

Membranevaluation zur Vergärung von Gülle im Membranreaktor (UF- Membran)

Projekt 100 208 Vertrag 150287

Ausgearbeitet durch

J.-L. Hersener, U. Meier

Im Auftrag des

Bundesamtes für Energie

Schlussbericht November 2003

Auftraggeber:

Forschungs- und P+D Programm Biomasse des
Bundesamtes für Energie

Auftragnehmer:

ARGE UF-Membran
c/o Ing'büro HERSENER
CH-8542 Wiesendangen
Tel. +41 52 338 25 25
info@agrenum.ch

Autoren:

Jean-Louis Hersener, Ingenieurbüro HERSENER, Wiesendangen
Urs Meier, MERITEC GmbH, Guntershausen

Begleitgruppe:

Walter Hochstrasser, VP GmbH, Spreitenbach

Dieses Dokument ist im Auftrag des Bundesamtes für Energie erarbeitet worden. Für den Inhalt und die Schlussfolgerungen ist alleine der/die Autor/in/en verantwortlich.

Bundesamt für Energie BFE

Worbentalstrasse 32, CH-3063 Ittigen • Postadresse: CH-3003 Bern
Tel. 031 322 56 11, Fax 031 323 25 00 • office@bfe.admin.ch • www.admin.ch/bfe

Vertrieb:

ENET
Egnacherstrasse 69 · CH-9320 Arbon
Tel. 071 440 02 55 · Tel. 021 312 05 55 · Fax 071 440 02 56
enet@temas.ch · www.energieforschung.ch · www.energie-schweiz.ch

Vorwort

Der Grossteil der landwirtschaftlichen Nutzfläche in der Schweiz besteht aus Grünland. Diese Flächen sind prädestiniert zur Produktion von Milch und Fleisch. Beide Produkte spielen eine zentrale, wirtschaftlich wichtige Rolle in der schweizerischen Landwirtschaft. Neben Milch und Fleisch erzeugt die Tierhaltung auch Hofdünger, der ein beträchtliches Potential zur energetischen Nutzung aufweist. Im Sinne einer nachhaltigen Kreislaufwirtschaft sollte dieses Biomassepotential verstärkt zur Nutzung erneuerbarer Energie sowie für eine effizientere Düngung eingesetzt werden. Dies bedeutet in Zukunft, dass Biogasverfahren zur Behandlung von Hofdünger in Kombination mit Nährstoffabtrennverfahren umfassen sollten. Ein zukunftssträchtiges Verfahren bietet die Membrantrenntechnik.

Die vorliegende Studie stellt die erste Phase eines Projektes zur Nährstoffoptimierung bei Membranbioreaktoren dar und beinhaltet die Abklärung über die Eignung organischer Membranen zur Behandlung vergorener Gülle.

Die Autoren danken Herrn Deutsch für die bereitwillige Zusammenarbeit und die für die Versuche zur Verfügung gestellte Infrastruktur.

Für die Unterstützung des Projektes bedanken wir uns bei den Herren Schärer und Guggisberg vom Bundesamt für Energie herzlich.

Inhaltsverzeichnis

Vorwort	3
Inhaltsverzeichnis	4
Abbildungsverzeichnis	5
Tabellenverzeichnis	6
Abkürzungen - Glossar	7
Zusammenfassung	8
Abstract	8
Résumé	9
1. Problemstellung.....	10
2. Zielsetzung	11
3. Material und Methoden.....	12
3.1. Vorgehen.....	12
3.1.1. Separierung der Rohgülle	12
3.1.2. Ultrafiltrationsversuchsanlage	12
3.1.3. Ultrafiltrationsmembranen	13
3.1.4. Analytik.....	14
4. Resultate	15
4.1. Filtrationsversuche	15
4.2. Ultrafiltrationsversuche.....	16
4.2.1. Einfluss der Temperatur auf die Fluxleistung	16
4.2.2. Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung	17
4.2.3. Foulingverhalten.....	19
4.2.4. Auswirkung einer zu hohen Betriebstemperatur auf die Fluxleistung	20
4.2.5. Fluxleistungen nach der Membranreinigung	21
4.2.6. Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Nährstoffgehalte	22
4.2.7. Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Nährstoffbilanz.....	23
4.3. Vergleich von organischer und keramischer UF-Membran	25
4.3.1. Fluxleistung	25
4.3.2. Energiebedarf.....	26
4.3.3. Kosten	27
5. Diskussion	29
5.1. Filtrationsversuche	29
5.2. Ultrafiltrationsversuche.....	30
5.2.1. Fluxleistungen	30
5.2.2. Membranlebensdauer	31
5.2.3. Stoffabtrennung.....	32
5.2.4. Wirtschaftlichkeit und Umsetzung	33
6. Folgerungen	36
7. Ausblick.....	36
8. Literaturverzeichnis	37

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Bild der Versuchsanlage	12
Abbildung 2: Ansicht des Plattenmoduls	13
Abbildung 3: Einfluss der Temperatur auf die Fluxleistung (n = 3).....	16
Abbildung 4: Einfluss der Temperatur und der Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung.....	17
Abbildung 5: Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung	18
Abbildung 6: Foulingverhalten im Langzeitversuch.....	19
Abbildung 7: Auswirkung bei Überschreitung der Betriebstemperatur und nachfolgender Reinigung auf die Fluxleistung	20
Abbildung 8: Fluxleistung mit gereinigten Membranen	21
Abbildung 9: Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Gehalte im Permeat und Retentat	22
Abbildung 10: Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Nährstoffbilanz bezogen auf 1000 kg Rohgülle	23
Abbildung 11: Massenbilanz bei einem Aufkonzentrierungsfaktor von 4 bzw. 5.....	24
Abbildung 12: Fluxleistungen der organischen im Vergleich zur keramischen UF-Membran bei einem Konzentrationsfaktor von 3.6.....	25
Abbildung 13: Vergleich von Energiebedarf und Leistung der Anlagen mit organischen und mit keramischen UF-Membran.....	26
Abbildung 14: Kostenvergleich der Anlagen mit organischen und mit keramischen UF- Membranen	27
Abbildung 15: Spezifische Betriebskosten von Anlagen mit organischen im Vergleich zu Anlagen mit keramischen UF-Membranen.....	28
Abbildung 16: Durchschnittliche Fluxleistungen der beiden organischen UF-Membranen	30
Abbildung 17: Auftreten von Fouling einer organischen Membran (DRC) im Vergleich zur stabilen Fluxleistung der getesteten UF-Membranen (PVDF, A)	31
Abbildung 18: Stoffabtrennung der Ultrafiltration und der Filtration	32
Abbildung 19: Kosten der Membranmodule und der Anlagentechnik im Vergleich	33
Abbildung 20: Energieaufwand von UF-Anlagen mit organischen Membranen im Vergleich zu Anlagen mit keramischen Membranen.....	34
Abbildung 21: Jahreskosten von UF-Anlagen mit organischen Membranen im Vergleich zu Anlagen mit keramischen Membranen.....	35

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Membrandaten der beiden organischen Versuchsmembranen (PVDF und A) und der keramischen Versuchsmembran.....	13
Tabelle 2: Analytikprogramm.....	14
Tabelle 3: Gehalte in den Produkten aus der Separierung von Schweinegülle	15
Tabelle 4: Nährstoffbilanz bei der Separierung von Schweinegülle	15
Tabelle 5: Mengenbilanz bei der Aufbereitung von vergorener Schweinegülle.....	24
Tabelle 6: Nährstoffbilanz bei der Filtration von Gülle im Vergleich	29
Tabelle 7: Auswahlkriterien	35

Abkürzungen - Glossar

BfE.....	Bundesamt für Energie
Fouling.....	Deckschichtbildung auf der Membran
Fr.	Franken
h.....	Stunden
kD	Kilodalton (auch kDa abgekürzt), 1'000 Dalton; gibt die Atommasse in g an, wobei 1 D $1.66 \cdot 10^{-24}$ g entsprechen
kg.....	Kilogramm
kW	Kilowatt
kWh	Kilowattstunden
mS	Millisiemens
NH ₄	Ammonium
OS	Organische Substanz (Glühverlust)
t.....	Tonnen
TS.....	Trockensubstanz, Rückstand nach Trocknung bei 105 °C während 24 h
TS-Abtrennung	Abtrennung oder Abscheidung der Trockensubstanz bei der Separierung oder Filtration, die in den Feststoffen enthalten ist (in %)
UF	Ultrafiltration
UF-Permeat	Gefilterter Teilstrom bei der Membrantrennung mittels Ultrafiltration, dieser Strom dringt durch die Membran hindurch
UF-Retentat	Konzentrierter Teilstrom bei der Membrantrennung mittels Ultrafiltration, dieser Strom dringt nicht durch die Membran hindurch
µm.....	Micrometer
µS	Microsiemens

Zusammenfassung

Ziel der Studie ist die Erarbeitung von prozesstechnischen Grundlagen für den Bau und Betrieb einer Ultrafiltrationsanlage im Einsatz mit vergorener Gülle. Das Hauptinteresse bildete die Eignung des Membranmaterials. Es sind zwei verschiedene organische Membranen untersucht und mit einer erprobten keramischen Membrane verglichen worden.

Die Ergebnisse aus den Versuchen mit organischen Ultrafiltrationsmembranen zeigen, dass diese Membranen für Gülle geeignet sind. Im Vergleich zu keramischen Membranen sind höhere Durchsatzleistungen an der Membran erzielt worden. Kostenkalkulationen verdeutlichen tiefere Investitions- und Betriebskosten. Ebenfalls ist der erforderliche Leistungsbedarf als auch der Energieaufwand geringer.

Die Betriebsgrenzen der organischen Membranen liegen im Bereich der Betriebstemperatur, des Aufkonzentrierungsgrads und der Membranlebensdauer. Für keramische Membranen ist der Aufkonzentrierungsgrad ebenfalls limitiert. Die Temperatur als auch die Lebensdauer der Membran wirken sich im Betrieb nicht einschränkend aus.

Die Nährstoffabtrennung ist vor allem bei organischen Substanzen hoch. Salze können die Membran im Verlauf des Aufkonzentrierens vermehrt passieren.

Die Kombination der Ultrafiltration mit einer Biogasanlage soll an einer Pilotanlage weiterverfolgt werden.

Abstract

The study is designed to acquire basic data on the design and operation of an ultrafiltration plant for slurry treatment. The analysis focuses on the choice of the membrane material. Two different types of organic membranes are tested and then compared with a proven ceramic membrane.

The results of the experiments show that organic membranes are suitable for slurry treatment. Organic membranes allow for a higher flux rate than ceramic membranes. Calculations show that organic membranes have lower investment and running costs than ceramic membranes. Furthermore, with this type of membrane, performance and energy requirements are lower as well.

The operation limits of organic membranes are the temperature, the retentate concentration factor and the membrane life. In the case of ceramic membranes, the concentration is the only limiting factor. Temperature and membrane life do not have a limiting effect on operation.

Separation efficiency is particularly high for organic compounds. The higher the concentration the more salty substances can pass through the membrane.

The combination of ultrafiltration and anaerobic digestion will be further investigated in a pilot plant.

Résumé

L'objectif de l'étude consiste à fournir les données techniques nécessaires à la construction et l'utilisation d'une installation d'ultrafiltration pour traiter le lisier fermenté. L'étude est centrée sur l'adéquation du matériel utilisé pour la membrane. Deux membranes organiques différentes ont été examinées, puis comparées avec une membrane céramique éprouvée.

Les résultats des essais montrent que les membranes d'ultrafiltration organiques sont bien adaptées au lisier. Ce type de membrane a permis d'atteindre des flux transmembranaires plus élevés que les membranes céramiques. Le calcul des coûts indique que les coûts d'investissement et d'exploitation sont moins élevés. En outre, la puissance nécessaire et la consommation d'énergie sont également moins importantes.

Les limites d'utilisation des membranes organiques sont déterminées par la température de service, le degré de concentration du rétentat et la durée de vie de la membrane. Pour les membranes céramiques, c'est uniquement le degré de concentration qui est limité. La température ainsi que la durée de vie n'ont pas d'effet restrictif sur l'utilisation de ce type de membranes.

La séparation des éléments nutritifs est élevée notamment dans le cas des substances organiques. Plus le degré de concentration est élevé, mieux les sels peuvent passer à travers la membrane.

L'utilisation de l'ultrafiltration dans une installation de biogaz sera examinée dans une installation-pilote.

1. Problemstellung

Mittels Biogasverfahren wird Strom und Wärme aus Gülle generiert. Die Düngewirkung wird aufgrund des im Vergleich zu Rohgülle höheren Ammoniumgehalts der vergorenen Gülle gesteigert. Da die Vergärung, abgesehen von Kohlenstoff, zu keinen Nährstoffreduktionen in der Gülle führt, müssen im Falle lokaler Nährstoffüberschüsse technische Verfahren zur Nährstoffbehandlung in Betracht gezogen werden.

Die Separierung der Gülle bezweckt die Abtrennung von Feststoffen. Die in den Feststoffen enthaltenen Nährstoffe können in Gebiete mit einem Nährstoffbedarf transportiert werden. Die Separierung trägt somit zu einer Nährstoffentlastung bei und kann teilweise Mineraldünger ersetzen.

Die Membrantrennung erlaubt eine weitere stoffliche Aufbereitung der Dünngülle nach der Separierung. Die Betriebssicherheit als auch die Leistungsfähigkeit bezüglich der Nährstoffabtrennung konnte nachgewiesen werden [Meier, Hartmann, 1995]. Mehrere Anlagen stehen im praktischen Einsatz.

Die Membrantrenntechnik in Kombination mit biologischen Prozessen stösst auf vermehrtes Interesse. Als interessante Möglichkeit bei anaeroben Verfahren wird die Ultrafiltration zur Rückhaltung der Biomasse und deren Rückführung in den Fermenter angesehen. Dies lässt einen praktisch vollständigen Abbau der Organika erwarten. Der Abbaugrad, der bei konventionellen Fermenten bei rund 45 % liegt, kann dadurch beinahe verdoppelt werden [Ackermann, 2000].

Der Membranbioreaktor, MBR, stellt ein neuartiges Verfahren im Rahmen der Behandlung von Gülle dar. Das Verfahren verspricht eine energetische Nutzung der Gülle mit einer stofflichen Optimierung des Nährstoffeinsatzes kombinieren zu können. Die Abtrennung und Rückführung der Biomasse erfolgt mit Hilfe einer nachgeschalteten Membrantrennstufe, der Ultrafiltration (UF).

Es sind keine Daten über die Eignung organischer UF-Membranen bei der Behandlung von Gülle in Kombination mit dem MBR-Verfahren vorhanden. Organische UF-Membranen sind bis anhin noch nicht für diese Behandlungsart geprüft worden, haben sich jedoch in der aeroben Abwasserreinigung bewährt. Ihr Einsatz gegenüber keramischen Membranen verspricht eine kostengünstigere Anlagentechnik und geringere Betriebskosten.

2. Zielsetzung

Die Studie bezweckt die Abklärung der Eignung von organischen Membranen zur Behandlung vergorener Gülle. Dazu sind entsprechende Versuche auf einem Praxisbetrieb durchgeführt worden.

Folgende Teilziele werden abgeklärt:

- Fluxleistung der organischen und keramischen Membran,
- Indizien zur Lebensdauer der organischen Membran im Vergleich zur bekannten Lebensdauer der keramischen Membran,
- Aufkonzentrierungsfaktor beider Membranen,
- Stoffabtrennleistung,
- Beständigkeit der organischen Membran gegenüber Fouling,
- Reinigungszyklen,
- Energiebedarf,
- Kosten
- Einsatzbereiche und -grenzen.

Die Untersuchungen im Praxismasstab erlauben Rückschlüsse auf die Einsatzfähigkeit organischer Membranen in einer geplanten P+D-Anlage zur Vergärung von Schweinegülle in einem Membranbioreaktor ziehen zu können.

3. Material und Methoden

3.1. Vorgehen

3.1.1. Separierung der Rohgülle

Die verwendete Gülle stammt von einem Schweinemastbetrieb, der die Rohgülle in einer konventionellen Biogasanlage vergärt. Zu Beginn der Versuche ist Gülle aus dem offenen Endlager entnommen worden. Im weiteren Verlauf konnte die vergorene Gülle direkt aus der Biogasanlage verwendet werden. Die Abtrennung von Grob- und Faserstoffen ist Bedingung für den Betrieb einer Membrantrennstufe. Die Abtrennung erfolgte in einem ersten Schritt mit einem Gewebefilter mit einer Maschenweite von 350 µm und in einem zweiten Schritt mit Filterbeuteln mit einer Maschenweite von 150 µm. Der Filterkuchen wurde separat gesammelt. Die Dünngülle diente als Vorlage für die UF-Membrananlage.

3.1.2. Ultrafiltrationsversuchsanlage

Für die Durchführung der Versuche wurde eine Versuchsanlage aufgebaut (Abbildung 1). Ein Arbeitsbehälter mit 150 l Inhalt dient als Vorlage. Während des Betriebs wird die aus der Separierung gewonnene Dünngülle mittels einer Pumpe in das Membranmodul gepumpt. Das die Membran passierende Permat wird separat abgezogen und zwischengelagert. Die konzentrierte Flüssigkeit, das Retentat, gelangt zurück in den Arbeitsbehälter. Im Verlauf des Betriebs erfolgt somit eine zunehmende Konzentration des Behälterinhalts. Diese Betriebsweise wird auch auf Praxisanlagen angewandt.

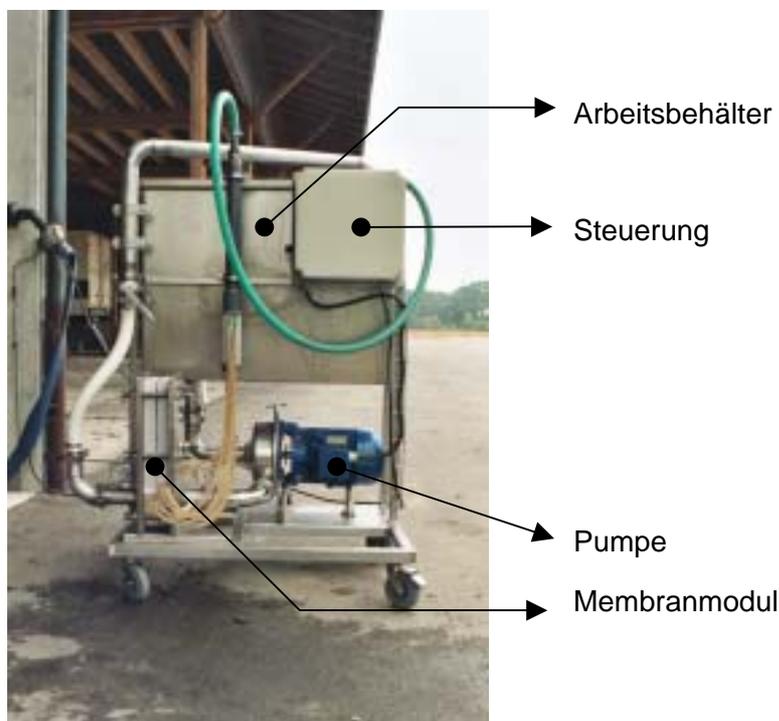


Abbildung 1: Bild der Versuchsanlage

3.1.3. Ultrafiltrationsmembranen

Bei den beiden getesteten Membranen handelt es sich um organische Membranen. Mehrere Membranen werden zu einem sogenannten Plattenmodul zusammengefasst. Ein Plattenmodul besteht aus Gruppen von Membranträgerplatten mit dazwischen angeordneten Trennplatten, die von einem Pressrahmen zusammengehalten werden (Abbildung 2).

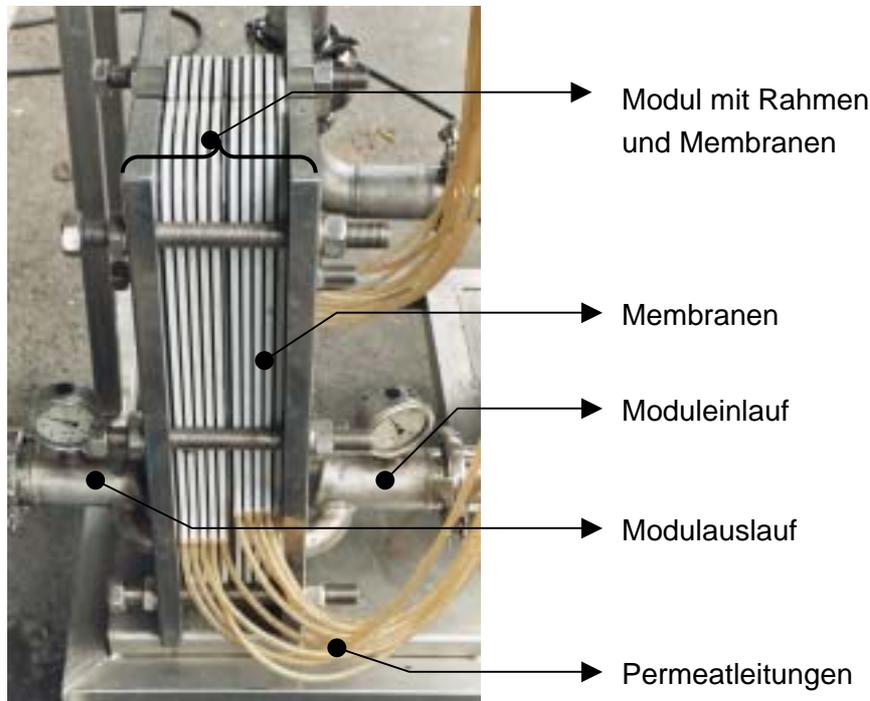


Abbildung 2: Ansicht des Plattenmoduls

In den Versuchen sind zwei organische Membrantypen zum Einsatz gekommen. Die Membrancharakteristik ist in Tabelle 1 erwähnt. Die gesamte Membranfläche beträgt je Membrantyp 1.1 m^2 , insgesamt also 2.2 m^2 Filterfläche. Die keramische Membran mit einem Trägermaterial aus Aluminiumoxid und aktiver Trennschicht aus Titandioxid diente zu Vergleichszwecken.

Tabelle 1: Membrandaten der beiden organischen Versuchsmembranen (PVDF und A) und der keramischen Versuchsmembran

Membran	Difluoriertes Polyvinyliden (PVDF)	Acrylonitril Copolymer (A)	Aluminiumoxid und Titandioxid
Konfiguration	Flachmembran	Flachmembran	Rohrmembran
Trenngrenzen	40 kD	40 kD	50 kD
Betriebstemperatur	max. 50°C	max. 50°C	max. 100°C
pH-Bereich	3 - 10	3 - 11	0 - 14
Druckbereich	2 - 5 bar	2 - 5 bar	2 - 6 bar
Betriebsdruck maximal	6 bar	6 bar	10 bar
Fläche pro Element	0.11 m^2	0.11 m^2	0.155 m^2

3.1.4. Analytik

Die einzelnen Stofffraktionen sind im Labor auf die in Tabelle 2 aufgeführten Parameter hin analysiert worden. Die Analytik erfolgte gemäss dem Ordner Kompost und Klärschlamm nach den „Weisungen und Empfehlungen der Eidg. Forschungsanstalt (FAC)“ und gemäss der Methodensammlung „Schweizerische Referenzmethoden der Eidg. Landwirtschaftlichen Forschungsanstalten“.

Tabelle 2: Analytikprogramm

Parameter	Einheit	Rohgülle	Dünngülle	UF-Permeat	Feststoffe	UF-Retentat
TS	%	X	X	X	X	X
OS	% i. d. TS	X	X	X	X	X
pH	-	X	X	X	X	X
Leitfähigkeit	mS/cm	X	X	X	X	X
Ammonium-N	g N/m ³	X	X	X	X	X
Kjeldahl-N	g N/m ³	X	X	X	X	X
Phosphor	g P/m ³ bzw. g P ₂ O ₅ /m ³	X	X	X	X	X
Kalium	g K/m ³ bzw. g K ₂ O/m ³	X	X	X	X	X
Magnesium	g Mg/m ³ bzw. g MgO/m ³	X	X	X	X	X
Calcium	g Ca/m ³ bzw. g CaO/m ³	X	X	X	X	X
Natrium	g Na/m ³	X	X	X	X	X

4. Resultate

4.1. Filtrationsversuche

Die Rohgülle musste vor den Membrantrennversuchen separiert werden. Die Durchschnittsgehalte der Rohgülle, der Feststoffe und der Dünngülle zeigt Tabelle 3.

Tabelle 3: Gehalte in den Produkten aus der Separierung von Schweinegülle

Gehalte Probe	Rohgülle Durchschnitt	Feststoffe Durchschnitt	Dünngülle Durchschnitt
% TS	3.93	15.70	2.28
% OS	69.0	85.6	63.4
mS/cm	31.5	10.7	31.5
mg/l Ntot	6540	48.7	5806.7
mg/l NH4	4651	25.3	4363
mg/l P2O5	2302	32.9	920
mg/l K2O	2563	13.5	2401
mg/l MgO	514	8.7	157
mg/l CaO	2279	36.7	1043
mg/l Na	1000	5.8	933

Bei der Rohgülle fällt trotz des geringen TS-Gehalts der hohe Nährstoffgehalt von 6.6 g N, mehr als 2 g P und 2.5 g K auf. Die Schweine werden mit Fleischsuppe gefüttert, was zur Folge hat, dass der N-Gehalt eher hoch liegt.

Tabelle 4: Nährstoffbilanz bei der Separierung von Schweinegülle

Bilanz	Rohgülle	Feststoffe	Dünngülle	Abtrenngrad
Menge kg	1000	205	795	21%
kg TS	39.3	26.9	14.5	68%
kg OS	27.1	17.5	8.7	65%
kg Ntot	6.5	1.6	4.9	24%
kg NH4	4.7	0.9	3.7	20%
kg P2O5	2.3	1.2	1.1	50%
kg K2O	2.6	0.4	1.8	17%
kg MgO	0.5	0.3	0.2	55%
kg CaO	2.3	1.2	1.2	52%
kg Na	1.0	0.2	0.8	19%

Die „zweistufige“ Separierung mit dem Gewebefilter und anschliessend mit dem Filterbeutel erzielt teilweise hohe Abtrenngrade im Bereich der TS, OS und P. Geringer fallen diese beim N aus (Tabelle 4).

4.2. Ultrafiltrationsversuche

4.2.1. Einfluss der Temperatur auf die Fluxleistung

Die Temperatur übt einen grossen Einfluss auf die Fluxleistung der Membrane aus (Abbildung 3). Mit steigender Temperatur, von 16°C bis 20°C zu Beginn und einer Fluxleistung von 51 bis 64 l/m² • h, steigt die Fluxleistung auf über 70 l/m² • h bei einer Temperatur von 35°C an.

Während dieser Versuche wurde das Permeat zurück in die Vorlage geführt. Diese Betriebsführung führt dazu, dass keine Aufkonzentrierung in der Vorlage erfolgt.

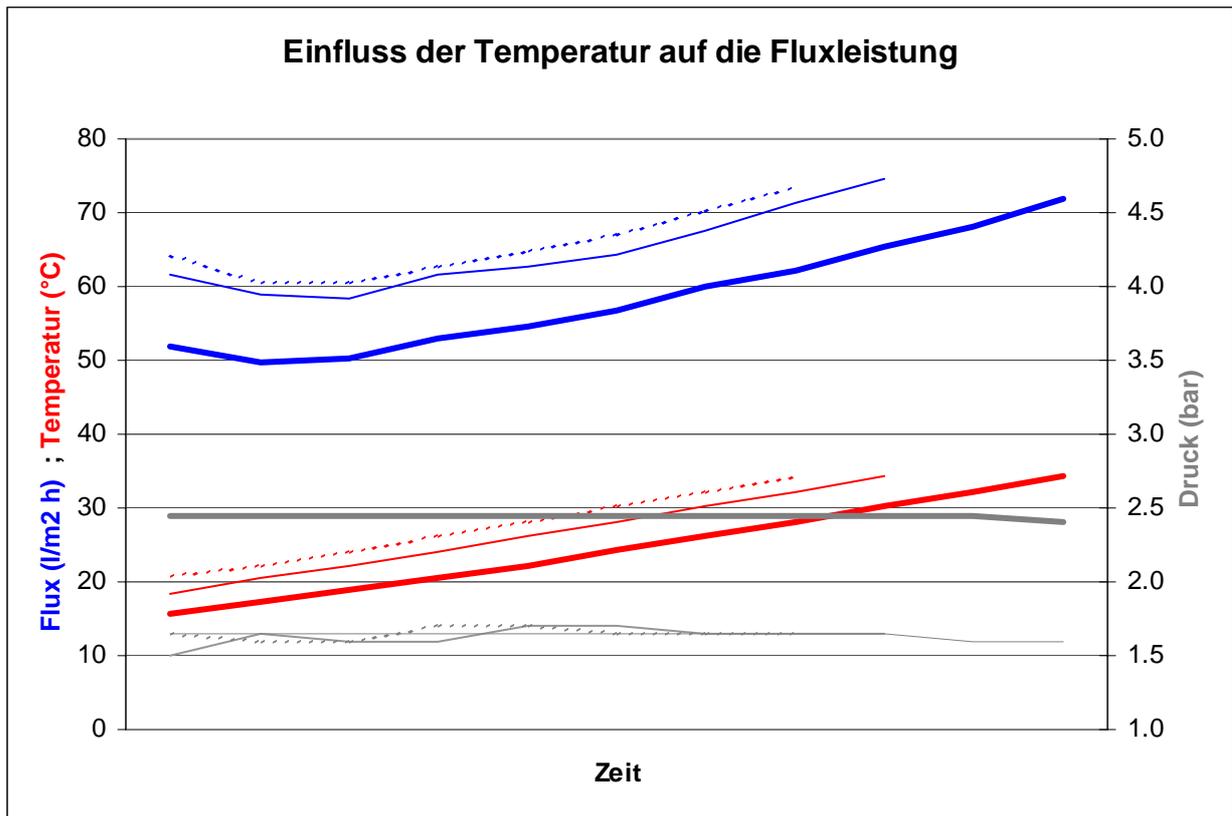


Abbildung 3: Einfluss der Temperatur auf die Fluxleistung (n = 3)

Die Versuchsanlage wurde konstant bei 2.45 bar im Einlauf und einem durchschnittlichen Druck im Auslauf von 1.65 bar betrieben.

4.2.2. Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung

Die Ultrafiltration trennt vor allem organische Substanzen ab. Während des Betriebs wird zunehmend eine konzentriertere Lösung, das Retentat, produziert. Der Konzentrationsfaktor stellt dabei das Mengenverhältnis von Retentat zu Dünngülle dar. Ein Konzentrationsfaktor von 2 bedeutet, dass die Retentatmenge $\frac{1}{2}$ derjenigen der Dünngülle in der Vorlage beträgt. Aufgrund dieses Konzentrationsprozesses nimmt die Fluxleistung kontinuierlich ab.

Zu Beginn des Versuchs ist der Einfluss des Temperaturanstiegs auf die Fluxleistung zu erkennen (Abbildung 4). Die Leistung steigt bei beiden Membranen von knapp 30 auf $35 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ der PVDF-Membran bzw. von 40 auf rund $47 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ der A-Membran an. Mit zunehmender Konzentrierung gegen Faktor 2 beginnt der Flux zu sinken. Bei Erreichen des Faktors 4 liegt die Fluxleistung der PVDF bei etwas mehr als $11 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ und bei der A bei $13 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$.

Die durchschnittliche Fluxleistung beläuft sich auf $30 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ für die PVDF- und $38 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ für die A-Membran.

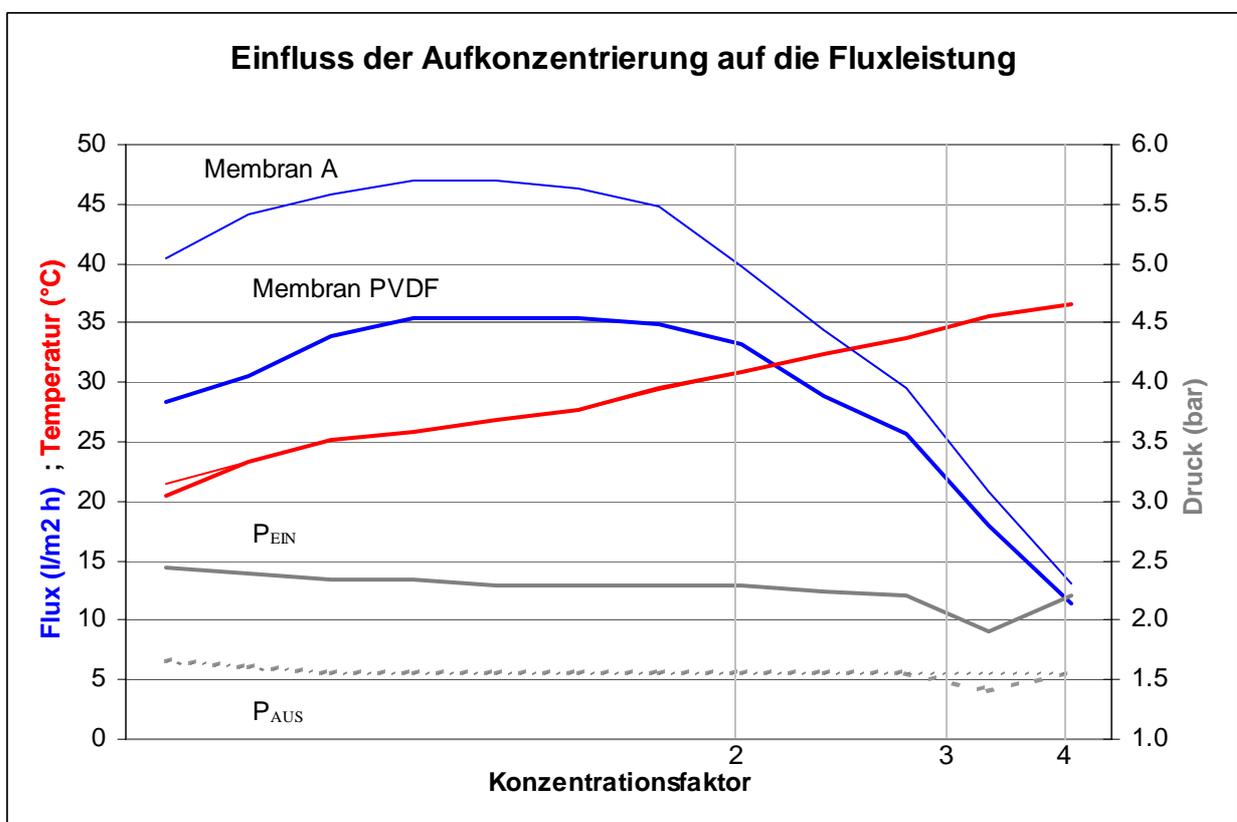


Abbildung 4: Einfluss der Temperatur und der Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung

Mit ansteigender Aufkonzentrierung nimmt der Druck im Einlauf zu Versuchsbeginn von 2.45 bar auf 2.2 bar am Ende ab, da der Druck während des Versuchs nicht nachgeregelt wurde. Der Druckunterschied zwischen Eingang zum Modul und Ausgang beläuft sich auf etwa 0.34 bar pro m^2 Filterfläche.

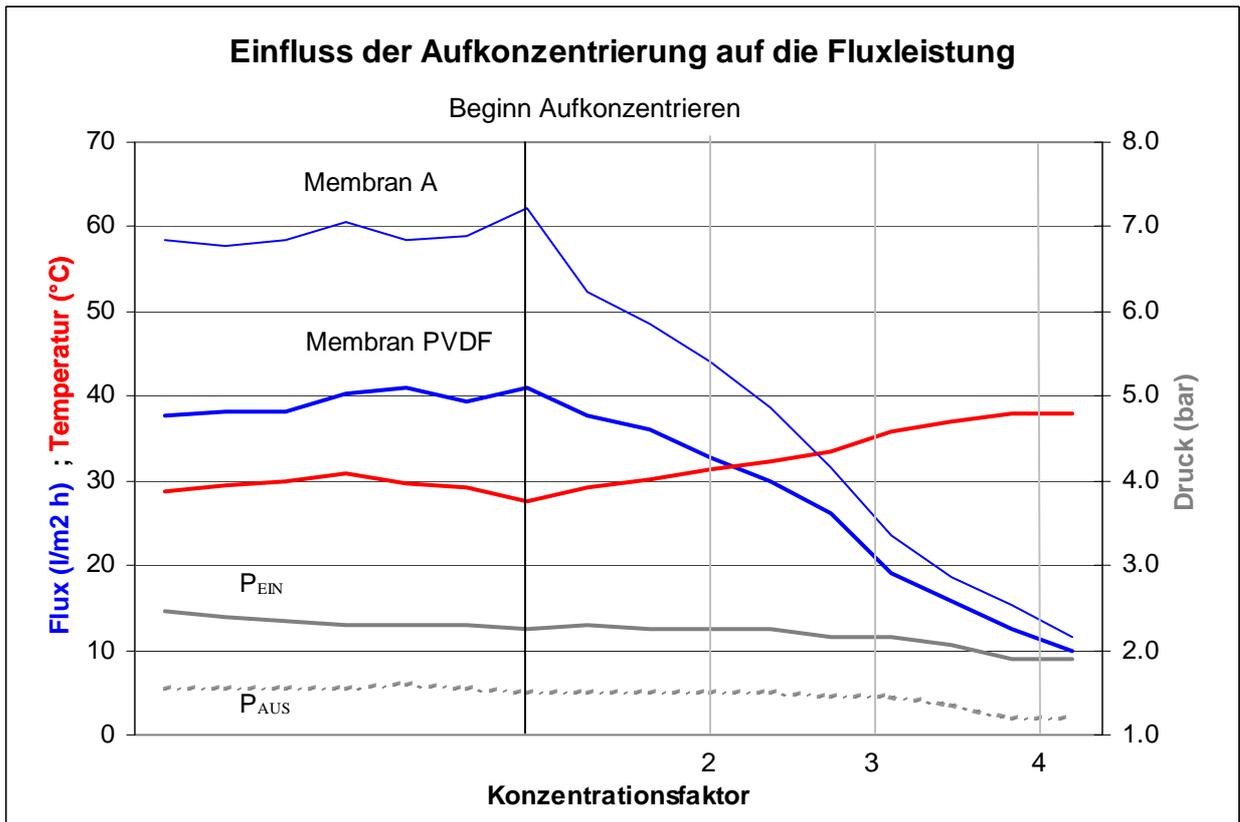


Abbildung 5: Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung

In Abbildung 5 ist zu sehen, dass während der Phase bei der zusätzlich Dünngülle zudosiert wird, keine Abnahme der Fluxleistung erkennbar ist. In dieser Phase weist die PVDF-Membran einen Flux von etwa $40 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ und die A-Membran rund $60 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ auf. Während der anschließenden Aufkonzentrierungsphase fällt die Fluxleistung bei der PVDF auf 11 bzw. für die A-Membran auf $13 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ ab. Der erzielte Konzentrationsfaktor beträgt 4.3 . Mit der PVDF-Membran konnte eine durchschnittliche Fluxleistung von $38 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ und mit der A-Membran $43 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ erreicht werden. Der Druck im Einlauf liegt bei 2.3 bar , sinkt gegen Ende des Versuchs aufgrund der erhöhten Konzentration auf 1.9 bar . Der Druckunterschied im Modul beläuft sich auf etwa 0.75 bar bzw. 0.34 bar pro m^2 Filterfläche.

4.2.3. Foulingverhalten

Organisch hochbelastete Substrate wie separierte Dünngülle stellen entsprechende Anforderungen an die Membranwahl. Fouling, also eine unkontrollierte Deckschichtbildung auf der Membran, stellt dabei eine grosse Gefahr dar. Diese Deckschicht kann durch organische Stoffe oder durch Mikroorganismen auftreten. Zur Abklärung des Foulingverhaltens dient unter anderem ein mehrtägiger Versuch. Die Anlage wird derart betrieben, dass das Permeat zurück in die Vorlage geführt wird. Somit tritt keine Aufkonzentrierung der Vorlage auf.

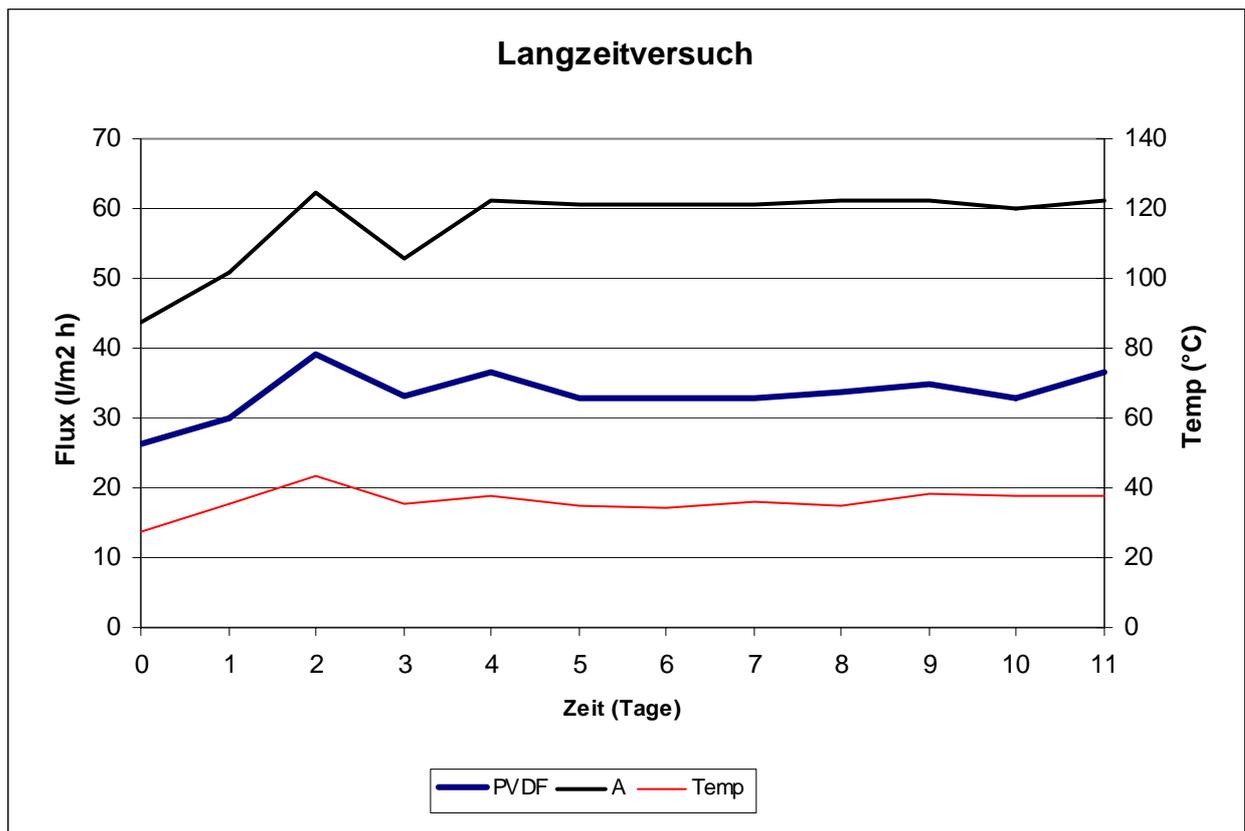


Abbildung 6: Foulingverhalten im Langzeitversuch

Im Verlauf des über 260 h dauernden Versuchs zeigte weder die PVDF- noch die A-Membran eine Tendenz zur Deckschichtbildung (Abbildung 6). Die Fluxleistungen blieben auf konstantem Niveau. Am Ende der Messung vom zweiten Versuchstag wurde die Kühlung erhöht, was dazu führte, dass am dritten Versuchstag die Fluxleistung bei beiden Membranen etwas geringer war. Anschliessend blieb die Leistung bei $60 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ für die A-Membran bzw. bei etwa $33 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ für die PVDF-Membran konstant.

4.2.4. Auswirkung einer zu hohen Betriebstemperatur auf die Fluxleistung

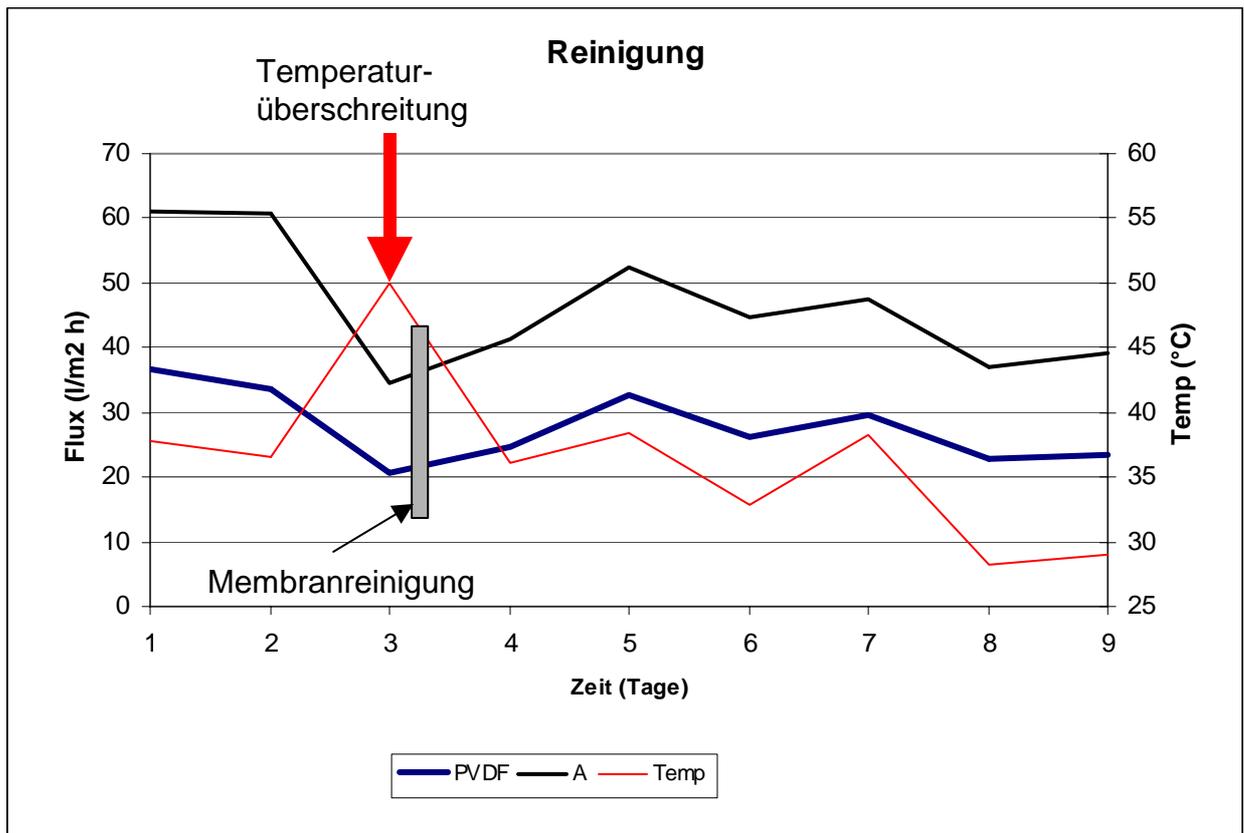


Abbildung 7: Auswirkung bei Überschreitung der Betriebstemperatur und nachfolgender Reinigung auf die Fluxleistung

Während eines weiteren mehrtägigen Versuchs trat eine Temperaturüberschreitung von über $50^{\circ}C$ auf. Der Grund lag in einer technischen Störung, die zum Unterbruch des Kühlkreislaufs führte. In Abbildung 7 sind die Fluxleistung mit $60 l/m^2 \cdot h$ bei der A-Membran respektive mit etwa $35 l/m^2 \cdot h$ bei der PVDF hoch. Unter dem Einfluss von Temperaturen über $50^{\circ}C$ sinkt die Fluxleistung beider Membranen rapide auf beinahe 50 % ab. Dies ist darauf zurückzuführen, dass diese Membranen sich zusammenziehen und dadurch „dichter“ werden. Die nachfolgende Reinigung mit Lauge (NaOH, 0.5 %ig bei $30 - 45^{\circ}C$) zeigte insofern Wirkung, dass nachfolgend die Leistung beider Membranen wieder anstiegen. Die ursprünglichen Durchsatzleistungen konnten zu 85 bis 90 % erreicht werden. Nach Membranherstellereangaben kann die Anlage bei Fluxleistungen von 70 bis 80 % der ursprünglichen Leistung wieder in Betrieb gehen. Falls die Durchsatzleistung geringer ist, muss mit Säure (HNO_3 , 0.5 %ig bei $20 - 25^{\circ}C$) nachgereinigt werden.

Im weiteren Verlauf der Versuche mit der UF-Anlage wurde 14 Tage nach der Temperaturüberschreitung durch einen Stromausfall im Kühlkreislauf erneut ein zu hoher Anstieg der Betriebstemperatur verzeichnet. Die erneute Reinigung mit Lauge und anschliessend mit Säure erzielte Fluxleistungen von 70 bis 75 % der ursprünglichen Leistungen.

4.2.5. Fluxleistungen nach der Membranreinigung

Mit den gereinigten Membranen wurden Versuche zur Abklärung, inwiefern sich eine Aufkonzentrierung auf die Fluxleistung auswirkt, gefahren (Abbildung 8).

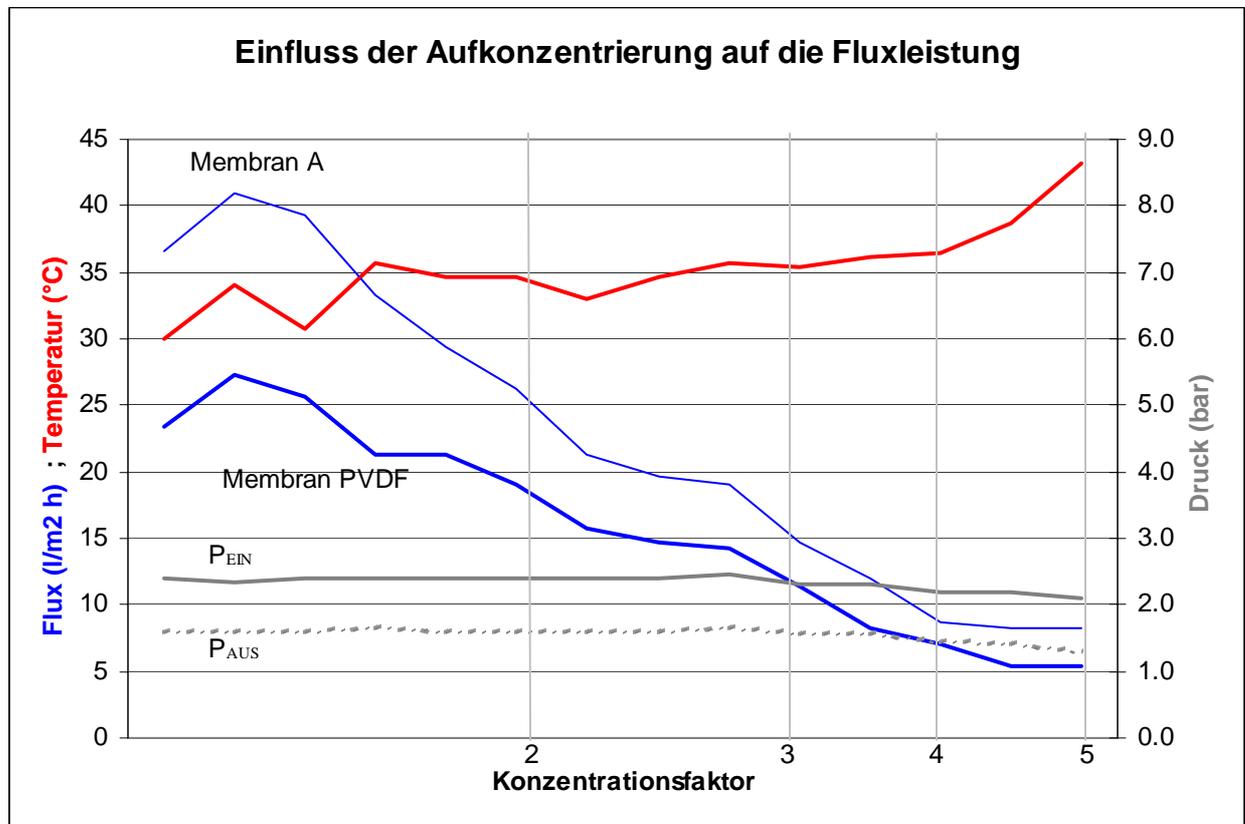


Abbildung 8: Fluxleistung mit gereinigten Membranen

Nach Beginn des Konzentrierungsprozesses nimmt die Fluxleistung beider Membranen kontinuierlich von rund $40 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ bei der A-Membran bzw. $25 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ bei der PVDF-Membran ab. Am Versuchsende konnte ein Konzentrationsfaktor von 5 erreicht werden mit Durchsatzleistungen von 5 bzw. $7 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ für die PVDF- respektive A-Membran. Die durchschnittliche Leistung beliefen sich auf 13.5 bzw. $20.8 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$. Diese Durchschnittswerte sind aufgrund der zweimaligen Temperaturüberschreitung und der dadurch dichteren Membranen um etwa 50 % tiefer als zu Beginn der Versuche.

4.2.6. Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Nährstoffgehalte

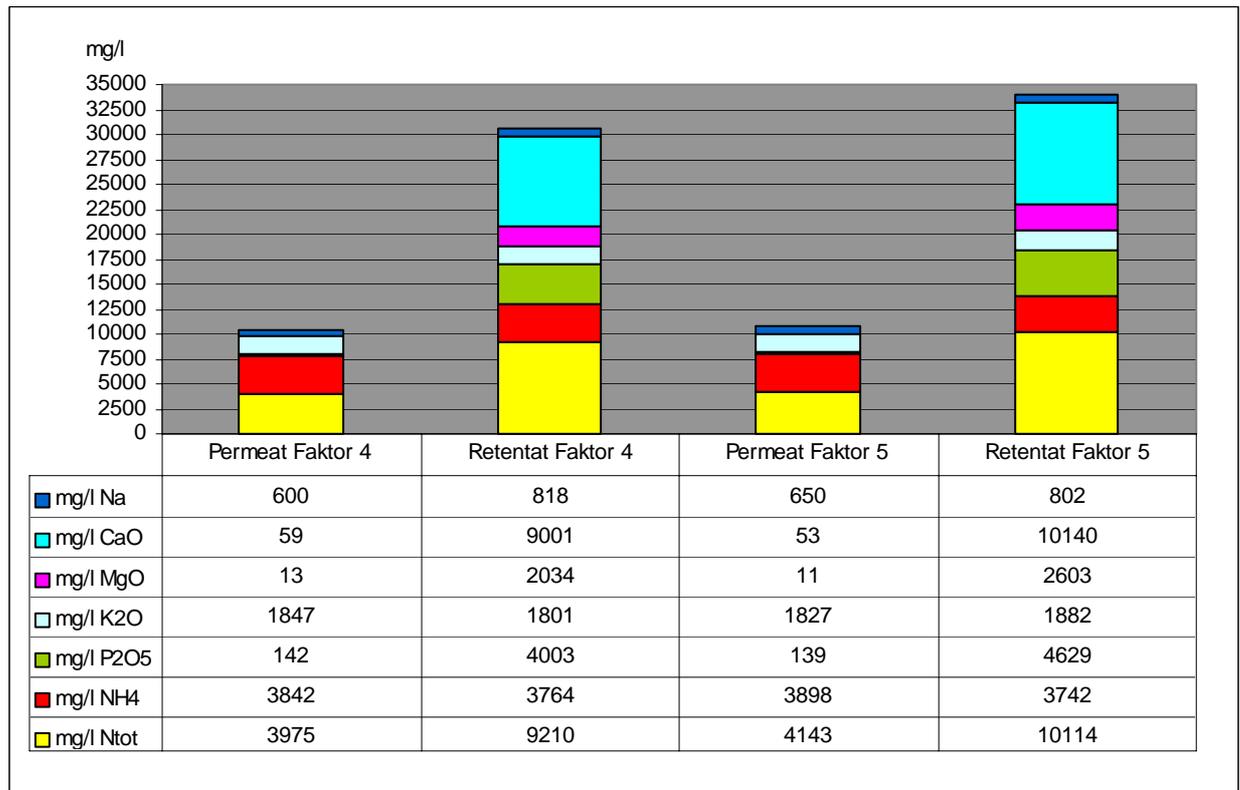


Abbildung 9: Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Gehalte im Permeat und Retentat

Die Ultrafiltrationsmembrane hält nur einen Teil der Salzfracht zurück. Dies ist am mehr oder weniger gleichbleibendem Gehalt von Ammonium und Kalium im Retentat bei Faktor 4 im Vergleich zum Gehalt im Retentat bei Faktor 5 zu erkennen (Abbildung 9). Hingegen nehmen die Gehalte an organisch gebundenen Stoffen, wie N_{tot} oder P zu.

Da die beiden UF-Membranen, PVDF und A, dieselben Trennschnitte von 40 kD aufweisen, ist auch die Stoffabtrennung die gleiche. Eine separate Analytik von getrennt gesammelten Proben der beiden Membranen erübrigte sich daher.

4.2.7. Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Nährstoffbilanz

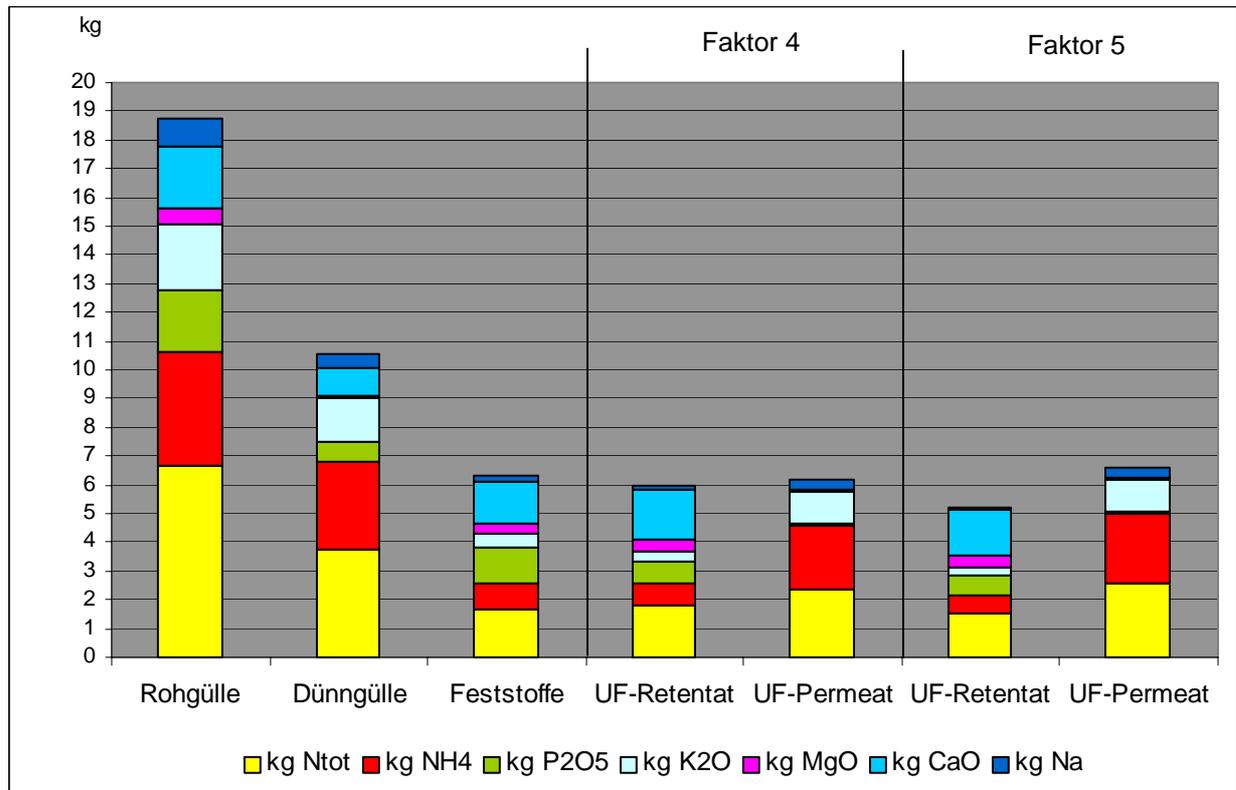


Abbildung 10: Einfluss der Aufkonzentrierung auf die Nährstoffbilanz bezogen auf 1000 kg Rohgülle

Als Endprodukte der gesamten Aufbereitung der Rohgülle mit der Ultrafiltration fallen die Feststoffe aus der Filtration und die beiden Fraktionen aus der Membrantrennstufe, das UF-Retentat und das UF-Permeat an.

Abbildung 10 verdeutlicht die Auswirkung einer zunehmenden Konzentrierung auf die auf 1000 kg umgerechnete Nährstoffmenge der Rohgülle. Die weitere Konzentrierung von Faktor 4 auf Faktor 5 bewirkt eine Abnahme der abgetrennten Nährstoffmenge im Retentat bzw. eine Zunahme im Permeat. Bei Faktor 4 liegen 71 % der Nährstoffe im Feststoff und Retentat vor, bei einem Faktor von 5 noch 69 %.

Die entsprechenden Mengenverhältnisse und Nährstoffabtrenngrade zeigt Tabelle 5.

Tabelle 5: Mengenbilanz bei der Aufbereitung von vergorener Schweinegülle

Material	Mengen (kg)	Faktor 4	Faktor 5
Rohgülle	1000		
Feststoffe	223		
Dünngülle	777		
UF-Retentat		195	155
UF-Permeat		583	622
		Faktor 4	Faktor 5
Abtrenngrad			
N _{tot}		65%	62%
NH ₄		44%	40%
P ₂ O ₅		96%	96%
K ₂ O		52%	50%

In Tabelle 5 sind im oberen Teil die anfallenden Retentat- bzw. Permeatmengen bei einem Konzentrationsfaktor von 4 und 5 erwähnt. Im unteren Teil der Tabelle sind die entsprechenden Nährstoffabtrenngrade bezogen auf die Rohgülle aufgelistet. Daraus wird ersichtlich, dass eine Reduzierung der Retentatmenge durch die weitere Konzentrierung von 4 auf 5 zu einer nur geringfügigen Beeinflussung des Nährstoffabtrenngrades führt.

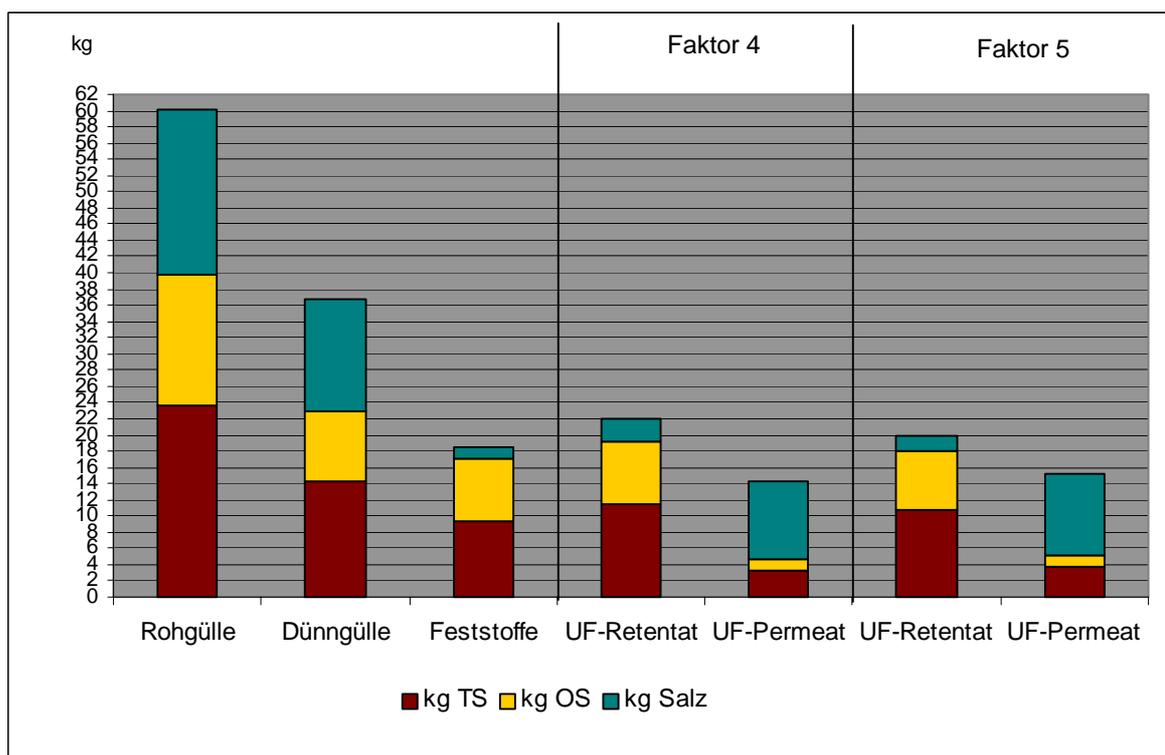


Abbildung 11: Massenbilanz bei einem Aufkonzentrierungsfaktor von 4 bzw. 5

Die Massenbilanz umfasst die TS, die OS und die Salze (Abbildung 11). Die Salzmenge stellt das Produkt von analysierter Leitfähigkeit und dem berechneten Salzgehalt dar, wobei 1'000 µS/cm etwa 640 mg Salz/l entsprechen. Die Veränderung zwischen Faktor 4 und 5 bezogen auf die TS und OS sind gering, hingegen bewirkt die Konzentrierung bei der Salzmenge eine Abnahme von gegen 30 % im Retentat.

4.3. Vergleich von organischer und keramischer UF-Membran

4.3.1. Fluxleistung

In bisherigen Versuchen zur Aufbereitung von Gülle mit der Membrantrenntechnik sind überwiegend keramische Membranen eingesetzt worden. Einerseits sind diese Membranen robust und temperaturunempfindlich andererseits erreichen sie gute Durchsatzleistungen. Zur Beurteilung der organischen Membranen stellen keramische Membranen somit eine Vergleichsbasis dar.

Die keramische Membran weist einen Trennschnitt von 50 kD auf. Die Schweinegülle wurde mit einer Siebpressschnecke mit einer Spaltweite von 500 µm und anschliessend mit einem Rüttelsieb mit einer Maschenweite von 100 µm separiert.

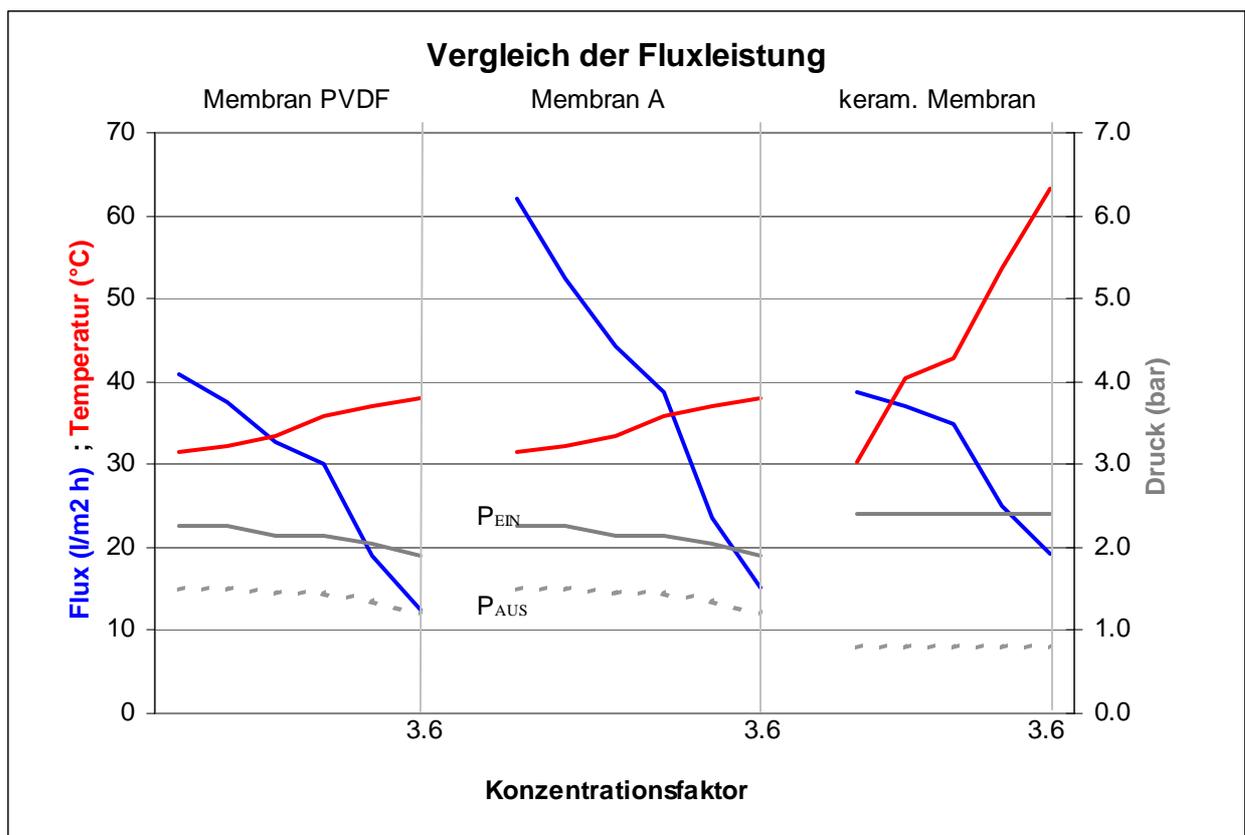


Abbildung 12: Fluxleistungen der organischen im Vergleich zur keramischen UF-Membran bei einem Konzentrationsfaktor von 3.6

Bei gleichem Konzentrationsfaktor von 3.6 (Abbildung 12) weist die keramische Membran einen Flux von 19 l/m² • h auf. Die organischen Membranen liegen bei 15 l/m² • h für die A-Membran bzw. bei 12 l/m² • h für die PVDF.

Über die gesamte Versuchsdauer betrachtet, liegen die durchschnittlichen Fluxleistungen bei 38 l/m² • h für die PVDF- und 43 l/m² • h für die A-Membran auf. Die keramische Membran erzielt durchschnittlich 32 l/m² • h. Die organischen Membranen erzielen zwischen 18 % und 34 % höhere durchschnittliche Fluxleistungen im Vergleich zur keramischen Membran.

4.3.2. Energiebedarf

In Abbildung 13 ist der Vergleich verschiedener Anlagen mit organischen bzw. keramischen Membranen in Abhängigkeit der jährlichen Durchsatzleistung dargestellt. Die organische Membran benötigt bis zu einer Durchsatzleistung von 30'000 m³ im Jahr einen geringeren Leistungsbedarf als die Anlagen mit keramischen Membranen. Die grössten Unterschiede sind im Bereich von 7'000 und 20'000 m³ zu verzeichnen. Der Energiebedarf pro m³ Rohgülle liegt zwischen 13 und 7 kWh für die organischen Membranen gegenüber der keramischen Membran mit 39 bis 11 kWh deutlich tiefer.

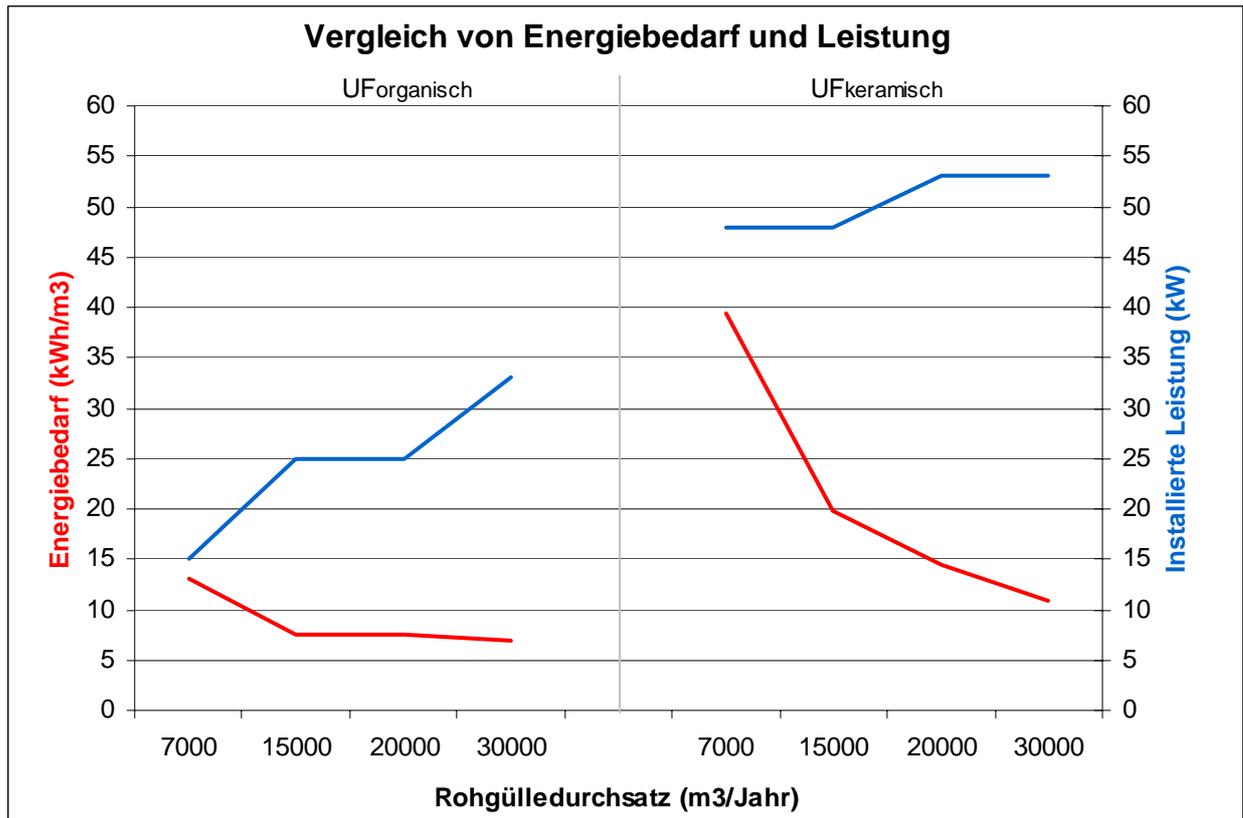


Abbildung 13: Vergleich von Energiebedarf und Leistung der Anlagen mit organischen und mit keramischen UF-Membran

Die installierte Leistung steigt bei den Anlagen mit organischen Membranen von 15 kW für 7'000 m³/Jahr auf 33 kW für 30'000 m³/Jahr. Mit keramischen Membranen werden 48 bis 53 kW benötigt.

4.3.3. Kosten

In den Kostenberechnungen sind sämtliche zum Betrieb der Ultrafiltration erforderlichen Komponenten einkalkuliert. Vorgeschaltete oder nachgeschaltete Verfahren sowie allfällige Zwischen- bzw. Endlager sind nicht berechnet. Sowohl die UF-Anlagen mit organischen als auch diejenigen mit keramischen Membranen sind mit denselben Durchsatzleistungen für Rohgülle ausgelegt. Für höhere Durchsatzleistungen von mehr als 30'000 m³ müsste eine zweite UF-Anlage parallel in Betrieb genommen werden.

Der Investitionsbedarf beläuft sich bei den Anlagen mit organischen Membranen auf Fr. 330'000.- für 7'000 m³ Gülle pro Jahr bis Fr. 400'000.- für 30'000 m³ im Jahr. Mit keramischen Membranen ausgerüstete Anlagen kosten zwischen Fr. 370'000.- bis Fr. 560'000.- (Abbildung 14).

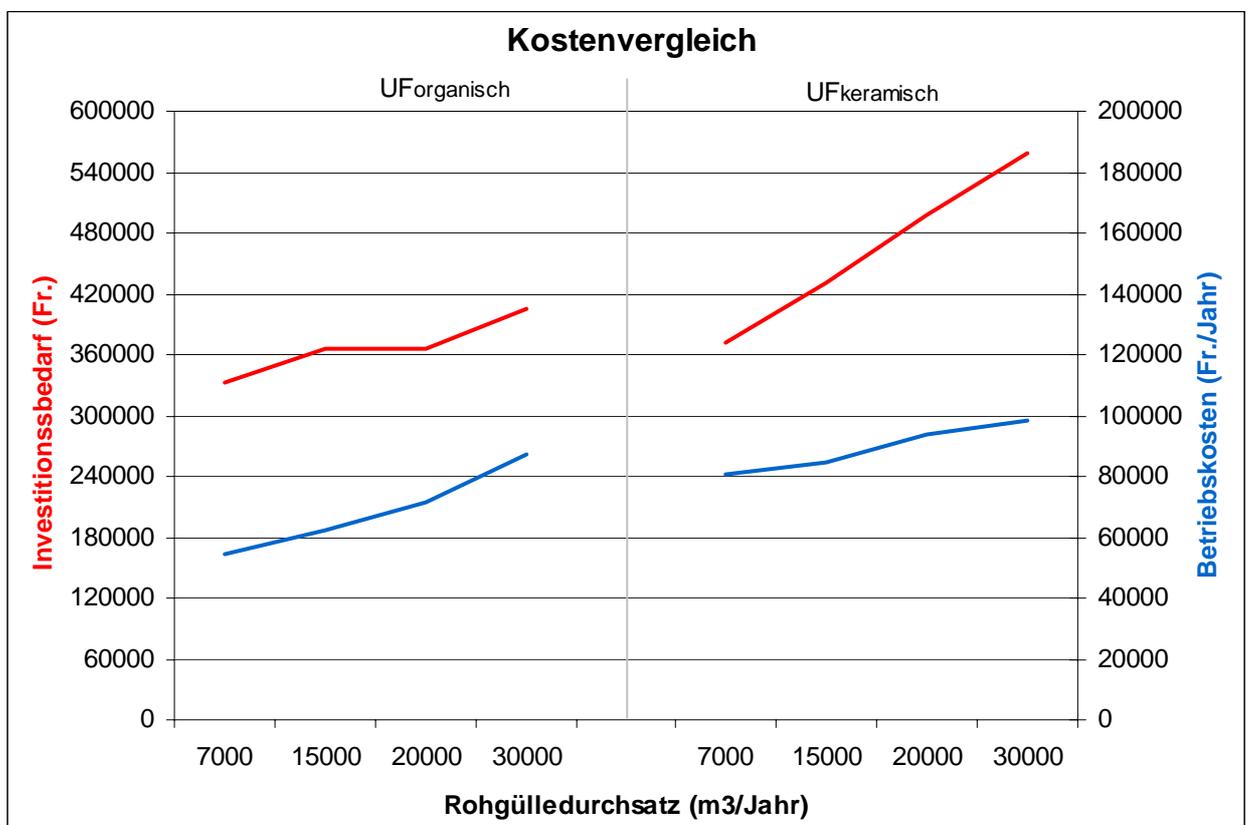


Abbildung 14: Kostenvergleich der Anlagen mit organischen und mit keramischen UF-Membranen

Die Betriebskosten für Anlagen mit organischen Membranen liegen zwischen Fr. 55'000.- und einer Durchsatzleistung von 7'000 m³ im Jahr bis Fr. 87'000.- und 30'000 m³. Anlagen mit keramischen Membranen verursachen dagegen Betriebskosten zwischen Fr. 80'000.- bis Fr. 98'000.-.

Bei der Anlage mit einer Durchsatzleistung von 15'000 m³ Rohgülle im Jahr und organischen Membranen musste aus Gründen der Vergleichbarkeit mit dem gleichen Modul kalkuliert werden, wie bei der Anlage für 20'000 m³. Deswegen ist der Investitionsbedarf gleich hoch. Die

Betriebskosten hingegen liegen bei der Behandlung von 15'000 m³ Rohgülle im Jahr tiefer, weil mit der grösseren Membranfläche die Gülle in kürzerer Zeit aufbereitet werden kann und deswegen die Energiekosten geringer sind (vgl. auch Abbildung 15).

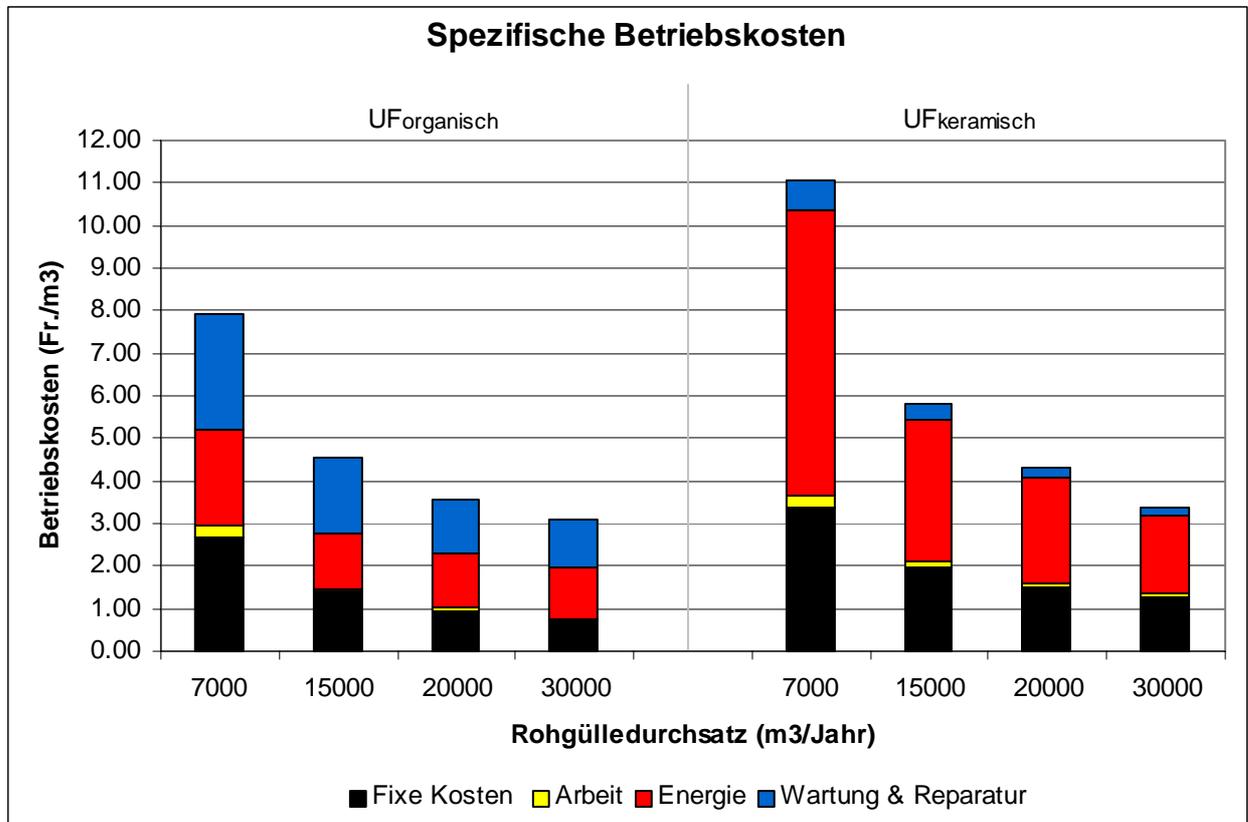


Abbildung 15: Spezifische Betriebskosten von Anlagen mit organischen im Vergleich zu Anlagen mit keramischen UF-Membranen

Die Betriebskosten der Anlagen mit organischen Membranen liegen im Vergleich zu denjenigen mit keramischen Membranen um 10 % tiefer bei einer Durchsatzleistung von 30'000 m³ im Jahr und um über 45 % tiefer bei 7'000 m³ im Jahr (Abbildung 15). Vor allem die Energiekosten fallen bei den Anlagen mit keramischen Membranen mit anteilmässig etwa 60 % an den gesamten Betriebskosten ins Gewicht.

Bei den organischen Membranen ist der Aufwand für Wartung und Reparaturen mit rund einem Drittel der Betriebskosten höher als bei keramischen Membranen. Dies ist auf die höheren Membranersatzkosten zurückzuführen.

Alle Anlagen verfügen über eine vollautomatische Steuerung (SPS). Der Arbeitsaufwand zur Betreuung und Überwachung der Anlage beschränkt sich auf visuelle Kontrollen.

5. Diskussion

5.1. Filtrationsversuche

Der Vergleich der Nährstoffbilanz zwischen derjenigen in den Versuchen, in der oberen Hälfte der Tabelle 6, und derjenigen mit einer Zentrifuge, im unteren Teil der Tabelle 6, aus der Literatur [Reimann, Schön 1991] zeigt, dass mit einer entsprechenden zweistufigen Filtration vergleichbare hohe Abtrennleistungen bei der Separierung von vergorener Schweinegülle erzielt werden. Aufgrund der fehlenden Nachentwässerung ist der Wassergehalt in den Feststoffen aus der Filtration mit knapp 87 % höher als bei der Zentrifuge mit 72 %.

Tabelle 6: Nährstoffbilanz bei der Filtration von Gülle im Vergleich

Filtration, zweistufig				
Bilanz	Rohgülle	Feststoffe	Dünngülle	Abtrenngrad
Menge kg	1000	205	795	21%
kg TS	39.3	26.9	14.5	68%
kg OS	27.1	17.5	8.7	65%
kg Ntot	6.5	1.6	4.9	24%
kg NH4	4.7	0.9	3.7	20%
kg P2O5	2.3	1.2	1.1	50%
kg K2O	2.6	0.4	1.8	17%
Filtration, einstufig mit einer Zentrifuge [nach Reimann, Schön 1991]				
Menge kg	1000	170	830	17%
kg TS	68.0	48.1	19.9	71%
kg OS	47.0	33.3	13.7	71%
kg Ntot	3.8	1.3	2.5	34%
kg NH4	2.8	0.7	2.0	25%
kg P2O5	4.3	3.4	0.9	79%
kg K2O	1.5	0.3	1.2	18%

Für die nachfolgende Ultrafiltration spielt die Vorfiltration insofern eine Rolle, als dass einerseits verstopfungsgefährliche Grobstoffe sicher abgetrennt und andererseits die Konzentration an Inhaltsstoffen, insbesondere der TS, reduziert werden kann. Dies erlaubt auf Seiten der Ultrafiltration sowohl einen sicheren Anlagenbetrieb als auch eine grössere Konzentrierung der Inhaltsstoffe.

Die Anforderungen, die an eine Separierung als Vorabtrennung zum Betrieb einer nachgeschalteten Ultrafiltration gestellt werden, können mit üblichen Geräten erfüllt werden. In Versuchen konnte beispielsweise die Tauglichkeit einfacher Trenngeräte, wie das Bogensieb, nachgewiesen werden [Meier, Hartmann 1995].

5.2. Ultrafiltrationsversuche

5.2.1. Fluxleistungen

Charakteristisch für Membrantrennverfahren ist die abnehmende Fluxleistung bei gleichzeitig steigender Konzentration an Inhaltsstoffen. Wichtig zur Auslegung der notwendigen Filterfläche ist die durchschnittliche Fluxleistung der Membran bei einem bestimmten Konzentrationsfaktor.

Der Vergleich der durchschnittlichen Fluxleistungen verdeutlicht, dass die A-Membran rund $43 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ und die PVDF $38 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ bei jeweils einem Endkonzentrierungsfaktor von 4.3 erzielen (Abbildung 16).

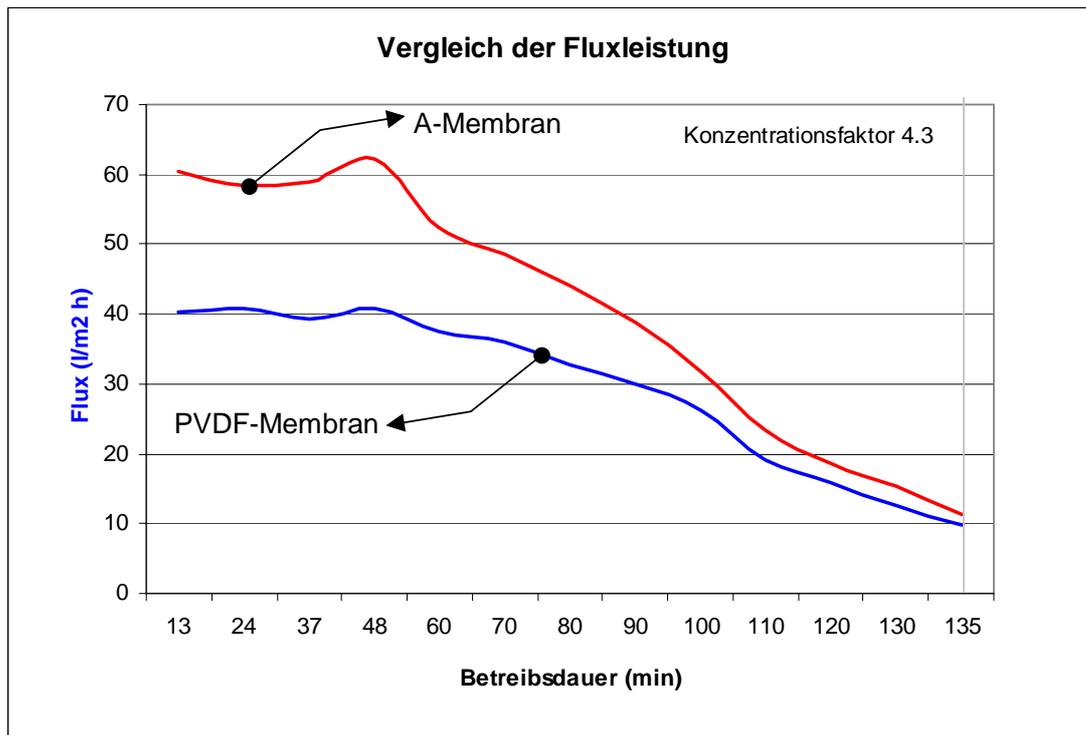


Abbildung 16: Durchschnittliche Fluxleistungen der beiden organischen UF-Membranen

Für die Auslegung der Membranfläche kann somit von durchschnittlich 40 bzw. 35 $\text{l/m}^2 \cdot \text{h}$ für die A- respektive die PVDF ausgegangen werden. Im Vergleich dazu beträgt die durchschnittliche Fluxleistung der keramischen Membran $30 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$.

Die A-Membran wird seit einigen Jahren im Bereich der Abwasserreinigung erfolgreich eingesetzt. Dabei wird die Ultrafiltration mit aerob betriebenen Reaktoren zur Rückhaltung der Biomasse verwendet. Die entsprechenden Fluxleistungen liegen bei $70 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$. Die Membran wird ebenfalls in der Lack- und Farbenindustrie eingesetzt. In diesem Bereich sind die Fluxleistungen mit bis zu $30 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ geringer.

Die PVDF-Membran ist im Bereich von Molkereien, beispielsweise zur Proteinaufkonzentrierung, im Einsatz. Je nach Anwendung der Ultrafiltration sind bis zu $100 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$ erreichbar.

Zwei verschiedene organische UF-Membranen konnten [Meier, Hartmann 1995] mit Gülle untersuchen. Die dabei erzielten Fluxleistungen lagen bei der PES-Membran (Polyethersul-

fon) in Abhängigkeit der Gülleart und des Aufkonzentrierungsfaktors zwischen 15 und 30 l/m² • h. Mit der PAN-Membran (Polyacrylnitril) wurden doppelt so hohe Leistungen erreicht.

5.2.2. Membranlebensdauer

Druckgetriebene Membranprozesse zeichnen sich durch eine Aufkonzentrierung von Inhaltsstoffen der Rohlösung infolge der selektiven Wirkung der Membran aus. Diese sogenannte Konzentrationspolarisation bewirkt bei „festen“ Komponenten direkt eine Deckschichtbildung, bei gelösten Stoffen tritt die Schichtbildung erst bei Überschreiten der Löslichkeitsgrenze ein. Der Permeatfluss sinkt in der Regel aufgrund der sich bildenden Deckschicht allmählich ab. Im Fall der Ultrafiltration besteht die Deckschicht im wesentlichen aus organischen Makromolekülen [Janisch, 1987]. Diese Deckschicht ist entweder kontrollierbar oder nicht kontrollierbar. Abbildung 17 verdeutlicht den Einfluss von Fouling. Diese unkontrollierte Deckschichtbildung kann bei Substraten mit hoher organischer Belastung, wie es separierte Dünngülle darstellt, auftreten. Fouling kann sowohl kolloidal als auch biologisch hervorgerufen werden. Der Permeatfluss sinkt dabei rapide ab und bleibt auf einem tiefen Niveau stehen.

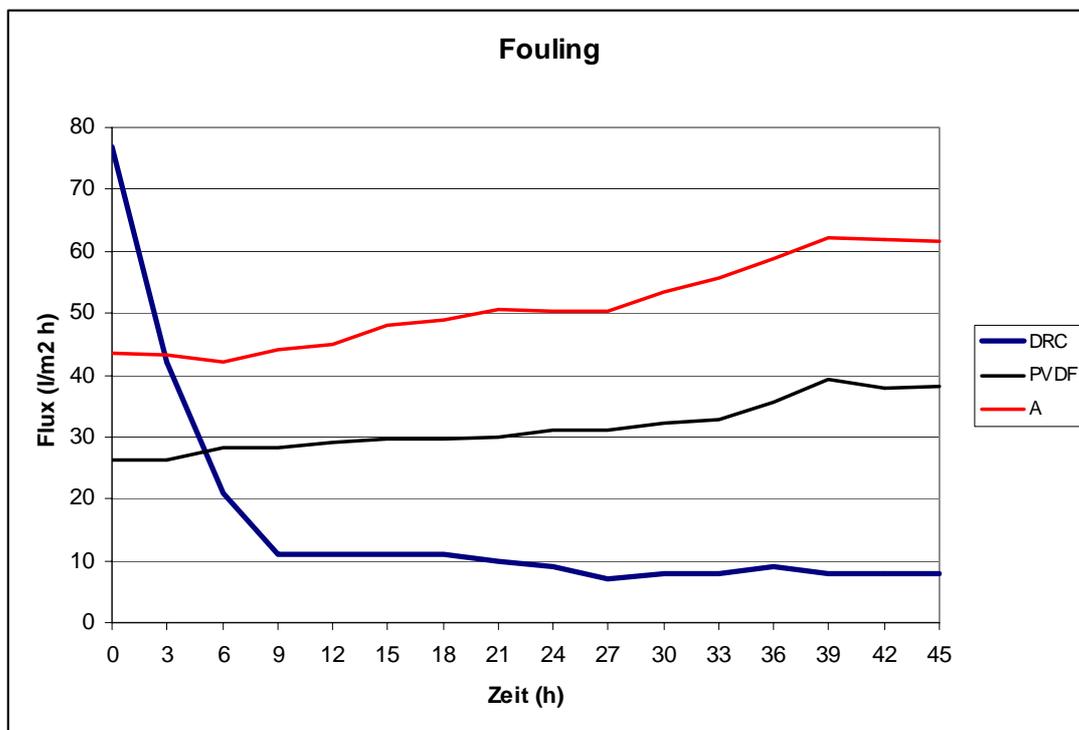


Abbildung 17: Auftreten von Fouling einer organischen Membran (DRC) im Vergleich zur stabilen Fluxleistung der getesteten UF-Membranen (PVDF, A)

Zur Abklärung, ob eine unkontrollierte Deckschichtbildung auftritt, wird die UF-Anlage im Kreislauf betrieben. Diese Betriebsweise ist gekennzeichnet durch die Rückführung des Permeats in die Vorlage. Auf diese Weise tritt keine Aufkonzentrierung im Vorlagetank ein.

Sowohl die PVDF- als auch die A-Membran zeigten während den Versuchen keine Anzeichen von Fouling, sei es durch Inhaltsstoffe oder durch Mikroorganismen.

Tritt eine Deckschichtbildung auf, muss die Membran gereinigt werden. Im einfachsten Fall reicht eine Reinigung mit Wasser aus. Meist muss aber mit Chemikalien gereinigt werden. In

beiden Fällen führt das Reinigungsprozedere zu einem Betriebsunterbruch bei der Behandlung der Dünngülle. Als Folge davon muss die Membranfläche bei regelmässig auftretender Deckschichtbildung grösser dimensioniert werden. Die Anlagekosten fallen deshalb höher aus und unter Umständen ist ein wirtschaftlicher Betrieb nicht mehr gewährleistet. In unseren Versuchen konnte auch nach mehr als 1'000 h Einsatz mit Gülle keine unkontrollierte Deckschichtbildung beobachtet werden. Beide Membranen sind zur Behandlung von Gülle prinzipiell geeignet. Es wird mit einer Membranlebensdauer von 2 Jahren gerechnet. Im Vergleich dazu liegt die Membranlebensdauer im Einsatz mit kommunalem Abwasser bei 3 bis 5 Jahren.

5.2.3. Stoffabtrennung

Beide organische UF-Membranen weisen den gleichen Trennschnitt von 40 kD auf und haben demzufolge dieselbe Abtrennung an Nährstoffen. Abbildung 18 zeigt die Abtrennbereiche der Ultrafiltration und der Filtration. In der Abbildung ist der Trennschnitt der UF-Membran mit einem Strich gekennzeichnet, obwohl es sich dabei um einen Trennbereich handelt.

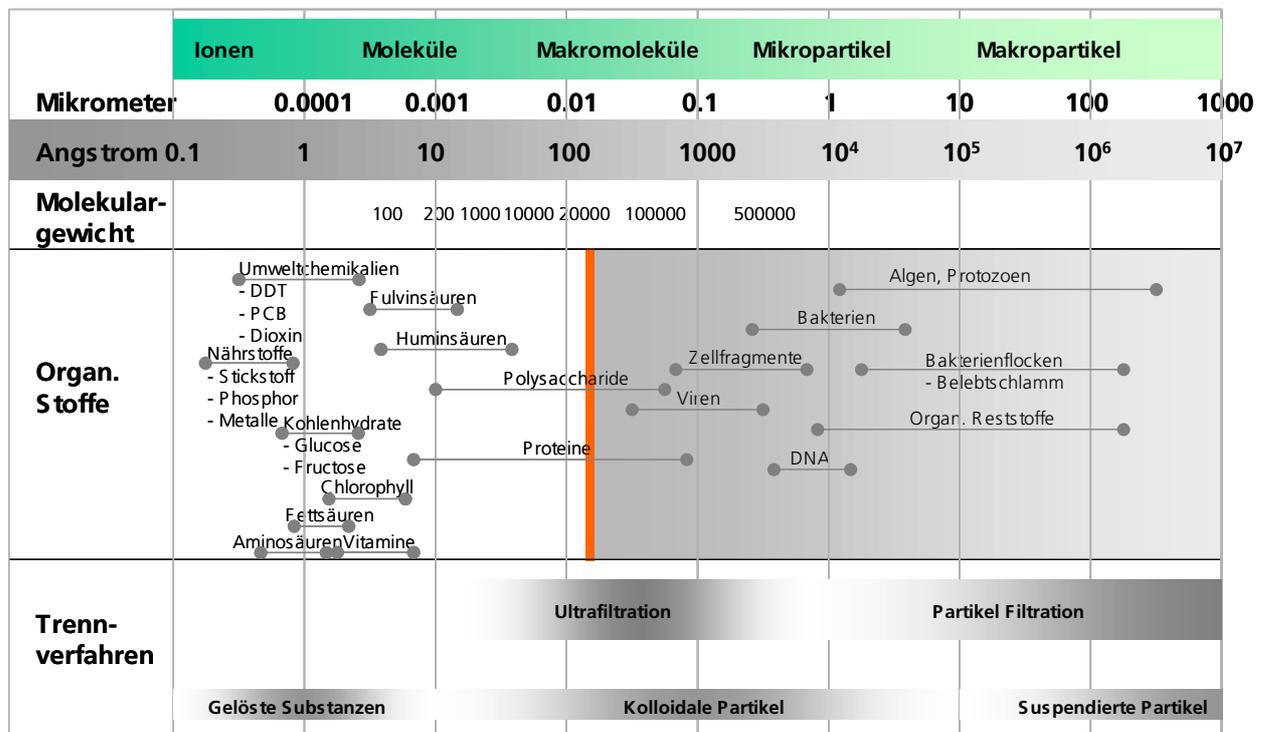


Abbildung 18: Stoffabtrennung der Ultrafiltration und der Filtration

Die Ultrafiltration trennt vorwiegend organische Stoffe ab. Bakterien können auf diese Weise wieder zurück in die Biologie geführt werden. Diese Möglichkeit wird seit längerer Zeit in der Abwasserreinigung mit aerob betriebenen Reaktoren praktiziert. Höhere Biomassekonzentrationen, geringere Reaktorvolumen und eine deutlich erhöhte Effizienz ist die Folge. Auf dem Gebiet der anaeroben Abwasserreinigung sind vergleichbare Leistungssteigerungen zu erwarten [Ackermann, 2000]. Ein weiteres Argument für den Einsatz der Ultrafiltration ist die Abtrennung sämtlicher fäkalcoliformer Organismen und Enterokokken [Reimann, 1994]. Dieser Aspekt könnte bei Covergärungsanlagen zukünftig eine Rolle spielen.

5.2.4. Wirtschaftlichkeit und Umsetzung

Aus der Gegenüberstellung des Investitionsbedarfs und der Betriebskosten von Ultrafiltrationsanlagen mit organischen Membranen und Anlagen mit keramischen Membranen wird ersichtlich, dass die Anlagen mit keramischen Membranen immer teurer sind.

Die Modulkosten der organischen Membran sind bei einer Durchsatzleistung von 7'000 m³ gleich hoch wie diejenigen der keramischen Membran (Abbildung 19). Bei ansteigenden Durchsatzleistungen vergrössert sich der Kostenunterschied zusehends zugunsten der organischen Membran. Die Anlagen mit organischen Membranen sind bei den Anlagekosten um rund Fr. 40'000.- tiefer als Anlagen mit keramischen Membranen.

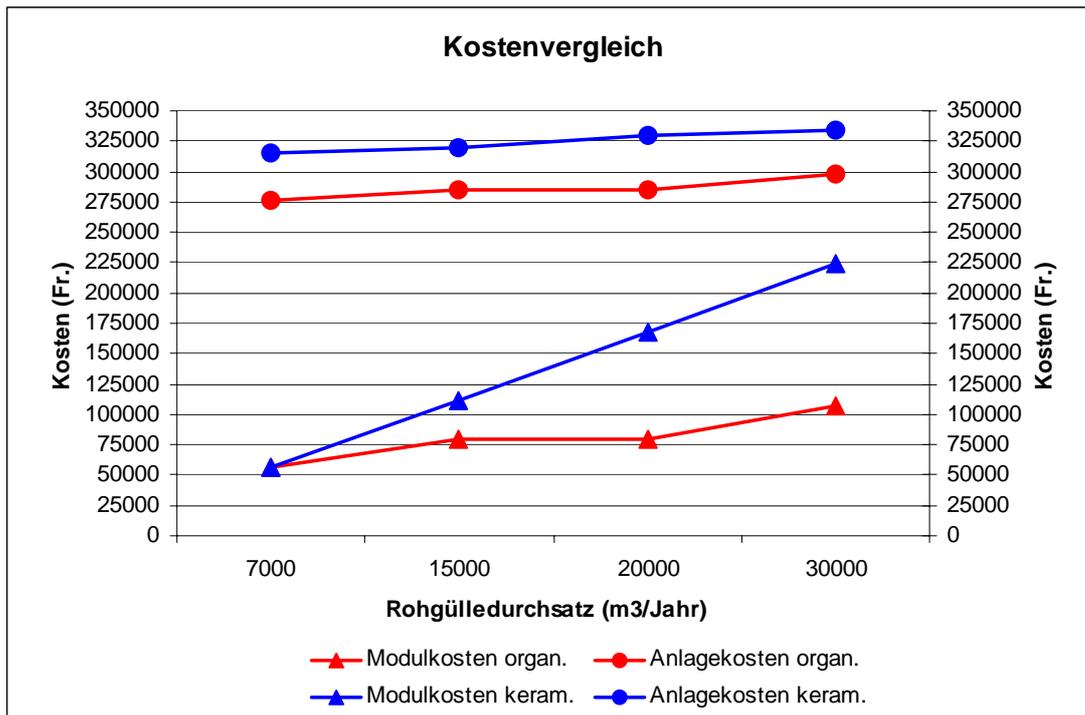


Abbildung 19: Kosten der Membranmodule und der Anlagentechnik im Vergleich

Anlässlich eines Kolloquiums wurden die Vor- und Nachteile organischer und keramischer Membranen erläutert [Membrantechnik-Kolloquium, 1997]. Daraus ging hervor, dass keramische Membranen ab einem Preis von Fr. 1'600.- pro m² Filterfläche mit organischen Membranen konkurrenzfähig wären. Zum damaligen Zeitpunkt lagen die Kosten für keramische Membranen bei rund Fr. 3'000.-/m². Die bei den Versuchen verwendete keramische Membran kostet Fr. 2'300.-/m² (Stand: 2003). Ob in Zukunft aufgrund der zunehmenden Bedeutung der Membrantrenntechnik die Membrankosten weiter reduziert werden, lässt sich schwer abschätzen.

Die Membrantrenntechnik weist auch bei geringen Aufbereitungsmengen hohe Grundinvestitionen in die Anlagentechnik auf. Dies ist unter anderem auf die entsprechend hohen Anforderungen an die Mess-, Steuer- und Regeltechnik zurückzuführen. Diesbezüglich unterscheiden sich UF-Anlagen mit organischen Membranen nur geringfügig von Anlagen mit keramischen Membranen.

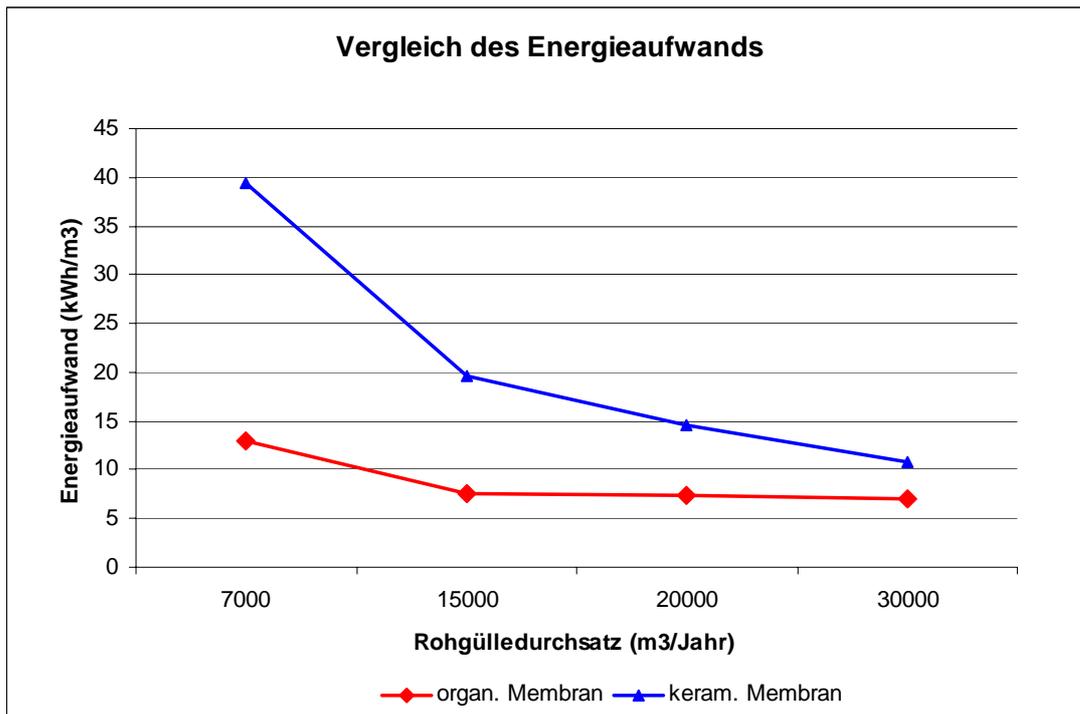


Abbildung 20: Energieaufwand von UF-Anlagen mit organischen Membranen im Vergleich zu Anlagen mit keramischen Membranen

Der Energiebedarf von Anlagen mit organischen UF-Membranen ist immer geringer als derjenige von Anlagen mit keramischen Membranen (Abbildung 20). Vor allem bei Durchsatzleistungen zwischen 7'000 und 15'000 m³ im Jahr sind die Unterschiede mit 26 kWh bzw. 12 kWh gross. Hingegen fällt der Energieaufwand bei der keramischen Membran mit zunehmender Durchsatzleistung an Gülle deutlicher ab als bei organischen Membranen.

Die installierte Leistung beträgt bei den Anlagen mit organischen Membranen 15 bis 33 kW bezogen auf 7'000 bzw. 30'000 m³/Jahr Durchsatzleistung und bei den keramischen Membranen 48 bis 53 kW. Eine entsprechende Anbindung an das öffentliche Stromnetz ist vor allem bei den hohen Leistungen erforderlich.

Die Jahreskosten verdeutlichen, dass Anlagen mit einer Durchsatzleistung bis zu 15'000 m³ im Jahr mit organischen Membranen ausgerüstet werden sollen (Abbildung 21). Ab 15'000 m³ Durchsatz im Jahr kommen auch UF-Anlagen mit keramischen Membranen in Frage.

Für die Wirtschaftlichkeit von Membrantrennverfahren sind auch die Aufkonzentrierungsgrade bedeutsam. Bei der Behandlung von Gülle mit der Ultrafiltration sind Konzentrationsfaktoren zwischen 4 und 5 üblich. Das heisst, dass zwischen 20 % bis 25 % der Düngüblemenge als UF-Retentat anfallen. Höhere Konzentrationsfaktoren sind aufgrund der geringeren Fluxleistungen nicht rentabel.

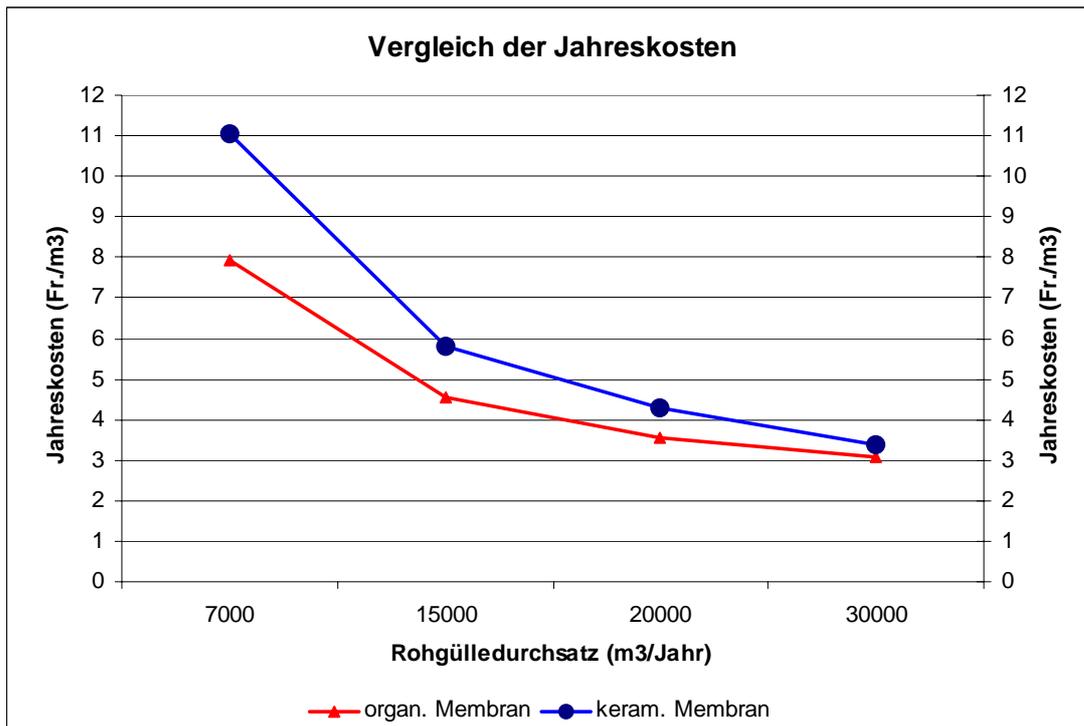


Abbildung 21: Jahreskosten von UF-Anlagen mit organischen Membranen im Vergleich zu Anlagen mit keramischen Membranen

Die Wahl, welche Membran zum Einsatz gelangen soll, hängt aber neben den Aspekten der Wirtschaftlichkeit auch noch von weiteren Faktoren ab (Tabelle 7). Die keramische Membran hat eine lange Lebensdauer. Die biologische als auch die chemische Stabilität keramischer Membranen ist hoch.

Tabelle 7: Auswahlkriterien

Kriterium	organische UF-Membran	keramische UF-Membran
Fluxleistung (mit Gülle)	35 - 40 l/m ² • h	30 l/m ² • h
Membranlebensdauer	2 Jahre	10 Jahre
Betriebstemperatur	bis max. 50°C	max. 100°C
Kontaminationsgefahr	gering	beinahe unmöglich

Für die Frage einer Kontaminationsgefahr, beispielsweise durch Rohsubstrate mit Medikamentenrückständen oder auch hygienisch problematischen Stoffen, ist es wichtig, dass ein sicherer Rückhalt dieser Substanzen erfolgt. Die Ultrafiltration stellt bekanntermassen ein solches Verfahren dar (vgl. dazu auch Kapitel 5.2.3.) Bei der Weiterbehandlung des UF-Permeats zu einem N-haltigen Flüssigdünger könnten derartige Gesichtspunkte wichtig sein.

6. Folgerungen

- Die beiden untersuchten organischen UF-Membranen sind zur Behandlung von Schweinegülle geeignet. Ein wesentlicher Unterschied besteht in der Fluxleistung, die im Durchschnitt bei einem Konzentrationsfaktor von 4 zwischen 35 und 40 l/m² • h liegt.
- Beide Membranen sind als Flachmembranen konfiguriert und erlauben eine flexible Anpassung an unterschiedliche Behandlungsmengen.
- Die Membranen neigen zu keiner unkontrollierten Deckschichtbildung. Sie sind gegenüber Fouling stabil.
- Für vergorene Schweinegülle eignet sich die A-Membran besser als die ebenfalls untersuchte PVDF-Membran.
- Die Betriebsgrenzen liegen bei maximal 6 bar Betriebsdruck und einer maximalen Betriebstemperatur von 50°C.
- Die Ultrafiltration trennt hauptsächlich organische Stoffe ab. Mit zunehmender Aufkonzentrierung permeieren vermehrt gelöste Substanzen durch die Membran.
- Die Stoffabtrennung mit der Ultrafiltration liegt bezogen auf N, P und K in der Rohgülle bei rund 70 % und auf die Nährstoffmenge der Dünggülle bezogen bei durchschnittlich rund 50 %.
- Der Energieaufwand liegt für Anlagen mit organischen Membran und einer Durchsatzleistung von 7'000 m³ Rohgülle im Jahr bei rund 13 kWh/m³ bzw. bei knapp 7 kWh/m³ für Anlagen mit 30'000 m³ Rohgülle im Jahr. Im Vergleich dazu beläuft sich der Energieaufwand bei UF-Anlagen mit keramischen Membranen auf 39 respektive 11 kWh/m³.
- Der Investitionsbedarf für Anlagen mit organischen Membranen beträgt Fr. 330'000.- bis Fr. 400'000.- für Durchsatzleistungen von 7'000 m³ bzw. 30'000 m³ im Jahr. Anlagen mit keramischen Membranen kosten Fr. 370'000.- bis über Fr. 560'000.-.
- Die Betriebskosten der UF-Anlagen mit organischen Membranen belaufen sich auf Fr. 8.- pro m³ bei 7'000 m³ Durchsatzleistung und Fr. 3.- pro m³ bei 30'000 m³ im Jahr. Bei keramischen Membranen liegen die Betriebskosten zwischen Fr. 11.- und knapp Fr. 3.30 pro m³.
- Aus wirtschaftlichen Gründen und aus energetischer Sicht sind UF-Anlagen nach Möglichkeit mit organischen Membranen auszustatten und zu betreiben.
- Die hohe Betriebssicherheit sowie die ausgezeichnete und verlässliche Stoffabtrennung der Ultrafiltration sprechen für den Einsatz organischer Membranen als Umwelttechnik in der Landwirtschaft. Diese Technologie scheint wirtschaftlich und bietet nun die Chance die bis anhin bei der Gülleausbringung entstandenen Emissionen deutlich zu reduzieren und die Effizienz des Nährstoffeinsatzes zu steigern.

7. Ausblick

Die Ultrafiltration mit organischen Membranen ist aufgrund der erzielten Resultate für die Aufbereitung von Gülle geeignet. In einer weiteren Projektphase soll daher die Kombination der Ultrafiltration mit einer Vergärung anhand einer Pilotanlage weiterverfolgt werden.

8. Literaturverzeichnis

Ackermann P., Das BIOSCAN-Verfahren zur Vergärung und Gülleaufbereitung. Vortrag anlässlich der Biogastagung am 27.01.2000 im Haus Düsse, 3 S., 2000.

Janisch I., Zum Problem der Membranverschmutzung bei der Umkehrosmose. Dissertation an der Fakultät für Maschinenwesen der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen, 160 S., 1987.

Meier U., Hartmann Ch., Güllenaufbereitung mittels Membrantrenntechnik. Eidg. Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik (FAT). Schlussbericht Mai 1995. im Auftrag der Kommission zur Förderung der wissenschaftlichen Forschung (KWF), 71 S., 1995.

Membrantechnik-Kolloquium "Neue Trends in der Membrantechnik", Fraunhofer Institut, Institut für Grenzflächen- und Bioverfahrenstechnik, Stuttgart, 20. Juni 1997.

Reimann W., Schön M., Fest-Flüssig-Trennung anaerob behandelter Gülle. Landtechnik, Nr. 11, S. 527-530, 1991.