

**INVESTITIONEN ZUR VERMINDERUNG VON  
UMWELTBELASTUNGEN**

**Förderprogramm von Investitionen mit Demonstrationscharakter  
zur Verminderung von Umweltbelastungen**

**des**

**Bundesministeriums für Umwelt-, Naturschutz und  
Reaktorsicherheit**

**ABSCHLUSSBERICHT**

**Installation und Betrieb einer weitergehenden Abwasserreinigung  
mittels Membranbioreaktor (MBR) und Umkehrosmose (UO)  
und  
Rückführung des gereinigten Abwassers in die Produktion**

August 2011

Albert Köhler GmbH & Co. KG  
Grünstraße 4  
77723 Gengenbach/Schwarzwald  
Ansprechpartner: Thomas Dörfer  
E-Mail: [thomas.doerfer@koehlerboard.com](mailto:thomas.doerfer@koehlerboard.com)  
Telefon: +49-7803-80925

## INHALT

1	Beschreibung der Albert Köhler GmbH & Co. KG (Antragsteller) .....	3
2	Projektkurzbeschreibung .....	4
2.1	Deutsche Zusammenfassung .....	4
2.2	Englische Zusammenfassung .....	5
3	Technische Beschreibung der Abwasserreinigungsanlage .....	7
3.1	Abwassersituation vor Installation der Neuanlage .....	7
3.2	Neuanlage und Änderungen .....	8
3.2.1	Kurzbeschreibung der Neuanlage .....	8
3.2.2	Verfahrenstechnischer Aufbau der Anlage ARA .....	11
3.2.3	Installation des 1. Anlagenabschnittes (MBR und RO) .....	11
3.2.3.1	Kühlsystem.....	11
3.2.3.2	Belebungskaskade.....	12
3.2.3.3	Verdichterstation .....	12
3.2.3.4	MOS – Membrane Operating System .....	12
3.2.3.5	Umkehrosmose .....	13
3.2.3.6	Schlammwässerung.....	13
3.2.4	Installation des 2. Anlagenabschnittes (Enthärtungsstufe) .....	14
3.2.4.1	HRC – High Rate Clarifier .....	14
3.2.4.2	Soda- und Kalkmilchdosierung .....	15
3.2.4.3	Weitere Chemikaliendosierungen .....	15
3.2.5	Sicherheitstechnische Anforderungen für 2. Anlagenabschnitt.....	15
3.2.5.1	Salzsäure Lager- und Dosierstation.....	16
3.2.5.2	Eisen-III-Chlorid Lager- und Dosierstation.....	16
3.2.5.3	Kalkmilch Lager- Aufbereitungs- und Dosierstation.....	17
3.2.5.4	Soda Lager- Aufbereitungs- und Dosierstation.....	18
3.2.6	Leistungsbetrachtung der Neuanlage.....	18
3.2.6.1	Kontinuierlicher Betrieb des 1. Anlagenabschnitts .....	18
3.2.6.2	Kontinuierlicher Betrieb des 2. Anlagenabschnitts .....	23
4	Wirtschaftlichkeit der Neuanlage .....	27
4.1	Betriebskosten .....	27
4.2	Investitionskosten.....	28
4.3	CO2 Emission und Energieeinsparung.....	28
4.4	Abschließende Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der MOS-Membrane .....	31
5	Tabellenverzeichnis .....	33
6	Abbildungsverzeichnis .....	34
7	Anhang .....	35

## 1 Beschreibung der Albert Köhler GmbH & Co. KG (Antragsteller)

Die Pappenfabrik Albert Köhler GmbH & Co.KG, im Folgenden nur Pappenfabrik genannt, produziert auf drei Papiermaschinen verschiedene Pappensorten. Auf der PM 1 und 2 wird Wickelpappe und auf der PM3, einer Langsiebmaschine, einlagige Langsiebpappe hergestellt. Die durchschnittliche Produktionsmenge der letzten Jahre lag bei ca. 40.000 Tonnen.

Als Rohstoffe wird überwiegend Altpapier (ca. 96 %) verwendet, aus dem in einer eigenen Altpapieraufbereitung Altpapierstoff produziert wird. Lediglich bei speziellen Produktsorten wird zugekaufter Holzschliff eingesetzt (ca. 4%).

Die Pappenfabrik war und ist Indirekteinleiter bei der kommunalen Kläranlage der Stadt Gengenbach. Für die Indirekteinleitung liegt eine Genehmigung vor.

Das Unternehmen ist ein kmU (klein und mittelständisches Unternehmen) im Sinne der EU-Definition.

Im Jahr 2007 wurde von der Firma Albert Köhler GmbH & Co.KG beschlossen ein Forschungsprojekt zur Reinigung und Rückführung des Produktionsabwassers in den Produktionsprozess durchzuführen. Im Fokus der Entscheidung lag zu diesem Zeitpunkt die sich abzeichnende Preisentwicklung im Bereich der kommunalen Abwasserkosten.

### Zusammenfassung Zahlen und Fakten der Albert Köhler GmbH & Co. KG:

<b>Mitarbeiter:</b>	105
<b>Jahreskapazität:</b>	Heute ca. 40.000 Tonnen
<b>Produktionsmaschinen:</b>	Langsiebmaschine (Arbeitsbreite 168cm) 2 Wickelpappenmaschinen (Arbeitsbreite 310/315 cm) 1 Klebe- und Kaschieranlage (Arbeitsbreite 120 cm) 3 Pappenkalender Diverse Verarbeitungsmaschinen für Zuschnitte Energiezentrale mit Kraftwärmekopplung zur Eigenerzeugung von Dampf und Strom.
<b>Rohstoff:</b>	100% Altpapier
<b>Firmengelände:</b>	ca. 85.000 qm

## 2 Projektkurzbeschreibung

### 2.1 Deutsche Zusammenfassung

Die Albert Köhler GmbH & Co.KG in Gengenbach produziert mit 120 Mitarbeitern auf einer Langsiebmaschine und zwei Wickelpappenmaschinen jährlich etwa 40.000 Tonnen hochwertige Pappen für Ordner, Bücher und Puzzle, Verpackungsmaterialien für Automobilindustrie, Baubranche und Holzverarbeitung sowie Werbungs- und Displayprodukte. Für Köhler Pappen sind Umweltschutz und Nachhaltigkeit keine Schlagworte, sondern integraler Bestandteil der Arbeit. So verarbeitet das Unternehmen ausschließlich Altpapier. Durch hohe Sortenvarianz und die stark gefärbten Pappen werden hohe Anforderungen an den Wasserkreislauf und die Aufbereitung gestellt. Bisher wurde das betriebliche Abwasser rein mechanisch durch Sedimentation geklärt. Das so behandelte Abwasser wurde dann der kommunalen Kläranlage zugeführt. Durch steigende Abwassergebühren an die Gemeinde Gengenbach verfolgte die Firma Köhler das Ziel, das anfallende Abwasser möglichst vollständig und mit der benötigten Qualität in die Produktion zurückzuführen.

Das Lösungskonzept setzt auf der vorhandenen Vorklä rung, einer Sedimentation auf. Nach dieser wird eine Enthärtung durch den High-Rate-Clarifier (HRC) durchgeführt. Dieser ist notwendig, da der mit dem Rohstoff Altpapier eingetragene Füllstoff Kalk das Prozesswasser sehr hart macht. Diese Härte führt bei Änderung der Prozessparameter (pH, Temperatur, Leitfähigkeit etc.) zu Ablagerungen in der Beleb ung und an den Membranen des Membranbioreaktors sowie in der Pappenproduktion und kann die Prozesse massiv behindern. Daher wird ein Teil des gelösten Kalks durch Zugabe von Kalziumhydroxid- und Soda gezielt im HRC ausgefällt und das Abwasser teilenthärtet. Anschließend wird das Abwasser mittels eines Plattenwärmetausches gekühlt und gelangt in die biologische Klärstufe besteht aus drei Kaskaden und wird mit einer Belebtschlammkonzentration von 8-10 g/l betrieben. Als wesentlicher verfahrenstechnischer Baustein fungiert hier das Membrane Operating System (MOS), das die Funktion der Schlammtrennung erfüllt. Das Belebtschlamm-Luftgemisch wird hier mithilfe des patentierten MemJet-Verfahrens eingedüst. Die daraus resultierende optimierte Beströmung der Membrane führt zu einer intensiven Reinigung der Membranoberflächen im laufenden Betrieb, welche höhere spezifische Durchsatzraten und längere Reinigungsintervalle bewirkt. Damit können die Membranen auch bei hohen Schlammkonzentrationen effizient und wirtschaftlich betrieben werden.

Das MOS-System besteht aus drei parallelen Strängen. Dies ermöglicht eine voll-automatische Reinigung der Membranen während des laufenden Betriebes ohne Änderung an der Hydraulik. Nach der MBR-Anlage wird eine Teilstrombehandlung mit Umkehrosmose (Reverse Osmosis; RO) installiert. Mit dieser wird die Leitfähigkeit für das Prozesswasser der Produktion gesenkt und Ablagerungen vermieden. Dadurch wird es möglich, 90 Prozent des gesamten Abwassers ohne Qualitätsverluste im Produkt wieder der Produktion zuzuführen. Das ultrafiltriert gereinigte Abwasser gelangt über ein Zwischenbecken und eine Pumpstation zurück in die bestehenden Frischwasserbecken. Von dort wird das behandelte Wasser zusammen mit dem Frischwasser (Ergänzungswasser) im Produktionssystem verteilt.

## **2.2 Englische Zusammenfassung**

Die Albert Köhler GmbH & Co.KG is a manufacturer of cardboard based in Gengenbach. With a workforce of 120, the company produces about 40,000 metric tons annually of high-grade board on a Fourdrinier paper machine and two intermittent board machines. The product is used for making folders, books and jigsaw puzzles, packaging materials for the automotive industry, construction industry and woodworking sector as well as for advertising and display products. For Köhler, sustainability and environmental protection are more than mere buzzwords, but an integral part of their work. For instance, the company exclusively processes waste paper. The wide variety of paper types and heavily dyed cardboard place strict requirements on the water cycle and treatment system. Up to now, operating wastewater was purified through purely mechanical means using sedimentation. The treated wastewater was then supplied to the municipal sewage treatment plant. As wastewater fees to be paid to the town of Gengenbach continued to rise, Köhler pursued the goal of returning as much of the accumulated wastewater as possible to production, while maintaining the necessary quality.

The solution concept is based on the existing primary treatment process of sedimentation. The wastewater is subsequently softened with a high-rate clarifier (HRC). This is necessary, since the lime filler introduced along with the untreated recycled paper makes the process water very hard. When changing the process parameters (pH, temperature, conductivity, etc.), this hardness produces deposits in the activation system and on the membranes of the membrane bioreactor as well as cardboard production equipment and can substantially interfere with the processes. A portion of the dissolved lime is therefore selectively precipitated in the HRC by adding calcium hydroxide and soda, thus partially softening the wastewater. The wastewater is then cooled by means of a plate heat exchanger and is fed into the biological

clarification stage. The aerobically activated biological clarification stage consists of three cascades and is operated with an activated sludge concentration of 8-10 g/l. The membrane operating system (MOS) acts as an important component in the process, taking over the function of sludge separation. The activated sludge-air mixture is injected here by means of the patented MemJet process. The resulting optimized flow through the membranes leads to intensive cleaning of the membrane surfaces in operation, thereby ensuring higher specific throughput rates and longer cleaning intervals. As a result, the membranes can also be operated efficiently and economically with high sludge concentrations. The MOS system consists of three parallel lines, which allows fully automatic cleaning of the membranes during operation without changing the hydraulics. A partial flow treatment system with reverse osmosis (RO) is installed downstream of the MBR system. This reduces the conductivity of the production process water and prevents deposits. Consequently, it is possible to feed back 90 percent of the total wastewater into the production process with no loss of product quality. The ultrafiltered wastewater is pumped back into the existing fresh water reservoir via an interim tank and a pumping station. From there the treated water is distributed in the production system together with the fresh water (additional water).

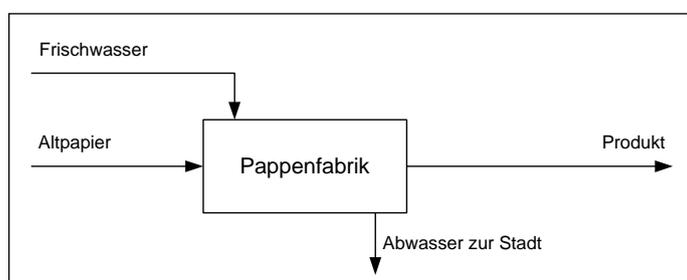
### 3 Technische Beschreibung der Abwasserreinigungsanlage

#### 3.1 Abwassersituation vor Installation der Neuanlage

Das Abwasser aus der Produktion wurde gesammelt und über eine Vorklärung (Sedimentation) von Faser- und Füllstoffen gereinigt. Der Schlamm aus der mechanischen Vorklärung kann zu 100 % als Rohstoff in der Produktion gewinnbringend wieder eingesetzt werden. Verfahrenstechnisch wurde lediglich eine Feststoffabtrennung in der Betriebseigenen Abwasserreinigungsanlage vor dem Einleiten in den Abwassersammler durchgeführt. Die CSB- und BSB<sub>5</sub>- Fracht wurde nur geringfügig reduziert. Zu diesem Zeitpunkt besaß die Pappenfabrik bei einer gemessenen mittleren Abwassermenge von 35 m<sup>3</sup>/h eine CSB / BSB<sub>5</sub> – Fracht von 1400 kg<sub>CSB</sub>, respektive 690 kg<sub>BSB</sub> pro Tag. Zur Eigenkontrolle wurden regelmäßig Wasserproben an ein unabhängiges Labor zur Auswertung übergeben.

Das mechanisch gereinigte Abwasser wurde im weiteren Verlauf über einen Abwassersammler zu 100 % an die kommunale Kläranlage der Stadt Gengenbach abgegeben. Die Kläranlage befindet sich ca. 2 km flussabwärts, die Kläranlage leitet in den Gewerbekanal ein. Im Anschluss an die Kläranlage mündet der Gewerbekanal in den Fluss Kinzig.

Die mittlere Abwassermenge der Pappenfabrik lag 2007 bei der Entscheidung für Realisierung des Projektes bei ca. 35 m<sup>3</sup>/h (entspricht ca. 840 m<sup>3</sup>/d). Die produktionsspezifische Abwassermenge waren damit ca. 8,0 m<sup>3</sup>/t. Das bis Ende 2008 vorhandene Stoff-Wassersystem entsprach dem in **Abbildung 1** dargestellten vereinfachten Schaltbild.



**Abbildung 1:** Stoff- Wassersystem bis Ende 2008

Die

**Tabelle 1:** Mittlere Abwasserqualitäten geben einen Überblick über die bisherigen mittlere Abwassermengen und -qualitäten und die an das Abwasser gestellten Vorgaben.

Parameter	Ablauf Vorklärung			Grenzwert	
	[mg/l]	[kg/d]	[kg/t]	Wert	Einheit
Menge (max.) [m³/h]		65	15	65	m³/h
Menge (mittel) [m³/h]		35	8	36	m³/h
AFS	120	100	0,9	50	mg/l
ASS	-	-	-	1	ml/l
CSB				--	
BSB <sub>5</sub>	820	690	6,6	360 240	mg/l kg/d
AOX	0,20	0,17	0,002	--	
pH-Wert [-]	6,4 – 7,3			6,0-8,5	--
Temp. [°C]	38			35	°C

**Tabelle 1:** Mittlere Abwasserqualitäten (Stand 2008)

## 3.2 Neuanlage und Änderungen

Die Neuanlage wurde in 2 Bauabschnitten zwischen 2008 und 2010 errichtet. Es folgt eine technische Beschreibung beider Bauabschnitte, der Gesamtanlage und eine Analyse der wichtigsten verfahrenstechnischen Parameter der betriebsinternen Abwasserreinigungsanlage.

### 3.2.1 Kurzbeschreibung der Neuanlage

Das mechanisch vorgereinigte und enthärtete Abwasser wird in zwei weiteren Stufen, dem Membranbioreaktor (MBR) und einer nachgeschalteten Umkehrosmose (UO) gereinigt.

Bedingt durch den Rohstoff Altpapier neigt das Prozesswasser im Zulauf des MBR bei geringen Veränderungen von pH-Wert, Temperatur und anderen charakteristischen Wasserparametern zum starken Ausfällen von Calciumcarbonat – allgemein als Kalk bezeichnet. Um speziell im nachfolgenden Belebungsbecken des Membranbioreaktors und an den Membranen Scaling durch Kalk zu verhindern wird in der Enthärtungsstufe ein Teil des gelösten Calciums aus dem Abwasser entfernt werden. Dies geschieht in der Enthärtungsstufe durch Zugabe von Sodalösung und Kalkmilch. Sowohl die Fällungsreaktion von Kalk wie auch die Trennung von Feststoff (Kalkschlamm) und Wasser passiert im HRC (**H**igh**R**ate**C**larifier). Der Entstandene Kalkschlamm kann auf Grund des hohen Reinheitsgrades und seiner Struktur in das Produkt auf der Langsieb-

maschine eingebunden werden und bedarf keiner weiteren Nachbehandlung wie z.B. einer Entwässerung oder externen Entsorgung.

Der Membranbioreaktor besteht im Wesentlichen aus den Hauptkomponenten Belebungs-kaskade und 3 parallel betriebenen MOS (**M**embran-**O**peration-**S**ystems) – Einheiten. Die in den MOS-Einheiten eingesetzten Hohlfasermembranen entsprechen in der Trennleistung der einer Ultrafiltration. Durch die Installation von modernster Abwassertechnik und der Kombination eines Membranbioreaktors in Verbindung mit einer nachgeschalteten Umkehrosmose ergibt sich die Möglichkeit das gereinigten Abwassers wieder in die Produktion als Frischwasserersatz zurückzuführen (Wasserkreislaufschließung der Pappenfabrik). Das in der MBR-Anlage gereinigte Abwasser (Filtrat) übertrifft die Vorgaben der in Anhang 28 der Abwasserverordnung (AbwV) geforderten Ablaufqualität weit. Mit dieser hohen Qualität des biologisch aufbereiteten Rückwassers in die Produktion können bekannte Probleme bei der Rücknahme von konventionell aufbereitetem Abwasser mittels Kombination von Belebungs/Nachklärbecken vermieden werden.

Darunter zählen unter anderem:

- Geruchsproblematik bzw. Biofouling
- Schwankende Feststofffracht im Rückwasser und damit erhöhtes Verblockungspotential von kritischen Verbrauchern.
- Steigende Korrosivität im Produktionswasserkreislauf durch reduzierten Salzaustrag aus dem Gesamtsystem.

Um speziell diesen bekannten Problemen entgegen zu wirken wurde in der MBR-Anlage eine Umkehrosmose-Anlage installiert, welche maximal 50% der gesamten Abwassermenge behandeln kann. Mittels Umkehrosmose wird die Salzfracht im Ultrafiltrat stark reduziert. Durch die Ausführung als 2-Stufige UO können Werte von unter 100µS/cm im Permeat der zweiten Stufe erreicht werden. Die so in der Mischung aus MBR-Filtrat und UO-Permeat erzeugte hohe Filtratqualität bei gleichzeitig geringer Leitfähigkeit, erlaubt uns heute eine Rückführung von über 90% der Abwassermenge ohne die erwähnten negativen Auswirkungen im Produktionsprozess der Pappenfabrik. Die verbleibenden ca. 8% resp. 3 m<sup>3</sup>/h Abwasser (Konzentrat der Umkehrosmose), werden wie bisher als Indirekteinleitung an die kommunale Kläranlage der Stadt Gengenbach abgegeben. Auf Grund von Konzentration und Menge der Inhaltsstoffe des Konzentrates wäre auch eine Direkteinleitung gemäß den Anforderungen in Anhang 28 der Abwasserverordnung (AbwV) möglich.

Durch die beschriebenen Maßnahmen reduziert sich die spezifische Abwassermenge von 8 m<sup>3</sup>/t auf ca. 0,6 m<sup>3</sup>/t. Der Fischwasserverbrauch wird damit auf ca. 1,3 m<sup>3</sup>/t reduziert.

Die deutliche Senkung der Abwassermenge respektive des Frischwasserbedarfs und Wärmerückgewinnung durch Rückführung des aufbereiteten Abwassers stellt Heute bereits einen wichtigen Beitrag zum Umweltkonzept der Pappenfabrik bezüglich Ressourcenschonung um Umweltschutz dar.

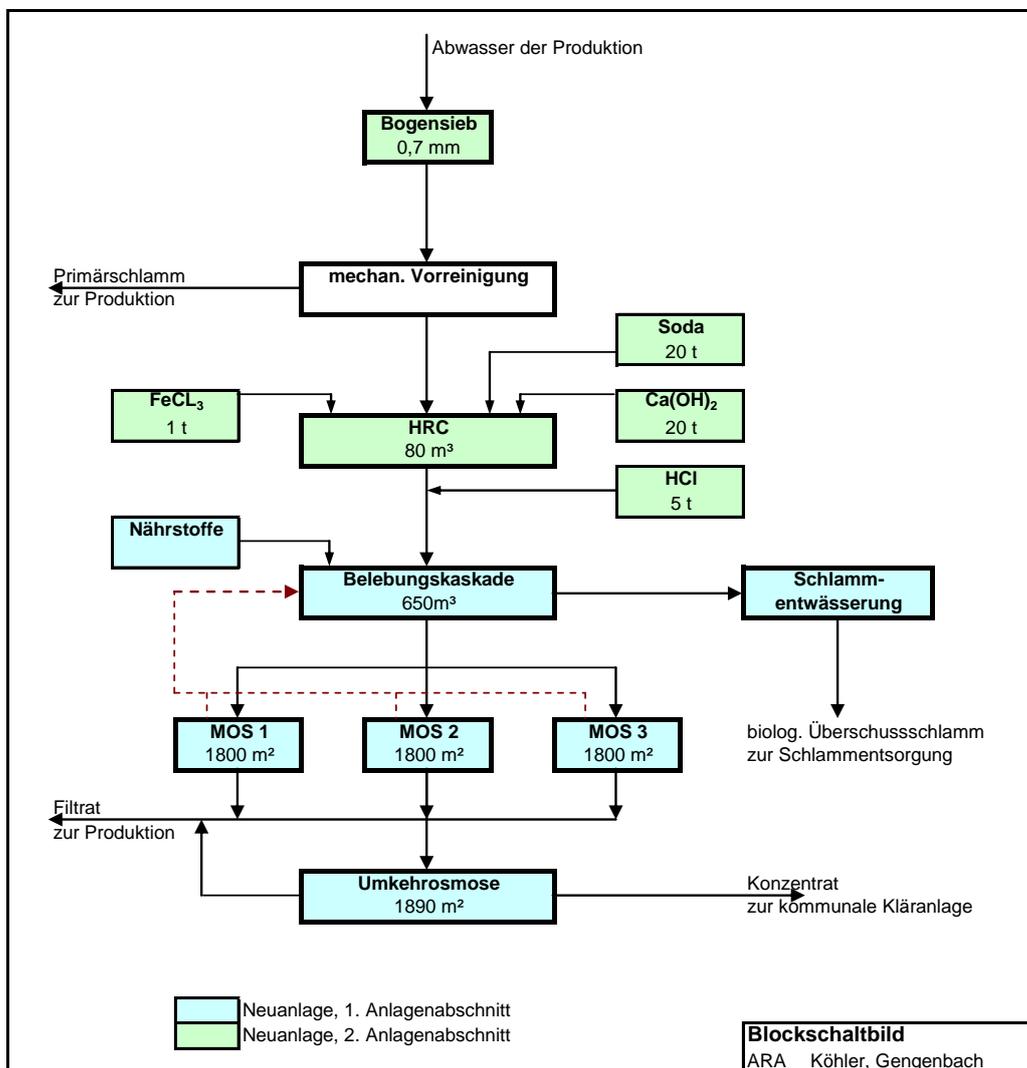


Abbildung 2: Blockschaftbild der Verfahrensstufen

### 3.2.2 Verfahrenstechnischer Aufbau der Anlage ARA

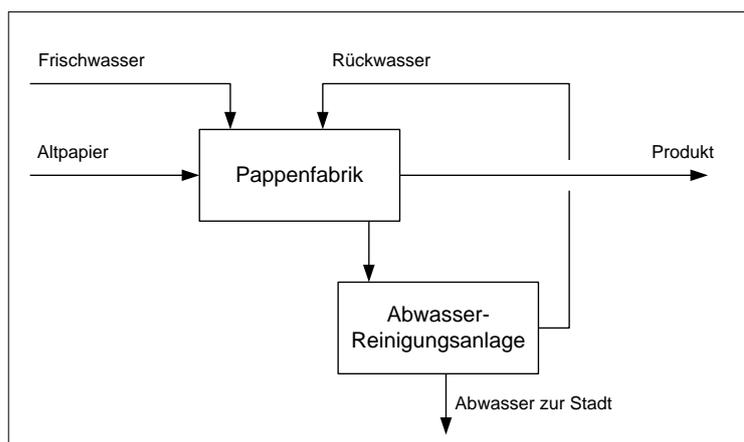
Die Installation der neuen Anlage erfolgte in unmittelbarer Nähe zur bereits bestehenden mechanischen Vorreinigung. Die Abwasserreinigungsanlage (ARA) besteht im Wesentlichen aus den in der **Abbildung 2** dargestellten Verfahrensstufen.

Das aktuelle Verfahrenstechnisches Fließbild befindet sich im **Anhang 1**.

Für den ersten Anlagenabschnitt befindet sich das Layout im **Anhang 2.1**.

### 3.2.3 Installation des 1. Anlagenabschnittes (MBR und RO)

Der 1. Anlagenabschnitt – in **Abbildung 2** blau markiert - wurde im Januar 2009 fertig gestellt und besteht aus den folgenden Hauptkomponenten. **Abbildung 3** zeigt den Stoff-Wasserkreislauf der Gesamtbilanz um die Pappfabrik zusammen mit der Neuanlage.



**Abbildung 3:** Stoff- Wassersystem nach dem 1. Anlagenabschnitt

#### 3.2.3.1 Kühlsystem

Um das in der bereits vorhandenen Sedimentation von Feststoffen weitestgehend befreite Abwasser auf ideale Prozesstemperaturen von ca. 35°C für die Biologie einzustellen wurde eine Plattenwärmetauscher/Kühlturm System installiert. Das Rohabwasser besitzt Wassertemperaturen zwischen 35°C und 45°C. Trotz relativ langer Verweilzeit im Absetzbecken, und dem damit verbundenen frei konvektiven abkühlen des Abwassers, könnte nicht durchgängig über das gesamte Jahr eine für die Biozönose der Belebung zwingend notwendige Temperatur gewährleistet werden. Es konnte mit dem installierten Kühlsystem zu jeder Zeit innerhalb der letzten 3 Jahre zuverlässig die Temperatur in der Belebung eingestellt werden.

### 3.2.3.2 Belebungskaskade

Der biologische Abbau des Rohabwassers erfolgt in einer dreistufigen Belebungs-kaskade. Das Belebungsbecken wurde als Rundbecken (Emailliert) mit einem Gesamtnutzvo-lumen von 650 m<sup>3</sup>. Die Belüftung erfolgt über eine mittelblasige Mammutrohr-Belüftung. Die Zirkulation des Belebtschlammes über die MOS erfolgt aus der dritten Kaskade in die extern angeordneten MOS-Tanks. Von dort gelangt der Belebtschlamm über eine scho-nende Förderung mittels Mammutpumpenprinzip zurück in die erste Kaskade der Bele-bung. Die Schlammkonzentration wurde zum Zeitpunkt der ersten Ausbaustufe bei ca. 10 g/l eingestellt um den biologischen Vollabbau von < 10mg/l<sub>BSS5</sub> (bei <250mg/l<sub>CSB</sub>) zu gewährleisten. Der Asche Gehalt lag in diesem Zeitraum zwischen 35 – 45%. Aktuell wird die Belebung abhängig von der Zulaufkraft zwischen 8 -10 g/l gefahren bei einem Asche Gehalt von 15%. Die niedrigere Schlamm- und Aschekonzentration ist heute möglich durch kontinuierliche Enthärtung des Prozessabwassers.

### 3.2.3.3 Verdichterstation

Der für den biologischen Abbau benötigte Sauerstoff wird durch 3 baugleiche Drehkol-benverdichter in die Belebung eingetragen. Abhängig von dem Sauerstoffbedarf – Mes-sung erfolgt über eine Sonde in der zweiten Kaskade – werden die Verdichter über Fre-quenzumformer in einem für die Biologie idealen und energetisch wirtschaftlichen Betriebspunkt gefahren. Die Anpassung der Drehzahl erfolgt vollautomatisch über Frequenzumformer. Von den drei verfügbaren Drehkolbenverdichtern laufen maximal 2 Stück parallel (1 Verdichter bleibt im Stand-By Betrieb). Ein vierter baugleicher Ver-dichter liefert die benötigte Luft für die MOS. Die Luft wird dort nicht für einen biologi-schen Abbau sondern für eine kontinuierliche Abreinigung der Membranoberfläche be-nötigt.

### 3.2.3.4 MOS – Membrane Operating System

Das Membransystem wurde mit 144 getauchten Hohlfasermembranmodulen des Typs B30R der Firma MEMCOR ausgestattet. Die eingesetzten Membranmodule wurden ebenfalls während der Pilotierung vor Ort eingesetzt und lieferten viel versprechende Ergebnisse. Die gesamte Membranfläche der Ultrafiltrationsstufe beträgt 5400 m<sup>2</sup> und ist verteilt auf 3 separaten Tanks installiert um eine hohe Verfügbarkeit von Filtrat während Reinigungen oder Wartungsarbeiten zu gewährleisten. Im Auslegungsfall für max. 40 m<sup>3</sup>/h können 2 MOS immer noch die gesamte Abwassermenge behandeln.

Zu dem Membransystem gehören noch ein 15 m<sup>3</sup> fassender Rückspültank, welcher vor-wiegend für Reinigungen verwendet wird, und ein 25 m<sup>3</sup> fassender Filtrattank. Von

diesem Tank aus wird die Rückwassermenge zur Produktion und zu allen Verbrauchern innerhalb der Abwasserreinigungsanlage über ein Pumpensystem verteilt. Die Filtratqualität wird Online mit pH-Temperatur- und Leitfähigkeitsmessung überwacht.

#### 3.2.3.5 Umkehrosmose

Die installierte zweistufige Umkehrosmose fungiert in dem Prozesskonzept als sogenannte Salzsenke. Das bedeutet im Falle einer Wasserkreislaufschließung der Pappfabrik benötigt man ein Ventil um gelöste Salze aus dem Kreislauf zu entfernen. Dieses Ventil sollte die Eigenschaft haben bei einem möglichst geringen Volumenstrom ein Maximum an Salzen aus dem Kreislauf zu entfernen. Ohne eine solche Salzsenke würde sich mittelfristig eine enorme Salzfracht im Wasserkreislauf aufkonzentrieren und zu starken Ausfällungen und Korrosions-Erscheinungen an Verbrauchern, Wasserführenden Rohrleitungen und letztendlich auch an der Pappenmaschine selbst führen. Eine ideale Applikation für unseren Anspruch an das Rückwasser zur Produktion stellt eine zweistufige Umkehrosmose dar. Bei einem Zulauf von maximal 20 m<sup>3</sup>/h bei 12 bar Überdruck vor der 1. Stufe muss lediglich ein Konzentratstrom von 3,0 m<sup>3</sup>/h aus dem System ausgeschleust werden. Dieser Stoffstrom beinhaltet nahezu die gesamte Salzfracht aus der Zulaufmenge. Die 1. Stufe der Umkehrosmose wurde mit 6 Druckrohren (je 5 Module) ausgerüstet. Die 2. Stufe benötigt auf Grund der geringeren Salzfracht nur noch 5 Druckrohre (je 5 Module). Insgesamt wurde in beiden Stufen zusammen eine Membranfläche von 1700 m<sup>2</sup> installiert. Eingesetzt wurden Wickelmodule mit einem zu erwartenden Salz-Rückhalt von > 98%.

#### 3.2.3.6 Schlamm entwässerung

Vorgesehen für die Schlamm entwässerung von 650 kg/d Überschussschlamm wurde eine Siebbandpresse. Diese war ausgelegt für den Intervallbetrieb über max. 8 Stunden täglich bei einer Zulaufmenge von 8 m<sup>3</sup>/h. Für die Unterstützung der Entwässerung auf dem Pressenintegrierten Vorseihtisch wurde eine Polymerlöse- und Ansetzstation installiert. Zusätzlich zur besseren Einmischung eine Nachverdünnung und Mischstrecke. Das Ansetz- und Verdünnungswasser wird über Umkehrosmosepermeat bereitgestellt. Der Spritzwasserbedarf um das Siebband im laufenden Betrieb abzureinigen wird von 3 m<sup>3</sup>/h Ultrafiltrat gedeckt. Das Pressenwasser wird in den Anlagenzulauf zurückgeführt und bleibt im Gesamtkreislauf der Kläranlage. Die Presse wurde im 1.OG des Membranbioreaktor-Gebäudes platziert. Im Verfahrensfliessbild (**Anhang 1.1**) ist zusätzlich eine „Produktionsintegrierte Überschussschlamm entsorgung“ vermerkt. Dieser al-

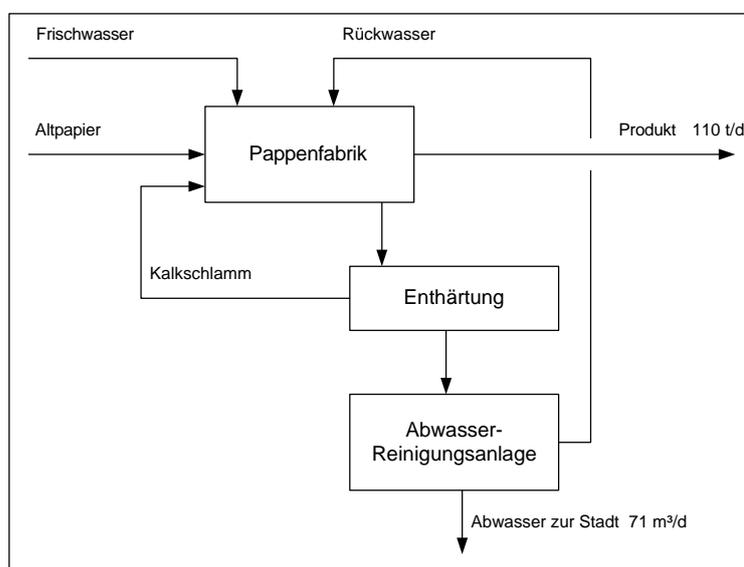
ternative Weg kann ebenfalls genutzt werden um den anfallenden Überschussschlamm ohne eine externe Schnittstelle im Produktionsprozess zu verwerten.

### 3.2.4 Installation des 2. Anlagenabschnittes (Enthärtungsstufe)

Der 2. Anlagenabschnitt – in **Abbildung 2** grün markiert - wurde im Mai 2010 fertig gestellt und besteht aus den folgenden Hauptkomponenten. **Abbildung 4** zeigt den Stoff-Wasserkreislauf der Gesamtbilanz um die Pappenfabrik nach Abschluss der finalen Ausbaustufe im Mai 2010.

Ein Layout mit Hauptabmaßen des zweiten Anlagenabschnittes befindet sich im **Anhang 2.2**.

Durch den Neubau des zweiten Anlagenabschnittes wurde das Prozesswasser für den bereits seit über einem Jahr im kontinuierlichen Betrieb laufenden Membranbioreaktor vor Eintritt in die Biologie enthärtet. Die neue Verfahrensstufe wurde zwischen der primären- (mechanischen Reinigung) und sekundären- (biologischen Reinigung) Stufe eingebaut. Die Anordnung der neuen Anlagenkomponenten erfolgte um möglichst kurze Verbindungswege zu ermöglichen auf einem neuen Fundament direkt neben dem Membranbioreaktor.



**Abbildung 4:** Stoff- Wassersystem nach Neubau Enthärtungsstufe

#### 3.2.4.1 HRC – High Rate Clarifier

Der HRC besteht aus einem Behälter mit einem Gesamtvolumen von 100 m<sup>3</sup>, was einer Verweilzeit von 2,5 h entspricht. Unterteilt wird der HRC in eine hochturbulente Misch-

zone und einem strömungsberuhigten Bereich in dem die Fest-Flüssig-Trennung nach der Fällungsreaktion stattfindet. Bei der Enthärtungsreaktion im HRC wird durch Zugabe von Kalkmilch und Soda der pH-Wert angehoben und dem Abwasser für die Fällungsreaktion benötigte zusätzliche Carbonate durch das Soda zugeführt. Durch anheben des pH-Wertes und der damit verbundenen Verschiebung des Kalk-Kohlensäuregleichgewichts im Abwasser fällt Calciumcarbonat (allg. Kalk) aus und der Anteil an gelösten Calcium (respektive die Gesamthärte des Abwassers) wird reduziert. Als Reaktionsprodukt erhält man im Reaktor pro Tag (abhängig von der Calcium-Zulaufmenge) ca. 500 kg Kalkschlamm mit Feststoffkonzentrationen zwischen 50-200 g/l. Dieser wird über eine Kalkschlammpumpe zurück in die Produktion gefördert und dort wiederverwertet.

#### 3.2.4.2 Soda- und Kalkmilchdosierung

Um Transportkosten zu sparen werden die beiden Haupt-Betriebschemikalien für die Enthärtungsstufe als Feststoff vor Ort angeliefert und in jeweils 60 m<sup>3</sup> Schüttgutsilos gelagert. Das Ansetzen der Kalkmilch-Suspension und der Sodalösung erfolgt in den Silozargen in für beide Chemikalien speziell konzipierten Aufbereitungseinheiten.

#### 3.2.4.3 Weitere Chemikaliendosierungen

Zur Fällungsunterstützung der Entkalkungsreaktion wird im HRC zusätzlich Eisen-III-Chlorid in geringen Mengen benötigt. Lediglich ein Verbrauch von unter 15 Liter/d ermöglicht die Bevorratung und Dosierung direkt aus 1000 Liter Gebinden. Die Bevorratung und Dosierung erfolgt aus dem bereits vor dem Neubau existierenden Einlaufbauwerk der Betriebskläranlage. Der Ablauf aus dem HRC wird für den Membranbioreaktor mit Salzsäure konditioniert. Diese wird ebenfalls im Einlaufbauwerk bevorratet. Um die Bevorratung für mehr als 10 Tage zu garantieren wurde ein Salzsäurelagertank projektiert. Dieser hat ein Nutzvolumen von 7,0 m<sup>3</sup>.

### 3.2.5 Sicherheitstechnische Anforderungen für 2. Anlagenabschnitt

Für den Neubau der Enthärtungsstufe und die Einbindung in die existierende Abwasserreinigungsanlage wurden die Sicherheitstechnischen Anforderungen gemäß dem Wasserhaushaltsgesetz (WHG) und die Verordnung über Anlagen zum Umgang mit wassergefährdenden Stoffen (VAwS) geprüft und projektiert.

Anbei die sicherheitstechnische Analyse verwendeter Betriebsmittel für die Enthärtung (gemäß VAwS Anhang 2):

### 3.2.5.1 Salzsäure Lager- und Dosierstation

Wassergefährdungsklasse: WGK 1

Bevorratetes Volumen: 7,4 m<sup>3</sup>

Anforderung nach Tabelle 2.1

(Anforderungen an Anlagen zum Lagern, Herstellen, Behandeln und Verwenden wassergefährdender flüssiger Stoffe)

		Anforderung	Realisiert	Beurteilung
Anforderung Bodenfläche	F	0	1	Erfüllt
Anforderung Rückhaltevermögen	R	3	3	Erfüllt
Anforderung Infrastruktur	I	0	1	Erfüllt

#### Spezifikation Bodenfläche:

Stoffundurchlässige Fläche: JA (Auffangbehälter aus PE-80)

Nachweis Beständigkeit: ---

#### Spezifikation Rückhaltevermögen:

Doppelwandigkeit: Chemikalienlagertank doppelwandig ausgeführt

Rückhaltevermögen: 8,7 m<sup>3</sup>

Auffangbehälter: JA (Prüfzeichen nach §19 WHG)

Leckageüberwachung: JA

Sonde zertifiziert: JA (Prüfzeichen nach §19 WHG)

#### Spezifikation Infrastruktur:

Störmeldeeinrichtung: JA (Leckageüberwachung)

Signal an Messwarte: JA (Rufbereitschaft bei Störung)

Regelmäßige Kontrollgänge: JA (Tages- sowie Nachtschicht)

### 3.2.5.2 Eisen-III-Chlorid Lager- und Dosierstation

Wassergefährdungsklasse: WGK 1

Bevorratetes Volumen: 1,0 m<sup>3</sup>

Anforderung nach Tabelle 2.1

(Anforderungen an Anlagen zum Lagern, Herstellen, Behandeln und Verwenden wassergefährdender flüssiger Stoffe)

		Anforderung	Realisiert	Beurteilung
Anforderung Bodenfläche	F	0	1	Erfüllt
Anforderung Rückhaltevermögen	R	3	3	Erfüllt
Anforderung Infrastruktur	I	0	1	Erfüllt

Spezifikation Bodenfläche:

Stoffundurchlässige Fläche: JA (Auffangwanne für 1x IWC aus PE-80)  
 Nachweis Beständigkeit: ---

Spezifikation Rückhaltevermögen:

Doppelwandigkeit: Auffangwanne (Prüfzeichen nach §19 WHG)  
 Rückhaltevermögen: 1,4 m<sup>3</sup>  
 Leckageüberwachung: JA  
 Sonde zertifiziert: JA (Prüfzeichen nach §19 WHG)

Spezifikation Infrastruktur:

Störmeldeeinrichtung: JA (Leckageüberwachung)  
 Signal an Messwarte: JA (Rufbereitschaft bei Störung)  
 Regelmäßige Kontrollgänge: JA (Tages- sowie Nachtschicht)

3.2.5.3 Kalkmilch Lager- Aufbereitungs- und Dosierstation

Wassergefährdungsklasse: WGK 1  
 Bevorratetes Volumen: 2,6 m<sup>3</sup>

Anforderung nach Tabelle 2.1

(Anforderungen an Anlagen zum Lagern, Herstellen, Behandeln und Verwenden wassergefährdender flüssiger Stoffe)

		Anforderung	Realisiert	Beurteilung
Anforderung Bodenfläche	F	1	1	Erfüllt
Anforderung Rückhaltevermögen	R	1	2	Erfüllt
Anforderung Infrastruktur	I	0	1	Erfüllt

Spezifikation Bodenfläche:

Stoffundurchlässige Fläche: JA (Beschichtetes Betonfundament)  
 Nachweis Beständigkeit: ---

Spezifikation Rückhaltevermögen:

Doppelwandigkeit: Aufgekantetes Betonfundament mit Ablauf  
 Rückhaltevermögen: Rückführung Ablauf in Abwasserkreislauf  
 Leckageüberwachung: ---  
 Sonde zertifiziert: ---

Spezifikation Infrastruktur:

Störmeldeeinrichtung: JA (Füllstandsüberwachung Vorratsbehälter)  
 Signal an Messwarte: JA (Rufbereitschaft bei Störung)  
 Regelmäßige Kontrollgänge: JA (Tages- sowie Nachtschicht)

### 3.2.5.4 Soda Lager- Aufbereitungs- und Dosierstation

Wassergefährdungsklasse: WGK 1

Bevorratetes Volumen: 1,0 m<sup>3</sup>

Anforderung nach Tabelle 2.1

(Anforderungen an Anlagen zum Lagern, Herstellen, Behandeln und Verwenden wassergefährdender flüssiger Stoffe)

		Anforderung	Realisiert	Beurteilung
Anforderung Bodenfläche	F	1	1	Erfüllt
Anforderung Rückhaltevermögen	R	1	2	Erfüllt
Anforderung Infrastruktur	I	0	1	Erfüllt

#### Spezifikation Bodenfläche:

Stoffundurchlässige Fläche: JA (Beschichtetes Betonfundament)

Nachweis Beständigkeit: ---

#### Spezifikation Rückhaltevermögen:

Doppelwandigkeit: Aufgekantetes Betonfundament mit Ablauf

Rückhaltevermögen: Rückführung Ablauf in Abwasserkreislauf

Leckageüberwachung: ---

Sonde zertifiziert: ---

#### Spezifikation Infrastruktur:

Störmeldeeinrichtung: JA (Füllstandsüberwachung Vorratsbehälter)

Signal an Messwarte: JA (Rufbereitschaft bei Störung)

Regelmäßige Kontrollgänge: JA (Tages- sowie Nachtschicht)

### 3.2.6 Leistungsbetrachtung der Neuanlage

Die **Tabelle 2** und **Tabelle 3** geben einen Überblick der wichtigsten Verfahrenstechnischen Parameter im Bilanzkreis der neuen Abwasserreinigungsanlage im kontinuierlichen Betrieb nach Fertigstellung des 1. Anlagenabschnitts respektive des 2. Anlagenabschnitts. Dargestellt sind die mittleren Abwasserqualitäten nach der Vorklärung (Klarwasser VK), dem Membranbioreaktor (Filtrat MOS) und der Umkehrosmose (Permeat UO). Es folgt zu jedem Anlagenabschnitt eine Zusammenfassung des allgemeinen Anlagenbetriebs.

#### 3.2.6.1 Kontinuierlicher Betrieb des 1. Anlagenabschnitts

Auffällig verglichen mit der im Jahr 2007 durchgeführten Pilotierung war bereits nach wenigen Monaten kontinuierlichen Betriebs der neuen ARA die Calcium Zulaufkraft. Insbesondere die hohen Calciumkonzentrationen von teilweise über 600 mg/l resultier-

ten in einer Calcium-Fracht bis zu 400 kg/d – respektive knapp 1,0 t/d<sub>CaCO<sub>3</sub></sub> (bei einer mittleren Hydraulik von 28 m<sup>3</sup>/h). Der exemplarische Verlauf der Calciumkonzentration und theoretischen Zulaufkraft bei 28 m<sup>3</sup>/h ist in **Abbildung 5** dargestellt. Die Messwerte aus der Pilotierungsphase von 2007 ergaben eine Calciumfracht von lediglich 173 kg/d – entspricht 433 kg/d<sub>CaCO<sub>3</sub></sub> (bei einer mittleren Hydraulik im Jahr 2007 von 32 m<sup>3</sup>/h). Mit einer durchschnittlichen 1800 kg/d CSB-Fracht wurden die Messungen von 1350 kg/d aus der Pilotierungsphase um 25% übertroffen. Der Abbau von CSB / BSB<sub>5</sub> verlief zu diesem Zeitpunkt mit einem Wirkungsgrad von > 92% (CSB-Abbau) und > 99,5% (BSB<sub>5</sub>-Abbau) bereits zufriedenstellend. n im Mittel 421 mg/l unterschieden sich maßgeblich von dem aus der Pilotierten bekannten Mittelwert von 225 mg/l. Betrachtet man die Gesamtfracht im Zulauf des Membranbioreaktors nach der 1.Ausbaustufe betrug diese 283 kg/d gelöstes Calcium – entspricht 707 kg/d<sub>CaCO<sub>3</sub></sub> .

Parameter	Einheit	Klarwasser VK	Filtrat MOS	Permeat UO	Konzentrat UO
Volumenstrom	m <sup>3</sup> /h	28	28	12	3,5
CSB-Konz.	mg/l	2.680	190	15	715
BSB <sub>5</sub> -Konz.	mg/l	1.410	<5	<1	45
CSB-Fracht	kg/d	1.801	128	n.n	60,1
BSB <sub>5</sub> -Fracht	kg/d	947	n.n	n.n	n.n
Leitfähigkeit	µS/cm	2.900	2.220	95	7210
Ca <sup>2+</sup> -Konzentration	mg/l	421	221	23	75
abfiltrierbare Stoffe	mg/l	155	n.n	n.n	n.n
NO <sub>3</sub> -N	mg/l	3,5	0,8	n.n.	n.n.
PO <sub>4</sub> -P	mg/l	1,1	0,3	n.n.	n.n.
Temperatur	°C	42,1	34,9	31,9	29,5
pH – Wert	-	6,3	8,0	6,3	6,1

**Tabelle 2:** Mittlere Abwasserablaufqualitäten (Stand März 2010)

Bei den in **Tabelle 2** angegebenen Mittelwerten im Verlauf des MBR stellten sich während dem Betrieb der 1. Ausbaustufe der Neuanlage vorwiegend drei Probleme im Anlagenbetrieb ein.

1. Hoher Anorganik Anteil im Belebtschlamm
2. Scaling Problematik auf der Membranoberfläche
3. Geringe Standzeiten des Membransystems



Abbildung 5: Calcium Zulaufkonzentration und Tagesfracht des MBR Anfang 2009

In der installierten aeroben Belebtschlammkaskade wird durch den Eintrag von Umgebungsluft aus dem Belebtschlamm-Wasser-Gemisch  $\text{CO}_2$  ausgestrippt. Dies hat zur Folge, dass sich die chemisch- physikalische Wasserzusammensetzung verändert (Stichwort: Kalk-Kohlensäure Gleichgewicht). Ohne an dieser Stelle genauer auf die chemischen Zusammenhänge einzugehen erkennt man in **Abbildung 6**, dass ein Großteil des im MBR- Zulauf vormals gelösten  $\text{Ca}^{2+}$  in der Belebung „verloren“ geht. Die Calcium-Ionen fallen als Feststoff  $\text{CaCO}_3$  (allg. „Kalk“) aus und werden in Schlammflocken eingebunden (Quantifizierbar über den Glührückstand – allg. Ascheanteil – im Belebtschlamm). Ein geringer Anteil bleibt frei suspendiert in Lösung oder setzt sich an Werkstoffoberflächen ab und bildet schwer lösliche sogenannte „Scaling-Schichten“. Die Differenz zwischen dem gelöstem Calcium im Zulauf zur Belebung und dem Membransystem ergibt eine Calciumfracht von 128 kg/d. Die tatsächlich als „Kalk“ in der Belebung ausgefällte Menge von 320 kg/d berechnet sich über die Molaren Massen von  $\text{Ca}^{2+}$  (40 g/mol) und  $\text{CaCO}_3$  (100 g/mol). Zu diesem Zeitpunkt stellte sich ein Gleichgewicht zwischen Anorganik und Organik im Belebtschlamm bei einem Asche-Gehalt von 37% ein.



man nur äußerst selten über die 10 Tage Grenze gekommen. Auf der Membranoberfläche konnte

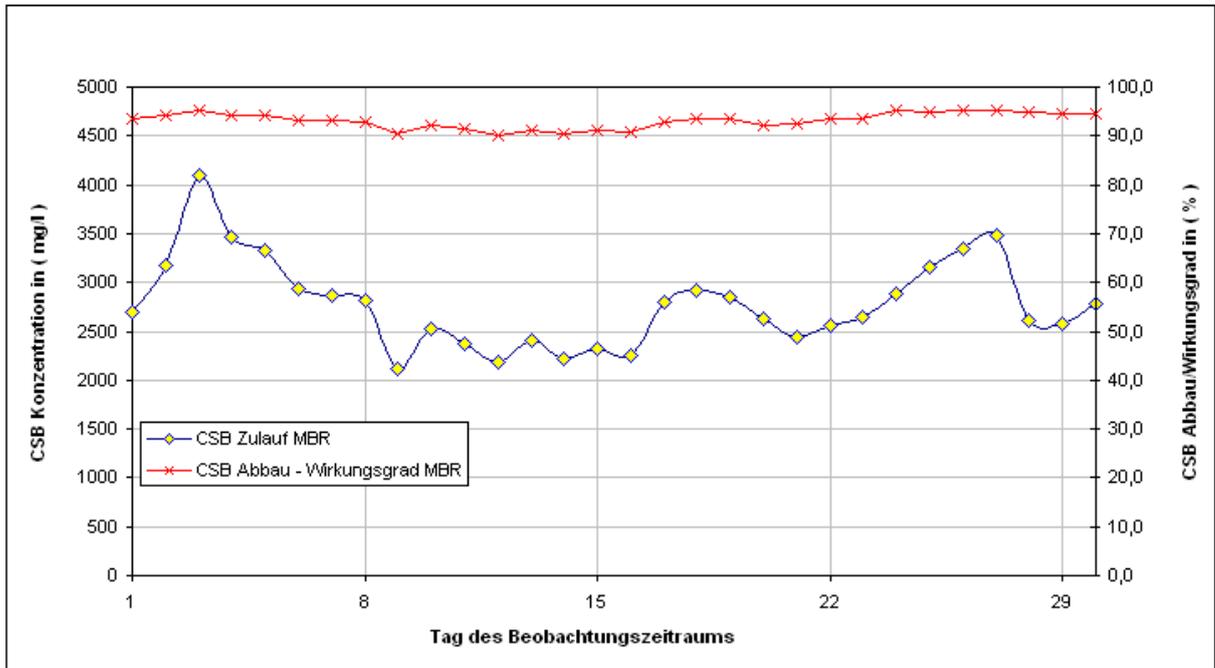


Abbildung 7: Typische Ganglinie CSB-Konzentration im Zulauf MBR

bereits nach wenigen Tagen im Dauerbetrieb eine Deckschicht ausgemacht werden. Mittels Elektronenmikroskop und über eine EDX-Analyse (Energiedispersive Röntgenanalyse) konnte die Deckschicht eindeutig als Calciumcarbonat-Scaling auf der Membranoberfläche identifiziert werden. Analog zu den chemisch-physikalischen Vorgängen in der Biologie, welche zu der Anorganik-Anreicherung im Belebtschlamm führen, tritt an der Membran ein vergleichbares Problem auf. Durch die Belüftung der externen Membrantanks wird direkt in nächster Umgebung der Membranoberflächen Kalk ausgefällt. Dieser lagert sich als Mikroflokkel bevorzugt an porösen Oberflächen an – in unserem Fall die Ultrafiltrationsmembran – und bildet eine Scaling Deckschicht aus. Mit diesem Scaling verblockt die feinen Membranporen, was zu einem geringeren Filtratdurchsatz bei gleichzeitig steigendem Durchflusswiderstand führt. Messtechnisch zeichnete sich das Scaling-Problem durch eine sehr geringe Konzentrationsänderung des gelösten Calciums zwischen dem Zulauf der Membrananlage und dem Filtrat dieser Stufe ab. Der gemessene Unterschied lag im 1. Anlagenabschnitt bei ca. 33 mg/l. Bei einer Filtrationsleistung von 27 m<sup>3</sup>/h ergibt sich mit einer 5-fachen Überströmung der getauchten Membranmodule eine Differenz von 107 kg/d gelöstem Calcium. Dies entspricht einer ausfallenden Feststoffmenge von rund 268 kg/d an Calciumcarbonat. Diese im Bereich der Membran ausfallende Kalk-Menge bedeutet operativ für den Anlagenbe-

trieb einen größeren Mehraufwand an Reinigungschemikalien und Arbeitskraft sowie kürzere Standzeiten der Membranmodule. Es wurden spezielle Reinigungszyklen mit sauren Reinigungslösungen entwickelt um den Anlagenbetrieb zu optimieren. Final wurden verlässlich Standzeiten von 7 bis 10 Tagen je MOS erreicht. Optimale Reinigungsergebnisse bezüglich Kosten/Nutzen und Zeitaufwand konnten beim Einsatz von Zitronensäure erzielt werden.

Die Rückführungsrate des aufbereiteten Abwassers zurück in den Produktionsprozess lag in diesem Zeitraum bei durchschnittlichen 65%. Dies entspricht einem Frischwasserersatz in der Produktion von 437 m<sup>3</sup>/d.

### 3.2.6.2 Kontinuierlicher Betrieb des 2. Anlagenabschnitts

Bau des neuen Anlagenabschnitts erfolgte im Frühjahr 2010. Die Inbetriebnahme und Optimierung des Enthärtungsprozesses wurden im Mai 2010 abgeschlossen. Ab diesem Zeitpunkt konnten die Zulauffrachten auf den MBR bezüglich Calcium und CSB/BSB<sub>5</sub> neu betrachtet werden. Darstellung des Bilanzkreises der Biologie siehe **Abbildung 8**. Um die Auswirkungen der neuen Vorstufe zur Enthärtung des Prozessabwassers auch auf den Membranbetrieb besser bewerten zu können wurde das durch die vielen Reinigungen und den ersten Testbetrieb von November 2009 bis Mai 2010 vorgeschädigte Membransystem im Sommer 2010 komplett einer Revision unterzogen und sämtliche Module gegen neue ausgetauscht. Die Calcium-Fracht im Ablauf des HRC (neuer Zulauf des MBR) betrug ab Mai 2010 im Mittel 50 kg/d – respektive eine maximal mögliche „Kalk-Fracht“ von 126 kg/d. Die Zulauffracht des HRC lag um einen Mittelwert von 235 kg/d gelöstem Calcium - entsprechend einer Kalk-Fracht von 588 kg/d. Die Differenzmenge wird über das spezielle Fällungs-Flockungsverfahren im High-Rate-Clarifier in einem Kalkschlamm angereichert und bereits vor dem Membranbioreaktor aus dem Abwasser entfernt. Der Kalkschlamm wird über eine Drehkolbenpumpe in die Produktion auf die Langsiebmaschine. Der Volumenstrom betrug im Durchschnitt 31 m<sup>3</sup>/d bei einer Feststoffkonzentration von 65 g/l. Auf Grund der vorteilhaften Kalkschlammstruktur und Konsistenz konnte dieser ohne Beanstandung oder Auswirkungen auf die Produktqualität in die Langsieb-Pappe eingebaut werden. In **Abbildung 9** ist die Enthärtungsleistung des HRC im Zeitraum der Erstinbetriebnahme nach Optimierung der Chemikaliendosierungen aufgetragen.

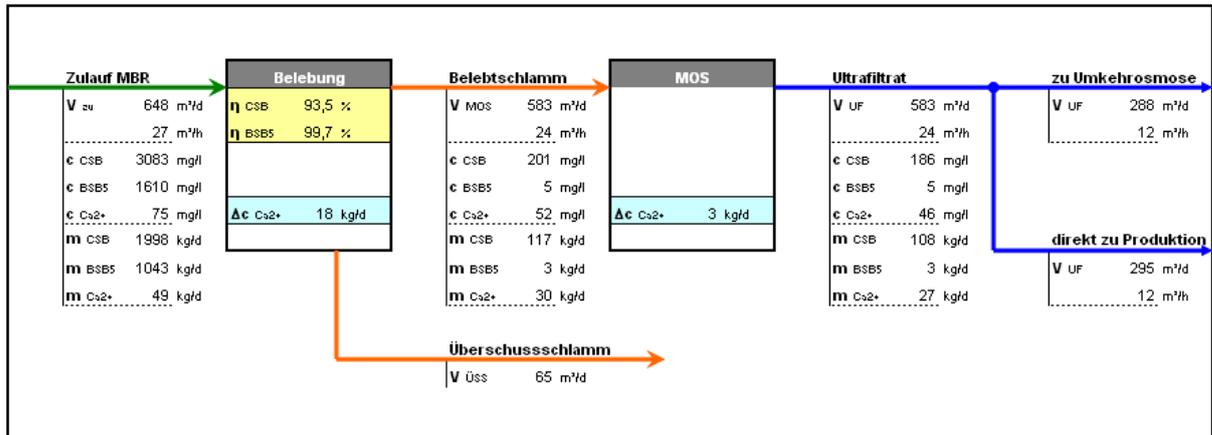


Abbildung 8: Bilanzkreis Biologie und MBR - Betrieb des 2. Anlagenabschnitts

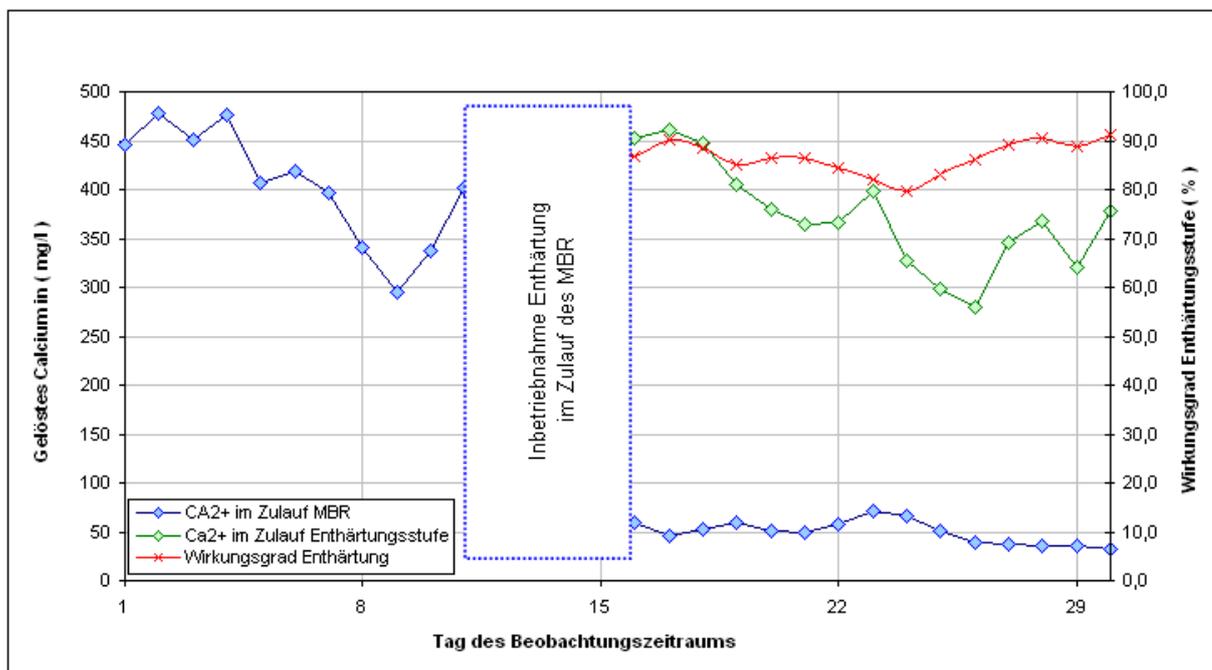


Abbildung 9: Enthärtungsleistung HRC nach Erstinbetriebnahme

Der Klarwasserablauf des HRC stellt im heutigen Verfahrensfließbild den neuen Zulauf des Membranbioreaktors dar. Die Abwassermenge ist verglichen zu der Erstinbetriebnahme von 2009 annähernd konstant geblieben. Lediglich wird vor dem MBR im Mittel 31 m³/d Kalkschlamm direkt in die Produktion zurückgefahren. Die restliche Abwassermenge von 648 m³/d läuft über die Enthärtung ohne weitere Verluste in die Belebungsstufe des MBR. Die dargestellten Zulaufwerte nach einer Einschwingphase von ca. 2-3 Wochen nach Inbetriebnahme der Enthärtungsstufe (Tabelle 3 – Spalte „Ablauf HRC“) resultieren in einem völlig neuen Anlagenbetriebspunkt.

Da die Calcium-Fracht im HRC um 79% reduziert wird ergibt dies nicht nur für die Biologie sondern auch für das Membransystem einen völlig neuen Betrieb bezüglich Scaling, Kalkausfällung, Reinigungszyklen und Personalaufwand.

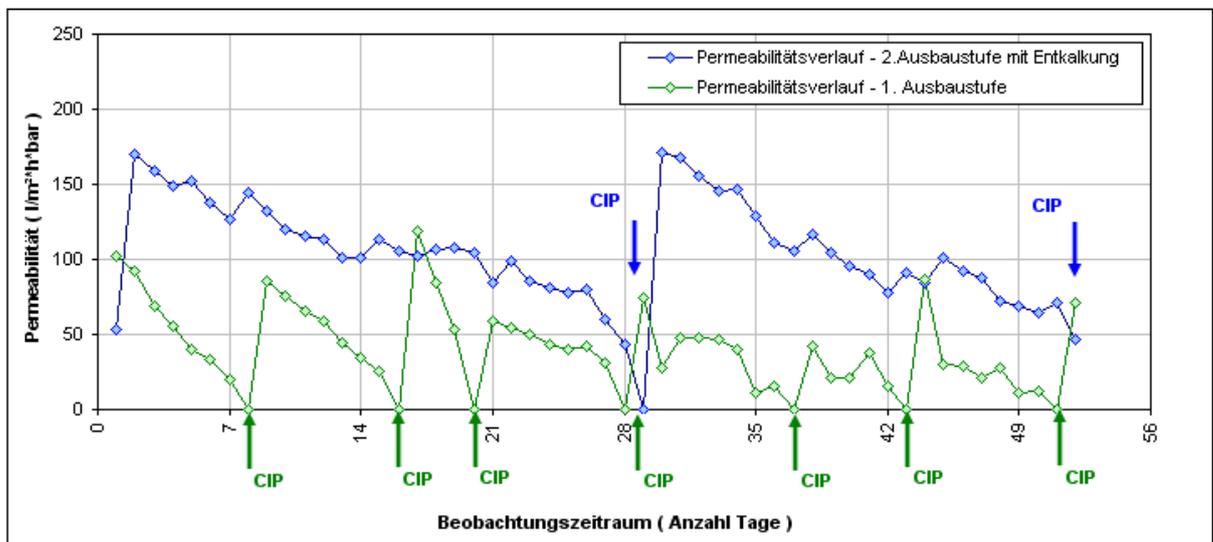
Parameter	Einheit	Klarwasser VK	Ablauf HRC	Filtrat MOS	Permeat UO	Konzentrat UO
Volumenstrom	m³/h	28	27	27	10	3,0
CSB-Konz.	mg/l	3.240	3.083	186	10	675
BSB <sub>5</sub> -Konz.	mg/l	1.680	1.610	<5	<1	37
CSB-Fracht	kg/d	2.180	1998	120	n.n	47
BSB <sub>5</sub> -Fracht	kg/d	1129	1043	n.n	n.n	n.n
Leitfähigkeit	µS/cm	3.800	4096	4.150	150	13.700
Ca <sup>2+</sup> -Konzentration	mg/l	350	75	46	10	75
abfiltrierbare Stoffe	mg/l	142	27	n.n	n.n	n.n
NO <sub>3</sub> -N	mg/l	4,1	3,7	0,9	n.n.	n.n.
PO <sub>4</sub> -P	mg/l	1,3	0,9	0,2	n.n.	n.n.
Temperatur	°C	41,0	37,2	35,7	32,5	31,0
pH – Wert	-	6,5		8,1	6,5	6,2

**Tabelle 3:** Mittlere Abwasserablaufqualitäten (Stand März 2011)

Erste Auswirkungen im Betrieb des MBR konnten bereits kurzfristig nach wenigen Wochen Betrieb festgestellt werden. Das Verhältnis Anorganik zu Organik verbesserte sich von vormals ca. 40% Asche Anteil im Belebtschlamm auf unter 20%. Dies liegt vorrangig an der wesentlich geringeren ausgefällten Menge CaCO<sub>3</sub> in der Belebung. Während dem Betrieb des zweiten Anlagenabschnittes werden lediglich nur noch 18 kg/d Calcium in der Belebung ausgefällt - respektive 45 kg/d CaCO<sub>3</sub>. Vergleicht man den Bilanzkreis (**Abbildung 6**, mit **Abbildung 8**) ergibt sich eine Netto-Differenz von 110 kg/d gelöstem Calcium. Umgerechnet bedeutet dies eine Reduzierung der sich täglich im Belebtschlamm akkumulierenden Anorganik Menge von 275 kg/d.

Durch die geringere Calcium Konzentration im Belebtschlamm-Wasser-Gemisch an den Membran konnte ebenfalls die Scaling Problematik deutlich reduziert werden. Dies äußerte sich an längeren Standzeiten und weniger Betriebsmitteleinsatz bei den chemischen Reinigungssequenzen. Die Verblockung der Ultrafiltrationsmodule konnte von ursprünglich < 7 Tagen auf heute rund 30 Tage verlängert werden. Betrachtet man den für die Membrantechnik charakteristischen Parameter „Permeabilität“ (Volumenstrom pro

m<sup>2</sup> Membranfläche bei 1 bar Druck) zeigt sich nach Inbetriebnahme der Entkalkung eine wesentliche Verbesserung des Permeabilitätsverlaufs über die Zeit (flacherer Kurvenverlauf) siehe **Abbildung 10**. Ebenfalls dargestellt sind die Reinigungsintervalle während dem Betrieb des 1. und 2. Anlagenabschnittes. Jeder Pfeil in Abbildung 10 steht für eine durchgeführte chemische saure Reinigung gegen Scaling-Ablagerungen auf der Membranoberfläche. Die deutlich längeren Standzeiten der Membran resultieren im kontinuierlichen Anlagenbetrieb in einem geringeren Reinigungsaufwand, weniger Chemikalienverbrauch, einer insgesamt besseren Verfügbarkeit der Membranstufe (weniger Betriebszeit mit 2 Membransystemen Online und 1 Membransystem Stand-By bzw. im Reinigungsmodus) und eine längere Lebensdauer durch geringere mechanische- und chemische- Materialbeanspruchung der Membranmodule.



**Abbildung 10:** Permeabilitätsvergleich Membransystem 1. und 2. Ausbaustufe

## 4 Wirtschaftlichkeit der Neuanlage

### 4.1 Betriebskosten

Zu den Betriebskosten zählen Kosten für Personal, Energie, Chemikalien, Nährstoffe und Entsorgungskosten. Die sich ergebenden Membranersatzkosten sind zur Zeit noch nicht quantifizierbar und daher nicht berücksichtigt, da hierüber erst Erfahrungen gesammelt werden müssen. Bislang wurden zwei Membransätze im kontinuierlichen Betrieb über 3 Jahre getestet. Final wird in diesem Frühjahr (voraussichtlich Mai 2011) erneut das gesamte Membransystem ausgetauscht und revidiert. Geplante Standzeiten um eine gute Wirtschaftlichkeit des installierten Membranbioreaktors zu erreichen sind 7 Jahre. Damit würden die Ersatzkosten für den Tausch des Membransystems bezogen auf die behandelte Wassermenge von 7 Jahren lediglich 11,4 Cent/m<sup>3</sup> betragen.

Da sich während der Zeit der Errichtung der Abwasseranlage auch im Produktionsbereich geringe technische Veränderungen zur Reduzierung von Frischwasser umgesetzt wurden, sind in der folgenden **Tabelle 4** keine wassermengenspezifischen Werte für die Betriebskosten benannt. Neben den Absolutwerten werden hier des Weiteren produkt-spezifische Betriebskosten beziffert.

Parameter	Einheit	2007	2010 bis Heute		
		komm. ARA	komm. ARA	betriebseigene ARA	
				Kosten	effektive Kosten
abs. Betriebskosten	€/a	131.600	772.000	282.000	147.000
spez. Betriebskosten	€/t	3,52	20,63	7,55	3,92

**Tabelle 4:** Absolute und spezifische Betriebskosten

Die Betriebskosten für Abwasserbehandlung und -entsorgung lagen bis zum Jahre 2008 bei rund 132.000 €/a bzw. 3,52 €/t Produkt. Hauptanteil an den Behandlungs- und Entsorgungskosten stellten zum Zeitpunkt vor Inbetriebnahme der Neuanlage die Abwassergebühren von lediglich 0,35 €/m<sup>3</sup> dar. Bei unveränderter Situation für Behandlung und Ableitung wären die Kosten auf Grund der stark gestiegenen Entsorgungsgebühren heute bei 772.000 €/a, resp. 20,63 €/t Produkt. Die Gebühren sollten in naher Zukunft auf 2,50 €/m<sup>3</sup> erhöht werden.

Mit Inbetriebnahme der Abwasserbehandlung und Rückführung von ca. 90% des behandelten Abwassers in die Produktion liegen die Betriebskosten für Abwasserbehandlung derzeit bei 282.000 €/a. Produktbezogen bedeutet dieses Kosten von 7,55 €/t.

Berücksichtigt man den Nutzen aus Kalkschlammrückführung(Füllstoff) und Energieeinsparung(Ersatz von kaltem Brunnenwasser durch warmes Rückwasser) ergeben sich jährliche Abwasserbehandlungs- und Entsorgungskosten von etwa 147.000 €. Die spezifischen Kosten pro Tonne Produkt reduzieren sich damit auf 3,92€/t.

Dieses bedeutet einen Anstieg der Betriebskosten (inkl. Entsorgungskosten) von ca. 15.000 €/a oder 0,40 €/t Produkt. Bezieht man diese Zahlen auf die ursprüngliche Abwassermenge der Pappenfabrik vom Jahre 2007 mit 840 m<sup>3</sup>/d dann liegen die spez. Kosten bei 0,50 €/m<sup>3</sup>.

## 4.2 Investitionskosten

Hierzu zählen insbesondere die Kosten für folgende Hauptkomponenten der Abwasserreinigungsanlage.

- Enthärtungsanlage
- Chemikaliensilos und Tank- und Dosieranlagen
- Belebungs-kaskade
- MOS (Membran-Operation-Systems)
- UO (Umkehrosmose)
- Schlammwässerung
- das Betriebsgebäude mit der maschinentechnischen Ausrüstung wie Pumpen, Chemikaliendosierstationen und E-MSR-Technik

Für die Errichtung aller erforderlichen Anlagenteile belaufen sich die Investitionskosten auf überschlägig **2,5 Mio. EUR**. Die Differenz gegenüber der ursprünglichen Kostenkalkulation von 1,8 Mio. EUR liegt vornehmlich in der Errichtung des 2. Ausbauabschnitts, der Enthärtungsanlage mit den zugehörigen Lager- und Dosierequipment begründet.

## 4.3 CO<sub>2</sub> Emission und Energieeinsparung

Durch die Rückführung des im Membranbioreaktor biologisch aufbereiteten Abwassers (Bio-Rückwasser: Ultrafiltrat und Umkehrosmose-Permeat) wird der Energiehaushalt der gesamten Pappenfabrik positiv beeinflusst. Betrachtet wird im Folgenden der Energiebedarf zum aufheizen des Produktions-Frischwasser von 10°C auf 65°C. Der elektrische

Energiebedarf der betriebseigenen Abwasserreinigungsanlage wird ebenfalls in der Betrachtung berücksichtigt.

Zum Zeitpunkt vor der 1. Ausbaustufe 2007 wurde das Frischwasser für den Produktionsprozess der Pappenfabrik ausschließlich aus den Tiefbrunnen mit einer Temperatur von 10°C gezogen. Dieses wurde zum Teil direkt aus dem Frischwasserbecken an die Verbraucher im Produktionsprozess geschickt. Der Großteil des Frischwassers wird auf Prozesstemperaturen von 65°C erwärmt. Energetisch ergibt sich aus dieser Situation ein thermischer Energiebedarf von 1604 kW beim erwärmen des Tiefbrunnenwassers. Die Abwasserreinigungsanlage hatte zu diesem Zeitpunkt einen geringen elektrischen Energiebedarf von lediglich 10 kW. Als Primärenergieträger kommt bei der Pappenfabrik Köhler im Kesselhaus ausschließlich Erdgas zum Einsatz. Für die folgenden Betrachtungen wird angenommen, dass der Strom- und Wärmebedarf ohne Fremdbezug gedeckt wird. In diesem Fall kann dafür ein CO<sub>2</sub>- Äquivalent von 211 g<sub>CO2</sub>/kWh angesetzt werden.

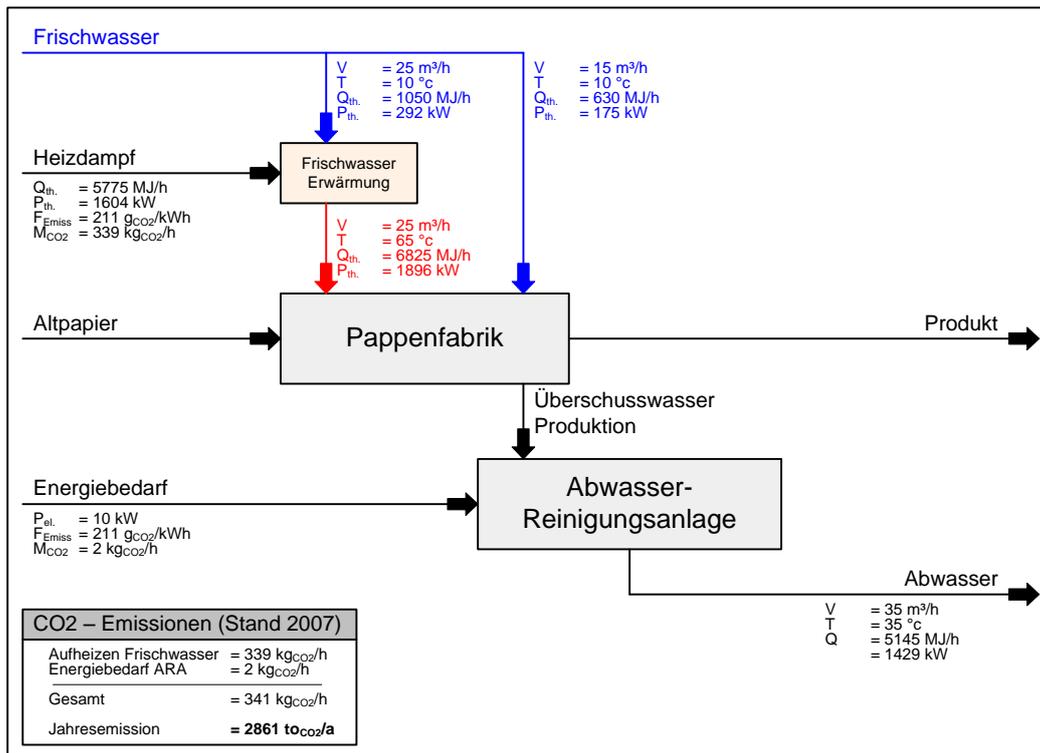
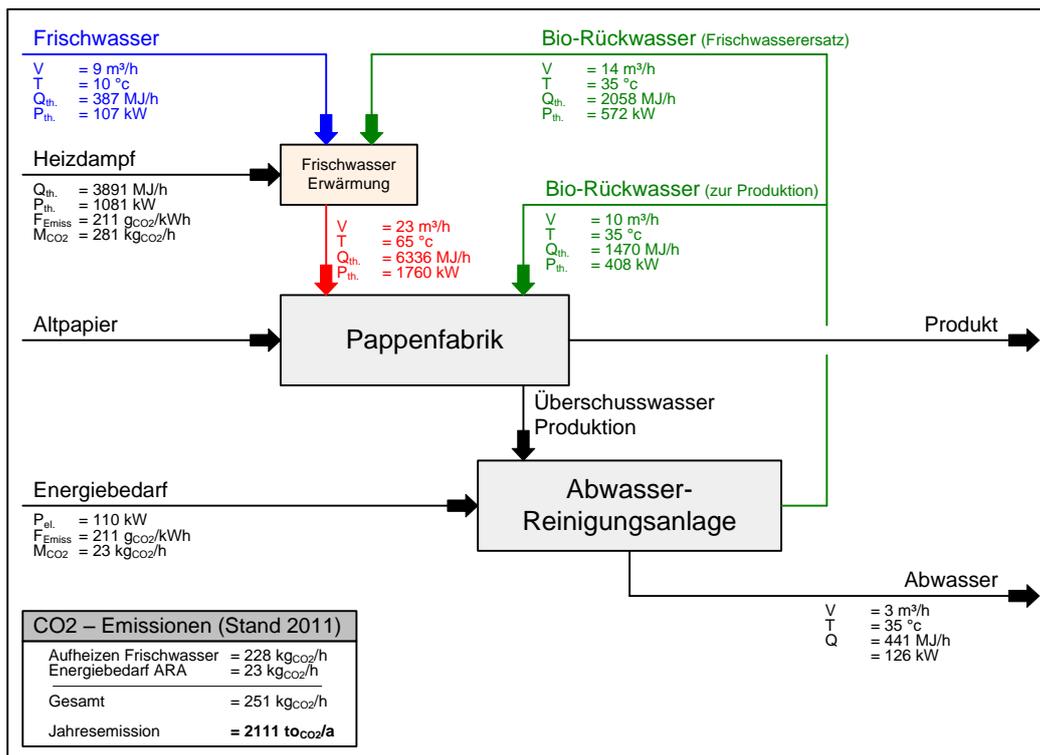


Abbildung 11: Frischwassererwärmung und Energiebedarf ARA (Stand 2007)

Abbildung 11 zeigt ein vereinfachtes Schaltbild von Pappenfabrik und Abwasserreinigungsanlage, mit allen für die angestellte Betrachtung relevanten Stoff- und Energieströmen. Aus der Aufheizung des Frischwassers und dem elektrischen Energiebedarf

der Abwasserreinigung resultierte zum Zeitpunkt vor dem Anlagenneubau des Membranbioreaktors eine CO<sub>2</sub>- Emission von **2861 to<sub>CO2</sub>/a**.

Nach dem Neubau des Membranbioreaktors und der Fertigstellung der zweiten Ausbaustufe änderte sich die Frischwasserversorgung wesentlich (siehe **Abbildung 12**). Ein Teil des zu erwärmenden Tiefbrunnenwassers konnte durch Bio-Rückwasser ersetzt werden. Nahezu alle Verbraucher in der Produktion konnten von Frischwasser auf Bio-Rückwasser umgestellt werden. Durch zusätzliche Optimierungsmaßnahmen der produktionsinternen Wasserkreisläufe wurde die Benötigte Frischwassermenge in Summe von 40 m<sup>3</sup>/h auf 33 m<sup>3</sup>/h reduziert. Die wesentliche Energieeinsparung ergibt sich beim aufheizen des Mischwassers von Brunnenwasser und Bio-Rückwasser. Der größere Teil dieses Mischwassers ist Bio-Rückwasser auf einem Temperaturniveau von 35°C. Durch die höhere Mischtemperatur und dem leichten Rückgang der benötigten Gesamtmenge an Frischwasser ergibt nur noch eine CO<sub>2</sub>- Emission von **2111 to<sub>CO2</sub>/a**.



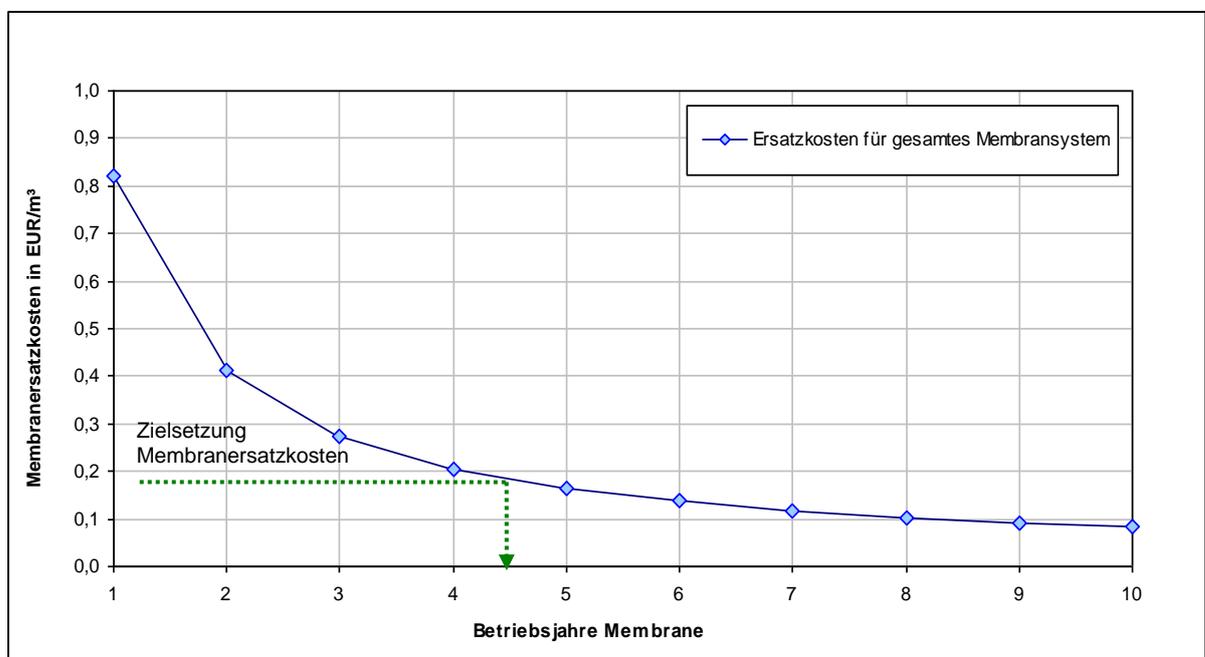
**Abbildung 12:** Frischwassererwärmung und Energiebedarf ARA (Stand 2011)

Anteilig stellt der Energiebedarf der Abwasserreinigungsanlage mit einer elektrischen Leistungsaufnahme von 110 kW auch nach Fertigstellung der zweiten Ausbaustufe einen sehr geringen Teil der CO<sub>2</sub>-Emission dar. Lediglich 193 to<sub>CO2</sub>/a emittieren aus dem elektrischen Energiebedarf der Abwasserreinigungsanlage. Dies ist prozentual ein Anteil von ~10% am gesamten emittierten CO<sub>2</sub>. Die Netto-Einsparung durch den energieeffizien-

enten Betrieb der neuen ARA kombiniert mit der Rückführung von Ultrafiltrat und Umkehrosmose-Permeat in den Produktionsprozess beträgt verglichen zum Zeitpunkt vor dem Neubau **750 to<sub>CO2</sub>/a**.

#### 4.4 Abschließende Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der MOS-Membrane

Ein wesentlicher Bestandteil der Life-Cycle-Costs des Membranbioreaktors ergibt sich aus den hohen Ersatzkosten der Ultrafiltrationsmembrane. Der dort verbaute Membransatz mit einer Gesamt-Filtrationsfläche von 5400 m<sup>2</sup> kostet aktuell ca. 30 €/m<sup>2</sup> installierte Fläche. Die Kosten für einen kompletten Membranwechsel betragen mit Kleinstmaterial und Hilfsmitteln ca. 180.000 EUR. Gegen diese Kosten stehen lediglich 219.000 m<sup>3</sup>/a Abwasser. Um in einem wirtschaftlichen Bereich für den Betrieb des Membranbioreaktors zu kommen muss die Membrane zwingend eine Standzeit von 4 bis 5 Jahren erreichen (siehe **Abbildung 13**). Durch diverse Probleme mit Scaling in der 1. Ausbaustufe und in geringem Maße auch Fouling während den Ersten Betriebsmonaten wurden die Membrane sehr stark belastet. Aktuell wurde nach Abschluss der 2. Ausbaustufe mit der Enthärtungsstufe, weiteren Optimierungsarbeiten an der Prozessführung und speziell den Chemischen Reinigungsintervallen eine optimale Grundlage für einen sicheren und nachhaltigen Anlagenbetrieb geschaffen.



**Abbildung 13:** Membranersatzkosten pro m<sup>3</sup> Abwasser gegenüber Betriebsjahre

Zum heutigen Zeitpunkt kann noch keine abschließende Bewertung der Membranstandzeiten erfolgen. Nach 3,5 Jahren Anlagenbetrieb des

Membranbioreaktors wurde das Membransystem im Juni 2011 zum dritten Mal komplett gewechselt. Dies begründet sich allerdings auf die starke Scaling- Belastung in der 1. Ausbaustufe und dem Optimierungsbedarf der 2. Ausbaustufe.

## 5 Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Mittlere Abwasserqualitäten (Stand 2008).....	8
Tabelle 2: Mittlere Abwasserablaufqualitäten (Stand März 2010) .....	19
Tabelle 3: Mittlere Abwasserablaufqualitäten (Stand März 2011) .....	25
Tabelle 4: Absolute und spezifische Betriebskosten .....	27

## 6 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Stoff- Wassersystem bis Ende 2008 .....	7
Abbildung 2: Blockschaltbild der Verfahrensstufen .....	10
Abbildung 3: Stoff- Wassersystem nach dem 1. Anlagenabschnitt .....	11
Abbildung 4: Stoff- Wassersystem nach Neubau Enthärtungsstufe .....	14
Abbildung 5: Calcium Zulaufkonzentration und Tagesfracht des MBR Anfang 2009.....	20
Abbildung 6: Bilanzkreis Biologie und MBR - Betrieb des 1.Anlagenabschnitt .....	21
Abbildung 7: Typische Ganglinie CSB-Konzentration im Zulauf MBR.....	22
Abbildung 8: Bilanzkreis Biologie und MBR - Betrieb des 2.Anlagenabschnitt .....	24
Abbildung 9: Enthärtungsleistung HRC nach Erstinbetriebnahme .....	24
Abbildung 10: Permeabilitätsvergleich Membransystem 1. und 2. Ausbaustufe .....	26
Abbildung 11: Frischwassererwärmung und Energiebedarf ARA (Stand 2007) .....	29
Abbildung 12: Frischwassererwärmung und Energiebedarf ARA (Stand 2011) .....	30
Abbildung 13: Membranersatzkosten pro m <sup>3</sup> Abwasser gegenüber Betriebsjahre .....	31

## **7 Anhang**

Anhang 1.1: Verfahrenstechnisches Konzept ARA (Deutsch)

Anhang 1.2: Verfahrenstechnisches Konzept ARA (Englisch )

Anhang 2.1: Layout 1.Anlagenabschnitt – Membranbioreaktor

Anhang 2.2: Layout 2.Anlagenabschnitt – Enthärtungsstufe

Anhang 3.1: Fachinformation – SIPAPER Water Membranbioreaktor

Anhang 3.2: Fachinformation – SIPAPER Water Tertiäre Reinigung

Anhang 4.1: Bildmaterial – Übersicht Wasseraufbereitungsanlage 1

Anhang 4.2: Bildmaterial – Übersicht Wasseraufbereitungsanlage 2

Anhang 4.3: Bildmaterial – Belegung und MOS

Anhang 4.4: Bildmaterial – MOS Becken

Anhang 4.5: Bildmaterial – MOS Filtratwege Maschinenhalle

Anhang 4.6: Bildmaterial – MOS Filtratverteilung