



MONTAGE UND INBETRIEBNAHME EINER QUERSTROMFILTRATIONSANLAGE ALS RÜHRERZELLE

Bachelor-Thesis
zur Erlangung des akademischen Grades
Bachelor of Engineering (B.Eng.)
an der Hochschule Merseburg

Eingereicht von
Jens Trouvain
geb. am 26.05.1992 in Halle/Saale

Betreuer: Prof. Dr.nat.techn. Ulf Schubert
Dipl.-Ing. Jörg Vahldieck

Merseburg, 02.05.2014

Vorwort

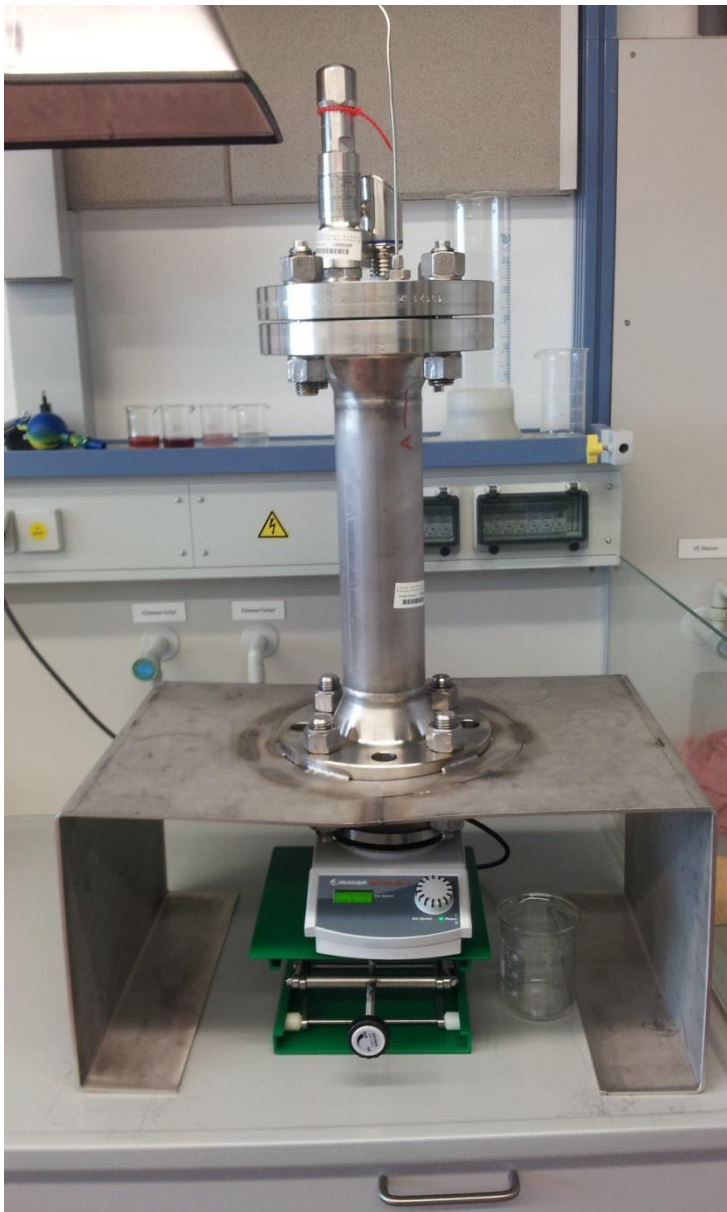
Diese Bachelorarbeit entstand im Zeitraum von Wintersemester 2013/14 bis Anfang Sommersemester 2014 an der Hochschule Merseburg im Arbeitskreis von Prof. Dr. Schubert. Im Wesentlichen geht es dabei um die Montage und Inbetriebnahme einer bereits konstruierten Querstromfiltrationsanlage zur Untersuchung organischer Flachmembranen. Die Bearbeitung dieses Themas ermöglichte mir Prof. Dr. Schubert, weshalb Ich mich an dieser Stelle dafür ganz herzlich bei Ihm bedanken möchte. Einen besonderen Dank möchte Ich auch Dipl. Ing. Jörg Vahldieck aussprechen. Er stand mir über den gesamten Zeitraum immer mit Rat und Tat zur Seite und ermöglichte es erst die Anlage funktionstüchtig zu machen. Weiterhin möchte Ich mich noch bei Dipl. Ing. Dietmar Goldner bedanken, der mir bei elektrotechnischen Fragestellungen geholfen hat.

Inhaltsverzeichnis

1. Einleitung	5
2. Zielsetzung und Abgrenzung der Fragestellung	6
2.1. Zielsetzung der Fragestellung.....	6
2.2. Abgrenzung der Fragestellung.....	6
3. Theoretische Grundlagen	7
3.1. Theorie zur Membranfiltration.....	7
3.1.1. Allgemeines.....	7
3.1.2. Untergliederung der Filtrationsarten.....	7
3.1.2.1. Mikrofiltration.....	7
3.1.2.2. Ultrafiltration.....	7
3.1.2.3. Nanofiltration.....	8
3.1.2.4. Umkehrosmose.....	8
3.1.3. Membraneigenschaften.....	8
3.1.3.1. Wasserflux.....	8
3.1.3.2. Trenngrenze.....	9
3.1.3.3. Rückhaltung und Permeabilität.....	9
3.1.4. Übersicht zu Betriebsweisen der Membranfiltration.....	10
3.1.4.1. Dead- End- Filtration.....	10
3.1.4.2. Cross- Flow- Filtration.....	11
3.2. Theorie zur Rührerzelle.....	12
4. Beschreibung und Optimierung der Anlage	13
4.1. Planungsgrundlage.....	13
4.2. Montage und Optimierung der Anlage.....	14
4.3. Überprüfen der Dichtheit.....	21
5. Ergebnisse	22
5.1. Bestimmung des Wasserfluxes.....	23
5.2. Fluxbestimmung unter Realbedingungen.....	27
5.3. Wasserfluxbestimmung mit gereinigter Membran.....	31
6. Verbesserungsansätze	32
7. Zusammenfassung und Schlussfolgerung	32
8. Literaturverzeichnis	33
9. Abbildungsverzeichnis	33
10. Tabellenverzeichnis	34
11. Anhang	35

1 Einleitung

Das Trennen von Stoffgemischen ist eine der wichtigsten Aufgaben der Verfahrenstechnik und kommt in einer Vielzahl industrieller Zweige zum Einsatz. Die wichtigsten Verfahren der Stofftrennung lassen sich in mechanische Trennung (z.B. Sedimentation oder Zentrifugation) und thermische Trennung (z.B. Destillation oder Extraktion) unterscheiden. Außerdem sind noch elektrische und physiko-chemische Trennung zu nennen. Im Folgenden wird die Filtration, genauer gesagt die Membranfiltration als Unterart der mechanischen (z.T. auch thermischen Trennung) näher beleuchtet. Zu diesem Zweck wurde im Zuge dieser Bachelorarbeit eine Versuchsanlage zur Untersuchung von organischen Flachmembranen anhand einer bereits bestehenden Planung gebaut und in Betrieb genommen. Die so ermittelbaren Betriebsparameter der Membranen sind relevant für das Auslegen industrieller Anlagen.



(Abbildung 1: fertiggestellte Anlage)

2 Zielsetzung und Abgrenzung der Fragestellung

2.1 Zielsetzung der Fragestellung

Rührzellen zur Untersuchung von organischen Flachmembranen der Querstromfiltration sind auf dem Markt lediglich für geringe transmembrane Drücke für 3-5 bar kommerziell erhältlich. Sollen neben Mikro- und Ultrafiltrationsmaterialien auch Nano- und Hyperfiltrationsmaterialien untersucht werden, sind höhere transmembrane von 50 bar wünschenswert. In vorangegangenen Arbeiten wurden bereits Basic- und Detail-Engineering durchgeführt und die erforderlichen Komponenten zum größten Teil beschafft. Folgend sollen noch fehlende Teile beschafft und die Rührzelle montiert werden. Letztlich ist eine Inbetriebnahme und Optimierung der Funktion durchzuführen. Dabei galt es folgende Schwerpunkte zu beachten:

2.2 Abgrenzung der Fragestellung

1. Einarbeitung in die Thematiken „Membranfiltration“ und „Rührzelle“
2. Beschaffung fehlender Teile, Montage aller Bauteile
3. Inbetriebnahme der Anlage
4. Optimierung aller Funktionen

3 Theoretische Grundlagen

3.1 Theorie zur Membranfiltration

3.1.1 Allgemeines

Die Membranfiltration ist ein physikalisches Trennverfahren mit Hilfe von permeablen (durchlässigen) Membranen. Dabei ist es möglich, Feststoffe, Ionen sowie andere Flüssigkeiten aus einer Flüssigkeit herauszufiltern. Sonderformen der Membranfiltration erlauben zudem das Trennen von Gasgemischen (Gasseparation). Die Membranfiltration beruht auf 2 verschiedenen Trennprinzipien, dem hydrodynamischen Modell und dem Lösungs-Diffusionsmodell. Die Trennwirkung des hydrodynamischen Modells beruht darauf, dass Partikel einer bestimmten Größe von Membranen mit entsprechend kleinerer Porengröße zurückgehalten werden. Beim Lösungs-Diffusions-Modell erfolgt die Trennung durch Diffusion der abzutrennenden Teilchen durch die Membran.

Grundsätzlich bezeichnet man den abgetrennten Teil, also den Teil der nicht durch die Membran geht als Retentat und den, der durch die Membran geht, als Permeat.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert]

3.1.2 Untergliederung der Filtrationsarten

Die Unterscheidung zwischen den einzelnen Membranfiltrationsarten kann anhand der Trenneigenschaften und der Trennmechanismen getroffen werden. Diese Unterteilung ist jedoch nicht normiert, da durch stetige Weiterentwicklungen die Grenzen zwischen den Filtrationen ineinander eingehen.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folie 10]

3.1.2.1 Mikrofiltration

Die porösen Membranen der Mikrofiltrationen trennen ungelöste Partikel mit einer Größe größer $0,1\mu\text{m}$ ab. Gelöste Stoffe wie beispielsweise Salze, werden durchgelassen. Demnach beruht die Trennwirkung der Mikrofiltration einzig und alleine auf einem Siebeffekt bzw. dem hydrodynamischen Modell. Die Mikrofiltration arbeitet mit transmembranen Drücken von bis zu 1 bar und eignet sich vor allem für die Abtrennung von Feststoffen aus Suspensionen, also zum Beispiel für die Aufkonzentrierung von Getränken.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folien 12 und 16]

3.1.2.2 Ultrafiltration

Die Membranen der Ultrafiltration unterscheiden sich von denen der Mikrofiltration im Wesentlichen in der Porengröße und Struktur. So werden bei der Ultrafiltration Teile zwischen $0,01\mu\text{m}$ und $0,1\mu\text{m}$ zurückgehalten. Da die Membranen deutlich dichter sind als die der Mikrofiltration, steigt der erforderliche transmembrane Druck auf 3-10 bar. Auch bei der Ultrafiltration ist der Siebeffekt hauptsächlich für die Trennwirkung verantwortlich, im Gegensatz zur Mikrofiltration tritt allerdings zum Teil auch ein Diffusionseffekt auf. Somit sind

Ultrafiltrationsmembranen auch in der Lage größere gelöste Partikel wie z.B Fette oder Proteine abzutrennen.

Verwendet wird die Ultrafiltration in der Aufbereitung von Ab- und Trinkwasser sowie der Aufkonzentrierung von Molke, Enzymen oder auch Impfstoffen.

[Quelle: Technische Chemie, Wiley-Verlag, S366]

3.1.2.3 Nanofiltration

Bei der Nanofiltration kommen dichte organische Membranen zum Einsatz, welche Porengrößen zwischen 0,001µm und 0,01µm besitzen. Diese Membranen ermöglichen lediglich das passieren von Ionen. Sie sind also auch in der Lage kleinere gelöste Moleküle wie organische Säuren oder Peptide herauszufiltern. Die für die Nanofiltration benötigten Arbeitsdrücke liegen im Bereich von 20-35 bar. Das Hauptanwendungsgebiet für diese Filtration liegt in der Wasseraufbereitung, so sind die Membranen bestens dafür geeignet Schwermetalle aus Wasser zu entfernen.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folien 12 und 18]

3.1.2.4 Umkehrosmose

Umkehrosmosemembranen sind die Membranen, welche die kleinsten Porengrößen aufweisen. Diese liegen im Bereich von 0,1nm und 1 nm. Sie sind in der Lage auch Ionen aus dem Feed herauszufiltern. Um dies zu ermöglichen muss der osmotische Druck π , welcher Abhängig von Konzentration und Dissoziationsgrad der jeweiligen Ionen ist, überwunden werden. Deshalb wird bei der Umkehrosmose mit relativ hohen Drücken von 30-80 bar gearbeitet. Die sicher signifikanteste Anwendung für die Umkehrosmose ist die Entsalzung von Meer- und Brackwasser.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folien 12 und 19]

3.1.3 Membraneigenschaften

Um Membranen zu charakterisieren gibt es einige Membraneigenschaften. Dazu zählen neben dem Wasserflux die Trenngrenze, die Permeabilität sowie die Rückhaltung.

3.1.3.1 Wasserflux

Der Wasserflux ist ein Maß für die Durchlässigkeit von Reinstwasser oder schwachen Salzlösungen durch eine Membran. Er gibt an, wie viel Wasser bei einem bestimmten Druck und einer standardisierten Temperatur in einer bestimmten Zeit durch die Membran geht. Angegeben wird der Wasserflux in [l/m²h]. Der Wasserflux dient als Grundlage zur Auslegung von realen Anlagen und wird berechnet über:

$$\text{Wasserflux} = \frac{V}{A \cdot t}$$

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folie 29]

3.1.3.2 Trenngrenze

Die Trenngrenzen bei Filtrationen die auf dem hydrodynamischen Modell, also die Mikrofiltration und die Ultrafiltration, beruhen ergeben sich anhand der Partikelgröße der kleinsten zurückgehaltenen Partikel und werden in μm angegeben.

Bei der Nanofiltration und der Umkehrosmose wird die Trenngrenze nicht über die Größe des kleinsten zurückgehaltenen Moleküls sondern seiner molaren Masse angegeben.

Angegeben wird diese Trenngrenze definitionsgemäß allerdings nicht in g/mol, sondern in Dalton [Da], wobei gilt $1 \text{ Da} = 1 \text{ g/mol}$.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folie 27]

3.1.3.3 Rückhaltung und Permeabilität

Die Rückhaltefähigkeit einer Membran gibt an wie viel einer Komponente i zurückgehalten wurde. Definitionsgemäß gilt eine Komponente als zurückgehalten, wenn mindestens 90% zurückgehalten werden. Die Permeabilität hingegen ist das Gegenstück zur Rückhaltung, sie gibt an wie viel einer Komponente i durch die Membran geht.

Berechnet wird die Rückhaltung über:

$$R_i = 1 - \frac{C_{i,Permeat}}{C_{i,Feed}}$$

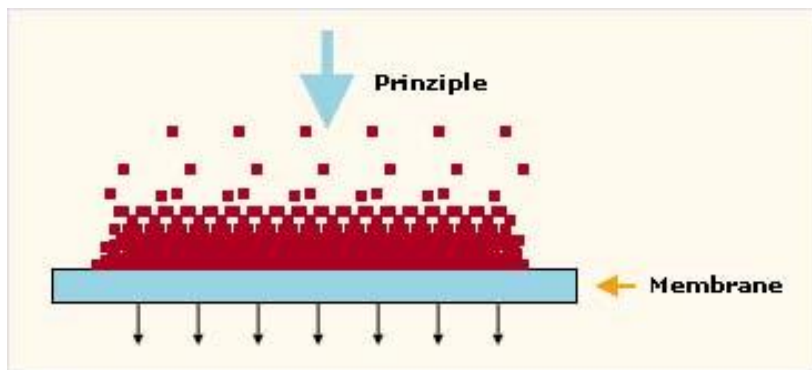
[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folie 28]

3.1.4 Übersicht zu Betriebsweisen der Membranfiltration

Grundsätzlich können Membranfiltrationen Dead-End oder als Querstromfiltration betrieben werden.

[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Folie 13]

3.1.4.1 Dead- End- Filtration



(Abbildung 2: Prinzip der Dead- End- Filtration, Quelle <http://www.membranfiltration.com/filtration-membranes/crossflow-vs-deadend.cfm>)

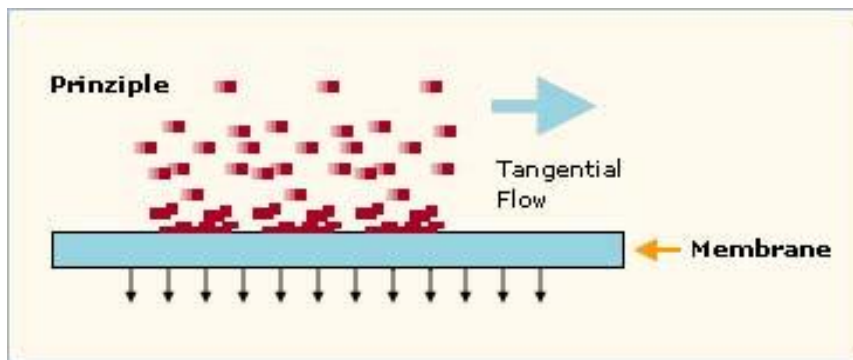
Die Dead- End- Filtration ist eine statische Filtration. Da der Feedstrom senkrecht zum bzw. durch das Filtermedium fließt, bildet sich mit der Zeit ein Filterkuchen (auch Foulingschicht) aus. Diese Filterkuchen besteht aus den herausgefilterten Teilchen und erhöht die die Filterwirkung, so dass noch kleinere Teilchen zurückgehalten werden können. Allerdings hat das Entstehen des Filterkuchens auch einen negativen Effekt, mit zunehmender Filterkuchenhöhe kommt es zu einem erhöhten Druckverlust und somit zu einer Abnahme des Filtratflusses. Da bei diesem Prozess der transmembrane Druck die Triebkraft ist, ist ein erhöhter Druckverlust eine denkbar schlechte Eigenschaft.

Außerdem ist anzumerken, dass bei der Dead- End- Filtration mit relativ geringen Drücken gearbeitet wird, damit die Kompaktierung des Filterkuchens möglichst gering gehalten werden kann. Weiterhin werden bei der Dead- End- Filtration nur Suspensionen mit niedrigem Trübstoffgehalt filtriert, da es sonst zu schnell zu einem zu großen Filterkuchen kommen würde.

Ist der Filterkuchen zu groß geworden muss die Membran gereinigt werden, dies kann durch zurückpumpen eines Teils des Permeats geschehen, so dass es zu einer Rückspülung des abgefilterten Materials kommt. Oft werden die Membranen zusätzlich chemisch gereinigt. Diese erforderlichen Reinigungen führen natürlich zu Produktionspausen, von daher ist die Dead- End- Filtration ein diskontinuierlicher Prozess.

[Quellen: Vorlesungsmitschrift mechanische Verfahrenstechnik, Prof. Dr. Thomas Martin, Vorlesungsmitschrift Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert]

3.1.4.2 Cross- Flow- Filtration



(Abbildung 3: Prinzip der Cross-Flow- Filtration, Quelle <http://www.membranafiltration.com/filtration-membranes/crossflow-vs-deadend.cfm>)

Die Cross-Flow- Filtration, auch als Querstromfiltration oder Tangential-Flow- Filtration bezeichnet, ist im Gegensatz zur Dead- End- Filtration eine dynamische, kontinuierliche Filtration. Bei ihr fließt der Feed nicht senkrecht, sondern quer zur Membran. Ihre Filterwirkung entsteht dadurch, dass es an der Filteroberfläche zu turbulenten Strömungen kommt und somit Scherkräfte auftreten. Im Gegensatz zur Dead- End- Filtration entsteht hierbei idealerweise keine Foulingschicht, da die zurückgehaltenen Partikel durch die turbulente Strömung wieder in die Suspension eingetragen werden. In der Praxis kommt es jedoch trotzdem zu einer Bildung einer dünnen Foulingschicht. Dies hängt mit dem Strömungsprofil einer turbulenten Strömung zusammen, so bildet sich an der Membran eine laminare Grenzschicht aus, welche es den Partikeln ermöglicht sich an der Membran abzusetzen. Die Dicke der laminaren Grenzschicht ist abhängig von der Strömungsgeschwindigkeit. Je höher diese liegt, desto schmaler wird die Grenzschicht bzw. die einhergehende Foulingschicht.

Dadurch, dass sich nur wenige Partikel an der Membran absetzen, kommt es zu einer Aufkonzentrierung des Retentats in der Suspension und zu einem Austreten des Permeats durch die Membran.

Da hierbei das Bilden einer Foulingschicht kein Problem darstellt, wird bei der Querstromfiltration mit höheren transmembranen Drücken, welche wieder die Triebkraft sind, gearbeitet. Weiterhin ist festzuhalten, dass der Filtratfluss nicht wie bei der Dead- End- Filtration stetig abnimmt, sondern nach kurzem Absinken auf einem bestimmten Werte stabil bleibt.

Zudem können aufgrund der filterkuchenfreien Fahrweise auch Suspensionen mit höheren Trübstoffanteilen gefiltert werden.

Meistens werden bei der Cross-Flow- Filtration Hohlfasermembranen, die dann direkt durchströmt werden eingesetzt. Allerdings kommen auch Flachmembranen zum Einsatz. Die Überströmung wird dann z.B. durch Bewegung der Membran oder durch Bewegung der Suspension mittels Rührwerk erzeugt.

Vergleicht man die beiden Verfahren hinsichtlich ihrer Wirtschaftlichkeit so fällt auf, dass die Verfahren der Cross-Flow- Filtration in der Regel deutlich teurer in Anschaffung und Betrieb sind. Also wird in der Praxis trotz der ganzen Vorteile der Cross-Flow- Filtration, sofern es möglich ist, auf die Dead- End- Filtration gesetzt.

[Quelle: Vorlesungsmitschrift Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert]

3.2 Theorie zur Rührerzelle

Ausschlaggebend für die Wirksamkeit der Querstromfiltration sind die Strömungen auf der Membranoberfläche. Diese sollten nach Möglichkeit im turbulenten Bereich liegen. In der Industrie werden Querstromfiltrationen in der Regel mit Kapillarmodulen, Rohmodulen, Plattenmodulen oder auch Spiralmodulen durchgeführt. Dabei kann die Strömungsgeschwindigkeit mittels Pumpen gesteuert werden.

Bei Rührerzellen hingegen, wird die Querströmung mittels Rührwerk erzeugt, dabei ist es wünschenswert eine möglichst turbulente Strömung zu erzeugen. Um zu bestimmen, ob eine vom Rührer erzeugte Strömung turbulent ist, wird die Reynoldszahl zur Hilfe gezogen. Berechnet wird die Re-Zahl über:

$$Re = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$$

Wobei: n...Drehzahl des Rührers

d... charakteristische Länge (hier Rührstabdurchmesser)

ρ ... Dichte der Flüssigkeit

η ... dynamische Viskosität der Flüssigkeit

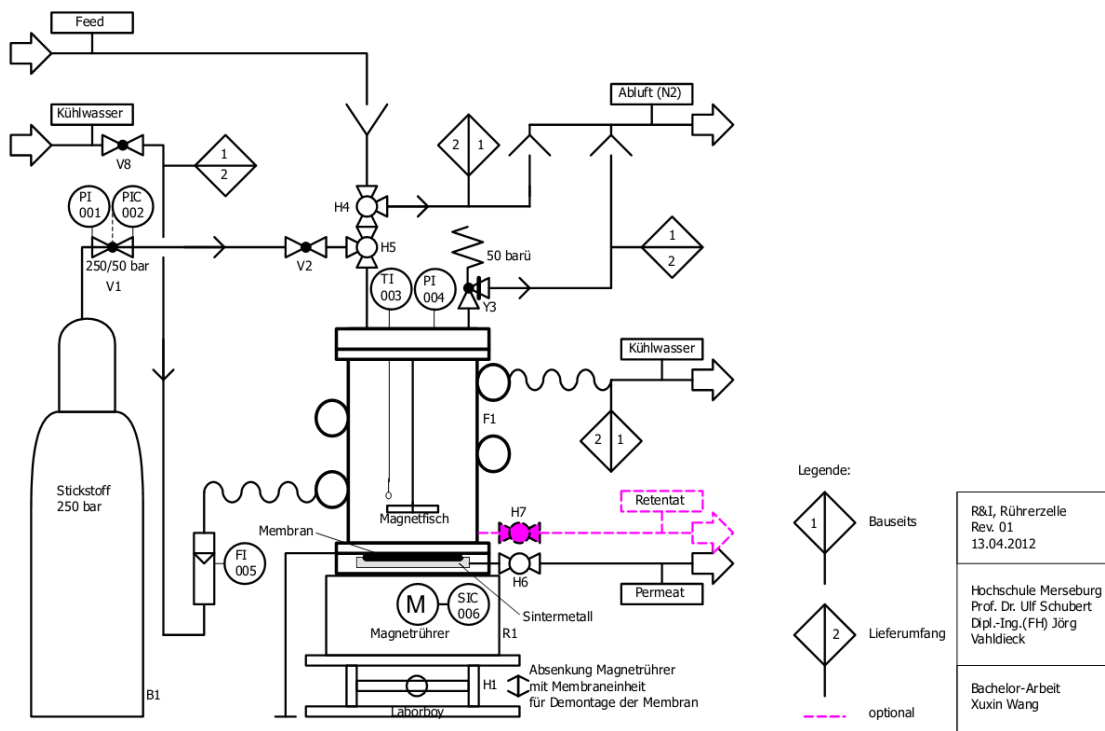
[Quelle: Vorlesungsskript Spezielle Trenntechnologien, Prof. Dr. Ulf Schubert, Vorlesungsskript mechanische Verfahrenstechnik, Prof. Dr. Martin]

4 Beschreibung und Optimierung der Anlage

4.1 Planungsgrundlage

Bei der geplanten Anlage handelt es sich um eine Querstromfiltrationsanlage zur Untersuchung von organischen Flachmembranen. Um den erforderlichen Druck zu erzeugen wird eine 250 bar Stickstoffflasche genutzt. Für die Querströmung wird ein Magnetrührer eingesetzt.

Das Basic- Engineering wurde in einer vorangegangenen Bachelorarbeit durchgeführt. Die Anlage wurde dabei folgendermaßen geplant:



(Abbildung 4: R&I der ursprünglich geplanten Anlage, Quelle: Konstruktion einer Rührerzelle zur Untersuchung von Flachmembranen der Querstromfiltration, Xuxin Wang)

Im Gegensatz zur ursprünglichen Planung wurden bei der Montage einige Änderungen an der Anlage vorgenommen, da nicht alle Teile notwendig für die Inbetriebnahme waren. Diese Änderungen sind in Abbildung 4 rot gekennzeichnet und werden im nächsten Abschnitt „Montage und Optimierung der Anlage“ erläutert.

4.2 Montage und Optimierung der Anlage

Das zentrale Organ der Anlage ist die aus Edelstahl bestehende Rührzelle mit einem Fassungsvermögen von ca. 2,4l. Sie steht auf einem Gestell aus Edelstahl und ist oben und unten mit Blindflanschen verschlossen. Am oberen Flansch (Abbildung 5) sind ein Temperaturfühler, ein Sicherheitsventil zum Entgasen der Anlage sowie ein Anschluss für die Stickstoffzufuhr montiert. Abgedichtet ist der obere Flansch mit einer O-Ring Dichtung. Das Einfüllen der zu filternden Flüssigkeit erfolgt durch behutsame Zugabe der Flüssigkeit mit Hilfe eines Trichters, welcher in die Öffnung des zuvor herausgeschraubten Temperaturfühlers gesteckt wurde.



(Abbildung 5: oberer Flansch)

Zur Erzeugung des für die Filtration benötigten Druckes wird eine 250 bar Stickstoffflasche genutzt. Diese befindet sich in einem Sicherheitsschrank und ist über 3/8" Stahlröhrchen mit der Anlage verbunden (Abbildung 7). Der Betriebsdruck in der Rührerzelle lässt sich über ein an der Stickstoffflasche befindliches Reduzierventil einstellen (Abbildung 6).



(Abbildung 6: Stickstoffflasche mit Reduzierventil)



(Abbildung 7: Stickstoffleitung)

Beim unteren Blindflansch wurden Drainagerinnen eingefräst (Abbildung 8), sowie eine Bohrung mit eingeschnittenem Gewinde nach Außen gelegt um das Permeat über einen in die Bohrung eingeschraubten Stutzen (Abbildung 10) abzuführen. Über diesen Drainagerinnen befinden sich 2 gesinterte Aluminiumplatten (Abbildung 9), welche als Stütz- bzw. Unterlagefläche für die eigentliche Membran dienen. Die zu untersuchenden Flachmembranen werden mit einer Schere rund ausgeschnitten und auf die obere Sinterplatte gelegt. Um den unteren Flansch abzudichten, werden 2 O- Ringe aus Gummi verwendet. Der größere der beiden O- Ringe wird in eine eigens dafür vorgesehene Aussparung am unteren Vorschweißflansch gesteckt (Abbildung 13).

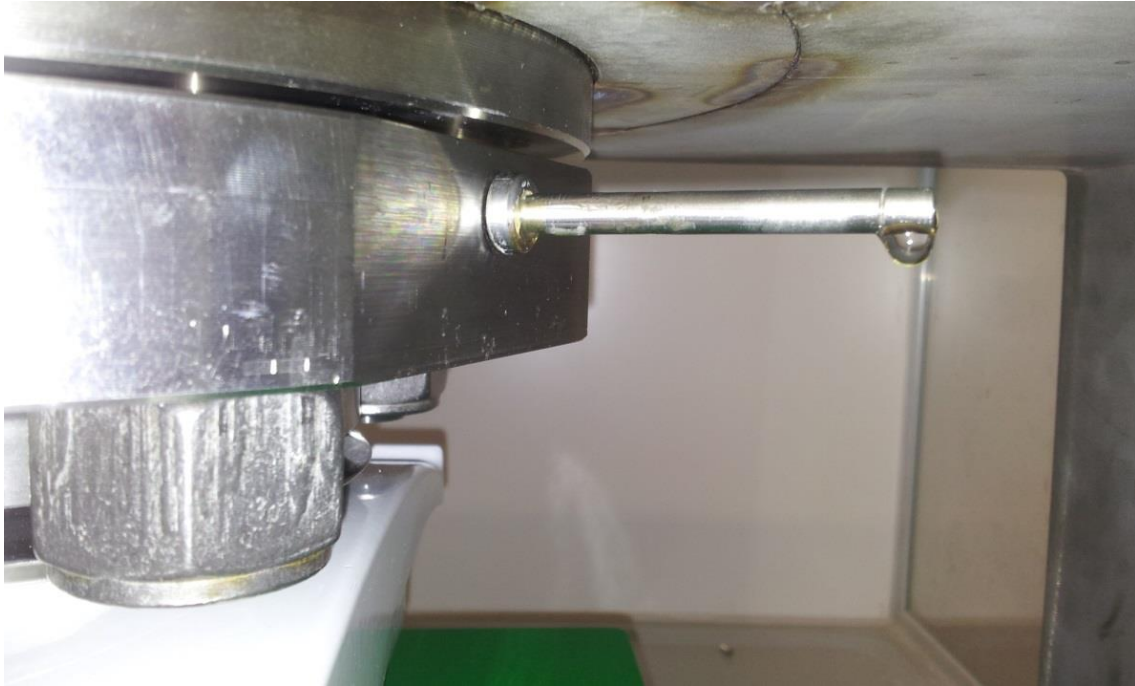
Der kleine der beiden 0-Ringe wird direkt auf die Membran gelegt und bestimmt somit auch die Filterfläche (Abbildung 11).



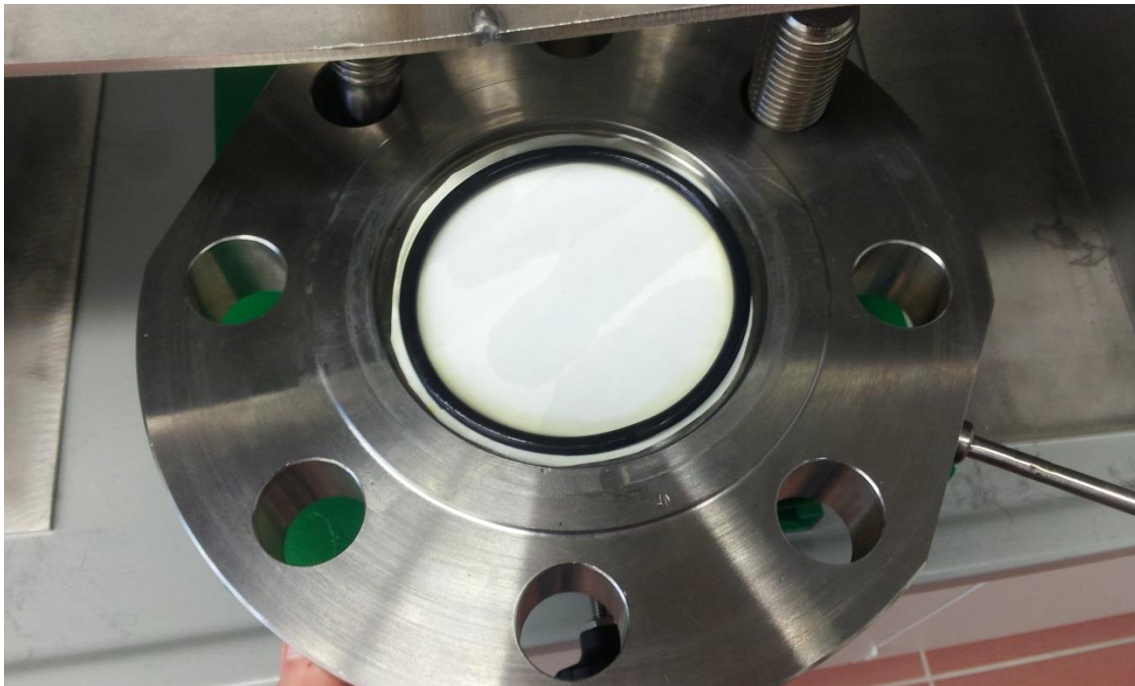
(Abbildung 8: unterer Blindflansch mit Drainagerinnen)



(Abbildung 9: unterer Blindflansch mit beiden Sinterplatten)



(Abbildung 10: Ablaufstutzen)

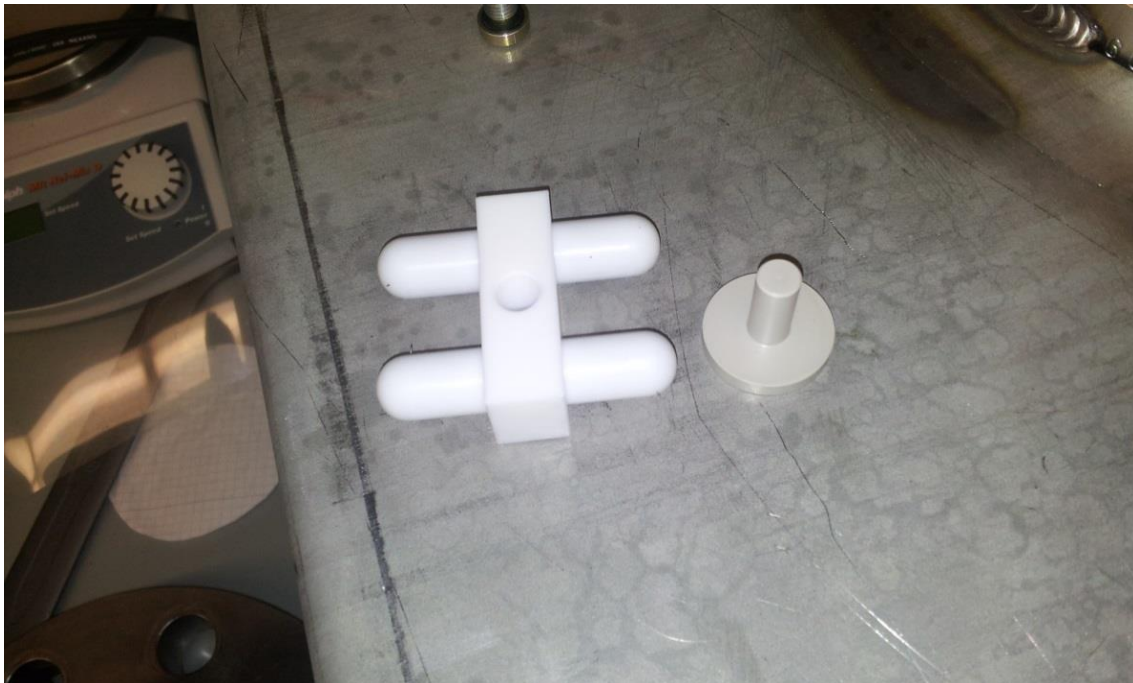


(Abbildung 11 : Dichtungsring auf der Membran)

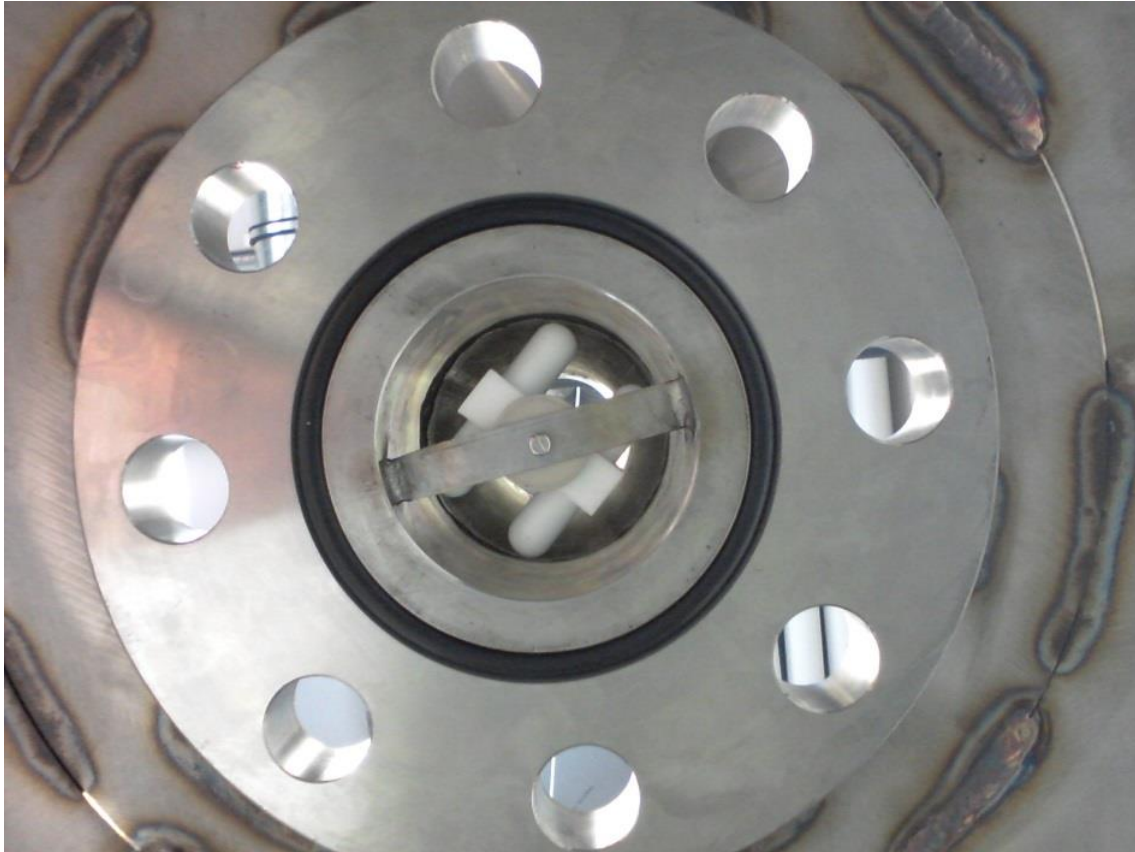
Um die erforderliche Querströmung zu erzeugen, wurde ursprünglich geplant, einen Magnetstab mittels Draht an eine Metallstange zu befestigen, welche dann als Rührerwelle dienen sollte. Die Stange sollte am oberen Ende der Rührerzelle an ein mit einer Bohrung versehenes Metallblech fixiert werden. Um den Magnetstab anzutreiben sollte ein Magnetrührer auf einen höhenverstellbaren Laborboy unter der Rührerzelle gestellt werden.

Allerdings zeigte dieses System beim ersten Funktionstest, dass es wohl nicht optimal funktionieren würde. Da die Stange für die dafür vorgesehene Bohrung zu schmal und zudem noch minimal verbogen war, begann der Rührfisch stark in der Rührerzelle hin und her zu schwanken.

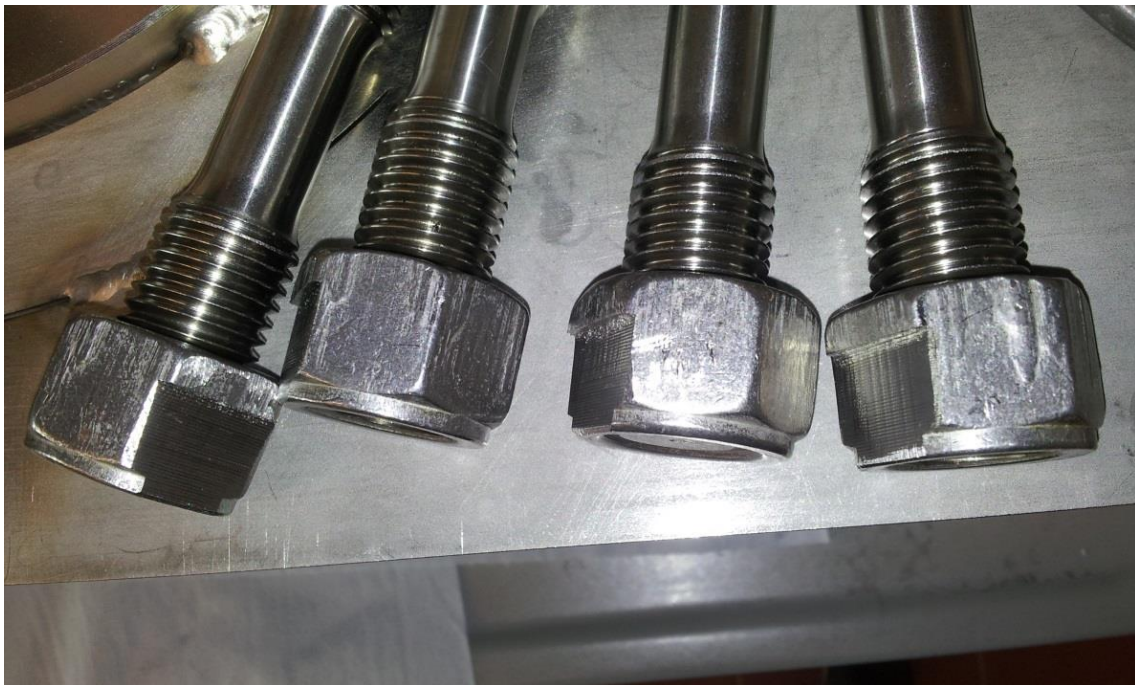
Also wurde nach alternativen Systemen gesucht. Letztlich lief es darauf hinaus, ein komplett neues Rührersystem einzubauen. Dafür wurde ein so genannter Trapezrührer der Firma BOLA genutzt (Abbildung 12). Dieser hat in der Mitte eine Bohrung, welche zur Fixierung an einem mitgelieferten Lagerzapfen dient. Knapp 1 cm über dem unteren Ende der Rührerzelle wurde die zuvor herausgemeißelte Halterung für die Rührerwelle eingeschweißt (Abbildung 15). Diese diente dann als neue Halterung für den Lagerzapfen. In diesen Lagerzapfen wurde ein Schraubgewinde geschnitten, so dass er mit einer Schraube an der Halterung befestigt werden konnte (Abbildung 13). Um den Rührfisch nun anzutreiben, wird weiterhin der Magnetrührer mittels höhenverstellbaren Laborboy unter die Anlage gestellt. Beim ersten betreiben der Anlage wurde festgestellt, dass die Stellplatte des Magnetrührers aufgrund der Verschraubungen am unteren Flansch nicht nahe genug an die Anlage herangefahren werden konnte, so dass eine ausreichende Rührerleistung nicht gewährleistet war. Um dieses Problem zu lösen, wurden bei den 4 unteren Sechskantmuttern, jeweils eine der 6 Flächen um 1,5 mm mittels Fräsen ausgedünnt (Abbildung 14). Nun war es möglich den Magnetrührer näher an die Anlage zu bringen, weshalb er nun auch eine ausreichende Kraft auf den Trapezrührer bringen konnte (Abbildung 16). Beim Anfahren des Rührers war es wichtig, die Drehzahl nicht auf über 440 rpm zu stellen, da es sonst zu einem schlagartigen Stoppen des Rührers kam.



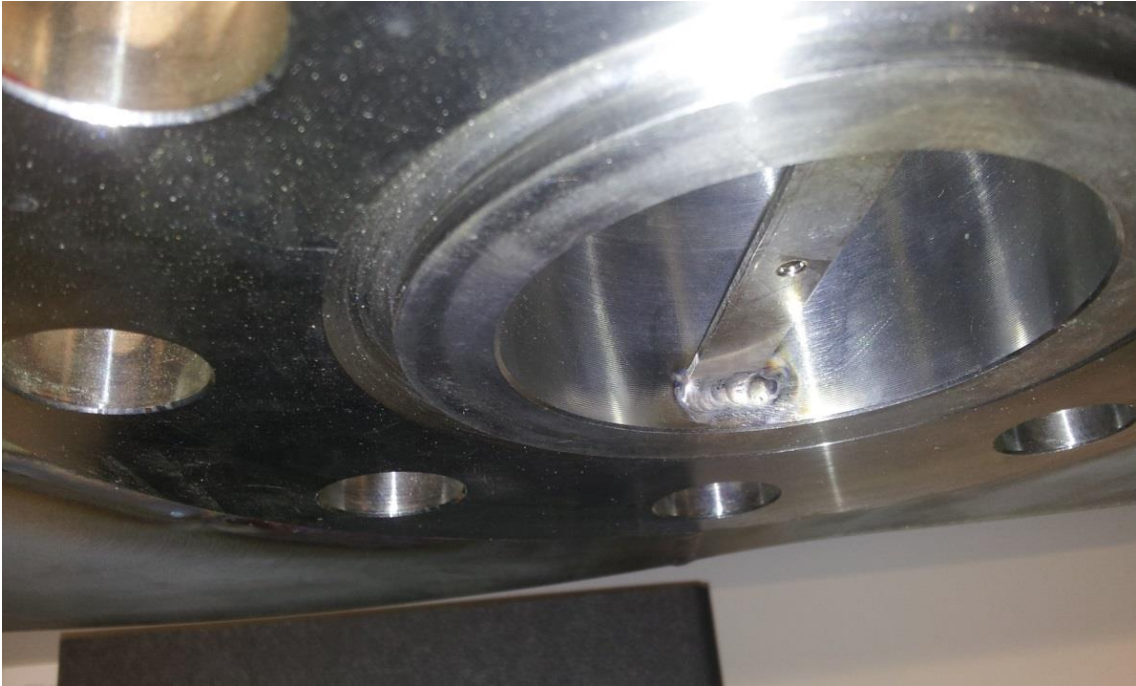
(Abbildung 12: Trapezrührer mit Lagerzapfen)



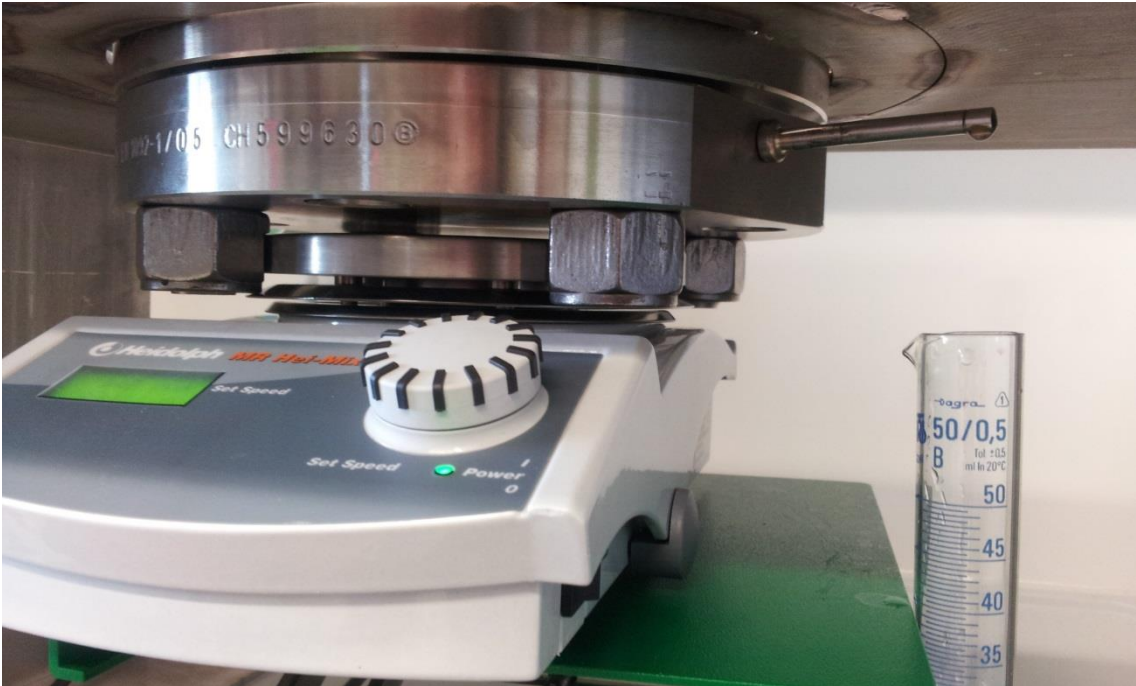
(Abbildung 13: fertig verschraubter Trapezrührer mit Dichtungsring)



(Abbildung 14: abgefräste Muttern)



(Abbildung 15: eingeschweißte Halterung für den Trapezrührer)



(Abbildung 16: Magnetrührer unter der Rührerzelle)

4.3 Überprüfen der Dichtheit

Bevor die eigentlichen Versuchsreihen gestartet werden konnten, musste die Anlage auf ihre Dichtheit überprüft werden. Zu diesem Zweck wurde sie wie oben beschrieben montiert und über die Stickstoffflasche ein Druck von ca. 30 bar erzeugt. Durch Abschäumen des oberen Teils der Anlage konnte man schnell sehen, dass die Einbauten (Sicherheitsventil sowie Stickstoffzulauf) durch ihre jeweiligen Kupferdichtungen gut genug abgedichtet war. Lediglich die Kupferdichtung für das Thermoelement zeigte bei wiederholten Überprüfen Undichtigkeiten. So wurde kurzerhand eine Dichtung aus Teflon gedreht, welche zuverlässig abdichtete. Auch der Dichtungsring zwischen den oberen Vorschweißflansch und den oberen Blindflansch dichtete das System gut genug ab.

Problematischer verlief hingegen die Überprüfung der Dichtheit am unteren Flansch. Dafür wurde zunächst anstatt der Membran, eine dünne Kunststoffolie auf die gesinterten Platten gelegt. Als dann der untere Flansch festgeschraubt wurde und der Druck auf die Anlage gegeben wurde konnte man durch Abschäumen sehen, dass der Stickstoff die Rührerzelle über die Drainagerinnen am unteren Flansch verlassen hatte. Vermutungen legten nun nahe, dass sich der Dichtungsring, welcher sich auf der Folie befand, verzog und somit den Stickstoff durchgelassen hat. Um dieses Problem zu lösen wurde diskutiert einen Metallring anzufertigen und diesen dann um den Dichtungsring zu legen. So sollte vermieden werden, dass sich der Dichtungsring ausdehnt.

Als möglich wurde es aber auch angesehen, dass die Folie nicht in der Lage war den hohen Druck standzuhalten, sodass der Stickstoff die Folie durchdrang und so ins freie gelang. Um dies zu überprüfen wurde nun eine dickere Folie genommen und ein weiteres Mal auf Dichtheit überprüft. Dies führte allerdings zu demselben Ergebnis. Um nun auszuschließen, dass auch diese Folie nicht stark genug für den Stickstoff sei, wurde die Folie durch Gummi (Abbildung 17) ersetzt und ein weiteres Mal auf Dichtheit geprüft. Nun entwich kein Stickstoff mehr aus der Anlage, somit wurde gezeigt, dass das Dichtungssystem am unteren Flansch den Anforderungen genügte. Da die Anlage nun betriebsbereit und auch dicht war, konnte mit dem Untersuchen der Membranen begonnen werden.



(Abbildung 17: unterer Flansch mit Gummischicht und Dichtungsring)

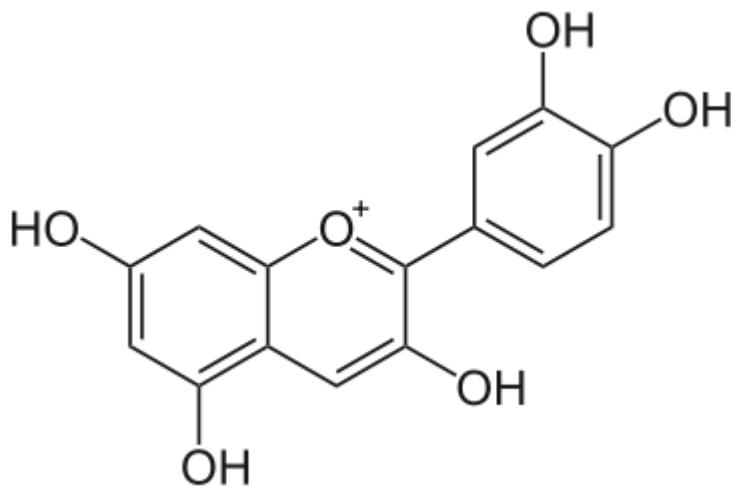
5 Ergebnisse

Jetzt wo die Anlage funktionstüchtig war, konnten die Membranen untersucht werden. Dabei standen verschiedene Membranen der Firma „KOCH MEMBRANE SYSTEMS“ verschiedener Trenngrenzen zur Verfügung:

Bezeichnung	Typ	Porengröße/ Trenngrenze
Abcor HFM-618	MF	0,1µm
Abcor HFM-180	UF	100.000 Da
Abcor HFM-328	UF	5000 Da
Selro MPF-36	NF	700-1000 Da
TFC SR3/SR100	NF	200-300 Da
TFC HR	UO	99,65% NaCl

(Tabelle 1: Übersicht der zur Verfügung stehenden Membranen)

Zunächst wurden für die Membranen der Wasserflux mit vollentsalztem Wasser bei verschiedenen Drücken bestimmt. Anschließend wurden Versuche mit Sauerkirschnektar durchgeführt. Ziel dabei war es den Farbstoff Cyanidin herauszufiltern. Cyanidin ist ein organischer Farbstoff, welcher in vielen Pflanzen für die Rotfärbung verantwortlich ist und hat eine molare Masse von ca. 282 g/mol.



(Abbildung 18: Strukturformel von Cyanidin, Quelle <http://commons.wikimedia.org/wiki/File:Cyanidin.svg>)

Da Cyanidin eine molare Masse von 282 g/mol hat wurde beschlossen lediglich die NF-Membranen zu untersuchen. Die MF sowie UF-Membranen waren voraussichtlich nicht in der Lage den Farbstoff herauszufiltern. Die UO-Membran hingegen würde den Farbstoff mit Gewissheit entfernen können. Lediglich die NF-Membranen versprachen „interessante“ Ergebnisse.

5.1 Bestimmung des Wasserflusses

Zur Bestimmung des Wasserflusses wurden die Membranen vorsichtig mit einer Schere kreisrund ausgeschnitten und auf die Sinterplatten am unteren Flansch gelegt. Nach Montage des unteren Blindflansches, wurden 0,5l VE-Wasser in die Anlage gefüllt und der obere Flansch inklusive Temperaturfühler, Sicherheitsventil und Stickstoffanschluss montiert. Nach einstellen des gewünschten Druckes wurde mittels Stoppuhr die Zeit gemessen, die zum Austreten von jeweils 50 ml Permeat benötigt wurde. Es wurden pro Membran 3 Messreihen durchgeführt. Da NF-Membranen in der Regel bei 10-30 bar betrieben werden, wurden die Drücke 10 bar, 20 bar sowie 30 bar gewählt. Berechnet wurde der Flux über:

$$\text{Wasserflux} = \frac{V}{A * t}$$

wobei: V - permeiertes Volumen [l]

A - Filterfläche [m²]

t - Zeit [h]

Zuerst wurde der Flux der **TFC SR3/SR100** bestimmt. Sie hat eine Trenngrenze von 200-300 Da. Die 3 Messreihen wurden bei 11 bar, 22 bar sowie 31 bar durchgeführt. Die zweite untersuchte Membran war die **SELRO MPF-36** mit einer Trenngrenze von 700-1000 Da. Auch hier wurden 3 Messreihen bei verschiedenen Drücken bestimmt.

Für die TFC SR3/SR100 wurden folgende Messwerte bestimmt:

Druck	11 bar		22 bar		31 bar	
	V[l]	t[h]	J[l/m ² h]	t[h]	J[l/m ² h]	t[h]
0,05	0,217	41,655	0,074	121,235	0,038	238,904
0,1	0,173	52,236	0,077	117,721	0,041	221,027
0,15	0,198	45,698	0,084	106,878	0,039	232,078
0,2	0,202	44,692	0,086	105,149	0,043	210,980
0,25	0,208	43,321	0,091	99,361	0,041	219,534
0,3	0,215	41,978	0,091	99,058	0,044	205,639
0,35	0,213	42,416	0,097	92,831	0,043	212,359
0,4	0,218	41,337	0,101	89,754	0,045	201,807
0,45	0,230	39,240	0,108	83,310	0,044	206,949
0,5	0,197	45,891	0,104	86,412	0,045	201,807

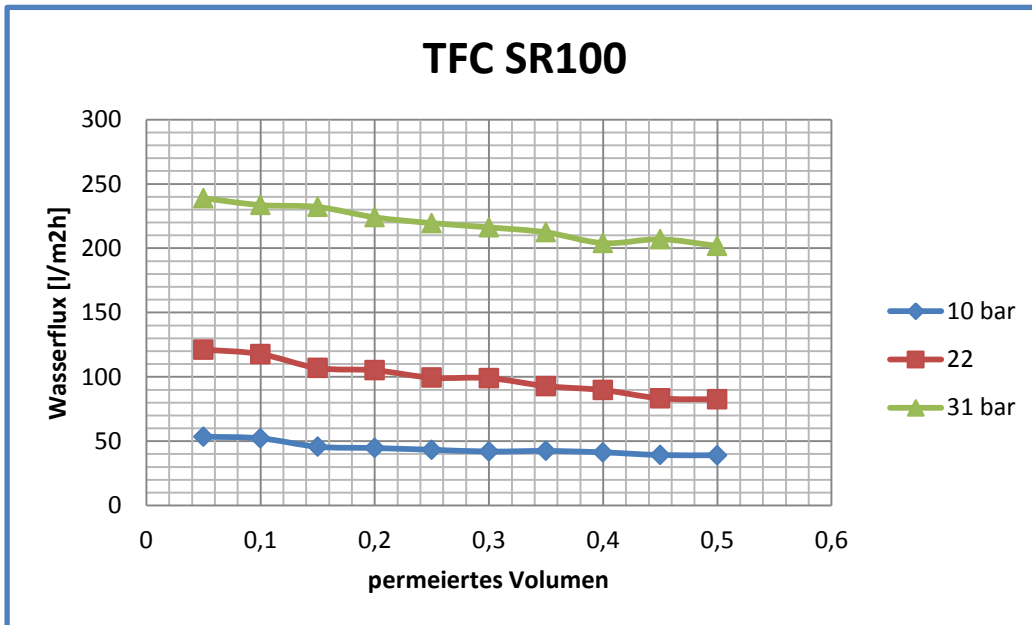
(Tabelle 2: Messergebnisse für TFC SR3/SR100)

Für die SELRO MPF-36 wurden diese Werte bestimmt:

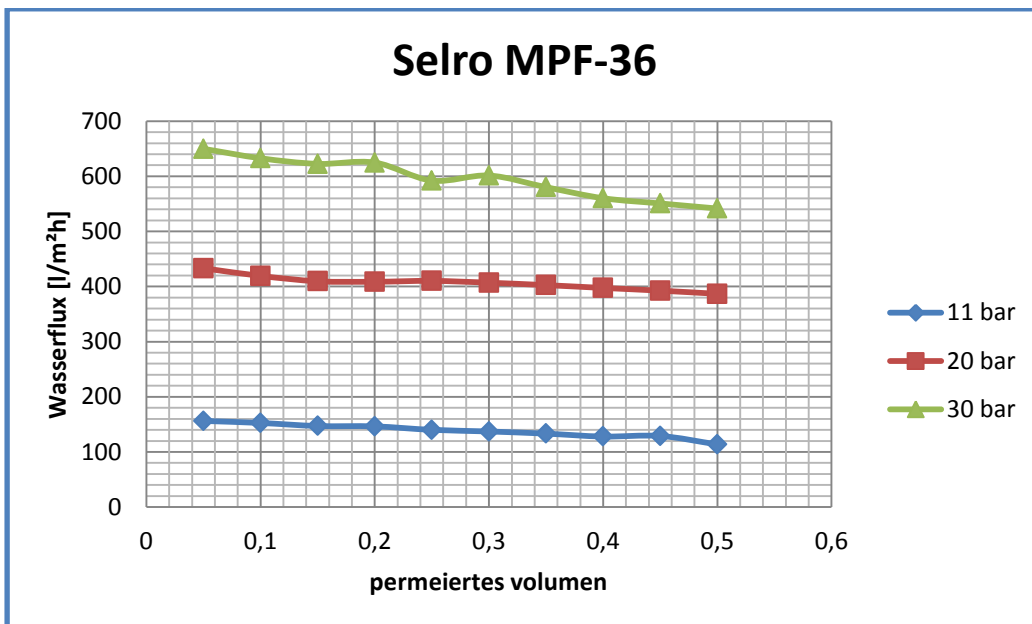
Druck	11 bar		21 bar		31 bar	
	V[l]	t[h]	J[l/m ² h]	t[h]	J[l/m ² h]	t[h]
0,05	0,058	156,207	0,021	433,213	0,014	649,819
0,1	0,059	152,540	0,022	406,137	0,015	632,658
0,15	0,061	147,018	0,023	391,458	0,015	622,520
0,2	0,062	146,356	0,022	406,137	0,014	624,826
0,25	0,064	140,047	0,022	416,551	0,016	592,112
0,3	0,066	137,093	0,023	391,458	0,014	601,332
0,35	0,068	133,160	0,024	377,802	0,016	580,196
0,4	0,071	127,917	0,025	365,067	0,016	560,189
0,45	0,070	128,932	0,025	357,044	0,016	550,694
0,5	0,079	113,605	0,026	342,010	0,017	541,516

(Tabelle 3: Messergebnisse für SELRO MPF-36)

Anhand dieser Ergebnisse konnte nun der Zusammenhang von permeierten Volumen und Wasserflux im Diagramm dargestellt werden:



(Abbildung 19: alle Messreihen für TFC SR100)



(Abbildung 20: alle Messreihen für Selro MPF-36)

In beiden Diagrammen lässt sich sehr schön erkennen, dass der Wasserflux durch die Membran bei zunehmendem Druck steigt.

Zudem sieht man, dass die Werte der einzelnen Messreihen, vor allem bei den beiden höheren Drücken, mit zunehmenden permeierten Volumen sinken. Dies war allerdings nicht zu erwarten, da mit VE-Wasser gearbeitet wurde und sich von daher ein konstanter Flux hätte einstellen müssen. Da Undichtigkeiten an der Anlage ausgeschlossen werden konnten, liegt die Vermutung nahe, dass das benutzte VE-Wasser welches über einen Ionenaustauscher hergestellt wird, nicht ganz den Anforderungen entsprach und wohl noch einige wenige Salze enthielt, die eine gewisse Foulingschicht auf der Membran bildeten.

Vergleicht man die Membranen untereinander, so fällt auf, dass der Wasserflux der Selro MPF-36 deutlich höher ist als der der TCF SR100. Dies war auch so zu erwarten, da die MPF-36 mit 700-1000 Da eine 3 bis 3,5-fach höhere Trenngrenze als die TCF SR100 mit 200-300 Da besitzt. Demzufolge sind die jeweiligen Wasserfluxe der Selro MPF-36 bei vergleichbaren Drücken in etwa 3 mal so groß.

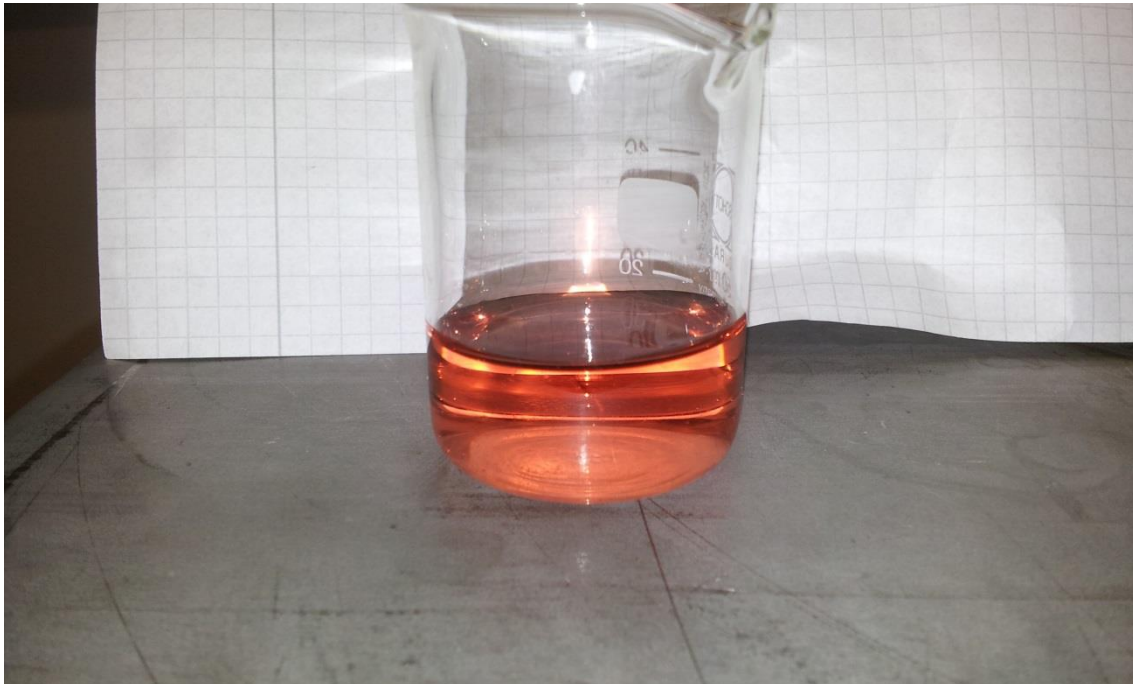
Weiterhin ist zu erwähnen, dass das verwendete Messverfahren mit einigen Fehlern behaftet ist. Zum einen kann es zu Ablesefehlern bei den verwendeten Messzylindern gekommen sein, zum anderen ist es möglich, dass nicht immer die exakten Zeiten notiert wurden, da der Wechsel der Messzylinder auch einige Zeit in Anspruch nahm.

5.2 Fluxbestimmung unter Realbedingungen

Um nun den Sauerkirschnektar zu filtrieren, wurde er zuerst mit VE-Wasser auf ein Verhältnis von 1:10 verdünnt (Abbildung 21). Insgesamt wurden 2 l des Gemisches in die Anlage gefüllt. Anschließend wurde der Rührer auf eine maximal mögliche Drehzahl von 440 Umdrehungen pro Minute eingestellt. Mit der Annahme, dass die Dichte mit $\rho=998 \text{ kg/m}^3$ und die dynamische Viskosität der Flüssigkeit mit $\eta= 10^{-6} \text{ kg/m}^2$ gleich der von Wasser bei Standardbedingungen sei, konnte mit dieser Drehzahl eine Reynoldszahl von $Re= 2,2 \cdot 10^6$ errechnet werden. Somit lag die Strömung deutlich im turbulenten Bereich.

Anschließend wurde genauso wie beim Bestimmen der Wasserwerte verfahren. Es wurde also jeweils die Zeit gemessen, die benötigt wurde um 50 ml Permeat aus der Anlage zu befördern.

Aus zeitlichen Gründen wurde nur die Selro MPF-36 mit 700-1000 Da untersucht. Da die Filtration des Sauerkirschnektars sehr zeitintensiv war, wurde sie über insgesamt 4 Arbeitstage verteilt. Am Ende eines Arbeitstages wurde die Filtration jeweils pausiert, zu diesem Zweck wurde jeweils der Magnetrührer ausgestellt sowie der Druck von der Anlage gelassen.



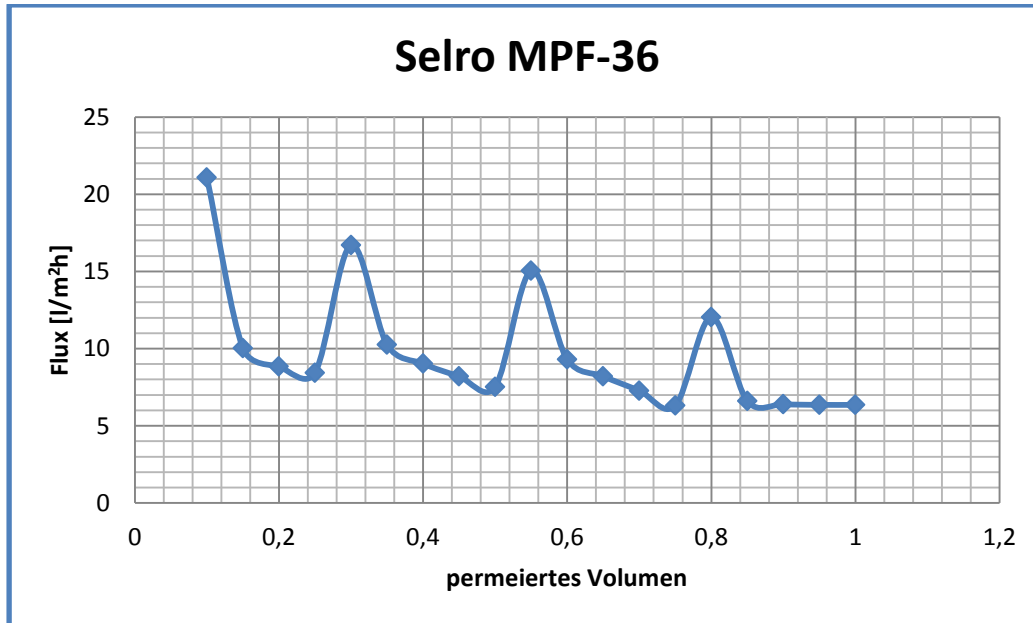
(Abbildung 21: verdünnter Sauerkirschnektar)

Die Filtration des Kirschsaftees brachte folgende Ergebnisse hervor:

V[l]	t[h]	J[l/m ² h]
0,1	0,86	21,08
0,15	0,9	10,03
0,2	1,02	8,85
0,25	1,07	8,43
0,3	0,54	16,71
0,35	0,88	10,26
0,4	1	9,03
0,45	1,1	8,20
0,5	1,2	7,52
0,55	0,6	15,04
0,6	0,97	9,30
0,65	1,1	8,2
0,7	1,24	7,28
0,75	1,43	6,31
0,8	0,75	12,03
0,85	1,37	6,60
0,9	1,41	6,40
0,95	1,42	6,36
1	1,42	6,36

(Tabelle 4: Messergebnisse mit Sauerkirschnektar)

Im Diagramm zusammengefasst entsteht folgende Kurve:



(Abbildung 22 : Flux der Selro MPF-36 bei 30 bar)

Zu Beginn der Filtration, nahm der Flux einen relativ hohen Wert an. Leider wurde die erste Fluxbestimmung erst nach 100 ml permeierten Volumen vollzogen, so dass diese 100 ml mit einem durchschnittlichen Flux von 21 l/m²h durch die Membran geflossen sind. Besser wäre es gewesen, die Fluxbestimmung gerade zu Beginn in einen viel kleinen Volumenintervall durchzuführen. Hätte man dies getan, hätte man am Diagramm sehen können, dass der Flux zu Beginn wohl deutlich höher als bei 21 l/m²h gelegen hätte. Allerdings sieht man auch so, dass der Flux bereits am 2. Messpunkt, also bei 150 ml, deutlich gesunken ist und er diesen Trend weiter fortsetze. Dies lag daran, dass sich auf der Membran, wie in 3.1.4.2 beschrieben, trotz der turbulenten Querströmung eine Foulingschicht bildete, welche den Filtratfluss deutlich beeinflusste.

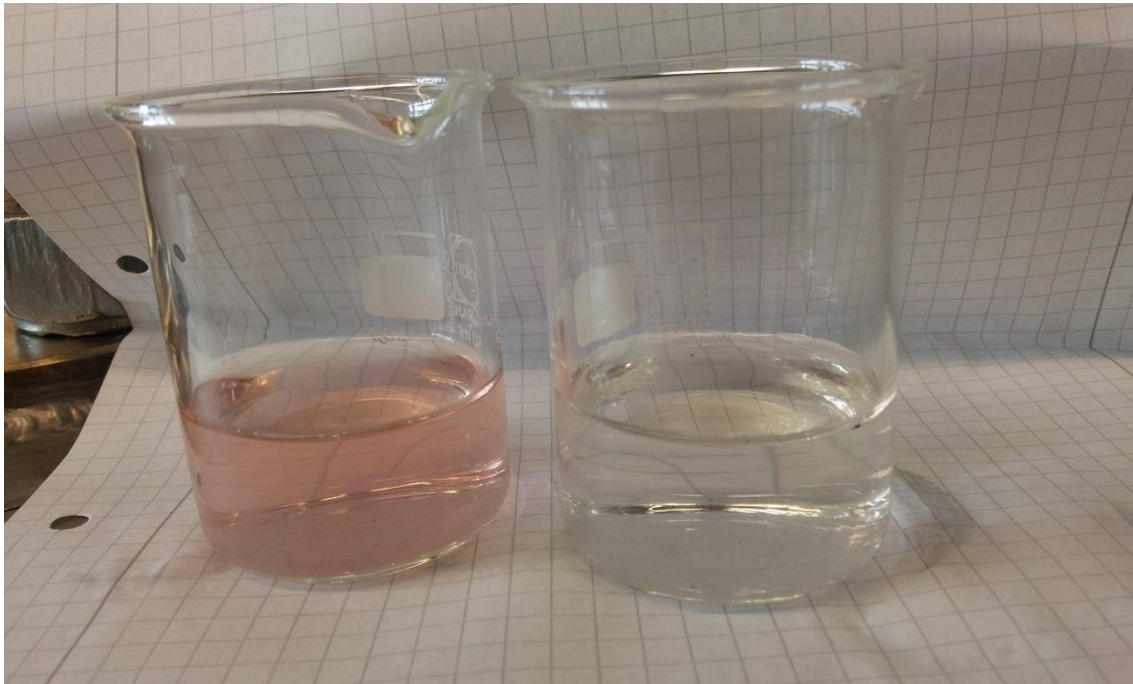
Erst als am Ende des 1. Arbeitstages die Filtration unterbrochen wurde und sie am nächsten Tag wieder fortgesetzt wurde stieg der Flux wieder sehr stark an. Dies war so nicht unbedingt zu erwarten lag aber wohl daran, dass sich über Nacht die Foulingschicht teilweise wieder von der Membran löste und in das Retentat ging. Nachdem die Anlage wieder eine Zeit lang betrieben wurde, stellte sich wieder ein viel niedriger Flux ein, da es wiederum zum Fouling kam. Diese Phänomene ließen sich an den beiden darauffolgenden Tagen ebenfalls erkennen. Am 4. Tag jedoch kam es zum Einstellen einer maximal großen Foulingschicht und von daher auch zum Einstellen eines Grenzfluxes von ca. 6,3 l/m²h. Aufgrund dessen wurde die Filtration nach ca. 20,4 h und einen permeierten Volumen von 1 l abgebrochen.

Hinsichtlich der Rückhaltung der Membran lässt sich folgendes sagen. Zu Beginn der Filtration war die Rückhaltung nicht optimal. Wie auf der linken Seite von Abbildung 23 zu sehen ist, passierten einige Farbstoffmoleküle die Membran. Erst als auf der Membran das Fouling begann und der Flux sank, wurde die Rückhaltung deutlich sichtbar erhöht, sodass das Permeat absolut klar war und mit dem bloßen Auge nicht von Wasser zu unterscheiden war (Abbildung 23, rechte Seite). Als zu Beginn der beiden folgenden Tagen der Flux in die Höhe ging, sank auch analog dazu die Rückhaltung. Dies lässt sich ebenfalls durch das Verschwinden bzw. das Zurückgehen der Foulingschicht erklären. Zudem war es wohl so, dass einige Farbstoffmoleküle über Nacht in die Membran diffundiert sind und somit zu Beginn des nächsten Tages eine Färbung des Permeats verursachten.

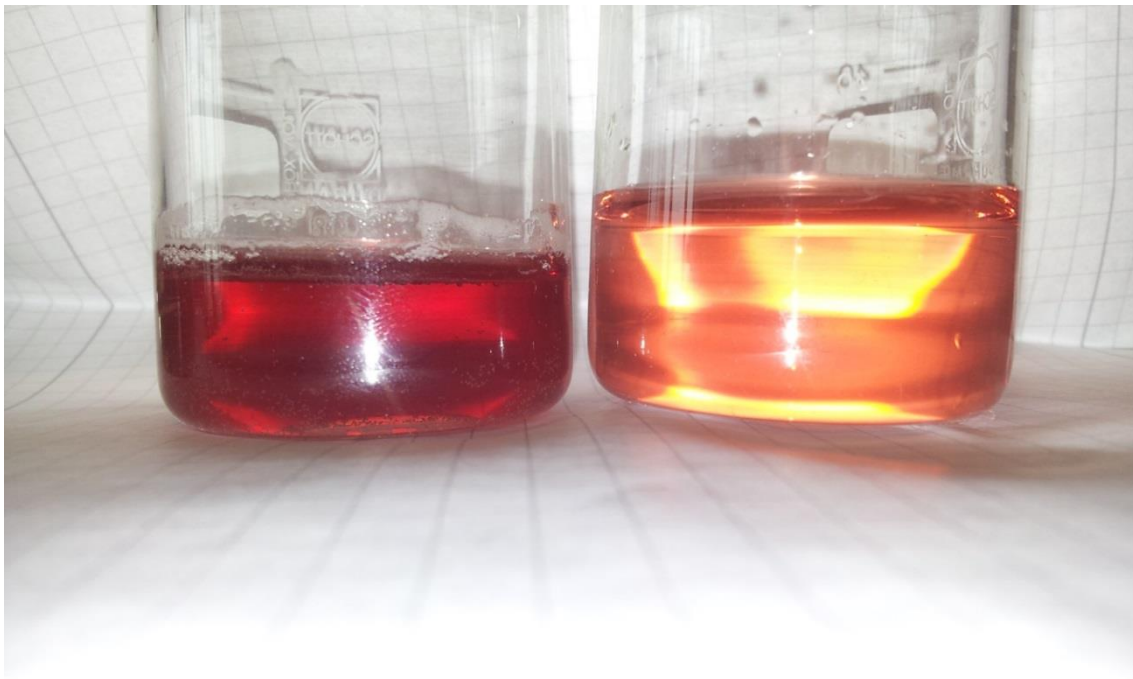
Wie schon am ersten Tag ging mit sinkenden Flux ein Anstieg der Rückhaltung einher. Am letzten Tag wiederum, stieg der Flux zu Beginn der Filtration stark an und sank danach auf

ein konstantes Niveau. Im Gegensatz zu den vorherigen Tagen schaffte es die Membran allerdings nicht mehr den Farbstoff zurückzuhalten, was vermutlich daran lag, dass die Farbstoffe mit der Zeit immer mehr in bzw. durch die Membran absorbiert wurden sind.

Um das Retentat zu untersuchen, wurde es mit einer Pipette aus der Rührerzelle gesaugt und in ein Becherglas gefüllt. Wie in Abbildung 24 erkennbar, ist das Retentat erwartungsgemäß deutlich dunkler als der Feed, da es zu einer Aufkonzentrierung um 100 % auf insgesamt 1l gekommen ist.



(Abbildung 23: links Permeat zu Beginn eines Tages, rechts Permeat nach einstellen der Foulingschicht)



(Abbildung 24: links: Retentat, rechts: Feed)

5.3 Wasserfluxbestimmung mit gereinigter Membran

Um festzustellen, ob die Membran nach der Benutzung (Abbildung 25) noch funktionstüchtig bzw. wie stark in ihrer Leistungsfähigkeit eingeschränkt war, wurde sie gereinigt und anschließend der Flux mit VE-Wasser gemessen. Zu diesem Zweck wurde sie erst über Nacht in eine 5%-ige Ethanol-lösung gelegt und anschließend mit einer 5%-igen Ethanol-lösung bei 30 bar gereinigt.



(Abbildung 25: Membran nach Benutzung)

Die Reinigung mit diesem Verfahren brachte zumindest optisch keine Verbesserung der Membran. Als dann beim bestimmen des Wasserfluxes erkennbar wurde, dass die Reinigung keinerlei Wirkung zeigte, wurde die Bestimmung abgebrochen und beschlossen die Membran wiederum für insgesamt eine Woche in eine 5 %-ige Ethanol-lösung einzulegen. Auch nach dieser einen Woche zeigte die Membran optisch keinerlei Veränderungen. Schließlich wurde dann nochmals der Flux bestimmt. Dieses Mal wurde allerdings wieder 0,5 Liter einer 5%igen Ethanol-lösung bei 30bar gearbeitet. Es stellte sich ein Flux von $54 \text{ l/m}^2\text{h}$ ein. Vergleicht man diesen Flux mit dem zuvor gemessenen Wasserflux bei 30 bar, so sieht man, dass die Membran nur noch ca. 8-10% des ursprünglichen Wasserfluxes erbringen konnte. Somit lässt sich festhalten, dass die Reinigung misslungen ist und die Membran entsorgt werden musste.

6 Verbesserungsansätze

Verbesserungsansätze für die Anlage wären zum einen, es zu ermöglichen den Feed komfortabler in die Anlage zu führen sowie eine Möglichkeit zur Überprüfung des Druckes direkt an der Anlage zu installieren. Um den vorherrschenden Druck in der Rührerzelle zu überprüfen, wird aktuell das an der Stickstoffflasche befindliche Reduzierventil genutzt. Da so allerdings nicht der exakte Druck in der Anlage aufgrund von eventuellen Druckverlusten bestimmt werden kann, könnte man am oberen Flansch ein T-Stück montieren, welches die Zugabe des Feeds sowie die Überprüfung des Druckes mittels Manometer ohne das Herausschrauben des Temperaturfühlers ermöglicht.

Außerdem wäre es wünschenswert, eine Möglichkeit zu haben jeder Zeit das Retentat aus der Rührerzelle zu entnehmen. Dazu könnte man am unteren Teil der Rührerzelle ein Hahn installieren, mit dem man die gewünschte Menge an Retentat herausnehmen kann.

7 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Abschließend lässt sich festhalten, dass die Montage und Inbetriebnahme der Querstromfiltrationsanlage gelungen ist. Dazu wurde zunächst die benötigte Stickstoffflasche beschafft und in den dafür vorgesehenen Sicherheitsschrank gestellt. Anschließend wurde die Stickstoffleitung zur Anlage im Labor gelegt. Nachdem festgestellt wurde, dass das ursprüngliche Rührersystem den Anforderungen nicht genügt, wurde ein neues System geplant, beschafft und schließlich montiert. Weiter wurde die Anlage auf Ihre Dichtheit überprüft. Dazu wurde sie montiert und über die Stickstoffflasche ein Druck von 30 bar in der Anlage erzeugt. Durch Abschäumen der Anlage erkannte man, dass die Anlage den Drücken standhielt. In der Folge wurden zunächst der Wasserflux für zwei verschiedene Flachmembranen aufgenommen. Anhand dieser Ergebnisse, konnten die Untersuchungen der Membranen unter Realbedingungen durchgeführt werden. Als Versuchsmedium dafür wurde Sauerkirschnektar verwendet. Ziel dabei war es, den darin enthaltenen Farbstoff Cyanidin herauszufiltern. Dies gelang auch, das Permeat war klar und mit dem bloßen Auge nicht von Wasser zu unterscheiden. Anschließend wurde Versucht die Membran zu reinigen indem man sie über mehrere Tage in eine 5%-ige Ethanol-lösung einlegte. Allerdings brachte dies keinen signifikanten Reinigungseffekt, sodass der Flux und die Rückhaltung auf einem nicht akzeptablen Niveau lagen.

Schließlich wurden Vorschläge für eine weitere Optimierung der Anlage vorgenommen.

8 Literaturverzeichnis

- [1] Vorlesungsskript „Spezielle Trenntechnologien“, Prof. Dr. nat. techn. Ulf Schubert
[2] „Technische Chemie“, M. Baerens, A. Behr, A. Brehm, J. Gmehling, H. Hofmann, U. Onken, A. Renken, WILEY-VCH Verlag GmbH Co. KGaA,
[3] <http://de.wikipedia.org/wiki/Cyanidin>
[4] <http://www.membranefiltration.com/filtration-membranes/crossflow-vs-deadend.cfm>

9 Abbildungsverzeichnis

(Abbildung 1: fertiggestellte Anlage).....	5
(Abbildung 2: Prinzip der Dead- End- Filtration).....	10
(Abbildung 3: Prinzip der Cross-Flow- Filtration).....	11
(Abbildung 4: R&I der ursprünglich geplanten Anlage).....	13
(Abbildung 5: oberer Flansch).....	14
(Abbildung 6: Stickstoffflasche mit Reduzierventil).....	15
(Abbildung 7: Stickstoffleitung).....	15
(Abbildung 8: unterer Blindflansch mit Drainagerinnen).....	16
(Abbildung 9: unterer Blindflansch mit beiden Sinterplatten).....	16
(Abbildung 10: Ablaufstutzen).....	17
(Abbildung 11 : Dichtungsring auf der Membran).....	17
(Abbildung 12: Trapezzührer mit Lagerzapfen).....	18
(Abbildung 13: fertig verschraubter Trapezzührer mit Dichtungsring).....	19
(Abbildung 14: abgefräste Muttern).....	19
(Abbildung 15: eingeschweißte Halterung für den Trapezzührer).....	20
(Abbildung 16: Magnetührer unter der Rührerzelle).....	20
(Abbildung 17: unterer Flansch mit Gummischicht und Dichtungsring).....	21
(Abbildung 18: Strukturformel von Cyanidin).....	22
(Abbildung 19: alle Messreihen für TFC SR100).....	25
(Abbildung 20: alle Messreihen für Selro MPF-36).....	25
(Abbildung 21: verdünnter Sauerkirschnektar).....	27
(Abbildung 22 : Flux der Selro MPF-36 bei 30 bar).....	29
(Abbildung 23: links Permeat zu Beginn eines Tages, rechts Permeat nach einstellen der Foulingschicht).....	30
(Abbildung 24: links: Retentat, rechts: Feed).....	30
(Abbildung 25: Membran nach Benutzung).....	31

10 Tabellenverzeichnis

(Tabelle 1: Übersicht der zur Verfügung stehenden Membranen).....	22
(Tabelle 2: Messergebnisse für TFC SR3/SR100).....	24
(Tabelle 3: Messergebnisse für SELRO MPF-36).....	24
(Tabelle 4: Messergebnisse mit Sauerkirschnektar).....	28

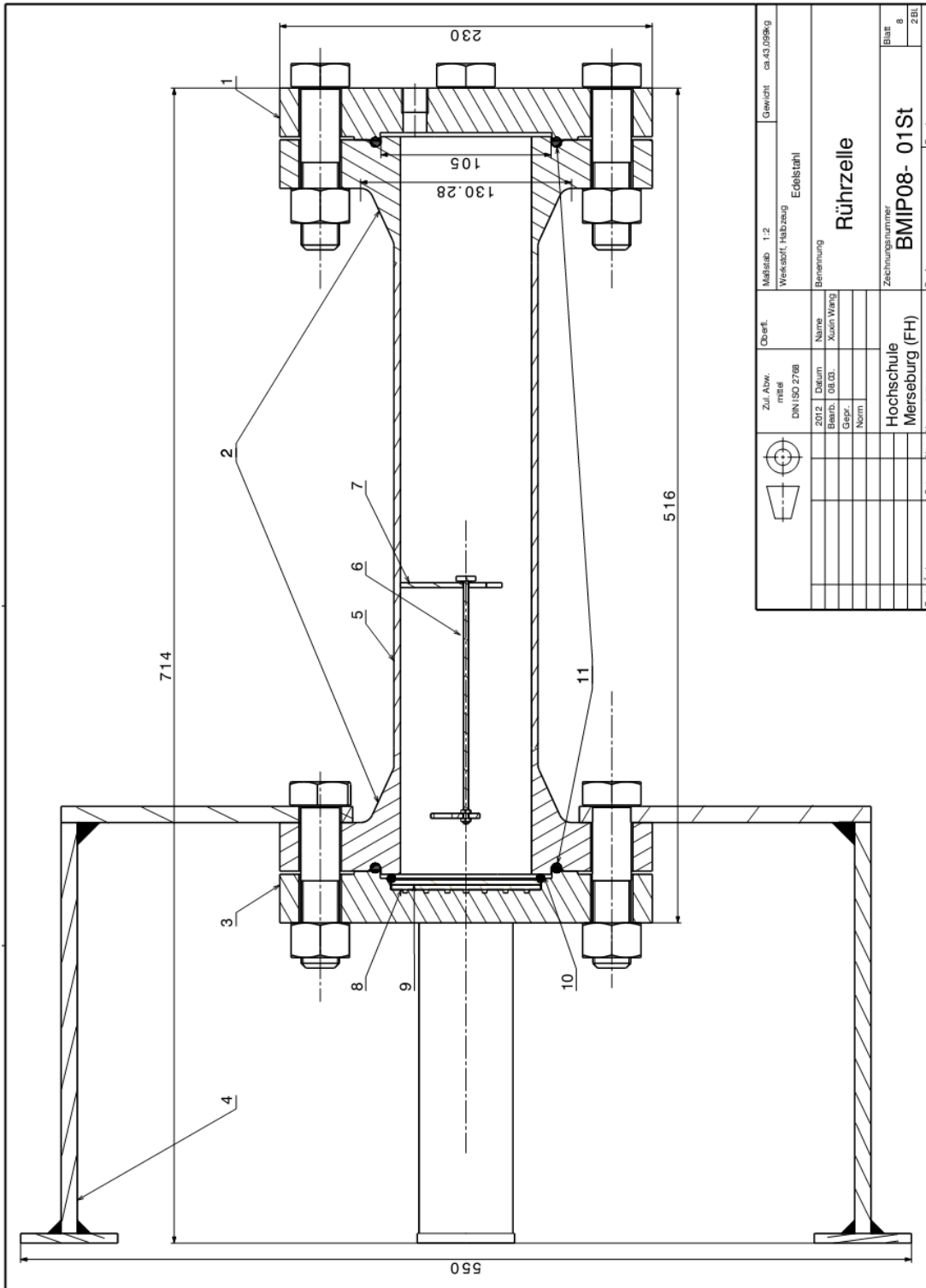
11 Anhang

Teilleiste zur R&I Rührzelle und Kostenermittlung, Quelle Konstruktion einer Rührzelle zur Untersuchung von Flachmembranen der Querstromfiltration, Xuxin Wang

1	2	3	4	5	6	7	8
Pos.	Menge	Einheit	Benennung	Sachnummer / Norm-Kurzbezeichnung	Bemerkung	Gewicht [Kg]	Preis[€]
1	1	Stck	Oben Blindflansche Typ05	Dichtungsform G, Rd230	DIN EN 1092-1	8,6	
2	2	Stck	Vorschweissflansche Typ11	Dichtungsform H, Rd230	DIN EN 1092-1	8,6	
3	1	Stck	Unten Blindflansche Typ05	Dichtungsform G, Rd230	DIN EN 1092-1	8,2	
4	3	Stck	Standfussteil 1	FL 40*10*180	Blanker Flachstahl	2	10
	3	Stck	Standfussteil 2	FL 40*10*254	Blanker Flachstahl		
	3	Stck	Standfussteil 3	FL Rd60*6	Blanker Flachstahl		
5	1	Stck	Rohr + Rohrleitung	Rd88,9*300 G1/8	Edelstahl	2,5	10
6	1	Stck	Magnetfisch	Rd12*153	Magnetische Materien	0,006	
7	1	Stck	Halterung	Rd80,9 B3	Magnetische Materien	0,05	250
8	2	Stck	Poröse Schicht	GKS Sinter Metals Rd92,7	Poröses Material	0,03	180
9	1	Stck	Membran	Verschiedene Membranen mit unterschiedlichen CO	Organisch Material	≈0	350
10	1	Stck	Dichtungsring	R2,5 d83	Gummi	0,005	20
11	2	Stck	Dichtungsring	R3 d104	Gummi	0,009	20
12	1	Stck	Kuehlwasser Rohrleitung		Kupfer		20
13	1	Stck	Isolierung	z.B. Armaflex 10mm	Armaflex		12
14	1	Stck	Magnetrührer	Magnetr.MR Hei-Mix D max.1400 U/min			323,05
15	10	Stck	Ventile	50bar oder mehr, G1/8	DIN 28004		650
16	1	Stck	Termometer	Jumo Typ Delos T G3/8			500
17	3	Stck	Minimaturmanometer	G1/8B(EN)	PGJ-40M-BG60-LAU		
18		Stck	Fittings	G1/8	DIN 43765		
19	1	Stck	Laborboy	AL 240*60*275	DIN 12897	30	130
20	1	Stck	Verschlussschraube	Rd12*12	PGJ-40M-BG60-LAU	0,007	10
21	1	Stck	Schwebekörper-Durchflussmesser für Kühlwasser	INTERIN Modell FA	Polycarbpat / Messing		60
22	1	Stck	Silikonschlauch mit Gewebe	1m			10
23	1	Stck	Trichter		Edelstahl		10
24	1	Stck	Stickstoffflasche SOL	250bar			310

				2012	Datum	Name	Benennung Stückliste Rührzelle	
				Bearb.	15.04.	Xuxin Wang		
				Gepf.				
				Norm				
				sti_muster.doc				
				Hochschule Merseburg (FH)			Zeichnungsnummer BMIP08-00St	Blatt 8
							1 Bl.	
Zust.	Änderung	Datum	Name	Urspr.	Ers.f.:	Ers.d.:		

Gesamtbauzeichnung, Quelle Konstruktion einer Rührerzelle zur Untersuchung von Flachmembranen der Querstromfiltration, Xuxin Wang



Zul. Abw. mittel		Oberfl.		Maßstab 1:2		Gewicht ca. 45,098kg	
DIN ISO 2768		Werkstoff, Halbzeug		Edelstahl			
2012		Name Xuxin Wang		Benennung		Rührerzelle	
Bearb. 08.03.		Hochschule Merseburg (FH)		Zeichnungsnummer		BMIP08- 01St	
Gepr. Norm		Datum Name Urspr. GMA/V3		Ess. I.		Blatt 8	
Zust. Änderung		Datum		Ess. d.		ZBL	

Eidesstattliche Erklärung

Ich versichere an Eides statt durch meine eigene Unterschrift, dass ich die vorstehende Arbeit selbständig und ohne fremde Hilfe angefertigt und alle Stellen, die wörtlich oder annähernd wörtlich aus Veröffentlichungen genommen sind, als solche kenntlich gemacht habe.

Name, Ort, Datum Unterschrift