überhöhten Investitionskosten führt. So können sie ihren Vorteil der höheren Temperaturbeständigkeit, chemischer Robustheit und besser kontrollierbarer Trenngrenzen im Vergleich zu den organischen Membranen nicht geltend machen.

Eine Unterscheidung der Membranen hinsichtlich ihrer **Morphologie** und **Struktur** ist eng verbunden mit dem Trennmechanismus und dem daraus resultierenden Anwendungsbereich. Man unterscheidet poröse Membranen (Verfahren der Mikro-/ Ultrafiltration und Dialyse), elektrisch neutrale, nicht poröse Membranen (Verfahren der Umkehrosmose, Pervaporation und Gaspermeation) sowie geladene, nichtporöse Membranen (Verfahren der Nanofiltration und Elektrodialyse).

Bei all diesen Membranen kann die selektive Schicht über ihre Dicke gleiche (symmetrische Membran) oder veränderliche (asymmetrische Membran) Eigenschaften aufweisen. Da der Fluss einer Komponente durch die Membran umgekehrt proportional zur Membrandicke ist,

stehen hauptsächlich asymmetrische Membranen im Einsatz, da sie extrem dünn hergestellt werden können. Diese Membranen bestehen aus einer porösen Stützschrift, welche von einer dünnen dichten Haut (aktive Schicht) überzogen ist. Die aktive Schicht bestimmt in der Funktion der selektiven Barriere die Trennleistung der Membran.

Asymmetrische Membranen werden in integral - asymmetrische und zusammengesetzt - asymmetrische Strukturen unterteilt. Integral - asymmetrische Membranen werden durch Fällung eines Polymers aus einer homogenen Lösung (Phaseninversion, **Phaseninversionsmembran**) hergestellt. Beide Schichten, sowohl die aktive als auch die poröse Schicht bestehen aus dem selben Material, das in den meisten Fällen Celluloseacetat oder Polyamid ist. Zusammengesetzt - asymmetrische Membranen hingegen sind durch eine homogene, möglichst dünne Polymerschicht charakterisiert, die ihrerseits auf eine mikroporöse Struktur aufgebracht ist. Diese Membranen werden auch als **Kompositmembranen** bezeichnet, da die selektive und poröse Schicht getrennt voneinander optimiert werden können. Beide Membrantypen können als poröse und homogene bzw. nicht - poröse Membran hergestellt werden.

4.3 Membranverfahren in der Abwassertechnik

Die treibende Kraft aller in der Abwassertechnik angewandten Membranverfahren ist die Ausbildung eines Druckgradienten. Je nach aufgebrachtem Druck und zurückgehaltener Partikelgröße wird zwischen den Verfahren der Umkehrosmose (Reverse Osmosis), der Nanofiltration (low pressure Reverse Osmosis), Ultrafiltration und Mikrofiltration unterschieden. In der Abbildung 2 ist ersichtlich, dass eine strenge Abgrenzung zwischen einzelnen Verfahren nicht gegeben ist.

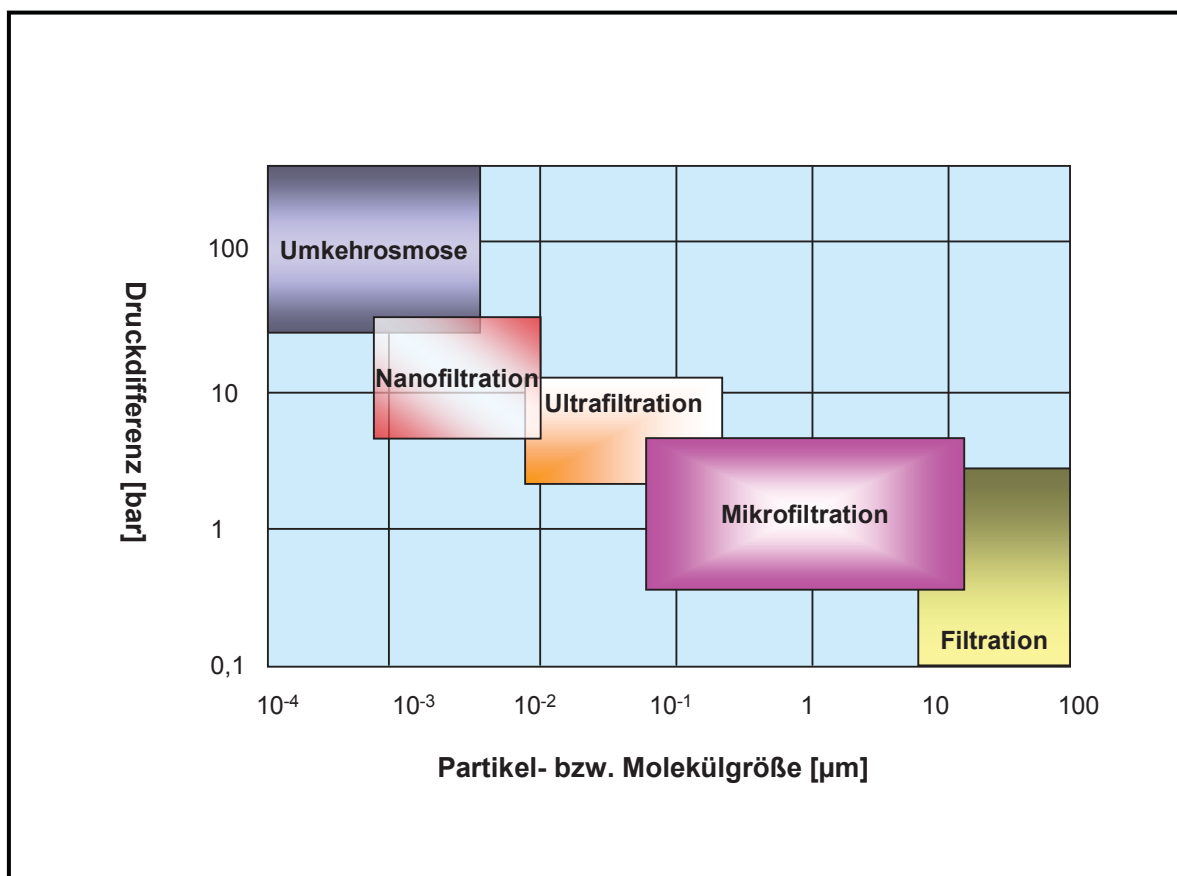


Abbildung 2: Zuordnung druckbetriebener Membranverfahren [13, Seite 98]

4.3.1 Mikrofiltration (MF)

[13, S. 198 – 228], [15, S. 1 – 7]

Die in der Mikrofiltration eingesetzten Membranen sind ausschließlich Porenmembranen, deren Porengrößen zwischen 0,1 und 10 µm liegen und bei einem Druck von 0,5 bis 3 bar betrieben werden. Die zu trennenden Komponenten werden durch den konvektiven Transportmechanismus über die Membran geführt (Siebeffekt), wobei Porengröße und ihre Verteilung die Lage des Trennschnitts bestimmen.

Zur Membranherstellung werden **Werkstoffe** wie PP (Polypropylen), PTFE (Polytetrafluorethylen), Celluloseacetat, Polyamid und viele andere mehr verwendet. Die Membranen weisen meist eine symmetrische Struktur auf. Der Strömungswiderstand der MF - Membranen ist aufgrund ihrer Porenweite im Vergleich zur Deckschichtbildung der Partikel zu vernachlässigen, sodass die Dicke der Membran eine untergeordnete Rolle spielt.

Die Filtration über MF - Membranen erfolgt entweder im statischen oder dynamischen Betrieb:

Im statischen Betrieb (**dead end filtration**) wird die Membran ähnlich einem Kaffeefilter orthogonal von der Suspension durchströmt, sodass sich zurückgehaltene Partikel auf der Membran ablagern. Die entstehende Deckschicht bildet einen zeitlich anwachsenden Strömungswiderstand, sodass es zu einer Abnahme des Permeatflusses durch die Membran kommt. Der Filterkuchen (reversible Deckschicht) wird durch Rückspülungen (permeatseitiger Druck) von der Membran gelöst. Mit zunehmender Membranlebensdauer verblocken Membranporen durch die Bildung sog. irreversibler Deckschichten (als Fouling bezeichnete Polymerablagerungen), die durch die häufiger durchzuführenden Reinigungen nicht mehr abgelöst werden können. Der Vorteil des statischen Betriebes ist zwar dessen geringer Energieverbrauch (0,1 bis 0,5 kWh/m³ Permeat), der allerdings durch die verkürzte Lebensdauer der Membran (Bildung einer irreversiblen Schicht in den Membranporen) und die öfter durchzuführende Reinigung (Reinigungschemikalien !) an Durchschlagskraft verliert. Bei höheren Feststoffgehalten wird die Dead - End - Technik uneffektiv und Cross - Flow - Techniken zunehmend attraktiver.

Im **Cross - Flow** - Betrieb wird die Membran parallel zu ihrer Oberfläche von der Suspension um- bzw. überströmt. Das Ziel der Überströmung ist das Ablösen einer reversiblen Deckschicht von der Membranoberfläche. Solche Systeme verhalten sich nach einer Anfahrzeit stationär, da das Ablagern und Loslösen der Partikel im Gleichgewicht stehen. Durch die Bildung der „konstanten Deckschichtdicke“ stellt sich über der Membran ein stationärer Permeatfluss ein, der im Vergleich zur Dead - End - Technik weit höher ausfällt. Allerdings muss für diese Betriebsart mit erheblich höherem Energieaufwand (3 bis 7 kWh/m³ Permeat) gerechnet werden.

4.3.2 Nanofiltration (NF) [13, S. 176 – 197], [16]

Die Nanofiltration ist ein druckgetriebenes Membranverfahren zur Aufarbeitung von wässrigen Lösungen. Das Rückhaltevermögen der Nanofiltrationsmembranen liegt, wie der Name vermuten lässt, im Bereich von 1 Nanometer. Die Membranen werden bei Drücken zwischen 3 und 30 bar betrieben, wobei je nach Membrantyp, Teilchen mit Größen zwischen 1 nm und 10 nm zurückgehalten werden. Da die aufgebrachten Drücke in einem Bereich liegen, die den Druckbereich der Umkehrosmose nach unten fortsetzen, wird die Nanofiltration auch als „low pressure reverse osmosis“ bezeichnet. Der Rückhalt an der Nanofiltration ist auf die Porengröße und auf die Ionenselektivität, die im nächsten Absatz kurz erörtert wird, zurückzuführen:

Eine Besonderheit der Nanofiltrationsmembran ist ihre **Ionenselektivität**. So vermögen diese Membranen zweiwertige Anionen an der Membran zurückzuhalten, hingegen können einwertige Anionen in einem hohen Maße (allerdings nicht ungehindert) durch die Membran hindurchtreten. Diese Eigenschaft von Nanofiltrationsmembranen lässt sich damit erklären, dass in bzw. auf der Membran negative Ladungsgruppen sitzen, welche die mehrwertigen Anionen (Sulfat oder Karbonat) an der Permeation hindern. Erst bei sehr hohen Konzentrationen der mehrwertigen Anionen wird die Ladung der Membran soweit abgeschirmt, dass auch diese durch die Membran permeieren können. Vergleicht man mehrwertige Ionen miteinander, so werden, generell betrachtet, Anionen besser an der Membran zurückgehalten als Kationen. Der **Rückhalt von Salzlösungen** an der Membran nimmt mit zunehmendem Druck und abnehmender Konzentration zu und nähert sich einem Grenzwert.

Bei der Aufarbeitung organischer, neutraler Komponenten entfallen die elektrischen Wechselwirkungen. Solche Inhaltsstoffe werden entsprechend ihrer Größe oberhalb von 1 nm oder 200 g/mol zurückgehalten, während kleinere Moleküle durch die Membran hindurchtreten. Der **Rückhalt von organischen Komponenten** an der Membran steigt mit zunehmender Molmasse. Des weiteren wächst er bei gegebener Feedkonzentration mit zunehmender transmembraner Druckdifferenz und fällt bei gegebenem Druck mit steigender Konzentration.

Zur Herstellung der Membranen werden vorwiegend Werkstoffe, wie Celluloseacetat, Polyamid oder Polyethersulfone verwendet, wobei zusätzlich Ladungsdichten aufgebracht werden müssen. Typische Ladungsträger sind $-\text{COOH}$ oder $-\text{SO}_3\text{H}$ -Gruppen, die durch chemische Behandlung des Membranpolymers, die Zugabe eines geladenen Polymers oder aber durch Aufpolymerisation von geladenen Monomeren auf die Membran gebracht werden.

Werden Nanofiltrationsmembranen zur Entsalzung von Lösungen ein- und mehrwertiger Anionen verwendet, so tritt der **Donnan - Effekt** auf. Angenommen sei eine Lösung von einwertigen Na^+ -Kationen und NO_2^- -Anionen. Nun wird weiters stufenweise Natriumsulfat hinzugefügt, sodass ein 3-Ionen-System vorliegt. Wird die Lösung nun über eine

Nanofiltrationseinheit geführt, so beobachtet man bei zunehmender Konzentration des Sulfations einen Rückgang des Rückhalts an Nitrit - Ionen, der sogar negative Werte annehmen kann. Ein negativer Rückhalt bedeutet, dass das Nitritanion gegen seinen Konzentrationsgradienten permeiert und im Permeat eine höhere Chloridkonzentration vorliegt als im Feed. Grund für diesen Effekt ist folgender Umstand: Durch die Beimengung von Natriumsulfat (Na_2SO_4) vergrößert sich das Verhältnis der Natriumkonzentrationen zwischen Permeat und Retentat. Aufgrund der vergrößerten Konzentrationsdifferenz permeieren die Natriumionen verstärkt in das Permeat. Zur Aufrechterhaltung der Elektroneutralität werden die Nitritionen entgegen ihres Konzentrationsgradienten von den Natriumionen ins Permeat mitgezogen. Die Gewahrung der Elektroneutralität wiegt stärker als die Bewegung entlang des Konzentrationsgradienten. [13, S. 181 –185], [17]

4.3.3 Membranbelebungsverfahren [2, S. 2 – 5], [18, S. 9 – 11]

Membranbelebungsverfahren sind einerseits durch den aeroben mikrobiologischen Abbau von organischen Abwasserinhaltsstoffen (Belebtschlammverfahren) und andererseits durch den Biomasserückhalt über Membranfiltrationssysteme charakterisiert. Es wird prinzipiell zwischen externen und getauchten Systemen unterschieden.

Bei der **externen Membranfiltration** wird dem Belebungsbecken Schlamm entnommen und in eine geschlossene Filtrationseinheit geleitet, wobei das Permeat (geringer Wirkungsgrad) die Membranbelebung verlässt und das Konzentrat (Retentat) dem Belebungsbecken zugeführt wird. Die Filtrationsanlage muss im Cross - Flow - Modus betrieben werden, da nur hohe Umwälzraten des Konzentrats Deckschichten zu lösen vermögen. Die Vorteile des Verfahrens liegen in der Möglichkeit, die Strömungsführung klar zu definieren, sowie intensivste Reinigungsprozeduren durchführen zu können. Nachteilig wirkt sich der hohe Energie- und der zusätzliche Flächenbedarf aus.

Bei der **getauchten Membranfiltration (Niederdruckfiltration)** tauchen die Membranen direkt in das Belebungsbecken ein. Die für den Prozess notwendige Triebkraft wird über einen permeatseitig angelegten Unterdruck realisiert. Dieser wird entweder durch hydrostatische Unterschiede (Niveauunterschied zwischen Permeatablauf und Belebungsbecken) oder durch eine an der Permeatseite situierte Saugpumpe bewerkstelligt. Die Reduzierung der Deckschichtbildung wird durch eine spezielle Belüftung unterhalb der Membranmodule erreicht, wodurch Scherkräfte an der Membranoberfläche induziert werden und der Belebtschlamm nach oben strömt. Der Vorteil dieses Verfahrens liegt vorwiegend im relativ geringen spezifischen Energieverbrauch (gemessen an der Permeatmenge) sowie an der Tatsache, dass die Belüftung im Belebungsbecken sowohl dem biologischen Abbau als auch der Entfernung der Deckschicht dient. Als Nachteil ist der zur Cross - Flow - Filtration relativ geringe spezifische Permeatfluss zu nennen, da bei diesen Verfahren entsprechend größere Membranflächen benötigt werden.

5 Technische Beschreibung

Die Membrankläranlage ist geschichtlich gewachsen, sodass der Detaillierungsgrad der technischen Beschreibung unterschiedlich ausfällt, weil Beschreibungen von Anlagenteilen teilweise nicht mehr vollständig vorhanden sind. Im Anhang AI (S. V – IX) finden sich mit Ausnahme der Nanofiltrations - Pilotanlage und des Denitrifikations - Vorversuchs alle Fließschemen zur Gesamtanlage. Die Fließschemen der Pilotanlage bzw. des Vorversuchs sind diesem Kapitel zu entnehmen.

5.1 Betriebsgebäude

Das Betriebsgebäude ist im südlichen Bereich des Kläranlagegrundstücks situiert. Es umfasst die Schaltwarte (Labor, Schaltschrank und Büro), eine Sanitärgruppe (Dusche, WC und Handwaschbecken), einen Rechen- und Kompressorenraum , einen Geräteraum sowie einen Fäkalienspeicher, der im bestehenden Betrieb als Schlammzwichenspeicher dient.

5.2 Mechanische Reinigung

5.2.1 Zuleitungskanal zur Kläranlage

Der bestehende Zuleitungskanal ist mit einem Durchmesser DN 250 mm aus PVC und einem Gefälle von 12 % ausgeführt und verläuft in der ehemaligen Bundesstraße bis zum Areal der Abwasserreinigungsanlage.

5.2.2 Sandfang

Vor der Abwasserreinigungsanlage ist ein einfacher, unbelüfteter Langsandfang situiert, der die Funktion der Abtrennung mineralischer Bestandteile inne hat.

Anders als bei vielen kommunalen Kläranlagen ist der Sandfang vor der Rechenanlage positioniert, da er ein Ablagern des Sandes am Schneckenpumpwerk (siehe 5.2.3) verhindern und dem zu erwartenden erhöhten Verschleiß entgegenwirken soll.

5.2.3 Zulauf - Schneckenpumpe

Bedingt durch die Tiefenlage des ankommenden Kanals und der Forderung, die Abwasserteiche hochwassersicher anzuordnen, muss das gesamte der Abwasserreinigungsanlage zugeleitete Abwasser gehoben werden. Dies bewerkstelligt eine dreigängige Schneckenpumpe mit einem Flankendurchmesser von 400 mm, welche das Abwasser über eine Höhendifferenz von 2,58 m anhebt. Der Pumpendurchsatz wird in Abhängigkeit der Zulaufmenge ($Q_{\max} = 54 \text{ m}^3/\text{h}$) über eine 3 - Stufen - Regelung gesteuert (Kennwerte siehe Anhang A II, S. X). Bei einem Ausfall der Schneckenpumpe wird das Wasser über eine im Pumpenschacht installierte Pumpe über die Höhendifferenz gehoben.

5.2.4 Spiralsieb

Es kommt das Spiralsieb NOGGERATH NSI 300-5/45° VIP mit Rechengutabspritzung der FA. PWL ANLAGENTECHNIK zum Einsatz, wobei das gehobene Abwasser über das Sieb (Lochabstand von 5mm) gereinigt wird. Das Spiralsieb (Lochweite von 5 mm) taucht in den Abwasserkanal, schaltet sich über eine Niveausteuerung ein und holt Grob- und Feststoffe aus dem Abwasser heraus. Zu Wartungsarbeiten ist ein Bypassgerinne mit einem Stabrechen installiert. Detaillierte Angaben bezüglich der wichtigsten Anlagenteile werden ebenso wie die Funktion des Spiralsiebs im Anhang beschrieben (Anhang A III, S. XI - XIII).

5.3 Biologische Teich - Reinigungsstufe

Der Gesamtbereich der einzelnen Teiche (sowohl die Teichsohle als auch die wasserseitige Teichböschung) ist gegen ein Durchsickern des Wassers in den Untergrund durch einen Zweischichtaufbau geschützt. Direkt auf den Untergrund ist ein 500 g/m² schweres Vlies aufgebracht. Darüber liegt eine 1,5 mm schwere HDPE - Folie. Ein Vorteil liegt in dem günstigen Gleitverhalten des Belebtschlammes auf der glatten Folie, wodurch eine ungewollte Ablagerung im Böschungsbereich vermieden bzw. teilweise reduziert wird. Die Teich - Zuläufe und - Abläufe sind jeweils 0,5 m unter der maximal möglichen Wasserspiegelhöhe angeordnet. In der Tabelle 8 sind die Eckdaten für die Teiche 1, 2 und 3 dargestellt:

Tabelle 3: Abmessungen der Teiche 1, 2 und 3

Teich	Länge [m]	Breite [m]	Tiefe [m]	Volumen [m ³]
I	38,5	18,2	2,7	1150
II	36,2	19,8	2,7	1210
III	36,2	19,8	2,7	1210

5.3.1 Teich 1

Eine Holzwand (mit HDPE überzogen) trennt den Teich 1 in einen Belebungs- und Absetzbereich, wo eine Abtrennung des Primärschlammes erfolgt. In der Wand befinden sich ca. 50 cm unter der Wasseroberfläche zwei Öffnungen mit einer Öffnungsgröße von je 0,5 m², die ein langsames Durchströmen des Wassers ermöglichen. Hinter den Öffnungen montierte Prallbleche dienen der Umlenkung des Wasserstromes und somit einer Beruhigung der Strömung im Absetzbereich. Im Fußbereich der Wand ist ein PVC - Rohr DN 100 mm eingebaut, das beim Befüllen und Entleeren des Teiches einen Ausgleich der Wasserspiegel herstellt. Damit sollen Wasserspiegeldifferenzen zwischen den beiden Becken ausgeglichen werden, sodass keine zusätzlichen Belastungen auf die Wand wirken.

Auf der Sohle des Absetzbereichs befinden sich zwei Pumpensümpfe, die über Dükerleitungen in einen Pumpenschacht (am Fuße des Membranbelebungsbeckens situiert) münden, in dem sich eine Kreiselpumpe (Rücklaufschlamm - Pumpe) befindet.

Der Belebungsereich des Teich 1 wird über Injektoren mit Sauerstoff versorgt. Dabei wird Wasser des Teich 1 durch eine Saugleitung von einer Kreiselpumpe (22 kW, Injektorkennwerte siehe Anhang A IV, S XIV – XV) angesaugt, von dieser auf höheren Druck gebracht und durch die zwei Injektoren (Typ HYDRODYN 38 der FA. BIOTRADE) wieder in den Teich zurück gefördert. Die Injektoren saugen zusätzlich über eine Leitung Luft aus dem Gebläseraum an, wobei nach dem Venturiprinzip die Luft in den Abwasserstrom übergeht. Beim Injizieren in den Teich kommt es so zur Bildung von feinen Luftblasen und durch die hohen Austrittsgeschwindigkeiten aus den Injektoren zu einer ausreichenden Durchmischung des gesamten Teiches.

Im Ablaufschacht 2 (Zulauf zur Membranbelebungs) des Teich 1 ist ein Feinsieb mit einer Maschenweite von 0,5 mm angebracht, das durch ein Sauerstoffgebläse periodisch von abgefangenen Partikeln gereinigt wird. Dieses Feinsieb soll einen möglichst ungestörten Betrieb in der Membranbelebungs bewerkstelligen.

5.3.2 Teich 2 und Teich 3

Beide Teiche sind wie ein Fangbecken mit Nebenschluss geschaltet und dienen als zusätzlicher Puffer für kommunales Abwasser, sowie zur Schlammablagerung.

5.3.3 Schönungsteich

Das gereinigte Abwasser gelangt über einen Schönungsteich in den Vorfluter. Der Schönungsteich ist zweigeteilt und besteht aus einer Tiefenzone und einer Flachzone, die durch einen Damm aus Bruchsteinen voneinander getrennt sind. In der Tabelle 4 sind die wichtigsten Abmessungen aufgeführt:

Tabelle 4: Abmessungen des Schönungsteichs

Zone	Tiefe [m]	Oberfläche [m ²]	Volumen [m ³]
Tiefzone	2,5	320	450
Flachzone	1,0	125	85

5.3.4 Steuerung der Teichanlagen

Der Sauerstoffeintrag in den Teich 1 kann konzentrations- oder zeitabhängig (Messsonde im Becken) erfolgen, wobei die zeitabhängige Variante bedeutend weniger Energie verbraucht und daher im Normalbetrieb zum Einsatz kommt. Über eine SPS - Steuerung werden die Messsonden angesprochen und übertragen ihrerseits kontinuierlich die Daten auf einen Computer.

Eine Kreiselpumpe (Rücklaufschlamm - Pumpe) pumpt den im Absetzbereich sedimentierten Schlamm zum einen in den Belebungsbecken des Teich 1 zurück und zum anderen über einen händisch einstellbaren „Schieber“ in den Schlammspeicher. Die Regelung der Kreiselpumpe erfolgt zeitgesteuert und ist im Normalbetrieb auf das Pumpen des Schlammes in den Teich 1 eingestellt.

Im Schlammspeicher ist eine Pumpe installiert, die händisch betätigt wird und den Schlamm vom Speicher in den Teich 3 pumpt.

5.4 Membranbelebung

5.4.1 MCR[®] - Membranen

Das Kernstück der Gesamtkläranlage stellt die Membranbelebung dar. In St. Peter ob Judenburg werden Membranen der FA. MITSUBISHI RAYON CORPORATION (MCR) eingesetzt, ein Produkt, das sich in der kommunalen Abwasserreinigung bereits weltweit bewährt hat. Die Membranen (siehe Tabelle 5) werden in Module eingebaut, die in das Membranbelebungsbecken eintauchen.

Ein einzelnes Modul besteht aus einem Edelstahlgehäuse (siehe Abbildung 1) in das die Membranfasern eingearbeitet sind. Die einzelnen Fasern sind auf eine Länge von ca. 40 cm gespannt und beidseitig in ABS Harz verankert. Polyurethan - Harz dient als Dichtung, sodass das Permeat aus dem Nitrifikationsbecken durch die Fasern über flexible Kunststoffrohre in den Vorratsbehälter gesaugt werden kann.

Das Membranbelebungsbecken ist in Betonstahl - Bauweise gefertigt und weist die Abmessungen von 6,5 m x 4,2 m x 3,5 m (L x B x T) auf. Im Becken dienen quadratische Formrohre (90 x 90 mm, rostfreier Stahl) als Führungsschienen, an denen sich die Module über einen Kran hochziehen lassen.

Tabelle 5: Spezifikationen der MCR® - Membranen

MCR® - Membran		
Hohlfasermembran		
Material		Polyethylen
Standard Außendurchmesser	[μm]	540
Standard Innendurchmesser	[μm]	360
Typische Porosität	[%]	72
Nominale Porengröße	[μm]	0,4 (Wert für 90% cut-off)
Permeabilität	[$\text{l}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$]	> 500 bei 20°C
Modul		
Produkt Name		SUR 10534
Abmessungen (LxBxH)	[mm]	1.375 x 480 x 1.553
Effektive Membranoberfläche	[m^2]	105
Material des Permeatsammlers		ABS Harz
Dichtungsmasse		Polyurethan Harz
Gehäusematerial		Edelstahl (SUS 304)
Maximaler Druck	[kPa]	80
Maximale Prozesstemperatur	[°C]	40
Gesäuberte Abwassermenge	[m^3/d]	26 (Normalbetrieb)
Zuluft für ständige Abreinigung	[Nm^3/h]	52

Für die Auslegung der Membranreinigungsstufe in St. Peter ob Judenburg werden die Abwassermengen und in weiterer Folge die Membranflächen abgeschätzt. Für die kommunale Abwasserreinigungsanlage haben sich folgende Auslegungsdaten (siehe Tabelle 6) ergeben, welche im Anhang A V (S. XVI – XX) näher erläutert werden.

Tabelle 6: Auslegung der Membranstufe in St. Peter ob Judenburg

Auslegung der Membranstufe		
Anzahl der Straßen		3 Stk.
Anzahl der Module pro Straße		3 Stk.
Gesamtanzahl der Module		9 Stk.
Membranfläche pro Modul	[m ²]	105
Permeat pro Modul	[m ³ /d]	26
Gesamte Membranfläche	[m ²]	945
Permeat Gesamt, Normalbetrieb	[m ³ /d]	220
Permeat Gesamt, max.	[m ³ /d]	400
Zuluft pro Modul	[Nm ³ /h]	52
Zuluft Membrananlage (Forderung seitens des Membranherstellers)	[Nm ³ /h]	468

5.4.2 Gebläse

Für den aeroben Abbau von organischen Inhaltsstoffen sowie für die Abscherung der Schlammteilchen von der Membranoberfläche ist im Membranbelebungsbecken eine Belüftung installiert. Flexible Kunststoffrohre, die vom Boden des Membranbelebungsbeckens Luftblasen eintragen, dienen als Leitungen für den Lufteintrag. Für die Belüftung kommen zwei Gebläse der Firma OCHSNER zum Einsatz, die einen Gesamtvolumenstrom von 326 [Nm³/h] trockener Luft aus dem Maschinenraum in das Membranbelebungsbecken einblasen. Beide Gebläse kommen alternierend alle 24 Stunden zum Einsatz. Gebläse- und Motorangaben sind dem Anhang A VI (S. XXI) zu entnehmen. Der tatsächliche Energieverbrauch wird im Anhang A XIII.III (S. XXXVII) berechnet.

5.4.3 Pumpe für Permeatabsaugung und Reinigung, Durchflussmesser

Über zwei Kreiselpumpen des Typs V2A GRUNDFOS POMONA PO23/R, welche parallel geschaltet sind, wird das Abwasser durch die Modulfasern gesaugt und in den 4 m³ fassenden Permeattank gepumpt. Im Normalbetrieb sind beide Pumpen im Einsatz. Im Ausnahmefall bewerkstelligt auch nur eine Pumpe den Gesamtdurchsatz. Genaue Auslegungsdaten liefert Tabelle 7. In der Permeatabsaugung ist ein IDM ROMAG 50 Gerät, ein Durchflussmessgerät, der FA. ENDRESS + HAUSER installiert. Es verfügt über einen Messbereich von 1 – 120 m³/h.

Für die Reinigung der Membrananlage ist eine zusätzliche Kreiselpumpe des Typs V2A GRUNDFOS CRN 8-20/1 installiert, welche die im 2 m³ fassenden Reinigungstank angesetzte Reinigungsflüssigkeit durch die Membranen leitet. Tabelle 7 gibt Auskunft über die

wichtigsten Auslegungseckdaten der Pumpe. Die Berechnung der Pumpleistung findet sich im Anhang A VII (S. XXII – XXIV).

Die Durchflussmenge wird über das ROTAMETER GEMÜT 21 (Schwebekörperdurchflussmesser) von der FA. ENDRESS + HAUSER gesteuert, das einen Messbereich von 0,6 – 6,4 m³/h aufweist.

Alle zu- und abführende Leitungen sind aus PVC gefertigt.

Tabelle 7: Pumpenleistung für Permeatabsaugung und Reinigung

	Einheit	GRUNDFOS POMONA PO23/R	GRUNDFOS CRN 8-20/1
Q_{zu}	[m ³ /h]	30	8
Δp	[bar]	0,80	0,79
$P_{N,theor.}$	[kW]	0,667	0,175
η	[1]	0,632	0,632
$P_{N,erf.}$	[kW]	1,06	0,28
$P_{vorh.}$	[kW]	1,5	k.A.

Q_{zu} ... maximal durchzusetzende Wassermenge

Δp ... durch die Pumpe zu überwindende Druckdifferenz

$P_{N,theor.}$... theoretische Pumpleistung (ohne Verluste)

η ... Gesamtwirkungsgrad

$P_{N,erf.}$... erforderliche Pumpleistung

$P_{vorh.}$... vorhandene Pumpleistung der installierten Pumpe

5.4.4 Fällung und Flockung

Die Fällung erfolgt simultan, wobei als Fällungsmittel dreiwertiges Poly-Aluminiumchlorid der FA. DONAUCHEM verwendet wird. Die genauen Spezifikationen des eingesetzten Produktes sind dem Anhang A VIII (S. XXV) zu entnehmen.

Die Dosierung des Fällungsmittels erfolgt über eine Dosierpumpe der FA. PROMINENT, wobei die Hublänge und Hubzahl unabhängig voneinander eingestellt werden können. Als Vorlagebehälter für das Fällungsmittel dient ein Kunststoffbehälter von 200 Liter Fassungsvermögen, auf dem die Dosierpumpe montiert ist. Das Fällungsmittel wird über eine Schlauchleitung mit einem Durchmesser DN 25 mm in die Membranbelebungsbecken transportiert. Dort erfolgt der Eintrag in der Mitte des Membranbelebungsbeckens, da die Belüftung des Beckens eine ausreichende Umwälzung und Durchmischung garantiert.

5.4.5 Steuerung der Mikrofiltrationsanlage

Die Steuerung der Anlage wird je nach Betriebszustand über den Transmembrandruck, den Permeatfluss oder eine Schwimmpegelmessung im Schacht 2 vollzogen. Die zu verarbeitende Abwassermenge wird von der Tageszeit, vom Wochentag und vom Niederschlag (Regen, Schneeschmelze) vorgegeben. Der hydraulische Durchsatz der Filtrationsanlage wird von der Permeatleistung der Mikrofiltration begrenzt. Je nach Füllstand im Schacht wird zwischen verschiedenen Betriebszuständen (siehe Tabelle 8) unterschieden.

Tabelle 8: Steuerung der Permeatabsaugung

Niveauhöhe	Permeatleistung
Niveau < LSA--	NULL
LSA-- < Niveau < LSA++	Stufenweise einstellbar [$l/(m^2 \cdot h)$]
LSA++ < Niveau	NULL

Steigt der Füllstand im Schacht 2 über die Marke LSA++, so wird automatisch der Überlauf geöffnet und das Wasser fließt in den Teich 2 und Teich 3. Zwischen den Füllständen LSA++ und LSA-- wird die Mikrofiltrationsanlage stufenweise geregelt. Wenn die Niveaumessung des Schacht 2 die Höhe LSA-- unterschreitet, so wird die Anlage so lang abgeschaltet bis LSA-- wieder überschritten wird. Somit erfolgt bei starken Mengenschwankungen im Zufluss ein möglichst effektiver Betriebszustand.

Im Falle des Versagens der Schwimmpegelmessung (beispielsweise ein Hängenbleiben des Schwimmers aufgrund von Verschmutzungen im Führungsrohr) ist im Membranbelebungsbecken ein „NOT“-Schwimmer installiert, der bei Unterschreitung einer definierten Wasserspiegelhöhe diesen Umstand der SPS - Steuerung meldet, die mit einer umgehenden Abschaltung der Unterdruckabsaugung reagiert, damit keine Luft angesaugt werden kann.

Die Regelung für die Permeatabsaugung innerhalb einer von den 3 Straßen ist in einem Betrieb / Pause - Modus ausgeführt. Nach einer Ansaugzeit von 13 min, wird über ein zeitgeschaltetes Ventil der Durchfluss zur Straße für 2 min unterbrochen. Durch diese Maßnahme werden die Module alternierend entlastet, wodurch die Lebensdauer der Membranen erhöht wird.

Sollte einmal der maximale Druck von 0,5 bar erreicht werden, so wird die Anlage mit vermindertem Durchsatz bei gleichbleibendem Druck weitergefahren, bis der Wasserspiegel wieder sinkt. Mit dieser Maßnahme soll eine Überlastung der Membranmodule verhindert werden. In diesem Fall soll allerdings ehest eine chemische Reinigung (Reinigungsprozedur siehe Anhang A IX, S. XXVI - XXVII) durchgeführt werden.

Zur Regelung der Biomassekonzentration im Membranbelebungsbecken ist eine Kreiselpumpe installiert, die den Schlamm (Überschussschlamm) aus dem Becken ausschleußt und in den Teich 1 bzw. über einen händisch einstellbaren „Schieber“ in den Schlamm Speicher transportiert. Die Pumpleistung ist für eine Menge von 15 m³/h ausgelegt.

5.5 Pilotanlage Nanofiltration

Die Pilotanlage der Nanofiltration ist im Ablauf der Membranbelebungsanlage situiert. Die Testanlage ist eine für die Nanofiltration modifizierte Mikro- und Ultrafiltrationsanlage, wobei in das Druckrohr Nanofiltrationskassetten eingebaut sind. Deshalb kann die Anlage lediglich bis zu einem Maximaldruck von 6 bar betrieben werden.

Die Leitungen innerhalb der Testanlage sind aus PVC gefertigt und haben einen Durchmesser von DN 5 cm. Lediglich der interne Permeatabzug vom Druckrohr in ein PVC Rohr erfolgt über Druckschläuche der FA. FESTO. Für die zu- und abführenden Leitungen zur Testanlage sind Schläuche aus PVC vorgesehen.

5.5.1 ROCHEM FM[®] - MODULE

Die Nanofiltrationsmembranen (Spezifikationen siehe Tabelle 9) sind als ROCHEM FM[®]-MODULE (Flach-Membran) ausgeführt, die ursprünglich für den Einsatz in der Ultrafiltration zur Keim- und Feststoffabtrennung aus Abwasser entwickelt wurden. Der Vorteil der Module liegt im geringen Energieverbrauch im Betrieb sowie in einer flexiblen Anpassung der Module an verfahrenstechnische Anforderungen. Das Modul ist als Kissenmodul ausgeführt, wobei der Rohwasserkanal offen (keine Spacer und Noppen) und die Strömungsführung umlenkungsfrei konzipiert ist. Die Module können in einem breiten Konzentrationsfenster eingesetzt werden, da die Abstände zwischen den Kissen variiert werden können.

5.5.1.1 Aufbau eines Membrankissens

Die Module sind aus einzelnen Membrankissen zusammengesetzt, die aus einer Trägerplatte, den beidseitigen Permeatspacern und den außenliegenden Membranen bestehen. Der Vorteil dieses Aufbaus besteht einerseits in der ausreichenden mechanischen Stabilität, welches die Kunststoffträgerplatte dem Kissen verleiht und zum anderen im problemlosen Permeatabfluss zu den Drainageöffnungen, der durch die beidseitigen Permeatspacer garantiert wird.

Die Aktivschicht der Membran besteht aus Polyamid, welches ausreichend hohe chemische Beständigkeit und gute Membraneigenschaften bezüglich des Wasserflusses und der Rückhaltung aufweist.

Tabelle 9: Spezifikationen der NF – Membran (Herstellerangabe)

Spezifikation der NF - Membran		
Bezeichnung der Membran	NF	
Aktivschicht der Membran	Polyamid	
Fläche pro Kasette	1	[m ²]
Nominale Porengröße (Wert für 90% cut-off)	k.A.	[µm]
Leistungsdaten der Kasette bei Standardbedingungen: (2000 ppm MgSO ₄ -Lösung ; 25°C; 10,5 bar Betriebsdruck; 15 % Ausbeute; pH 6,5 – 7)		
Permeatfluss (maximal)	15	[l/h]
NaCl-Rückhalt	98,5	[%]
Einsatzgrenzen		
Maximaler Betriebsdruck	40	[bar]
Temperatur, Dauerbetrieb	40	[°C]
pH - Bereich, Dauerbetrieb bei 25 °C	2 – 10	[1]

5.5.1.2 Modulaufbau

Die Membrankissen werden abwechselnd mit Distanzgummieinlagen zu Stapeln gefertigt, die von einer verschraubten Halbschalenkonstruktion getragen werden (Abbildung 3). Das Permeat wird über zwei zentral im Stapel angeordnete Drainagestifte und von dort über Bohrungen in den Halbschalenelementen zum Permeatausgang des Moduls abgeleitet. Die Kissenstapel bilden ein Modul und sind in einem Druckrohr untergebracht (Abbildung 3). Die Funktionsweise der Permeatabsaugung innerhalb des Druckrohres ist in Abbildung 4 dargestellt.

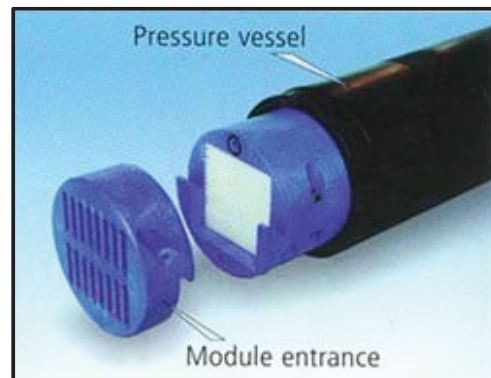
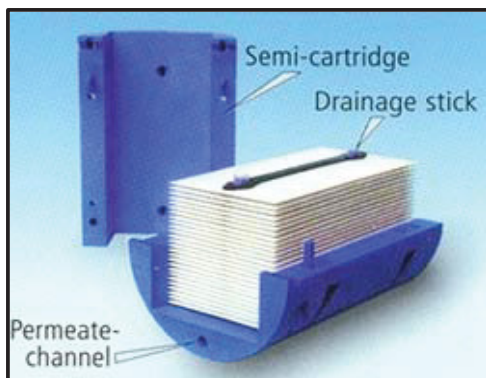


Abbildung 3: Membrankissen in einer Halbschale eingebaut bzw. verschraubte Halbschalen im Druckrohr (nach Herstellerunterlagen)

Im Druckrohr der Pilotanlage sind 3 Module (Kassetten) zu je 1 m² in Serie geschaltet. Die Hintereinanderschaltung der Kissenstapel im Druckrohr ermöglicht den völligen Verzicht auf Strömungsumlenkungen, welche die Leistung der Anlage negativ verändern würden.

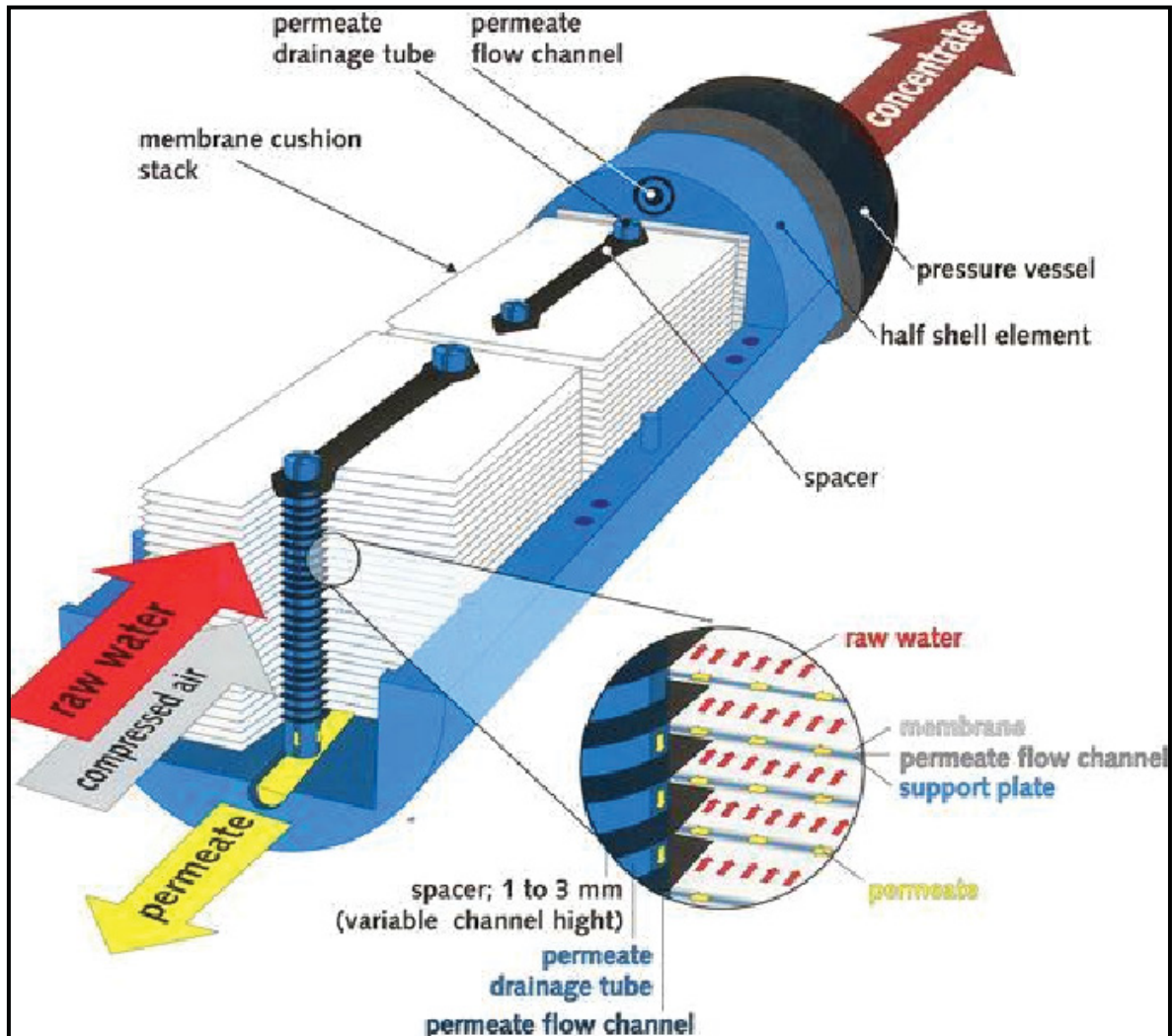


Abbildung 4: Funktionsweise der Permeatabsaugung innerhalb des Druckrohres (nach Herstellerunterlagen)

5.5.2 Steuerung der Pilotanlage Nanofiltration

Die Nanofiltrationsanlage wird vom gereinigten Abwasser aus dem Membranbelebungsbecken gespeist, das dem 4 m³ fassenden Permeattank entnommen wird (siehe Abbildung 5). Das Wasser wird über eine Pumpe der FA. ENDUR den Membranen zugeführt. Fördermenge und Förderleistung sind der Tabelle 10, die Berechnung der Pumpleistung dem Anhang A X (S. XXVIII – XXIX) zu entnehmen. Das Wasser wird den Membranen im Cross - Flow - Modus zugeführt, wobei Permeat und Retentat (Konzentrat) wieder in den Permeattank der MBR rückgeführt werden.

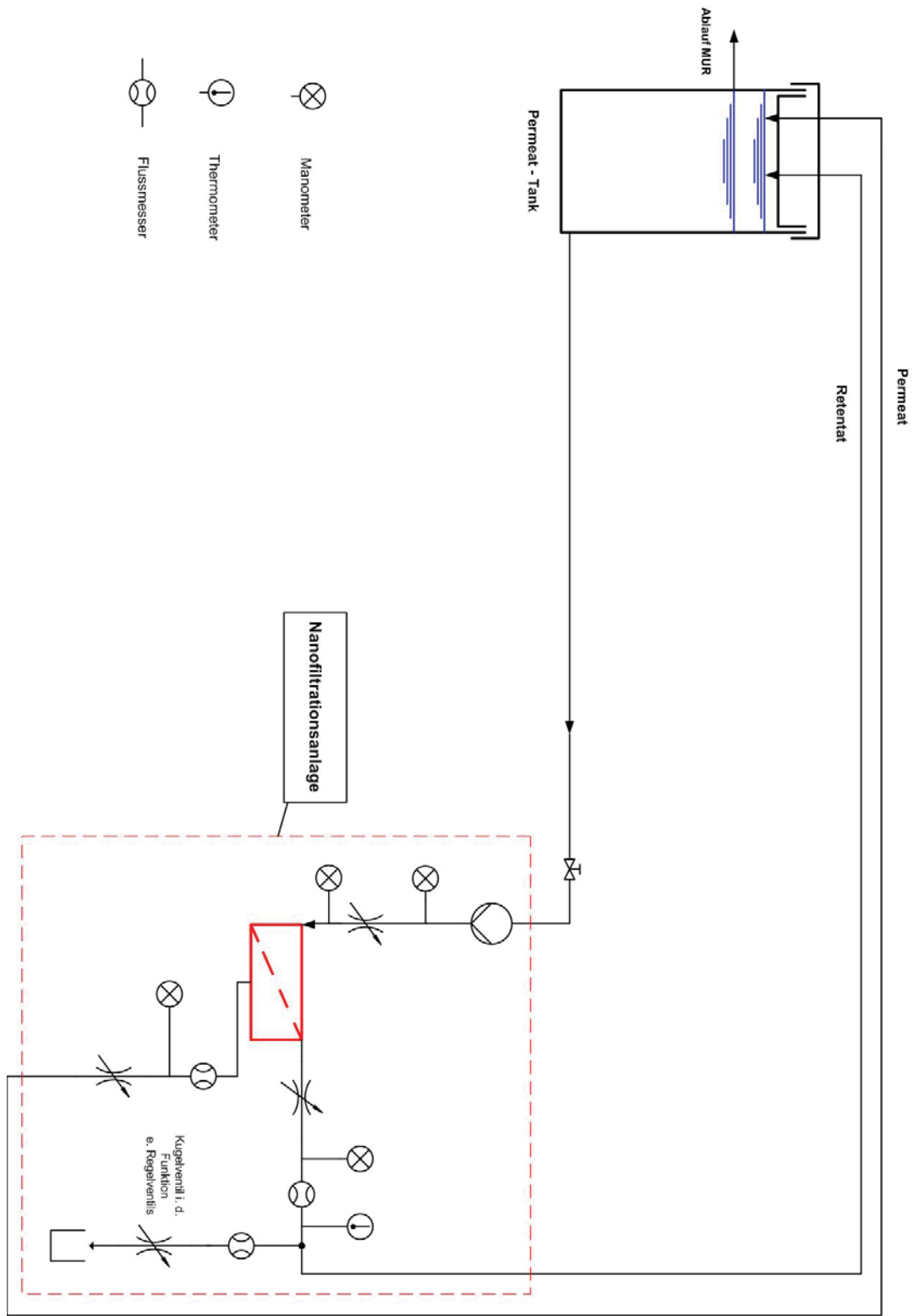


Abbildung 5: Pilotanlage Nanofiltration

Tabelle 10: Pumpenleistung der Nanofiltrationspumpe

	Einheit	Pumpe der FA. ENDUR
Q_{zu}	[m ³ /h]	25
Δp	[bar]	6
$P_{N,theor.}$	[kW]	4,274
η	[1]	0,5866
$P_{N,erf.}$	[kW]	7,28
P_{vorh}	[kW]	k.A.

Q_{zu} ... maximal durchzusetzende Wassermenge

Δp ... durch die Pumpe zu überwindende Druckdifferenz

$P_{N,theor.}$... theoretische Pumpleistung (ohne Verluste)

η ... Gesamtwirkungsgrad

$P_{N,erf.}$... erforderliche Pumpleistung

$P_{vorh.}$... vorhandene Pumpleistung

Die Nanofiltrationsanlage wird mit 16 A abgesichert. Angesteuert wird die Anlage über einen kleinen Schaltkasten, der über eine Überlastungsschutzeinrichtung verfügt. In der Tabelle 11 sind die einstellbaren Betriebsparameter aufgelistet.

Tabelle 11: Einstellbare Betriebsparameter

Parameter	Messeinrichtung	Ort
Fluss über die Membran	Stromregelventil: Zweiweg	Moduleingang
		Modulaustrag
Permeatmenge	Zweiwege–Stromregelventil	Austrag Permeat
Konzentratausschleusung²	Kugelhahn	Konzentrataustrag

Die Überprüfung der jeweiligen Parameter erfolgt einerseits über Schwebekörperdurchflussmesser sowie über den Flussmesser der FA. SIGNET. Des Weiteren sind an der Anlage Druckmesser und eine Temperaturmessanzeige angebracht. In der Tabelle 12 sind alle Messeinrichtungen der Nanofiltrationsanlage nochmals zusammenfassend dargestellt.

² Die Konzentratausschleusung wird in diesem Pilotversuch nicht verwendet

Tabelle 12: Messeinrichtungen der Nanofiltrationsanlage

Parameter	Ort	Einheit	Messbereich
Druck	Moduleingang	[bar]	0 - 6
	Modulaustrag	[bar]	0 - 6
	permeatseitigen Austrag	[bar]	0 - 6
	nach der NF - Pumpe	[bar]	0 - 6
Temperatur	System	[°C]	0 - 60
Durchfluss (Schwebekörper)	Permeat	[l/h]	0 - 100
	Konzentratausschleusung	[l/h]	0 - 120
Durchfluss (FA SIGNET)	Membranüberströmung	[m ³ /h]	k.A.

5.6 „Denitrifikations“ - Vorversuch

Die Anordnung des Vorversuches gliedert sich im wesentlichen in den Anlagenteil Denitrifikationsfass, die Schaltung der Nanofiltration und die Schaltung der Denitrifikation. Eine Bilddokumentation des Aufbaus des Denitrifikationsfasses findet sich im elektronischen Anhang.

5.6.1 Aufbau des Denitrifikationsfasses

Das Denitrifikationsfass ist ein Kunststofffass mit einem mittleren Durchmesser von 0,57 Meter und einem Volumen von ca. 250 Liter. Am Fassboden sind Kunststoffkörper großer Oberfläche in einer Schüttung aufgebracht, dessen Ende ein passender Deckel mit Löcher von ca. 1,5 Millimeter bildet. Darüber ist entlang der restlichen Höhe von ca. 0,85 Meter in der Mitte des Behälters ein Kunststoffrohr (etwa DN 2 cm, 1 m Länge) mit zum Boden (des Fasses) sich ausbildender Standfläche aufgestellt. In dieses Rohr sind im Standflächenbereich Löcher von ca. DN 1 Millimeter gebohrt. Sie sollen die von oben eingeblasene Druckluft über die gesamte Fassquerschnittsfläche verteilen. Das Kunststoffrohr ist in ein Festbett eingebettet, das aus einer Blähtonschüttung aufgebaut ist. Die Schüttung ist nach Korngrößen (Kugelgeometrie der Schüttung) abgestuft. So ist im direkten Anschluss an den Deckel eine etwa 7 Zentimeter hohe Schicht mit einer Schüttungskörnung von 4/8 Millimeter, dann eine etwa 50 Zentimeter hohe Schicht mit einer Körnung von 8/12 Millimeter und als Abschluss wieder die Schüttung mit einer Körnung von 4/8 Millimeter aufgebracht. Insgesamt ergibt sich eine Festbetthöhe von 0,66 Meter. Über diesen Schüttungsbereich ist ein Netz mit einer Maschenweite von 3 Millimeter angebracht, das durch einen an der Fassinnenwand abgespreizten Kunststoffeinsatz auf der Schüttung gehalten wird. Das Fass verfügt über zwei Zulaufleitungen von jeweils DN 5 Zentimeter und eine Ablaufleitung (Fassbodennähe) von ebenfalls DN 5 Zentimeter.

5.6.2 Schaltung und Steuerung des Systems

Das Konzentrat der Nanofiltrationsanlage wird in dieser Versuchsanordnung im Kreislauf geschaltet (siehe Abbildung 6). Zu diesem Zweck ist an der Anlage eine Konzentratsausschleußung (zur Verhinderung der Aufkonzentrierung) vorgesehen, die über einen Kugelhahn gesteuert wird, der aber hier die Funktion der Regelung inne hat. Zur Überwachung der Ausschleußmenge ist ein Schwebekörper - Flussmesser montiert. Das Permeat wird, wie in der Anordnung zuvor, in den Permeattank rückgeführt.

Das Denitrifikationsfass wird von Wasser aus dem 4 Kubikmeter fassenden Permeattank gespeist. Der Zulauf in das Fass erfolgt knapp unterhalb der Höhe des minimalsten Wasserspiegelstandes des Permeattanks. Diese Höhe ist so gewählt, dass der Zufluss selbststeuernd mit der Wasserspiegelhöhe im Permeattank erfolgen kann, damit die Mengensteuerung im Zufluss mit der Konzentratsausschleußung in der Nanofiltrationsanlage abgeglichen wird.

Zur Einstellung unterschiedlicher Filtergeschwindigkeiten wird das Wasser im Fass im Kreislauf geführt. Die Flüssigkeit wird seitlich im unteren Bereich des Fassbodens abgezogen und über eine kleine Kreiselpumpe oben am Fass (gegenüberliegende Seite des Zulaufs) dem Denitrifikationssystem wieder zugeführt. Die Pumpenleistung ist in Tabelle 13 zusammengefasst (siehe Anhang A XI, S. XXX – XXXI) erfolgt die genaue Berechnung). Vor die Pumpe ist ein kleiner Filter geschaltet, der die Pumpe vor dem Eintrag von Feststoffen schützen soll.

Tabelle 13: Leistung der Pumpe zur Einstellung unterschiedl. Filtergeschwindigkeiten im Denitrifikationsfass

	Einheit	Kreiselpumpe
Q_{zu}	[m ³ /h]	10
Δp	[bar]	0,15
$P_{N,theor.}$	[kW]	0,042
η	[1]	0,632
$P_{N,erf.}$	[kW]	0,07
P_{vorh}	[kW]	k.A.

Unmittelbar bevor das Wasser wieder in das Fass rückgeführt wird, wird Ethanol zudosiert. Die Dosierung des Ethanol erfolgt über eine Dosierpumpe der FA. PROMINENT, wobei die Hublänge und Hubzahl unabhängig voneinander eingestellt werden können. Als Vorlagebehälter für das Ethanol dient ein Kunststoffbehälter von 10 Liter Fassungsvermögen, auf dem die Dosierpumpe montiert ist. Das Ethanol wird über eine Schlauchleitung mit einem Durchmesser DN 25 Milimeter in die Kreislaufführung des Wassers zudosiert.

Zur Verhinderung der Belagsbildung an den Festkörpern der Blähtonschüttung wird in das Fass alternierend Druckluft eingeblasen. Die Steuerung der Drucklufteinblasung erfolgt je nach Anforderung entweder automatisch über ein Zeitrelais oder händisch.

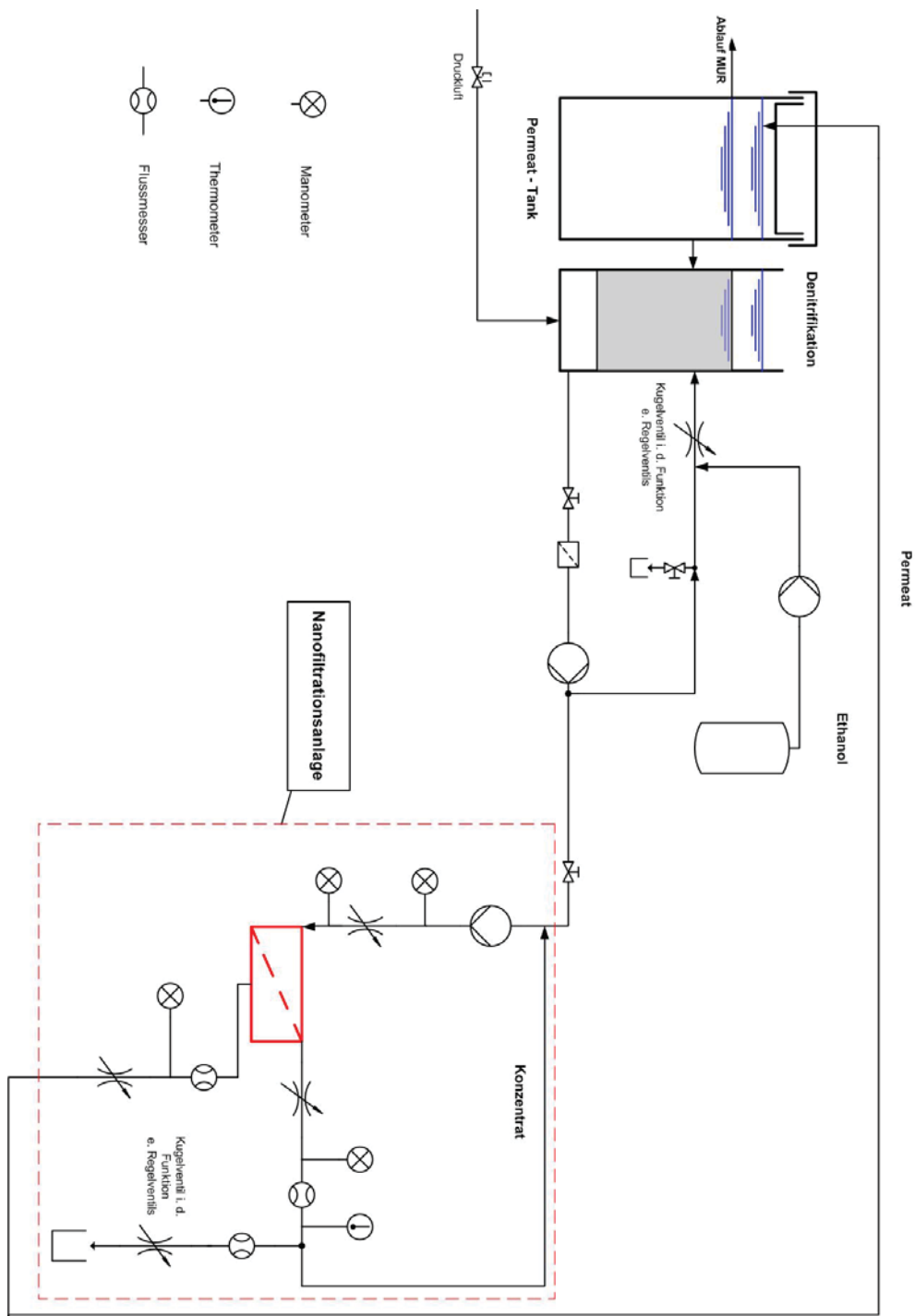


Abbildung 6: Schema des „Denitrifikations“ – Vorversuchs

6 Messmethodik

6.1 Probennahme

Die Probennahme erfolgt stets an den selben Orten und wenn möglich zur selben Zeit, um die Vergleichbarkeit zu gewährleisten. Die Probengefäße werden vor jeder Probennahme gründlich gereinigt. Die Proben werden entweder mit einem Schöpfbecher (ein 1 Liter fassendes Gefäß mit einem 1,5 m langen Stiel) aus Schächten bzw. Becken oder direkt einem Probennahmehahn entnommen und in ein 1 Liter fassendes Gefäß entleert. Die Art der Probennahme hat Stichprobencharakter.

6.1.1 Zulauf

Die Probennahme erfolgt im Schacht unmittelbar bevor das von Grob- und Feststoffen gereinigte Abwasser in den Teich 1 fließt.

6.1.2 Teich 1

Die Entnahmestelle befindet sich ca. 0,5 Meter unter dem Wasserspiegel in der Nähe der Injektoren, um eine gut durchmischte Probe zu erhalten. Die Entnahme der Probe erfolgt unmittelbar nach Abschalten der Injektorenbelüftung, da zu diesem Zeitpunkt der Schlamm gut aufgewirbelt ist und somit eine repräsentative Probennahme erfolgen kann.

6.1.3 Ablauf Teich 1 (Zulauf MBR)

Im Schacht 1 befindet sich ein festes Wehr, das den Mindestwasserspiegel im Teich 1 bestimmt. Die Entnahme erfolgt direkt an der Wehrkante auf der gesamten Breite. An Tagen mit starkem Niederschlag, der ein Überstauen der Wehr zur Folge hat, erfolgt die Entnahme der Probe ebenfalls aus dem Schacht 1.

6.1.4 Membranbelebung

Durch die Membranbelüftung kommt es in der Membranbelebung zu einer guten Durchmischung, was eine repräsentative Probennahme begünstigt. Sie erfolgt ca. 0,5 Meter unter dem Wasserspiegel und ca. 0,5 Meter vom Beckenrand (Abstrombereich) entfernt.

6.1.5 Rücklaufschlamm

Hierzu wird etwa 5 Minuten vor der Probennahme die Rücklaufschlammpumpe auf „Handbetrieb“ umgeschaltet, sodass der Schlamm vom Absetzbereich über den Pumpenschacht in den Teich 1 rückgepumpt wird. Dadurch ergibt sich im Schacht der Rücklaufschlammpumpe eine ausreichende Durchmischung. Die Entnahme der Probe aus dem Schacht erfolgt ca. 0,5 Meter unter der Wasserspiegelhöhe.

6.1.6 Ablauf (MBR)

Zwischen der Permeatpumpe und dem Vorratsbehälter ist ein Probennahmehahn installiert. Zuerst wird das im Probennahmehahn abgestandene Wasser einige Sekunden lang abgelassen, ehe die Probe genommen wird.

6.1.7 Permeat Nanofiltration

Die Entnahme des Permeats der Nanofiltration erfolgt am Ende des Permeat – Schlauchs in den Permeattank der MBR. Dabei wird der Schlauch aus dem Tank gezogen, gewartet bis sich ein durchgehender Wasserstrom ausgebildet hat, um dann das gereinigte Wasser in die Probennahmeflasche direkt überzuführen.

6.1.8 „Denitrifikation“

Im Kreislaufrohr der Denitrifikation ist ein Probennahmehahn installiert. Für die Beprobung gilt ähnliches, wie für die Probennahmestelle Ablauf (MBR). Zuerst wird das im Probennahmehahn abgestandene Wasser einige Sekunden lang abgelassen, ehe die Probe genommen wird.

6.2 Analytik

6.2.1 Physikalische Parameter

6.2.1.1 Trockensubstanz

Zum Einsatz kommen folgende Geräte:

- Rundfilter
- Filternutsche
- Saugflasche
- Wasserstrahlpumpe
- Trockenwaage Satorius MA 30
- Stehkolben (50 ml)

Zur Bestimmung der absetzbaren und nicht absetzbaren ungelösten Stoffe wird eine Schlammsuspension homogenisiert und in den Stehkolben übergeführt. Zur gleichen Zeit wird der Rundfilter in der Trockenwaage getrocknet, damit die Lagerfeuchte des Filterpapiers entfernt wird. Die Probe wird nun über den Filter abfiltriert und anschließend der TS - Gehalt mittels Trockenwaage bestimmt. In der Tabelle 14 sind die wichtigsten Daten der Trockenwaage aufgeführt.

Tabelle 14: Kenndaten der MA 30 Trockenwaage von Sartorius

Modell MA30		
Messprinzip		Erwärmung durch Infrarotstrahlung, Ermittlung des Gewichtsverlustes
Probengewicht	[g]	Max. 30, typisch 5 – 10
Ablesegenauigkeit		1 mg
Messgenauigkeit (je nach Probe)	[1]	0,05 (bei ca. 5 – 10 g)
Temperaturbereich	[°C]	40 – 160
Temperaturschritte	[°C]	5

Für die Messung der Trockensubstanz der Schlammsuspension wird die Waage auf eine Heiztemperatur von 105 °C eingestellt. Das Ende der Messung erfolgt über die Vollautomatikfunktion. Hierbei erkennt der MA 30 selbstständig, wenn keine wesentliche Gewichtsänderung mehr zu erwarten ist und beendet daraufhin die Messung. Die Voraussetzung für den Vollautomatikbetrieb liegt in der stetigen Abnahme des Gewichtsverlustes pro Zeiteinheit bis gegen den Nullwert, sobald die Probe keine Feuchtigkeit mehr enthält.

Die Trockensubstanz wird für den Teich 1, die Membranbelebung und den Rücklaufschlamm bestimmt.

6.2.1.2 pH - Wert

Die Messung des pH - Werts erfolgt im Labor mit dem pH - Messgerät PH 90 der FA. WTW. Ermittelt wird der pH - Wert für die Proben Zulauf, Ablauf Teich 1, Membranbelebung (Membranbelebungsbecken), Ablauf (MBR), Permeat Nanofiltration und Denitrifikation.

6.2.1.3 Leitfähigkeit

Die Leitfähigkeit wird über ONLINE - Messsonden ermittelt. Die Leitfähigkeit wird vom Zulauf, Ablauf Teich 1, Membranbelebung (Nitrifikationsbecken) und Ablauf (MBR), aufgenommen.

Für die Leitfähigkeitsmessung des Permeats der Nanofiltration wird ein 2 Liter Messbecher gefüllt. Die Sonde im Schacht 3 des Kläranlagenablaufes wird zu diesem Zweck aus der Halterung genommen und daraufhin im Messbecher situiert. Nach einigen Sekunden kann der Wert am Display der Messapparatur abgelesen werden.

6.2.1.4 Sauerstoff

Für die Messung des Sauerstoffs ist das Sauerstoffmessgerät OXI 92 der FA. WTW in Verwendung. Der Sauerstoffgehalt wird direkt vor Ort gemessen. Er wird ermittelt für den Ablauf Teich 1, die Membranbelebung und die nachgeschaltete Denitrifikationsstufe. Die Messung des Sauerstoffgehalts erfolgt an den dafür vorgesehenen Probennahmestellen (siehe dazu 6.1.3, 6.1.4 und 6.1.8). Die Dauer einer Einzelmessung ist mit mindestens 10 Minuten anzusetzen, da die Sonde Zeit braucht, um einen konstanten Wert anzuzeigen.

6.2.1.5 Filtrierbarkeit

Beim Filtrierversuch soll mit einfachsten Mitteln eine Aussage über die IST - Filtergeschwindigkeit getroffen werden. Sie ist von der Schlammkonsistenz abhängig und lässt daher Rückschlüsse auf die Aktivität der Biologie zu. Die Ermittlung dieses Parameters hat rein qualitativen Charakter.

Zum Einsatz kommen folgende Geräte

- Kaffeefilter
- Kaffeefilteraufsatz einer Kaffeemaschine
- Kaffeekanne einer Kaffeemaschine
- Standzylinder
- Stoppuhr

Die Probe wird durch den Kaffeefilter filtriert. Dabei wird der Wasserstand durch ständiges Nachfüllen auf konstanter Höhe (Oberkante des Filteraufsatzes) gehalten. Nach einer Filtrationszeit von 5 Minuten wird der Filteraufsatz abgenommen, die filtrierte Flüssigkeit in den Standzylinder übergeführt und der Wert abgelesen.

Ermittelt wird dieser Vergleichsparameter für die Proben aus der Membranbelebung (Membranbelebungsbecken).

6.2.1.6 Viskosität

Für die Messung der Viskosität wird der VISCOTESTER VT01 der FA. HAAKE verwendet. Das Viskosimeter ist als Rotationsviskosimeter ausgeführt und kann aufgrund der leichten Handhabung zu schnellen Test – und Vergleichsmessungen herangezogen werden.

Das Viskosimeter wird von einem drehzahlgeregelten Batteriemotor angetrieben. Der Drehkörper, der am VISCOTESTER befestigt ist, taucht in einen genormten Messbecher ein, welcher mit homogenisiertem Belebtschlamm gefüllt ist. Der mit konstanter Drehzahl rotierende Drehkörper ruft im Schlamm einen Drehwiderstand hervor, der als Maß für die Viskosität gilt und als solcher direkt an der Messskala [mPas] abgelesen werden kann. In der Tabelle 15 sind die wichtigsten Kenndaten des VISCOTESTER aufgeführt.

Tabelle 15: Kenndaten des eingesetzten Viskosimeters

Rotationsviskosimeter VISCOTESTER VT01		
Messprinzip		Drehwiderstand als Maß für die Viskosität einer Flüssigkeit
Messbereich	[mPas]	1.5 – 33
Reproduzierbarkeit	[%]	2 (vom Skalenendwert)
Messunsicherheit (bei genormtem Messbecher)	[%]	ca. 10 (vom Messbereichsendwert)

6.2.2 Chemische Parameter

Die chemischen Parameter werden ausschließlich im Labor ermittelt. Hierzu kommen die Küvettentests der FA. WTW und FA. DR. LANGE zum Einsatz. Tabelle 16 gibt eine Übersicht über die in Verwendung stehenden Küvettentests.

Tabelle 16: Küvettentests

Parameter	Küvettentest	Messbereich
NO ₃ -N	WTW N1/25 Nitrat 50	0,5 - 23 mg/l
NO ₂ -N	WTW N4/25 Nitrit 2	0,02 - 0,60 mg/l
NH ₄ -N	WTW A5/A25 Ammonium	0,2 - 8 mg/l
CSB	WTW C2/25 CSB 1500	100 - 1500 mg/l
CSB	WTW 14560 CSB	4 - 40 mg/l
P _{ges.}	DR. LANGE LCK 384	0,5 - 5 mg/l

Bevor die Probenmengen nach genauen Vorschriften (Anleitungen der FA. WTW und DR. LANGE) in die Küvetten übergeführt werden, wird die homogenisierte Probe vom Probennahmegefäß in ein Becherglas übergeführt. Die Proben des Zulaufs und der Denitrifikationsstufe müssen jedoch abfiltriert werden. Für die Zulauffiltration wird ein Labor - Rundfilter und ein Trichter, für die Filtration der Probenmenge der Denitrifikationsstufe ein Mikrofilter vor einer Aufziehspritze verwendet.

Für die Auswertung der Küvettentests wird zum einen das PHOTOMETER PHOTOLAB S6 der FA. WTW und für den Gesamtphosphortest das PHOTOMETER LASA 10 der FA. DR. LANGE verwendet. Der Vorteil der Küvettentests liegt in der einfachen Handhabung, da die Geräte direkt den Konzentrationswert anzeigen. Beide Geräte haben die Kalibrierfunktionen aller Testsätze gespeichert, wodurch ein Messen gegen einen Reagenzblindwert nicht notwendig ist. Das PHOTOLAB S6 erkennt darüber hinaus selbstständig (über einen Barcode), welche

Küvette gesteckt wird. In der Tabelle 17 und Tabelle 18 sind die wichtigsten Eckdaten aufgelistet.

Tabelle 17: Eckdaten des PHOTOMETER PHOTOLAB S6

PHOTOMETER PHOTOLAB S6		
Optisches Messprinzip		Filter – Photometer mit Referenzstrahl - Absorptionsmessung; Simultanerfassung aller Wellenlängen
Messarten		Konzentration; Extinktion
Photometrische Auflösung	[E]	0,001
Messbereich Extinktion	[E]	0,003 bis 3,000
Photometrische Reproduzierbarkeit	[E]	0,001 bei 1,000

Tabelle 18: Eckdaten des PHOTOMETER DR LANGE LASA 10

PHOTOMETER DR LANGE LASA 10		
Optisches Messprinzip		Sensor Array Photometer mit Referenzstrahltechnik
Messarten		Konzentration; Extinktion
Photometrische Auflösung	[E]	0,001
Photometrische Reproduzierbarkeit	[E]	0,001 bei 1,000

Für die CSB - Messung muss die Küvette für 2 Stunden bei 148 °C gekocht werden. Dazu wird die Küvette in den THERMOREAKTOR CR 2010 der FA. WTW gestellt.

Die Messung des gesamten Phosphors erfordert ein Aufkochen des Küvetteninhalts bei 105 °C genau 1 Stunde lang. Dabei werden nicht gelöste Phosphorverbindungen in Lösung übergeführt. Das Aufkochen bewerkstelligt der Ofen THERMOSTAT LT 100-1 der FA. DR. LANGE.

7 Betriebsergebnisse

Für die folgenden Darstellungen der Betriebsergebnisse werden drei unterschiedliche Datensätze herangezogen. An dieser Stelle wird auch auf den elektronischen Anhang verwiesen, der alle Tabellen beinhaltet.

Der erste Satz von Daten resultiert aus der Auswertung von chemischen Analysen so wie aus der Aufnahme von physikalischen Parametern im Labor bzw. an der Probennahmestelle (siehe dazu Kapitel 6.1). In der Tabelle 19 sind für alle Probennahmepunkte die relevanten Messparameter aufgelistet. Es sei darauf hingewiesen, dass die Beprobung und Analyse des Ablaufs (MBR) und des Permeats der Nanofiltration 3x die Woche stattfindet, hingegen von allen anderen Probennahmepunkten jeweils 1x in der Woche eine Probe gezogen wird.

Tabelle 19: Übersicht der Messparameter an den jeweiligen Probennahmepunkten

	Zulauf	Teich1	Ablauf Teich1	MBR	Ablauf MBR	Permeat	RS
Temperatur [°C]	ja	-	ja	ja	ja	ja	-
pH - Wert	ja	-	ja	ja	ja	ja	-
Leitfähigkeit [µS/cm]	-	-	-	-	ja	ja	-
Sauerstoff [mg/l]	ja	-	ja	ja	-	-	-
Trockensubstanz [g/l]	ja	ja	-	ja	-	-	ja
Filtrierbarkeit [ml/5min]	ja	-	-	ja	-	-	-
Viskosität [g/(m.s)]	ja	-	-	ja	-	-	-
CSB [mg/l]	ja	-	ja	-	ja	ja	-
NH₄-N [mg/l]	ja	-	ja	-	ja	ja	-
NO₃-N [mg/l]	-	-	ja	-	ja	ja	-
NO₂-N [mg/l]	-	-	-	-	ja	ja	-

Der zweite Datensatz ergibt sich aus der Überwachung der Nanofiltrationsanlage. Diese Daten werden in den ersten 2 Wochen täglich und in den darauffolgenden Wochen 3x wöchentlich abgelesen und notiert. An dieser Stelle sei auf die Tabelle 20 verwiesen, welche den Datensatz der Nanofiltrationsanlage zusammenfassend darstellt.

Tabelle 20: Datensatz Nanofiltrationsanlage

Messstelle	Parameter	Rechnerische Ermittlung		
Pumpe	Druck			
Moduleingang	Druck	TMP ³	Flux	Permeabilität
Modulaustrag				
Permeat	Durchfluss			
Membran	Fläche			
Membran	Überströmung			
System	Temperatur			

Der letzte Datensatz beinhaltet die ONLINE - Messwerte. Die Tabelle 21 gibt eine Übersicht der aufgezeichneten Daten. Es soll nicht unerwähnt bleiben, dass von den Datenwerten Tagesmittelwerte errechnet werden. Allerdings sind die Grundgesamtheiten unterschiedlich. Für die Sauerstoffmessung im Teich 1 liegt sie bei 24 Werte / Tag. Bei allen anderen Datenwerten wird aus einer Grundgesamtheit von 100 Werten / Tag der Tagesmittelwert errechnet.

Die gesammelten Daten sollen im Folgenden so einfach, wie nur möglich, dargestellt werden. Zum einen wird das Instrumentarium der Beschreibenden Statistik herangezogen. Häufig wird die Darstellungsform des Histogramms verwendet. Damit der Informationsverlust, der aufgrund der Klasseneinteilung resultieren kann, nicht allzu groß wird, werden die Histogramme durch die Lageparameter „arithmetisches Mittel“ (im Folgenden nur mehr „Mittelwert“ bezeichnet) und „Median“ (oder „Zentralwert“ einer geordneten Datenreihe) ergänzt. Besonderes Interesse kommt dabei dem Median zu, weil sein Ergebnis, anders als beim arithmetischen Mittel, durch „Außreißer“ nicht beeinflusst werden kann. Das resultiert aus seiner Definition, die besagt, dass man unter dem Median oder Zentralwert einer geordneten Datenreihe bei einer ungeraden Anzahl an Messwerten den in der Mitte stehenden Merkmalswert, und bei einer geraden Anzahl an Datenwerten das arithmetische Mittel der beiden in der Mitte stehenden Werte versteht [19, S. 234]. Somit ist der Median ein stabiler Wert, der die Datenpunktwolke erfasst. Zum anderen werden Datenwerte als „Datenpunkte über die Zeit“ dargestellt. Diese Darstellungsform wird dann gewählt, wenn qualitative Aussagen, wie der Trend verschiedener Messparameter zueinander, getroffen werden sollen. Da in diesem Fall in einem Diagramm mehrere Messparameter mit jeweils unterschiedlichen Grundgesamtheiten vereint sind, werden zur besseren Veranschaulichung der Diagramme vom verwendeten

³ TMP .. Transmembrandruck

Tabellenkalkulationsprogramm die Datenpunkte eines Messparameters mit einem über mehrere Perioden ermittelten Linienzug verbunden.

Tabelle 21: ONLINE - Daten

Messstelle	Parameter	rechnerische Ermittlung	
Zulauf	Leitfähigkeit		
	Temperatur		
Teich 1	Leitfähigkeit		
	Temperatur		
	Sauerstoff		
Ablauf MBR	Leitfähigkeit		
	Temperatur		
	pH - Wert		
MBR	Istmenge MBR		Nettoflux
	Flux		
	Permeabilität		
	Filterdruck		
	Fläche		
	Summe MBR		

7.1 Zulauf

Der Zulauf nimmt im Gesamtsystem eine Sonderstellung ein, da er in Bezug auf den Reinigungserfolg der Gesamtanlage kaum vernünftige Schlüsse zulässt.

7.1.1 Temperatur, Leitfähigkeit

In der Abbildung 7 sind die Temperatur und Leitfähigkeit über den Zeitraum Juli bis November 2002 aufgetragen. Die Temperatur bewegt sich im Beobachtungszeitraum jahreszeitlich bedingt zwischen 16,3 [°C] und 11,3 [°C]. Am 17. November wird ein abrupter Abfall in der Zulauftemperatur verzeichnet. Die Ursache dafür ist nicht auf die chemischen Eigenschaften des zulaufenden Wassers zurückzuführen (siehe Kapitel 7.1.2), sondern auf einen Umstand, den die Gesamtanlage betrifft. Da der Kläranlagenbetrieb an das öffentliche Stromnetz angeschlossen ist, kann bei Gewitter oder Starkregen die Gesamtanlage ausfallen. Am 17. November findet offenbar ein solches Wetterereignis statt, da auch der Mittelwert der Leitfähigkeitsmessung einen Wert von nur 65 [$\mu\text{S}/\text{cm}$] aufweist. Bei genauerer Datenanalyse wird deutlich, dass der Computer von 17. November frühmorgens bis 18. November vormittags keine Daten erhält. Dem umsichtigen Personal ist es zu verdanken, dass bei ähnlichen Wetterereignissen, vor allem in den Sommermonaten, der Kläranlagenbetrieb nicht wesentlich gestört wird, sodass im Mittel die Leitfähigkeitsmessung Werte zwischen 700 [$\mu\text{S}/\text{cm}$] und 900 [$\mu\text{S}/\text{cm}$] liefert.

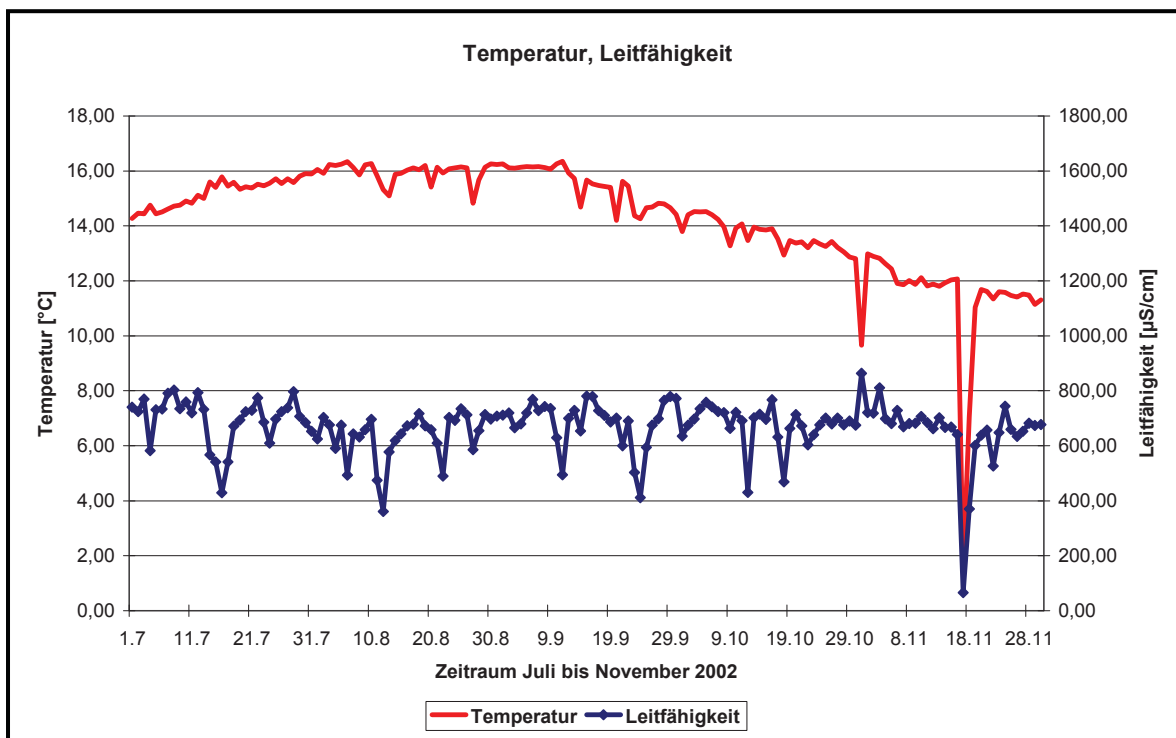


Abbildung 7: Temperatur und Leitfähigkeit im Zulauf

7.1.2 Ammonium, Gesamtphosphor, Chemischer Sauerstoffbedarf

Die Ermittlung der chemischen Parameter soll helfen, sich allgemein einen Überblick über die chemische Beschaffenheit des Abwassers zu verschaffen. Da die Probennahme stichprobenweise erfolgt und keine 24 h - Mischprobe zur Verfügung steht, ist eine seriöse Interpretation in Bezug auf die Zulaufqualität kaum möglich. In der Abbildung 8 ist jedoch ersichtlich, dass aus der Messung am 12. August 2002 ein Zusammenhang herausgelesen werden kann, der für alle dargestellten Parameter gilt (siehe auch Abbildung 7). Dieser Tag ist ein Regentag (die Tage zuvor hat es ebenfalls stark geregnet) und die Außentemperatur erreicht im Laufe des Vormittags nicht mehr als 14 [°C] (eine Abnahme von 3 [°C] zum Tag zuvor). An diesem Tag zeigen alle Parameter eine Tendenz nach unten. Die im Labor zu analysierenden Parameter erreichen an diesem Tag die absolut niedrigsten Werte im ganzen Messzeitraum. Auch die Leitfähigkeit sinkt auf den zweitniedrigsten Wert von 361 [µS/cm] ab. Der Grund für diesen Umstand liegt in einer Verdünnung des Zulaufs durch die große Menge an Regenwasser.

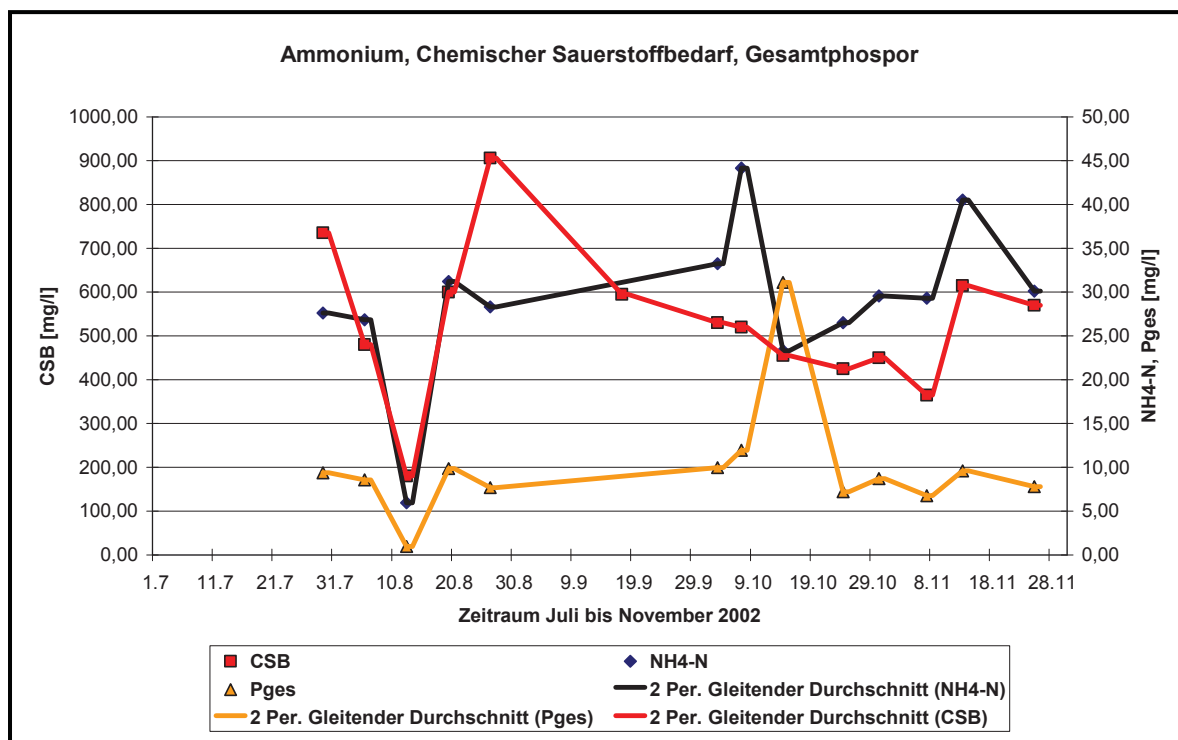


Abbildung 8: Chemische Parameter im Zulauf

Die Abbildungen 9, 10 und 11 geben einen Überblick darüber, welche Werte für die Parameter Chemischer Sauerstoffbedarf, Ammonium - Stickstoff und Gesamtphosphor im Durchschnitt im Zulauf gemessen werden.

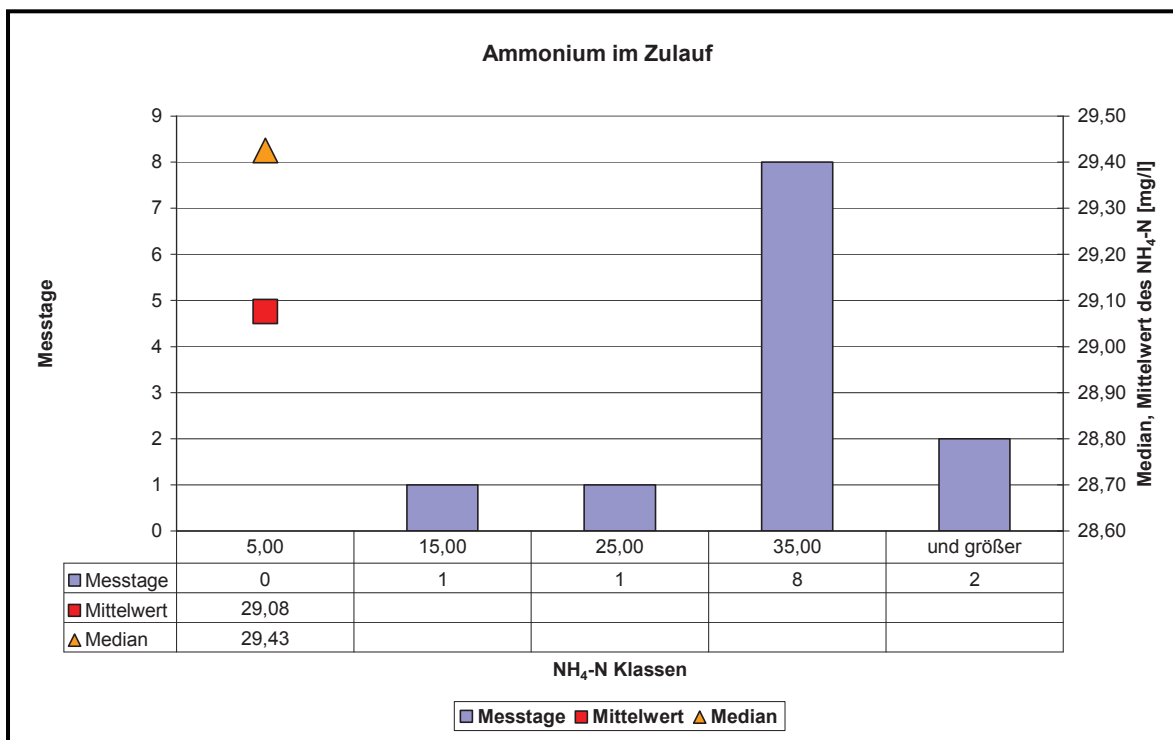


Abbildung 9: Ammonium im Zulauf

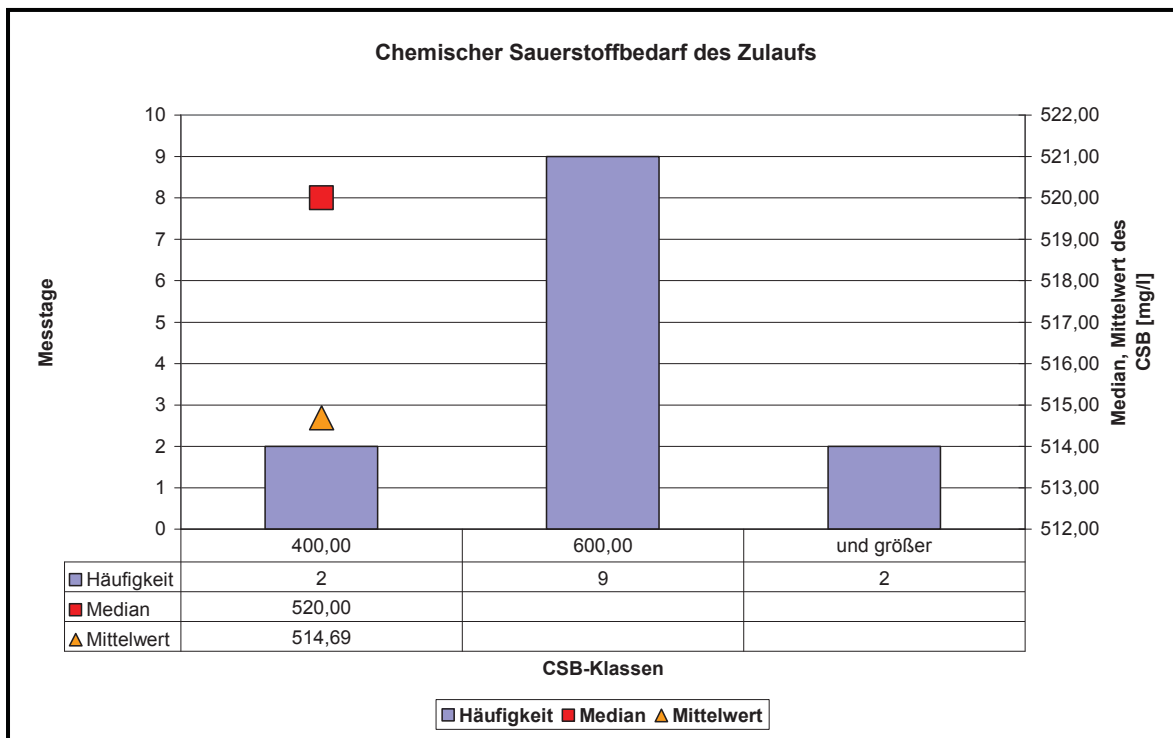


Abbildung 10: Chemischer Sauerstoffbedarf im Zulauf

Diese Abbildungen geben Auskunft darüber, mit welcher Konzentrations - Bandbreite im Zulauf zu rechnen ist. Der Ammonium - Stickstoff im Zulauf bewegt sich im Mittel in der Klasse von 25 bis 35 [mg/l], der CSB in der Klasse von 400 bis 600 [mg/l] und der Gesamtphosphor in der Klasse von 5 bis 10 [mg/l]. Die kleinsten Klassen sind auf das Starkregenereignis am 12. August 2002 zurückzuführen.

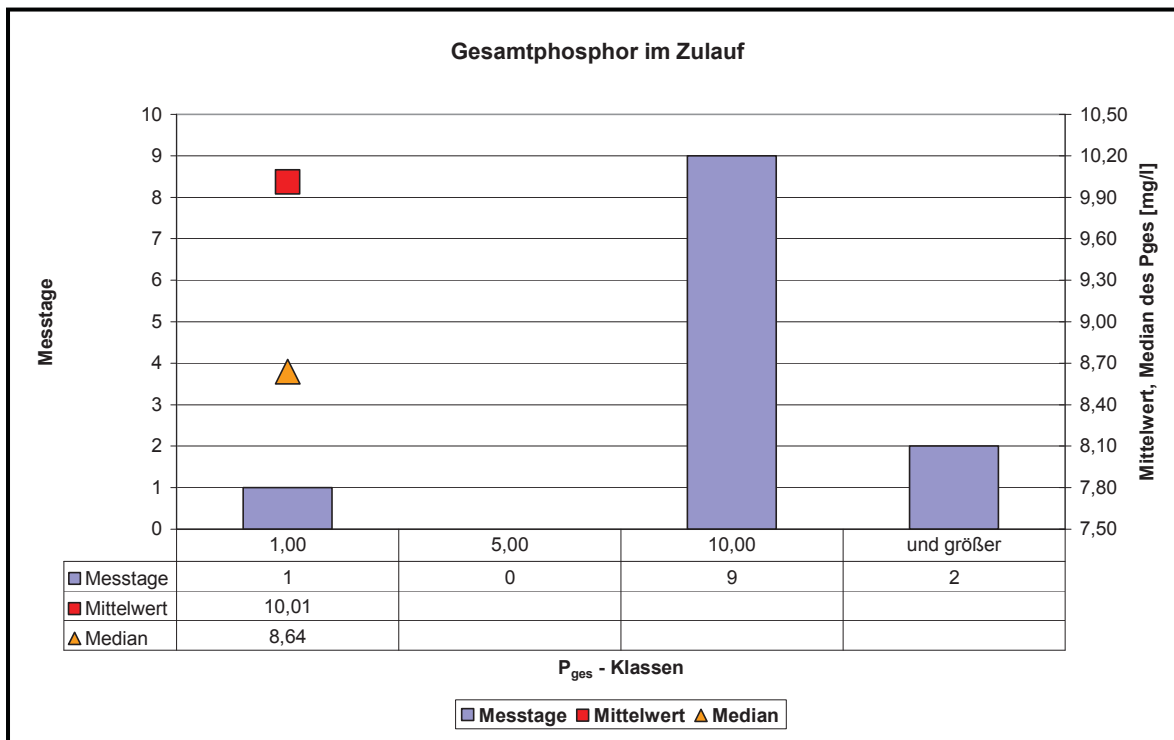


Abbildung 11: Gesamtphosphor im Zulauf

7.2 Teich 1

7.2.1 Sauerstoff (Belüftung), Ammonium, Trockensubstanzgehalt

Die Trockensubstanz im Teich 1 bewegt sich in den Monaten Juli bis November (siehe dazu Abbildung 12) im Bereich von 1,5 bis 0,5 [g/l] TS. Allerdings tritt ein Maximalwert von 1,78 [g/l] TS Anfang September und ein Minimalwert von 0,44 [g/l] TS Mitte September auf. Der verfahrenstechnisch ideale Wert liegt bei 0,8 [g/l] TS, weil bei diesem TS - Gehalt der Energieeintrag erfahrungsgemäß ein Minimum ist und trotzdem gewährleistet ist, dass die Membranbelebungsstufe mit Wasser optimaler Qualität gespeist wird. Die Abbildung 12 verdeutlicht die Abhängigkeit der TS von der Temperatur im Teich 1. Die TS verläuft von Juli bis November, ähnlich wie die Temperatur, nach unten.

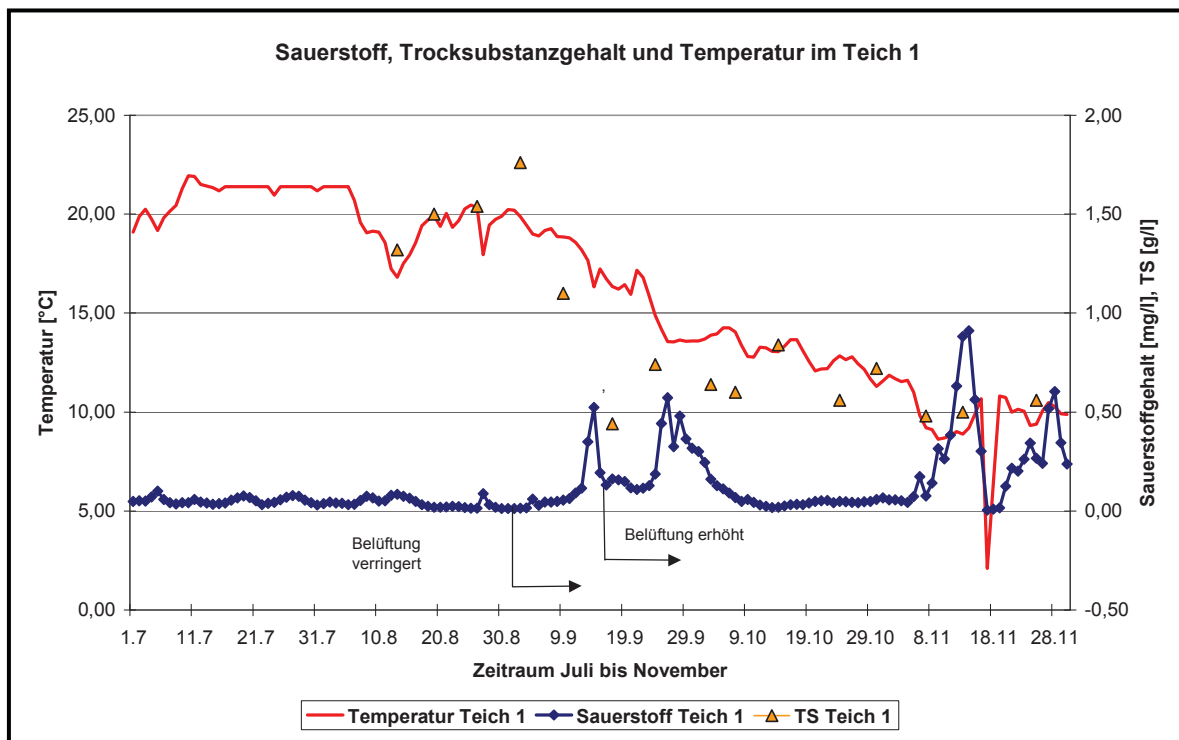


Abbildung 12: Sauerstoff, Trockensubstanzgehalt und Temperatur im Teich 1

Eine Ausnahme bildet der im September gemessene Minimalstwert. Dieser Wert kommt durch die Optimierung der Belüftung zustande. Am 2. September wird die Belüftungsdauer herabgesetzt, da es für den Kläranlagenbetrieb von Interesse ist, möglichst wenig Energie zu verbrauchen. Es soll beobachtet werden, wie das System reagiert. Am 2. September wird ein TS - Wert von 1,78 [g/l] gemessen. Innerhalb einer Woche fällt der TS - Wert um fast 40 %, eine Woche später beträgt der TS - Gehalt 0,44 [g/l], ein Minus von 75 % zum Höchstwert von 1,78 [g/l].

Am 14. September, 3 Tage bevor der niedrigste Wert gemessen wird, erreicht der Sauerstoffgehalt einen bis dahin in diesem Beobachtungszeitraum nicht erbrachten Höchstwert von 0,52 [mg/l]. Dieser Höchstwert ist als Folge der Umstellung der Belüftung zu werten, da der Gehalt an Sauerstoff seit dem Umstellungstag stetig angestiegen ist. Der Sauerstoffgehalt steigt an, da im Becken zuwenig Ammonium abgebaut wird. Verstärkt wird dieses Phänomen dadurch, dass die Temperatur seit der Umstellung innerhalb von zwei Wochen steil von 20,21 [°C] im Mittel auf einen Mittelwert von 16,35 [°C] abgefallen ist. Der weniger werdende Abbau im Becken ist in Abbildung 13 anschaulich dargestellt und unterstreicht die Richtigkeit der Behauptung. Es wird deutlich, dass der Ammoniumgehalt Anfang September im Becken deutlich ansteigt. Dabei werden Werte von über 40 [mg/l] gemessen, welche 3 Wochen zuvor noch um 30 [mg/l] liegen.

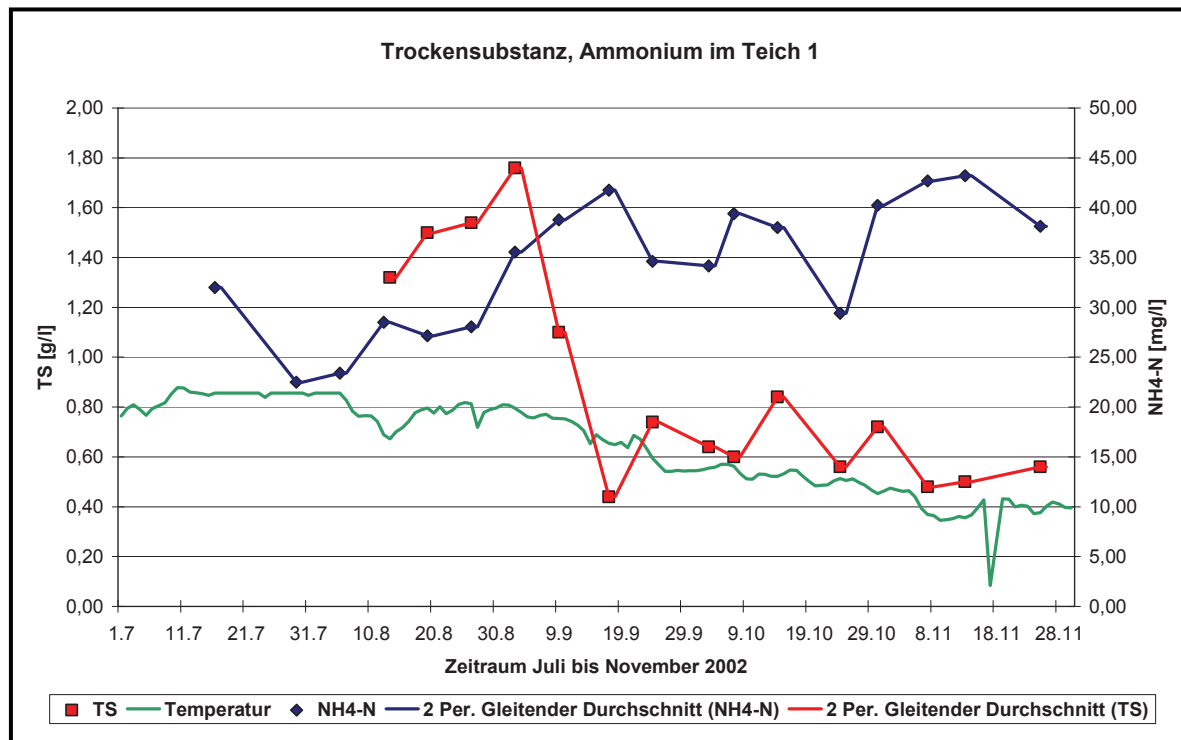


Abbildung 13: Trockensubstanzgehalt, Ammoniumgehalt im Teich 1

Die Belüftung im Teich 1 bewerkstelligt, neben der Rolle als Sauerstofflieferant, die Umwälzung und Durchmischung der Biosuspension innerhalb des Teiches, wodurch den Mikroorganismen Kontaktflächen für den Abbau zur Verfügung gestellt werden. Ein Indiz dafür, ob die Belüftung über die Injektoren ausreichend ist, ist die Schlammkonsistenz des Rücklaufschlammes, der aus dem Absetzbereich des Teich 1 abgezogen und wieder in den Teich 1 rückgeführt wird. Am 16. September wird beim Rückpumpen des Schlammes in den Schlamm Speicher hauptsächlich Wasser gefördert, da sich der Schlamm aufgrund der herabgesetzten Belüftungsdauer in der Nähe der Injektoren absetzt. Dadurch wird die Durchmischung im Teich 1 so weit verringert, dass sich das Risiko einer Blähschlamm bildung erhöht und das Absetzverhalten des Schlammes negativ beeinflusst. Am selben Tag wird die Belüftungszeit wieder erhöht. Als Folge dessen fällt der Ammoniumgehalt. Gleichzeitig steigt die Trockensubstanz. Beide Phänomene sind auf eine gute Durchmischung sowie auf die Erhöhung der Schlammkontaktflächen zurückzuführen. Von 23. September bis 28. September fällt die Temperatur von 17,2 [°C] auf 13,6 [°C] ab. Folglich geht der mikrobiologische Abbau zurück, da er ab 15 [°C] nur mehr stark eingeschränkt funktioniert. Im gleichen Zeitraum nimmt der Sauerstoffgehalt deutlich zu. Das System braucht dann ungefähr eine Woche, bis es sich wieder erholt.

Am 4. November fällt die Temperatur erstmals auf einen Wert von unter 10 °C, bei dem ein mikrobiologischer Abbau im Teich 1 kaum mehr zu erwarten ist. Diese Abnahme der Temperatur, die bis zum 9. November anhält, wirkt sich in einer Zunahme des Sauerstoffgehalts aus, der am 14. November einen Höchstwert von 0,92 [mg/l] erreicht. Dann fällt der Sauerstoffgehalt, ehe er am 17. November ganz auf Null sinkt.

Dieser Wert erklärt sich durch den Gesamtausfall der Anlage, der bereits im Kapitel 7.1 erwähnt wird. Durch diesen Umstand hat sich auch Schlamm abgesetzt, wodurch beim Wiedereinschalten der Sauerstoffgehalt erst langsam ansteigt, da das System doch noch eine kleine Menge Sauerstoff für den Abbau benötigt. Nach zwei Tagen verlässt der Sauerstoffgehalt den Bereich des Nullwertes und beginnt wieder zu steigen. In dieser Phase hat die Belüftung nur mehr die Aufgabe, den Schlamm immer wieder umzuwälzen, um das Risiko der Blähschlamm-Bildung zu minimieren. Die Erfahrung zeigt, dass der 8 - minütige Injektorenbetrieb von maximal 15 Minuten Stillstandszeit unterbrochen werden darf, ehe die Injektoren wieder in Betrieb gehen.

7.2.2 Temperatur, Leitfähigkeit

Im vorigen Teilkapitel wird deutlich, dass die biologische Abbaurate von Abwasserinhaltsstoffen viel zu früh deutlich gegen den Nullwert strebt. Den Grund dafür zeigt die Abbildung 14, in der, neben den Leitfähigkeiten, die Temperaturen des Zulaufs und des Teichs 1 miteinander verglichen werden.

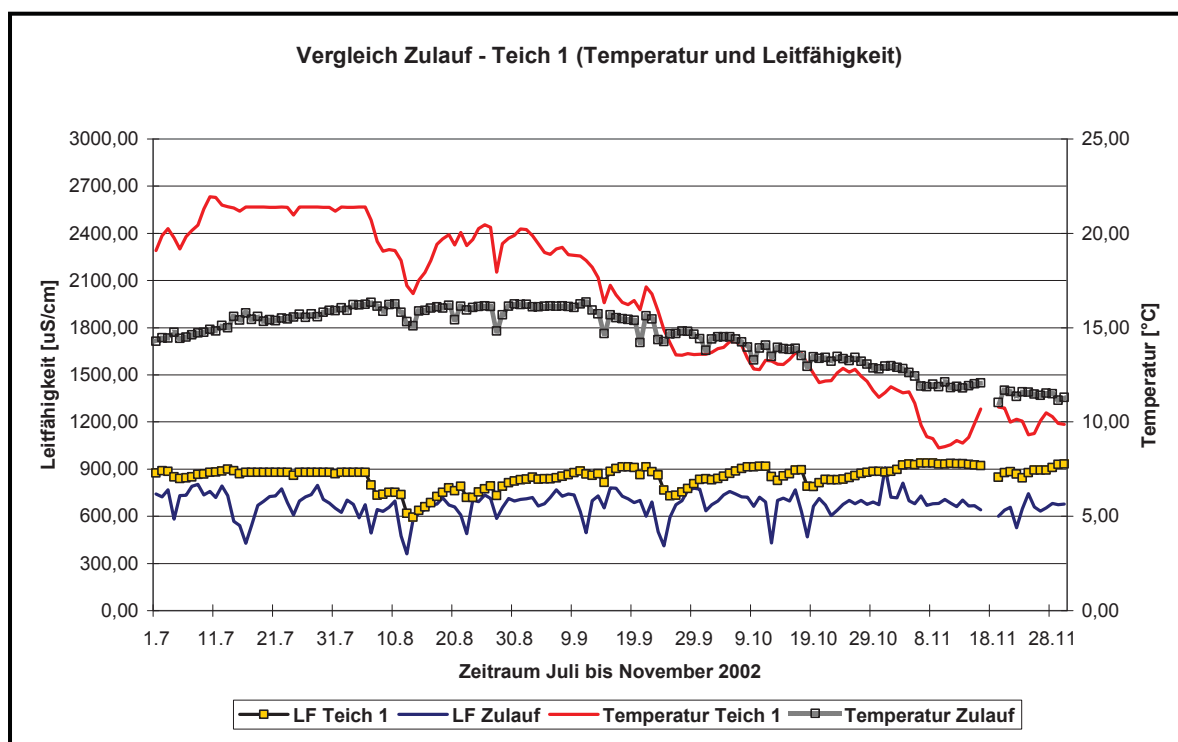


Abbildung 14: Temperatur, Leitfähigkeit im Teich 1 und Zulauf

Die Abbildung 14 streicht u. a. den Umstand heraus, dass der Teich 1 schneller auf die äußeren klimatischen Veränderungen anspricht als der Zulauf. Es ist natürlich klar, dass ein fließendes Gewässer weniger von der aktuellen Temperatur beeinflusst wird als ein stehendes Gewässer. Allerdings verändert der Teich 1 seine Temperatur fast simultan mit

der Außentemperatur. Dieser Umstand hat für alle Becken in der Anlage in St. Peter Gültigkeit, da alle relativ geringe Abmessungen aufweisen. Die Leitfähigkeitswerte im Zulauf bewegen sich in der Klasse von 800 bis 950 [$\mu\text{S}/\text{cm}$], hingegen jene des Teichs 1 vorwiegend in der Klasse bis zu 800 [$\mu\text{S}/\text{cm}$]. Auffallend dabei ist der Umstand, dass die Werte für die Leitfähigkeit im Zulauf relativ konstant sind und jene im Teich 1 unregelmäßiger ausfallen, da die Durchmischung im Becken und in Folge dessen der Abbau unterschiedlich ist.

7.2.3 Chemischer Sauerstoffbedarf, Gesamtphosphor

Aus dem Vergleich der Abbildung 15 und der Abbildung 10 wird deutlich, dass im Teich 1 eine Reduktion des CSB - Gehalts um bis zu 30 % stattfindet. Die im Zulauf vorherrschende CSB - Klasse liegt zwischen den Werten 400 und 600 [mg/l], hingegen im Teich 1 nur mehr in der Klasse bis zu 400 [mg/l]. Dieser Umstand lässt sich dadurch erklären, dass im Teich 1 Inhaltsstoffe je nach Durchmischung im Becken mehr oder weniger an die Schlammflocken adsorbieren und zu Boden sinken. Am Boden liegend entziehen sie sich dann der Probennahme.

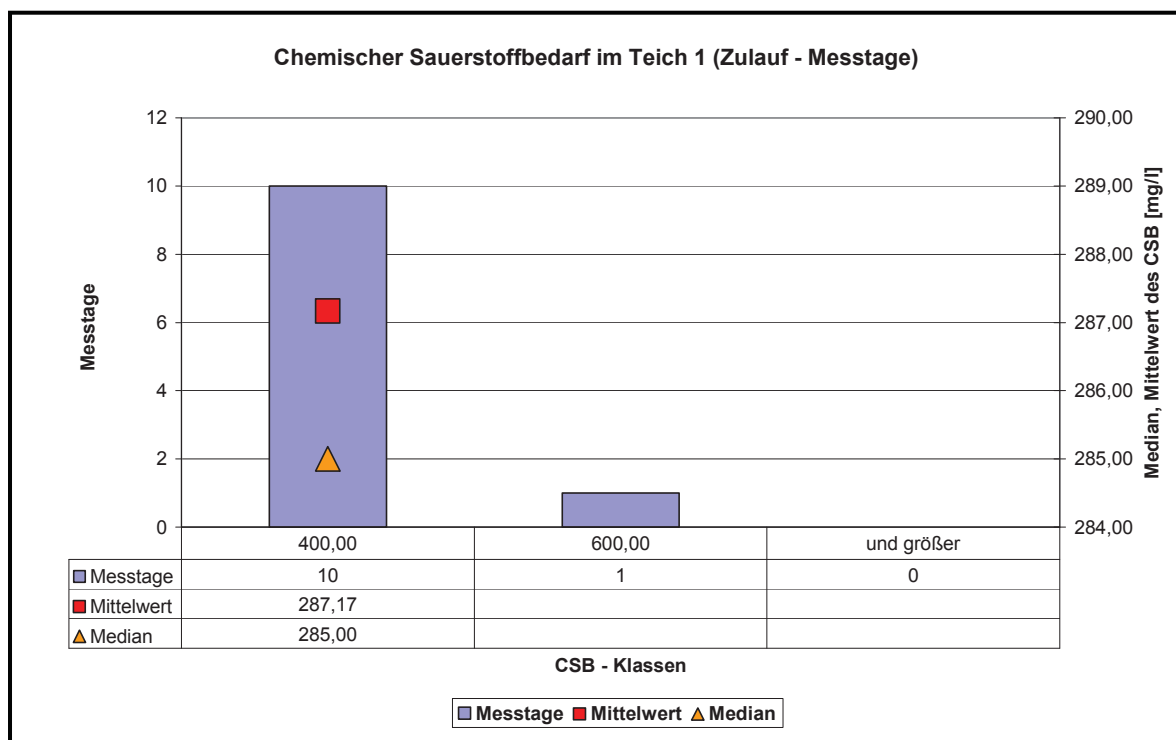


Abbildung 15: Chemischer Sauerstoffbedarf im Teich 1

Bei einem Vergleich der Abbildung 16 und der Abbildung 11 setzt sich dieser Trend fort. Der Gesamtphosphor im Zulauf liegt in der Klasse von 5,00 bis 10,00 [mg/l], wohingegen jener im Teich 1 in der Klasse von 1,00 bis 5,00 [mg/l] liegt.

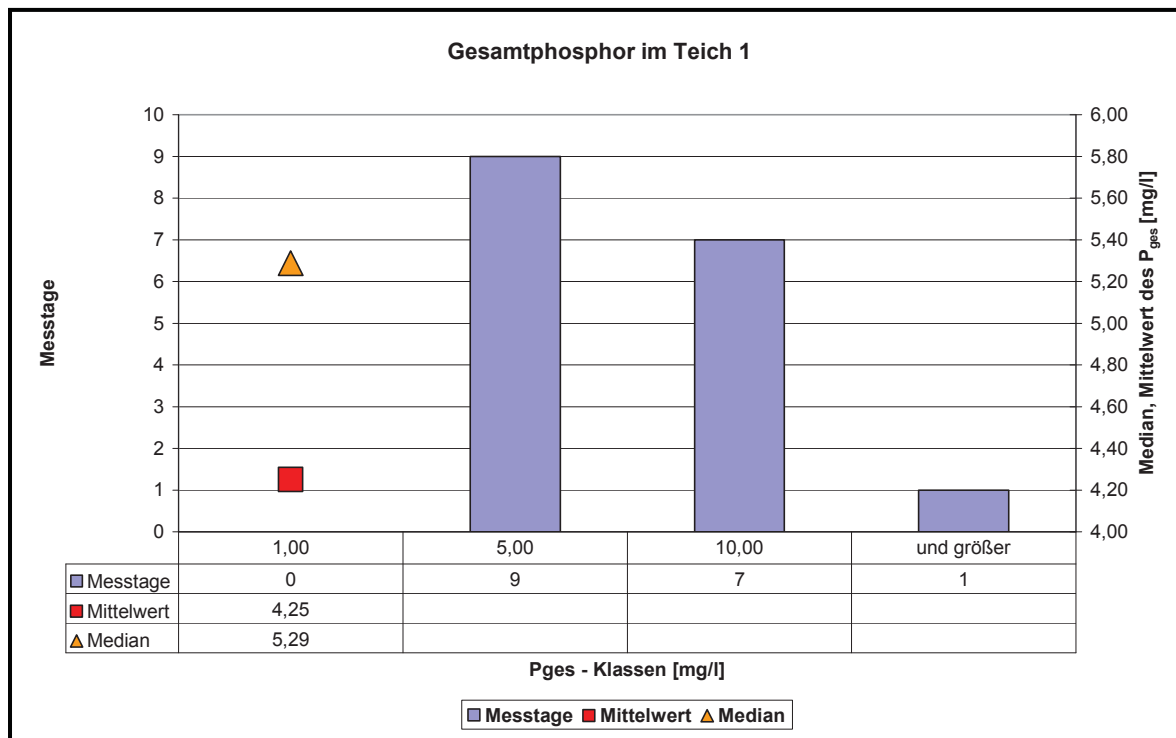


Abbildung 16: Gesamtphosphor im Teich 1

7.3 Membranbelebung

7.3.1 Ammonium, Nitrat

In der Abbildung 17 ist der Abbau von Ammoniumstickstoff im Becken dargestellt. Der Ammoniumabbau läuft im Sommer sehr gut, wobei auffällt, dass er einen Wert von weit über 95 % aufweist. Allerdings sinkt der Abbau am 17. September auf einen Wert von knapp unter 90 % ($\text{NH}_4\text{-N}$ Ablauf MBR beträgt rund 4,5 [mg/l]), der sich durch den Umstand erklären lässt, dass der im Ablauf des Teich 1 gemessene Ammoniumstickstoff - Wert mit 41,75 [mg/l] der höchste in den Sommermonaten ist. Als Folge davon kann das System nicht mehr Ammonium abbauen, da die Aufenthaltszeit des Wassers im Becken zu kurz ist. Der Nitratgehalt im Ablauf der MBR ist am gleichen Tag auf einen Wert von rund 37 [mg/l] gestiegen, sodass dem System trotzdem ein erfolgreicher Abbau bescheinigt werden kann.

Am 24. September wird ein temporärer Höchstwert für Ammonium - Stickstoff im Ablauf des Membranbelebungsbeckens verzeichnet, dessen Auftreten Rätsel aufgibt. Am selben Tag weist die Messung des Ammonium - Stickstoffes im Teich 1 keineswegs einen überhöhten Wert auf. Dieses Phänomen lässt sich wahrscheinlich dadurch erklären, dass es aufgrund des starken Regens der vorangegangenen Tage zu einer massiven Verdünnung im Teich 1 gekommen ist. In weiterer Folge hat es offenbar lokal eine überhöhte Menge an Ammonium ausgewaschen, welches das System nicht verkraftet hat. Belegt wird dieser Umstand

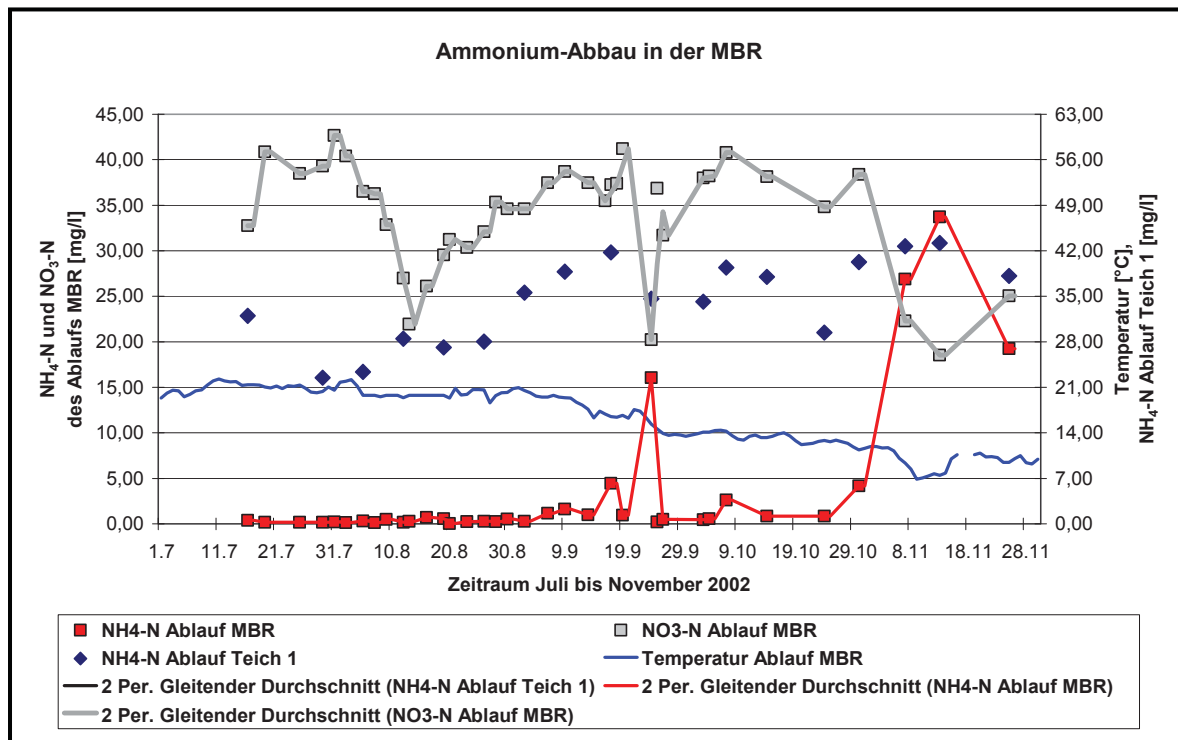


Abbildung 17: Abbau von Ammonium im Membranbelebungsbecken

zum einen durch einen extrem niedrigen Nitratwert im Membranbelebungsbecken, der zeigt, dass das System Ammonium nur ungenügend abzubauen vermag. Zum anderen erreicht die pH - Messung im Membranbelebungsbecken an diesem Tag einen Wert von 7,6 (siehe Abbildung 18). Im Vergleich zu den Werten davor und danach zeigt sich ein kurzzeitig sprunghaftes Ansteigen des pH - Wertes. Der pH - Wert erreicht nur mehr am 7. November einen ähnlich hohen Wert, der sich allerdings durch den Umstand erklären lässt, dass aufgrund der verminderten biologischen Aktivität der Gehalt an Ammonium u. a. die Erhöhung des pH - Wertes verursacht haben muss. Am 24. September steigt auch der Sauerstoffgehalt im Becken an, ein Umstand, der die obige Behauptung weiter unterstreicht.

Der Abbau von Ammonium zu Nitrat kann mit Ausnahme des Wertes vom 24. September für den Zeitraum Juli bis Oktober als gut bezeichnet werden, wobei in den Sommermonaten der Abbau sehr gut funktioniert. Der kontinuierliche Anstieg des Ammonium - Stickstoffgehaltes ab dem 1. Oktober ist durch die Abnahme der Temperatur im Membranbelebungsbecken und die damit einhergehende Abnahme der mikrobiologischen Aktivität erklärbar. In diesem Zeitraum nimmt der Nitrat - Stickstoffgehalt im Ablauf der MBR in dem Maße ab, in welchem der Ammonium - Stickstoffgehalt steigt. Der Median für die im Gesamtzeitraum gemessenen Ammonium - Stickstoffwerte ergibt sich zu 0,51 [mg/l]. Der Mittelwert im gleichen Beobachtungszeitraum beträgt 3,36 [mg/l]. Allerdings verfälschen hier die großen Werte des Monats November die Gesamtoptik. Bei Heranziehen jener Daten bis zu einer Ablauftemperatur von 12 [°C] ergibt sich der Median zu 0,43 [mg/l] und der Mittelwert zu 1,15 [mg/l]. Die Spannweite von nahezu 0,8 [mg/l] zwischen Median und Mittelwert wird durch den großen Wert am 24. September verursacht.

Bei der Analyse des Nitratgehaltes fällt auf, dass er im Sommer höher ist als im Winter, da die Zunahme an Nitrat im Ablauf der MBR durch den mikrobiologischen Abbau von Ammonium verursacht wird. Der Nitrat - Stickstoffgehalt erreicht im Juli den höchsten Wert mit 42,65 [mg/l], den niedrigsten am 13. November mit 18,55 [mg/l]. Die Ursache für den niedrigen Wert am 24. September ist in der Diskussion des Ammoniumabbaus im Membranbelebungsbecken näher beleuchtet (siehe oben). Der Median des Nitrat - Stickstoffes liegt im gesamten Zeitraum bei 35,9 [mg/l] bzw. bei einer Bemessungstemperatur von 12 [°C] bei 36,4 [mg/l]. Der Mittelwert liegt bei 34,0 [mg/l] bzw. 34,9 [mg/l].

7.3.2 Sauerstoffgehalt, pH - Wert

In der Abbildung 18 sind der Sauerstoffgehalt, der pH - Wert, so wie die Ammonium - Stickstoffgehalte des Teich 1 und des Ablaufs der MBR aufgetragen. Der Sauerstoffgehalt im Becken wird zum einen durch die biologische Belastung im Teich 1 so wie durch unterschiedliche Pegelstände im Membranbelebungsbecken beeinflusst. Wenn die Ammoniumbelastung im Teich 1 steigt, dann muss die Sauerstoffkonzentration im Membranbelebungsbecken fallen, da von den Bakterien mehr Sauerstoff verbraucht wird. Dieser Trend ist in dieser Abbildung nicht überall erkennbar, da die Pegelstände im Membranbelebungsbecken unterschiedlich hoch sind. So wird bei einem niedrigen Pegelstand verhältnismäßig mehr Sauerstoff eingetragen als verbraucht werden kann. Diese Beobachtung kann am 9. September gemacht werden, eine Zeit, in der die Pegelstände relativ niedrig sind.

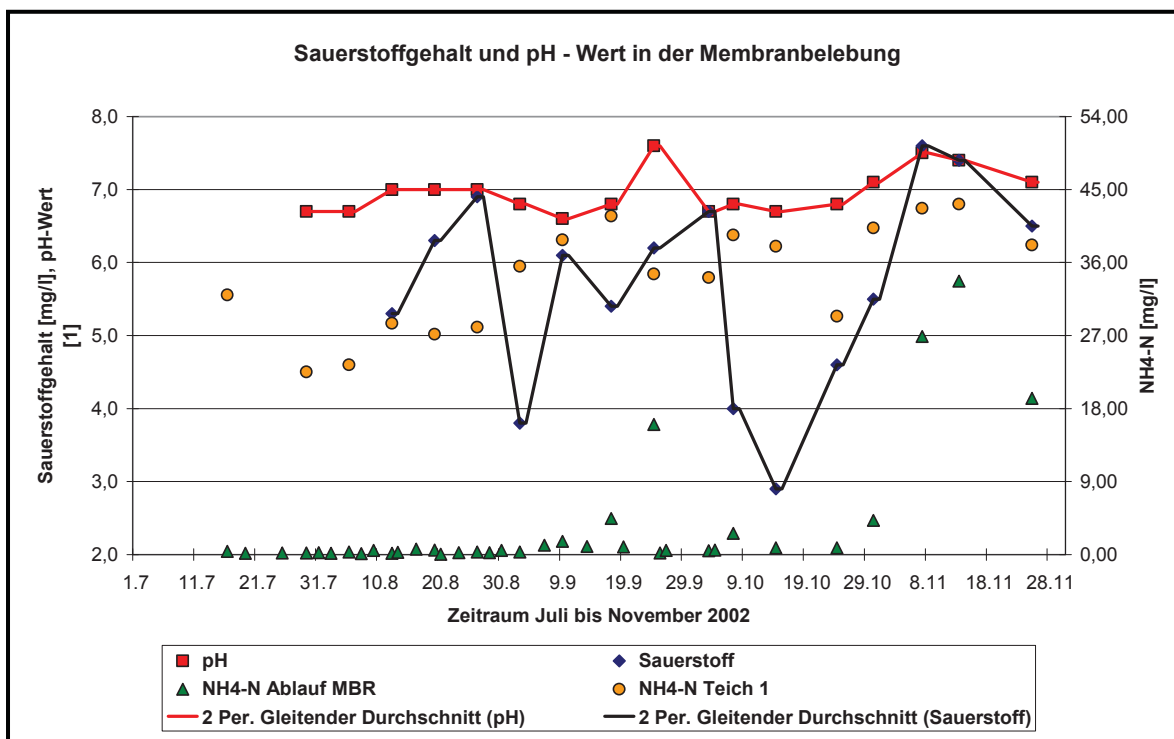


Abbildung 18: Sauerstoffgehalt, pH – Wert im Membranbelebungsbecken

Der überhöhte Sauerstoffgehalt Ende Oktober und den ganzen November lässt sich durch den Zusammenbruch der Mikrobiologie erklären, wodurch die Mikroorganismen weniger Sauerstoff verbrauchen. Der pH - Wert in der Membranbelebung pendelt sich bis auf die Ausnahme am 24. September (Auswaschung aus dem Teich 1) immer zwischen den Werten 6,7 und 7,0 ein. Erst im November steigt er in Folge der Abnahme der mikrobiologischen Aktivität.

7.3.3 Gesamtphosphor

Zur Entfernung des Phosphats aus dem Abwasser werden in der biologischen Abwassertechnik auch Chemikalien eingesetzt. Auf der kommunalen Abwasserreinigungsanlage St. Peter ob Judenburg wird im Membranbelebungsbecken ein Flockungsmittel eingesetzt, damit der zur Eutrophierung der Gewässer verantwortliche Phosphor aus dem Abwasser entfernt werden kann. Da der Einsatz des Flockungsmittels auch Kosten nach sich zieht, soll die Dosierung des Flockungsmittels optimiert werden. In der Abbildung 19 ist der Gesamtphosphorgehalt im Ablauf des Teich 1 sowie der Membranbelebung über die Zeit aufgetragen.

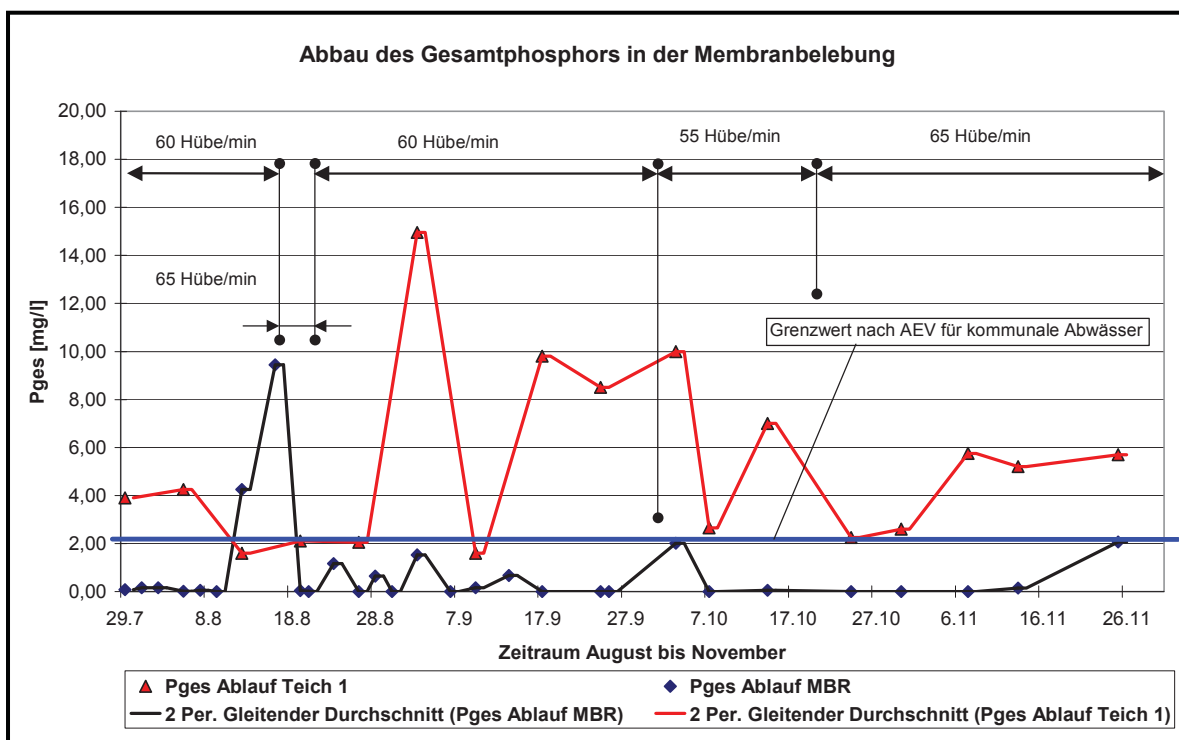


Abbildung 19: Abbau des Phosphats im Membranbelebungsbecken

Im Zeitraum August bis Ende November kann der gesetzlich vorgeschriebene P_{ges} - Wert (AEV für kommunales Abwasser) von 2 [mg/l] bis auf eine Ausnahme am 12. und 16. August eingehalten werden. Die Mitte August gemessenen Höchstwerte sind offensichtlich auf

Auswaschungen zurückzuführen, da im Teich 1 zur selben Zeit relativ niedrige P_{ges} - Werte gemessen werden. Nach Erreichen des Höchstwertes von 9,44 [mg/l] im August wird die Flockung auf einen Wert von 65 [Hübe/min] (aus dem 200 Liter fassenden Vorlagebehälter) erhöht. Dies entspricht einer Tagesförderung von 8,67 [l/d]. Die Hubzahl wird in der Folge wieder auf 60 [Hübe/min] reduziert, die ausreicht, um auch hohe P_{ges} - Zulaufkonzentrationen aus dem Teich 1 zu eliminieren. So wird am 2. September im Teich 1 ein P_{ges} - Wert von 14,9 [mg/l] gemessen, der im Ablauf der MBR auf einen Wert von 1,5 [mg/l] reduziert werden kann. In weiterer Folge sind die Belastungen im Teich 1 nicht mehr so hoch, sodass die Flockungsmitteldosierung geändert wird. Am 1. Oktober wird die Hubzahl auf 55 [Hübe/min] geändert, da die Auswirkungen auf das System beobachtet werden sollen. Als Folge dieser Maßnahme steigt im MBR - Ablauf der Gehalt an Gesamtphosphor wieder auf Werte um 2 [mg/l] an, wobei bemerkt werden muss, dass im Teich 1 ein relativ hoher Wert gemessen wird. Im Zuge der Maßnahme, die Trockensubstanz im Membranbelebungsbecken zu erhöhen, wird die Fällungsmitteldosierung wieder auf 65 [Hübe/min] erhöht, wobei der Sicherheitsaspekt im Vordergrund steht. Der Median des Gesamtphosphorgehaltes im Ablauf der MBR ergibt sowohl für den Gesamtzeitraum als auch für die Bemessungstemperatur von 12 [°C] einen Wert von 0,1 [mg/l]. Der Mittelwert liegt im gleichen Beobachtungszeitraum bei 0,8 [mg/l]. In der folgenden Tabelle 22 ist die Bilanz des Flockungsmittelleinsatzes dargestellt.

Tabelle 22: Flockungsmittelleinsatz

Bilanz des Flockungsmittelleinsatzes			
[Hübe/min]	[l/d]	Dauer der Einstellung [d]	Verbrauch an Flockungsmittel [l]
55	7,33	22	161,3
60	8,00	60	480,0
65	8,67	43	372,8
Gesamt:		125	1014,1

Für die Entfernung des Gesamtphosphors aus dem Abwasser (Richtlinien der *AEV für kommunale Abwässer*) ist pro Tag eine Zugabe von 8,67 Liter Flockungsmittel erforderlich. Die Erfahrung der Sommermonate zeigt allerdings, dass man auch durch eine Dosierung von nur 8 Liter Flockungsmittel den gewünschten Reinigungserfolg erzielen kann.

7.3.4 Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)

In diesem Kapitel soll das Ergebnis der Abnahme des CSB dargestellt werden. In der Abbildung 20 sind über den Zeitraum Juli bis November 2002 die CSB - Messwerte des Teich 1 und des Ablaufs der MBR aufgetragen. Der CSB im Ablauf der Membranbelebung erreicht im Beobachtungszeitraum im Mittel einen Wert von 21,7 [mg/l]. Der Median liegt mit einem Wert von 20,7 [mg/l] um genau 1 [mg/l] tiefer. Nur zwei Mal überschreitet der CSB - Wert die Marke von 30 [mg/l], wobei der Höchstwert bei 37,5 [mg/l] liegt. Die Abnahmerate (Vergleich der CSB - Werte im Teich 1 und Ablauf der MBR) liegt im Mittel bei 92 %, wobei der Median einen Wert knapp unter 93 % ergibt.

Zur Untersuchung der Gesamtabnahmerate werden der Median und Mittelwert des Zulaufs (siehe Abbildung 10) und Ablaufs der MBR herangezogen, sodass die Gesamtabbaurrate gemessen als CSB im Mittel bei 95,7 % liegt.

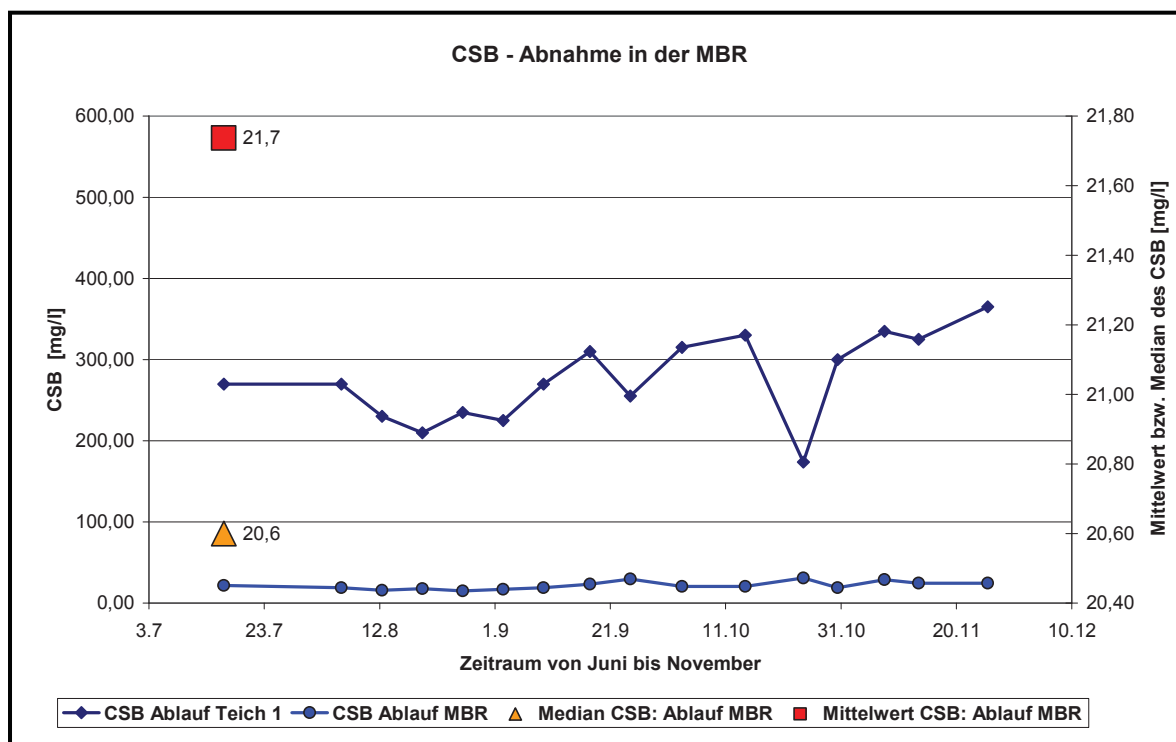


Abbildung 20: Abnahme des Chemischen Sauerstoffbedarfs in der MBR

7.3.5 Trockensubstanz, Viskosität, Filtrierbarkeit

In der Abbildung 21 ist der Zusammenhang zwischen der Trockensubstanz, Viskosität, Filtrierbarkeit sowie der Temperatur im Membranbelebungsbecken (Messsonde im Ablauf der MBR) dargestellt. Zur Wiederholung sei an dieser Stelle auf den Indikatorparameter, die Filtrierbarkeit, hingewiesen. Die Filtrierbarkeit wird dadurch ermittelt, dass eine Schlammprobe durch einen Kaffeefilter filtrierte wird. Nach einer Zeit von 5 Minuten wird überprüft, welche filtrierte Menge in die Kaffeekanne durchgesickert ist. Dieser Parameter wird zu Vergleichszwecken herangezogen, weil er den Schluss zulässt, ob sich der Schlamm in seiner Eigenschaft geändert hat.

Ein wesentliches Optimierungspotential einer Membranbelebungsanlage ist die Trockensubstanz im Membranbelebungsbecken und in weiterer Folge das Schlammalter, das durch die Überschussschlamm - Ausschleusung eingestellt wird. Von Juli bis Mitte Oktober wird die Trockensubstanz weitgehendst konstant bei 5 [g/l] gehalten. Das Schlammalter, ein Verweilzeitparameter, beträgt in diesem Zeitraum ungefähr 30 Tage. Am 23. Oktober wird damit begonnen, die Trockensubstanz zu erhöhen, da der Membranhersteller eine Trockensubstanz von 8 bis 9 [g/l] und ein Schlammalter von 30 Tagen empfiehlt, damit Garantieansprüche gestellt werden können. Zu diesem Zweck wird die Überschussschlamm - Ausschleusung für 3 Wochen abgestellt, damit sich die Population der Mikroorganismen vergrößern kann.

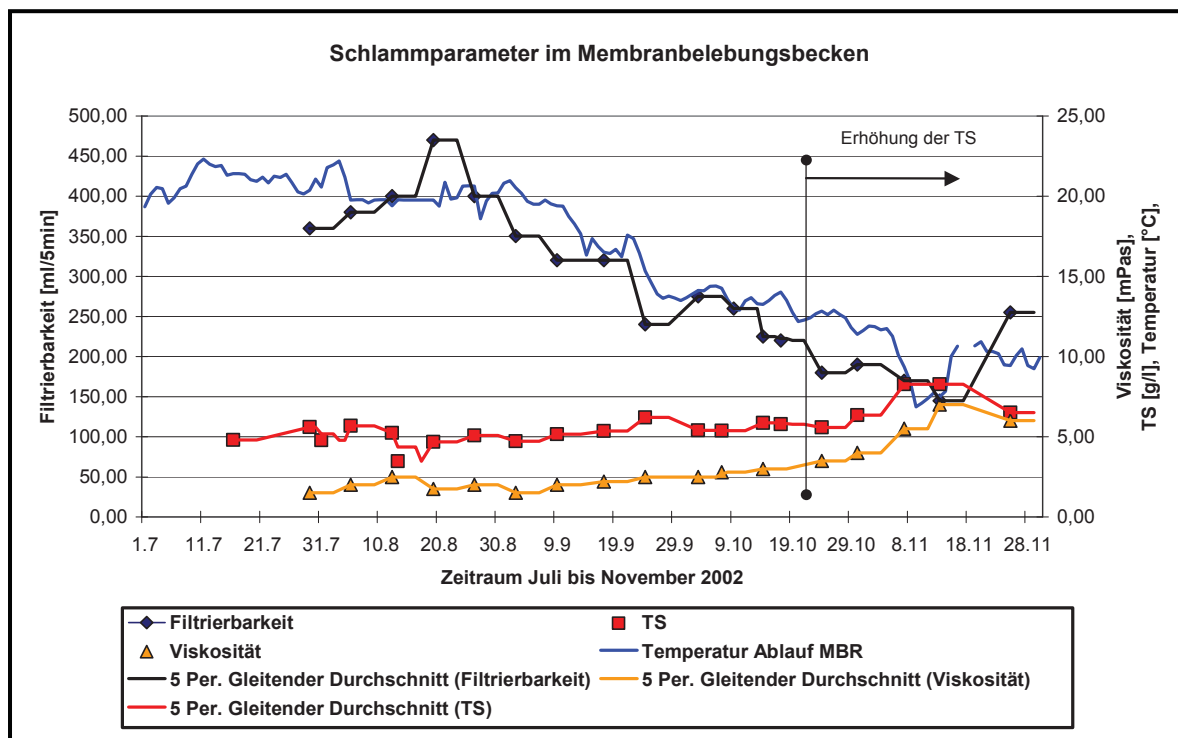


Abbildung 21: Schlammparameter im Membranbelebungsbecken

Nach den 3 Wochen wird die Überschussschlamm - Pumpe wieder in Betrieb genommen und auf ein Schlammalter von 30 Tagen eingestellt, sodass die Forderungen des Membranherstellers erfüllt sind. Generell wird die Beobachtung gemacht, dass die Trockensubstanz und die Viskosität gemeinsam steigen bzw. fallen.

Dies trifft auch auf die Parameter der Filtrierbarkeit und der Temperatur im Membranbelebungsbecken (annähernd gleich der Temperatur im Ablauf der MBR) zu. Die Filtrierbarkeit und die Temperatur verhalten sich direkt proportional zueinander, wobei für die Filtrierbarkeit nur ein Mal im Sommer ein überdurchschnittlich hoher Wert von 470 [ml/5 min] gemessen wird. Dieser Wert ergibt sich dadurch, dass der Versuch nicht korrekt ausgeführt wird. Einige Wochen später wird beim Filterversuch die Beobachtung gemacht, dass die Kaffeefilter unterschiedliche Qualitäten aufweisen, da sie ein Mal mehr und dann wieder weniger Trübstoffe durchlassen. Um die Vergleichbarkeit der Daten zu gewährleisten, wird allerdings derselbe Versuchsmodus beibehalten.

Die Temperaturabhängigkeit der Filtrierbarkeit gilt vor allem für den Zeitraum vor der Erhöhung der Trockensubstanz im Membranbelebungsbecken. Die Temperatur sinkt in diesem Zeitraum zwar stetig, sodass die Mikroorganismen inaktiver werden. Jedoch wird dadurch der mikrobiologische Abbau nicht wesentlich gestört (siehe Abbildung 17), da die Population genügend groß ist und der kritische Temperaturbereich zwischen 15 [°C] und 10 [°C] nicht erreicht wird. Allerdings wird eine Änderung in der Schlammeigenschaft hervorgerufen, die sich durch eine Änderung in der Filtrierbarkeit zeigt.

Nach der Erhöhung der Trockensubstanz fällt die Temperatur im Membranbelebungsbecken unter einen Wert, der einen mikrobiologischen Abbau nicht mehr zulässt (siehe Abbildung 17). Dadurch verändert sich auch die Struktur des Schlammes. Allerdings sieht man, dass bei einer verfahrenstechnisch erhöhten Trockensubstanz die Filtrierbarkeit besser wird. Dies zeigen die Messungen vom 7., 13. und 25. November. An diesen Tagen fällt bzw. steigt die Filtrierbarkeit nicht in gleicher Stärke wie die Temperatur. Dieser Umstand ist gerade am 25. November klar ersichtlich. Die Wassertemperatur erreicht an diesem Tag 11 [°C], sodass die Wassertemperatur innerhalb einer Woche um 4 [°C] ansteigt. Diese Temperaturerhöhung über die 10 [°C] - Grenze reicht aus, dass die Filtrierbarkeit einen Wert erreicht, der zuletzt bei einer Wassertemperatur von knapp unter 15 [°C] gemessen wird. Zusammenfassend sei erwähnt, dass die Bestimmung der Filtrierbarkeit ein praktischer Kurzversuch ist, detaillierte Auskunft über die Schlammstruktur zu erhalten.

7.3.6 Permeabilität, Summe MBR, Filterdruck, Filtrierbarkeit

In diesem Kapitel soll u.a. der Frage nachgegangen werden, wie sich die Permeabilität im Beobachtungszeitraum (Juli bis November 2002) verhält. Die Abbildung 22 zeigt, dass die Permeabilität in den meisten Fällen abnimmt, wenn mehr Permeat pro Tag abgeleitet wird. Dies ist dadurch erklärbar, dass sich bei einem erhöhten Durchsatz kurzweilig mehr Schlamm an der Membranoberfläche ablagert, sodass der Transmembrandruck zunimmt. In Folge dessen muss saugseitig mehr Druck aufgebracht werden, wodurch der Filterdruck (Saugdruck) ansteigt.

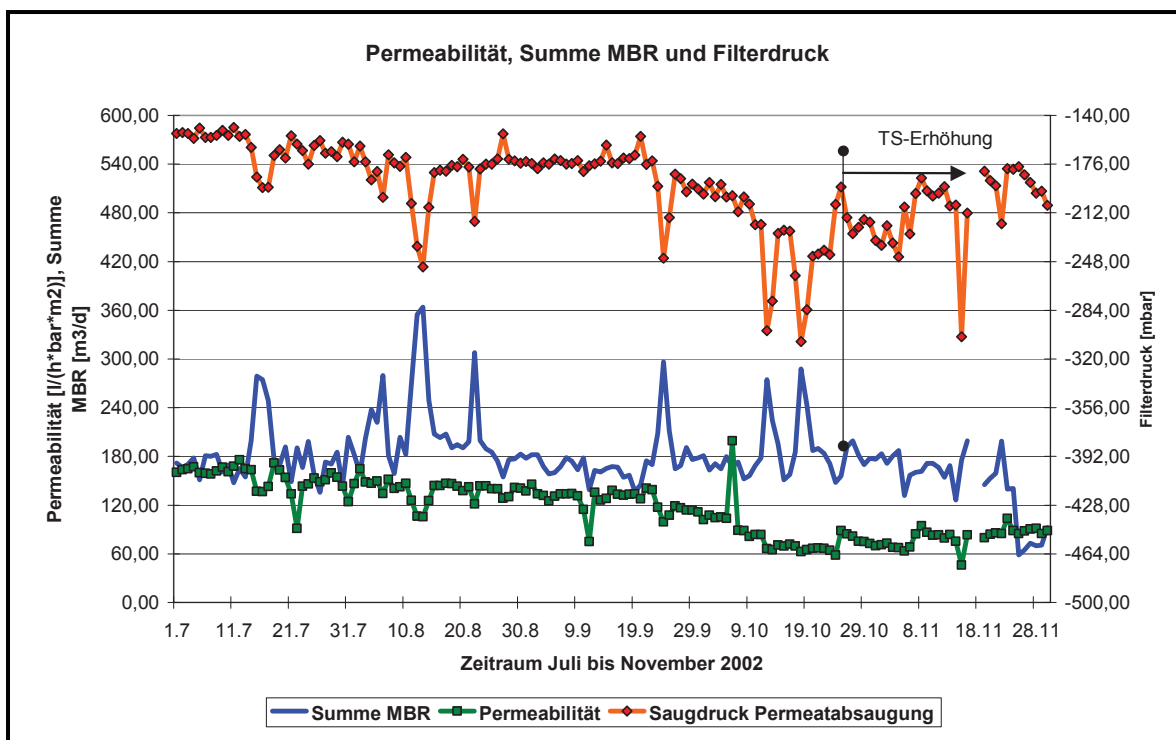


Abbildung 22: Permeabilität, Summe MBR, Filterdruck

Darüber hinaus sieht man in der Abbildung 23, dass die Permeabilität und Filtrierbarkeit den gleichen Trend aufweisen. Das heißt allerdings nicht, dass sie voneinander abhängig sind. Eher bedeutet es, dass die Permeabilität ähnlich der Filtrierbarkeit (siehe Abbildung 21) von der Temperatur abhängig ist. Somit hängt die Permeabilität im dynamischen Betrieb von der Wassertemperatur und der Durchsatzregelung ab. Bei statischem Betrieb, d.h. bei gleichbleibendem Durchsatz und gleicher Temperatur, kann die Filtrierbarkeit helfen, den Trend für die Permeabilität vorherzusagen.

Die Permeabilität weist über den Zeitraum betrachtet einen Mittelwert von 117 [l/(h*bar*m²)] auf, wobei der Median bei etwa 126 [l/(h*bar*m²)] liegt. Der höchste Wert wird, mit Ausnahme eines vom Autor nicht erkläraren Wertes (Anfang Oktober), Mitte Juli mit 175 [l/(h*bar*m²)] und der niedrigste im November mit 46 [l/(h*bar*m²)] erreicht.

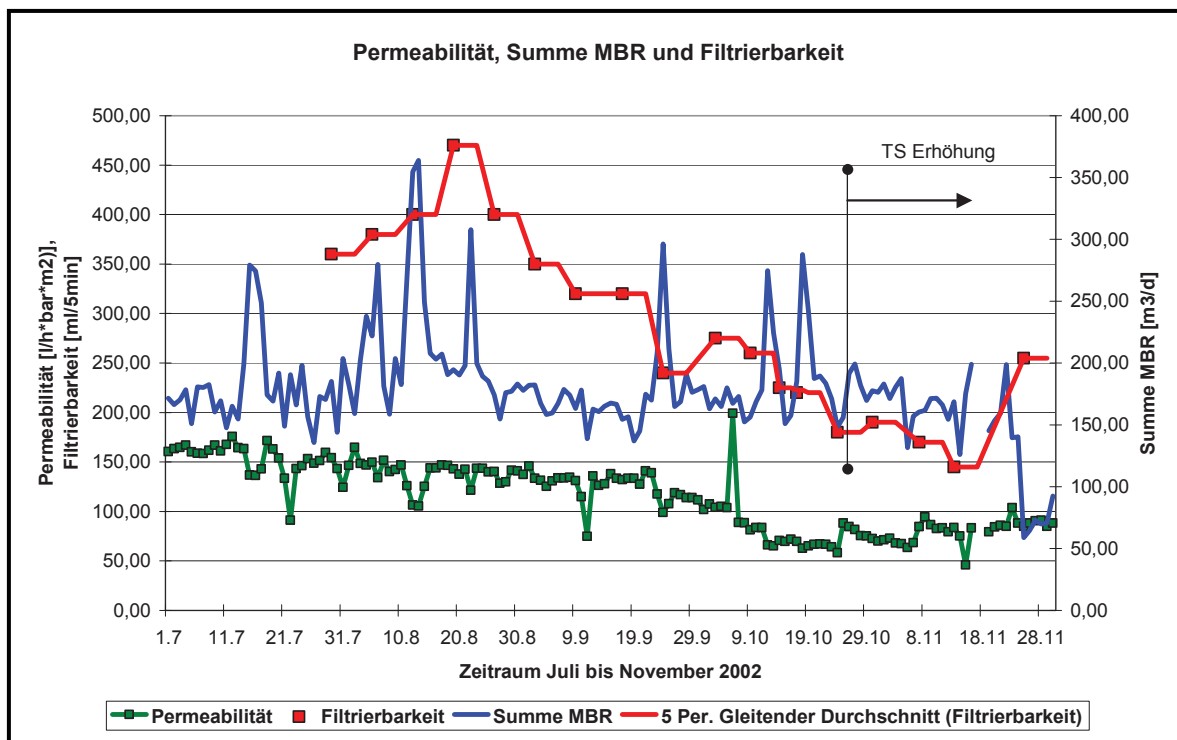


Abbildung 23: Permeabilität, Summe MBR, Filtrierbarkeit

Die durchgesetzten Tagesmengen bewegen sich durchschnittlich zwischen 174 [m^3/d] (Median) und 179 [m^3/d] (Mittelwert). Auffallend ist, dass trotz erhöhter Durchsatzmengen, wie Mitte August (363 [m^3/d]), der Abbau von Ammonium (siehe Abbildung 17) einwandfrei funktioniert.

Der maximale Saugdruck wird Mitte November mit -310 [mbar], der minimalste Anfang Juli mit -155 [mbar] gemessen. Der Mittelwert liegt bei -182 [mbar], hingegen weist der Median einen Wert von -192 [mbar] auf. Hier soll nicht unerwähnt bleiben, dass der eigentliche Transmembrandruck je nach Spiegelhöhe um 10 [mbar] (höchster Wasserspiegel) bzw. 140 [mbar] vom Saugdruck abweicht.

7.3.7 Flux, Nettoflux

In diesem Kapitel werden die Parameter Flux sowie Nettoflux näher beleuchtet. Der Nettoflux stellt im Gegensatz zum Parameter des Fluxes jene Menge an gereinigtem Abwasser dar, die pro Zeiteinheit und Membranoberfläche tatsächlich durchgesaugt wird. Der Nettoflux berücksichtigt anders als der Flux die Stillstandszeiten der Membrananlage.

In der Abbildung 24 ist der Flux für den Zeitraum Juli bis November 2002 dargestellt. Die Histogrammdarstellung wird gewählt, da der Fluxparameter vor allem von der Bewirtschaftung des Systems (Durchsatzregelung) und von den nicht vorhersagbaren Stillstandszeiten geprägt ist. Er ist ein Parameter, der den Ist - Wert erfasst und somit für die Überwachung im Betrieb von Bedeutung ist. Die Werte für Median und Mittelwert fallen erwartungsgemäß unterschiedlich aus, d.h. es werden Werte um 9,07 $[\text{l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)]$ bzw. 9,47 $[\text{l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)]$ erreicht. Die Spanne der erreichten Werte liegt zwischen ca. 6,00 und 12,00 $[\text{l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)]$.

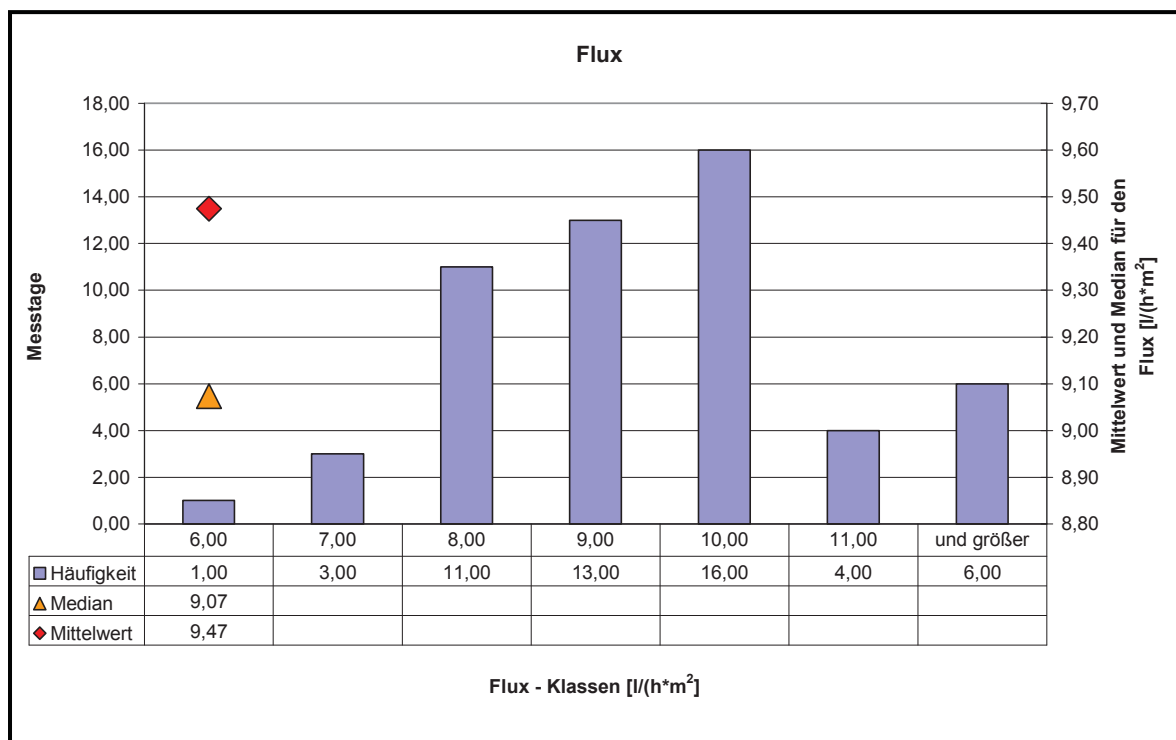


Abbildung 24: Flux der Membranbelebungsanlage

Interessanter ist die Darstellung des Nettofluxes. In der Abbildung 25 sind die Medianwerte des Nettofluxes der Monate Juli bis November aufgetragen. Hier ist deutlich ersichtlich, dass sich der Regenmonat August auf die Durchsatzmenge und in Folge dessen auf den Nettoflux auswirkt. Der Nettoflux erreicht im August einen Wert von ungefähr 8,6 $[\text{l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)]$, hingegen werden im Juli, September und Oktober Werte zwischen 7,4 $[\text{l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)]$ und 7,8 $[\text{l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)]$

erreicht. Allerdings fällt im November der Nettoflux auf einen Wert von knapp 7,0 [l/(h*m²)] ab, da zum einen der Durchsatz in diesem Monat gering ist, die Temperatur sowie in weiterer Folge die Permeabilität sinkt und zum anderen die Membranreinigung intensiviert wird.

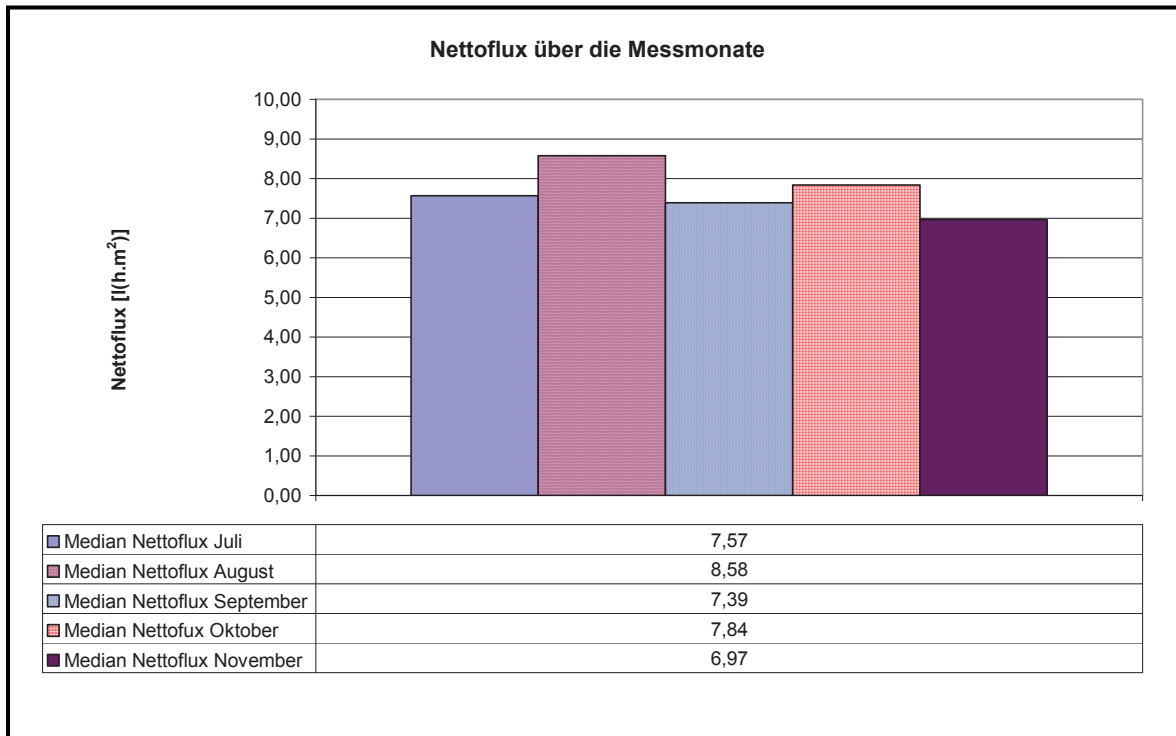


Abbildung 25: Nettoflux für die Monate Juli bis November

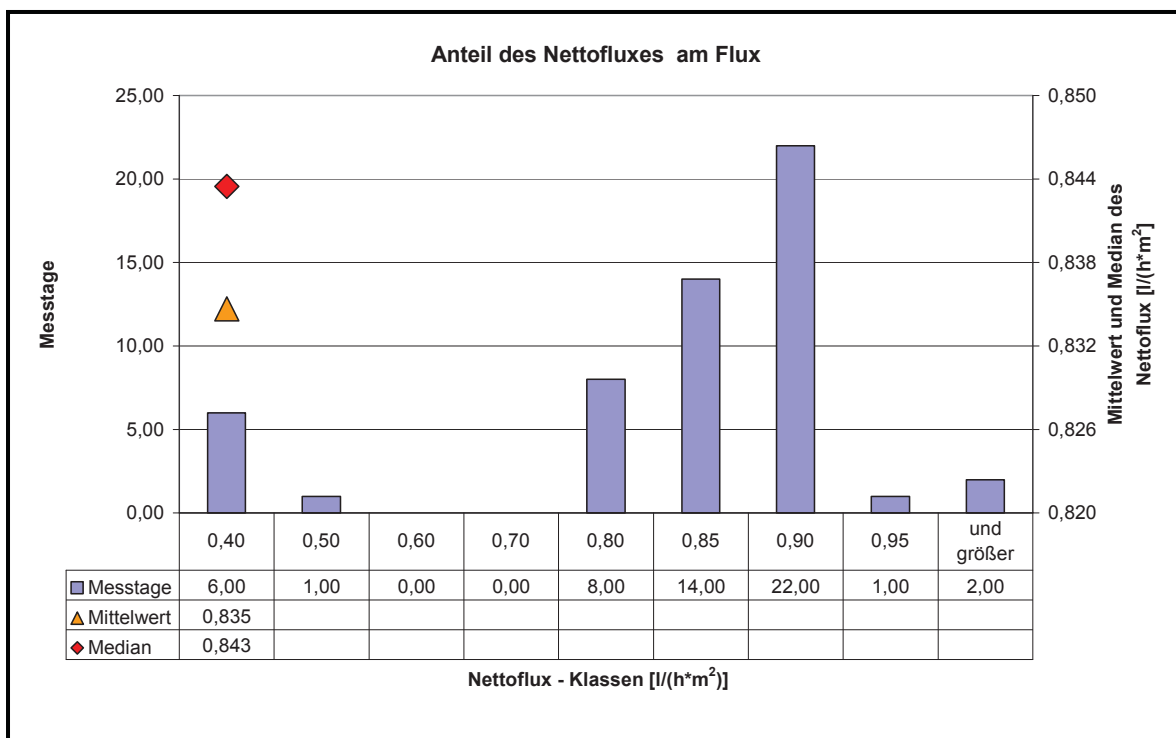


Abbildung 26: Anteil des Nettofluxes am Flux (dargestellt in Klassen)

In der Abbildung 26 ist der Anteil des Nettofluxes am Flux dargestellt. Über den ganzen Beobachtungszeitraum (Juli bis November) gesehen, beträgt der Nettoflux durchschnittlich 83 % bzw. 84 % des gerade gemessenen Fluxes. Zur Ergänzung soll jedoch nicht unerwähnt bleiben, dass gerade im Monat November dieser Anteil auf einen Wert von 77 % absinkt. Dies ist vor allem durch die mehr als eintägige Stillstandszeit von 17. November bis 18. November erklärbar.

7.4 Pilotanlage Nanofiltration

Die Pilotanlage Nanofiltration ist über den Zeitraum von 17. Juli bis einschließlich 6. September nahezu durchgehend in Betrieb. Das ist gleichbedeutend mit knapp 8 Wochen oder 1289 Betriebsstunden.

7.4.1 Permeabilität, Permeatmenge, Transmembrandruck, Flux

In der Abbildung 27 sind die Permeabilität der Nanofiltrationsmembran und die Temperatur des Systems (ist gleichbedeutend mit der Wassertemperatur) über die Betriebsstunden aufgetragen. Am Verlauf der Permeabilität erkennt man zum einen ihre Temperaturabhängigkeit sowie die Zuverlässigkeit mit der die Membranen arbeiten. Die Permeabilität erreicht in der Zeit von 17. Juli bis 7. August Werte um $5,5 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$. Im gleichen Zeitraum bewegen sich die Werte für die Wassertemperatur zwischen $20 \text{ [}^\circ\text{C]}$ und $25 \text{ [}^\circ\text{C]}$. Eine Ausnahme bilden die ersten 24 Betriebsstunden, in denen die Permeabilität den Wert von $4,0 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$ nicht überschreitet. Der Grund liegt am Umstand, dass eine gewisse Zeit ab dem Inbetriebnahmezeitpunkt verstreichen muss, ehe die Membranoberfläche vollständig mit Wasser benetzt ist. Ab dem 7. August verschiebt sich der Temperaturbereich bis auf den Tiefstwert von $17 \text{ [}^\circ\text{C]}$, wodurch die Permeabilität ebenfalls auf den niedrigen Wert von $4,37 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$ absinkt, weil die Viskosität des Wassers zunimmt. Ab dem 13. August beginnt die Temperatur wieder zu steigen, sodass auch die Permeabilität wieder ansteigt. Obwohl die Temperatur wieder bis auf $20 \text{ [}^\circ\text{C]}$ steigt, steigt im selben Zeitraum die Permeabilität nicht weiter als auf $4,88 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$. Ab diesem Zeitpunkt ist eine Verschlechterung der Filtrierbarkeit aufgrund von möglichen Ablagerungen in den Membranporen und an der Membranoberfläche zu verzeichnen, sodass am 3. September eine Reinigung der Membran durchgeführt wird (siehe Anhang A XII, S. XXXII). Es soll jedoch nicht unerwähnt bleiben, dass die 1. Reinigung erst nach 1.169 Betriebsstunden oder knapp 7 Wochen erfolgt, was ein äußerst positives Ergebnis darstellt. Dieser Umstand spricht indirekt auch für die Membranbelebungsanlage, deren gereinigtes Abwasser den Zulauf für die Nanofiltrationsanlage bildet. Nach der Reinigung steigt die Permeabilität auf einen Wert von $4,67 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$ an, wobei die Temperatur auf $19 \text{ [}^\circ\text{C]}$ ansteigt. Vergleicht man diesen Messwert mit dem Datenwert vom 9. August (gleiche Temperatur), so erkennt man, dass die Permeabilität nach der Reinigung nicht mehr jene Werte erreicht, die sie am 9. August mit $5,16 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$ noch erreicht hat. Der Mittelwert der Permeabilität beträgt im Beobachtungszeitraum $5,03 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$, wobei die Abweichung vom Median nur $0,01 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$ beträgt.

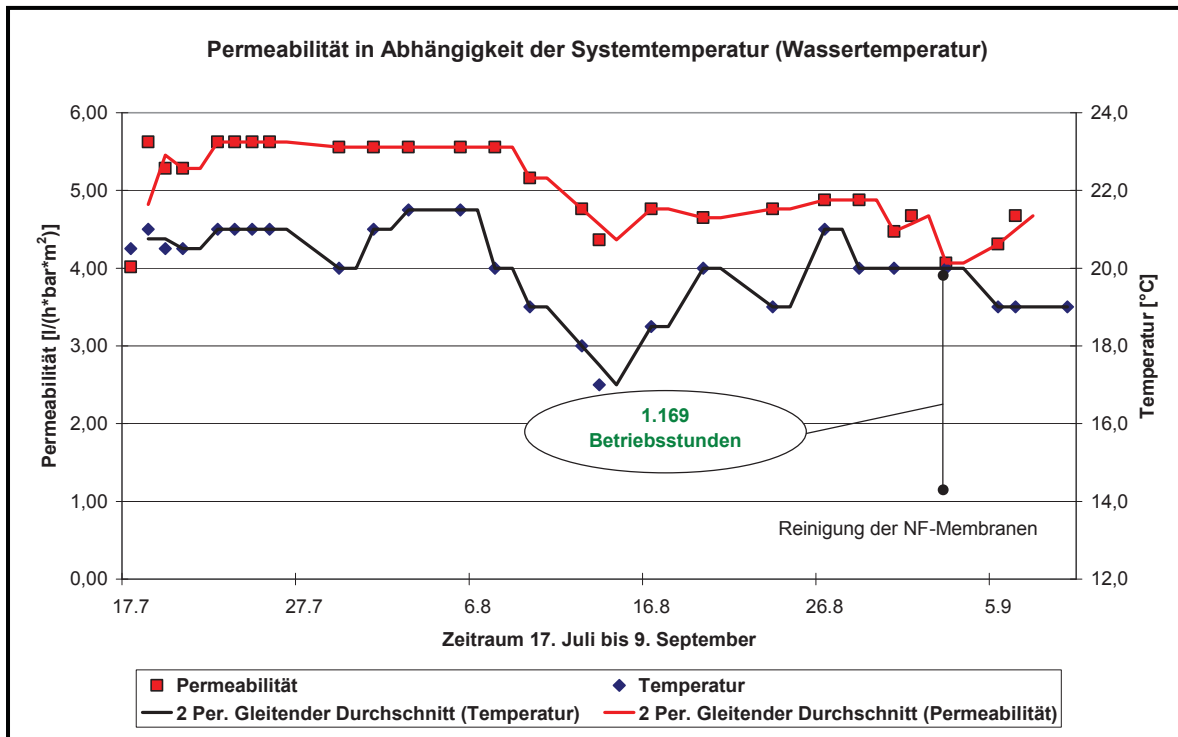


Abbildung 27: Permeabilität der Nanofiltrationsmembran

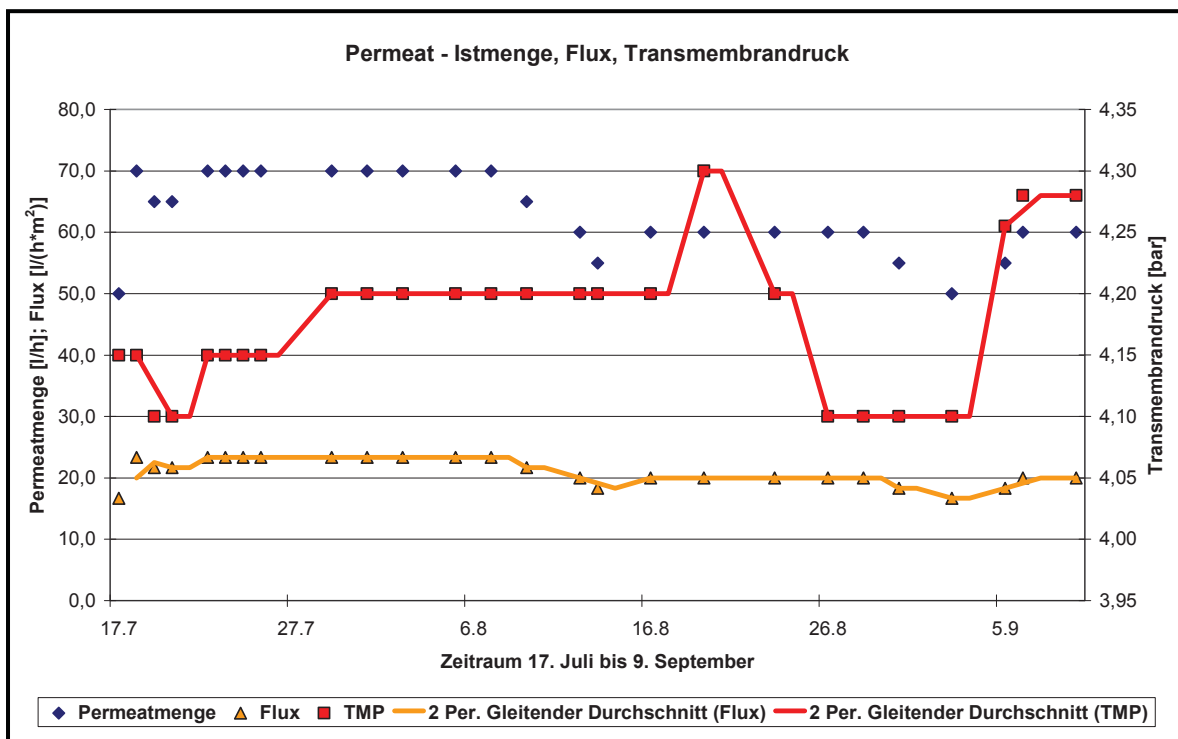


Abbildung 28: Flux, Permeatmenge, Transmembrandruck

Der Flux sowie die durchgesetzte Permeat - Istmenge verlaufen in ihren Werten ähnlich wie die Permeabilität (siehe Abbildung 28). So beträgt der Flux im Mittel 21,03 [l/(h*m²)], der Medianwert 20,83 [l/(h*m²)]. Die Ähnlichkeit in den Verläufen ist vor allem auf die Tatsache zurückzuführen, dass der Transmembrandruck im Beobachtungszeitraum im Mittel einen relativ konstanten Wert von 4,18 [bar] aufweist. Die Gesamtpermeatmenge (errechnet aus der Permeat - Istmenge) bewegt sich zwischen dem Maximum von 1,68 [m³/d] und dem Minimum von 1,17 [m³/d], wobei im Mittel ein Wert von 1,44 [m³/d] erreicht wird.

7.4.2 Nitrat, Gesamtphosphor, Nitrit, Ammonium

In der Abbildung 29 ist die Nitrat- bzw. Gesamtphosphorkonzentration vom Ablauf der MBR und Permeat NF dargestellt. Die Nitratkonzentration im Ablauf der MBR und Permeat NF weisen den gleichen Trend auf. Dies ist auf eine relativ konstante Rückhalterate an der Membran zurückzuführen (siehe Abbildung 30).

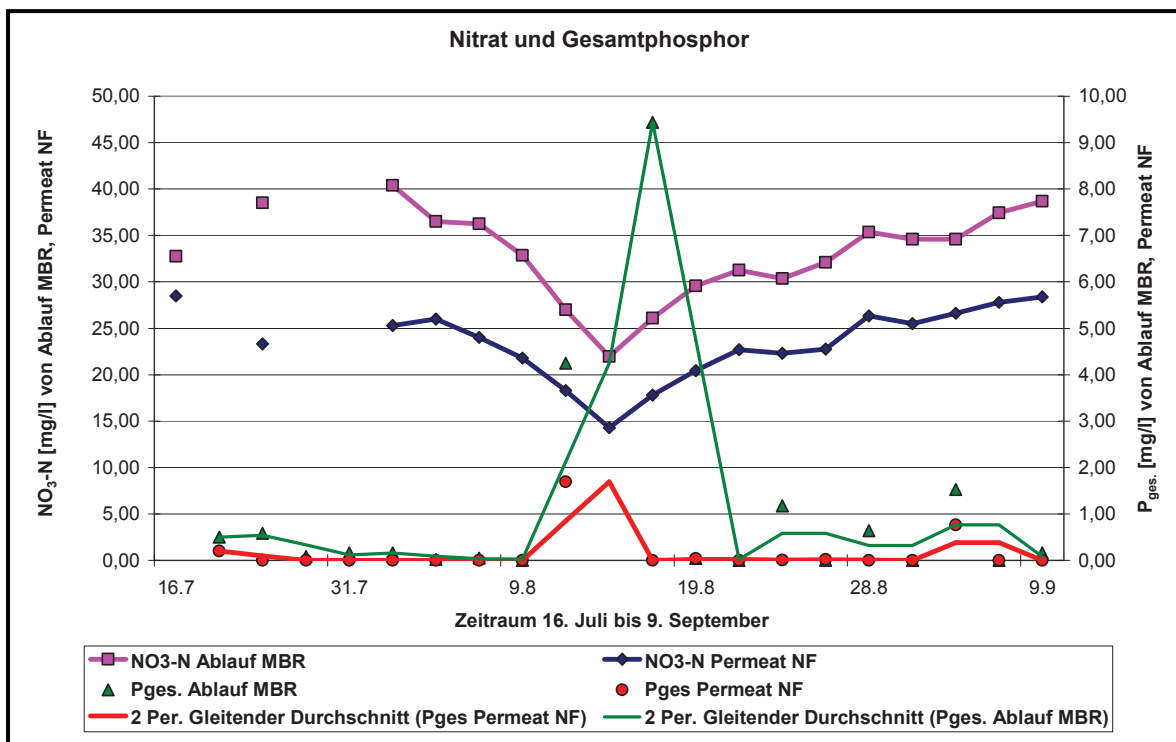


Abbildung 29: Gehalt an Nitrat und Gesamtphosphor im Ablauf MBR und Permeat NF

Der Mittelwert der Nitrat - Stickstoffkonzentration des Permeats NF beträgt ähnlich wie der Median 23,5 [mg/l]. Höchst- und Niedrigstwerte sind von der Konzentration im Ablauf der MBR abhängig. Die Rückhalterate von Nitrat (siehe Abbildung 30) liegt im Durchschnitt bei 30 %, wobei nicht unerwähnt bleiben soll, dass der Rückhalt an der Membran von der Permeabilität abhängig ist. Demzufolge wird bei höheren Wassertemperaturen ein besserer Rückhalt erzielt als bei tieferen.

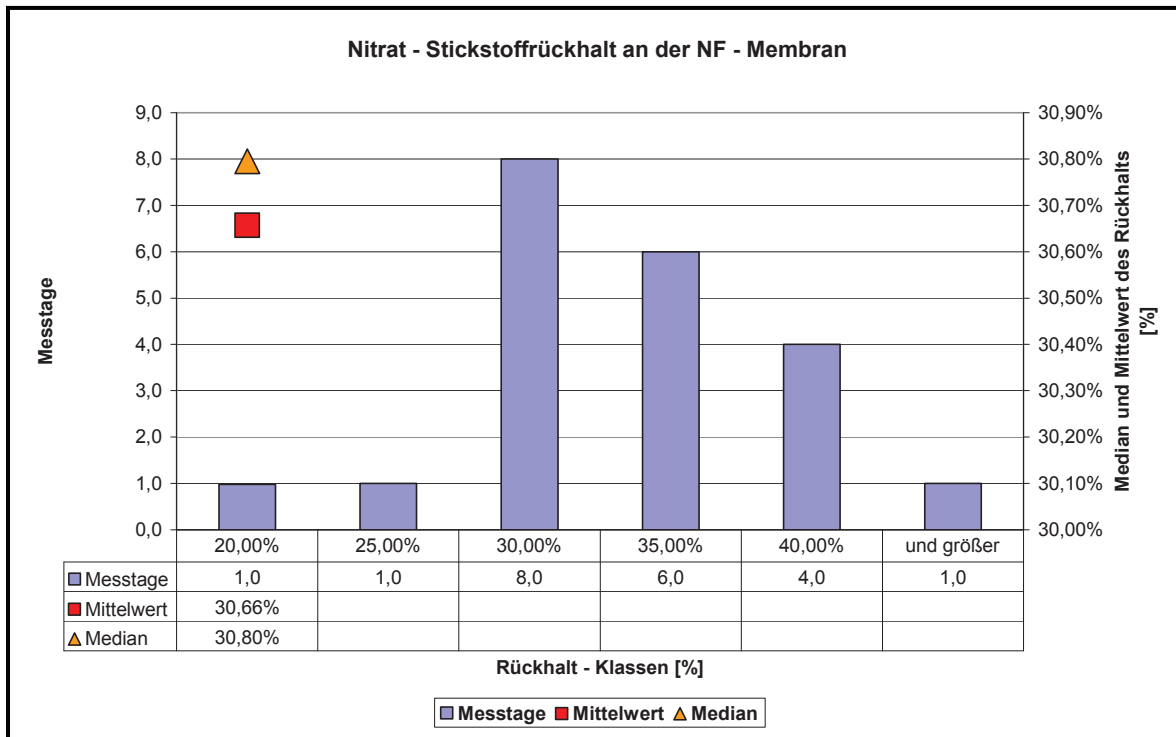


Abbildung 30: Nitratrückhalt an der NF – Membran

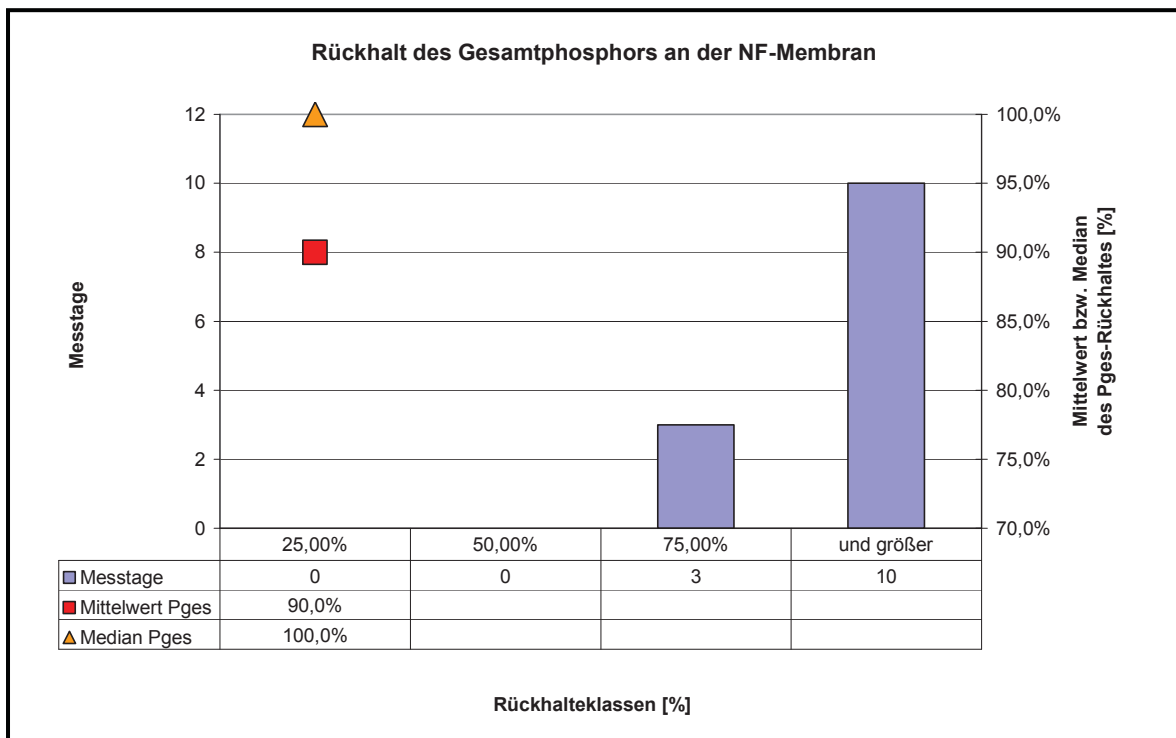


Abbildung 31: Phosphatrückhalt an der NF - Membran

Bei der Analyse der Gesamtphosphorkonzentration (siehe Abbildung 29) im Permeat NF ist erkennbar, dass die Membranen zuverlässig arbeiten. Der Höchstwert liegt bei 1,69 [mg/l], der Tiefstwert bei 0,00 [mg/l]. Der Median erreicht einen Wert von 0,00 [mg/l], der Mittelwert pendelt sich bei 0,14 [mg/l] ein. Da der Phosphor überwiegend in Form von Phosphat vorliegt, kann die Membran hohe Rückhalteraten erzielen. In der Abbildung 31 sind die Rückhalteraten von Gesamtphosphor (Phosphat) an der NF - Membran dargestellt. Zur Erklärung sei gesagt, dass nur jene Werte berücksichtigt werden, die im Zulauf zur Membran einen von Null verschiedenen Wert aufweisen. Der Median für den Rückhalt liegt bei 100 %, der Mittelwert bei 90 %. Der Rückhalt des Phosphats an der NF - Membran kann als sehr gut bezeichnet werden.

In der Abbildung 32 sind die Messwerte des Ammonium - Stickstoffs sowohl im Ablauf der MBR als auch im Permeat NF dargestellt. Der Ammonium - Stickstoffgehalt im Permeat NF weist im Mittel einen Wert von 0,15 [mg/l] (Median: 0,12 [mg/l]) auf. Der Höchstwert wird Anfang September mit 1,35 [mg/l] gemessen. Hier fällt auf, dass dieser Wert größer ist als derjenige im Ablauf der MBR. Dieses Phänomen tritt noch zwei Mal auf, wobei die gemessenen Werte unter dem Messbereichsendwert von 0,2 [mg/l] liegen, sodass deren Werte auf Messungenauigkeiten zurückzuführen sind. Beim Auftreten des Phänomens Anfang September kann es sich nur um eine Analyseungenauigkeit handeln.

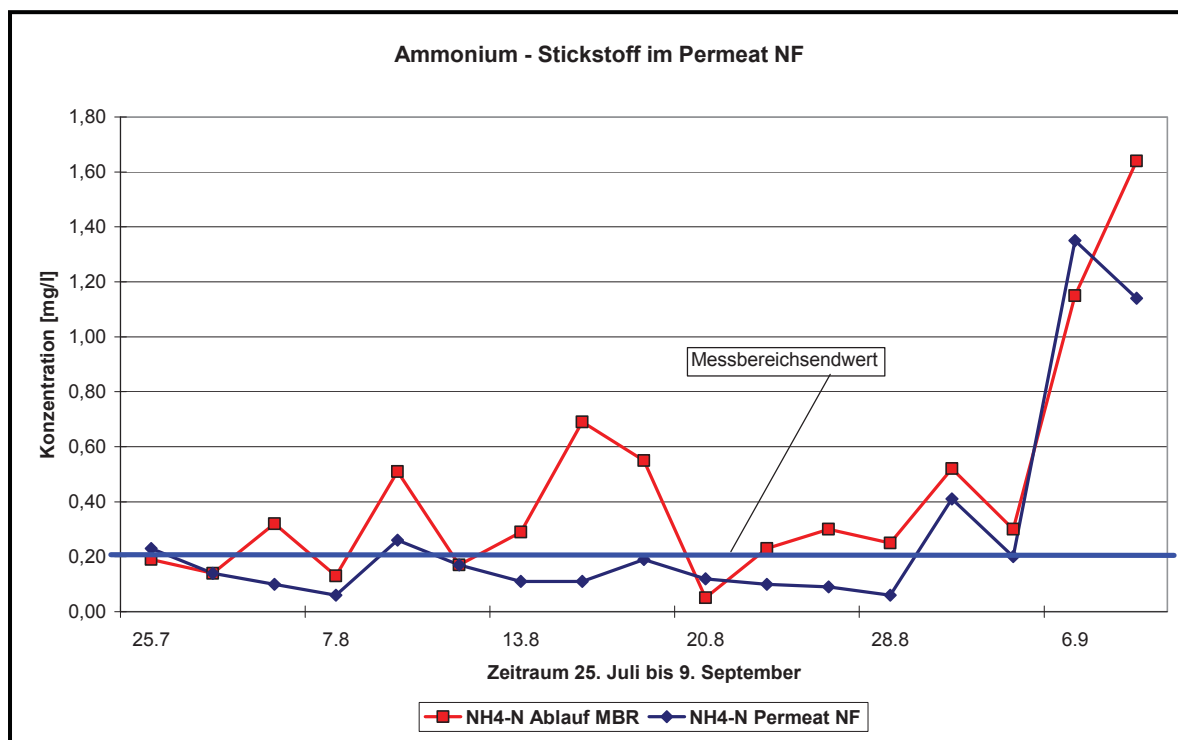


Abbildung 32: Ammonium im Permeat NF

Generell betrachtet ergibt die Rückhalterate für Ammonium einen Wert von mindestens 52 %. In der Abbildung 33 sind Rückhalteraten nach der Häufigkeit ihres Auftretens (Messtage) geordnet, wobei erwähnt sei, dass in dieser Darstellung nur die positiven Werte mitberücksichtigt sind.

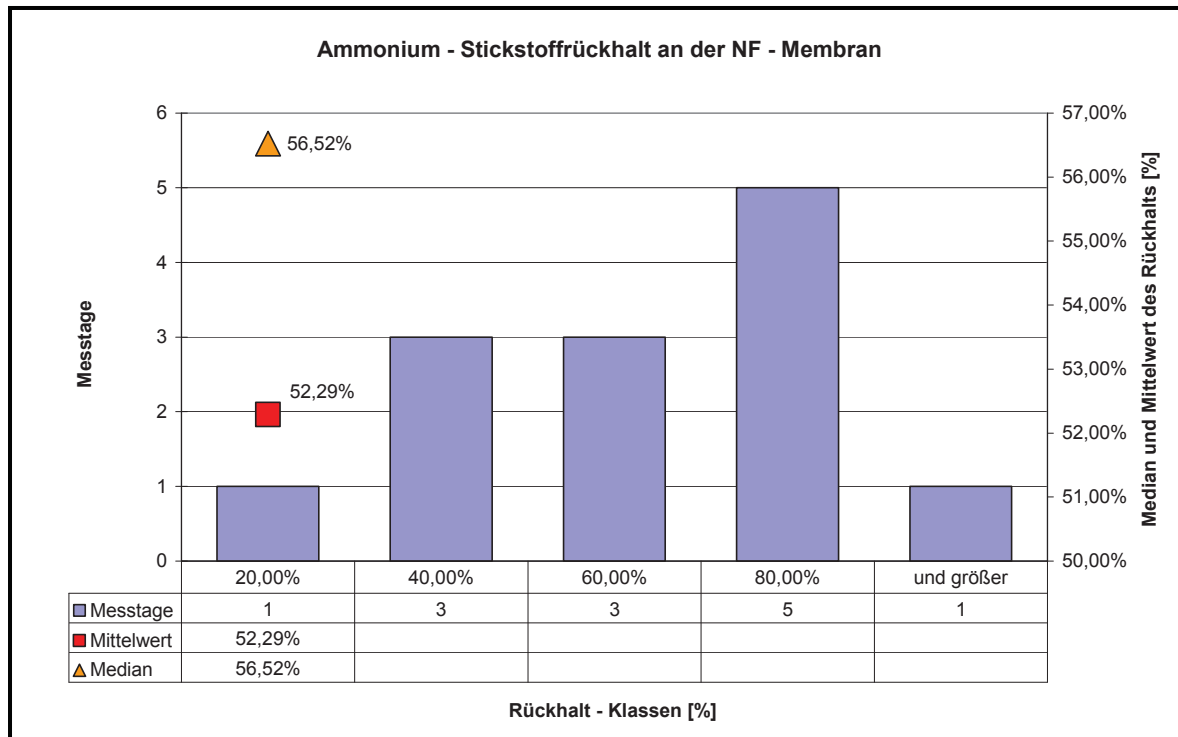


Abbildung 33: Ammoniumrückhalt an der NF - Membran

In der Abbildung 34 sind die Nitrit - Stickstoffkonzentrationen sowohl des Ablaufs der MBR (Feedstrom zur NF - Anlage) als auch des Permeats der Nanofiltration aufgetragen. Auffallend ist dabei, dass im Permeat NF meist eine höhere Nitrit - Stickstoffkonzentration gemessen wird als im Ablauf der MBR. Dieser Effekt wird als Donnan - Effekt bezeichnet, der im Kapitel 4.3.2 behandelt wird. Es zeigt sich, dass bei einer Feedkonzentration von kleiner als 0,1 [mg/l] Nitrit - Stickstoff der Rückhalt an der Membran negativ wird. Der Höchstwert im Permeat NF beträgt 0,534 [mg/l], der Tiefstwert liegt bei 0,039 [mg/l]. Der Median bzw. Mittelwert liegen bei 0,104 [mg/l] bzw. 0,127 [mg/l].

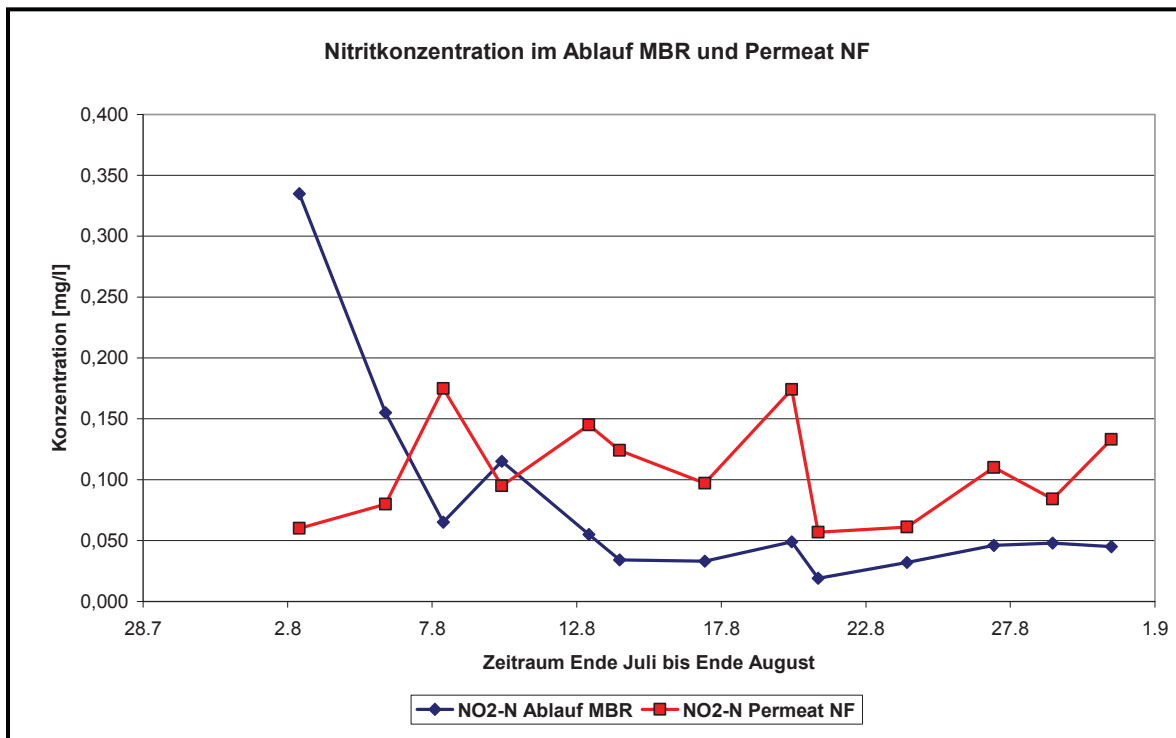


Abbildung 34: Donnan - Effekt

7.4.3 Leitfähigkeit, pH - Wert

Die Abbildung 35 zeigt den Vergleich der Leitfähigkeiten sowohl im Ablauf der MBR als auch im Permeat der NF. Die Messung der Leitfähigkeit des Permeats erfolgt über die Online - Messsonde im Ablaufschacht 3 in den Vorfluter. Diese Messsonde kann dem Computer in der Zeit von 5. August bis 19. August keine Werte liefern, da ein Gewitter offensichtlich indirekt einen Elektronikschaden verursacht hat. In diesem Zeitraum wird die Leitfähigkeit des Permeats NF nur zwei Mal mit der Messsonde des Zulaufs gemessen, wobei einer davon sehr hoch (684 $\mu\text{S}/\text{cm}$) ausfällt. Der Grund dafür dürfte die ungenügende Reinigung der Zulaufsonde sein. Ab dem 19. August erlangt die Messsonde des Ablaufschachtes wieder volle Funktionstüchtigkeit. Es sei allerdings erwähnt, dass die Werte, welche die Messsonde liefert, im Allgemeinen um mindestens 60 $\mu\text{S}/\text{cm}$ niedriger liegen als die „wahren“ Werte. Diese Beobachtung wird bei einer Untersuchung des Permeats NF durch ein externes Institut gemacht, da der Autor zeitgleich eine Vergleichsmessung durchführt.

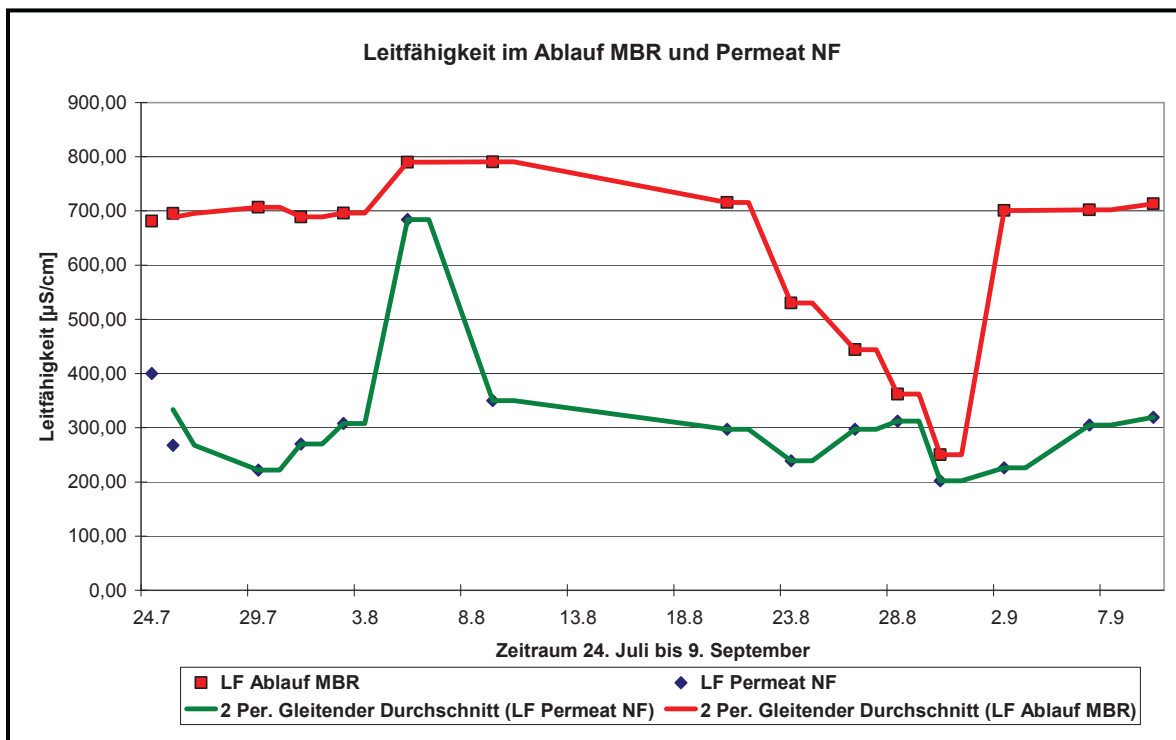


Abbildung 35: Leitfähigkeit im Permeat NF

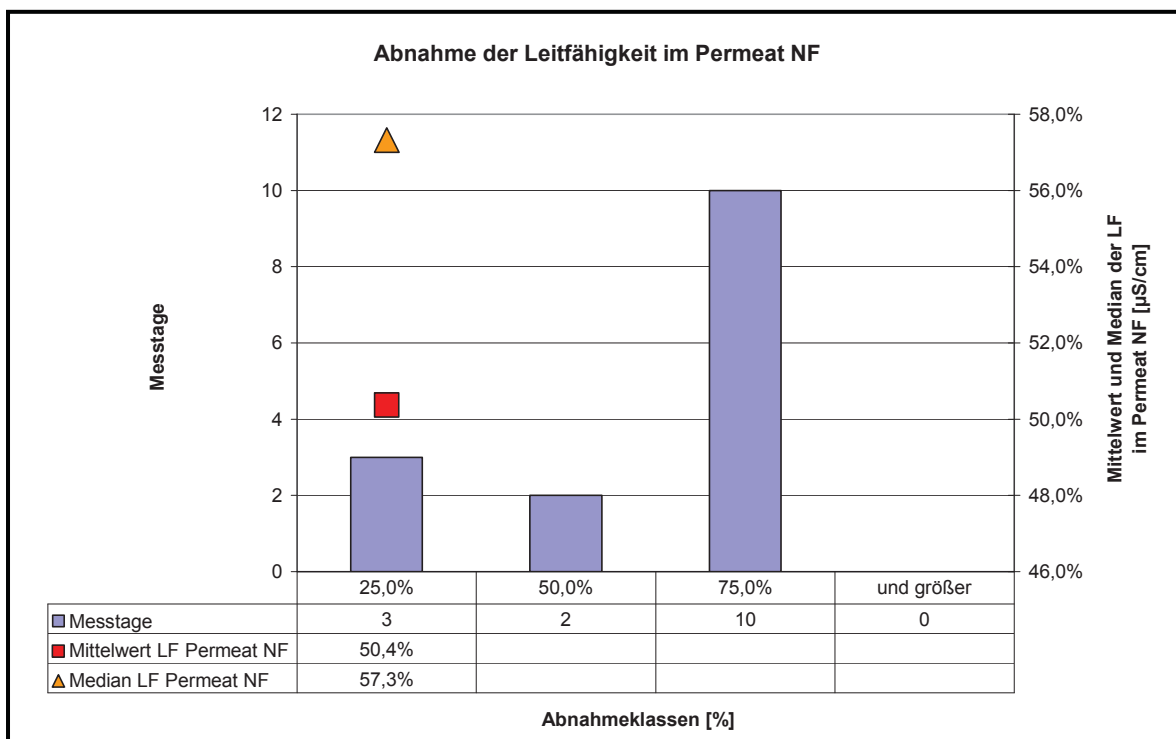


Abbildung 36: Rückhalteraten von Ionen (gemessen als Leitfähigkeit) an der Membran

Im Beobachtungszeitraum ist die Leitfähigkeit im Permeat NF niedriger als im Ablauf der MBR (Feed). Der Tiefstwert liegt bei 202 [$\mu\text{S}/\text{cm}$], der Höchstwert wird, wie schon erwähnt, mit 684 [$\mu\text{S}/\text{cm}$] gemessen. Im Durchschnitt erreicht die Leitfähigkeit Werte um 300 [$\mu\text{S}/\text{cm}$]. Interessant ist die Abnahmerate der Leitfähigkeit, wie sie in der Abbildung 36 dargestellt ist. Im Mittel ergibt sich eine Abnahmerate von 50 %, welche vor allem auf den Rückhalt von Nitrat und Phosphat zurückzuführen ist. Daher eignet sich die Leitfähigkeit bestens dazu, die Rückhalteraten an der NF - Membran mit wenig Aufwand zu grob abzuschätzen.

7.5 Vorversuch Denitrifikation

In der Zeit von Anfang September bis zum 16. September wird die Anlage aufgebaut. Daraufhin wird versucht, das System, bestehend aus dem Denitrifikationsfass und der Nanofiltrationsanlage, verfahrenstechnisch zu regulieren. Hierbei bereitet anfangs die Ausschleusung an Konzentrat Probleme, sodass ein Ventil ausgetauscht und durch einen Kugelhahn ersetzt werden muss. Für die eigentliche Versuchsreihe stehen nur mehr 10 Tage zur Verfügung, die nicht mehr ausreichen, um eine stabile Denitrifikation zu erreichen. Am 3. Oktober wird die Versuchsreihe unverrichteter Dinge abgebrochen.

Im elektronischen Anhang findet sich eine Fotodokumentation des Aufbaus.

7.6 Energieverbrauch

In diesem Kapitel wird der Versuch unternommen, die Energieverbräuche einzelner Aggregate festzustellen und in weiterer Folge spezifische Energieverbräuche zu ermitteln. Es sei an dieser Stelle erwähnt, dass die Datenlage unvollständig ist, sodass Schätzungen vorgenommen werden müssen, wobei die Ergebnisse der Schätzungen mit einem Technischen Büro [20] abgeglichen werden. Da im Anlagenbetrieb nur der Gesamtenergieverbrauch über einen Zähler abgelesen werden kann, müssen alle anderen Energieverbräuche rechnerisch ermittelt werden. Die Tabelle 23 gibt einen Überblick der Energiebeträge, welche aus der Ablesung (Gesamtenergieverbrauch pro Tag) und der Berechnung für die Aggregate resultieren. Es sei an dieser Stelle auf den Anhang A XIII (S. XXXIII ff) hingewiesen, der die Berechnung der Energieaufnahme der einzelnen Aggregate enthält.

Generell wird der Energieverbrauch für 5 Phasen (Zeiträume) erfasst, sodass dadurch die Zuordnung von Energiebeträgen erleichtert wird. Grundsätzlich erfolgt eine Einteilung in die Phase „Gesamtanlage“ (ohne Pilotanlagen) und die Phase „Gesamtanlage + Pilotanlage“. Letztere Phase lässt sich einteilen in die Phasen „Gesamtanlage + Nanofiltration“ und „Gesamtanlage + (Denitrifikationsfass + Nanofiltration)“. Für jede Phase wird der Gesamtenergieverbrauch (Mittelwert aus den pro Phase notierten Tagesenergieverbräuchen) ermittelt und mit einem elektrischen Wirkungsgrad multipliziert. Der elektrische Wirkungsgrad berücksichtigt die Verluste, die zwischen dem Zähler für den Gesamtenergieverbrauch und der Motorwelle (ausgangsseitig) des E - Motors verloren gehen. Des Weiteren sind die Energieverbräuche für die einzelnen Aggregate (Hebeschnecke, Injektor, Gebläse, Permeatabsaugung, Nanofiltration, Denitrifikationsfass + Nanofiltration) aufgelistet, welche anhand von vorhandenen bzw. geschätzten Daten berechnet werden. Die Kläranlage hat demnach 2 große Energieverbraucher. Hier sei die Injektorenbelüftung des Teich 1 sowie das Gebläse für die Belüftung des Membranbelebungsbeckens zu nennen. Für die Energieaufnahme der Injektoren sind je nach Phase unterschiedliche Werte ausgewiesen. In den ersten 2 Phasen ergibt sich ein höherer Energiebetrag, da im Sommer versucht wird, die Belüftungszeiten im Teich 1 zu optimieren und dadurch der Energieverbrauch steigt. Die Energieaufnahme des Gebläses ist immer konstant, da es fortwährend im Einsatz ist.

Aus der Differenz des Gesamtenergieverbrauchs (unter Berücksichtigung des elektrischen Wirkungsgrades) und der Energieverbräuche der einzelnen Aggregate resultiert ein Fehlbetrag. Ein Teil davon, etwa 12 [kWh/d], kann den restlichen Verbrauchern zugeschrieben werden. Hierzu zählen die Überschussschlamm-, Rücklaufschlamm- und Schlammpumpe, so wie der Frequenzumformer der MBR - Anlage, der Schlammräumer, die Siebschnecke, das Betriebsgebäude, die Laborgeräte, der Computer und weitere unberücksichtigte Kleinstverbraucher. Der andere Teil des Fehlbetrages liegt zahlenmäßig bei maximal 40 [kWh/d] und ist nicht direkt zuordenbar. Die Ursachen dafür können vielfältig sein. Denkbar sind unterschiedliche hydraulische Belastungen, wodurch einzelne Aggregate

in einem schlechteren Wirkungsgradbereich arbeiten. So ist es durchaus wahrscheinlich, dass die Injektorenbelüftung nicht immer im Hauptlastbereich arbeitet, zumal in den Sommermonaten, in denen die größten Abweichungen auftreten, vor allem die Belüftungszeiten durch das Kläranlagenpersonal optimiert werden, sodass nicht jeder Arbeitsschritt tatsächlich mitdokumentiert ist. Trotzdem ist der Autor der Meinung, dass ein Fehlbetrag im Energieverbrauch von maximal 10 % dennoch ein gutes Ergebnis darstellt.

Tabelle 23: Energieauswertung

Zeitraum	Gesamtverbrauch [kWh/d]		H [kWh/d]	I [kWh/d]	G [kWh/d]	Pab [kWh/d]	NF [kWh/d]	D+NF [kWh/d]
1.7 - 18.7	369							
$\eta_{\text{elektr.}}$	0,9	332,1	4,7	157,3	145,7	2,8		
19.7 - 11.9	464							
$\eta_{\text{elektr.}}$	0,9	417,6	4,7	157,3	145,7	2,8	55,2	
12.9 - 16.9	342							
$\eta_{\text{elektr.}}$	0,9	307,8	4,7	141,4	145,7	2,8		
17.9 - 3.10	461							
$\eta_{\text{elektr.}}$	0,9	414,9	4,7	141,4	145,7	2,8		90,7
4.10 - 30.11	341							
$\eta_{\text{elektr.}}$	0,9	306,9	4,7	141,4	145,7	2,8		

H .. Hebeschnecke

I .. Injektoren(-belüftung) im Teich 1

G .. Gebläse zur Belüftung im Membranbelebungsbecken

Pab .. Permeatabsaugung der Mikrofiltrationsanlage

NF .. Nanofiltrationsanlage

D+NF .. Denitrifikationsfass und Nanofiltrationsanlage

Auf Basis dieser Ergebnisse werden die spezifischen Energieverbräuche zur Basis der täglich abgearbeiteten Abwassermengen ermittelt. Die rechnerische Umsetzung ist dem Anhang A XIII (S. XXXIII ff) zu entnehmen, die Ergebnisse sind in der Tabelle 24 dargestellt.

Tabelle 24: Spezifische Energieverbräuche einzelner Anlageneinheiten

	Einheit	Gesamtanlage (ohne Pilotanlagen)	Membran- belebung	Injektor	NF - Anlage
Mengen	[m ³ /d]	179	179	-	1,44
Energieverbrauch	[kWh/d]	363	165	-	61,3
Spezifischer Energieverbrauch	[kWh/m ³]	2,03	0,92	1,03	42,57

Der spezifische Energieverbrauch des Injektors resultiert aus einem Differenzbetrag (siehe Anhang A XIII.IX, S. XLIV – XLV), da die durch den Injektor durchgesetzte Menge nicht bekannt ist.

Zur Berechnung des spezifischen Energieverbrauchs der Nanofiltrationsanlage werden zum einen die durchschnittlich durchgesetzte Menge pro Tag von 1.44 [m³/d] (siehe S. 70), sowie der täglich anfallende Energieverbrauch der NF - Anlage, der sich unter der Berücksichtigung des elektrischen Wirkungsgrades aus 55,2 [kWh/d] zu 61,3 [kWh/d] ergibt, herangezogen.

Ein Kubikmeter gereinigtes Abwasser verbraucht demnach 2,0 [kWh/m³], davon trägt die Membranbelebung anteilig 0,9 [kWh/m³], der Injektor 1,0 [kWh/m³] und die anderen Anlagenteile etwa 0,1 [kWh/m³]. Ein Kubikmeter gewonnenes Permeat aus der Nanofiltration verbraucht demnach 42,6 [kWh/m³].

8 Diskussion der Betriebsergebnisse

Zur näheren Erläuterung soll an dieser Stelle erwähnt werden, dass alle im Folgenden genannten Daten, sofern ihre Herkunft nicht explizit angegeben wird, dem Kapitel Betriebsergebnisse zu entnehmen sind.

8.1 Reinigungserfolg der Membrankläranlage

Zur Beurteilung des Reinigungserfolges der Membrankläranlage St. Peter ob Judenburg werden die Emissionsbegrenzungen der Klasse II ($500 \text{ EW}_{60} < \text{Anlage} \leq 5.000 \text{ EW}_{60}$) aus der *AEV für kommunale Abwässer* herangezogen. Zur Wiederholung seien hier nochmals tabellarisch (siehe Tabelle 25) die in der Klasse II erforderlichen Ablaufkonzentrationen bzw. Mindestwirkungsgrade dargestellt, welche bis zu einer Bemessungstemperatur von $12 \text{ [}^\circ\text{C]}$ eingehalten werden müssen.

Tabelle 25: Emissionsbegrenzung der Klasse II [4, Anlage A, Ziffern 2.1 und 2.2]

Parameter	Maximale Ablaufkonzentration		Mindestwirkungsgrad	
	Grenzwert	Einheit	Abbaugrad	Einheit
BSB₅	20	[mg/l]	95	[%]
CSB	75	[mg/l]	85	[%]
TOC	25	[mg/l]	85	[%]
NH₄-N	5	[mg/l]		
Gesamt-P	2	[mg/l]		

Im Ablaufwasser der Kläranlage wird die maximale CSB - Ablaufkonzentration bei weitem unterschritten, da der CSB - Gehalt im Mittel $21,7 \text{ mg/l}$ beträgt. Ebenso stellt ein CSB - Gesamtabbaugrad mit $95,7 \text{ \%}$ ein hervorragendes Ergebnis dar, zumal der gesetzlich geforderte Wert von 85 \% übererfüllt wird.

Die Überprüfung zur Einhaltung der BSB₅ - Emissionsgrenzwerte muss über den Umweg einer rechnerischen Ermittlung erfolgen, da im Rahmen der vorliegenden Diplomarbeit keine BSB₅ - Messung erfolgt. Dazu ist es notwendig, Verhältnisse von BSB₅ zu CSB zu kennen.

Das Verhältnis von BSB₅ : CSB im Zulauf einer Kläranlage liegt im „gesunden“ Rohabwasser bei $1 : 1,5 \div 2$. [11, S. 16]. Im Mittel liegt das Verhältnis BSB₅ : CSB bei $1,7$. [8, S. 12]. Hingegen im Kläranlagenablauf vergrößert sich das Verhältnis BSB₅ : CSB auf $1 : 3,3 \div 10,0$. [7, S. 146], [11, S. 16]. Da das Verhältnis von BSB₅ : CSB jedoch nie kleiner als $1 : 1$ sein kann und der CSB -Gehalt im Mittel bei $21,7 \text{ [mg/l]}$ liegt, gilt die Emissionsbegrenzung für den BSB₅ ebenfalls als erfüllt. Im Kläranlagenbetrieb gelten die BSB₅ -Emissionsgrenzwerte dann als eingehalten, wenn die CSB - Emissionsgrenzwerte nicht überschritten werden [21].

Für die Erfüllung der Emissionsbegrenzungen für den gesamten organisch gebundenen Kohlenstoff (TOC) gilt ähnliches, wie für den BSB₅, dh. die Grenzwerte für den TOC gelten dann als erfüllt, wenn der CSB - Grenzwert eingehalten wird. Der TOC ist in der *AEV für kommunales Abwasser* deshalb angegeben, weil er die wenig umweltfreundliche CSB - Messung ersetzen kann, wenn einmal ein abwasserspezifisches CSB/TOC - Verhältnis ermittelt wird. [7, S. 147 - 148], [11, S. 16]

Der Ammonium - Stickstoffgehalt im Ablauf der Membranbelebung (Bemessungstemperatur von 12 [°C]) erreicht im Mittel einen Wert von 0,43 [mg/l], sodass der gesetzlich vorgeschriebene Wert von 5 [mg/l] weit unterschritten wird. Dies verdeutlicht den Erfolg der Membranbelebungsanlage.

Ebenso funktioniert im gleichen Zeitraum die simultane Fällung und Flockung bestens, da mit Ausnahme eines Ausreißers der Wert für den Gesamtphosphor im Ablauf der Membranbelebungsanlage bei 0,1 [mg/l] liegt. Die gesetzlich vorgeschriebene Emissionsbegrenzung von 2 [mg/l] wird deutlich unterschritten.

In den Abbildungen 37 und 38 werden die CSB- bzw. Ammonium - Stickstoffkonzentrationen der Jahre 1999 [22, Anhang Tabelle], 2000 [23, Anhang Tabelle] und 2002 gegeneinander aufgetragen. Die Abbildung 37 macht deutlich, dass der Abbau von Ammonium im Sommer 2002 viel zuverlässiger abläuft als noch im Jahr 2000 im gleichen Zeitraum. Die Werte ab Oktober 2002 weisen einen ähnlichen Trend auf wie im Jahre 1999, sodass hier ein Problem der Gesamtanlage ganz deutlich erkennbar ist. Der mikrobiologische Abbau in den Becken friert relativ schnell ein, da aufgrund geringer Abmessungen der Becken die Beckentemperaturen großen Schwankungen ausgesetzt sind. So ist mit Ende Oktober 2002 die Bemessungstemperatur von 12 [°C] bereits unterschritten und ein Ammoniumabbau aufgrund der Inaktivität der Mikroorganismen stark eingeschränkt. Wird nun aber die Qualität des Abbaus bei Ablauftemperaturen über 12 [°C] diskutiert, so zeigt sich die Zuverlässigkeit, mit der das Membranbelebungsverfahren den Ammoniumabbau begünstigt. Äußerst positiv wirken sich hierbei die ausreichende Belüftung sowie das hohe Schlammalter im Membranbelebungsbecken aus, die dafür mitverantwortlich sind, dass die mittlere Ammoniumabbaurate 95 % beträgt. Das Ergebnis kann durchaus als äußerst positiv bewertet werden.

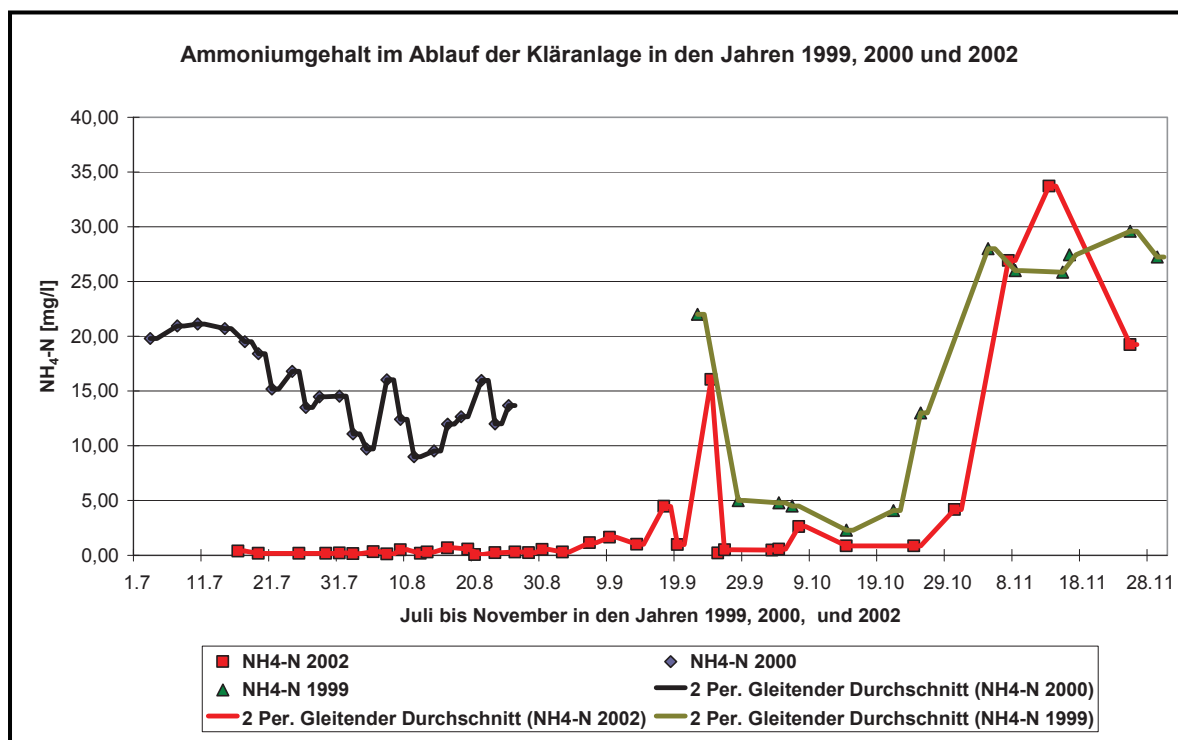


Abbildung 37: Ammoniumgehalt im Kläranlageablauf der Jahre 1999, 2000 und 2002

Im Gegensatz zum Ammoniumabbau verläuft der Rückhalt von schwer und leicht biologisch abbaubaren Inhaltsstoffen (CSB) an der Membran sehr gut und konstant. Vor allem in den Monaten Oktober 2002 und November 2002 zeigt sich der eindeutige Vorteil einer Membranbelebungsanlage. Bei einem Vergleich der CSB - Ablaufwerte der Jahre 1999 [22, Anhang Tabelle], 2000 [23, Anhang Tabelle] und 2002 zeigt sich, dass der CSB - Gehalt in Abläufen herkömmlicher Teichkläranlagen von der Wassertemperatur im „Nitrifikationsbecken“ abhängig ist und in weiterer Folge vom mikrobiologischen Abbau. Bei tieferen Temperaturen werden demzufolge die leicht biologisch abbaubaren Verbindungen (BSB₅) nur mehr unvollständig abgebaut, sodass der CSB - Wert im Anlagenablauf ansteigt (vergleiche Abbildung 38, CSB 1999). Bei dem Verfahren der Membranbelebungsanlage ist der CSB - Gehalt im Anlagenablauf nicht von der Temperatur im Membranbelebungsbecken abhängig, da durch die ausreichende Belüftung und Durchmischung im Membranbelebungsbecken sowohl biologisch schwer als auch leicht abbaubare Verbindungen besser an die Schlammflocken adsorbieren können [7, S. 144]. Infolgedessen vermögen die Membranen die Schlammflocken beinahe zu 100 % zurückzuhalten, wodurch der CSB - Gehalt im Ablauf der Membranbelebungsanlage niedrig gehalten werden kann und des Weiteren ein nahezu trübungsfreier Ablauf in den Vorfluter gewährleistet ist. Die Absetzbarkeit des Schlammes stellt im Membranbelebungsverfahren kein Verfahrenskriterium dar.

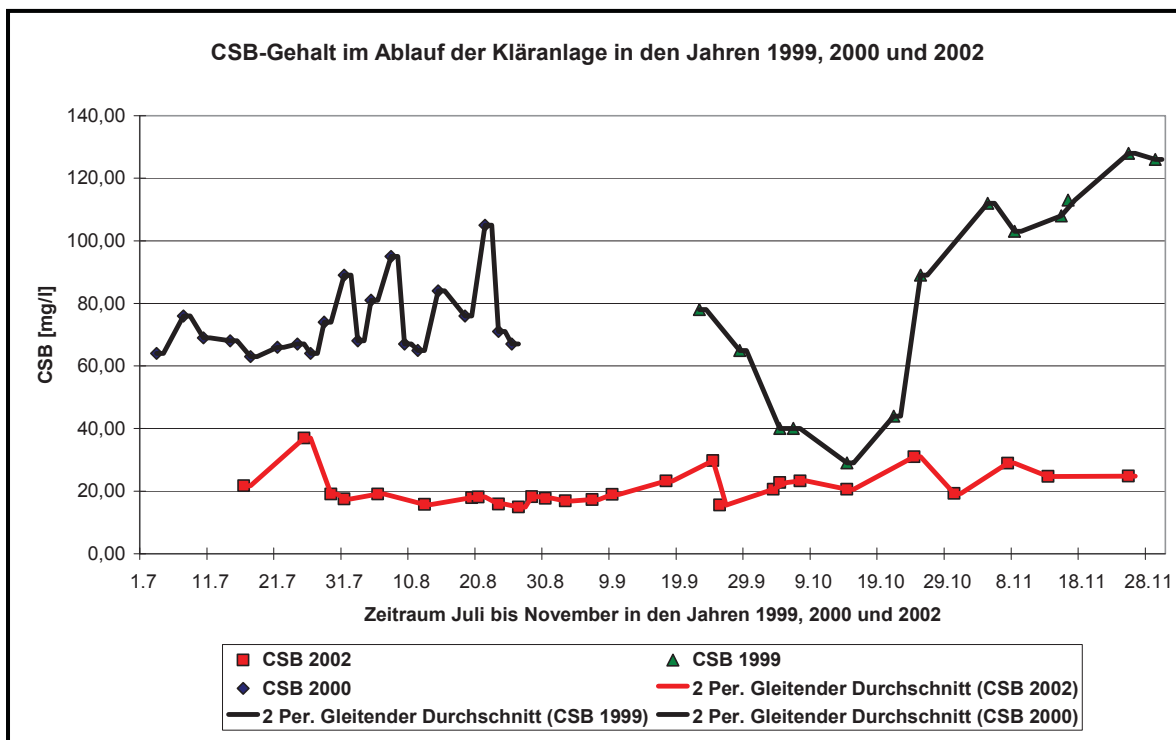


Abbildung 38: Chemischer Sauerstoffgehalt des Kläranlageablaufs der Jahre 1999, 2000 und 2002

Tabelle 26: Untersuchung des Ablaufs der MBR auf mikrobiologische Parameter

Mikrobiologische Parameter	Einheit	Messwert	Grenzwert nach TWV
KBE ⁴ bei 22 °C Bebrütungstemperatur	[1/ml]	0	100
KBE bei 37 °C Bebrütungstemperatur	[1/ml]	0	20
Coliforme Bakterien	[1/(100 ml)]	0	0
Escherichia coli	[1/(100 ml)]	0	0
Enterokokken	[1/(100 ml)]	0	0

Bei einer Analyse des Ablaufs der Membranbelebung auf mikrobiologische Parameter durch das WASSERLABOR DER GRAZER STADTWERKE [24] wird ein verblüffendes Ergebnis (vgl. Tabelle 26 und elektron. Anhang) erzielt. Das gereinigte Abwasser ist in Bezug auf die mikrobiologischen Parameter jenem Wasser gleichzusetzen, das nach den Bestimmungen der Trinkwasserverordnung TWV [5, Anhang I, Teil A] getrunken werden darf. Aus der

⁴ KBE .. Koloniebildende Einheiten

Tabelle 26 ist ersichtlich, dass alle mikrobiologischen Parameterwerte nicht nur eingehalten, sondern zum Teil unterschritten werden. Ein Wasser, das aus mikrobiologischer Sicht getrunken werden darf, reicht in jedem Fall aus, als Badewasser Verwendung zu finden. Zur Absicherung des Ergebnisses müssen in Zukunft allerdings weitere Untersuchungen auf mikrobiologische Parameter durchgeführt werden, da mit zunehmendem Membranalter ihre Verkeimung in der Regel zunimmt.

Der Handlungsspielraum zur Optimierung des Chemikalieneinsatzes ist nicht sehr groß, da ihr Einsatz die Voraussetzung für den ordnungsgemäßen Betrieb darstellen. So werden Fällungsmittel zur Entfernung des Phosphats aus dem Abwasser und membranspezifische Chemikalien für die wöchentlich durchzuführende Membranreinigung eingesetzt. Der Einsatz des Fällungsmittel wird im Betrieb dahingehend optimiert, dass Mindestmengen aus dem Reinigungsergebnis abgeleitet werden. Es hat sich herausgestellt, dass generell der Einsatz von 8,7 [l/d] Fällungsmittel, im Sommer oft auch nur 8 [l/d], ausreicht, um das Phosphat zu entfernen und das Reinigungsziel zu erfüllen. Für die Reinigung der Membranen (siehe Anhang A IX, S. XXVI - XXVII) werden monatlich 90 [l/Monat] Membranreiniger, 12 [l/Monat] NaOCl und 6 [l/Monat] Zitronensäure eingesetzt. Diese Menge entspricht einer gering dosierten Reinigung, zumal zweiwöchig beim Ansetzen der Reinigungsflüssigkeit die vorgeschriebene Konzentration für den Membranreiniger um ein Vielfaches unterschritten wird.

Die Abwasserreinigungsanlage verbraucht im Mittel 363 [kWh/d]. Bei einer durchschnittlich täglich gereinigten Abwassermenge von 179 [m³/d] errechnet sich ein spezifischer Energieverbrauch von etwa 2,0 [kWh/m³]. Davon gehen etwa 1,0 [kWh/m³] auf das Konto der Injektorenbelüftung, was ein doch relativ hoher Energiebetrag ist, zumal die Hauptfunktion des Injektors darin besteht, das Abwasser und den Schlamm zur Verhinderung von Schlammfäule (Schwimmschlamm) zu durchmischen. Würde die Membrankläranlage neu gebaut, so könnte eine Vorklärung den Injektorenbetrieb ersetzen (vgl. Kapitel 9), wodurch, nach Meinung des Autors, der Energieverbrauch deutlich herabgesetzt werden könnte. Der spezifische Energieverbrauch der Membrananlage (Gebläse und Permeatabsaugung), der zur Absaugung eines Kubikmeters Permeats benötigt wird, beträgt 0,9 [kWh/m³]. Dieses Ergebnis freut doppelt. Einerseits wird der Energieverbrauch allein schon dadurch optimiert, dass die vom Membranhersteller geforderte Luftzufuhr von 468 [Nm³/h] um ganze 142 [Nm³/h] unterschritten wird, und andererseits wird dadurch das Reinigungsziel eindrucksvoll erfüllt.

Der spezifische Energieverbrauch der Gesamtanlage liegt, verglichen mit jenen der vorangegangenen Jahre im gleichen Zeitraum (Juli bis November), maximal 1 [kWh/m³] über dem jemals zutage getretenen Minimalwert. Die Abbildung 39 zeigt für den Zeitraum Juli bis November die spezifischen Energieverbräuche der Jahre 1991 bis 2001 **[25]** sowie jenen des Jahres 2002. Erfreulich ist der Umstand zu werten, dass die Membrankläranlage pro Kubikmeter gereinigtes Abwasser weniger Energie verbraucht als noch in den Jahren 2000 und 2001 und trotzdem in Bezug auf das Reinigungsziel ein mehr als „nur gutes“ Ergebnis liefert. Die spezifischen Energieverbräuche der Jahre 1991 bis 2000 sind zwar maximal um

die eingangs erwähnten 1,0 [kWh/m³] niedriger als im Jahr 2002, allerdings hat die Abwasserreinigung zuvor wenig zufriedenstellend funktioniert.

Der spezifische Energieverbrauch der Membranbelebung wird über das Jahr verteilt immer gleich groß sein. Dies impliziert auch den wesentlichen Nachteil zum konventionellen Belebungsverfahren, weil in der Membranbelebung unabhängig von der Beckentemperatur immer die gleiche Menge an Luft eingeblasen werden muss, damit die Abscherung von Schlammflocken an der Membran gewährleistet ist. Hingegen wird beim konventionellen Belebungsverfahren das Belüftungsintervall meist sauerstoffgesteuert. Das heißt, dass in kälteren Jahreszeiten dort weniger Luft eingeblasen werden kann, da bei eingeschränkter Mikroorganismenaktivität vom System ohnehin weniger verbraucht wird.

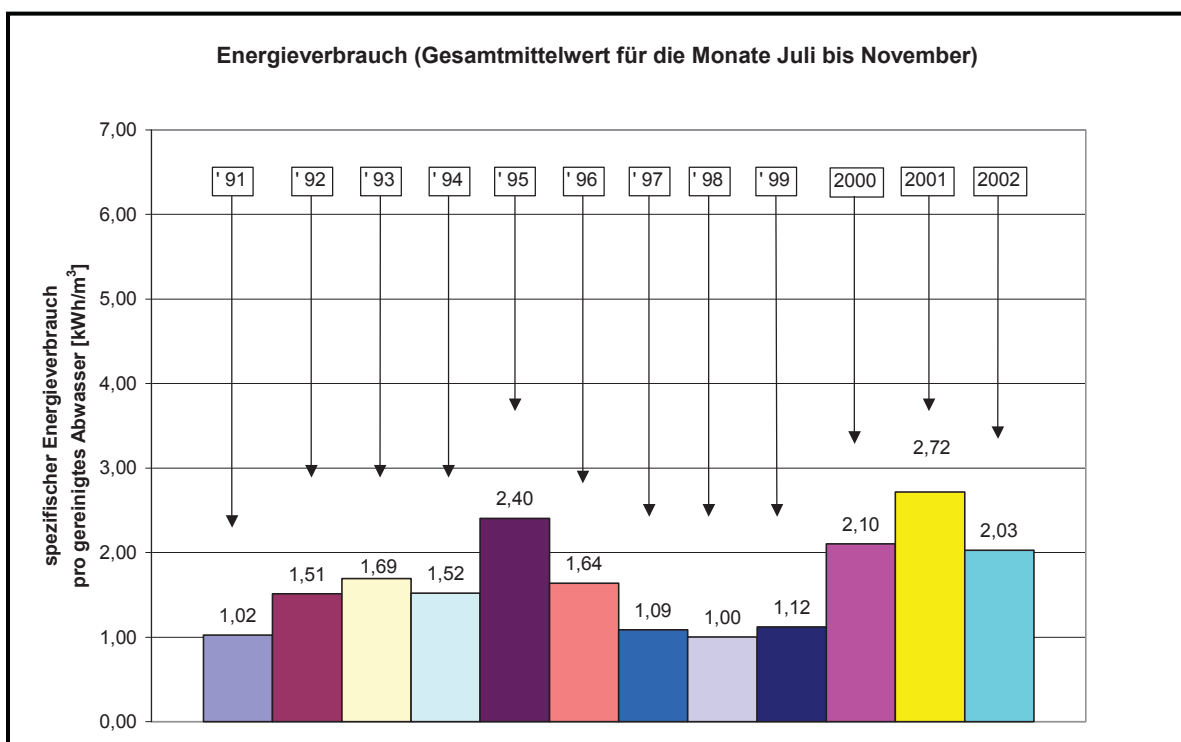


Abbildung 39: Spezifischer Energieverbrauch der Jahre 1991 bis 2002 in den Monaten Juli bis November

Der Autor ist aber der Meinung, dass ein relativer Mehraufwand an Energie durchaus gerechtfertigt ist, da das gereinigte Abwasser ein **neues Produkt** repräsentiert, ein **keimfreies** Wasser, welches das Potential besitzt, ein neues Zeitalter in der kommunalen Abwasserreinigung einzuläuten.

8.2 Reinigungserfolg der Pilotanlage Nanofiltration

Der Reinigungserfolg der Nanofiltrationsanlage und somit die Zuverlässigkeit, mit der die Membranen arbeiten, wird zum einen daran gemessen, wie hoch für einzelne Ionen die Rückhalteraten an der Membran sind. Zum anderen lässt sich die Zuverlässigkeit von Membranen durch die Häufigkeit von durchgeführten Reinigungen bestimmen. Die Werte des Parameters „Reinigungshäufigkeit“ stellen ein sehr gutes Ergebnis dar, da in den knapp 8 Wochen Betriebszeit (1.289 Betriebsstunden) nur ein Mal die Membran gereinigt werden muss. Dieser Schritt wird erst nach knapp 7 Wochen Betriebszeit (1.169 Betriebsstunden) notwendig, weil erst zu diesem späten Zeitpunkt die Permeabilität erkennbar nach unten tendiert.

Der Ionenrückhalt an der Membran fällt membranspezifisch unterschiedlich aus. Aus der Erfahrung weiß man, dass zweiwertige Anionen sehr gut zurückgehalten werden. Demnach lässt sich der Umstand erklären, dass im Permeat NF ein um bis zu 100 % geringerer Gesamtphosphorgehalt als im Zulauf zur Anlage gemessen wird.

Einwertige Ionen hingegen werden an der Nanofiltrationsmembran weniger gut zurückgehalten. So beträgt der Nitratrückhalt im Mittel 30 %. Allerdings ist das Ergebnis als sehr gut zu interpretieren, da an herkömmlichen NF - Membranen ohnedies höchstens 35 % an Nitrat zurückgehalten werden kann [16]. Allerdings soll an dieser Stelle nicht unerwähnt bleiben, dass am Markt NF - Membranen existieren, die eine Nitratrückhalterate von bis zu 75 % aufweisen. Diese Art von Membranen sind jedoch in ihren Eigenschaften den Umkehrososmembranen ähnlich und müssen deshalb bei 10 bar betrieben werden, was sich durch einen deutlichen Mehrverbrauch an Energie äußert. [26, 2001, S. 239 - 248].

Der Rückhalt von Ammonium fällt etwas höher aus und beträgt im Mittel mindestens 52 %. Dies ist ein gutes Ergebnis, zumal die Rückhalteraten von Kationen in der Regel niedriger sind als jene von Anionen. Nitrit ist der einzig gemessene Parameter, der bezüglich des Rückhalts an der Membran kein gutes Ergebnis darstellt. Der Grund dafür ist auf den Donnan - Effekt zurückzuführen, wodurch im Permeat eine höhere Konzentration gemessen wird als im Zulauf zur Anlage.

Der tägliche Energieverbrauch sowie der spezifische Energieverbrauch fallen mit den im Mittel ausgewiesenen Beträgen von 61,3 [kWh/d] bzw. 42,6 [kWh/m³] relativ hoch aus. Dies ist im Umstand begründet, dass über der NF - Membran zuerst ein Druck von 5 bar aufgebaut werden muss, der darauffolgend wieder über ein Ventil auf den Umgebungsdruck (Luftdruck) gedrosselt werden muss. Würde man eine Nanofiltrationsanlage größeren Maßstabs verwirklichen, dann würden die Module verfahrenstechnisch derart gestaltet sein, dass ein Drosseln weitgehendst entfällt.

Es soll an dieser Stelle jedoch betont werden, dass die Rückhalteraten an der Membran sowie die Dauer des ungestörten Betriebs vordergründiger Gegenstand des Interesses sind, da die Nanofiltration ohnehin im, für diese Trenngrenze, unteren Bereich betrieben wird.

8.3 Trinkwassergewinnung aus Abwasser

Eine Zielsetzung dieser Arbeit ist die Gewinnung von Trinkwasser aus Abwasser durch eine im Ablauf der Membranbelebungsanlage situierte Nanofiltrationsanlage. In diesem Kapitel soll geklärt werden, ob es technisch möglich und auch vertretbar ist, mit dieser Anlagenanordnung (Membranbelebung und nachgeschaltete Nanofiltrationsanlage) Trinkwasser aus Abwasser zu gewinnen. Vor Beginn der Versuchsreihe ist allerdings bereits klar, dass das Permeat der Nanofiltrationsanlage aller Wahrscheinlichkeit nach die Trinkwasserqualität nicht erfüllen wird können. Da die Membrankläranlage über keine Denitrifikationsstufe verfügt und der Rückhalt einwertiger Ionen an der NF - Membran bedeutend geringer ist als jener der zweiwertigen Ionen, muss damit gerechnet werden, dass der Nitratgrenzwert überschritten wird.

Zur Beurteilung, ob das Permeat der Nanofiltrationsanlage den an Trinkwasser gestellten Qualitätsanforderungen genügt, wird eine Untersuchung des gereinigten Abwassers nach den Grundsätzen der Trinkwasserverordnung durchgeführt. Am 5. September erfolgt die Probenahme sowie Untersuchung durch Mitarbeiter des Wasserlabors der Grazer Stadtwerke. Die Ergebnisse sind in der Tabelle 27 [27] zusammenfassend dargestellt. Im Folgenden wird auf wesentliche, jedoch nicht auf alle Messparameter eingegangen.

Erwartungsgemäß liegt der gemessene Wert für Nitrat (131 [mg/l]) weit über dem gesetzlich geforderten Grenzwert von 50 [mg/l]. Es hat sich bewahrheitet, was schon zu Beginn vermutet wird. Aus der Diskussion im vorangegangenen Kapitel (Kapitel 8.2) ist bereits bekannt, dass die Rückhalteraten für Nitrat rund 30 % betragen. Daraus und mit dem Wissen, dass der Nitrat - Stickstoffgehalt im Zulauf zur Anlage im Mittel etwa 36 [mg/l] beträgt, kann gefolgert werden, dass im Permeat immer noch etwa 25 [mg/l] Nitrat - Stickstoff enthalten ist. Dann beträgt der Nitratgehalt (Umrechnung siehe Anhang A XVI, S. LXIV) im Permeat der Nanofiltration im Mittel 106 [mg/l]. Das ist eindeutig zuviel, ist aber auf die fehlende Denitrifikationsstufe zurückzuführen. Der Autor ist aber der Meinung, dass dieses Problem durch die Forderung einer Stickstoffreduktion gelöst werden kann, wobei der Nitrat - Stickstoffgehalt im Zulauf zur Nanofiltrationsanlage einen Wert von 16 [mg/l] nicht überschreiten soll.

Der Ammoniumgehalt im Permeat der Nanofiltrationsanlage wird durch das externe Institut überraschenderweise mit einem Wert von etwa 0,8 [mg/l] ausgewiesen. Es überrascht deshalb, da im gesamten Beobachtungszeitraum der im Mittel gemessene Ammonium - Stickstoffgehalt 0,15 [mg/l] beträgt. Dieser Wert liegt allerdings unter dem Messbereichsendwert von 0,2 [mg/l] des verwendeten Küvettentests, sodass der mittlere Wert auf 0,2 [mg/l] korrigiert wird. Demzufolge errechnet sich für das Permeat NF (Umrechnung siehe Anhang A XVI, S. LXIV) eine mittlere Ammoniumkonzentration von 0,26 [mg/l], der den Qualitätsanforderungen an Trinkwasser genügt. Der Grund für die Abweichung zwischen den durchschnittlichen Analysewerten und der einmaligen Trinkwasseruntersuchung könnte am Umstand liegen, dass die Konzentrationen im Zulauf zur Anlage untypisch hoch sind.

Tabelle 27: Messergebnisse der Untersuchung des Permeats NF auf Trinkwasserqualität

Parameter	Einheit	Messwert	Grenzwert nach TWV
Temperatur	[°C]	20,2	25
Elektrische Leitfähigkeit (bei 25 °C)	[µS/cm]	468	2500
pH - Wert	[1]	6,7	6,5 – 9,5
Färbung (SAK ⁵ bei 436 nm)	[m ⁻¹]	0,02	0,5
Gesamthärte	[°dH]	1,8	-
Carbonathärte	[°dH]	1,3	-
Natrium	[mg/l]	60,0	200
Calcium	[mg/l]	11,3	-
Chlorid	[mg/l]	50,9	200
Nitrat	[mg/l]	131	50
Sulfat	[mg/l]	1,3	250
Ammonium	[mg/l]	0,82	0,5
Nitrit	[mg/l]	0,140	0,100
Eisen	[mg/l]	< 0,02	0,20
Mangan	[mg/l]	0,006	0,05
Bor	[mg/l]	0,69	1
Mikrobiologische Parameter:			
KBE ⁶ bei 22 °C Bebrütungstemperatur	[1/ml]	0	100
KBE bei 37 °C Bebrütungstemperatur	[1/ml]	1	20
Coliforme Bakterien	[1/(100 ml)]	0	0
Escherichia coli	[1/(100 ml)]	0	0
Enterokokken	[1/(100 ml)]	0	0

Auch der Nitritgehalt im Permeat der Nanofiltrationsanlage kann den behördlich vorgeschriebenen Grenzwert von 0,1 [mg/l] nicht einhalten. Das externe Institut bestätigt das, was in den Wochen zuvor bereits nachweislich bekannt ist. Der Nitrit - Stickstoffgehalt im Permeat beträgt im Mittel etwa 0,1 [mg/l], ferner beträgt der Nitritgehalt (Umrechnung siehe Anhang A XVI, S. LXIV) 0,3 [mg/l], sodass der, vom externen Institut, gemessene Wert

⁵ SAK .. Spektraler Absorptionskoeffizient

⁶ KBE .. Koloniebildende Einheiten

eher im unteren Bereich, der gemessenen Werte anzusiedeln ist. Wie schon des Öfteren erwähnt, ist der Donnan - Effekt dafür verantwortlich, dass bei Nitrit - Feedkonzentrationen von meist unter 0,05 [mg/l] im Permeat Werte deutlich über 0,1[mg/l] gemessen werden. Dieses Problem wird immer dann auftreten, wenn die kritischen Konzentrationen erreicht werden, egal ob eine Denitrifikationsstufe vorhanden ist oder auch nicht. Positive Rückhalteraten werden in dieser Versuchsreihe nicht beobachtet, sodass weitere Untersuchungen notwendig sein werden, damit zulässige Schlüsse für einen Betrieb im vergrößerten Maßstab gezogen werden können.

Die Messung des Wassers auf die Parameter Gesamthärte bzw. Carbonathärte wird nach der TWV nicht vorgeschrieben, allerdings vom externen Institut durchgeführt. Die extrem niedrigen Werte von 1,8 [°dH] (Gesamthärte) bzw. 1,3 [°dH] (Carbonathärte) zeigen, dass die Nanofiltration bestens geeignet ist Wasser zu enthärten. Würde das Wasser getrunken werden, so würde der Geschmack sicherlich als „fade“ empfunden werden, weil das Wasser viel zu weich ist. Herkömmliches, gutes Trinkwasser weist eine Gesamthärte von etwa 15 [°dH] und eine Leitfähigkeit von etwa 600 [µS/cm] auf, welche die Mitte zwischen 400 [µS/cm] (weich) und 800 [µS/cm] (hart) bildet [7, S. 85]. Die gemessene Leitfähigkeit von 468 [µS/cm] bestätigt das vorhin gesagte sowie die Tatsache, dass die gemessenen Konzentrationen an Calcium und Sulfat extrem niedrig sind.

Die Ergebnisse der Untersuchung auf die mikrobiologischen Parameter scheint nicht mehr von allzu großer Bedeutung zu sein, da im Ablauf der MBR (Feed der Nanofiltration) die in diese Kategorie fallenden Parameter mit dem Nullwert ausgewiesen sind. Überraschenderweise wird für den Parameter „KBE bei 37 °C Bebrütungstemperatur“ ein Wert von 1 [1/ml] gemessen, der zwar den Grenzwert von 20 [1/ml] deutlich unterschreitet, aber dennoch Rätsel aufgibt. Der Grund dafür könnte am Umstand liegen, dass einige Wochen der Permeatschlauch direkt in das Wasser des Permeattanks der MBR getaucht ist. An einigen Stellen, im Bereich des Schlauchendes, das in den Permeattank eintaucht, hat sich ein Belag gebildet, dessen Keimaktivität scheinbar weder durch die Reinigung am 3. September noch durch die Desinfektion (Desinfektionsmittel anstatt Flammendesinfektion) bei der Probennahme entschärft werden kann. Trotzdem darf das Wasser aus mikrobiologischer Sicht getrunken werden.

Die Frage, ob nun Trinkwasser aus Abwasser gewonnen werden kann, ist sowohl mit einem JA als auch mit einem NEIN zu beantworten.

Ein JA ist dann zutreffend, wenn die technische Umsetzung zur Erreichung der Trinkwasserqualität im Mittelpunkt des Interesses steht. Der Reinigungserfolg der Nanofiltrationsanlage nährt die obige Behauptung und wird, nach Meinung des Autors, auch bei einer Membrankläranlage mit mindestens 70 prozentiger Stickstoffentfernung dementsprechend gut ausfallen, sofern der Nitrat -Stickstoffgehalt im Zulauf zur Anlage 16 [mg/l] nicht überschreitet. Diese Forderungen können verfahrenstechnisch ebenso gelöst werden wie der nahezu vollständige Ammoniumabbau durch die Membranbelebung. Allerdings ist diese Reinigungsleistung an die Temperatur geknüpft, welche im

Membranbelebungsbecken vorherrscht. So darf die Temperatur von 12 °C nicht unterschritten werden, da ab diesem Temperaturbereich der Ammoniumabbau zunehmend ins Stocken gerät und die Sicherung der Trinkwasserqualität nicht mehr gewährleistet werden kann. Das NEIN wird an dieser Stelle schlagend, vor allem dann, wenn der Standort dafür Mitteleuropa sein soll. Hingegen in Gebieten mit vorwiegend aridem Klima ist eine Verwirklichung einer Anlage zur Gewinnung von Trinkwasser aus Abwasser durchaus denkbar, da die Temperatur nicht mehr bestimmend ist. In diesen Klimaregionen sind die Wasserressourcen ohnehin stark eingeschränkt, sodass nach Möglichkeiten gesucht werden muss, trinkbares Wasser zu beschaffen. Dort stellt die Trinkwassergewinnung aus Abwasser aus energetischer und wirtschaftlicher Sicht mehr als nur eine Alternative zu einer konventionellen Meerwasserentsalzungsanlage dar, da der spezifische Energieaufwand bei Entsalzungsanlagen bedeutend höher ist. [28, S. A1-18]. Zur Gewährleistung der permanenten Trinkwasserqualität ist ein Anlagenschema mit einer Denitrifikationstufe, Membranbelebung und Nanofiltration wenig ausreichend. Es sollten weitere Sicherheitsstufen eingeplant werden, wie es bereits verwirklichte Projekte zeigen.

So wird in Windhoek, der Hauptstadt Namibias bereits Trinkwasser aus Abwasser gewonnen. Dort wird das Abwasser zuerst in zwei mehrstufigen Kläranlagen aufbereitet und in einen, als Trinkwasserreservoir angelegten, Stausee geleitet, der allerdings selbst verschmutzt ist. Dieses Mischwasser wird dann über mehrere Stufen zu Trinkwasser aufbereitet, wobei vor der Membranstufe (Ultrafiltration) das Mischwasser mehrmals mit Ozon, in Flockungsbecken und in unterschiedlichen Aktivkohlereaktoren behandelt wird [29]. Diese Maßnahmen gewährleisten einen ungestörten Betrieb der Membranstufe, da organische Inhaltsstoffe sowie Bakterien schon vorab entfernt werden.

In Méry - sur - Oise, Frankreich, wird, im Gegensatz zu Windhoek, durch den Einsatz einer Nanofiltrationsanlage Trinkwasser für etwa 800. 000 Einwohner gewonnen. Das Wasser wird dem Fluss Oise entnommen und über mehrere Stufen gereinigt. Vor der Membranstufe sind unter anderem Flockungsreaktoren, Sand- und Anthrazitfilter sowie eine Anlage zur Ozonisierung geschaltet. Nach der Membranstufe erfolgt eine zusätzliche Desinfektion durch eine UV - Bestrahlung [30, S. 69 – 75]. Vermutlich wird durch diese Maßnahme einer möglichen permeatseitigen Wiederverkeimung Einhalt geboten.

Ein Fruchtsafthersteller setzt die Nanofiltration ein, um sein Prozesswasser wieder aufzubereiten und im Prozess beispielsweise zum Pasteurisieren wiederzuverwenden. Dazu bedarf es Wasser, das mindestens eine Trinkwasserqualität aufweisen muss. Das Prozesswasser wird zuerst in einer Membranbelebungsanlage (Mikrofiltrationsmembran) gereinigt, durchläuft eine UV - Desinfektion ehe es über eine zweistufige Nanofiltrationsanlage und anschließender zweiter UV - Desinfektion wieder in den Prozess rückgeführt wird [31, S. 183 –196]. Die Ozonbehandlung wird hier durch eine UV - Desinfektion ersetzt, da das Wasser zu diesem Zeitpunkt bereits trübungsfrei ist und eine Desinfektion durch eine UV –Bestrahlung Wirkung zeigt [7, S. 82].

Für eine Realisierung einer Anlage zur Gewinnung von Trinkwasser aus Abwasser wäre denkbar, dass das Reinwasser in einen genügend großen Speicher geleitet wird, damit bei einem teilweisen Ausfall der Membranbelegung die Nanofiltrationsanlage trotzdem beschickt werden kann. Aus dem Speicher soll das Wasser über eine UV - Desinfektion in die Membranstufe (Nanofiltration) geleitet werden, ehe das Permeat, nochmals UV - bestrahlt, als Trinkwasser die Anlage verlässt. Der Autor ist sich durchaus bewusst, dass diese Anordnung zuerst im Pilotversuch und später im halbindustriellen Maßstab erprobt werden muss.

Zusammengefasst ist die technische Umsetzung zur Gewinnung von Trinkwasser aus Abwasser unter Berücksichtigung definierter Randbedingungen möglich. Der Pilotversuch sowie dessen Ergebnisse sollen daher als Schritt verstanden werden, das ehrgeizige Projekt Wirklichkeit werden zu lassen.

9 UP - Scaling

In diesem Kapitel soll für eine Gemeinde mit einem Abwasseranfall von 7.000 EW eine kommunale Abwasserreinigungsanlage konzipiert werden. Dabei sollen zwei Varianten, eine Membrankläranlage und ein konventionelles Belebungsverfahren, miteinander verglichen werden. Da es sich um eine Grobabschätzung handelt, werden die Vergleichsparameter verbaute „Fläche“ und das dadurch eingenommene „Volumen“ herangezogen, mit Hilfe derer, eine Erstbeurteilung erfolgen kann.

Das Reinigungsziel beider Varianten wird im Folgenden festgelegt:

- Aerobe Schlammstabilisierung (weitergehende Schlammbehandlung nicht erforderlich)
- Abbau des Kohlenstoffes
- 70 - prozentige Reduktion des Gesamtstickstoffs
- Eliminierung des Phosphats

In beiden Anlagenschemen sind Becken zur

- Denitrifikation (vorgesaltet) und
- Nitrifikation bzw. Membranbelebung (in beiden Fällen: simultane Phosphatfällung)

vorgesehen.

Darüber hinaus verfügt das konventionelle Belebungsverfahren über eine Nachklärung, um die Feststoffe vom Reinwasser zu trennen. Hingegen muss im Anlagenschema der Membrankläranlage eine Vorklärung gebaut werden, welche für derartige Anlagengrößen nicht üblich ist. Durch diese Maßnahme soll der Primärschlamm abgezogen werden, der als Bläh- bzw. Schwimmschlamm vor allem in der Membranbelebung für erhebliche Probleme (Verzopfung der Membranfasern) sorgen könnte.

Die Berechnung der Anlagengröße des konventionellen Belebungsverfahrens wird nach den Empfehlungen des *Arbeitsblatts ATV-A-131* [32] durchgeführt.

Zur Auslegung der Anlagenteile des Membranbelebungsverfahrens werden einerseits membranspezifische Daten (mittlerer und maximaler Flux) sowie das bereits oben erwähnte *Arbeitsblatt ATV-A-131* verwendet. Hingegen wird die Dimensionierung des Vorklärbeckens nach dem ATV - Handbuch *Mechanische Abwasserreinigung* [33] durchgeführt.

Die Berechnung nach dem *Arbeitsblatt ATV-A-131* wird mit Hilfe einer zu diesem Arbeitsblatt erhältlichen Software [34] durchgeführt. Die Ergebnisse der Softwareberechnung sind dem Anhang A XIV (S. XLVI ff) zu entnehmen und werden im Folgenden für die Vergleichsparameter zusammengefasst.

Des Weiteren sei hier auf den Anhang A XV (S. LVI ff) verwiesen, welcher die Berechnungen für die Größe des Membranbelebungsbeckens, des Vorklärbeckens sowie der Nitrifikations- und Denitrifikationsbecken enthält.

9.1 Tägliche Frachten und Abwassermengen [32]

Zuerst werden die, für 7.000 Einwohner geltenden, maßgebenden Frachten und Mengen festgelegt, welche die Ausgangsdatenlage für die Softwareberechnung bilden. Es sei nochmals auf den Anhang A XV (S. LVI ff) verwiesen, der die Berechnung der in Tabelle 28 zusammengefassten Daten enthält.

Tabelle 28: Ermittlung der Abwassermengen nach dem Arbeitsblatt ATV 131 [32]

	Einheit	Abwasser Zulauf	Abwasser nach Vorklärung (Verweilzeit $t_R = 1$ [h])
Spezifischer Wasseranfall	[l/(E*d)]	150,0	
Täglicher Wasseranfall, Q_d	[m ³ /d]	1050,0	
Mittlerer Zufluss, $Q_{t,16}$	[m ³ /h]	109,4	
Spitzenzufluss, $Q_{m,14}$	[m ³ /h]	119,0	
Schmutzfrachten:			
BSB₅ - Tageslast, $B_{d,BSB5}$	[kg/d]	420,0	315,0
CSB - Tageslast, $B_{d,CSB}$	[kg/d]	840,0	630,0
Kjehldal - Stickstoff (Gesamtstickstoff)	[kg/d]	77,0	70,0
Gesamtphosphor	[kg/d]	12,6	11,2

9.2 Membrankläranlage

In diesem Kapitel werden für das Anlagenschema „Membrankläranlage“ die Ergebnisse der Berechnung für die Anlagenteile Vorklärung, vorgeschaltetes Denitrifikationsbecken und Membranbelebungsbecken präsentiert. Die Berechnungen dazu sind im Anhang A XV (S. LVI ff) nachzulesen.

Zur Dimensionierung des Vorklärbeckens wird das ATV - Handbuch *Mechanische Abwasserreinigung* herangezogen. Hier sind zulässige Verweilzeiten im Vorklärbecken, maximale Flächenbeschickungswerte sowie empfohlene Beckengeometrien festgeschrieben. Die Verweilzeit im Becken wird demnach mit 1 Stunde ($t_R = 1$ [h]) gewählt. Ebenso soll die Flächenbeschickung im Betrieb auf 2,5 [m³/(m²*h)] eingestellt werden.

Das Denitrifikationsbecken wird nach den Empfehlungen des *Arbeitsblattes ATV 131* dimensioniert, wobei , neben dem oben erwähnten Reinigungsziel, die Schmutzfrachten nach der Vorklärung maßgebend sind (vgl. Tabelle 28).

Die Größe des Membranbelebungsbeckens wird über die erforderliche Membranfläche bestimmt. Diese ergibt sich aus dem Quotienten des mittleren Zuflusses ($Q_{t,16}$) zum mittleren Flux bzw. des maximalen Zuflusses ($Q_{m,14}$) zum maximalen Flux. Die erforderliche Modulanzahl wird in einem nächsten Schritt aus dem Quotienten der erforderlichen Membranfläche zu der Membranfläche eines Moduls ermittelt. An dieser Stelle seien die wichtigsten Eckdaten zum eingesetzten Modul aufgelistet:

MCR® - Modul: B x L x T = 670 x 1357 x 3420 [mm]

Membranfläche pro Modul (A_{Modul}): 210 [m²]

Luftbedarf pro Modul: 63 [Nm³/h]

Maximaler Flux (P_{max}): 35 [l/(h*m²)] = 0,035 [m³/(h*m²)]

Mittlerer Flux (P_{mittel}): 25 [l/(h*m²)] = 0,025 [m³/(h*m²)]

In der Tabelle 29 sind nun die wichtigsten Ergebnisse für das Anlagenschema „Membrankläranlage“ dargestellt. Die Membranbelebungsanlage verfügt in diesem Fall über zwei parallel geschaltete Becken, die verschiedene Größen aufweisen. So sind in einem Becken (MBR 1) 4 Straßen zu je 3 Modulen und im zweiten Becken (MBR 2) 3 Straßen zu ebenfalls 3 Modulen zusammengefasst. Dies ist in der Abbildung 40 zu sehen, in der die kleinen Rechtecke die Module symbolisieren, die zu Straßen zusammengefasst sind (gleiche Zahlen heißt gleiche Straße).

Tabelle 29: Beckengeometrien des Anlagenschemas „Membrankläranlage“

Anlagenteil	Becken-Geometrie	Länge [m]	Breite [m]	Fläche [m ²]	Tiefe [m]	Volumen [m ³]
Vorklärung	Rechteck	13,3	3,3	43,9	2,5	110
Denitrifikation	Rechteck	8,0	7,8	62,4	4,0	250
Membranbelebungsanlage:						
MBR 1	Rechteck	6,5	5,6	36,4		
MBR 2	Rechteck	6,5	4,2	27,3		
MBR - Gesamt	2 x Rechteck			63,7	4,5	287
Gesamtgröße:				170,0		647

Die Gesamtgröße des Anlagenschemas „Membrankläranlage“ ist mit 170,0 [m²] bzw. 287 [m³] ausgewiesen, wobei das Membranbelebungsbecken und das Denitrifikationsbecken etwa die gleiche Fläche (je 37 % an der Gesamtfläche) aufweisen, hingegen der

Gesamtflächenanteil des Vorklärungsbeckens 26 % beträgt. Betrachtet man das anteilige Volumen, so entfallen auf das Membranbelebungsbecken 44 %, auf das Denitrifikationsbecken 39 % und auf die Vorklärung 17 %.

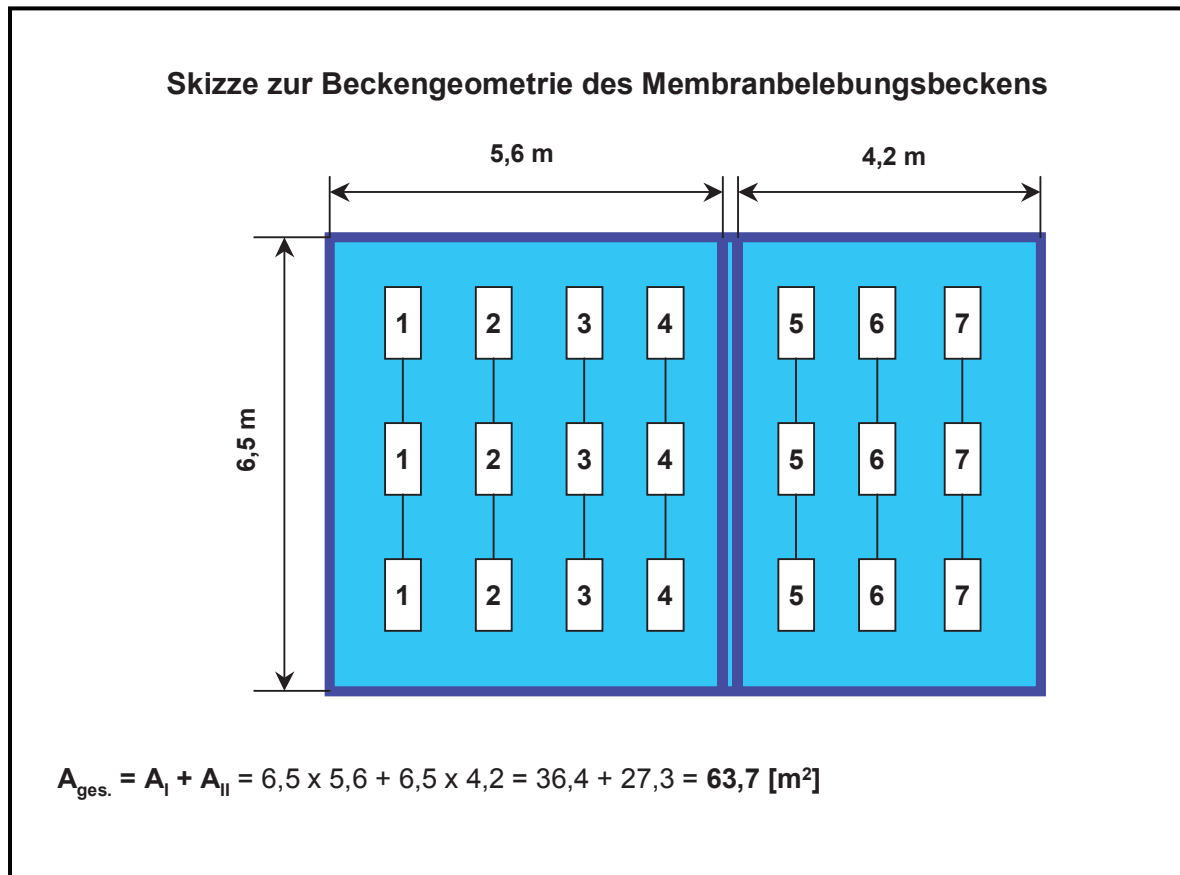


Abbildung 40: Skizzenhafte Darstellung des Membranbelebungsbeckens mit den Modulen

9.3 Konventionelles Belebungsverfahren

In diesem Kapitel werden für das Anlagenschema „konventionelles Belebungsverfahren“ die Ergebnisse der Berechnung für die Anlagenteile vorgeschaltetes Denitrifikationsbecken, Nitrifikationsbecken und Nachklärungsbecken präsentiert. Die Berechnungen werden fast ausschließlich nach dem *Arbeitsblatt ATV 131* unter Verwendung der dazugehörigen Software durchgeführt. Alle Ergebnisse sind im Anhang A XIV (S. XLVI ff) und Anhang A XV (S. LVI ff), die wichtigsten davon, an dieser Stelle erwähnt. In der Tabelle 30 ist die Gesamtgröße für das Anlagenschema „Konventionelles Belebungsverfahren“ mit 357,4 [m²] bzw. 1478 [m³] ausgewiesen, wobei das Nitrifikationsbecken ganze 51 % anteilige Fläche an der gesamt verbauten Fläche einnimmt. Die Flächenanteile betragen für die Nachklärung 27 % und für die Denitrifikation 22 %. Die Gesamtvolumenanteile betragen für die Denitrifikation 22 %, die Nachklärung 29 % und die Nitrifikation 49 %.

**Tabelle 30: Beckengeometrien des Anlagenschemas
„Konventionelles Belebungsverfahren“**

Anlagenteil	Becken-Geometrie	Länge [m]	Breite [m]	Fläche [m ²]	Tiefe [m]	Volumen [m ³]
Denitrifikation	Rechteck	9,8	8,1	79,4	4,0	318
Nitrifikation	Rechteck	15,0	12,2	183,0	4,0	732
Nachklärung	Kreis (Durchmesser: 11 [m])			95,0	4,5	428
Gesamtgröße:				357,4		1478

9.4 Variantenvergleich

An dieser Stelle sollen beide Anlagenvarianten miteinander verglichen werden. Wie eingangs erwähnt werden die Vergleichsparameter „Fläche“ sowie „Volumen“ herangezogen.

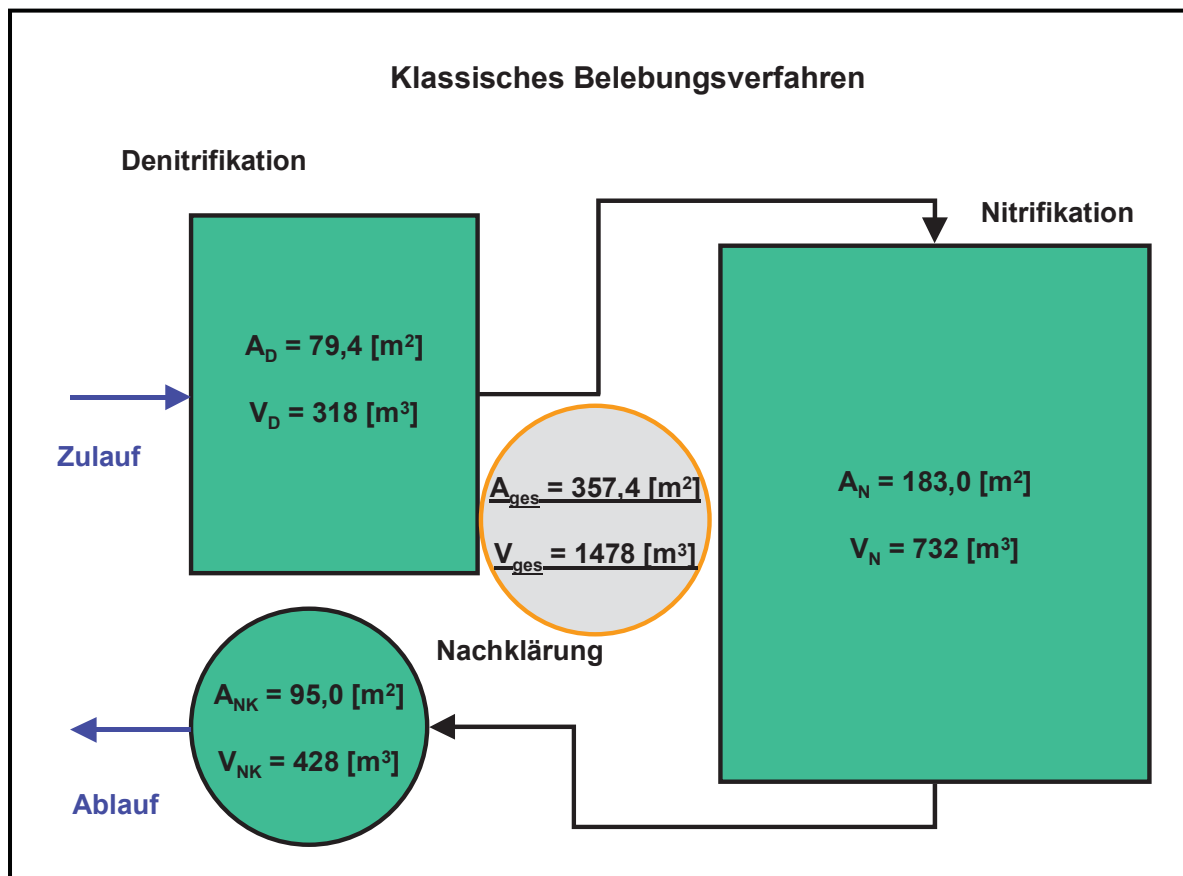


Abbildung 41: Anlagenschema „Konventionelles Belebungsverfahren“

Wie aus den Abbildungen 41 und 42 ersichtlich ist, kann die Membrankläranlage deutliche Vorteile in Bezug auf die verbaute Fläche und das dadurch eingenommene Volumen für sich verbuchen. So beträgt im Anlagenschema „Membrankläranlage“ die Gesamtfläche $170,0 \text{ [m}^2\text{]}$ und das Gesamtvolumen $647 \text{ [m}^3\text{]}$, hingegen wird im „konventionellen Belebungsverfahren“ eine Fläche von $357,4 \text{ [m}^2\text{]}$ und ein Volumen von $1478 \text{ [m}^3\text{]}$ verbaut. Dadurch beansprucht die Membrankläranlage eine um etwa 52 % kleinere Fläche und ein um 56 % geringeres Volumen als das konventionelle Belebungsverfahren. Bei genauerer Betrachtung wird auch deutlich, warum der Größenunterschied beider Varianten so beträchtlich ist. Das Membranbelebungsbecken beansprucht ein um 61 % kleineres Volumen als das Nitrifikationsbecken.

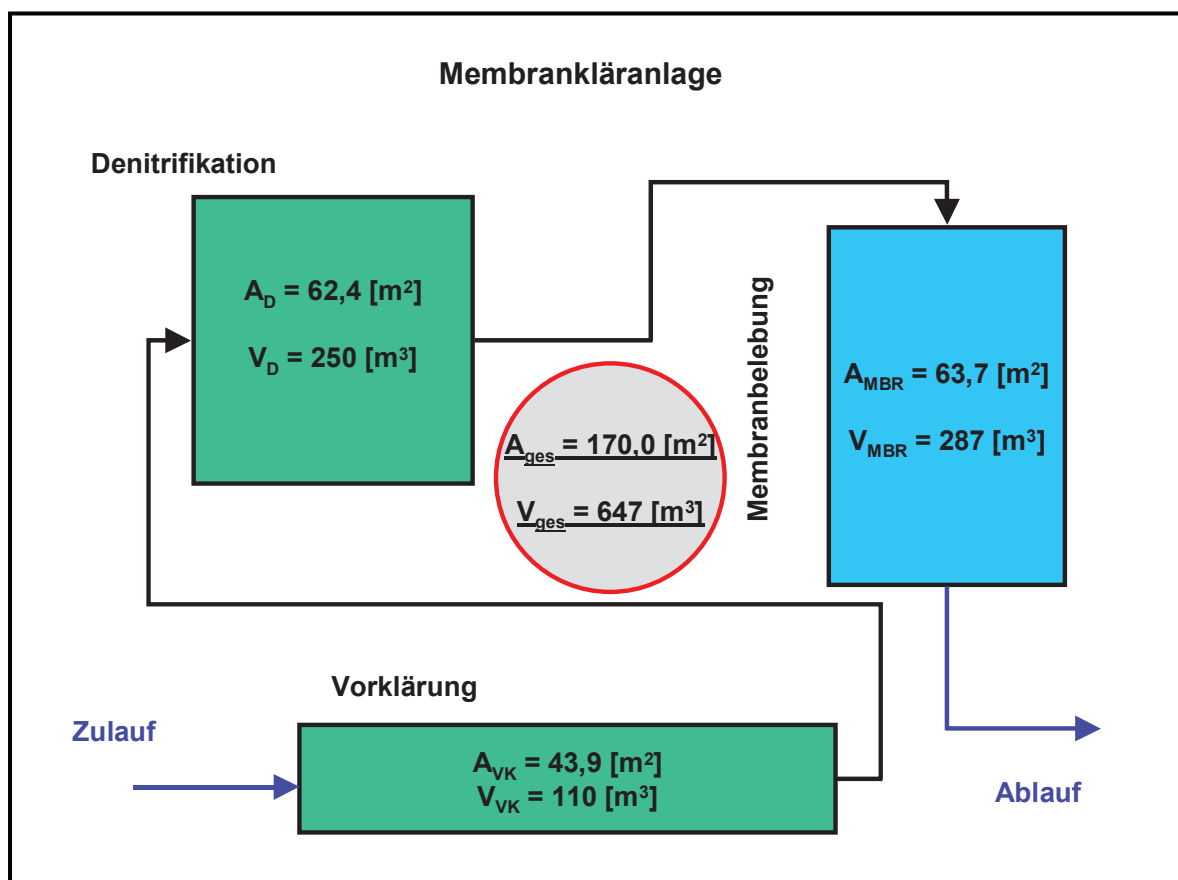


Abbildung 42: Anlagenschema „Membrankläranlage“

Würde nur die Anlagengröße ausschlaggebend sein, welchem der beiden Verfahren der Vorzug zu geben ist, dann würde die Membrankläranlage als unangefochtener Sieger hervorgehen. Allerdings muss neben dem Bau der Anlage auch der Betrieb der Anlage näher beleuchtet werden. Eine Abschätzung darüber, wieviel Mehraufwand (hauptsächlich Energie) eine Membrankläranlage verursacht, ist schwierig und kann meist nur geschätzt werden. Vorstellbar ist auch ein Vergleich mit anderen, allerdings zum heutigen Zeitpunkt rar vorhandenen, Membrankläranlagen.

Neben der ohnehin nicht ganz leichten technischen Beurteilung ist eine Kostenanalyse noch weit schwieriger und umfangreicher.

Die Beurteilung der Wirtschaftlichkeit einer Membrankläranlage gegenüber einem konventionellen Belebungsverfahren kann weder über einen Investitionskostenvergleich noch über einen Betriebskostenvergleich alleine geführt werden. Hier müssen folgende Faktoren zusätzlich berücksichtigt werden [35, S. Ü3-11]:

- Kosten der Membranen bei der **Erst**investition,
- Nutzungsdauer und Standzeiten der Membranen,
- Kosten beim **Ersatz** der Membranen und
- Energiekosten.

Eine verlässliche Beurteilung der Wirtschaftlichkeit des Membranbelebungsverfahrens kann nur über Betriebserfahrungen realisierter Anlagen erfolgen, sodass die nächsten Jahre zeigen werden, in welcher Höhe die Betriebskosten veranschlagt werden können. Allerdings zeigt die oben durchgeführte Flächen- und Volumensabschätzung, dass aufgrund der deutlichen Größenunterschiede sich ein weiter Handlungsspielraum für das Membranbelebungsverfahren auftut. Ob der Spielraum ausreicht, das Membranbelebungsverfahren in den Bereich der gesicherten Wirtschaftlichkeit überzuführen, wird nicht zuletzt davon abhängen, wie sich die Membranpreise auf dem Markt entwickeln. Der Autor ist allerdings der Meinung, dass ein neues, verbessertes Produkt, das keimfreie Wasser aus der Membranbelebungsanlage, auch ein wenig mehr kosten darf.

10 Zusammenfassung

Anders als in den Ländern der „dritten Welt“ scheint Österreich über eine gesicherte Wasserver- und -entsorgung zu verfügen. Allerdings weisen vor allem eine Vielzahl von Klein- und Kleinstkläranlagen, die Ende der Achtziger Jahre des vorigen Jahrhunderts als Teichkläranlagen genehmigt wurden, erhebliche Defizite in der Reinigungsleistung auf. Dieser Umstand macht es notwendig, auch in Österreich neue Lösungsansätze in der kommunalen Abwasserreinigung zu suchen. Hier kann das Membranbelebungsverfahren aufgrund von Erfahrungen in anderen Ländern eine Alternative sein, um an der Problemlösung mitzuarbeiten.

Ausgehend von der Problemstellung, neue Wege in der Wasserentsorgung und -versorgung zu beschreiten, soll am Standort der kommunalen Abwasserreinigungsanlage St. Peter ob Judenburg (1.500 EW) der Betrieb und folglich die Abwasserqualität eines Membranbelebungsverfahrens optimiert werden. Zudem wird im Ablauf dieses Verfahrens eine Nanofiltrations - Pilotanlage in Betrieb genommen. Es soll der Versuch unternommen werden, Trinkwasser aus Abwasser zu gewinnen. Abschließend soll für eine Anlagengröße von 7.000 Einwohnergleichwerten ein Membranbelebungsverfahren mit einem „konventionellen“ Belebungsverfahren verglichen werden. Theoretisch sollen die Anlagengrößen beider Verfahren ermittelt werden, sodass, wenn möglich, auf Basis dieser Ergebnisse eine Erstbeurteilung darüber erfolgen kann, welche der beiden Varianten die meisten Chancen auf ihre Realisierung hat.

Die Optimierung des Membranbelebungsverfahrens an der Gesamtkläranlage St. Peter ob Judenburg erfolgt im Zeitraum Juli bis Ende November 2003. Das Kernstück der Gesamtkläranlage stellt die Membranbelebungsanlage dar, bei der die Membranen (FA. MITSUBISHI RAYON CORPORATION) in das Membranbelebungsbecken (Nitrifikationsbecken) eintauchen. Die Permeabilität der Membranen weisen über den Zeitraum betrachtet einen mittleren Wert von etwa $126 \text{ [l/(h}\cdot\text{bar}\cdot\text{m}^2)]$ auf. Der Flux beträgt im Mittel $9,07 \text{ [l/(h}\cdot\text{m}^2)]$ und der Nettoflux (Berücksichtigung aller Stillstandszeiten) erreicht Werte, die bei 83 % des gerade gemessenen Fluxes liegen. Die durchschnittlich durchgesetzte Tagesmenge (Anlegen eines mittleren Unterdruckes von -192 [mbar]) von $174 \text{ [m}^3\text{/d]}$ gewährleistet den angestrebten Reinigungserfolg. Im betrachteten Zeitraum werden die Emissionsbegrenzungen der Klasse II aus der *AEV für kommunale Abwässer* mehr als nur erreicht. Der CSB - Gehalt im Anlagenablauf beträgt im Mittel $21,7 \text{ mg/l}$ und der CSB - Gesamtabbaugrad ist mit 95,7 % ausgewiesen. Der Ammonium - Stickstoffgehalt des Ablaufes erreicht bei der Bemessungstemperatur von $12 \text{ [}^\circ\text{C]}$ im Mittel einen Wert von $0,43 \text{ [mg/l]}$. Der Gesamtphosphorgehalt des gereinigten Wassers aus der Membranbelebungsanlage beträgt $0,1 \text{ [mg/l]}$. Darüber hinaus ist der Ablauf der Membranbelebungsanlage durch ein nahezu trübungsfreies Wasser charakterisiert, welches einer Untersuchung auf mikrobiologische Parameterwerte zufolge, getrunken werden darf. Der Handlungsspielraum zur Optimierung des Chemikalieneinsatzes ist nicht sehr groß, da die Fällungsmittel zur Entfernung des Phosphats aus dem Abwasser und die membranspezifischen Chemikalien für die wöchentlich durchzuführende Membranreinigung (gering dosiert) eingesetzt werden müssen.

Der spezifische Energieverbrauch der Membrananlage, der zur Absaugung eines Kubikmeters Permeats benötigt wird, beträgt $0,9 \text{ [kWh/m}^3\text{]}$, wobei die vom Membranhersteller geforderte Luftzufuhr von $468 \text{ [Nm}^3\text{/h]}$ um $142 \text{ [Nm}^3\text{/h]}$ unterschritten wird. Der spezifische Energieverbrauch der Membranbelebung wird über das Jahr verteilt immer gleich groß sein, da in der Membranbelebung unabhängig von der Beckentemperatur immer die gleiche Menge an Luft eingeblasen werden muss, damit die Abscherung von Schlammflocken an der Membran gewährleistet ist.

Die Pilotanlage der Nanofiltration ist im Ablauf der Membranbelebung situiert. Die Testanlage ist eine für die Nanofiltration modifizierte Mikro- und Ultrafiltrationsanlage, wobei in das Druckrohr Nanofiltrationskassetten des Typs ROCHEM FM[®]-MODULE (Flach-Membran) eingebaut sind. In der knapp achtwöchigen Betriebszeit (1.289 Betriebsstunden) erreicht die Anlage eine Permeabilität von $5,5 \text{ [l/(h*bar*m}^2\text{)]}$, wobei während des gesamten Beobachtungszeitraums mit einem mittleren Transmembrandruck von $4,18 \text{ [bar]}$ gearbeitet wird. Der Flux beträgt im Mittel $20,83 \text{ [l/(h*m}^2\text{)]}$ und die täglich durchgesetzte Gesamtpermeatmenge erreicht mittlere Werte von $1,44 \text{ [m}^3\text{/d]}$. Die Membranen arbeiten zuverlässig, da einerseits erst nach 1.169 Betriebsstunden eine einzige Reinigung durchgeführt werden muss. Andererseits lässt sich die Zuverlässigkeit über die Rückhalteraten beschreiben. Der Rückhalt von Nitrat an der Membran beträgt im Mittel 30 % und die Ammoniumrückhalterate ist mit mindestens 52 % ausgewiesen. Der Gehalt an Phosphor im Permeat kann kaum mehr nachgewiesen werden, wodurch sich eine nahezu 100 % - Rückhalterate ergibt. Nitrit tritt im Zulauf bereits in einer derart geringen Konzentration auf, sodass im Permeat sogar ein höherer Wert gemessen wird, der sich durch den Donnan - Effekt erklären lässt. Der spezifische Energieverbrauch fällt mit einem mittleren Wert von $42,6 \text{ [kWh/m}^3\text{]}$ relativ hoch aus, der sich allerdings durch die bauliche Umsetzung einer Versuchsanlage erklären lässt.

Die Diskussion darüber, ob Trinkwasser aus Abwasser gewonnen werden kann, wird in zweierlei Hinsicht betrachtet. Zum einen lässt die Anlagenkonzeption in St. Peter ob Judenburg (Membranbelebung und nachgeschaltete Nanofiltration) aufgrund der fehlenden Denitrifikationsstufe keine Trinkwasserqualität zu, da sowohl der mittlere Nitratgehalt (131 [mg/l]) als auch der mittlere Nitritgehalt ($0,3 \text{ [mg/l]}$) weit über dem jeweils gesetzlich vorgeschriebenen Wert liegt. Aus mikrobiologischer Sicht darf das Wasser zwar getrunken werden, wenn auch der Geschmack des Wassers als „fad“ empfunden wird, da die Gesamthärte ($1,8 \text{ [°dH]}$) und die Carbonathärte ($1,3 \text{ [°dH]}$) sehr niedrig ist. Zum anderen zeigen die äußerst guten Rückhalteraten an der Nanofiltrationsmembran, dass durch eine zusätzliche Denitrifikationsstufe eine Abwasser- bzw. eine Trinkwasseranlage technisch erfolgreich umgesetzt werden kann. Allerdings müssen für die biologische Umsetzung ganzjährige Temperaturen von über 15 °C gewährleistet werden, sodass Gebiete mit vorwiegend aridem Klima begünstigt sind.

Das abschließende Up - Scaling versucht über die Parameter „verbaute Fläche“ und dadurch „eingenommenes Volumen“ eine Membrankläranlage (Vorklärung, Denitrifikation, Membranbelebung; aerobe Schlammstabilisierung) mit einem konventionellen

11 Verzeichnisse

11.1 Literatur

- [1] WHO, World Health Organization; UNICEF, United Nations International Children's Fund (Hrsg.): Global Water Supply and Sanitation Assessment 2000 Report. WHO: [www.who.int/water sanitation health](http://www.who.int/water_sanitation_health), Jänner 2003.
- [2] Winkler, Harald K.: Internationale Erfahrungen mit Membrankläranlagen. In: Rotreat Abwasserreinigung GmbH & Co KG; Envicare[®], Ingenieurbüro für Verfahrenstechnik (Veranst.): Fachtagung: 1. Österreichische kommunale Membrankläranlage. St. Peter ob Judenburg, 1. Oktober 2002. – Fachtagungsband.
- [3] BGBl. 186/1996: Verordnung über die allgemeine Begrenzung von Abwasseremissionen in Fließgewässer und öffentliche Kanalisationen (Allgemeine Abwasseremissionsverordnung – AAEV).
- [4] BGBl. 210/1996: Verordnung über die Begrenzung von Abwasseremissionen aus Abwasserreinigungsanlagen für Siedlungsgebiete (Abwasseremissionsverordnung – AEV).
- [5] BGBl. 304/2001: Verordnung über die Qualität von Wasser für den menschlichen Gebrauch (Trinkwasserverordnung – TWV).
- [6] www.wasserwissen.de/abwasserlexikon, Oktober 2002.
- [7] Bank, Matthias: Basiswissen Umwelttechnik. 3. überarbeitete Auflage. Würzburg: Vogel, 1995. – ISBN 3-8023-1550-2
- [8] Mudrack, Klaus; Kunst, Sabine: Biologie der Abwasserreinigung. 4. überarbeitete Auflage. Stuttgart: Gustav Fischer, 1994. – ISBN 3-437-30742-8.
- [9] Stryer, Lubert: Biochemie. 3. völlig neu bearbeitete Auflage. Heidelberg: Spektrum, 1990. – ISBN 3-89330-690-0.
- [10] Fritsche, Wolfgang: Mikrobiologie. Jena: Gustav Fischer, 1990. – ISBN 3-334-00236-5.
- [11] Günthert, Wolfgang F.; Teichmann Hanns; et al: Bemessung von kommunalen Kläranlagen: Grundlagen, Bemessungsansätze und -beispiele der biologischen und weitergehenden Abwasserbehandlung. Renningen - Malsheim: Expert, 1998. – ISBN 3-8169-1406-3
- [12] Hell, Florian: Betrieb einer Pilotanlage zur biologischen Denitrifikation von Trinkwasser. Technische Universität Graz, Institut für Biotechnologie, 1993. – Dissertation.
-

- [13] Rautenbach, Robert: Membranverfahren: Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung. Berlin: Springer, 1997. – ISBN 3-540-61573-3.
- [14] Scharnagl, N.: Herstellungsverfahren und Optimierungsmöglichkeiten von Membranen. In: Rautenbach, R.; Melin, T.; Dohmann, M. (Hrsg.): Möglichkeiten und Perspektiven der Membrantechnik bei der kommunalen Abwasserbehandlung und Trinkwasseraufbereitung. Aachen: Klenkes, 1997. – Begleitbuch zur 1. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik.
- [15] Kainz, Harald: Einsatzmöglichkeiten und Vorteile der Membrantechnik in der Abwasserreinigung. In: Rotreat Abwasserreinigung GmbH & Co KG; Envicare® DI Dr. Mayr, Ingenieurbüro für Verfahrenstechnik (Veranst.): Fachtagung: 1. Österreichische kommunale Membrankläranlage. St. Peter ob Judenburg, 1. Oktober 2002. – Fachtagungsband.
- [16] Boller, Markus; Pianta Robert: Trinkwasser aus Karstquellen – ein Fall für die Membrantechnik. Eidgenössische Anstalt für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz: www.eawag.ch/publications/eawagnews, Juli 2002
- [17] Stadlbauer, Ernst A.; et al.: Physikalisch - elektrokatalytische Nitratentfernung. Fachhochschule Gießen - Friedberg. Labor für Entsorgungstechnik. www.tzm.uni-giessen.de, August 2002
- [18] ÖWAV - Arbeitsbehelf Nr. 30 (Entwurf): Informationen zum Membranbelebungsverfahren. Wien: ÖWAV, Österreichischer Wasser- und Abfallwirtschaftsverband, 2002
- [19] Weber, Hubert: Einführung in die Wahrscheinlichkeitsrechnung und Statistik für Ingenieure. 3. überarbeitete Auflage. Stuttgart: Teubner, 1992. – ISBN 3-519-02983-9
- [20] Leutgöb, Alois: Technisches Büro für Maschinenbau - DI Dr. Leutgöb. Steyr: März 2003. – Gesprächsnotizen.
- [21] Huber, Anton: Fa. Inowa Abwassertechnologie. Bei: Welser Energiesparmesse, 7. - 9. März 2003. Wels: 7. März. – Gesprächsnotiz
- [22] Simmler, Martin: Der Einsatz von Ultrafiltration und Injektorenbelüftung in Teichkläranlagen. Montanuniversität Leoben, Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, 2000. – Diplomarbeit.
- [23] Hye - Hyeburg, Thomas M.: Ertüchtigung einer Teichkläranlage durch den Einsatz von innovativen Membranverfahren und Belüftungs- und Mischungsstrategien. Montanuniversität Leoben, Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, 2001. – Diplomarbeit.
-

- [24] Wasserlabor der Grazer Stadtwerke: Untersuchung des Permeats der Membranbelegung auf mikrobiologische Parameter nach BGBl. 304/2001 (Trinkwasserverordnung). Graz, 5. September 2002. – Prüfbericht Nr.: 02-1612
- [25] Rotreat Abwasserreinigung GmbH & Co KG: Spezifischer Energieverbrauch der Teichkläranlage St. Peter ob Judenburg der Jahre 1991 bis einschließlich Juni 2002. Graz: Dezember 2002. – Exceltabelle.
- [26] Van der Bruggen, B.; Everaert, K.; Wilms, D.; Vandecasteele, C.: Application of nanofiltration for removal of pesticides, nitrate and hardness from ground water: rejection properties and economic evaluation. In: Journal of Membrane Science 193 (2001). Elsevier Science: www.elsevier.com/locate/memsci, Oktober 2002.
- [27] Wasserlabor der Grazer Stadtwerke: Trinkwasseruntersuchung des Permeats der Nanofiltration nach BGBl. 304/2001 (Trinkwasserverordnung). Graz, 5. September 2002. – Prüfbericht Nr.: 02-1613.
- [28] Rautenbach, R.; Voßenkaul, K.: Trinkwasser aus Abwasser - Technisch möglich und sinnvoll?. In: Rautenbach, R.; Melin, T.; Dohmann, M. (Hrsg.): Möglichkeiten und Perspektiven der Membrantechnik bei der kommunalen Abwasserbehandlung und Trinkwasseraufbereitung. Aachen: Klenkes, 1997. – Begleitbuch zur 1. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik.
- [29] VA TECH WABAG - Abteilung Marketing: Projekt Goreangab, Windhoek in Namibia: Eine einzigartige Technologie - kommunales Abwasser wird zu Trinkwasser. Oktober 2001. www.vatechwabag.com, März 2003
- [30] Cyna, B.; Chageneau, G.; Bablon, G.; Tanghe, N.: Two years of nanofiltration at the Mèry - sur - Oise plant, France. In: Desalination 147 (2002). Elsevier Science: www.elsevier.com/locate/desal, November 2002.
- [31] Noronha, M.; Britz, T.; Mavrov, V.; Janke, H.D.; Chmiel, H.: Treatment of spent process water from a fruit juice company for purposes of reuse: hybrid process concept and on - site test operation of a pilot plant. In: Desalination 143 (2002). Elsevier Science: www.elsevier.com/locate/desal, November 2002
- [32] ATV Arbeitsblatt A 131: Bemessung von einstufigen Belegungsanlagen ab 5.000 Einwohnergleichwerte. St. Augustin: Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik, 2000
- [33] Abwassertechnische Vereinigung e.V.: ATV - Handbuch: Mechanische Abwasserreinigung. 4. Auflage. Berlin: Ernst & Sohn, 1997. – ISBN 3-433-01461-2.
- [34] ATV-DVWK, Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V.: Belegungs-Expert. Hennef: ATV-DVWK, 2000. – Software zum Arbeitsblatt ATV-A -131.
-

- [35] Engelhardt, Norbert; Rothe Jens-Christian: Sind großtechnische Membrananlagen wirtschaftlich? Erkenntnisse aus Anlagenbetrieb und Planung. In: Dohmann, M.; Melin, T. (Hrsg.): Membrantechnik in der Abwasseraufbereitung und Abwasserbehandlung – Perspektiven, Neuentwicklungen und Betriebserfahrungen im In- und Ausland. Aachen: Medienfabrik, 2001. – Begleitbuch zur 4. Aachener Tagung Siedlungswasserwirtschaft und Verfahrenstechnik. ISBN 3-921955-25-4.

11.2 Begriffe und Abkürzungen

%	Prozent
η	Gesamtwirkungsgrad
μm	Mikrometer; Längeneinheit: $1 \mu\text{m} = 10^{-6} \text{ m}$
Δp	Druckdifferenz
μS	Mikro - Siemens; Einheit für die Leitfähigkeit
/	Pro bzw. Bruchstrich
§	Paragraph
°C	Grad Celsius; Temperatureinheit
°dH	Grad deutscher Härte; Einheit für Gesamthärte oder Carbonathärte des Wassers
a	Jahr; Zeiteinheit
AAEV	Allgemeine Abwasseremissionsverordnung
AEV	Abwasseremissionsverordnung
ATV	Abwassertechnische Vereinigung
B	Breite
bar	Druckeinheit
BGBI	Bundesgesetzblatt
BSB ₅	Biologischer Sauerstoffbedarf

bzw.	beziehungsweise
C	Kohlenstoffatom
c	Konzentration
C ₂ H ₅ OH	Ethanol
cm	Zentimeter; Längeneinheit
CO ₂	Kohlendioxidmolekül
COOH-	Carbonsäure - Rest
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
D	Denitrifikation
d	Tag, Zeiteinheit
d.h.	das heißt
DN	Nenndurchmesser
E	Extinktion
EG	Europäische Gemeinschaft
EGW	Einwohnergleichwerte
EW	Einwohner
EW ₆₀	Schmutzfracht des ungereinigten Abwassers von 60 g BSB ₅ pro Einwohnergleichwert
FFF	Forschungs - Förderungs - Fonds
FM	Flach - Membran
g	Gramm; Masseeinheit
Gesamt-P	Gesamtphosphor
h	Stunde; Zeiteinheit

H	Wasserstoffatom
H CO ₃ ⁻	Hydrogencarbonat; Ion
H ⁺	Wasserstoffion
H ₂ O	Wassermolekül
K	Kelvin; Temperatureinheit
KBE	Koloniebildende Einheiten
kg	Kilogramm; Masseinheit
kW	Kilowatt; Leistungseinheit
kWh	Kilowattstunde; Arbeitseinheit, Energieeinheit
l	Liter; Volumenangabe
L	Länge
LMG	Lebensmittelgesetz
LSA	Level Signal Alarm
m	Meter; Längeneinheit
m ²	Quadratmeter; Flächeneinheit
m ³	Kubikmeter; Volumeneinheit
max.	maximal
mbar	Millibar; Druckeinheit: 1 mbar = 10 ⁻³ bar
MBR	Membrane - Bio - Reactor (= Membranbelebungsbecken)
MCR [®]	Mitsubishi Rayon Corporation
MF	Mikrofiltration
mg	Milligramm; Masseinheit
min	Minute; Zeiteinheit

min.	Minimal, mindestens
ml	Milli – Liter; Volumseinheit: $1 \text{ ml} = 10^{-3} \text{ l}$
mm	Millimeter; Längeneinheit
mol	Stoffmengenkonzentration (Molarität)
mPas	Milli - Pascal - Sekunde; Einheit für die dynamische Viskosität
N	Stickstoffatom
N ₂	Stickstoffmolekül
Na ⁺	Natriumion
Na ₂ SO ₄	Natriumsulfat
NaCl	Natriumchloridmolekül
NF	Nanofiltration
NH ₄ - N	Ammonium - Stickstoff
NH ₄ ⁺	Ammonium; Ion
NK	Nachklärung
nm	Nanometer; $1 \text{ nm} = 10^{-9} \text{ m}$
Nm ³	Normkubikmeter; trockene Luft im Normzustand, Druck: $1,013 \times 10^5 \text{ Pa}$, Temperatur: 273 K
NO ₂ ⁻	Nitrit; Ion
NO ₂ - N	Nitrit - Stickstoff
NO ₃ ⁻	Nitrat; Ion
NO ₃ - N	Nitrat - Stickstoff
Nr.	Nummer
O	Sauerstoffatom

O ₂	Sauerstoffmolekül
P _{ges}	Gesamtphosphor
pH - Wert	Negativer Zehnerlogarithmus der Protonenkonzentration
P _{N, erf.}	Erforderliche Pumpleistung
P _{N, theor.}	Theoretische Pumpleistung
PP	Polypropylen
ppm	parts per million
PTFE	Polytetrafluorethylen
PVC	Poly - Vinyl - Chlorid
P _{vorh}	Vorhandene Pumpleistung
Q	Menge
s	Sekunde; Zeiteinheit
S.	Seite(n)
SAK	Spektraler Absorptionskoeffizient
sog.	Sogenannt(e)(r)
SPS	Speicherprogrammierbare Steuerung
T	Tiefe
TMP	Transmembrandruck
TOC	Gesamter organischer Kohlenstoff
t _R	Beckenverweilzeit
TS	Trockensubstanz
TWV	Trinkwasserverordnung
u.a.	Unter anderem

UV	Ultraviolett; Strahlenbereich von 100 nm bis ~ 380 nm
VO	Verordnung
WRG	Wasserrechtsgesetz

11.3 Abbildungsverzeichnis

ABBILDUNG 1:	1. MEMBRANKLÄRANLAGE ÖSTERREICHS, ST. PETER OB JUDENBURG.....	7
ABBILDUNG 2:	ZUORDNUNG DRUCKBETRIEBENER MEMBRANVERFAHREN	19
ABBILDUNG 3:	MEMBRANKISSEN IN EINER HALBSCHALE EINGEBAUT BZW. VERSCHRAUBTE HALBSCHALEN IM DRUCKROHR	32
ABBILDUNG 4:	FUNKTIONSWEISE DER PERMEATABSAUGUNG INNERHALB DES DRUCKROHRES.	33
ABBILDUNG 5:	PILOTANLAGE NANOFILTRATION	34
ABBILDUNG 6:	SCHEMA DES „DENITRIFIKATIONS“ – VORVERSUCHS	38
ABBILDUNG 7:	TEMPERATUR UND LEITFÄHIGKEIT IM ZULAUF	48
ABBILDUNG 8:	CHEMISCHE PARAMETER IM ZULAUF	49
ABBILDUNG 9:	AMMONIUM IM ZULAUF	50
ABBILDUNG 10:	CHEMISCHER SAUERSTOFFBEDARF IM ZULAUF	50
ABBILDUNG 11:	GESAMTPHOSPHOR IM ZULAUF	51
ABBILDUNG 12:	SAUERSTOFF, TROCKENSUBSTANZGEHALT UND TEMPERATUR IM TEICH 1	52
ABBILDUNG 13:	TROCKENSUBSTANZGEHALT, AMMONIUMGEHALT IM TEICH 1	53
ABBILDUNG 14:	TEMPERATUR, LEITFÄHIGKEIT IM TEICH 1 UND ZULAUF	54
ABBILDUNG 15:	CHEMISCHER SAUERSTOFFBEDARF IM TEICH 1.....	55
ABBILDUNG 16:	GESAMTPHOSPHOR IM TEICH 1	56
ABBILDUNG 17:	ABBAU VON AMMONIUM IM MEMBRANBELEBUNGSBECKEN.....	57
ABBILDUNG 18:	SAUERSTOFFGEHALT, PH – WERT IM MEMBRANBELEBUNGSBECKEN	58
ABBILDUNG 19:	ABBAU DES PHOSPHATS IM MEMBRANBELEBUNGSBECKEN.....	59

ABBILDUNG 20: ABNAHME DES CHEMISCHEN SAUERSTOFFBEDARFS IN DER MBR	61
ABBILDUNG 21: SCHLAMMPARAMETER IM MEMBRANBELEBUNGSBECKEN	62
ABBILDUNG 22: PERMEABILITÄT, SUMME MBR, FILTERDRUCK	64
ABBILDUNG 23: PERMEABILITÄT, SUMME MBR, FILTRIERBARKEIT	65
ABBILDUNG 24: FLUX DER MEMBRANBELEBUNGSANLAGE.....	66
ABBILDUNG 25: NETTOFLUX FÜR DIE MONATE JULI BIS NOVEMBER	67
ABBILDUNG 26: ANTEIL DES NETTOFLUXES AM FLUX (DARGESTELLT IN KLASSEN).....	67
ABBILDUNG 27: PERMEABILITÄT DER NANOFILTRATIONSMEMBRAN	69
ABBILDUNG 28: FLUX, PERMEATMENGE, TRANSMEMBRANDRUCK	69
ABBILDUNG 29: GEHALT AN NITRAT UND GESAMTPHOSPHOR IM ABLAUF MBR UND PERMEAT NF	70
ABBILDUNG 30: NITRATRÜCKHALT AN DER NF – MEMBRAN	71
ABBILDUNG 31: PHOSPHATRÜCKHALT AN DER NF - MEMBRAN	71
ABBILDUNG 32: AMMONIUM IM PERMEAT NF.....	72
ABBILDUNG 33: AMMONIUMRÜCKHALT AN DER NF - MEMBRAN	73
ABBILDUNG 34: DONNAN - EFFEKT	74
ABBILDUNG 35: LEITFÄHIGKEIT IM PERMEAT NF.....	75
ABBILDUNG 36: RÜCKHALTERATEN VON IONEN (GEMESSEN ALS LEITFÄHIGKEIT) AN DER MEMBRAN	75
ABBILDUNG 37: AMMONIUMGEHALT IM KLÄRANLAGEABLAUF DER JAHRE 1999, 2000 UND 2002.....	82
ABBILDUNG 38: CHEMISCHER SAUERSTOFFGEHALT DES KLÄRANLAGEABLAUFS DER JAHRE 1999, 2000 UND 2002.....	83
ABBILDUNG 39: SPEZIFISCHER ENERGIEVERBRAUCH DER JAHRE 1991 BIS 2002 IN DEN MONATEN JULI BIS NOVEMBER.....	85
ABBILDUNG 40: SKIZZENHAFTE DARSTELLUNG DES MEMBRANBELEBUNGSBECKENS MIT DEN MODULEN.....	95
ABBILDUNG 41: ANLAGENSCHEMA „KONVENTIONELLES BELEBUNGSVERFAHREN“	96

ABBILDUNG 42: ANLAGENSHEMA „MEMBRANKLÄRANLAGE“	97
--	----

11.4 Tabellenverzeichnis

TABELLE 1: ANLAGENGRÖßEN IN DER KOMMUNALEN ABWASSERREINIGUNG	10
TABELLE 2: EMISSIONSBEGRENZUNG DER KLASSE II	11
TABELLE 3: ABMESSUNGEN DER TEICHE 1, 2 UND 3.....	24
TABELLE 4: ABMESSUNGEN DES SCHÖNUNGSTEICHS	25
TABELLE 5: SPEZIFIKATIONEN DER MCR® - MEMBRANEN.....	27
TABELLE 6: AUSLEGUNG DER MEMBRANSTUFE IN ST. PETER OB JUDENBURG	28
TABELLE 7: PUMPENLEISTUNG FÜR PERMEATABSAUGUNG UND REINIGUNG	29
TABELLE 8: STEUERUNG DER PERMEATABSAUGUNG	30
TABELLE 9: SPEZIFIKATIONEN DER NF – MEMBRAN (HERSTELLERANGABE)	32
TABELLE 10: PUMPENLEISTUNG DER NANOFILTRATIONSPUMPE	35
TABELLE 11: EINSTELLBARE BETRIEBSPARAMETER	35
TABELLE 12: MESSEINRICHTUNGEN DER NANOFILTRATIONSANLAGE	36
TABELLE 13: LEISTUNG DER PUMPE ZUR EINSTELLUNG UNTERSCHIEDL. FILTERGESCHWINDIGKEITEN IM DENITRIFIKATIONSFASS.....	37
TABELLE 14: KENNDATEN DER MA 30 TROCKENWAAGE VON SARTORIUS.....	41
TABELLE 15: KENNDATEN DES EINGESETZTEN VISKOSIMETERS	43
TABELLE 16: KÜVETTENTESTS.....	43
TABELLE 17: ECKDATEN DES PHOTOMETER PHOTOLAB S6	44
TABELLE 18: ECKDATEN DES PHOTOMETER DR LANGE LASA 10	44
TABELLE 19: ÜBERSICHT DER MESSPARAMETER AN DEN JEWEILIGEN PROBENNAHMEPUNKTEN .	45
TABELLE 20: DATENSATZ NANOFILTRATIONSANLAGE.....	46
TABELLE 21: ONLINE - DATEN.....	47

TABELLE 22: FLOCKUNGSMITTELEINSATZ	60
TABELLE 23: ENERGIEAUSWERTUNG.....	78
TABELLE 24: SPEZIFISCHE ENERGIEVERBRÄUCHE EINZELNER ANLAGENEINHEITEN.....	79
TABELLE 25: EMISSIONSBEGRENZUNG DER KLASSE II	80
TABELLE 26: UNTERSUCHUNG DES ABLAUFES DER MBR AUF MIKROBIOLOGISCHE PARAMETER...	83
TABELLE 27: MESSERGEBNISSE DER UNTERSUCHUNG DES PERMEATS NF AUF TRINKWASSERQUALITÄT	88
TABELLE 28: ERMITTLUNG DER ABWASSERMENGEN NACH DEM ARBEITSBLATT ATV 131	93
TABELLE 29: BECKENGEOMETRIEN DES ANLAGENSCHEMAS „MEMBRANKLÄRANLAGE“	94
TABELLE 30: BECKENGEOMETRIEN DES ANLAGENSCHEMAS „KONVENTIONELLES BELEBUNGSVERFAHREN“	96

12 Anhänge

Anhänge

Inhaltsverzeichnis

	Seite
A I FLIEßSCHEMEN.....	V
A I.I Übersicht.....	V
A I.II Betriebsgebäude	VI
A I.III Zulauf	VII
A I.IV Teich 1	VIII
A I.V Membranbelebung (MBR).....	IX
A II ZULAUF - SCHNECKENPUMPWERK	X
A III SPIRALSIEB NOGGERATH NSI 300-5/45° VIP.....	XI
A III.I Bestimmungsgemäßer Gebrauch	XI
A III.II Gesamtansicht des Siebes.....	XI
A III.III Gerätebeschreibung.....	XII
A IV INJEKTORKENNWERTE.....	XIV
A IV.I Leistungsdaten.....	XIV
A IV.II Pumpenkennlinie.....	XV
A V AUSLEGUNG DER MEMBRANSTUFE	XVI
A V.I Einwohnergleichwerte der Kläranlage	XVI
A V.II Abwassermengen aus der 1. Genehmigung	XVII
A V.III Abschätzung der Abwassermengen.....	XVIII
A V.IV Bemessung der Membranstufe	XIX
A VI TECHNISCHE DATEN DES GEBLÄSES DER FA. OCHSNER	XXI
A VII LEISTUNG DER PERMEAT- UND REINIGUNGSPUMPE (MBR).....	XXII
A VII.I GRUNDFOS POMONA PO23/R.....	XXIII
A VII.II GRUNDFOS CRN 8-20/1	XXIV
A VIII SPEZIFIKATION DES FLOCKUNGSMITTELS	XXV
A IX CHEMISCHE REINIGUNG DER MF - MEMBRANE	XXVI

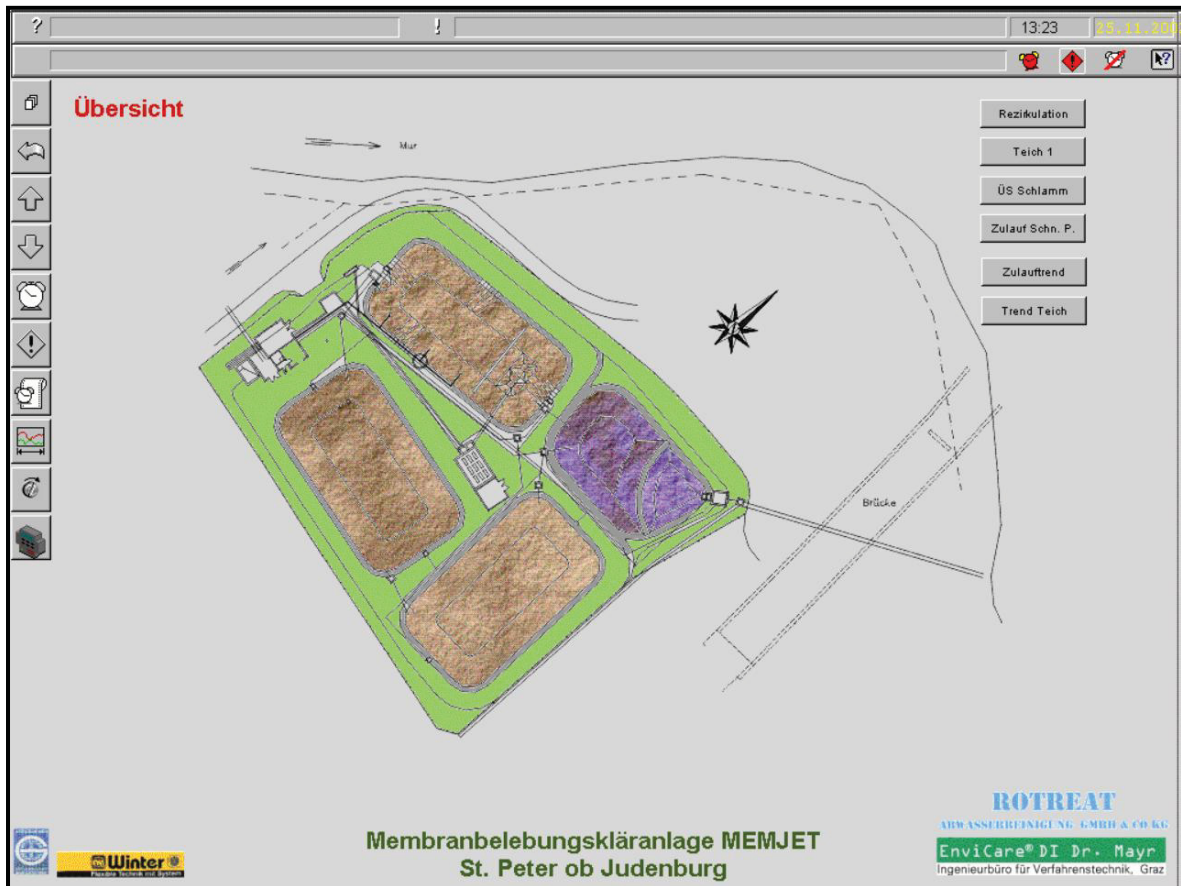
A X	PUMPLEISTUNG DER NANOFILTRATIONSANLAGE.....	XXVIII
A X.I	ENDUR - Pumpe	XXIX
A XI	LEISTUNG DER DNF - UMWÄLZPUMPE	XXX
A XI.I	Berechnung der Pumpleistung	XXXI
A XII	REINIGUNG DER NANOFILTRATIONSMEMBRAN	XXXII
A XIII	ENERGIEVERBRAUCH.....	XXXIII
A XIII.I	Hebeschnecke	XXXIV
A XIII.II	Injektoren	XXXV
A XIII.III	Gebälse	XXXVII
A XIII.IV	Permeatabsaugung.....	XXXIX
A XIII.V	Nanofiltration	XL
A XIII.VI	Denitrifikationsfass und Nanofiltration	XLI
A XIII.VII	Gesamtenergieverbrauch der Anlage	XLII
A XIII.VIII	Ermittlung des Differenzbetrages	XLIII
A XIII.IX	Spezifischer Energieverbrauch	XLIV
A XIII.IX.I	Gesamtanlage (o. Pilotanlagen NF und Denitrifikation)	XLIV
A XIII.IX.II	Gesamtanlage (o. Pilotanlagen NF, Denitrifikation u. Injektor).	XLIV
A XIII.IX.III	Membranbelebung	XLV
A XIII.IX.IV	Injektor	XLV
A XIV	SOFTWAREBERECHNUNG „BELEBUNGSEXPERT“	XLVI
A XIV.I	Konventionelle Belebung (ohne Vorklärung)	XLVI
A XIV.II	Membranbelebung (mit Vorklärung)	LI
A XV	UP - SCALING.....	LVI
A XV.I	Frachten und Mengen	LVII
A XV.II	Membrankläranlage	LVIII
A XV.II.I	Dimensionierung des Membranbelebungsbeckens	LVIII
A XV.II.II	Dimensionierung des Vorklärbeckens	LX
A XV.II.III	Dimensionierung des Denitrifikationsbeckens.....	LXI
A XV.III	Klassisches Belebungsverfahren.....	LXII
A XV.IV	Ergebnisse.....	LXIII

A XVI UMRECHNUNG VON KONZENTRATIONENLXIV

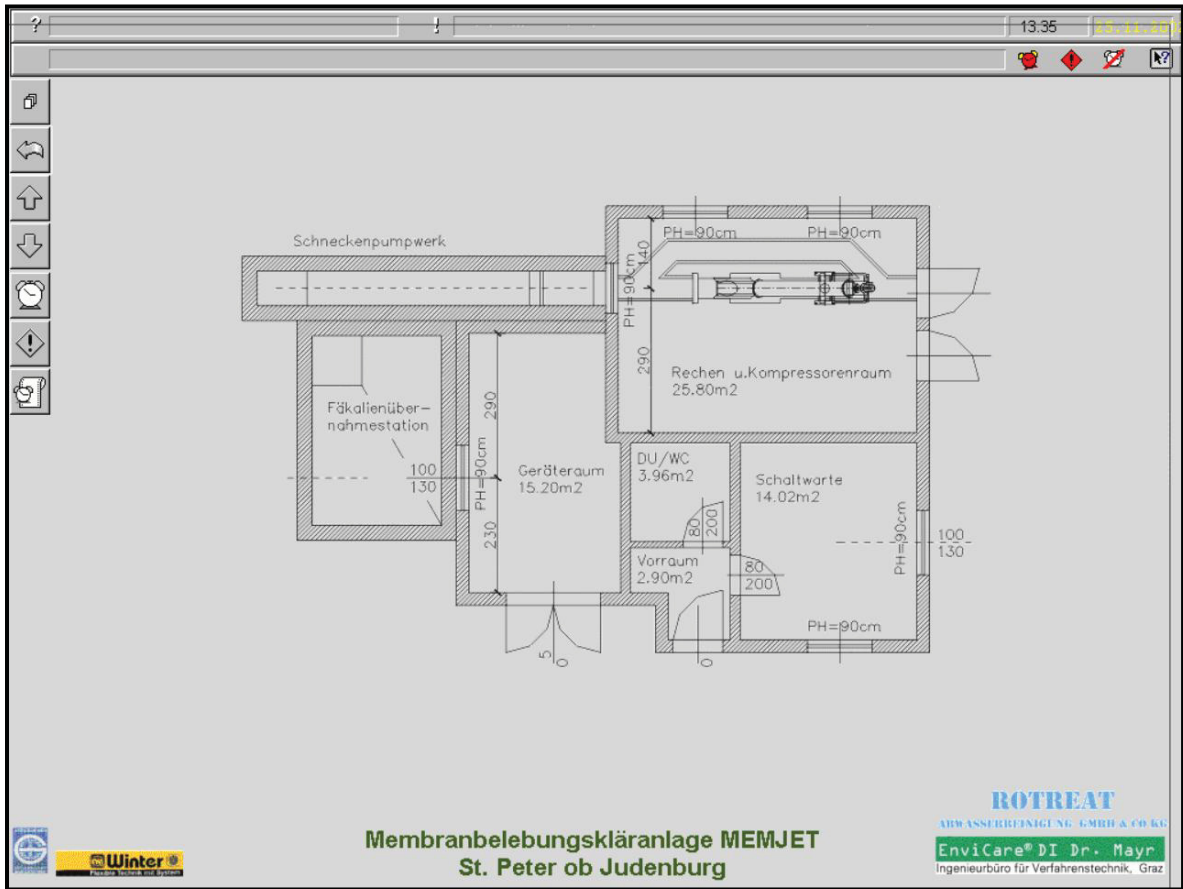
A I Fließschemen

Fließschemen sind dem Computer (Anlagensteuerung) entnommen.

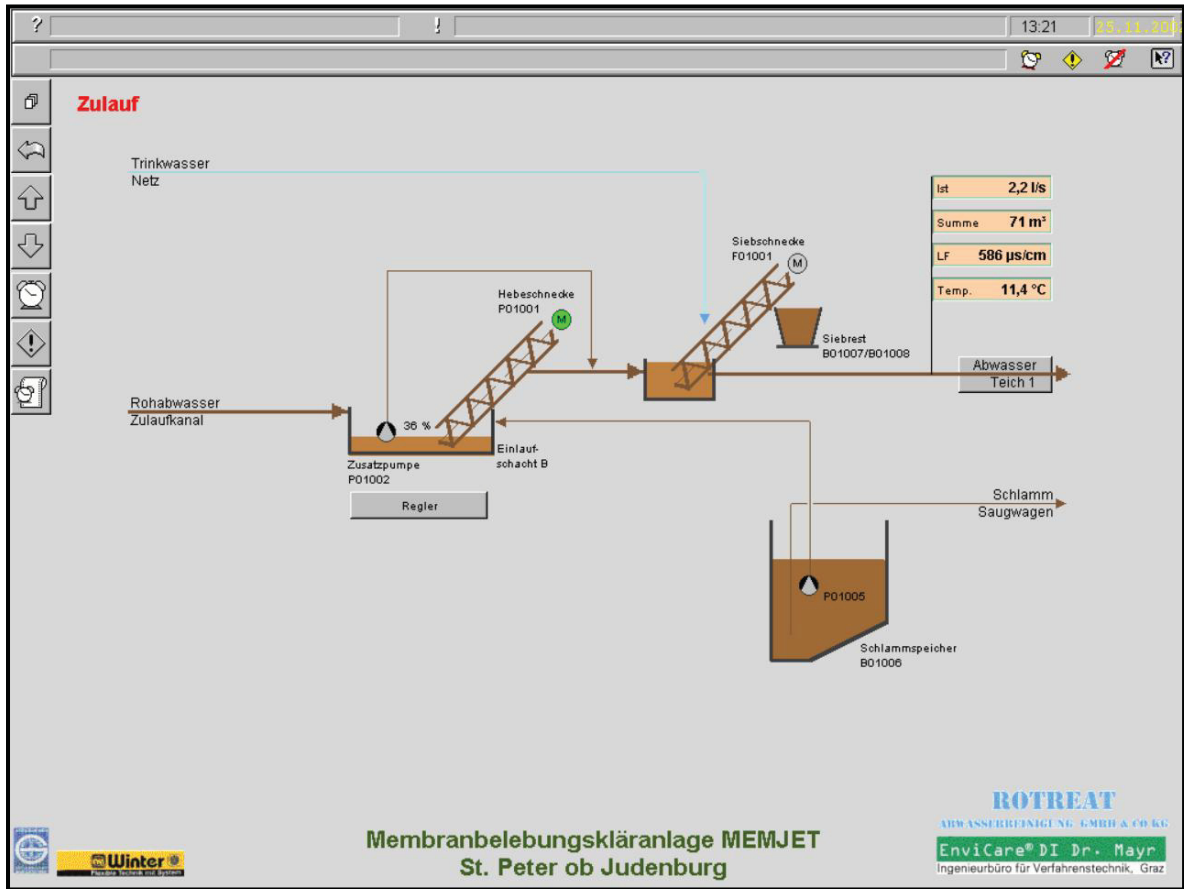
A I.1 Übersicht



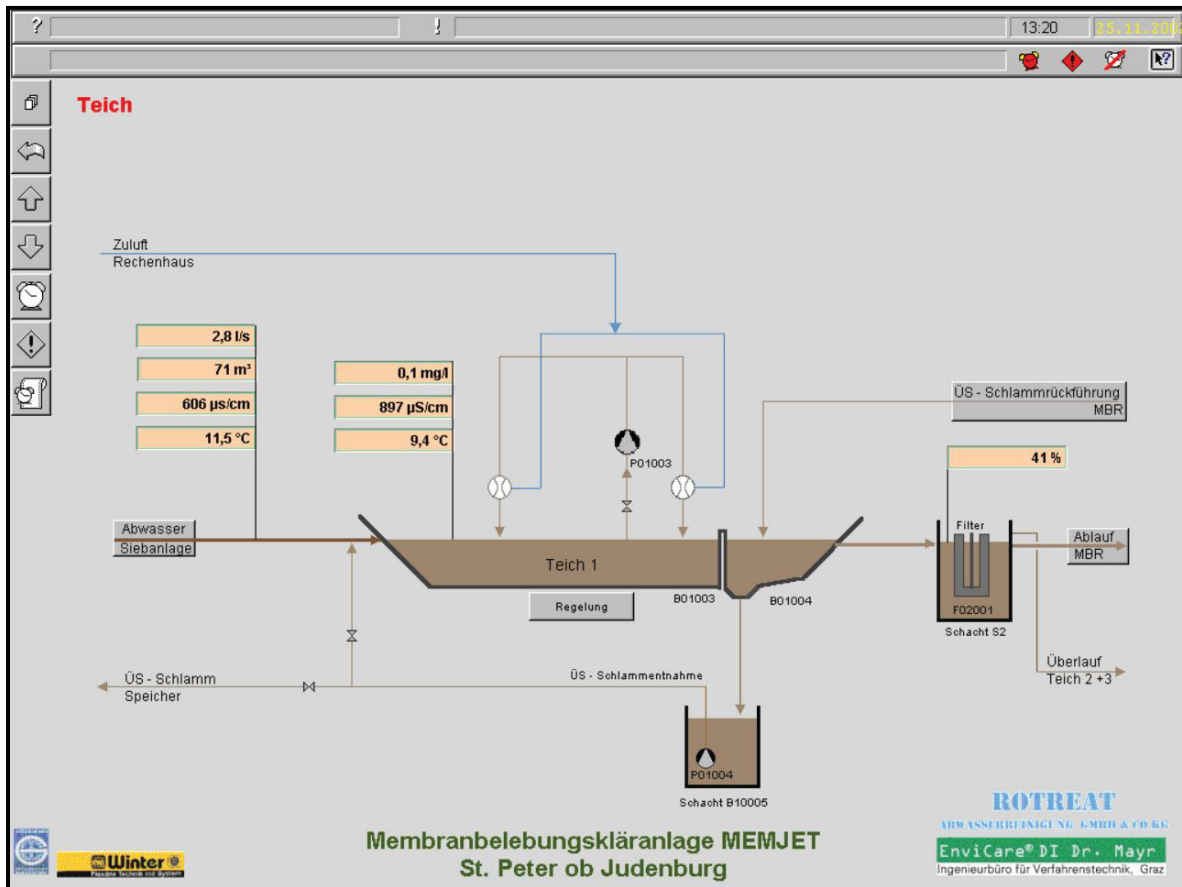
A I.II Betriebsgebäude



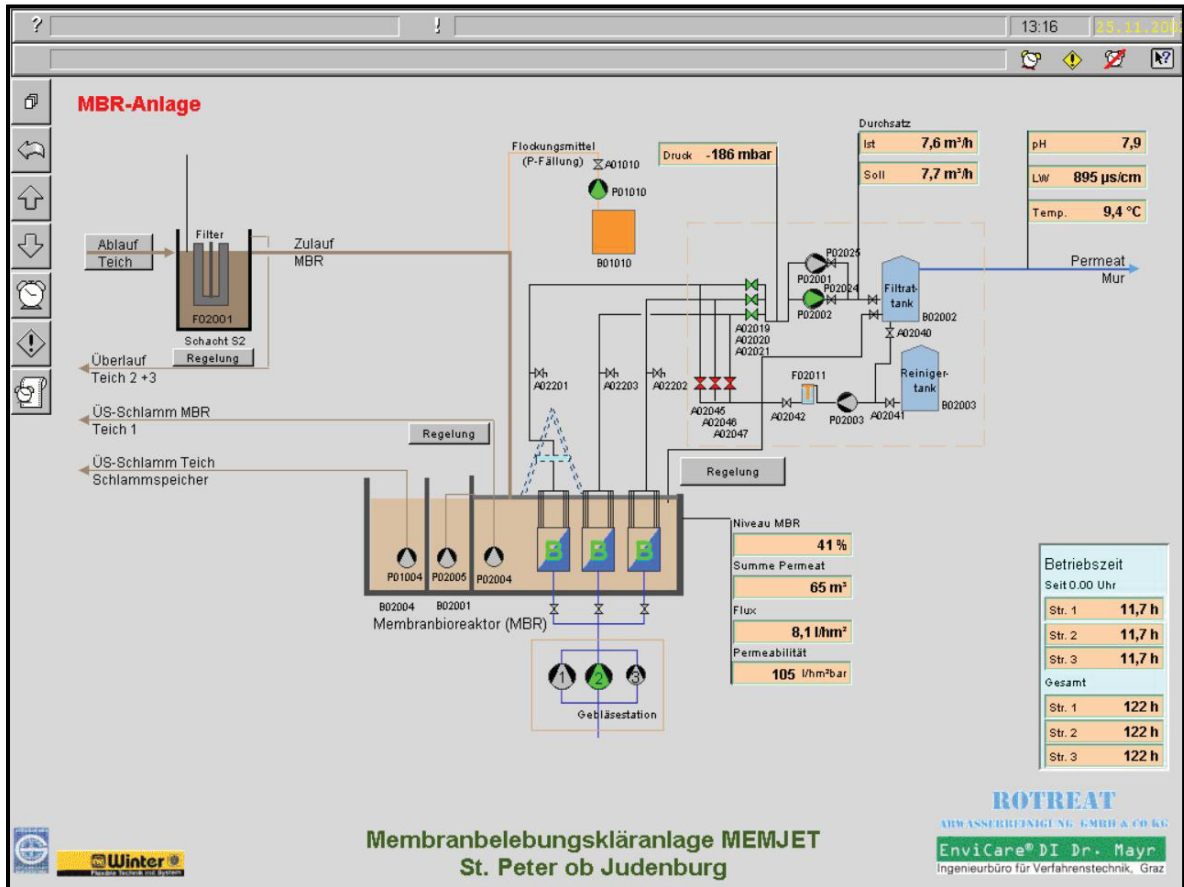
A I.III Zulauf



A I.IV Teich 1



A I.V Membranbelebungs (MBR)



A II Zulauf - Schneckenpumpwerk

Daten sind aus den Unterlagen des Lieferanten entommen.

Projekt: <i>Flygt Austria</i>		Kom.-Nr.: <i>1790-192</i>	
KA St. Peter / Judenburg			
Pos. Item	Stück pcs	Benennung / discription	Fabrikat maker
1	1	oberes Schneckenlager / upper bearing Type <i>4770</i>	
2	1	Kupplung / coupling Type <i>N-EUROX A 725</i>	Flender
3	1	Stirnradgetriebe / helical gear unit Type <i>DB1P i=76,52</i> mit/ohne Rücklaufsperre / with/without backstop	Flender
4	1	Drehstrommotor / 3-phase squirrel-cage motor Type <i>KA9725-2C019-2</i> mit/ ohne Rücklaufsperre / with/without backstop <i>0,7/1,0/2 kW, 205/265 / 265/315 mm, 200V 150 Hz, 4,4/5,2/5,3 A</i>	Schroeder
5	1	Keilriemenscheibe / V-belt pulley dwg = $\phi 160$ Profil/profile <i>2 x SP2</i>	Flender
6	1	Keilriemenscheibe / V belt pulley dwg = $\phi 725$ Profil/profile <i>2 x SP2</i>	Flender
7	2	Keilriemen / V-belt <i>SP2 x 1060 mm Lw</i>	Flender
8	1	Fettschmierpumpe / grease pump Type <i>FLIGHT</i> Fettbehälter / grease reservoir <i>2 kg</i>	BEKA
9	1	mit Drehstrommotor / with 3-phase squirrel-cage motor <i>0,72 kw 200 VI schz</i>	EP 2013
10	1	Fundamentplatte / foundation plate unteres Schneckenlager / foundation bearing Type <i>4070 hängend</i>	

Schnecke $\phi 400$
Type 2040/24
Q = 5/10/15 l/sch

7 x ausführen / fold

	Datum	Name	
Gezeichnet	83.11.07	<i>Sehward</i>	MATTHIAS MÖLTGEN 5014 Kerpen - Horrem Hauptstraße 9
Geprüft			
Normgepr.			
Maßstab:	ANTRIEBSANORDNUNG MIT STIRNRADGETRIEBE FÜR ABWASSER FÖRDERSCHECKEN DRIVE ASSEMBLY WITH HELICAL GEAR UNIT FOR SCREWPUMPS		Zn.-Nr.: 83-036 Ersatz für: Ersetzt durch:

A III Spiralsieb Noggerath NSI 300-5/45° VIP

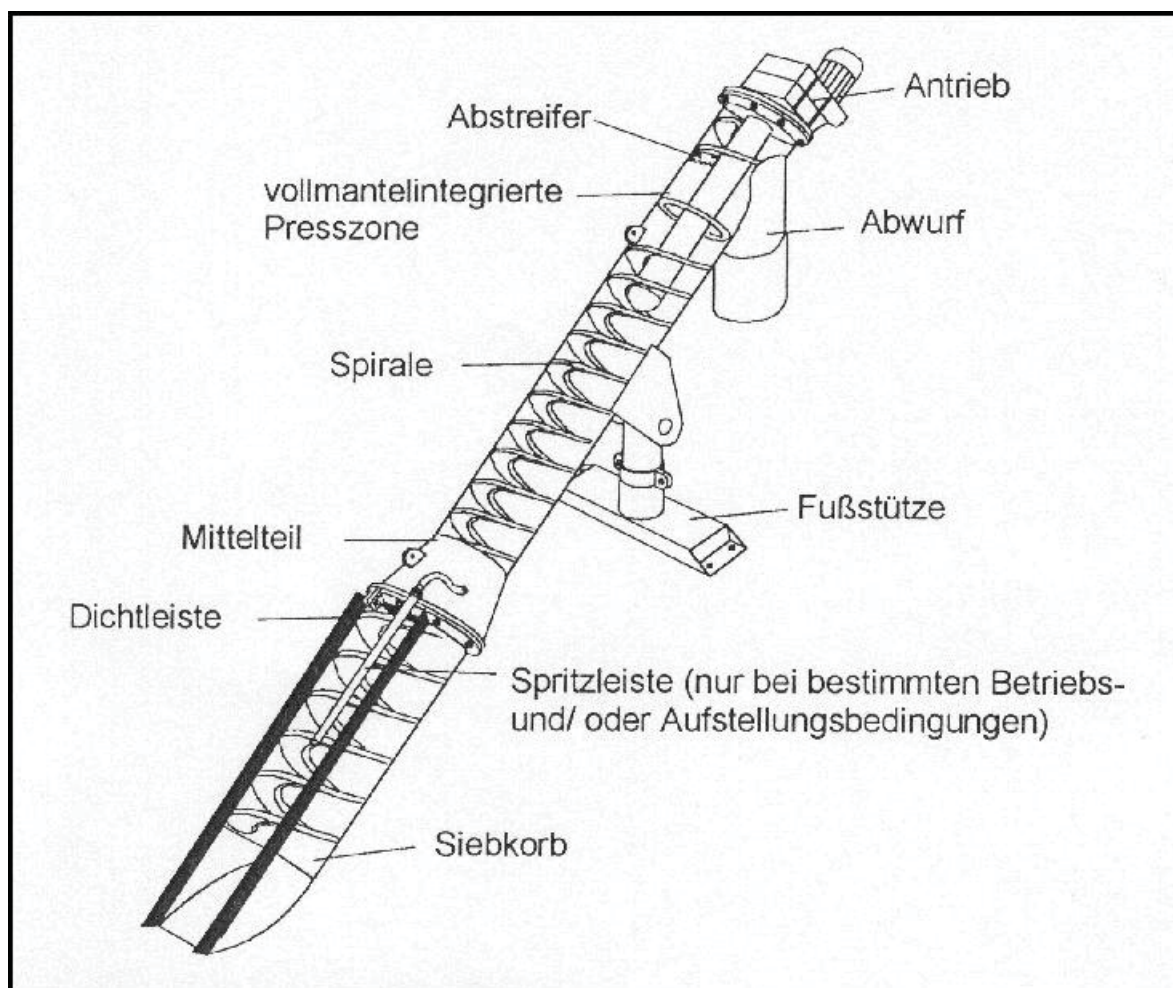
Daten sind aus den Unterlagen des Lieferanten entommen.

A III.I Bestimmungsgemäßer Gebrauch

Das Spiralsieb NSI dient zur Vorreinigung von Abwasser und verunreinigten Flüssigkeiten mit festen Grob- und Faserstoffen, soweit diese sich mechanisch von der Trägerflüssigkeit trennen lassen. Das Spiralsieb erfüllt die Aufgaben

- Trennung oder Siebung der Grob- und Faserstoffe aus dem Abwasser bzw. der Flüssigkeit.
- Selbsttätiger Transport des Siebgutes über das Flüssigkeitsniveau.
- Verdichten, d.h. weitgehendes Entwässern des Siebgutes mit anschließendem Abwurf der Feststoffe.

A III.II Gesamtansicht des Siebes



A III.III Gerätebeschreibung

Siebgehäuse

Das Siebgehäuse des Spiralsiebes (Vollmantel - Siebzone mit Lochsieb) ist mittels Gummidichtleisten seitlich zur Gerinnewandung abgedichtet. Die Maschenweite des Lochsiebes beträgt 5 mm.

Spirale

Die wellenlose Spirale ist im Siebkorbereich mit einer an ihrem Umfang angeschraubten Spiralbürste versehen. Im Abwurfbereich ist auf der Antriebswelle eine gegenläufige Spirale mit einem Feststoffabstreifer montiert.

Mittelteil

Im Mittelteil des Spiralsiebes befindet sich eine vollmantel - integrierte Presszone (VIP). Die Spirale läuft im unteren Bereich des Mittelteils auf auswechselbaren Schleißschienen. Beidseitig sind zur Aufnahme des Siebgehäuses bzw. des Antriebes Rohrflansche angeschweisst. Im oberen Bereich des Mittelteiles ist der Abwurfstutzen integriert.

Fußstütze

Die Fußstütze gewährleistet eine sichere Verankerung der Maschine. Mittels eines integrierten Dreh- / Bolzengelenks, lässt sich die Maschine bei demontierter Gerinneabdeckung in die horizontale Wartungsposition ausschwenken.

Spritzleiste

Sie ist über dem Siebkorb installiert und verhindert eine zu starke Entwässerung und ein Antrocknen des Siebgutes an den Maschinenelementen.

Antrieb

Der Antrieb der Spirale erfolgt über einen Drehstromgetriebemotor.

Funktion

Das Abwasser fließt direkt in das auf der Zulaufseite offene Siebgehäuse, welches mit der Fußstütze am Boden des Einlaufgerinnes montiert ist. Grob- und Feststoffe werden am Lochsieb zurückgehalten, wodurch der Flüssigkeitsspiegel vor dem Siebgehäuse ansteigt. Wird ein max. zulässiger Flüssigkeitsstand (installierte Niveaumessung) erreicht oder überschritten, wird der Spiralsiebantrieb eingeschaltet. Stoffe, die sich im Siebgehäuse abgelagert haben, werden durch die Drehbewegung der Spirale in die vollmantelintegrierte Presszone transportiert, entwässert und in einen Container abgeworfen. Im Abwurfbereich

sorgt ein mit der Spirale rotierender Abstreifer für einen selbsttätigen Austrag der entwässerten Feststoffe. Die auf der Spirale im Siebgehäuse installierte Spiralbürste reinigt während des Austragsvorganges das Lochsieb. Durch den Austrag der Feststoffe und den Reinigungsvorgang des Lochsiebes, sinkt der Flüssigkeitsspiegel vor dem Siebgehäuse wieder ab, sodass über die Niveausteuerng die Siebschnecke wieder ausschaltet.

A IV Injektorkennwerte

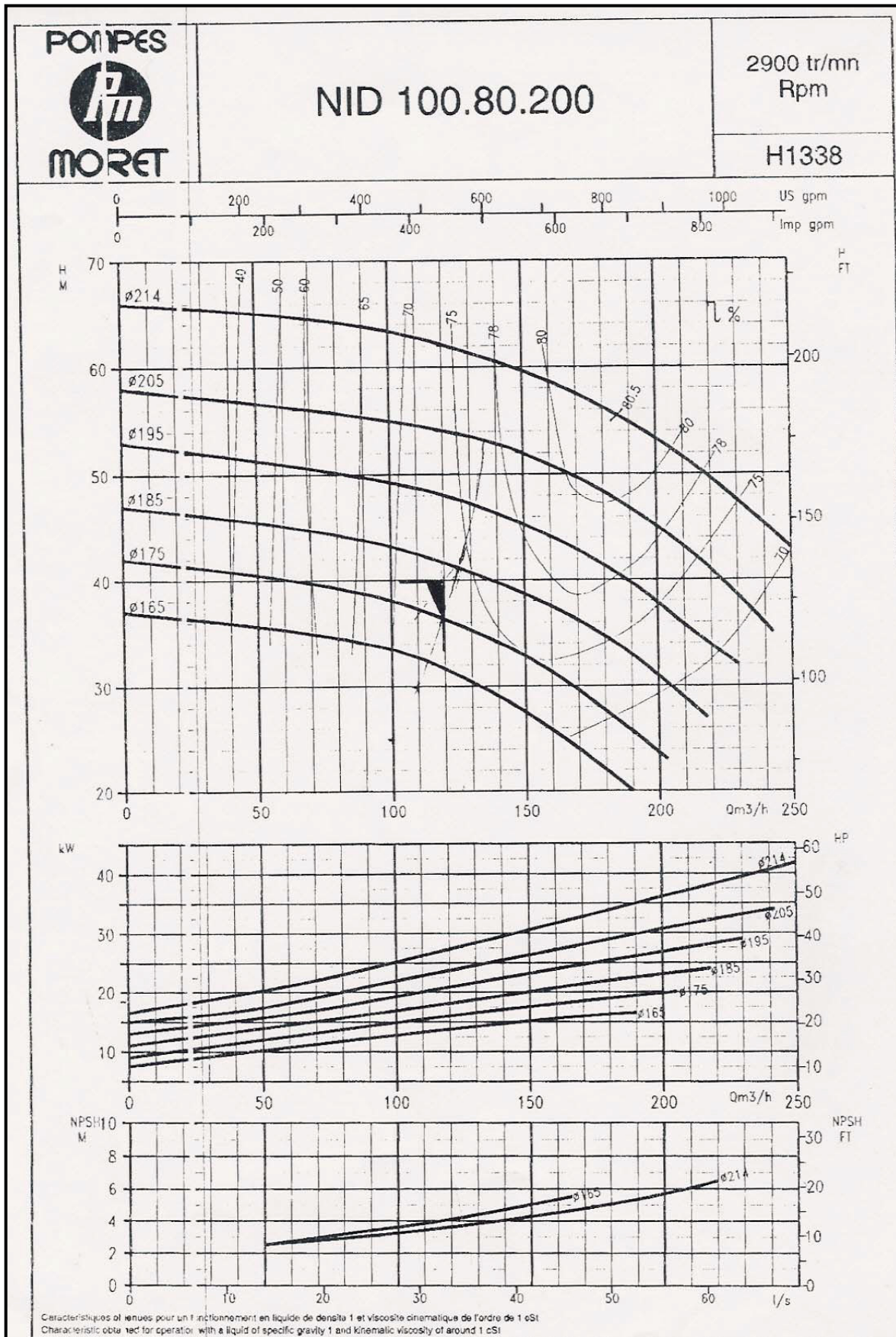
Daten sind aus den Unterlagen des Lieferanten entommen.

A IV.I Leistungsdaten

120 m³/h 40 m Eau

SPECFICATION TECHNIQUE POMPE HORIZONTALE	
SOCIETE : BIOGRADE A l'attention de Mr. BERMEJO V/ref : DE P Suite visite du 27-06-96 Date : 28.06.96	POMPES MORET - 02100 St QUENTIN TEL. 23.62.91.00 / FAX 23.62.02.30 Affaire suivie par Mr. L. CUER REF DEVIS : PHM/LC 224 382
CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT	
PRODUIT VEHICULE TEMPERATURE DENSITE VISCOSITE PH	Eau Ambiante 1 Cps 7
CARACTERISTIQUES	
DEBIT HMT VITESSE	120 m ³ /h 40 m 2900 trs/min
RENDEMENT PUISSANCE ABSORBEE NPSH REQUIS	73 % 18 kw 4 m
TYPE DE POMPE : nombre	NID 100-80-200 suivant NFE 44111 1 POMPE
CONSTRUCTION	
CORPS ROUE DISQUE D'USURE FOND ARBRE CHEMISE D'ARBRE DIAMETRE DE ROUE PALIER RENFORCE ETANCHITE	FONTE FERMEE en FONTE FONTE FONTE XC 48 100C6 Diam Maxi : 182 mm Type NID avec roulements SKF - Lubrification à la graisse Garniture mécanique Carbone / Céramique - Suivant plan H 1788 / 3 - Code 09
LIMITE DE FOURNITURE	
ACCOUPLLEMENT CARTER SOCLE MOTEUR	NEUPEX ADX FONTE Carcasse fonte IP 55 Classe F - B 3 - 380/660 V 50 Hz - 22 Kw à 2900 Tr/min

A IV.II Pumpenkennlinie



A V Auslegung der Membranstufe

Der Zulauf der Kläranlage setzt sich überwiegend aus häuslichem Abwasser zusammen. Das Abwasser der Gewerbebetriebe (Sägewerk, Malerbetrieb, Installateur, Werbeagentur, Spenglerei, Tischlerei) hat eine ähnliche Zusammensetzung wie das häusliche Abwasser. Die Ermittlung der Einwohnerequivalente erfolgt nach ÖNORM B2502 und wird der ersten Bewilligungsstufe entnommen, wobei das Kanalnetz als Trennsystem konzipiert wird.

A V.I Einwohnerequivalente der Kläranlage

Auslegung der Anlage			
Hausanschlüsse			
St. Peter ob Judenburg		[EW]	359
Furth		[EW]	71
Rothenturm		[EW]	434
Feistritzgraben		[EW]	42
Mitterdorf		[EW]	53
Möschitzgraben		[EW]	28
Summe der Hausanschlüsse:		[EW]	987
Betriebe			
Kindergarten	8 auswärtige Kinder	[EW]	2
Volksschule	20 auswärtige Kinder	[EW]	5
Gasthäuser	22 Fremdbetten; 380 Sitzplätze	[EW]	212
sonstige Gewerbebetriebe	48 auswärtige Beschäftigte	[EW]	16
Hausschlachtung	5 Schweine pro Monat; Obstpresse	[EW]	30
Abwässer aus Sammelgruben		[EW]	100
Summe aus den Betrieben:		[EW]	365
Reserve		[EW]	148
Gesamt:		[EW]	1500

A V.II Abwassermengen aus der 1. Genehmigung

Tagesmenge

Spezifischer häuslicher Schmutzwasseranfall: 200 [l/(Exd)]

Täglicher Schmutzwasseranfall: 1.500 [EW] x 200 [l/(Exd)] = 300.000 [l/d] = 300 [m³/d]

Stundenmenge

Faktor für stündlichen Spitzenabfluß: 1/10

Stündlicher Spitzenabfluss: $300 \times \frac{1}{10} = 30$ [m³/h]

Sekundenmenge

Spitzenschmutzwasseranfall in der Sekunde: $\frac{30 \times 1.000}{3.600} = 8$ [l/s]

Schmutzfracht

Spezifische organische Schmutzfracht: 60 g [BSB₅/(EW*d)]

Tägliche organische Schmutzfracht: $\frac{1.500 \times 60}{1.000} = 90$ [kg BSB₅/d]

Gesamtstickstoff

Spezifischer Stickstoff: 13 [g/(EW*d)]

Gesamtstickstoff: $\frac{1.500 \times 13}{1.000} = 19,5$ [kg N_{ges}/d]

abzubauenender Gesamtstickstoff (70 %): 19,5 x 0,7 = 13,7 [kg/d]

A V.III Abschätzung der Abwassermengen

Aus Abbildung A1 ist zu entnehmen, dass die gültige Konsensmenge vereinzelt überschritten wird. Daher wird für die Auslegung der Membranbelebungsanlage eine Konsenserhöhung auf 400 [m³/d] angestrebt.

Wie in Tabelle A1 zu sehen ist, beträgt die Tageszulaufmenge im Zeitraum 1.1. - 30.8.2000 im Mittel in etwa 220 [m³/d] (relativ geringe Schwankungen). Große Steigerungen werden vor allem durch zufließendes Schmelzwasser sowie durch starke Regenfälle verursacht und die negativen Abweichungen verdeutlichen Probleme im Zulauf. In diesen Fällen wird das Konsensmaß über- bzw. unterschritten.

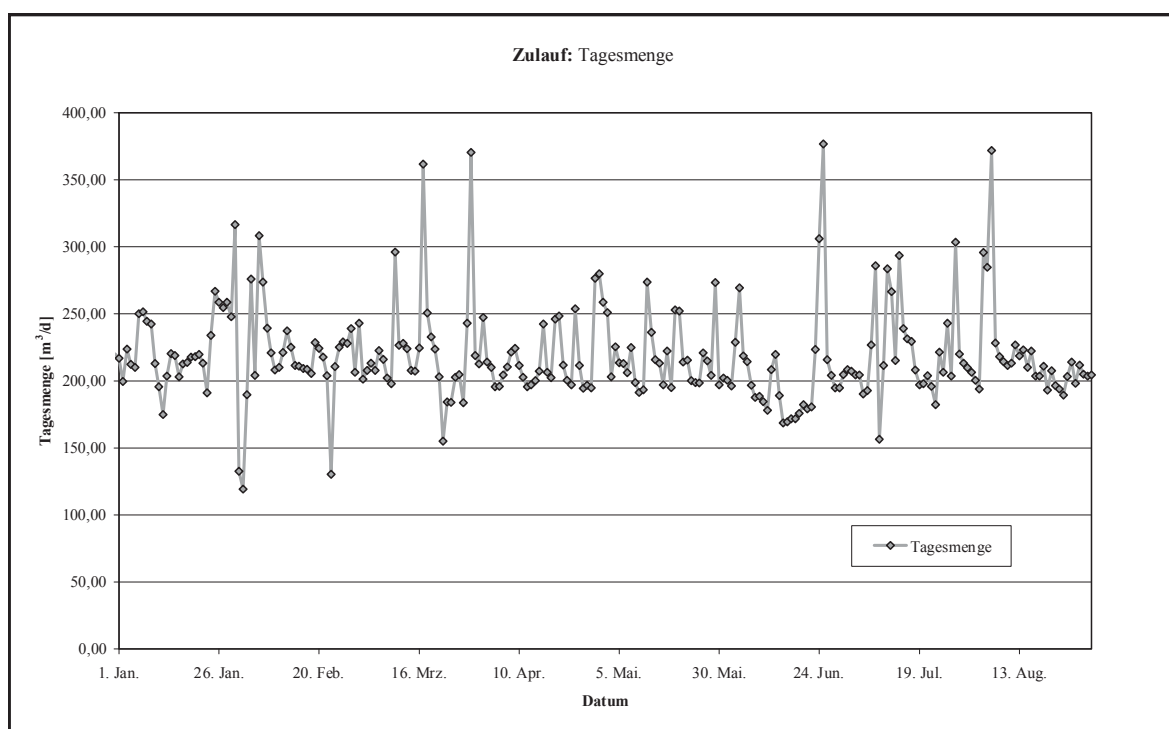


Abbildung A1: Tagesmengen im Zulauf im Zeitraum Jänner bis August 2000

Tabelle A1: Zulaufmengen im Zeitraum Jänner bis August 2000

Zulaufmengen im Zeitraum von 1.01.2000 bis 30.08.2000	
Minimum	119 m ³ /d
Maximum	377 m ³ /d
Mittelwert	220 m ³ /d

A V.IV Bemessung der Membranstufe

Als Grundlage für die Bemessung der Membranfiltration dienen die Abwassermengenmessungen der letzten Jahre. Zwischen dem Schneckensieb und Teich 1 befindet sich eine Durchflussmengenmessung in Form eines Venturikanals. Durch Messung des Wasserspiegels wird indirekt der Durchfluss bestimmt.

Gesamtzulauf:	$Q_{Z,normal}$			10 [m ³ /h]
	$Q_{Z,max}$			30 [m ³ /h]
Transmembrandruck:	$p_{TM,max}$			0,5 [bar]
	$p_{TM,Betrieb}$			0,07 [bar]
Permeabilität:	q_F			150 [l/(m ² *h*bar)]
Filtratleistung:	$P_{F,Betrieb}$			10 [l/(m ² *h)]
	$P_{F,max}$			35 [l/(m ² *h)]
erf. Filterfläche:	A_{normal}	$\frac{10.000}{10}$	=	1.000 [m ²]
	A_{max}	$\frac{30.000}{35}$	=	857 [m ²]
Membranfläche pro Element:	a_{Mem}			1,17 [m ²]
Membranelement pro Modul:	n_{Mod}			90 Stk.
Modulmembranfläche:	A_{Mod}	$1,17 \times 90$	=	105 [m ²]
erf. Modulanzahl:	$n_{Mod,erf,Betrieb}$	$\frac{1.000}{105}$	=	9,5Stk.
	$N_{Mod,erf,max}$	$\frac{857}{105}$	=	8,2 Stk.

gewählt:	3 Straßen zu je 3 Modulen			9 Stk.
Vorh. Filterfläche:	$A_{MF,vorh}$	9×105	=	945 [m ²]
Filtratdurchsatz:	$Q_{MF-P,Betrieb}$	$\frac{945 \times 10}{1.000}$	=	9,45 [m ³ /h]
	$Q_{MF-P,max}$	$\frac{945 \times 35}{1.000}$	=	33,1 [m ³ /h]

A VI Technische Daten des Gebläses der FA. OCHSNER

Daten sind aus den Unterlagen des Lieferanten entommen.

Gebläsekenndaten		
Typenbezeichnung	RB 40 V	
Antrieb	Keilriemen	
Fördermedium	reine trockene Luft	
Volumenstrom	326	[Nm ³ /h]
Verdichtungsdruck	1	[bar]
Gebläsedrehzahl	2.660	[1/min]
Einstelldruck Sicherheitsventil	450	[mbar]
Motorkenndaten		
Fabrikat	VEM	
Leistung	7,5	[kW]
Drehzahl	2.900	[1/min]
Spannung	380/660	[V]
Frequenz	50	[Hz]

A VII Leistung der Permeat- und Reinigungspumpe (MBR)

Die Ergebnisse der Berechnung sind in folgender Tabelle zusammengefasst. Die Berechnung der einzelnen Werte folgt im Anschluss.

	Einheit	GRUNDFOS POMONA PO23/R	GRUNDFOS CRN 8-20/1
Q_{zu}	[m ³ /h]	30	8
p_M	[bar]	0,5	0,5
H_1	[m]	1,5	1,5
H_2	[m]	1,5	1,4
Δp	[bar]	0,80	0,80
$P_{N,theor.}$	[kW]	0,667	0,176
η_H	[1]	0,70	0,70
η_{Mech}	[1]	0,95	0,95
$\eta_{Reib,Rohre}$	[1]	0,95	0,95
η	[1]	0,632	0,632
$P_{N,erf.}$	[kW]	1,06	0,28
$P_{vorh.}$	[kW]	1,5	k.A.

Q_{zu} ... maximal durchzusetzende Wassermenge

p_M ... maximaler Druck an der Membran

H_1 ... Höhe zw. Nitrifikationsbeckenoberkante und tiefst möglichem Wasserspiegel im Nitrifikationsbecken

H_2 ... Höhe zw. Nitrifikationsbeckenoberkante und Wasserspiegelhöhe im Permeattank

Δp ... durch die Pumpe zu überwindende Druckdifferenz aus der Summe p_M , H_1 und H_2

$P_{N,theor.}$... theoretische Pumpleistung ohne Verluste

η ... Gesamtwirkungsgrad

η_H ... hydraulischer Wirkungsgrad der Pumpe (volumetrische Verluste)

η_{Mech} ... Wirkungsgrad aufgrund der Reibungsverluste innerhalb der Pumpe

$\eta_{Reib,Rohre}$... Wirkungsgrad aufgrund der Reibungsverluste entlang des Leitungssystems

$P_{N,erf.}$... erforderliche Pumpleistung

A VII.I GRUNDFOS POMONA PO23/R

Gegeben sind folgenden Daten:

$$Q_{zu}: 30 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,5 \text{ [m}^3\text{/min]} = 500 \text{ [l/min]}$$

$$p_M: 0,5 \text{ [bar]}$$

$$H_1: 1,5 \text{ [m]} = 0,15 \text{ [bar]}$$

$$H_2: 1,5 \text{ [m]} = 0,15 \text{ [bar]}$$

Berechnung der gesamten zu überwindenden Druckdifferenz:

$$\Delta p \text{ [bar]} = \Sigma (p_M, H_1, H_2) = 0,8 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$ (siehe A XIII)

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 500 \times 0,8 \times \frac{1}{600} = 0,667 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

Annahmen:

$$\eta_H = 0,70 \text{ .. für Kreiselpumpe bei niederem Druck}$$

$$\eta_{Mech.} = 0,95 \text{ .. angenommener Konsenswert}$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95 \text{ .. Kunststoffrohre verursachen weniger Reibung, als jene aus Stahl}$$

$$\eta = 0,70 \times 0,95 \times 0,95 = 0,632$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{0,667}{0,632} = 1,06 \text{ [kW]}$$

A VII.II GRUNDFOS CRN 8-20/1

Gegeben sind folgenden Daten:

$$Q_{zu}: 8 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,133 \text{ [m}^3\text{/min]} = 133 \text{ [l/min]}$$

$$p_M: 0,5 \text{ [bar]}$$

$$H_1: 1,5 \text{ [m]} = 0,15 \text{ [bar]}$$

$$H_2: 1,4 \text{ [m]} = 0,14 \text{ [bar]}$$

Berechnung der gesamten zu überwindenden Druckdifferenz:

$$\Delta p \text{ [bar]} = \Sigma (p_M, H_1, H_2) = 0,79 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$ (siehe A XIII)

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 133 \times 0,79 \times \frac{1}{600} = 0,175 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

Annahmen:

$$\eta_H = 0,70 \text{ .. für Kreiselpumpe bei niederem Druck}$$

$$\eta_{Mech.} = 0,95 \text{ .. angenommener Konsenswert}$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95 \text{ .. Kunststoffrohre verursachen weniger Reibung, als jene aus Stahl}$$

$$\eta = 0,70 \times 0,95 \times 0,95 = 0,632$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{0,175}{0,632} = 0,28 \text{ [kW]}$$

A VIII Spezifikation des Flockungsmittels

Daten sind aus den Unterlagen des Lieferanten entommen.

Dreiwertiges Poly-Aluminiumchlorid der FA. DONAUCHEM	
Formel	$(Al(OH)_xCl_{3-x})_m$
Lieferform	klare gelbliche Lösung
Dichte (20°C)	1,40 g/cm ³
Viskosität (25°C)	80 - 90 (Brookfield Spindel 2, 100 rpm)
Zusammensetzung	Al ₂ O ₃ 16,7% Cl ⁻ 21%

A IX Chemische Reinigung der MF - Membrane

Einmal in der Woche werden die Membranen chemisch gereinigt. Das Reinigungsintervall von einer Woche erscheint im ersten Augenblick als zu oft. Allerdings soll mit dieser vorsorgenden Maßnahme die Einsatz - Lebensdauer der einzelnen Membranen verlängert werden.

Für die Reinigung wird die Sauerstoffbelüftung sowie die Permeatansaugung an einer Straße abgedreht (über den Computer oder per Hand) und dann die betreffende Straße mit einem Kran aus dem Becken gehoben. Im nächsten Schritt wird die Reinigungslösung im 2 m³ fassenden Reinigungstank angesetzt. Es wird zum einen eine saure Lösung und zum anderen eine basische Lösung den Membranen permeatseitig über die Reinigungspumpe GRUNDFOS CRN 8-20/1 zugeführt. In Tabelle A2 sind die Zusammensetzungen der Reinigungslösungen aufgelistet.

Tabelle A2: Spüllösung für die Reinigung der MF – Membrane einer Straße

Reinigungslösung MF - Membrane	
saure Spüllösung	500 l Permeat MBR + 500 ml Zitronensäure pH - Wert: 3 – 4
basische Spüllösung	500 l Permeat MBR + 5 Liter Membranreiniger + 1,5 Liter NaOCl pH - Wert: 11 – 12
	500 l Permeat MBR + 10 Liter Membranreiniger + 0,5 Liter NaOCl pH - Wert: 11 – 12
NaOCl	mit maximal 15 % freies Chlor
Membranreiniger A -486	Alkalisches Reinigungsmittel bestehend aus Kaliumhydroxid und Tensiden; Hersteller FA. DONAUCHEM Empf. Konzentration: 2 bis 3 l auf 100 l Wasser bei pH 11 – 11,5 Temperatur: 35 bis 40°C, Einwirkzeit 0,5 – 2 h
Zitronensäure	Pulverform in 500 ml Messbecher

Für die basische Lösung werden zwei Varianten alternierend verwendet. In der einen Woche wird eine Lösung mit 5 Liter Membranreiniger angesetzt, die Woche darauf mit 10 Liter u.s.w.. Die Tabelle A3 stellt den Reinigungszyklus bei einer einzelnen Membranreinigung (pro Modul) dar.

Tabelle A3: Reinigungszyklus bei der Membranreinigung einer Straße

Reinigungszyklus	
1. saure Spülung	250 Liter durchspülen (ca. 2min mit 8 m ³ /h)
	15 min Einwirkzeit
	250 Liter durchspülen (12 min mit ca. 1,2 m ³ /h)
	15 min Einwirkzeit
	1000 Liter Permeat MBR
2. basische Spülung	250 Liter durchspülen (ca. 2min mit 8 m ³ /h)
	15 min Einwirkzeit
	250 Liter durchspülen (12 min mit ca. 1,2 m ³ /h)
	15 min Einwirkzeit
	1.000 Liter Permeat MBR

A X Pumpleistung der Nanofiltrationsanlage

Die Pumpleistung ist mit der maximal möglichen Durchsatzmenge so wie mit dem maximal fahrbaren Druck berechnet. Die Ergebnisse der Berechnung sind in der Tabelle A4 zusammengefasst.

Tabelle A4: Pumpleistung der Nanofiltrationsanlage

	Einheit	Pumpe der FA. ENDUR
Q_{zu}	[m ³ /h]	25
p_M	[bar]	6
H_2	[m]	1,5
Δp	[bar]	6,15
$P_{N,theor.}$	[kW]	4,271
η_H	[1]	0,65
$\eta_{Mech.}$	[1]	0,95
$\eta_{Reib,Rohre}$	[1]	0,95
η	[1]	0,5866
$P_{N,erf.}$	[kW]	7,28
P_{vorh}	[kW]	k.A.

Q_{zu} ... maximal durchzusetzende Wassermenge

p_M ... maximaler Druck an der Membran

H_2 ... Höhe zw. Nitrifikationsbeckenoberkante und Wasserspiegelhöhe im Permeattank

Δp ... durch die Pumpe zu überwindende Druckdifferenz aus der Summe p_M und H_2

$P_{N,theor.}$... theoretische Pumpleistung ohne Verluste

η ... Gesamtwirkungsgrad

η_H ... Hydraulischer Wirkungsgrad der Pumpe (volumetrische Verluste)

$\eta_{Mech.}$... Wirkungsgrad aufgrund der Reibungsverluste innerhalb der Pumpe

$\eta_{Reib,Rohre}$... Wirkungsgrad aufgrund der Reibungsverluste entlang des Leitungssystems

$P_{N,erf.}$... erforderliche Pumpleistung

A X.I ENDUR - Pumpe

Gegeben sind folgenden Daten:

$$Q_{zu}: 25 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,417 \text{ [m}^3\text{/min]} = 417 \text{ [l/min]}$$

$$p_M: 6 \text{ [bar]}$$

$$H_2: 1,5 \text{ [m]} = 0,15 \text{ [bar]}$$

Berechnung der gesamten zu überwindenden Druckdifferenz:

$$\Delta p \text{ [bar]} = \Sigma (p_M, H_1, H_2) = 6,15 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$ (siehe A XIII)

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 417 \times 6,15 \times \frac{1}{600} = 4,274 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

Annahmen:

$$\eta_H = 0,65 \text{ .. für Kreiselpumpe bei hohem Druck}$$

$$\eta_{Mech.} = 0,95 \text{ .. angenommener Konsenswert}$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95 \text{ .. Kunststoffrohre verursachen weniger Reibung, als jene aus Stahl}$$

$$\eta = 0,65 \times 0,95 \times 0,95 = 0,5866$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{4,274}{0,5866} = 7,28 \text{ [kW]}$$

A XI Leistung der DNF - Umwälzpumpe

Die Ergebnisse der Berechnung sind in folgender Tabelle A5 zusammengefasst. Die Berechnung der einzelnen Werte folgt im Anschluss.

Tabelle A5: Pumpenleistung zur Einstellung der Filtergeschwindigkeiten im Denitrifikationsfass

	Einheit	Kreiselpumpe
Q_{zu}	[m ³ /h]	10
H_2	[m]	1,5
Δp	[bar]	0,15
$P_{N,theor.}$	[kW]	0,041
η_H	[1]	0,70
$\eta_{Mech.}$	[1]	0,95
$\eta_{Reib,Rohre}$	[1]	0,95
η	[1]	0,632
$P_{N,erf.}$	[kW]	0,07
P_{vorh}	[kW]	k.A.

Q_{zu} ... maximal durchzusetzende Wassermenge

p_M ... maximaler Druck an der Membran

H_2 ... Höhe zw. Nitrifikationsbeckenoberkante und Wasserspiegelhöhe im Permeattank

Δp ... durch die Pumpe zu überwindende Druckdifferenz

$P_{N,theor.}$... theoretische Pumpleistung ohne Verluste

η ... Gesamtwirkungsgrad

η_H ... Hydraulischer Wirkungsgrad der Pumpe (volumetrische Verluste)

$\eta_{Mech.}$... Wirkungsgrad aufgrund der Reibungsverluste innerhalb der Pumpe

$\eta_{Reib,Rohre}$... Wirkungsgrad aufgrund der Reibungsverluste entlang des Leitungssystems

$P_{N,erf.}$... Erforderliche Pumpleistung

A XI.I Berechnung der Pumpleistung

Gegeben sind folgenden Daten:

$$Q_{zu}: 10 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,167 \text{ [m}^3\text{/min]} = 167 \text{ [l/min]}$$

$$H_2: 1,5 \text{ [m]} = 0,15 \text{ [bar]}$$

Berechnung der gesamten zu überwindenden Druckdifferenz:

$$\Delta p \text{ [bar]} = \Sigma (p_M, H_1, H_2) = 0,15 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$ (siehe A XIII)

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 167 \times 0,15 \times \frac{1}{600} = 0,042 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

Annahmen:

$$\eta_H = 0,70 \text{ .. für Kreiselpumpe bei niederem Druck}$$

$$\eta_{Mech.} = 0,95 \text{ .. angenommener Konsenswert}$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95 \text{ .. Kunststoffrohre verursachen weniger Reibung, als jene aus Stahl}$$

$$\eta = 0,70 \times 0,95 \times 0,95 = 0,632$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{0,042}{0,632} = 0,066 \text{ [kW]}$$

A XII Reinigung der Nanofiltrationsmembran

Zur Reinigung der Nanofiltrationsmembran wird eine Reinigungsflüssigkeit angesetzt, welche dann im Kreislauf geführt wird. Dazu wird in einem 50 Liter fassenden Behälter die Reinigungsflüssigkeit angesetzt (vgl. Tabelle A6).

Tabelle A6: Reinigungslösung für die Nanofiltrationsmembranen

Reinigungslösung NF - Membrane	
0,5 Liter Membranreiniger A-486 + 0,5 Liter H ₂ O ₂ + 45 Liter Wasser	
H ₂ O ₂	Stabilisiert mit Peressigsäure
Membranreiniger A -486	Alkalisches Reinigungsmittel bestehend aus Kaliumhydroxid und Tensiden; Hersteller FA. DONAUCHEM Empf. Konzentration: 2 bis 3 l auf 100 l Wasser bei pH 11 – 11,5 Temperatur: 35 bis 40°C, Einwirkzeit 0,5 – 2 h

Die Reinigungsflüssigkeit wird vom Behälter über einen Schlauch der Nanofiltration zugeführt und über die Membran und den Permeatschlauch wieder in den Behälter rückgeführt. Diese Prozedur dauert ca. 1 Stunde, welche durch eine ca 20 minütige Einwirkzeit, zu Beginn der Reinigung, unterbrochen wird. Im Anschluss daran wird ca. eine halbe Stunde lang, das Wasser aus der MBR durchgespült.

A XIII Energieverbrauch

Die Energieauswertung wird für den Zeitraum Juli bis Ende November durchgeführt. Dieser Zeitraum wird in 5 Phasen unterteilt, sodass dadurch die Zuordnung von Energiebeträgen erleichtert wird. Zuerst werden für diejenigen Aggregate die Energieverbräuche pro Tag errechnet, deren Datenlage ausreicht, um dieses Vorhaben seriös durchzuführen. Die Wirkungsgrade einzelner Aggregate werden von Datenblättern, sofern vorhanden, entnommen oder nur abgeschätzt. Das Ergebnis der Schätzung wird mit einem Technischen Büro abgeglichen (**Anm.¹**), um im Anschluss daran die erforderliche Leistung zu errechnen. Anschließend wird die Differenz aus dem mittleren Gesamtenergieverbrauch (unter Berücksichtigung des elektrischen Wirkungsgrades) pro Tag und der Energieverbräuche der einzelnen Aggregate gebildet. Der Differenzbetrag soll Aufschluss geben, wieviel Energie die nicht erfassten Aggregate verbrauchen.

Für die Berechnung der theoretischen Leistung wird folgende Formel herangezogen

$$P_{N,theor.} [\text{kW}] = (Q_{zu} [\text{l/min}] \times \Delta p [\text{bar}]) / 600 \quad \text{Anm.}^2$$

Erklärung der Formel:

$$P_{N,theor.} [\text{W}] = \frac{Q_{zu} [\text{l/min}]}{10^3 [\text{l/m}^3] \times 60 [\text{s/min}]} \times \Delta p \times \frac{10^5 [\text{N/m}^2]}{[\text{bar}]}$$

$$P_{N,theor.} [\text{kW}] = \frac{Q_{zu} [\text{l/min}]}{10^3 [\text{l/m}^3] \times 60 [\text{s/min}]} \times \Delta p \times \frac{10^5 [\text{N/m}^2]}{[\text{bar}]} \times \frac{[\text{kW}]}{10^3 [\text{W}]} =$$

$$= (Q_{zu} [\text{l/min}] \times \Delta p [\text{bar}]) / 600$$

Anm.¹: Technisches Büro für Maschinenbau - DI. Dr. Leutgöb

Anm.²: Backè, W.: Grundlagen der Ölhydraulik: Umdruck zur Vorlesung. Institut für hydraulische und pneumatische Antriebe und Steuerungen der RWTH Aachen, 6. Auflage, 1986. Seite 2-5

A XIII.I Hebeschnecke

Zu fördernde Menge:

$$Q_{zu} = 180 \text{ [m}^3\text{/d]} = 7,5 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,125 \text{ [m}^3\text{/min]} = 125 \text{ [l/min]}$$

Zu überwindende Druckdifferenz:

$$\Delta p = 0,258 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$:

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 125 \times 0,258 \times \frac{1}{600} = 0,054 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades

$$\eta = \eta_{\text{Keilriemen}} \times \eta_{\text{Getriebe}} \times \eta_{\text{Schnecke,hydr.}} \times \eta_{\text{Schnecke,mech.}}$$

$$\eta_{\text{Keilriemen}} = 0,9$$

$$\eta_{\text{Getriebe}} = 0,85$$

$$\eta_{\text{Schnecke,hydr.}} = 0,4$$

$$\eta_{\text{Schnecke,mech.}} = 0,9$$

$$\eta = 0,9 \times 0,85 \times 0,4 \times 0,9 = 0,2754$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{0,054}{0,2754} = 0,196 \text{ [kW]}$$

Verbrauch pro Tag:

$$\underline{\text{Verbrauch [kWh/d]}} = P_{N,erf.} \text{ [kW]} \times 24 \text{ [h]} = 0,196 \times 24 = \underline{4,7 \text{ [kWh/d]}}$$

A XIII.II Injektoren

Die Injektorenpumpe ist in einem Betrieb - Pause - Modus (siehe Tabelle A7) geschaltet, sodass sich je nach Einstellung ein größerer Leistungsbereich ergibt. Für die Berechnung des täglichen Verbrauchs wird angenommen, dass die Pumpe immer im Volllastbereich arbeitet. Die Daten dafür sind dem Anhang A IV zu entnehmen. In den Sommermonaten wird versucht, die Belüftungsdauer zu optimieren, sodass der Energieverbrauch in dieser Zeit höher ausfällt als in der restlichen Zeit. Deshalb wird für den ersteren Zeitraum ein höherer Wert angesetzt.

Zu fördernde Menge:

$$Q_{zu} = 120 \text{ [m}^3\text{/h]} = 2 \text{ [m}^3\text{/min]} = 2.000 \text{ [l/min]} \text{ (siehe A IV)}$$

Zu überwindende Druckdifferenz:

$$\Delta p = 4 \text{ bar .. Verdichtungsdruck (siehe A IV)}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$:

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 2.000 \times 4 \times \frac{1}{600} = 13,33 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

$$\eta_H \times \eta_{Mech} = 0,73 \text{ (siehe A IV)}$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95 \text{ .. kurze Leitung aus Stahl}$$

$$\eta = 0,73 \times 0,95 = 0,6935$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{13,33}{0,6935} = 19,18 \text{ [kW]}$$

Tabelle A7: Laufzeit der Injektoren

Zeitraum	Uhrzeit	Betrieb [min]	Stillstand [min]	Intervalle [1/d]	Laufzeit [min]	Lauzeit _{ges} [h/d]
1.7 - 11.9	8:00 - 23:00	8	13	42,86	342,9	
	23:00 - 8:00	5	13	30,00	150,00	
						8,2
12.9 - 30.11	8:00 - 23:00	7	14	42,86	300	
	23:00 - 8:00	5	14	28,42	142	
						7,37

Verbrauch pro Tag:

1.7 - 11.9:

$$\text{Verbrauch [kWh/d]} = P_{N,erf.} \text{ [kW]} \times 8,2 \text{ [h]} = 19,18 \times 8,2 = \underline{157,3 \text{ [kWh/d]}}$$

12.9 - 30.11:

$$\text{Verbrauch [kWh/d]} = P_{N,erf.} \text{ [kW]} \times 8,2 \text{ [h]} = 19,18 \times 7,37 = \underline{141,4 \text{ [kWh/d]}}$$

A XIII.III Gebläse

Das Gebläse ist ein Radialventilator, sodass die Leistung dementsprechend berechnet werden muss. Dazu wird aus dem Anhang A VI der Volumenstrom [m³/h] übernommen und die Leistung nach folgender Formel berechnet.

$$P_{\text{erf.}} [\text{kW}] = \frac{G_S \times H}{75 \times 1,36 \times \eta_{\text{Mech.}} \times \eta_H \times \eta_{\text{Reib.,Rohre}}} \quad \text{Anm.}^1$$

$$1 \text{ PS} = 1,36 \text{ kW}$$

G_S .. angesaugtes Gasgewicht [kg/s]

H .. Druckunterschied an Druck- und Saugstutzen [m]

Ausgangsdaten

$$Q_{\text{Luft}} = 326 [\text{m}^3/\text{h}] = 0,0906 [\text{m}^3/\text{s}]$$

$$\gamma_{\text{Luft}} = 1,29 [\text{kg}/\text{m}^3] \quad \text{Anm.}^2$$

$\Delta p = 0,35 \text{ bar}$.. Höhenunterschied Gebläseraum – Boden des Membranbelebungsbeckens

Berechnung des angesaugten Gasgewichts:

$$G_S [\text{kg}/\text{s}] = Q_{\text{Luft}} [\text{m}^3/\text{s}] \times \gamma_{\text{Luft}} [\text{kg}/\text{m}^3] = 0,0906 \times 1,29 = 0,117 [\text{kg}/\text{s}]$$

Berechnung des Druckunterschiedes:

$$H = \Delta p [\text{N}/\text{m}^2] / (\gamma_{\text{Luft}} [\text{kg}/\text{m}^3] \times 9,81 [\text{m}/\text{s}^2]) = \frac{0,35 \times 10^5}{(1,29 \times 9,81)} = 2.765,7 [\text{m}]$$

Anm.¹: auf SI - Einheiten adaptierte Formel: Ludwig, Otto: Handbuch des Maschinenbaues. 3. Auflage. Pfannenberg, 1951. Seite 430 – 433

Anm.²: Heywang, Schmiedel, Süß: Physik für technische Berufe. 27. Auflage. Handwerk und Technik, 1982. – ISBN 3582011135

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades:

$$\eta = \eta_H \times \eta_{\text{Mech}} \times \eta_{\text{Reib,Rohre}}$$

$$\eta_H \times \eta_{\text{Mech}} = 0,55 \quad \text{Anm.}^1$$

$\eta_{\text{Reib,Rohre}} = 0,95$.. lange Leitung, aber das Fluid ist Luft

$$\eta = 0,95 \times 0,55 = 0,5225$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{\text{N,erf.}}$

$$P_{\text{erf.}} [\text{kW}] = \frac{0,117 \times 2.765,7}{75 \times 1,36 \times 0,5225} = 6,07 [\text{kW}]$$

Verbrauch pro Tag:

$$\underline{\text{Verbrauch [kWh/d]}} = P_{\text{N,erf.}} [\text{kW}] \times 24 [\text{h}] = 6,07 \times 24 = \underline{145,7 [\text{kWh/d}]}$$

Anm.¹: wählbar zwischen 0,3 und 0,6: Ludwig, Otto: Handbuch des Maschinenbaues. 3. Auflage. Pfannenberg, 1951. Seite 430 – 433

A XIII.IV Permeatabsaugung

Das Permeat muss druckseitig eine Höhe von etwa 1,5 m (Druckmesserhöhe - Permeattank) überwinden. Die saugseitige Höhe wird über den Mittelwert des Filterdruckes bestimmt, der im Zeitraum Juli bis November gemessen wird. Der Filterdruck wird gemessen und setzt sich aus der Saughöhe und dem durch die Filtration (Schlamm) hervorgerufenen Transmembrandruck zusammen. Für die täglich abgesaugte Menge wird der Mittelwert aller Tageswerte bestimmt.

Zu fördernde Menge:

$$Q_{zu} = 180 \text{ [m}^3\text{/d]} = 7,5 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,125 \text{ [m}^3\text{/min]} = 125 \text{ [l/min]}$$

Zu überwindende Druckdifferenz:

$$p_{\text{Filter}} = -0,200 \text{ [bar]}$$

$$H_{\text{Saug}} = 1,5 \text{ [m]}$$

$$\Delta p = |p_{\text{Filter}}| + H_{\text{saug}} = 0,200 + 0,15 = 0,350 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,\text{theor.}}$:

$$P_{N,\text{theor.}} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 125 \times 0,350 \times \frac{1}{600} = 0,073 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades (siehe A VII)

$$\eta = \eta_H \times \eta_{\text{Mech}} \times \eta_{\text{Reib,Rohre}}$$

$$\eta_H = 0,7$$

$$\eta_{\text{Mech}} = 0,95$$

$$\eta_{\text{Reib,Rohre}} = 0,95$$

$$\eta = 0,7 \times 0,95 \times 0,95 = 0,632$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,\text{erf.}}$

$$P_{N,\text{erf.}} \text{ [kW]} = P_{N,\text{theor.}} \text{ [kW]} / \eta = \frac{0,073}{0,632} = 0,116 \text{ [kW]}$$

Verbrauch pro Tag:

$$\underline{\text{Verbrauch [kWh/d]}} = P_{N,\text{erf.}} \text{ [kW]} \times 24 \text{ [h]} = 0,116 \times 24 = \underline{2,8 \text{ [kWh/d]}}$$

A XIII.V Nanofiltration

Zur Berechnung der Leistung und infolgedessen des Energieverbrauchs werden Mittelwerte herangezogen, die im Betrieb eingestellt bzw. gemessen werden.

Zu fördernde Menge:

$$Q_{zu} = 10 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,167 \text{ [m}^3\text{/min]} = 167 \text{ [l/min]}$$

Zu überwindende Druckdifferenz:

$$p_{pumpe} = 5,0 \text{ [bar]}$$

$$\Delta p = p_{pumpe} = 5,0 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$:

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 167 \times 5,0 \times \frac{1}{600} = 1,39 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades (siehe A X)

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

$$\eta_H = 0,65$$

$$\eta_{Mech} = 0,95$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95$$

$$\eta = 0,65 \times 0,95 \times 0,95 = 0,5866$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{1,39}{0,5866} = 2,37 \text{ [kW]}$$

Verbrauch pro Tag:

$$\underline{\text{Verbrauch [kWh/d]}} = P_{N,erf.} \text{ [kW]} \times 24 \text{ [h]} = 2,37 \times 24 = \underline{55,2 \text{ [kWh/d]}}$$

A XIII.VI Denitrifikationsfass und Nanofiltration

Für beide Aggregate wird ein gemeinsamer Energieverbrauch errechnet, da beide eine geschlossene Einheit bilden. Da von der DNF - Umwälzpumpe die umgewälzten Mengen im Fass nicht bekannt sind und die Pumpe ohnehin leistungsschwach ist, wird nur der Energieverbrauch der Nanofiltration berechnet. Zur Berechnung der Leistung und infolgedessen des Energieverbrauchs werden Mittelwerte herangezogen, die im Betrieb eingestellt bzw. gemessen werden.

Zu fördernde Menge:

$$Q_{zu} = 20 \text{ [m}^3\text{/h]} = 0,333 \text{ [m}^3\text{/min]} = 333 \text{ [l/min]}$$

Zu überwindenden Druckdifferenz:

$$p_{pumpe} = 4,0 \text{ [bar]}$$

$$\Delta p = p_{pumpe} = 4,0 \text{ [bar]}$$

Berechnung von $P_{N,theor.}$:

$$P_{N,theor.} \text{ [kW]} = (Q_{zu} \text{ [l/min]} \times \Delta p \text{ [bar]}) / 600 = 333 \times 4,0 \times \frac{1}{600} = 2,22 \text{ [kW]}$$

Berechnung des Gesamtwirkungsgrades (siehe A X)

$$\eta = \eta_H \times \eta_{Mech} \times \eta_{Reib,Rohre}$$

$$\eta_H = 0,65$$

$$\eta_{Mech} = 0,95$$

$$\eta_{Reib,Rohre} = 0,95$$

$$\eta = 0,65 \times 0,95 \times 0,95 = 0,5866$$

Berechnung der erforderlichen Pumpleistung $P_{N,erf.}$

$$P_{N,erf.} \text{ [kW]} = P_{N,theor.} \text{ [kW]} / \eta = \frac{2,22}{0,5866} = 3,78 \text{ [kW]}$$

Verbrauch pro Tag:

$$\underline{\text{Verbrauch [kWh/d]}} = P_{N,erf.} \text{ [kW]} \times 24 \text{ [h]} = 3,78 \times 24 = \underline{90,7 \text{ [kWh/d]}}$$

A XIII.VII Gesamtenergieverbrauch der Anlage

Der Gesamtenergieverbrauch der gesamten Kläranlage wird täglich notiert. Daraus werden für 5 aufeinanderfolgende Zeiträume gewählt und deren mittlerer Energieverbrauch ermittelt. Diese Energiewerte werden mit einem elektrischen Wirkungsgrad multipliziert, der die Verluste zwischen dem Zähler und dem E - Motor so wie die Verluste des E - Motors selbst berücksichtigt (siehe Tabelle A8). Diese Maßnahme ist notwendig, da für die Aggregate nur die Wirkleistung berechnet wird.

Tabelle A8: Gesamtenergieverbrauch an der Anlage

Zeitraum	Gesamtverbrauch [kWh/d]	η_{elektr} [1]	Gesamtverbrauch [kWh/d]
1.7 - 18.7	369	0,9	332,1
19.7 - 11.9	464	0,9	417,6
12.9 - 16.9	342	0,9	307,8
17.9 - 3.10	461	0,9	414,9
4.10 - 30.11	341	0,9	306,9

Mittlerer Tagesverbrauch der Gesamtanlage (ohne Pilotanlage und Vorversuch „Denitrifikation“) im Zeitraum Juli bis November:

Mittlerer Verbrauch [kWh/d] =

$$= \frac{1}{5} \times (369 + (417,6 - V_{NF}) / 0,9 + 342 + (414,9 - V_{D+NF}) / 0,9 + 341)$$

$$= \frac{1}{5} \times (369 + (417,6 - 55,2) / 0,9 + 342 + (414,9 - 90,7) / 0,9 + 341) = \underline{\underline{363 \text{ [kWh/d]}}}$$

A XIII.VIII Ermittlung des Differenzbetrages

Wie schon oben erwähnt wird die Energieauswertung für 5 Zeiträume errechnet (siehe Tabelle A9) und anschließend der Differenzbetrag gebildet, der auf alle nicht berücksichtigten Verbraucher zugeordnet wird.

Tabelle A9: Bildung des Differenzbetrages

Zeitraum	Bildung des Differenzbetrages	Differenzbetrag [kWh/d]
1.7 - 18.7	$332,1 - V_H - V_I - V_G - V_{Pab}$	21,6
	$332,1 - 4,7 - 157,3 - 145,7 - 2,8$	
18.7 -11.9	$417,6 - V_H - V_I - V_G - V_{Pab} - V_{NF}$	51,9
	$417,6 - 4,7 - 157,3 - 145,7 - 2,8 - 55,2$	
12.9 - 16.9	$307,8 - V_H - V_I - V_G - V_{Pab}$	13,2
	$307,8 - 4,7 - 141,4 - 145,7 - 2,8$	
17.9 - 3.10	$414,9 - V_H - V_I - V_G - V_{Pab} - V_{D+NF}$	29,6
	$414,9 - 4,7 - 141,4 - 145,7 - 2,8 - 90,7$	
4.10 - 30.11	$306,9 - V_H - V_I - V_G - V_{Pab}$	12,3
	$306,9 - 4,7 - 141,4 - 145,7 - 2,8$	

V .. Energieverbrauch [kWh/d]

H .. Hebeschnecke

I .. Injektoren(-belüftung) im Teich 1

G .. Gebläse zur Belüftung im Membranbelebungsbecken

Pab .. Permeatabsaugung der Mikrofiltrationsanlage

NF .. Nanofiltrationsanlage

D+NF .. Denitrifikationsfass und Nanofiltrationsanlage

Zuordnung des Fehlbetrages

Restliche Anlagenteile: 12,3 [kWh/d]

Nicht zuordbarer Anteil von maximal: $51,9 - 12,3 = 39,6$ [kWh/d]

A XIII.IX Spezifischer Energieverbrauch

A XIII.IX.I Gesamtanlage (o. Pilotanlagen NF und Denitrifikation)

Durchschnittliche Tagesmenge:

$$Q = 179 \text{ [m}^3\text{/d]}$$

Mittlerer Tagesverbrauch:

$$\text{Mittlerer Verbrauch [kWh/d]} = \underline{363 \text{ [kWh/d]}}$$

Spezifischer Energieverbrauch, spez. V_{ges} :

$$\text{spez. } V_{\text{ges}} \text{ [kWh/m}^3\text{]} = \frac{363}{179} = \underline{2,03 \text{ [kWh/m}^3\text{]}}$$

A XIII.IX.II Gesamtanlage (o. Pilotanlagen NF, Denitrifikation u. Injektor)

Durchschnittliche Tagesmenge:

$$Q = 179 \text{ [m}^3\text{/d]}$$

Mittlerer Tagesverbrauch:

$$\text{Mittlerer Verbrauch} = (V_G + V_{\text{Pab}} + V_{\text{rest}}) / \eta_{\text{elektr}}$$

$$\text{Mittlerer Verbrauch [kWh/d]} = \frac{1}{0,9} \times (145,7 + 2,8 + 12,3) = \underline{178,7 \text{ [kWh/d]}}$$

Spezifischer Energieverbrauch, spez. V_{gesII} :

$$\text{spez. } V_{\text{gesII}} \text{ [kWh/m}^3\text{]} = \frac{178,7}{179} = \underline{1,00 \text{ [kWh/m}^3\text{]}}$$

A XIII.IX.III Membranbelebung

Durchschnittliche Tagesmenge:

$$Q = 179 \text{ [m}^3\text{/d]}$$

Mittlerer Tagesverbrauch:

$$\text{Mittlerer Verbrauch} = (V_G + V_{\text{Pab}}) / \eta_{\text{elektr}}$$

$$\text{Mittlerer Verbrauch [kWh/d]} = \frac{1}{0,9} \times (145,7 + 2,8) = \underline{165 \text{ [kWh/d]}}$$

Spezifischer Energieverbrauch, spez. V_{MBR} :

$$\text{spez. } V_{\text{MBR}} \text{ [kWh/m}^3\text{]} = \frac{165}{179} = \underline{0,92 \text{ [kWh/m}^3\text{]}}$$

A XIII.IX.IV Injektor

Spezifischer Energieverbrauch der Gesamtanlage:

$$\text{spezifischer Verbrauch [kWh/m}^3\text{]} = \underline{2,03 \text{ [kWh/m}^3\text{]}}$$

Spezifischer Energieverbrauch des Injektors:

$$\text{spezifischer Verbrauch [kWh/m}^3\text{]} = \text{spez. } V_{\text{ges}} - \text{spez. } V_{\text{gesII}} = 2,03 - 1,00 = \underline{1,03 \text{ [kWh/m}^3\text{]}}$$

A XIV Softwareberechnung „Belebungsexpert“

A XIV.I Konventionelle Belebung (ohne Vorklärung)

Anlagenkonfiguration:		Reinigungsziele:		
<ul style="list-style-type: none"> • Belebungsbecken • Nachklärung 		<ul style="list-style-type: none"> • Abbau des org. Kohlenstoffs • Nitrifikation • Denitrifikation • Phosphor-Simultanfällung 		
Denitrifikationsverfahren: Vorgeschaltete Denitrifikation				
Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium				
Nachklärung: Beckentyp Rundbecken, Strömung horizontal, Schildräumer				
Lastannahmen:				
Größenklasse: 420 kg BSB ₅ /d				
Berechnete Lastfälle:				
<ul style="list-style-type: none"> • Lastfall 1: Bemessung • Lastfall 2: Ermittlung des Sauerstoffbedarfs bei höchster Temperatur 				
Berechnung auf CSB -Basis				
Zulaufmenge:		Lastfall	1	2
Abwassermenge	Q _d	1050	1050 m ³ /d	
	Q _t	109	109 m ³ /h	
Zulaufkonzentrationen:				
CSB	C _{CSB,ZB}	800	800 mg/l	
Gelöster CSB	S _{CSB,ZB}	0	0 mg/l	
BSB ₅	C _{BSB,ZB}	400	400 mg/l	
CSB/BSB ₅	-	2,00	2,00 mg/l	
Abfiltrierbare Stoffe	X _{TS,ZB}	0	0 mg/l	
Kjeldahl-Stickstoff	C _{TKN,ZB}	73,3	73,3 mg/l	
Ammoniumstickstoff	S _{NH₄,ZB}	0,0	0,0 mg/l	
Nitratstickstoff	S _{NO₃,ZB}	0,0	0,0 mg/l	
Phosphor	C _{P,ZB}	12,0	12,0 mg/l	
Säurekapazität	S _{KS,ZB}	0,0	0,0 mmol/l	
Zulaufmengen:				
CSB	B _{d,CSB}	840	840 kg/d	
Gelöster CSB	B _{d,SCSB}	0	0 kg/d	
BSB ₅	B _{d,BSB}	420	420 kg/d	
Abfiltrierbare Stoffe	B _{d,XTS}	0	0 kg/d	
Kjeldahl-Stickstoff	B _{d,TKN}	77,0	77,0 kg/d	
Ammoniumstickstoff	B _{d,NH₄}	0,0	0,0 kg/d	
Nitratstickstoff	B _{d,NO₃}	0,0	0,0 kg/d	
Phosphor	B _{d,P}	12,6	12,6 kg/d	


Belebungsbecken, Lastfall 1:		
Temperatur im Belebungsbecken	T	12,0 Grad C
Stickstoffbilanz:		
Zulauf: $C_{TKN} + S_{NO3}$	CN	73,3 mg/l
im Schlamm gebunden	$X_{orgN,BM}$	20,0 mg/l
Ammonium im Ablauf	$S_{NH4,AN}$	0,0 mg/l
organischer Stickstoff im Ablauf	$S_{orgN,AN}$	1,0 mg/l
nitrifizierter Stickstoff	$S_{NO3,N}$	52,3 mg/l
Nitrat im Ablauf (Sollwert)	$S_{NO3,AN}$	20,0 mg/l
zu denitrifizierendes Nitrat	$S_{NO3,D}$	32,3 mg/l
erforderliche Denitrifikationskapazität	$S_{NO3,D}/C_{BSB}$	0,081 kg/kg
Gewählter Denitrifikationsanteil	V_D/V_{BB}	0,30 -
vorhandene Denitrifikationskapazität	$S_{NO3,D}/C_{BSB}$	0,082 kg/kg
denitrifiziertes Nitrat	$S_{NO3,D}$	33,0 mg/l
Nitrat im Ablauf (vorhanden)	$S_{NO3,AN}$	19,4 mg/l
Minimal erforderliche Rückführung	RF	1,62 -
Phosphorelimination:		
Phosphor im Zulauf	$C_{P,ZB}$	12,0 mg/l
Im Schlamm gebunden (normale Aufnahme)	$X_{P,BM}$	4,0 mg/l
Im Schlamm gebunden (erhöhte Aufnahme)	$X_{P,BioP}$	1,6 mg/l
Phosphor im Ablauf (vorhanden)	$S_{PO4,AN}$	1,0 mg/l
Phosphor im Ablauf (Sollwert)	$S_{PO4,AN}$	1,0 mg/l
gefällter Phosphor	$X_{P,Fäll}$	5,4 mg/l
Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium		
Fällmittelbedarf	FM	7,4 kg Me/d
Schlammrockensubstanz im Belebungsbecken:		
Zulässige Schlammrockensubstanz im Ablauf BB	TS_{AB}	5,04 kg/m ³
Gewählte Schlammrockensubstanz im Ablauf BB	TS_{AB}	5,00 kg/m ³
Volumen des Belebungsbeckens:		
Erforderliches Schlammalter	erf.t _{TS}	25,0 d
Erforderliche Schlamm-Masse	erf.M _{TS}	5250 kg
Erforderliches Volumen	V_{BB}	1049 m ³
Gewähltes Volumen	V_{BB}	1050 m ³
Vorhandenes Schlammalter	t _{TS}	25,0 d
BSB ₅ -Raumbelastung	$B_{R,BSB}$	0,40 kg/(m ³ *d)
BSB ₅ -Schlammbelastung	$B_{TS,BSB}$	0,08 kg/(kg*d)
Schlammproduktion:		
Schlamm aus Kohlenstoffelimination	$\dot{U}_{Sd,C}$	175 kg/d
Schlamm aus Dosierung von ext. C	$\dot{U}_{Sd,extC}$	0 kg/d
Schlamm aus biol. P-Elimination	$\dot{U}_{Sd,BioP}$	5 kg/d
Schlamm aus P-Fällung	$\dot{U}_{Sd,F}$	30 kg/d
Schlammproduktion gesamt	\dot{U}_{Sd}	210 kg/d
Sauerstoffverbrauch:		
aus Kohlenstoffelimination	$OV_{d,C}$	595 kg/d
aus Nitrifikation	$OV_{d,N}$	236 kg/d
aus C-Elimination durch Denitrifikation	$OV_{d,D}$	-100 kg/d

Täglicher Sauerstoffverbrauch	OV _d	731 kg/d
Mittlerer stündlicher Sauerstoffverbrauch	OV _h	30,5 kg/h
Stoßfaktor für C-Elimination	f _C	1,10 -
Stoßfaktor für Nitrifikation	f _N	1,50 -
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _C =1, f _N =1,50	OV _h	35,4 kg/h
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _N =1, f _C =1,10	OV _h	32,5 kg/h
Säurekapazität:		
Säurekapazität im Ablauf	SKS _{AN}	-1,97 mmol/l
<p>Phosphor im Ablauf (Sollwert) S_{PO4,AN} 0,0 mg/l gefällter Phosphor X_{P,Fäll} 0,0 mg/l Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium Fällmittelbedarf FM 7,1 kg Me/d Schlammrockensubstanz im Belebungsbecken: Zulässige Schlammrockensubstanz im Ablauf BB TS_{AB} 5,04 kg/m³ Gewählte Schlammrockensubstanz im Ablauf BB TS_{AB} 0,00 kg/m³ Schlammalter: Vorhandenes Schlammalter t_{TS} 0,0 d BSB₅-Raumbelastung B_{R,BSB} 0,00 kg/(m³*d) BSB₅-Schlammbelastung B_{TS,BSB} 1E30 kg/(kg*d) Schlammproduktion: Schlamm aus Kohlenstoffelimination Ü_{S_{d,C}} 1E30 kg/d Schlamm aus Dosierung von ext. C Ü_{S_{d,extC}} 1E30 kg/d Schlamm aus biol. P-Elimination Ü_{S_{d,BioP}} 1E30 kg/d Schlamm aus P-Fällung Ü_{S_{d,F}} 1E30 kg/d Schlammproduktion gesamt Ü_{S_{d,F}} 1E30 kg/d</p> <p>Sauerstoffverbrauch: aus Kohlenstoffelimination OV_{d,C} 0 kg/d aus Nitrifikation OV_{d,N} 0 kg/d aus C-Elimination durch Denitrifikation OV_{d,D} 0 kg/d Täglicher Sauerstoffverbrauch OV_d 0 kg/d Mittlerer stündlicher Sauerstoffverbrauch OV_h 0,0 kg/h Stoßfaktor für C-Elimination f_C 0,00 - Stoßfaktor für Nitrifikation f_N 0,00 - Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f_C=1, f_N=1,50 OV_h 0,0 kg/h Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f_N=1, f_C=1,10 OV_h 0,0 kg/h</p>		
Säurekapazität: Säurekapazität im Ablauf SKS_{AN} 0,00 mmol/l		
Belebungsbecken, Lastfall 2:		
Temperatur im Belebungsbecken	T	20,0 Grad C
Stickstoffbilanz:		
Zulauf: C _{TKN} + S _{NO3}	C _N	73,3 mg/l
im Schlamm gebunden	X _{orgN,BM}	20,0 mg/l
Ammonium im Ablauf	S _{NH4,AN}	0,0 mg/l
organischer Stickstoff im Ablauf	S _{orgN,AN}	1,0 mg/l
nitrifizierter Stickstoff	S _{NO3,N}	52,3 mg/l
Nitrat im Ablauf (Sollwert)	S _{NO3,AN}	20,0 mg/l
zu denitrifizierendes Nitrat	S _{NO3,D}	32,3 mg/l
erforderliche Denitrifikationskapazität	S _{NO3,D/CBSB}	0,081 kg/kg
Gewählter Denitrifikationsanteil	V _{D/VBB}	0,30 -
vorhandene Denitrifikationskapazität	S _{NO3,D/CBSB}	0,082 kg/kg
denitrifiziertes Nitrat	S _{NO3,D}	33,0 mg/l
Nitrat im Ablauf (vorhanden)	S _{NO3,AN}	19,4 mg/l
Minimal erforderliche Rückführung	RF	1,62 -
Phosphorelimination:		
Phosphor im Zulauf	C _{P,ZB}	12,0 mg/l
Im Schlamm gebunden (normale Aufnahme)	X _{P,BM}	4,0 mg/l
Im Schlamm gebunden (erhöhte Aufnahme)	X _{P,BioP}	1,6 mg/l
Phosphor im Ablauf (vorhanden)	S _{PO4,AN}	1,0 mg/l
Phosphor im Ablauf (Sollwert)	S _{PO4,AN}	1,0 mg/l
gefällter Phosphor	C _{P,Fäll}	3,4 mg/l
Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium		
Fällmittelbedarf	FM	7,1 kg Me/d

Schlammrockensubstanz im Belebungsbecken:		
Zulässige Schlammrockensubstanz im Ablauf BB	TS _{AB}	5,04 kg/m ³
Gewählte Schlammrockensubstanz im Ablauf BB	TS _{AB}	5,00 kg/m ³
Schlammalter:		
Vorhandenes Schlammalter	t _{TS}	33,5 d
BSB ₅ -Raumbelastung	B _{R,BSB}	0,40 kg/(m ³ *d)
BSB ₅ -Schlammbelastung	B _{TS,BSB}	0,08 kg/(kg*d)
Schlammproduktion:		
Schlamm aus Kohlenstoffelimination	ÜS _{d,C}	133 kg/d
Schlamm aus Dosierung von ext. C	ÜS _{d,extC}	0 kg/d
Schlamm aus biol. P-Elimination	ÜS _{d,BioP}	5 kg/d
Schlamm aus P-Fällung	ÜS _{d,F}	19 kg/d
Schlammproduktion gesamt	ÜS _d	157 kg/d
Sauerstoffverbrauch:		
aus Kohlenstoffelimination	OV _{d,C}	644 kg/d
aus Nitrifikation	OV _{d,N}	236 kg/d
aus C-Elimination durch Denitrifikation	OV _{d,D}	-100 kg/d
Täglicher Sauerstoffverbrauch	OV _d	780 kg/d
Mittlerer stündlicher Sauerstoffverbrauch	OV _h	32,5 kg/h
Stoßfaktor für C-Elimination	f _C	1,05 -
Stoßfaktor für Nitrifikation	f _N	1,30 -
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _C =1, f _N =1,50	OV _h	35,4 kg/h
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _N =1, f _C =1,10	OV _h	33,6 kg/h
Säurekapazität:		
Säurekapazität im Ablauf	SKS _{AN}	-1,74 mmol/l
Nachklärung:		
Beckentyp: Rundbecken	Art der Durchströmung: horizontal	
Räumertyp: Schildräumer		
Maßgebende Wassermenge	Q _m	119 m ³ /h
Schlammindex, Eindickzeit, Rücklaufverhältnis:		
Schlammindex, gewählt	ISV	75 l/kg
Eindickzeit des Schlammes, gewählt	t _E	2,0 h
Schlammrockensubstanz an der Beckensohle	TS _{BS}	16,8 kg/m ³
Gewähltes Verhältnis TS _{RS} /TS _{BS}		0,70 -
Schlammrockensubstanz im Rücklaufschlamm	TS _{RS}	11,8 kg/m ³
Rücklaufverhältnis bei RW, gewählt	RV	0,75 -
Zulässige Schlammrockensubstanz im Zulauf	TS _{AB}	5,04 kg/m ³
Gewählte Schlammrockensubstanz im Zulauf (=TS _{AB})	TS _{AB}	5,00 kg/m ³
Beckenoberfläche, Anzahl und Abmessungen:		
Zulässige Schlammvolumenbeschickung	q _{SV}	500 l/(m ² *h)
Zulässige Flächenbeschickung	q _A	1,60 m/h
Erforderliche Gesamt-Beckenoberfläche	A _{NB}	89 m ²
Anzahl der Becken	a	1
Gewählter Durchmesser	D _{NB}	11,00 m

Durchmesser des Mittelbauwerks	D _{MB}	0,00 m
Vorhandene Beckenoberfläche	A _{NB}	95 m ²
Vorhandene Schlammvolumenbeschickung	q _{SV}	470 l/(m ² *h)
Vorhandene Flächenbeschickung	q _A	1,25 m/h
Beckentiefe:		
Klarwasserzone	h ₁	0,70 m
Trenn- und Rückströmzone	h ₂	1,75 m
Dichtestrom- und Speicherzone	h ₃	0,74 m
Eindick- und Räumzone	h ₄	1,30 m
Maßgebende Beckentiefe	h _{ges}	4,50 m
Tiefe des Einlaufs u. WSP	h _e	1,80 m
Räumer:		
Räumschildhöhe	h _{SR}	0,50 m
Anzahl der Räumerarme	a _r	1,0 -
Räumgeschwindigkeit	v _{SR}	75 m/h
Räumfaktor	f _{SR}	1,50 -
Räumintervall	t _{SR}	0,46 h
Erforderlicher Räumvolumenstrom	Q _{SR}	56 m ³ /h
Vorhandener Räumvolumenstrom	Q _{SR}	69 m ³ /h
Die Schlammbilanz ist erfüllt.		

A XIV.II Membranbelebung (mit Vorklärung)

 REGELWERK		Belebungs-Expert Programm zur Berechnung von einstufigen Belebungsanlagen nach dem ATV-Arbeitsblatt A131	
Projekt: 7000_Frachten_BSB5 bearbeitet von:		berechnet am: 13.04.03	
Anlagenkonfiguration: <ul style="list-style-type: none"> • Vorklärung • Belebungsbecken • Nachklärung 		Reinigungsziele: <ul style="list-style-type: none"> • Abbau des org. Kohlenstoffs • Nitrifikation • Denitrifikation • Phosphor-Simultanfällung 	
Denitrifikationsverfahren: Vorgeschaltete Denitrifikation Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium Nachklärung: Beckentyp Rundbecken, Strömung horizontal, Schildräumer			
Lastannahmen: Größenklasse: 420 kg BSB ₅ /d			
Berechnete Lastfälle: <ul style="list-style-type: none"> • Lastfall 1: Bemessung • Lastfall 2: Ermittlung des Sauerstoffbedarfs bei höchster Temperatur Berechnung auf CSB -Basis			
	Lastfall	1	2
Zulaufmenge:			
Abwassermenge	Q _d	1050	1050 m ³ /d
	Q _t	109	109 m ³ /h
Zulaufkonzentrationen:			
CSB	C _{CSB,ZB}	600	600 mg/l
Gelöster CSB	S _{CSB,ZB}	0	0 mg/l
BSB ₅	C _{BSB,ZB}	300	300 mg/l
CSB/BSB ₅	-	2,00	2,00 mg/l
Abfiltrierbare Stoffe	X _{TS,ZB}	0	0 mg/l
Kjeldahl-Stickstoff	C _{TKN,ZB}	66,7	66,7 mg/l
Ammoniumstickstoff	S _{NH4,ZB}	0,0	0,0 mg/l
Nitratstickstoff	S _{NO3,ZB}	0,0	0,0 mg/l
Phosphor	C _{P,ZB}	10,7	10,7 mg/l
Säurekapazität	S _{KS,ZB}	0,0	0,0 mmol/l
Zulauffrachten:			
CSB	B _{d,CSB}	630	630 kg/d
Gelöster CSB	B _{d,SCSB}	0	0 kg/d
BSB ₅	B _{d,BSB}	315	315 kg/d
Abfiltrierbare Stoffe	B _{d,XTS}	0	0 kg/d
Kjeldahl-Stickstoff	B _{d,TKN}	70,0	70,0 kg/d
Ammoniumstickstoff	B _{d,NH4}	0,0	0,0 kg/d
Nitratstickstoff	B _{d,NO3}	0,0	0,0 kg/d
Phosphor	B _{d,P}	11,2	11,2 kg/d

Belebungsbecken, Lastfall 1:		
Temperatur im Belebungsbecken	T	12,0 Grad C
Stickstoffbilanz:		
Zulauf: C _{TKN} + S _{NO3}	C _N	66,7 mg/l
im Schlamm gebunden	X _{orgN,BM}	15,0 mg/l
Ammonium im Ablauf	S _{NH4,AN}	0,0 mg/l
organischer Stickstoff im Ablauf	S _{orgN,AN}	1,0 mg/l
nitrifizierter Stickstoff	S _{NO3,N}	50,7 mg/l
Nitrat im Ablauf (Sollwert)	S _{NO3,AN}	20,0 mg/l
zu denitrifizierendes Nitrat	S _{NO3,D}	30,7 mg/l
erforderliche Denitrifikationskapazität	S _{NO3,D/CBSB}	0,102 kg/kg
Gewählter Denitrifikationsanteil	V _{D/VBB}	0,30 -
vorhandene Denitrifikationskapazität	S _{NO3,D/CBSB}	0,104 kg/kg
denitrifiziertes Nitrat	S _{NO3,D}	31,2 mg/l
Nitrat im Ablauf (vorhanden)	S _{NO3,AN}	19,5 mg/l
Minimal erforderliche Rückführung	RF	1,53 -
Phosphorelimination:		
Phosphor im Zulauf	C _{P,ZB}	10,7 mg/l
Im Schlamm gebunden (normale Aufnahme)	X _{P,BM}	3,0 mg/l
Im Schlamm gebunden (erhöhte Aufnahme)	X _{P,BioP}	1,2 mg/l
Phosphor im Ablauf (vorhanden)	S _{PO4,AN}	1,0 mg/l
Phosphor im Ablauf (Sollwert)	S _{PO4,AN}	1,0 mg/l
gefällter Phosphor	X _{P,Fäll}	5,5 mg/l
Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium		
Fällmittelbedarf	FM	7,5 kg Me/d
Schlammrockensubstanz im Belebungsbecken:		
Zulässige Schlammrockensubstanz im Ablauf BB	TS _{AB}	5,04 kg/m ³
Gewählte Schlammrockensubstanz im Ablauf BB	TS _{AB}	5,00 kg/m ³
Volumen des Belebungsbeckens:		
Erforderliches Schlammalter	erf.t _{TS}	25,0 d
Erforderliche Schlamm-Masse	erf.M _{TS}	4125 kg
Erforderliches Volumen	V _{BB}	825 m ³
Gewähltes Volumen	V _{BB}	825 m ³
Vorhandenes Schlammalter	t _{TS}	25,0 d
BSB ₅ -Raumbelastung	BR,BSB	0,38 kg/(m ³ *d)
BSB ₅ -Schlammbelastung	B _{TS,BSB}	0,08 kg/(kg*d)
Schlammproduktion:		
Schlamm aus Kohlenstoffelimination	Ü _{Sd,C}	131 kg/d
Schlamm aus Dosierung von ext. C	Ü _{Sd,extC}	0 kg/d
Schlamm aus biol. P-Elimination	Ü _{Sd,BioP}	4 kg/d
Schlamm aus P-Fällung	Ü _{Sd,F}	30 kg/d
Schlammproduktion gesamt	Ü _{Sd}	165 kg/d
Sauerstoffverbrauch:		
aus Kohlenstoffelimination	OV _{d,C}	446 kg/d
aus Nitrifikation	OV _{d,N}	229 kg/d
aus C-Elimination durch Denitrifikation	OV _{d,D}	-95 kg/d

Täglicher Sauerstoffverbrauch	OV _d	580 kg/d
Mittlerer stündlicher Sauerstoffverbrauch	OV _h	24,2 kg/h
Stoßfaktor für C-Elimination	f _C	1,10 -
Stoßfaktor für Nitrifikation	f _N	1,50 -
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _C =1, f _N =1,50	OV _h	28,9 kg/h
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _N =1, f _C =1,10	OV _h	25,6 kg/h
Säurekapazität:		
Säurekapazität im Ablauf	SKS _{AN}	-1,99 mmol/l
Phosphor im Ablauf (Sollwert) S _{PO4,AN} 0,0 mg/l gefällter Phosphor X _{P,Fäll} 0,0 mg/l Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium Fällmittelbedarf FM 7,1 kg Me/d Schlammrockensubstanz im Belebungsbecken: Zulässige Schlammrockensubstanz im Ablauf BB TS_{AB} 5,04 kg/m³ Gewählte Schlammrockensubstanz im Ablauf BB TS_{AB} 0,00 kg/m³ Schlammalter: Vorhandenes Schlammalter t_{TS} 0,0 d BSB₅-Raumbelastung B_{R,BSB} 0,00 kg/(m³*d) BSB₅-Schlammbelastung B_{TS,BSB} 1E30 kg/(kg*d) Schlammproduktion: Schlamm aus Kohlenstoffelimination Ü_{S_{d,C}} 1E30 kg/d Schlamm aus Dosierung von ext. C Ü_{S_{d,extC}} 1E30 kg/d Schlamm aus biol. P-Elimination Ü_{S_{d,BioP}} 1E30 kg/d Schlamm aus P-Fällung Ü_{S_{d,F}} 1E30 kg/d Schlammproduktion gesamt Ü_{S_{d,F}} 1E30 kg/d		
Sauerstoffverbrauch: aus Kohlenstoffelimination OV _{d,C} 0 kg/d aus Nitrifikation OV _{d,N} 0 kg/d aus C-Elimination durch Denitrifikation OV _{d,D} 0 kg/d Täglicher Sauerstoffverbrauch OV _d 0 kg/d Mittlerer stündlicher Sauerstoffverbrauch OV _h 0,0 kg/h Stoßfaktor für C-Elimination f _C 0,00 - Stoßfaktor für Nitrifikation f _N 0,00 - Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _C =1, f _N =1,50 OV _h 0,0 kg/h Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _N =1, f _C =1,10 OV _h 0,0 kg/h		
Säurekapazität: Säurekapazität im Ablauf SKS_{AN} 0,00 mmol/l		
Belebungsbecken, Lastfall 2:		
Temperatur im Belebungsbecken	T	20,0 Grad C
Stickstoffbilanz:		
Zulauf: C _{TKN} + S _{NO3}	C _N	66,7 mg/l
im Schlamm gebunden	X _{orgN,BM}	15,0 mg/l
Ammonium im Ablauf	S _{NH4,AN}	0,0 mg/l
organischer Stickstoff im Ablauf	S _{orgN,AN}	1,0 mg/l
nitrifizierter Stickstoff	S _{NO3,N}	50,7 mg/l
Nitrat im Ablauf (Sollwert)	S _{NO3,AN}	20,0 mg/l
zu denitrifizierendes Nitrat	S _{NO3,D}	30,7 mg/l
erforderliche Denitrifikationskapazität	S _{NO3,D/CBSB}	0,102 kg/kg
Gewählter Denitrifikationsanteil	V _{D/VBB}	0,30 -
vorhandene Denitrifikationskapazität	S _{NO3,D/CBSB}	0,104 kg/kg
denitrifiziertes Nitrat	S _{NO3,D}	31,2 mg/l
Nitrat im Ablauf (vorhanden)	S _{NO3,AN}	19,5 mg/l
Minimal erforderliche Rückführung	RF	1,53 -
Phosphorelimination:		
Phosphor im Zulauf	C _{P,ZB}	10,7 mg/l
Im Schlamm gebunden (normale Aufnahme)	X _{P,BM}	3,0 mg/l
Im Schlamm gebunden (erhöhte Aufnahme)	X _{P,BioP}	1,2 mg/l
Phosphor im Ablauf (vorhanden)	S _{PO4,AN}	1,0 mg/l
Phosphor im Ablauf (Sollwert)	S _{PO4,AN}	1,0 mg/l
gefällter Phosphor	C _{P,Fäll}	5,5 mg/l
Fällmittel: Dreiwertiges Aluminium		
Fällmittelbedarf	FM	7,1 kg Me/d

Schlamm Trockensubstanz im Belebungsbecken:		
Zulässige Schlamm Trockensubstanz im Ablauf BB	TS _{AB}	5,04 kg/m ³
Gewählte Schlamm Trockensubstanz im Ablauf BB	TS _{AB}	5,00 kg/m ³
Schlammalter:		
Vorhandenes Schlammalter	t _{TS}	30,3 d
BSB ₅ -Raumbelastung	B _{R,BSB}	0,38 kg/(m ³ *d)
BSB ₅ -Schlammbelastung	B _{TS,BSB}	0,08 kg/(kg*d)
Schlammproduktion:		
Schlamm aus Kohlenstoffelimination	Ü _{Sd,C}	103 kg/d
Schlamm aus Dosierung von ext. C	Ü _{Sd,extC}	0 kg/d
Schlamm aus biol. P-Elimination	Ü _{Sd,BioP}	4 kg/d
Schlamm aus P-Fällung	Ü _{Sd,F}	30 kg/d
Schlammproduktion gesamt	Ü _{Sd}	136 kg/d
Sauerstoffverbrauch:		
aus Kohlenstoffelimination	OV _{d,C}	480 kg/d
aus Nitrifikation	OV _{d,N}	229 kg/d
aus C-Elimination durch Denitrifikation	OV _{d,D}	-95 kg/d
Täglicher Sauerstoffverbrauch	OV _d	613 kg/d
Mittlerer stündlicher Sauerstoffverbrauch	OV _h	25,6 kg/h
Stoßfaktor für C-Elimination	f _C	1,10 -
Stoßfaktor für Nitrifikation	f _N	1,30 -
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _C =1, f _N =1,50	OV _h	28,4 kg/h
Stündlicher Sauerstoffverbrauch, f _N =1, f _C =1,10	OV _h	27,2 kg/h
Säurekapazität:		
Säurekapazität im Ablauf	SKS _{AN}	-1,99 mmol/l
Nachklärung:		
Beckentyp: Rundbecken	Art der Durchströmung: horizontal	
Räumertyp: Schildräumer		
Maßgebende Wassermenge	Q _m	119 m ³ /h
Schlammindex, Eindickzeit, Rücklaufverhältnis:		
Schlammindex, gewählt	ISV	75 l/kg
Eindickzeit des Schlammes, gewählt	t _E	2,0 h
Schlamm Trockensubstanz an der Beckensohle	TS _{BS}	16,8 kg/m ³
Gewähltes Verhältnis TS _{RS} /TS _{BS}		0,70 -
Schlamm Trockensubstanz im Rücklaufschlamm	TS _{RS}	11,8 kg/m ³
Rücklaufverhältnis bei RW, gewählt	RV	0,75 -
Zulässige Schlamm Trockensubstanz im Zulauf	TS _{AB}	5,04 kg/m ³
Gewählte Schlamm Trockensubstanz im Zulauf (=TS _{AB})	TS _{AB}	5,00 kg/m ³
Beckenoberfläche, Anzahl und Abmessungen:		
Zulässige Schlammvolumenbeschickung	q _{SV}	500 l/(m ² *h)
Zulässige Flächenbeschickung	q _A	1,60 m/h
Erforderliche Gesamt-Beckenoberfläche	A _{NB}	89 m ²
Anzahl der Becken	a	1
Gewählter Durchmesser	D _{NB}	11,00 m

Durchmesser des Mittelbauwerks	D_{MB}	0,00 m
Vorhandene Beckenoberfläche	A_{NB}	95 m ²
Vorhandene Schlammvolumenbeschickung	q_{SV}	470 l/(m ² *h)
Vorhandene Flächenbeschickung	q_A	1,25 m/h
Beckentiefe:		
Klarwasserzone	h_1	0,70 m
Trenn- und Rückströmzone	h_2	1,75 m
Dichtestrom- und Speicherzone	h_3	0,74 m
Eindick- und Räumzone	h_4	1,30 m
Maßgebende Beckentiefe	h_{ges}	4,50 m
Tiefe des Einlaufs u. WSP	h_e	1,80 m
Räumer:		
Räumschildhöhe	h_{SR}	0,50 m
Anzahl der Räumerarme	a_r	1,0 -
Räumgeschwindigkeit	v_{SR}	75 m/h
Räumfaktor	f_{SR}	1,50 -
Räumintervall	t_{SR}	0,46 h
Erforderlicher Räumvolumenstrom	Q_{SR}	56 m ³ /h
Vorhandener Räumvolumenstrom	Q_{SR}	69 m ³ /h
Die Schlammbilanz ist erfüllt.		

A XV UP - Scaling

Für eine Gemeinde mit einem Abwasseranfall von 7.000 EW soll eine Abwasserreinigungsanlage konzipiert werden. Es soll zum einen ein Membranbelebungsverfahren und zum anderen ein klassisches Belebungsverfahren ins Auge gefasst werden. Es sei an dieser Stelle jedoch hervorgestrichen, dass nur die verbauten Flächen sowie das eingenommene Volumen verglichen werden.

Beide Verfahren sollen mit aerober Schlammstabilisierung gefahren werden. Dadurch fällt die weitergehende Schlammbehandlung weg. Das Reinigungsziel soll weiters einen Abbau des Kohlenstoffs, eine 70 - prozentige Reduktion des Gesamtstickstoffs sowie eine Eliminierung des Phosphats umfassen. Im folgenden werden die Anlagenschemen kurz erwähnt.

Für die konventionelle Belebungsanlage werden, nach dem *ATV 131 Arbeitsblatt*, die Anlagenteile vorgeschaltete Denitrifikation, Nitrifikation (simultane Phosphatfällung) und Nachklärung ausgelegt.

Zur Auslegung der Anlagenteile des Membranbelebungsverfahrens bedient man sich einerseits membranspezifischer Daten (mittlerer und maximaler Flux) sowie zur Auslegung der vorgeschalteten Denitrifikation des *ATV 131 Arbeitsblattes*. Demnach lässt sich die Größe des Denitrifikationsbeckens aus der Berechnung für das konventionelle Belebungsverfahren bestimmen.

Abschließend soll für die Membranbelebungsanlage ein weiteres Anlagenschema diskutiert werden, in dem vor der Denitrifikationsstufe ein Vorklärbecken geschaltet ist. Aus dem Anlagenbetrieb in St. Peter ob Judenburg hat sich gezeigt, dass die Lebensdauer der Membran deutlich verlängert wird, wenn der Primärschlamm abgezogen werden kann.

Die Abwasserströme zur Anlage sollen mit Hilfe des *ATV - 131 Arbeitsblattes*¹ ermittelt werden. Des Weiteren enthält das Arbeitsblatt die Abwasserzusammensetzungen des Abwassers, das die Vorklärung verlässt. Zur Dimensionierung des Vorklärbeckens wird das *ATV - Handbuch Mechanische Abwasserreinigung*² herangezogen.

Die Berechnung werden mit der Software³ zum Arbeitsblatt ATV - 131 durchgeführt.

¹: Abwassertechnische Vereinigung e.V.: Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5.000 Einwohnergleichwerte. Arbeitsblatt A - 131. St. Augustin: Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik e.V., 1991

²: Abwassertechnische Vereinigung e.V.: ATV - Handbuch Mechanische Abwasserreinigung. Berlin: Ernst und Sohn, 1997

³: Abwassertechnische Vereinigung e.V.: Belebungsexpert. Softwareprogramm zum Arbeitsblatt ATV - 131: Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen

A XV.I Frachten und Mengen

Kläranlagengröße: 7.000 E

Kanalisationstyp: Trennkanalisation

Spezifischer Wasseranfall [l/(E*d)]: 150

Täglicher Wasseranfall: $Q_d = 7.000 \text{ [E]} \times 0,15 \text{ [m}^3\text{/(E*d)]} = 1.050 \text{ [m}^3\text{/d]}$

Mittlerer Zufluss [m³/h]: $Q_{t,16} = Q_d / 16 + Q_f = 1.050 / 16 + 1.050 / 24 = 109,4 \text{ [m}^3\text{/h]}$

Spitzenzufluss: $Q_{t,14} = Q_d / 14 + Q_f = 1.050 / 14 + 1.050 / 24 = 119 \text{ [m}^3\text{/h]}$

Tägliche Schmutzfrachten des Zulaufs zur Kläranlage:

$B_{d,BSB5} = 60 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow B_{d,BSB5} = 60 \times 7.000 = 420 \text{ [kg/d]}$

$B_{d,CSB} = 120 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow B_{d,CSB} = 120 \times 7.000 = 840 \text{ [kg/d]}$

Spezifischer $N_{ges.} = 11 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow N_{ges.} = 11 \times 7.000 = 77 \text{ [kg/d]}$

Spezifischer $P_{ges.} = 1,8 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow P_{ges.} = 1,8 \times 7.000 = 12,6 \text{ [kg/d]}$

Tägliche Schmutzfrachten nach der Vorklärung bei Verweilzeit im Becken $t_R = 1 \text{ [h]}$:

$B_{d,BSB5} = 45 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow B_{d,BSB5} = 45 \times 7.000 = 315 \text{ [kg/d]}$

$B_{d,CSB} = 90 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow B_{d,CSB} = 90 \times 7.000 = 630 \text{ [kg/d]}$

Spezifischer $N_{ges.} = 10 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow N_{ges.} = 10 \times 7.000 = 70 \text{ [kg/d]}$

Spezifischer $P_{ges.} = 1,6 \text{ [g/(E*d)]} \rightarrow P_{ges.} = 1,6 \times 7.000 = 11,2 \text{ [kg/d]}$

A XV.II Membrankläranlage

A XV.II.I Dimensionierung des Membranbelebungsbeckens

Das Membranbelebungsbecken soll mit MCR[®] - Membranen ausgestattet werden. Die wichtigsten Spezifikationen sind im Folgenden aufgelistet:

MCR[®] - Modul: B x L x T = 670 x 1357 x 3420 [mm]

Membranfläche pro Modul (A_{Modul}): 210 [m²]

Luftbedarf pro Modul: 63 [Nm³/h]

Maximaler Flux (P_{max}): 35 [l/(h*m²)] = 0,035 [m³/(h*m²)]

Mittlerer Flux (P_{mittel}): 25 [l/(h*m²)] = 0,025 [m³/(h*m²)]

Berechnung der erforderlichen Gesamtmembranoberfläche:

$$A_{\text{erf,I}} = Q_{t,16} / (P_{\text{mittel}}) = 109,4 / 0,025 = 4.376 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$A_{\text{erf,II}} = Q_{m,14} / (P_{\text{max}}) = 119 / 0,035 = 3.400 \text{ [m}^2\text{]}$$

Die maßgebliche Größe ist 4.376 [m²].

Berechnung Modulanzahl:

$$\text{Module} = A_{\text{erf,I}} / A_{\text{Modul}} = 4.376 / 210 = 20,8 \text{ Module} \rightarrow 21 \text{ Module}$$

Ermittlung der Geometrie des Membranbelebungsbeckens:

Es werden 7 Straßen zu je 3 Modulen konzipiert, wobei das Membranbelebungsbecken durch den Einbau einer Trennwand zweigeteilt ist, sodass sich eine Aufteilung von 3 bzw. 4 Straßen pro Beckenteil ergibt. In der Abbildung A2 ist eine Skizze gezeichnet, wie die Geometrie des Membranbelebungsbeckens aussehen könnte. Zur Darstellungsweise sei gesagt, dass jene Module, die zu einer Straße zusammengefasst sind, mit gleichen Zahlen versehen sind.

$$L_{I, \text{gewählt}} = L_{II, \text{gewählt}} = 6,5 \text{ [m]}$$

$$B_{I, \text{gewählt}} = 5,6 \text{ [m]}$$

$$B_{II, \text{gewählt}} = 4,2 \text{ [m]}$$

$$A_{\text{MBR, ges.}} = 6,5 \times 5,6 + 6,5 \times 4,2 = 36,4 + 27,3 = \underline{63,7 \text{ [m}^2\text{]}}$$

$t_{D, \text{ mittlere}} = 4,5 \text{ [m]}$.. gewählte mittlere Tiefe des Membranbelebungsbeckens

$$V_{\text{MBR, ges.}} = A_{\text{MBR, ges.}} \times t_{D, \text{ mittlere}} = 63,7 \times 4,5 = \underline{287 \text{ [m}^3\text{]}}$$

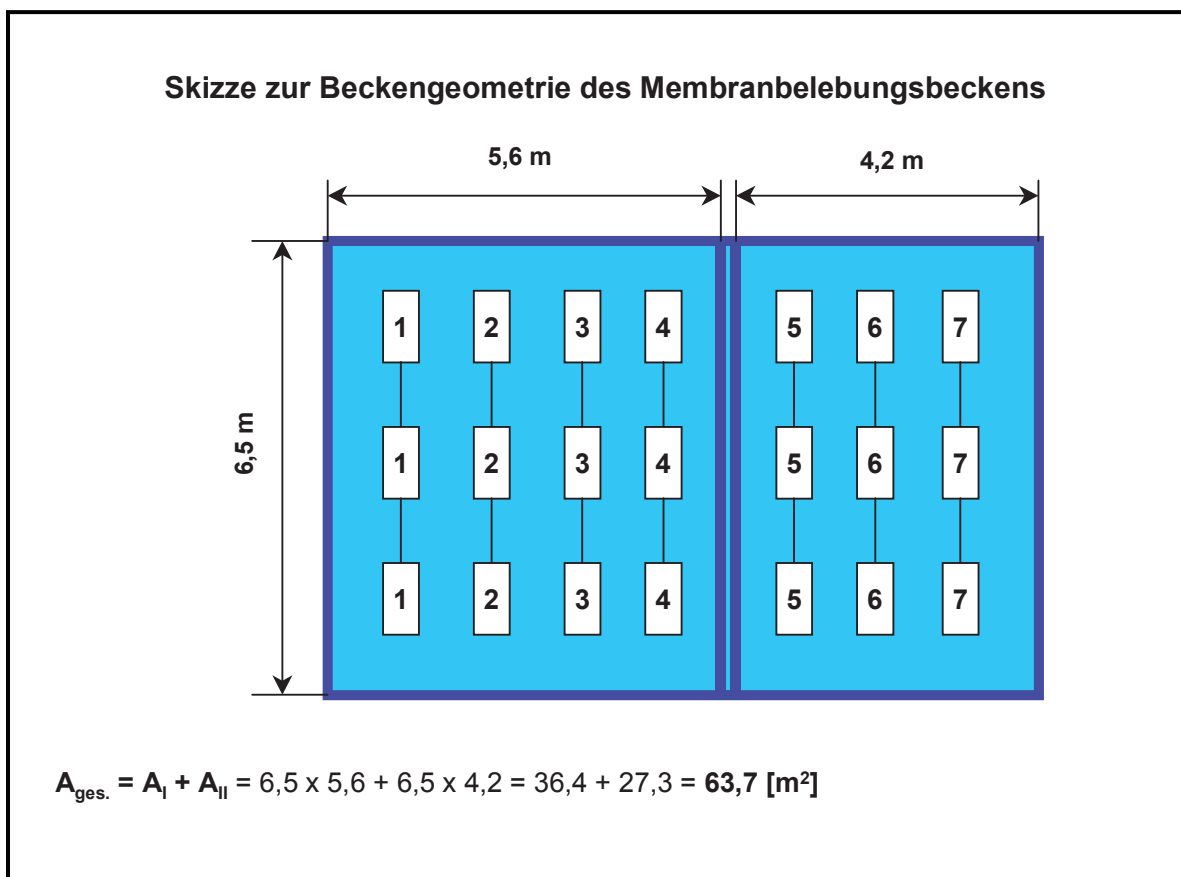


Abbildung A2: Abmessungen des Membranbelebungsbeckens mit Anordnung der Membranmodule

A XV.II.II Dimensionierung des Vorklärbeckens

Zur Dimensionierung des Vorklärbeckens wird das *ATV-Handbuch Mechanische Abwasserreinigung* herangezogen. Hier sind zulässige Verweilzeiten im Vorklärbecken sowie maximale Flächenbeschickungswerte festgeschrieben.

Ausgangsdaten:

$$Q_{zu} = Q_{t,16} = 109,4 \text{ [m}^3/\text{h]}$$

$$t_R = Q_{zu} / V_{VK} = 0,5 \text{ bis } 1,0 \text{ [h].. Verweilzeit im Vorklärbecken}$$

$$t_{R, \text{gewählt}} = 1 \text{ [h]}$$

$$q_A = Q_{zu} / A_{VK} = 2,5 \text{ bis } 4,0 \text{ [m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})] \text{ .. Flächenbeschickung}$$

$$q_{A, \text{gewählt}} = 2,5 \text{ [m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$$

Ermittlung des Beckenvolumens, V_{VK} :

$$t_R = Q_{zu} / V_{VK} \rightarrow V_{VK} = Q_{zu} \times t_R = 109,4 \times 1 = 109,4 \text{ [m}^3]$$

Ermittlung der verbauten Fläche, A_{VK} :

$$q_A = Q_{zu} / A_{VK} \rightarrow A_{VK} = Q_{zu} / q_A = 109,4 / 2,5 = 43,76 \text{ [m}^2]$$

Ermittlung der Beckentiefe, t_{VK} :

$$V_{VK} = A_{VK} \times t_{VK} \rightarrow t_{VK} = V_{VK} / A_{VK} = 109,4 / 43,76 = 2,5 \text{ [m]}$$

Ermittlung der Beckengeometrie

Oben genannte ATV legt Verhältnisse fest, die für die Beckengeometrie empfohlen werden.

$$B / L = 1 / 4 \text{ bis } 1 / 6$$

$$B / L_{\text{gewählt}} = 1 / 4 \rightarrow L = 4 \times B \rightarrow A_{VK} = L \times B = 4 \times B^2 = 43,76 \rightarrow B = 3,29 \sim 3,3 \text{ [m]}$$

$$L = 4 \times B = 13,2 \text{ [m]} \rightarrow L_{\text{gewählt}} = 13,3 \text{ [m]}$$

$$\underline{A_{VK, \text{neu}}} = 13,3 \times 3,3 = \underline{43,9 \text{ [m}^2]}$$

$$\underline{V_{VK, \text{neu}}} = A_{VK, \text{neu}} \times t_{VK} = 43,9 \times 2,5 = \underline{110 \text{ [m}^3]}$$

Die Flächenbeschickung wird mit der neuen Fläche auch eingehalten. Es soll an dieser Stelle jedoch nicht unerwähnt bleiben, dass ein empfohlenes Tiefen- zu Längenverhältnis nicht eingehalten werden kann, sodass im Betrieb Probleme auftreten können.

A XV.II.III Dimensionierung des Denitrifikationsbeckens

Dazu werden die Ergebnisse der Softwareberechnung für die Anlagenkonfiguration mit Vorklärung herangezogen.

Ermittlung der Größe des Denitrifikationsbeckens, V_D :

$V_{BB} = 825 \text{ [m}^3\text{]}$.. Belebungsbeckengröße (nach ATV: Nitrifikation und Denitrifikation)

$$V_D / V_{BB} = 0,3 \rightarrow V_D = 0,3 \times V_{BB} = 0,3 \times 825 = 247,5 \text{ [m}^3\text{]}$$

Ermittlung der Beckenoberfläche, A_D :

$t_{D, \text{ mittlere}} = 4,0 \text{ [m]}$.. gewählte mittlere Tiefe im Denitrifikationsbecken

$$V_D = A_D \times t_{D, \text{ mittlere}} \rightarrow A_D = V_D / t_{D, \text{ mittlere}} = 247,5 / 4 = 61,9 \sim 62 \text{ [m}^2\text{]}$$

Ermittlung der Beckengeometrie:

$$L_{\text{gewählt}} = 8 \text{ [m]}$$

$$B_{\text{gewählt}} = 7,8 \text{ [m]}$$

$$A_{D, \text{ neu}} = L_{\text{gewählt}} \times B_{\text{gewählt}} = \underline{62,4 \text{ [m}^2\text{]}}$$

$$V_{D, \text{ neu}} = A_{D, \text{ neu}} \times t_{D, \text{ mittlere}} \rightarrow 62,4 \times 4,0 = \underline{250 \text{ [m}^3\text{]}}$$

A XV.III Klassisches Belebungsverfahren

Die Dimensionierung der einzelnen Becken wird mit Hilfe des Softwareprogramms Belebungsexpert ermittelt. Dazu werden die Daten für die Anlagenkonfiguration ohne Vorklärung herangezogen.

Ermittlung der Größe des Denitrifikationsbeckens, V_D :

$V_{BB} = 1.050 \text{ [m}^3\text{]}$.. Belebungsbeckengröße (nach ATV: Nitrifikation und Denitrifikation)

$$V_D / V_{BB} = 0,3 \rightarrow V_D = 0,3 \times V_{BB} = 0,3 \times 1.050 = 315,0 \text{ [m}^3\text{]}$$

Ermittlung der Beckenoberfläche des Denitrifikationsbeckens, A_D :

$t_{D, \text{mittlere}} = 4,0 \text{ [m]}$.. gewählte mittlere Tiefe im Belebungsbecken

$$V_D = A_D \times t_{D, \text{mittlere}} \rightarrow A_D = V_D / t_{D, \text{mittlere}} = 315,0 / 4 = 78,8 \sim 79 \text{ [m}^2\text{]}$$

Ermittlung der Beckengeometrie für die Denitrifikation:

$$L_{\text{gewählt}} = 9,8 \text{ [m]}$$

$$B_{\text{gewählt}} = 8,1 \text{ [m]}$$

$$A_{D, \text{neu}} = L_{\text{gewählt}} \times B_{\text{gewählt}} = \underline{79,4 \text{ [m}^2\text{]}}$$

$$V_{D, \text{neu}} = A_{D, \text{neu}} \times t_{D, \text{mittlere}} \rightarrow 79,4 \times 4,0 = \underline{318 \text{ [m}^3\text{]}}$$

Ermittlung der Größe des Nitrifikationsbeckens, V_N :

$V_{BB} = 1.050 \text{ [m}^3\text{]}$.. Belebungsbeckengröße (nach ATV: Nitrifikation und Denitrifikation)

$$V_N = V_{BB} - V_{D, \text{neu}} = 1.050 - 318 \text{ [m}^3\text{]} = 732 \text{ [m}^3\text{]}$$

Ermittlung der Beckenoberfläche, A_N :

$t_{N, \text{mittlere}} = 4,0 \text{ [m]}$.. gewählte mittlere Tiefe im Belebungsbecken

$$V_N = A_N \times t_{N, \text{mittlere}} \rightarrow A_N = V_N / t_{N, \text{mittlere}} = 732 / 4 = 183,0 \text{ [m}^2\text{]}$$

Ermittlung der Beckengeometrie für die Nitrifikation:

$$L_{\text{gewählt}} = 15,0 \text{ [m]}$$

$$B_{\text{gewählt}} = 12,2 \text{ [m]}$$

$$A_{N, \text{neu}} = L_{\text{gewählt}} \times B_{\text{gewählt}} = \underline{183,0 \text{ [m}^2\text{]}}$$

$$V_N = 732 \text{ [m}^3\text{]}$$

Ermittlung der Beckengeometrie des Nachklärbeckens

Das Berechnungsprogramm Belebungsexpert liefert folgende Werte für den Durchmesser des Rundbeckens (d_{NK}), Flächenbedarf (A_{NK}) und die maßgebliche Höhe (t_{NK}):

$$d_{\text{NK}} = 11,0 \text{ [m]}$$

$$t_{\text{NK}} = 4,5 \text{ [m]}$$

$$A_{\text{NK}} = 95,0 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$V_{\text{NK}} = A_{\text{NK}} \times t_{\text{NK}} = 95,0 \times 4,5 = 428 \text{ [m}^3\text{]}$$

A XV.IV Ergebnisse

In der Tabelle A10 sind die Ergebnisse zusammenfassend dargestellt.

Tabelle A10: Vergleich von Volumen und Flächen der einzelnen Anlagenschaltungen

Becken	Membrankläranlage (mit Vorklärung)		Klassische Belebung	
	Volumen [m ³]	Fläche [m ²]	Volumen [m ³]	Fläche [m ²]
Vorklärung	110	43,9	-	-
Denitrifikation	250	62,4	318	79,4
Nitrifikation	287	63,7	732	183,0
Nachklärung	-	-	428	95,0
Gesamt	647	170,0	1.478	357,4

A XVI Umrechnung von Konzentrationen

Bei den Messungen auf Nitrat, Nitrit und Ammonium wird nur der Stickstoff in den angegebenen Verbindungen gemessen, also Nitrat - Stickstoff, Nitrit - Stickstoff und Ammonium - Stickstoff. Die gemessenen Stickstoffkonzentrationen müssen nun mit einem, ihrer Verbindung spezifischen, Faktor multipliziert werden, dessen Ergebnis die Konzentrationen von Nitrat, Nitrit und Ammonium wiedergibt.

Im folgenden sollen diese Faktoren ermittelt werden, indem die molekulare Masse der Verbindungen in Relation zur molekularen Masse des Stickstoffs gesetzt werden:

Molekulare Masse von N: 14 [g/mol]

Molekulare Masse von O: 16 [g/mol]

Molekulare Masse von H: 1 [g/mol]

Molekulare Masse von NO₃ [g/mol]:

$$\text{NO}_3 \text{ [g/mol]} = 14 + 3 \times 16 = \underline{62 \text{ [g/mol]}}$$

Molekulare Masse von NH₄ [g/mol]:

$$\text{NH}_4 \text{ [g/mol]} = 14 + 4 \times 1 = \underline{18 \text{ [g/mol]}}$$

Molekulare Masse von NO₂ [g/mol]:

$$\text{NO}_2 \text{ [g/mol]} = 14 + 2 \times 16 = \underline{46 \text{ [g/mol]}}$$

Ermittlung des Faktors zur Umrechnung von NO₃ - N auf NO₃:

$$F_{\text{I}} = [\text{NO}_3] / [\text{NO}_3 - \text{N}] = [\text{NO}_3] / [\text{N}] = 62 / 14 = \underline{4,43}$$

Ermittlung des Faktors zur Umrechnung von NH₄ - N auf NH₄:

$$F_{\text{II}} = [\text{NH}_4] / [\text{NH}_4 - \text{N}] = [\text{NH}_4] / [\text{N}] = 18 / 14 = \underline{1,3}$$

Ermittlung des Faktors zur Umrechnung von NO₂ - N auf NO₂:

$$F_{\text{III}} = [\text{NO}_2] / [\text{NO}_2 - \text{N}] = [\text{NO}_2] / [\text{N}] = 46 / 14 = \underline{3,3}$$
