

Abschlussbericht

über ein Forschungsprojekt,
gefördert unter dem AZ 34254/01 von der
Deutschen Bundesstiftung Umwelt

Nachhaltige Verfahren zur Magermilchkonzentration und die Auswirkungen auf die Pulvereigenschaften

Laufzeit: Dezember 2018 – September 2021

Hannover, 14.12.2021

Projektleitung:

Prof. Dr.-Ing. Saskia Schwermann

Projektmitarbeiter*innen:

Christian Zscherpe, M. Eng

Miriam Weiland, M. Eng

Corinna Weissgerber, M. Eng

Projektkennblatt
der
Deutschen Bundesstiftung Umwelt



Az	34254/01	Referat	36	Fördersumme	292.204 €
Antragstitel		Nachhaltige Verfahren zur Magermilchkonzentration und die Auswirkungen auf die Pulvereigenschaften			
Stichworte		Membrankaskade, Energieverbrauch, Herstellungskosten, CO ₂ -Bilanz			
Laufzeit	Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)		
30 Monate	01.12.2018	30.09.2021			
Zwischenberichte	30.11.2019	30.11.2020	31.12.2021		
	1. Zwischenbericht	2. Zwischenbericht	Abschlussbericht		
Bewilligungsempfänger	Hochschule Hannover			Tel 0511 9296 - 2211	
	Vertreten durch den Präsidenten			Fax 0511 9296 - 2210	
	Herrn Prof. Dr. Josef von Helden			Projektleitung	
	Expo Plaza 4			Prof. Dr.-Ing. S. Schwermann	
	30539 Hannover			Bearbeiter*innen	
				Christian Zscherpe, Miriam Weiland Corinna Weissgerber	
Kooperationspartner	GEA TDS GmbH		Molkerei Ammerland eG		
	Herr Nils Buttler		Frau Doris Krayenborg		
	Voss-Straße 11/13		Oldenburger Landstraße 1 a		
	31157 Sarstedt		26215 Wiefelstede-Dringenburg		

Zielsetzung und Anlass des Vorhabens

Ziel des Projektes ist die ganzheitliche, ökonomische und ökologische, Bewertung von zwei Verfahren zur Magermilchkonzentration mittels Membranfiltration im Vergleich zur herkömmlichen Eindampfung unter Berücksichtigung der Auswirkungen auf die Konzentrat- und Pulvereigenschaften. Kernpunkt der Membranverfahren ist die Verschaltung der Filtrationsarten Umkehrosmose (RO), Nanofiltration (NF) und Ultrafiltration (UF) zu zwei verschiedenen Kaskaden. Die Konzentration von Magermilch mittels Membranfiltration über Kaskadenschaltung zeigt gegenüber der Eindampfung ein erhebliches Potential zur Energieeinsparung und damit eine direkte Entlastung für die Umwelt.

Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden

Magermilchkonzentrat wird über die traditionelle Eindampfung sowie zwei verschiedene Kaskaden hergestellt und im Anschluss über einen Sprühturm zu Pulver weiterverarbeitet. Zur Beurteilung der Eigenschaften werden die Konzentrate und Pulver chemisch, physikalisch und rasterelektronenmikroskopisch untersucht. Als Kooperationspartner unterstützt die Molkerei Ammerland eG bei der physikalischen Pulveranalytik. Die gewonnenen verfahrenstechnischen und analytischen Daten dienen als Grundlage für die vergleichende Projektierung der einzelnen Anlagenkonzepte (Eindampfung, UF-RO inkl. Eindampfung und RO-NF-(UF) Kaskade) im Industriemaßstab. Die Projektierung dieser einzelnen Konzepte wird durch den Kooperationspartner GEA TDS GmbH durchgeführt. Anhand der generierten Energie- und Stoffströme wird die spezifische CO₂-Bilanz zu jedem Anlagenkonzept ermittelt und verglichen, um das Potential zur Reduzierung von Treibhausgasen aufzuzeigen.

Ergebnisse und Diskussion

Die Herstellung von Magermilchkonzentrat (MMK) durch Einsatz einer RO-NF und RO-NF-UF Kaskade auf Trockenmassen (TM) von 40 %, 44 % und 48 % ist möglich. Die produzierten Konzentrate entsprechen in ihrer Zusammensetzung Magermilchkonzentrat, welches durch einen reinen Eindampfungsprozess und durch eine UF-RO Kaskade mit anschließender Eindampfung hergestellt wird. Dies war durch Entwicklung eines mehrwöchigen Versuchsaufbaus möglich, bei dem produzierte UF- und NF-Permeate unmittelbar nach der Herstellung eingefroren und in der Folgewoche in konstanten Verhältnissen rezirkuliert wurden. Durch Einsatz einer dynamischen Cross-Flow Filtrationsanlage (DCF) wurden die Magermilchkonzentrate konstant geschert und zeigten keine Vergrößerung der Partikelgrößenverteilung durch Agglomeration. RO-NF-UF Magermilchkonzentrate (bis Soll-Trockenmasse 45 und 50 %) wiesen bei niedrigen Scherraten (94 s^{-1}) eine erhöhte Viskosität auf. Bei hohen Scherraten bis 1000 s^{-1} , wie sie an der Düse eines Sprühtrocknungsturms auftreten, hatten die Magermilchkonzentrate vergleichbare Viskositäten mit Konzentraten aus Eindampfungsprozessen von 38 - 54 mPa s. Auf Basis der generierten Daten wurden vom Projektpartner GEA TDS GmbH Anlagen im Industriemaßstab projektiert.

Aus den Magermilchkonzentraten produzierte Magermilchpulver (MMP) erfüllen unabhängig vom Herstellungsprozess die gesetzlichen Standards für Magermilchpulver in Bezug auf Löslichkeit, Reinheit (Schmutzbild), Farbe und den Eiweißgehalt in der Trockenmasse. Nur in Bezug auf die Endtrockenmasse sind die produzierten Magermilchpulver mit 95 - 96 % TM unter den Vorgaben für Interventionsware.

Produzierte Koppelströme der Eindampfungs- und Filtrationsprozesse, Brüden und RO-Permeat, zeigen unterschiedliche Qualitäten in Bezug auf den chemischen Sauerstoffbedarf und den gesamten organischen Kohlenstoff auf. Der Brüden aus Eindampfungsprozessen hat eine niedrigere Belastung als RO-Permeat aus der RO-NF und der RO-NF-UF Kaskade. Das RO-Permeat aus der UF-RO Kaskade weist eine stark erhöhte organische Belastung auf, welche höchstwahrscheinlich auf partielle Permeation von Laktose bei der RO von UF-Permeat aufgetreten ist.

Bei Betrachtung der Versuche im Technikumsmaßstab haben die untersuchten Membrankaskaden erhebliches energetisches Potential im Vergleich zum Eindampfungsprozess. In projektierten Anlagen im Industriemaßstab kann der spezifische Energiebedarf von Eindampfungsprozessen durch Einsatz von mechanischer und thermischer Brüdenkompression erheblich reduziert werden. Durch Planung von Filtrationsanlagen mit keramischen Röhrenmodulen und dynamischen Scheibenmodulen haben die projektierten Anlagen ein erhebliches Anlagenvolumen. Hieraus resultieren beträchtliche Energie- und Investitionskosten der Membrankaskaden, wodurch diese aus energetischer, ökonomischer und ökologischer Sicht aktuell keine Alternative zur reinen Eindampfung darstellen. Im Gegenzug zeigt die teilweise Substitution von Eindampfungsprozessen durch eine RO bis 24 % TM ein erhebliches Einsparungspotential bei gleichzeitiger Verbesserung der CO_2 -Bilanz des Konzentrationsprozesses.

Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation

Die Ergebnisse wurden im Rahmen von internationalen und nationalen Kongressen und Tagungen einem Fachpublikum vorgestellt. Durch die Covid-19 Pandemie wurden diese teilweise ins Jahr 2022 verschoben. Studierende konnten im Rahmen des Projekts Bachelor- und Masterarbeiten anfertigen. Weitere Artikel in wissenschaftlichen Fachjournalen und eine Dissertationsschrift sind auf Basis der Ergebnisse im Projekt in 2022 und 2023 geplant. Durch Beiträge in Podcasts konnten die Resultate einem breiten fachfremden Publikum dargestellt werden, wodurch ein Beitrag zur Wissenschaftskommunikation geleistet werden konnte.

Fazit

Die Ergebnisse des Forschungsprojekts zeigen, dass eine teilweise Substitution der Eindampfung bis zu einer TM von ca. 24-25 % durch RO bzw. UF-RO zu einer Verbesserung der CO_2 -Bilanz und Herstellungskosten im Vergleich zum herkömmlichen Prozess der Eindampfung führt. Eine vollständige Substitution der Eindampfung durch Einsatz einer RO-NF und RO-NF-UF Kaskade führt zu einer Erhöhung der Elektrifizierung. Die genannten Kaskaden haben jedoch eine schlechtere energetische Effizienz mit einhergehenden höheren Herstellungskosten.

Eine Optimierung der Prozessparameter (wie z.B. die Filtrationstemperatur), der Ziel-TM der verschiedenen Membranschritte und der Austausch von keramischen Membranen gegen Spiralwickelmodule kann die Konkurrenzfähigkeit der RO-NF-(UF) Kaskade verbessern.

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis.....	IV	
Abbildungsverzeichnis.....	VI	
Tabellenverzeichnis.....	VIII	
Abkürzungs- und Formelzeichenverzeichnis	X	
Kurzfassung.....	XIII	
1	Aktueller Stand und Zielsetzung des Projektes	1
1.1	Ausgangssituation	1
1.2	Der Rohstoff Magermilch.....	1
1.3	Herstellung von Magermilchkonzentrat.....	3
1.4	Sprühtrocknung von Magermilchkonzentraten.....	5
1.5	Ökologie der Magermilchpulverproduktion.....	9
1.6	Zielsetzung.....	10
2	Material und Methoden	11
2.1	Planung und Ablauf des Projekts.....	11
2.2	Chemische und physikalische Methoden.....	11
2.2.1	Inhaltsstoffanalytik	12
2.2.2	Physikalische Messmethoden.....	12
2.2.3	Energiemessung.....	16
2.2.4	Statistische Auswertung	17
2.3	Herstellung von Magermilchkonzentrat.....	17
2.3.1	Eindampfung	17
2.3.2	Membranfiltration.....	18
2.3.2.1	RO-NF und RO-NF-UF Kaskade	20
2.3.2.2	UF-RO Kaskade	23
2.4	Pulverherstellung.....	24
2.5	Kostenkalkulation im Industriemaßstab	24
2.5.1	Maschinelle Investitionen.....	25
2.5.2	Anlagekosten.....	25
2.5.3	Kosten für Energie und Betriebsstoffe	25
2.5.4	Rohstoffverlustkosten	26
2.5.5	Amortisationszeit	27
2.6	Ermittlung des Carbon Footprint.....	27
3	Technologische Ergebnisse	30
3.1	Hochkonzentrationsverfahren zur Herstellung von Magermilchkonzentrat.....	30
3.2	Physikalische Eigenschaften der Konzentrate	36
3.3	Pulverqualität.....	42

3.4	Qualität des entzogenen Wassers: TOC & CSB Ergebnisse	47
4	Energiebilanzierung, Ökonomische und Ökologische Bewertung	50
4.1	Auslegung der gegenübergestellten Verfahren.....	50
4.2	Energiebedarf der Herstellungsverfahren	51
4.3	Ökologische Bewertung der Magermilchkonzentrationsprozesse	54
4.4	Ökonomische Bewertung	57
4.4.1	Herstellungskosten der Konzentrationsprozesse	57
4.4.2	Bewertung der zu tätigenen Investition	59
4.5	Ökonomische und ökologische Gegenüberstellung der Verfahren.....	61
5	Öffentlichkeitsarbeit.....	62
6	Fazit und Ausblick.....	64
Literatur	66
A	Verwendete Rohstoffe.....	72
B	Skizzen der Versuchsanlagen	73
B.1	Membranfiltrationsanlagen	73
B.2	Eindampfungsanlage.....	75
B.3	Trocknungsanlage.....	76
C	Reinigung der Versuchsanlagen	77
C.1	Membranfiltrationsanlagen	77
C.2	Platteneindampfer	78
C.3	Trockenturm	78
D	Tabellen zur ökonomischen und ökologischen Bewertung	80
D.1	Spezifische Produktionsdaten zur der Konzentrationsverfahren	80
D.2	Basiswerte zur Berechnung der Anlagekosten	83
D.3	Basiswerte zur Berechnung der Energie-, Betriebsstoff- und Stoffstromkosten	86

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1.1: Typische Form von Magermilchpulver	8
Abbildung 2.1: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels Platteneindampfer.....	17
Abbildung 2.2: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels RO-NF Kaskade	21
Abbildung 2.3: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels RO-NF-UF Kaskade.....	22
Abbildung 2.4: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels UF-RO Kaskade	23
Abbildung 2.5: Systemgrenzen der CO ₂ -Bilanzierung der Konzentrationsprozesse.....	27
Abbildung 3.1: Einfluss der Permeatrezirkulation auf den Flux der Membranstufen der RO-NF Kaskade	32
Abbildung 3.2: Einfluss der Permeatrezirkulation auf den Flux der Membranstufen der RO-NF-UF Kaskade	34
Abbildung 3.3: Viskosität der MMK bis Soll-TM 40 % in Abhängigkeit der Scherrate.....	37
Abbildung 3.4: Struktur von Magermilchkonzentraten mit 40 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	38
Abbildung 3.5: Viskosität der MMK bis Soll-TM 45 % in Abhängigkeit der Scherrate.....	39
Abbildung 3.6: Viskosität der MMK bis Soll-TM 50 % in Abhängigkeit der Scherrate.....	39
Abbildung 3.7: Struktur von Magermilchkonzentraten mit 45 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	40
Abbildung 3.8: Laktosekristallisation in MMK aus mit 45 % Soll-TM hergestellt mittels RO-NF-UF	41
Abbildung 3.9: Struktur von Magermilchkonzentraten mit 50 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	41
Abbildung 3.10: Struktur von Magermilchpulvern aus Magermilchkonzentraten mit 40 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	45
Abbildung 3.11: Struktur von Magermilchpulvern aus Magermilchkonzentraten mit 45 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	45
Abbildung 3.12: Struktur von Magermilchpulvern aus Magermilchkonzentraten mit 50 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	46
Abbildung 3.13: Ausbildung von hohlen Schalen bei der Magermilchkonzentration von MMK mit 50 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens	46
Abbildung 4.1: Vergleich der CO ₂ -Bilanz von Magermilchkonzentrat,	54
Abbildung 4.2: CO ₂ -Bilanz von Verfahrensschritten ausgewählter Konzentrationsprozesse	56

Abbildung 4.3: Vergleich der Herstellungskosten von Magermilchkonzentrat	59
Abbildung 4.4: Vergleich der Herstellungskosten, CO ₂ -Bilanz und spezifischen Energieverbrauchs für die Konzentrationsverfahren bis 50 % TM.....	61
Abbildung B.1: Schematische Darstellung der Filtrationsanlage	73
Abbildung B.2: Schematische Darstellung der dynamischen Filtrationsanlage.....	73
Abbildung B.3: Querschnitt der dynamischen Filtrationsanlage.....	74
Abbildung B.4: Schematischer Aufbau der Platteneindampfungsanlage	75
Abbildung B.5: Schematische Darstellung des Trocknungsprozesses	76

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1.1:	Mittlere Zusammensetzung von Magermilch	2
Tabelle 1.2:	Darstellung von Membranfiltrationsverfahren in der Milchwirtschaft und ihre Anwendungsbereiche	4
Tabelle 1.3:	Spezifischer Energiebedarf von Membrantrennverfahren	5
Tabelle 1.4:	Beurteilung der Fließfähigkeit von Schüttgütern mit dem Hausner Index	7
Tabelle 2.1:	Chemische Analysen zur Bestimmung der Inhaltstoffe der Stoffströme	12
Tabelle 2.2:	Prozessparameter der Membranstufen der entwickelten Kaskaden	23
Tabelle 2.3:	Prozessparameter der UF-RO Kaskade	24
Tabelle 2.4:	Verwendete Prozessparameter zur ökologischen Auswertung	28
Tabelle 3.1:	Einfluss des Herstellungsverfahrens auf die trockenmassebezogene Zusammensetzung des Magermilchkonzentrate in Abhängigkeit vom Herstellverfahren bei einer Soll-TM von 40%	31
Tabelle 3.2:	Einfluss des Herstellungsverfahrens auf die trockenmassebezogene Zusammensetzung des Magermilchkonzentrats bei einer Soll-TM von 45 %	33
Tabelle 3.3:	Einfluss des Herstellungsverfahrens auf die Zusammensetzung des Magermilchkonzentrats bei einer Soll-TM von 50 %	34
Tabelle 3.4:	Ergebnisse der physikalischen Analysen von MMP in Abhängigkeit der Herstellungsverfahren	43
Tabelle 3.5:	Qualitätsparameter der MMP in Abhängigkeit der Herstellungsverfahren	44
Tabelle 3.6:	Chemische Zusammensetzung der RO-Permeate aus UF-RO und RO-NF-(UF) Kaskade	48
Tabelle 3.7:	Chemische Zusammensetzung der Brüden aus den Prozessen UF-RO-EV und der Eindampfung	49
Tabelle 4.1:	Spezifischer Energiebedarf der Konzentrationsverfahren während der Produktion	52
Tabelle 4.2:	Risikobewertung der Konzentrationsverfahren	60
Tabelle A.1:	Mittlere Zusammensetzung der Magermilchinhaltstoffe	72
Tabelle C.2:	Reinigungsparameter zur Reinigung des Sprühturms	77
Tabelle C.3:	Reinigungsparameter zur CIP von keramischen Röhrenmodulen	77
Tabelle C.4:	Reinigungsparameter zur CIP der DCF	78
Tabelle C.5:	Reinigungsparameter zur CIP des Platteneindampfers	78
Tabelle C.6:	Reinigungsparameter zur CIP des Sprühturms	79

Tabelle D.7:	Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchvorkonzentration (40 % TM).....	80
Tabelle D.8:	Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchhochkonzentration (40 % TM).....	80
Tabelle D.9:	Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchvorkonzentration (45 % TM).....	81
Tabelle D.10:	Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchhochkonzentration (45 % TM).....	81
Tabelle D.11:	Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchvorkonzentration (50 % TM).....	82
Tabelle D.12:	Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchhochkonzentration (50 % TM).....	82
Tabelle D.13:	Investitionsgüter zu den Konzentrationsverfahren bis 40 % Trockenmasse	83
Tabelle D.14:	Investitionsgüter zu den Konzentrationsverfahren bis 45 % Trockenmasse	84
Tabelle D.15:	Investitionsgüter zu den Konzentrationsverfahren bis 50 % Trockenmasse	85
Tabelle D.16:	Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Vorkonzentration (40 % Trockenmasse)	86
Tabelle D.17:	Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Hochkonzentration (40 % Trockenmasse)	87
Tabelle D.18:	Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Vorkonzentration (45 % Trockenmasse)	88
Tabelle D.19:	Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Hochkonzentration (45 % Trockenmasse)	89
Tabelle D.20:	Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Vorkonzentration (50 % Trockenmasse)	90
Tabelle D.21:	Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Hochkonzentration (50 % Trockenmasse)	91

Abkürzungs- und Formelzeichenverzeichnis

Abkürzungen

Abkürzung	Bezeichnung
A.i.Tr.	Asche in der Trockenmasse
a	Jahr
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
DCF	Dynamische Cross-Flow Filtration
dyn.	Dynamisch
E.i.Tr.	Eiweiß in der Trockenmasse
E.i.ffTr	Eiweiß in fettfreier Trockenmasse
L.i.Tr.	Laktose in der Trockenmasse
MM	Magermilch
MMK	Magermilchkonzentrat
MMP	Magermilchpulver
Nm ³	Normkubikmeter
NF	Nanofiltration
oR	Ohne Rezirkulation
PBZ	Pay-Back Zeitraum
R	Rezirkulation
RO	Umkehrosmose (englisch: reverse osmosis)
SWM	Spiralwickelmodul
TMP	Transmembrandruck
TOC	Gesamter organischer Kohlenstoff (englisch: total organic carbon)
UF	Ultrafiltration
VLG	Vorlaufgefäß

Lateinische Formelzeichen

Formelzeichen	Bedeutung	Einheit
A	Anlagekosten	€
c	Spezifische Wärmekapazität	$\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
H	Hausner-Faktor	-
i	Investitionsgegenstand	-
J	Permeatflux	$\text{L h}^{-1} \text{m}^2$
K	Abschreibungszeitraum	Jahre
m	Massestrom	kg
m_D	Masse Dampf	kg
m_B	Masse Brüden	kg
P	Investitionswert	€
p	Druck	bar
p_1	Eintrittsdruck	bar
p_2	Austrittsdruck	bar
p_3	Permeatgedruckt	bar
R	Reparaturquote	%
S	Kalkulatorischer Zinssatz	%
T	Temperatur	°C
T_E	Eintrittstemperatur	°C
T_A	Austrittstemperatur	°C
\dot{Q}	Wärmestrom	W
\dot{V}	Volumenstrom	L h^{-1}
WI_{Judd}	<i>Whiteness Index</i> ,	-
YI	Yellowness Index	-
Z	Kalkulatorische Zinsen	€ a^{-1}

Griechische Formelzeichen

Formelzeichen	Bedeutung	Einheit
ρ	Dichte	kg m ⁻³
ρ_{sch}	Schüttdichte	g L ⁻¹
ρ_{st}	Stampfdichte	g L ⁻¹
Δ_p	Differenzdruck	bar
r_o	Äußerer Radius der Filtrationsscheibe	m
r_i	Innerer Radius der Filtrationsscheibe	m
ω	Winkelgeschwindigkeit	rad s ⁻¹

Kurzfassung

Im Forschungsprojekt „Nachhaltige Verfahren zur Magermilchkonzentration und die Auswirkungen auf die Pulvereigenschaften“ wurden in Kooperation mit GEA TDS GmbH und der Molkerei Ammerland eG drei verschiedene Verfahren zur Konzentration von Magermilch betrachtet, die entweder teilweise oder vollständig auf den Einsatz der Eindampfung verzichten. Alle Verfahren wurden im Vergleich zur Eindampfung hinsichtlich ihrer Vorteile auf Energieeinsparung, Qualität, Herstellungskosten und der CO₂-Bilanz bewertet.

Aus technologischer Betrachtung ist eine Herstellung von MMP mittels RO-NF und RO-NF-UF Kaskade möglich. Die Konzentrate der Kaskaden hatten vergleichbare TM und Eiweiß in der Trockenmasse (E.i.Tr.) zu Prozessen aus UF-RO inkl. Eindampfung und der reinen Eindampfung. Durch die konstante Scherung im Laufe der Ultrafiltration mittels dynamischer Cross-Flow-Filtration (DCF) wiesen die Konzentrate bei 50 % Soll-TM eine vergleichbare Viskosität von 38 – 54 mPa s auf und waren somit trocknungsfähig. Die produzierten MMP hatten unabhängig vom Konzentrationsprozess vergleichbare physikalische und funktionelle Eigenschaften.

Die ökologische Bewertung der Konzentrationsverfahren zeigt, dass eine teilweise Substitution der Eindampfung durch RO bzw. UF-RO in einer deutlichen Verbesserung der CO₂-Bilanz resultiert. Der RO-EV 50 Prozess hat eine CO₂-Bilanz von 45 kg CO₂ pro t MMK im Vergleich zur reinen Eindampfung (EV 50), die bei ca. 100 kg CO₂ pro t MMK liegt. Die UF-RO Kaskade ordnet sich mit ca. 65 kg CO₂ pro t MMK dazwischen ein.

Die reduzierte CO₂-Bilanz ist auf einer Erhöhung des spezifischen Energiebedarfs, sowie einer Erhöhung der Elektrifizierung zurückzuführen. Ein vollständiger Austausch der Eindampfung durch eine RO-NF-(UF) Kaskade führt nach aktuellem Stand zu einer CO₂-Bilanz von 125 kg CO₂ pro t MMK (RO-NF-UF 45) bzw. 209 kg CO₂ pro t MMK (RO-NF-UF 50). Dies ist auf den hohen Bedarf an Strom und Reinigungschemikalien der dynamischen Ultrafiltration zurückzuführen. In Bezug auf die Wasserqualität zeigt der Brüden die beste Qualität mit einem CSB von 17,3 – 34,5 mg O₂ L⁻¹ und einem TOC von 6,5 -12,2 mg L⁻¹ auf. Die RO von Magermilch lag mit einem CSB 82 – 154 mg O₂ L⁻¹ und einem TOC von 67 – 92 mg L⁻¹ darüber. Die schlechteste Wasserqualität hatte das RO-Permeat der UF-RO Kaskade mit einem CSB von 1433 mg O₂ L⁻¹ und TOC von 644 mg L⁻¹.

Die ökonomische Analyse wurde mit der Bildung der Herstellungskosten durch Aufsummierung der einzeln bestimmten Kostenarten durchgeführt. Dabei wurde festgestellt, dass die Kombination aus RO-EV in allen betrachteten Endkonzentrationen in den Herstellungskosten

am vorteilhaftesten ist. Des Weiteren ließ sich zeigen, dass die Energiekosten im RO-NF 40 Prozess etwa zu drei Viertel zu den Herstellungskosten beitragen, wohingegen in den neuen Verfahren, in denen die Eindampfung als Teilprozess zur Endkonzentration von 40 % TM verwendet wird, der Anteil der Energiekosten auf etwa 50 % (EV 40) und 43 % (RO-EV, UF-RO-EV 40) sinkt. In den Prozessen bis 45 % TM sinkt der Anteil der Energiekosten in den Verfahren, in denen die Vorkonzentration durch ein oder mehrere Membranfiltrationsschritte erfolgt von 61 % (EV 45) auf 44 % (UV-RO-EV 45, RO-EV 45) und 34 % (RO-NF-UF 45). Durch den erhöhten Dampfverbrauch im Eindampfungsprozess bis 50 % TM steigt der Anteil der Energiekosten auf 66 % der Herstellungskosten. Dies war gleichermaßen im RO-EV 50 und UF-RO-EV 50 Prozess zu beobachten. Dort stieg der Anteil der Energiekosten auf 51 % bzw. 47 %. Allein im RO-NF-UF 50 Prozess bleibt der Anteil der Energiekosten mit 32 % nahezu konstant.

Mittels Berechnung der Pay-Back-Zeiträume wurde eine Risikoabschätzung durchgeführt. Diese steigen von durchschnittlich 5,0 Jahren für RO-EV auf durchschnittlich 10,7 Jahren für eine Konzentration mittels UF-RO-EV. In den Verfahren RO-NF 40 bzw. RO-NF-UF 45 und 50 hingegen ist der Projektgewinn deutlich im negativen Bereich, sodass er nicht mehr durch die kalk. Abschreibungen ausgeglichen wurde und der PBZ negativ bleibt.

Unter Einbeziehung der niedrigsten Herstellungskosten, des kleinsten Pay-Back-Zeitraumes und der niedrigsten CO₂-Bilanz wurde die Magermilchkonzentration mittels RO und EV als diejenige mit der höchsten Priorität herausgestellt.

1 Aktueller Stand und Zielsetzung des Projektes

1.1 Ausgangssituation

In den Klimaschutzzielen der Bundesrepublik Deutschland ist die Reduktion von Emissionen und die Energieeffizienz ein Schwerpunkt aller Industriegesellschaften (Bundesumweltministerium 2007). Allein in der deutschen Milchindustrie werden unter hohem Energieaufwand große Mengen an Milch konzentriert und anschließend durch Trocknung zu insgesamt 544,9 Mio. kg a⁻¹ Trockenmilcherzeugnissen (Pulver) verarbeitet (Bundesanstalt für Landwirtschaft und Ernährung 2020).

In der traditionellen Herstellung von Magermilchpulver (MMP) wird Magermilch (MM) zunächst über den Herstellungsschritt der Eindampfung von ca. 9 % Trockenmasse (TM) auf 50 % TM konzentriert und anschließend im Sprühtrockner zu Pulver mit > 96 % TM verarbeitet. Die Eindampfung und die Trocknung sind die energieintensivsten Prozesse innerhalb der Milchindustrie.

Der Energiebedarf des Konzentrationsprozesses kann durch den Einsatz von Membranfiltration, wie der Umkehrosmose (RO), reduziert werden. Daher erfolgt in modernen Molkeereien die Konzentration von MM durch eine Kombination von RO und Eindampfung, bei der die MM in der RO vor- und in einem zweiten Schritt im Eindampfer auf > 50 % TM konzentriert wird. Aus ökonomischer Sicht ist die Konzentration mit einer RO auf TM von ca. < 25 % limitiert (Stabile 1983). Höhere TM in Magermilchkonzentraten (MMK) sind durch Membranfiltration mit einhergehender Reduktion des Energiebedarfes nur durch die Verschaltung verschiedener Filtrationsstufen zu einer Kaskade möglich.

Ziel des Projektes ist die technologische, ökonomische und ökologische Bewertung von zwei Membranfiltrationskaskaden im Vergleich zur herkömmlichen Eindampfung und deren Auswirkungen auf die Pulvereigenschaften.

1.2 Der Rohstoff Magermilch

Für die Herstellung von MMK wurde pasteurisierte MM verwendet. MM ist eine weiß-bläuliche Flüssigkeit mit einer Dichte von 1,032 – 1,035 kg m⁻³ deren mittlere Zusammensetzung in der nachfolgenden Tabelle 1.1 dargestellt ist.

Tabelle 1.1: Mittlere Zusammensetzung von Magermilch

	Gehalt [%]	Molekülmasse [Da]	Partikelgröße [nm]	Verteilung
Fett	0,05	-	100 – 1.000	emulgiert
Lactose	4,8	345		echt gelöst
Proteine	3,4			
Caseine	2,6	$1,3 \cdot 10^9$	80 - 140	kolloidal suspendiert
Molkenproteine	0,8	$1,2 \cdot 10^4 - 1 \cdot 10^6$	30 - 60	kolloidal gelöst
Mineralstoffe	0,8	40-250		echt gelöst
Wasser	91	18	1-2	-

Die Viskosität von herkömmlicher Magermilch beträgt bei einer Temperatur von 50 °C ca. 1,5 mPa s. Mit steigendem Konzentrationsgrad erhöht sich die Viskosität von MMK mit einer TM von 50 % auf 60 – 110 mPa s (Morison, Phelan und Bloore 2013).

Der Viskositätsanstieg von MMK ist im Proteingehalt, insbesondere durch die Caseine, begründet. Caseine sind eine Gruppe von Proteinen in der Milch, die als Micellen vorliegen und sich in α_{s1} -, α_{s2} -, β - und κ -Casein differenzieren lassen. Im Inneren der Micelle liegen die größtenteils hydrophoben Caseine α_{s1} , α_{s2} und β vor. Das eher hydrophile κ -Casein ist am Rand der Caseinmicelle positioniert. Die hydrophilen Abschnitte der κ -Caseine ragen aus der Oberfläche der Caseinmicelle hervor und bilden eine 5 - 10 nm dicke haarige Schicht aus (Fox und Brodkorb 2008).

Die Konzentrationsverfahren führen zur Entfernung von Wasser und damit zu einer räumlichen Annäherung sowie einer steigenden Interaktion zwischen den Caseinmicellen. Ab einem Proteingehalt von 15 % überlappen sich die haarigen Schichten der Caseinmicellen und resultieren in einen exponentiellen Anstieg der Viskosität. Der Viskositätsanstieg ist zum Teil reversibel und kann durch Scherung wieder reduziert werden (Meyer et al. 2015).

Prozesstemperaturen von > 50 °C sowie lange Produktionszeiten bewirken einen irreversiblen Viskositätsanstieg, auf Grund der Komplexbildung zwischen κ -Caseinen und Molkeproteinen. Dieser Vorgang wird als „age thickening“ bezeichnet und ist für den weiteren Prozessverlauf problematisch, da die technologischen Eigenschaften (Lagerstabilität, Trocknungsfähigkeit) der MMK verschlechtert werden (Bienvenue, Jiménez-Flores und Singh 2003).

1.3 Herstellung von Magermilchkonzentrat

Konzentrationsprozesse sind Verfahren bei denen Inhaltstoffe von Produkten, wie Magermilch durch den Entzug von Wasser angereichert werden. Hierdurch entstehen Magermilchkonzentrate, welche als Zutat für viele Lebensmittel verwendet werden.

Konzentration durch Eindampfung

Im Eindampfungsprozess wird die MM auf Siedetemperatur erhitzt, so dass Wasser bis zum Erreichen der gewünschten TM verdampft. Die Obergrenze der Eindampfung beträgt 50 - 60 % TM (Kessler 1996). Zur Reduktion der thermischen Belastung der Magermilch wird der Prozess bei einem Druck von ca. 200 - 250 mbar durchgeführt. Hierdurch kann die Verdampfungstemperatur auf 55 - 65 °C abgesenkt werden. Wasser hat bei 60 °C eine Verdampfungsenthalpie von 2357,8 kJ kg⁻¹. Dies verdeutlicht den hohen Energiebedarf, der zur Verdampfung benötigt wird. Zur Reduktion dieses Energiebedarfs wurden Technologien entwickelt, indem der aus der Milch entstandene Dampf (Brüden) für den weiteren Prozess verwendet wird. Eine Art der Folgenutzung des Brüdens sind mehrstufige Verdampfer, in denen der Brüden bei einem niedrigeren Temperaturniveau zur weiteren Eindampfung verwendet wird. Mit jeder Stufe reduziert sich der Anteil an benötigtem Frischdampf. Nach dem aktuellen Stand der Technik sind 6 bis 7-stufige Eindampfer möglich.

Weiterführende Entwicklungen zur Einsparung von Frischdampf sind die mechanische (MBV) und thermische Brüdenverdichtung (TBV). Hierbei wird die Temperatur des produzierten Brüdens wieder auf das Niveau des Frischdampfes angehoben. Bei der TBV geschieht dies durch die Zugabe von geringen Mengen Frischdampf. Durch die MBV hingegen, wird das Temperaturniveau über einen Kompressor auf das ursprüngliche Temperaturniveau des Frischdampfes angehoben.

In modernen Eindampfungsanlagen wird häufig eine Kombination der drei vorgestellten Technologien zur Energierückgewinnung angewendet. Der Energiebedarf von Eindampfungsanlagen beträgt nach Kessler (1996) ca. 200 kJ kg⁻¹ verdampftes Wasser. Nach Tetra Pak Processing GmbH (2012) benötigen moderne 3-stufige Eindampfer mit MBV 36 – 45 kJ kg⁻¹ verdampftes Wasser. Finnegan et al. (2017a) berichten, dass irische Molkeereien für den Verdampfungsprozess als Zwischenschritt in der Milchpulverherstellung 72 - 324 kJ kg⁻¹ MMP elektrische Energie und 2.200 - 8.300 kJ kg⁻¹ MMP thermische Energie benötigen.

Konzentration durch Membranfiltration

Die Membranfiltration umfasst mehrere Verfahren zur Trennung von Milchinhaltsstoffen in verschiedene Produktströme. Das Zufuhrfluid (engl. Feed) wird durch eine Membran in Retentat und Permeat getrennt. Das Retentat ist der Produktstrom, der von der Membran zurückgehalten wird, während das Permeat durch die Membran diffundiert. In der nachfolgenden Tabelle 1.2 sind Membranfiltrationsverfahren und deren Anwendungsbereiche in Abhängigkeit der Trenngrenze dargestellt.

Tabelle 1.2: Darstellung von Membranfiltrationsverfahren in der Milchwirtschaft und ihre Anwendungsbereiche

	Trenngrenze	Anwendungsbereiche
Umkehrosmose	20 Da	Entsalzung von Wasser, Konzentration von Magermilch
Nanofiltration	150-300 Da	Entsalzung von Molke und Magermilch
Ultrafiltration	5-15 kDa	Eiweißkonzentration in Molke und Magermilch
Mikrofiltration	0,1 – 1,3 µm	Entkeimung von Magermilch, Fraktionierung der Milchproteine

Quelle: eigene Darstellung nach Kessler (1996)

Die Umkehrosmose (RO) eignet sich zur Konzentration von Magermilch, da die Zusammensetzung der Inhaltstoffe unverändert bleibt. Technologisch erreichbare Trockenmassen von Magermilchkonzentraten aus der RO liegen bei < 36 % (Meyer et al. 2017). Als begrenzende Faktoren zur Erzielung von höheren Trockenmassen wirken der osmotische Druck, die steigende Viskosität der Retentate und Permeate (Blais et al. 2021; Meyer et al. 2016), die Konzentrationspolarisation und die auf den Membranen gebildete Deckschicht der Permeation entgegen (Kulozik 1986; Boer und Nooy 1980).

In einer weiterführenden Arbeit untersuchten Meyer und Kulozik (2016) mit Magermilch und Molke den Einfluss der Proteindeckschicht bei der Umkehrosmose und entwickelten die UF-RO Kaskade. Die UF entfernte bei 50 °C die Eiweißfraktion der Magermilch und Molke. Im Anschluss wurde das UF-Permeat mittels RO bei 40 - 60 bar und 10 °C konzentriert. Hierdurch konnte der Einfluss der Proteindeckschicht bei der RO ignoriert werden. Blais et al. (2021) untersuchten darauf aufbauend die Effektivität einer MF-RO Kaskade zur Herstellung von MMK mit einer TM von 18 %. Sie fanden heraus, dass eine Erhöhung der Temperatur im RO-Schritt zu einer Erhöhung der Permeation und zu einer Verringerung

des Energiebedarfs führt. In den oben aufgeführten Membrankaskaden hat die Inhaltstoffzusammensetzung der MMK dem Eindampfung-MMK entsprochen.

Zur Ermittlung des Energiebedarfs von Filtrationsprozessen wurden verschiedene Ansätze entwickelt. Hierbei ist der spezifische Energiebedarf des Filtrationsprozesses auf 1 kg Retentat (Méthot-Hains et al. 2016) oder 1 kg Permeat (Meyer et al. 2017; Rinaldoni et al. 2009) ermittelt worden. In der aktuellen Literatur werden zur Bestimmung des Energiebedarfs Energiedaten nicht einheitlich einbezogen. Beispielsweise ist in Arbeiten von Rinaldoni et al. (2009), Méthot-Hains et al. (2016) und Blais et al. (2021) die benötigte Pumpenenergie und thermische Energie zur Konzentration von Magermilch in die Ermittlung des spezifischen Energiebedarfes einbezogen worden. In der Arbeit von Meyer et al. (2017) hingegen wurde nur die Pumpenenergie in die Bilanz aufgenommen. Diese Unterschiede führen zu unterschiedlichen Angaben zum spezifischen Energiebedarf von Filtrationsprozessen in der wissenschaftlichen Literatur (siehe Tabelle 1.3).

Tabelle 1.3: Spezifischer Energiebedarf von Membrantrennverfahren

Prozess	Spezifischer Energiebedarf [kJ L ⁻¹ Permeat]	MMK-TM [%]	Quelle
Membranfiltrationsprozesse	13 - 32	k.A.	Hvid (1992)
RO von MM	70-130	25 - 36	Meyer et al. (2017)
RO von MM	396	18	Blais et al. (2021)

Quelle: eigene Darstellung; k.A.=keine Angabe

Nach eingehender Literaturrecherche ist der benötigte Energiebedarf zur Konzentration von Magermilch auf Ziel trockenmassen von 40, 45 und 50% mit einhergehender Beurteilung der Konzentratqualität im Hinblick auf die Sprühtrocknungsfähigkeit und die Viskosität nicht ermittelt worden.

1.4 Sprühtrocknung von Magermilchkonzentraten

Die Sprühtrocknung ist der bedeutendste Prozess zur Magermilchpulverherstellung in der Molkereibranche. Hierbei wird Magermilchkonzentrat auf ca. 50 - 60 °C angewärmt und zerstäubt. Durch trockene Heißluft mit ca. 180 - 220 °C wird Wasser aus dem MMK verdunstet, bis dieses eine TM von > 96 % erreicht hat. Die entstandenen MMP-Partikel

werden aus dem Luftstrom abgeschieden und aufgefangen. Die feuchte abgekühlte Abluft wird mit 82 - 95 °C aus dem Turm gefördert. Die produzierten MMP sollten eine Trockenmasse von mindestens 96 % haben. Magermilchpulver müssen im Rahmen von Interventionsrichtlinien der EU einen E.i.ffTr. von mindestens 34 % und eine TM von 96,5 % aufweisen (Bundesanstalt für Landwirtschaft und Ernährung 2021).

Der Prozess der Sprühtrocknung ist sehr energieintensiv, da die Wärmerückgewinnung nicht so effizient durchgeführt werden kann wie in Eindampfungs- und Filtrationsprozessen. Aus diesem Grund ist es aus energetischer und ökonomischer Sicht sinnvoll, MMK mit einer möglichst hohen TM zu trocknen. Zur Verdunstung des Wassers im Rahmen des Sprühtrocknungsprozesses werden in irischen Molkereien 288 - 432 kJ kg⁻¹ MMP elektrische Energie und 3.564 - 9.648 kJ kg⁻¹ MMP thermische Energie benötigt (Finnegan et al. 2017a).

Die Qualität von Milchpulvern lässt sich in vier Kategorien unterteilen:

- physikalische Eigenschaften (Partikelgröße, Stampf- und Schüttdichte)
- Rekonstituierbarkeit
- Farbe
- Geschmack

Als physikalische Eigenschaft ist die Partikelgröße der Milchpulverteilchen umso größer, je höher die TM des MMK ist. Ein weiterer Faktor die Partikelgröße zu beeinflussen, ist der Zerstäubungsgrad des Magermilchkonzentrats. Ein hoher Druck an der Düse führt zu einer feinen Zerstäubung des MMK und zu kleineren Pulverpartikeln. Die Dichte von Pulvern lässt sich unterschiedlich wiedergeben, da diese Schüttgüter sind und Mischungen aus Feststoffpartikeln und Luft darstellen. Die Schüttdichte ρ_{sch} beschreibt die Dichte von einem Schüttgut, wie Milchpulvern direkt nach dem Einfüllprozess in die Verpackung. Die Stampfdichte ρ_{st} beschreibt die Dichte von Pulvern im Anschluss an ein Rütteln und Stampfen der Pulver. Die Stampfdichte ist somit größer als die Schüttdichte, da hierbei weniger Luft im Pulver eingeschlossen ist. Die Schütt- und Stampfdichte von Pulvern ist umso höher, je größer die Partikel sind, da weniger Lufteinschlüsse zwischen Pulverteilchen vorliegen. Zur Beurteilung der Fließfähigkeit hat sich die Kompressibilität bewährt. Pulver, die stärker zur Kompression durch Rütteln und Bewegung neigen, haben häufig auch eine schlechtere Fließfähigkeit. Als Parameter zur Beurteilung der Kompressibilität und somit der Fließfähigkeit hat sich der Hausner-Faktor H in der Praxis etabliert.

$$H = \frac{\rho_{st}}{\rho_{sch}} \quad (1.1)$$

Eine mögliche Beurteilung von Pulverqualitäten über den Hausner Index ist in Tabelle 1.4 dargestellt.

Tabelle 1.4: Beurteilung der Fließfähigkeit von Schüttgütern mit dem Hausner Index

Fließfähigkeit	Hausner Index
Exzellent	1,00 – 1,11
Gut	1,12 – 1,18
Angemessen	1,19 – 1,25
Passabel	1,26 – 1,34
Schlecht	1,35 – 1,45
Sehr Schlecht	1,46 – 1,59
Sehr, Sehr Schlecht	> 1,60

Quelle: Eigene Darstellung nach Pugliese et al. (2017)

Im Weiteren beeinflusst die Pulverpartikelform die Anzahl der Lufteinschlüsse und damit auch die Schüttdichte. Die Morphologie der Pulverpartikel lässt sich Rasterelektronenmikroskopisch beurteilen. Beim Verdunsten des Wassers aus den MMK-Tropfen blähen diese aufgrund der Expansion des Wasserdampfes auf. Nach Austritt des Wasserdampfes implodieren die MMK-Tropfen und liegen als „eingedrückte“ Pulverpartikel vor (siehe Abbildung 1.1). Diese Form gilt als sehr stabil und sorgt für wenig Feinstaubbildung bei der Pulverförderung (Kim, Chen und Pearce 2009).

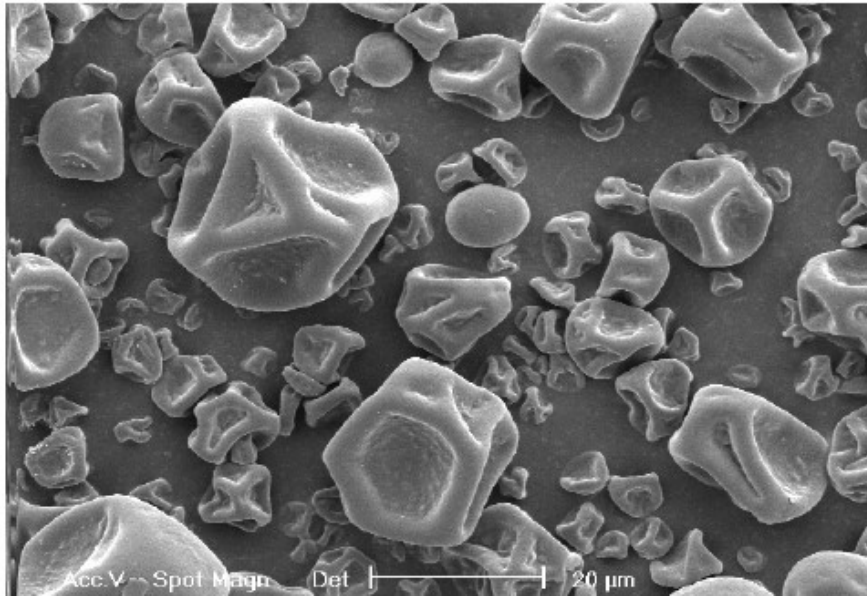


Abbildung 1.1: Typische Form von Magermilchpulver (Kim, Chen und Pearce 2009)

Die Rekonstituierbarkeit beschreibt wie einfach ein Pulver wieder in Lösung bzw. Suspension gebracht werden kann. Zur Beschreibung der Rekonstituierbarkeit wird zwischen der Löslichkeit, der Benetzungsfähigkeit, der Sinkfähigkeit und der Dispergierbarkeit unterschieden. In der Milchwirtschaft wird die Löslichkeit zur Beurteilung von Milchpulver verwendet. Hierbei wird untersucht, wie viele unlösliche Bestandteile im Anschluss an eine vollständige Rekonstitution bei 24 °C noch vorhanden sind.

Die dritte Kategorie zur Beurteilung der Pulverqualität ist die Pulverfarbe. Die Farbe der Pulver ist abhängig vom Grad der Erhitzung während der Konzentration. Bräunungsreaktionen, wie die Maillard-Reaktion, können für Verfärbungen in der Milch- und in späteren Milchpulvern sorgen.

Die Reinheit bzw. das Schmutzbild der Pulver ist ein weiterer Parameter. Er beschreibt den Gehalt an verfärbten und zum Teil auch unlöslichen Partikeln in der rekonstituierten Milch. Besonders bei hochviskosen Medien kann die Zerstäubung während der Sprühtrocknung nicht einwandfrei verlaufen, wodurch einzelne MMK-Tropfen überhitzen und als verbrannte Partikel im Pulver vorliegen. Diese können zu einer dunkleren Farbe des Pulvers und damit auch der rekonstituierten Milch führen. Weiterhin sind verbrannte Partikel unlöslich in Wasser und verschlechtern die Löslichkeit der MMP. Die Qualität und funktionellen Eigenschaften der MMP kann durch vorgeschaltete Prozesse, wie der thermischen Belastung im Verlauf der Magermilchkonzentration, beeinflusst werden (Bienvenue, Jiménez-Flores und Singh 2003).

1.5 Ökologie der Magermilchpulverproduktion

Zur Beurteilung der Magermilchpulverproduktion werden im Rahmen dieser Forschungsarbeit zwei Parameter untersucht: die CO₂-Bilanz und die Qualität und Menge der erzeugten Wasser.

CO₂-Bilanz

Die Verbrennung von fossilen Energieträgern zur Energiegewinnung und der damit einhergehende Ausstoß von Kohlenstoffgasen wie CO₂ sind für den anthropogenen Klimawandel verantwortlich (Cook et al. 2013).

Für die Milchpulverherstellung werden neben thermischer Energie zur Erwärmung von Milchkonzentrat und zur Produktion von Dampf auch elektrische Energie für Pumpen und Brüdenkompression benötigt (Vgl. 1.3 und 1.4). Nach Untersuchungen von Finnegan et al. (2017b) umfassen die Verfahrensschritte Eindampfung und Trocknung innerhalb der Molkereisystemgrenzen Wiege bis Werkstor (cradle-to-gate) 36 % des elektrischen und 91 % des thermischen Energiebedarfs. Diese beiden Prozesse sind hierdurch die Hauptursachen für die CO₂-Bilanz von 1,33 +/- 0,7 CO₂ kg⁻¹ MMP, die bei der Herstellung von MMP anfällt (Finnegan et al. 2017b).

Möglichkeiten zur Verbesserung der CO₂-Bilanz von Milchprodukten sind neben der Einsparung von Energie in laufenden Prozessen, der Austausch von energieintensiven durch weniger energieintensiven Verfahren sowie die Substitution fossiler Quellen, wie Kohle und Gas, mit Strom aus nachhaltigen Energien. Erste theoretische Untersuchungen zum Einsatz einer Umkehrosmose als Vorkonzentrationsschritt vor der Eindampfung zeigten, dass die CO₂-Bilanz um 11 % von 1,42 auf 1,27 kg CO₂ kg⁻¹ MMP reduziert werden kann (Krokida et al. 2016).

Nach Üçtuğ (2019) ist die wissenschaftliche Datenlage zur CO₂-Bilanzierung von Magermilchkonzentraten und Magermilchpulver im Vergleich mit anderen Milchprodukten, wie Trinkmilch und sauren Milcherzeugnissen, nicht so umfangreich .

Abwasserbelastung

Während der Magermilchpulverherstellung fallen große Volumina Wasser in Form von Brüden aus den Eindampfungsanlagen oder Permeate aus den Membranfiltrationsanlagen an. Diese Wasser können in Abhängigkeit ihrer Qualität für Molkereiprozesse, z. B. dem Vorspülen vor Reinigungen oder als Spülwasser von Gleitringdichtungen, direkt verwendet werden als auch einer Aufarbeitung zugeführt werden. Gebräuchliche Qualitätsparameter

dieser Wasser sind der chemische Sauerstoffbedarf (CSB) und der Gehalt an organischem Kohlenstoff (engl. total organic carbon - TOC) (Vourch et al. 2008).

Weiterhin existieren Unterschiede in der Verwendung von Reinigungsmitteln bei Membranfiltrationsanlagen und bei Eindampfungsanlagen. Membranen, besonders Spiralwickelmodule, können nicht thermisch sterilisiert werden, wodurch häufig ein chemischer Desinfektionsschritt nötig ist. Membranfiltrationsanlagen werden durch eigene CIP-Systeme mit speziellen Reinigungsmitteln für Membrane gereinigt. Eine Stapelung verwendeter Reinigungsmittel ist nur bedingt möglich, wodurch häufig eine „verlorene Reinigung“ durchgeführt wird (Tamime 2008). Eindampfungsanlagen lassen sich leichter in zentrale CIP-Systeme integrieren, wodurch verwendete Reinigungsmittel (NaOH und HNO₃) gestapelt werden können.

1.6 Zielsetzung

Ziel des Forschungsprojekts ist die ganzheitliche Bewertung von zwei Membranfiltrationskaskaden im Vergleich zur herkömmlichen Eindampfung. Das Forschungsprojekt basiert auf den nachfolgend aufgeführten Hypothesen.

- Die Produktion eines Magermilchkonzentrats mit Trockenmassen von 40, 45 und 50 % in einer dem Eindampfungskonzentrat vergleichbaren Zusammensetzung über Membranfiltrationskaskaden ist technologisch umsetzbar.
- Der Viskositätsanstieg in Magermilchkonzentraten ab einer Trockenmasse von 40 % kann über die Einwirkung von Scherkräften reduziert werden.
- Die Herstellung der Konzentrate über eine Membranfiltrationskaskade hat keinen negativen Einfluss auf die Qualität oder die Eigenschaften des daraus erzeugten Magermilchpulvers.
- Der Einsatz von Membranfiltrationskaskaden bietet das Potential zur Einsparung von elektrischer und thermischer Energie, da der auf Phasenumkehr basierende Schritt der Eindampfung ganz oder teilweise entfällt. Herkömmliche Eindampfungsprozesse zeigen im Verfahrensvergleich den höchsten Energieeinsatz und damit auch den höchsten Carbon Footprint.

Basierend auf den Hypothesen der besseren energetischen Bewertung und einer gleichbleibenden Qualität der Konzentrate kann ein Membranfiltrationsprozess die Eindampfung zur Verbesserung der Nachhaltigkeit ganz oder partiell substituieren.

2 Material und Methoden

2.1 Planung und Ablauf des Projekts

Das Projekt ist in Zusammenarbeit mit der Abteilung Bioverfahrenstechnik der Hochschule Hannover, der GEA TDS GmbH und der Molkerei Ammerland eG realisiert worden. Die Versuche wurden im Milchtechnikum der Hochschule Hannover - Fakultät II Abteilung Bioverfahrenstechnik durchgeführt. Das Technikum ist mit zwei modernen Cross-Flow Membranfiltrationsanlagen (Baujahr 2014) und einer dynamischen Cross-Flow Filtrationsanlage (Baujahr 2014) sowie einem Sprühturm (Baujahr 2016) ausgestattet. Das Projekt startete am 01.12.2018 und endete am 30.09.2021.

In der ersten Phase wurde mit dem Verfahren der Membranfiltration und der Eindampfung Magermilch auf die Trockenmassen 40, 45 und 50 % konzentriert. Zum Vergleich zur Eindampfung erfolgte eine Konzentration von Magermilch mittels einer RO-NF und RO-NF-UF Kaskade ohne Eindampfung sowie einer UF-RO Kaskade mit anschließender Eindampfung. Die erzeugten Konzentrate sind unmittelbar nach Herstellung mit einer Sprühtrocknung zu Pulver verarbeitet worden. Das entstandene Pulver als auch die zuvor erzeugten Konzentrate wurden mittels chemischer und physikalischer Methoden untersucht. Einen Teil der chemischen Untersuchungen übernahm die Kooperationspartnerin Molkerei Ammerland eG. Die vorgesehene REM-Analytik ist durch das Unternehmen Microscopy Services Dähnhardt GmbH durchgeführt worden.

Die einzelnen Herstellungsverfahren wurden unter Einbezug der ermittelten Konzentrat- und Pulverqualitäten sowie des Endenergiebedarfs der Technikumsanlage beurteilt. Diese Daten dienen als Grundlage für eine Planung der Anlagen im Industriemaßstab durch den Kooperationspartner GEA TDS GmbH. Weiterhin wurden in einer Kostenkalkulation Anlage-, Energie-, Stoffstromkosten als ökonomische Kriterien betrachtet. Anschließend erfolgte eine Kalkulation zur Darstellung des ökologischen Nutzens über die Bestimmung der CO₂-Bilanz und der Abwasserbelastung der Konzentrationsverfahren.

2.2 Chemische und physikalische Methoden

Die Herstellung der Konzentrate und Pulver sind durch umfangreiche Analytik begleitet worden. Die verwendeten Methoden werden nachfolgend vorgestellt.

2.2.1 Inhaltsstoffanalytik

Eine Übersicht über die verwendeten Untersuchungsmethoden zur chemischen Analytik sind in Tabelle 2.1 dargestellt. Untersucht wurden jeweils die Magermilchen, Retentate, Permeate, Magermilchkonzentrate sowie Zwischenprodukte wie RO oder NF Feed. Des Weiteren wurde der Brüden und das RO-Permeat auf den chemischen Sauerstoffbedarf (CSB) und den Gehalt am gesamten organischen Kohlenstoff (TOC) untersucht.

Tabelle 2.1: Chemische Analysen zur Bestimmung der Inhaltstoffe der Stoffströme

Analyseparameter	Kurzbeschreibung der Methodik	Methodenbezeichnung
Trockenmasse	Seesandtrocknung	VDLUFA C 35.3
Laktose	Enzymatisch	DIN 10344
Asche	Mikrowellentrocknung	DIN 10477
Protein	N ₂ * 6,38 über Dumas	DIN EN ISO 14891
CSB	Dichromat-Aufschluss	ISO 15705
TOC	Austreibmethode mit Persulfat-Aufschluss	DIN 38409-H3

Quelle: eigene Darstellung

2.2.2 Physikalische Messmethoden

Rheologische Untersuchungen

Mithilfe eines Rheometers (Type MCR 101, Anton Paar, Ostfildern-Scharnhausen), ausgestattet mit einem konzentrischem Zylinder-Messsystem (CC27, Anton Paar), wurde die Viskosität der Magermilchkonzentrate bei verschiedenen Scherraten ermittelt. Die Probe (19,0 g; gewogen mit Type Entris 224I 1S, Sartorius, Göttingen) wurde für eine Minute bei $50 \pm 0,1$ °C temperiert, bevor der Test startete. Für die Untersuchung ist eine Scherratenrampe von 0 bis 1000 s^{-1} , in 165 s mit 33 Messpunkten angewendet worden. Die Untersuchung erfolgte in Doppelbestimmung, wobei für jede Messung eine frische Probe verwendet wurde.

Gemäß dem Zusammenhang:

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (2.1)$$

wurden anhand der gemessenen Schubspannung die Viskositäten bei 94 s^{-1} , 500 s^{-1} und 1000 s^{-1} errechnet.

Die Messung von Flüssigkeiten im Zylinder-Messsystem mit Innenzylinder kann bei hohen Rotationen zu turbulenten Strömungseffekten im Spalt und zu einem Anstieg der Viskosität führen (Mezger 2010). Dies liegt insbesondere bei Messungen mit hohen Scherraten und gleichzeitig niedriger Viskosität vor. Die zu untersuchenden Proben unterschieden sich erheblich in der Trockenmasse und damit resultiert auch ein Übergang von laminaren zu turbulenten Strömungseffekten im Zylinder-Messsystem.

Aus diesem Grund sind die Viskositäten der Proben mit einem Trockenmassegehalt $< 40 \%$ bei 94 s^{-1} und 500 s^{-1} errechnet worden. Die Viskositätsauswertung von Proben mit einem Trockenmassegehalt $> 40 \%$ erfolgte bei 94 s^{-1} , 500 s^{-1} und 1000 s^{-1} .

Partikelverteilung der flüssigen Roh-, Zwischen- und Endprodukten

Die Partikelverteilung der Retentate und des RO und NF Feeds wird auf Basis der Mie Theory, mithilfe eines Light Scattering Messgeräts (LS 13 320, Beckman Coulter, Krefeld), ausgestattet mit einem Universal Liquid Module (Beckmann Coulter, Krefeld), gemessen. Zur Vorbereitung wurde der Kreislauf in vier Spülschritten gereinigt, der Laser justiert und der Hintergrund gemessen. Darauf wurde das Probenmaterial in den Messkreislauf gegeben, bis eine PIDS-Trübung (obscuration) von $40 - 55 \%$ erreicht war. Anschließend erfolgte die Partikelgrößenanalyse. Dieser standardisierte Untersuchungsablauf wurde in Dreifachbestimmung durchgeführt. Als Verdünnungsmedium wurde entgastes und bi-des-tilliertes Wasser verwendet. Die Daten sind anhand der Beckman Coulter LS 13 320 Software (Version 6.01) analysiert worden. Der Brechungsindex betrug $1,333$ und der Absorptionskoeffizient $0,1$. Die Ergebnisse der Partikelanalyse werden anhand der Volumendichteverteilung mit dem Kennwert $d_{50,3}$ ausgewertet.

Partikelverteilung der Magermilchpulver

Die Partikelverteilung der Magermilchpulver wird auf Basis der Fraunhofer Theorie mithilfe eines Light Scattering Messgeräts (LS 13 320, Beckman Coulter, Krefeld) ausgestattet mit einem Trockenpulversystem (Tornado Modul, Beckman Coulter, Krefeld) gemessen. Zur Vorbereitung wurde der Laser justiert und der Hintergrund analysiert. Für die Messung wurde ein Probenvolumen von ca. 20 mL in ein Probenröhrchen gegeben und vom

Vakuumsystem mit 0,013 bar eingezogen. Die Untersuchung erfolgte in Dreifachbestimmung, wobei für jede Messung eine frische Pulverprobe verwendet wurde. Die Daten wurden mittels der Beckman Coulter LS 13 320 Software (Version 6.01) analysiert. Die Auswertung erfolgte anhand der Volumendichteverteilung mit dem Mittelwert $d_{4,3}$.

Rasterelektronenmikroskopische Untersuchung

Die elektronenmikroskopischen Aufnahmen der Magermilchkonzentrate und der Magermilchpulver wurden extern durch die Firma Microscopy Services Dähnhardt GmbH in Flintbek ausgeführt. Die Bildaufnahme erfolgte mit dem Rasterelektronenmikroskop (REM) DSM 940 (Zeiss) mit der Software DISS 5 (point electronic GmbH, Halle (Saale)). Die Untersuchung der Proben im REM erfolgte bei einer Beschleunigungsspannung von 15 kV mittels eines SE Detektors bei unterschiedlichen Vergrößerungen.

Von jeder Probe wurden bei niedriger Vergrößerung 5 Areale definiert, ohne dabei Kenntnis über die Feinstrukturen zu erhalten. Diese Areale wurden dann anschließend bei hoher Vergrößerung mikroskopiert und das digitale Bildmaterial dazu angefertigt.

Magermilchkonzentrate

Zur Analyse der Netzwerkstrukturen der Milchkonzentrate wurden die Proben zunächst chemisch fixiert, anschließend entwässert, Kritisch-Punkt getrocknet, mit Gold besputtert und anschließend im REM untersucht.

Für die Fixierung wurden die Proben 1:1 mit doppelt konzentrierter Karnovskys Fixierlösung (4 % Paraformaldehyd 5 % Glutardialdehyd in 0,2 M Na-Cacodylatpuffer) vermischt und bei 4 °C mind. 24 h fixiert.

Anschließend wurden die Proben auf mit Poly-L-Lysin beschichtete Deckgläser sedimentiert. Dazu wurde zuerst eine 1% Poly-L-Lysinlösung auf ein Deckglas pipettiert, mit einem zweiten Deckglas abgedeckt und diese dann wieder voneinander getrennt. Der hierdurch erzeugte dünne Poly-L-Lysinfilm wurde 20 min. getrocknet. Auf dieses beschichtete Deckglas wurden 200 µl der Probe aufgetragen und 60 min. sedimentiert. Kurzes Spülen mit Wasser entfernt das nicht gebundene Probenmaterial.

Anschließend werden die Proben mit Osmiumtetroxid (1 % Osmiumtetroxid in Wasser) für 60 min. bei 4 °C nachfixiert. Nach dreimaligem Spülen mit Wasser erfolgte die Entwässerung in einer aufsteigenden Ethanolreihe. Dazu wurden die Proben für je 15 min. in ein 70 %, 90 % und 99 % Ethanol/Wassergemisch überführt. Anschließend wurden die Proben noch zweimal mit 100 % Ethanol gespült, um alles Wasser zu entfernen.

Nach dem Einsetzen der Deckgläser in einen Probenhalter wurden die Proben mit CO₂ Kritisch-Punkt getrocknet, um Artefakte durch die Trocknung zu vermeiden. Nach der Trocknung wurden die Proben mit Hilfe von leitfähigem doppelseitigen Klebepads auf Aluminiumträger montiert und zur Verbesserung der Signalqualität im REM mit Gold besputtert.

Magermilchpulver

Für die Untersuchung des Milchpulvers wurde eine kleine Menge des Pulvers auf einen mit doppelseitiger leitfähigen Klebefolie beklebten Aluminiumprobenträger aufgestreut, überschüssiges, nicht gebundenes Pulver durch vorsichtiges Abklopfen entfernt. Anschließend erfolgte das Besputtern der Proben mit Gold und die Analyse im REM.

Farbmessung

Die Bestimmung der Farbe der hergestellten Magermilchpulver wurde in Doppelbestimmung mit dem CM-600d (Konica Minolta Inc., Langenhagen) durchgeführt. Mithilfe der Color Data Software SpectraMagic NX (Version 2.81.0001, Konica Minolta Inc., Langenhagen) wurden die Messungen ausgewertet. Zusätzlich wird der *Yellowness Index* YI nach der Formel (2.2) und die Helligkeit, auch *Whiteness Index*, WI_{Judd} , nach Formel (2.3) berechnet:

$$YI = 142,86 * \frac{b^*}{L^*} \quad (2.2)$$

$$WI_{Judd} = 100 - [(100 - L^*)^2 + (b^*)^2 + (a^*)^2]^{\frac{1}{2}} \quad (2.3)$$

Die Indizes L* und b* bezeichnen die im L*a*b* Farbraum bestimmte Helligkeit (L*) sowie die blau-gelbe (b* bis +b*) und die grün-rote (-a* bis +a*) Färbung (Dufossé et al. 2005; Caivano und Del Pilar Buera 2012)

Bestimmung der Stampfdichte von Pulver

Zur Bestimmung der Stampfdichte wird ein definiertes Pulvervolumen mit Hilfe eines Stampfvolumeters gerüttelt. Anschließend wird anhand der Einwaage des Pulvers und des ermittelten Volumens die Stampfdichte berechnet. Diese Untersuchung wurde durch den Kooperationspartner Molkerei Ammerland eG vorgenommen.

Es wird die interne Untersuchungsmethode C 46 verwendet, welche auf der Methode ISO 8967 basiert. Folgende Abweichungen von der Methode wurden vorgenommen:

- Die Probe wird direkt in den Messzylinder eingewogen und das Gewicht notiert.
- Das Ablesen nach 0 bzw. 100-mal stampfen entfällt, da dies nicht benötigt wird.

- Es wird 300-mal anstatt 625-mal gestampft (Verifizierung liegt vor).
- Das Volumen wird in Liter umgerechnet, die Angabe des Ergebnisses auf die dritte Dezimalstelle entfällt.

Bestimmung des Schmutzbildes (Reinheit) von Magermilchpulver

Die Probe wird unter standardisierten Bedingungen mit Wasser rekonstituiert und durch einen Baumwollfilter filtriert. Nach Vergleich des getrockneten Filters mit der Standardabbildung wird das Trockenmilcherzeugnis nach der Menge abgesonderter Teilchen klassifiziert. Die verwendete Methode der Molkerei Ammerland eG entspricht der Methode C26.3 (Verband Deutscher Landwirtschaftlicher Untersuchungs- und Forschungsanstalten 1985) sowie der Methode Determination of Scorched Particles nach American Dairy Products Institute (1990). Das Schmutzbild wird in vier Kategorien eingeordnet, A mit 7,5 mg, B mit 15 mg, C mit 22,5 mg und D mit 32,5 mg. Die Kategorie A hat den geringsten Anteil verbrannter Teilchen.

Bestimmung der Löslichkeit von Magermilchpulver

Die getrockneten Milchprodukte werden unter standardisierten Bedingungen mit destilliertem Wasser rekonstituiert. Die unlöslichen Bestandteile setzen sich durch Zentrifugation am Boden des Zentrifugenglases ab. Das Ergebnis wird an der Skala in mL abgelesen. Die angewendete Methode entspricht weitgehend dem Solubility Index nach American Dairy Products Institute (1990).

2.2.3 Energiemessung

Zur Bestimmung der Wärmestrommenge (Kälteenergie) \dot{Q} in den Wasserkreisläufen der Prozesse ist die Formel (2.4) verwendet worden. Hierbei entspricht \dot{m} dem Massestrom des Eiswassers, T_E der Temperatur nach Kühlung, T_A der Temperatur vor Kühlung und c der spezifischen Wärmekapazität von Wasser $4,186 \text{ kJ kg}^{-1}\text{K}^{-1}$.

$$\dot{Q} = \dot{m} * c * (T_E - T_A) \quad (2.4)$$

Die Massestrommessung erfolgte durch induktive Durchflussmessgeräte (Endress & Hauser, Promag 50 H). In die Umrechnung von Volumen auf Masse ist die Dichte von Wasser mit 1.000 kg m^{-3} einbezogen worden. Die Validierung der Durchflussmessgeräte erfolgte durch Auslitern bei verschiedenen Volumenströmen. Temperaturen sind mit PT100 Sensoren (Endress & Hauser, OmnigradMTR48) erfasst worden. Die Validierung der Temperaturenehmer erfolgte durch den Abgleich mit einem geeichten Thermometer bei den

Temperaturen 0 °C, 12 °C und 20 °C. Die Abweichungen der Messaufnehmer entsprachen den Produktspezifikationen des Herstellers.

Die Energie der Pumpenmotoren wurde im Falle der Membranfiltrationsanlagen von den Frequenzumformern der Pumpen abgelesen. Für Pumpen der Eindampfungsanlage wurden geeichte Stromzähler (as-Schwabe Stromzähler Mixo 400V, 3phasig) verwendet.

2.2.4 Statistische Auswertung

Die statistische Auswertung erfolgte durch eine Welch-ANOVA mittels SPSS 27 (IBM). Unterschiede zwischen Gruppen wurden durch den Bonferroni, Hochberg GT2 oder Games Howell Post-Hoc Test untersucht ($P < 0,05$).

2.3 Herstellung von Magermilchkonzentrat

Die verwendeten Verfahren zur Magermilchkonzentration werden nachfolgend beschrieben. Jedes Verfahren wurde in den jeweiligen Konzentrationsstufen 40 %, 45 % und 50 % TM mindestens in Doppelbestimmung durchgeführt.

2.3.1 Eindampfung

Magermilch oder Magermilchkonzentrat wurde im Batchprozess mittels Platteneindampfer (GEA Ahlborn) auf die Ziel-TM von 40, 45 und 50 % konzentriert (siehe Abbildung 2.1). Das zu konzentrierende Produkt wurde durch eine Feedpumpe aus dem Vorlaufgefäß in die erste Abteilung des Platteneindampfers gefördert und mit Heißwasser auf 75 °C erhitzt. Das entstehende Brüden-Magermilchkonzentrat-Gemisch wurde in den Brüdenabscheider geführt, in dem das Konzentrat abgebremst und über die Konzentratpumpe (Fristam; Typ EP 732A) zurück in das Vorlaufgefäß (VLG) gefördert wurde. Der leichte Brüden strömte aus dem Abscheider in die zweite Platteneindampferabteilung, wurde dort durch Frischwasser kondensiert und anschließend im Kondensatbehälter gesammelt. Mit Hilfe des Kondensatbehälters wurde der Druck auf Dampfdruckniveau abgesenkt (siehe Abbildung B.4).

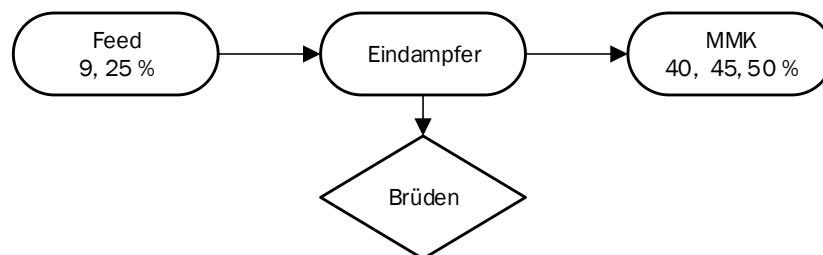


Abbildung 2.1: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels Platteneindampfer

Für die Bestimmung des Feedvolumenstroms wurde nach der Zulaufpumpe ein Schwebekörper-Durchflussmesser verwendet. Die Messung des Konzentratstroms erfolgte mit einem Coriolis-Durchflussmessgerät (Endress + Hauser; Proline Promass 83F). Der Eindampfungsprozess wurde bei einem Unterdruck von -0,8 bar und einer Temperatur von 62 °C durchgeführt. Der Volumenstrom des Feed betrug 1000 L h⁻¹. Der entsprechende Konzentratmassenstrom lag bei ca. 900 – 950 kg h⁻¹ und der Dampfstrom bei ca. 100 - 110 kg h⁻¹. Mittels der Masse des Heißdampfes m_D und die Masse an entzogenem Brüden m_B wurde der Dampfbedarf nach Formel (2.5) berechnet.

$$\text{Dampfbedarf} = \frac{m_D}{m_B} \quad (2.5)$$

Die verbrauchte Energie der Pumpen wurde vor Beginn und am Ende des Versuchs von geeichten Stromzählern abgelesen.

2.3.2 Membranfiltration

Cross-Flow Filtrationsanlagen

Für die Versuche zur Herstellung von Magermilchkonzentrat mittels der verschiedenen Kaskaden wurden zwei nahezu baugleiche Membranfiltrationsanlagen (GEA TDS GmbH), die mit Druckrohren (Sommer & Strassburger Edelstahlarmaturen GmbH & Co. KG) in unterschiedlichen Größen ausgestattet sind (siehe Abbildung B.1), verwendet.

Das zu konzentrierende Produkt wurde mittels Scheibenventilen entweder über das angeschlossene Vorlaufgefäß (VLG) oder über externe Tanks in die Membranfiltrationsanlage gefördert. Als Feedpumpe diente eine frequenzgeregelte Hochdruckpumpe (Grundfos, MGE112MC2-FT130-G3). Ein Bypass an der Feedpumpe kühlte das zirkulierende Produkt mittels eines Plattenwärmetauschers. Mit einer Looppumpe (Fristam, FPH 722/130 VA, 15 m³, 2,2 kW, 2990 min⁻¹), ausgestattet mit einem Frequenzumformer (Danfoss, VLT Automation Drive FC 301/302, 0,25 - 75 kW), ist das Filtrationsmedium in den Kreislauf der Anlage gefördert worden. Der Feed wurde mittels der Membran in Retentat und Permeat getrennt. Die Prozesstemperatur wurde über einen Röhrenwärmetauscher eingestellt und über Temperaturtransmitter (Endress + Hauser, iTEMP TMT82) überprüft.

Die Volumenströme von Feedpumpe, Looppumpe, Retentat und Permeat wurden über magnetisch-induktive Durchflussmessgeräte (Endress + Hauser, Proline Promag 50) bestimmt oder mit Messzylinder über einen Zeitraum von 36 s ausgelitert. Der Permeatflux J wurde gemäß Formel (2.6) berechnet:

$$J = \frac{\dot{V}}{A} \quad (2.6)$$

\dot{V} entspricht dem Volumenstrom Permeat in L h^{-1} und A ist die gesamte Filtrationsfläche in m^2 .

Der Filtrationsdruck p_1 vor der Membran und p_2 nach der Membran wurde über Druckaufnehmer (Endress + Hauser, Cerabar M, 0 – 40 bar) gemessen. Der Druckverlust über die Membran Δp wurde mit der Formel (2.7) und der Transmembrandruck (TMP) mit der Formel (2.8) berechnet:

$$\Delta p = p_1 - p_2 \quad (2.7)$$

$$TMP = \frac{p_1 + p_2}{2} \quad (2.8)$$

Rotierende Cross-Flow Filtrationsanlage (DCF)

Im Rahmen der Membranfiltrationskaskaden wurde eine dynamische Cross-Flow Filtrationsanlage (Andritz AG, DCF 152/0,14) zur Ultrafiltration eingesetzt. Das Filtrationsmedium wurde von unten mittels einer Feedpumpe (0,37 kW, Gather Industrie GmbH, Zahnradpumpe 1M-L/6/D-SS/Q) aus dem Tank in die Filtrationskammer gefördert, die mit einem temperierbaren Doppelmantel ausgestattet ist. Die Filtrationstemperatur wurde mit einem Bi-Metall Thermometer (Alexander Wiegand GmbH & Co. KG; Typ A5301) gemessen. In der Kammer befinden sich zwei Hohlwellen, deren Drehzahl und Drehrichtung identisch sind. Jede Welle ist mit zwei keramischen Scheibenmembranen und einer Edelstahl Blindscheibe bestückt. Der Druck innerhalb der Filtrationskammer wurde mittels Schrägsitzventil (Bürckert GmbH; Typ DS 2000) am Retentatauslass eingestellt und über ein Druckmesssensor (Alexander Wiegand GmbH, Typ 233.30) abgelesen. Das Permeat ist über die Kanäle im Inneren der Membranscheiben zu den Hohlwellen gefördert, gesammelt und in einem Messzylinder aufgefangen worden.

Für die dynamische Filtrationsanlage wurde der Permeatgedruckt p_3 über die Formel (2.9) berechnet (Dal-Cin et al. 1998):

$$p_3 = \frac{1}{4} * \rho * \omega^2 * (r_0^2 + r_i^2) \quad (2.9)$$

wobei ρ für die Dichte in kg m^{-3} , ω für die Winkelgeschwindigkeit in rad s^{-1} , r_0 für den äußeren und r_i für den inneren Radius der Filtrationsscheibe in m steht.

Der mittlere TMP wurde anschließend über Formel (2.10) berechnet:

$$TMP = \frac{p_1 + p_2}{2} - p_3 \quad (2.10)$$

Zur Durchführung der Versuche wurde die DCF in einen Feed-Batch Prozess eingebunden (siehe Abbildung B.2). Hierfür wurde das Retentat über einen Plattenwärmetauscher erwärmt und zurück in das Vorlaufgefäß geführt.

2.3.2.1 RO-NF und RO-NF-UF Kaskade

Die Versuche zur Membrankaskade wurden in 2 bzw. 3 Abschnitten durchgeführt, die nachfolgend näher beschrieben werden.

Der Versuchsablauf der RO-NF Kaskade bis 40 % Soll-TM wurde in 3 Abschnitten durchgeführt, wobei sich jeder Abschnitt über eine Woche erstreckt hat. Der Versuchsablauf ist in Abbildung 2.2 dargestellt.

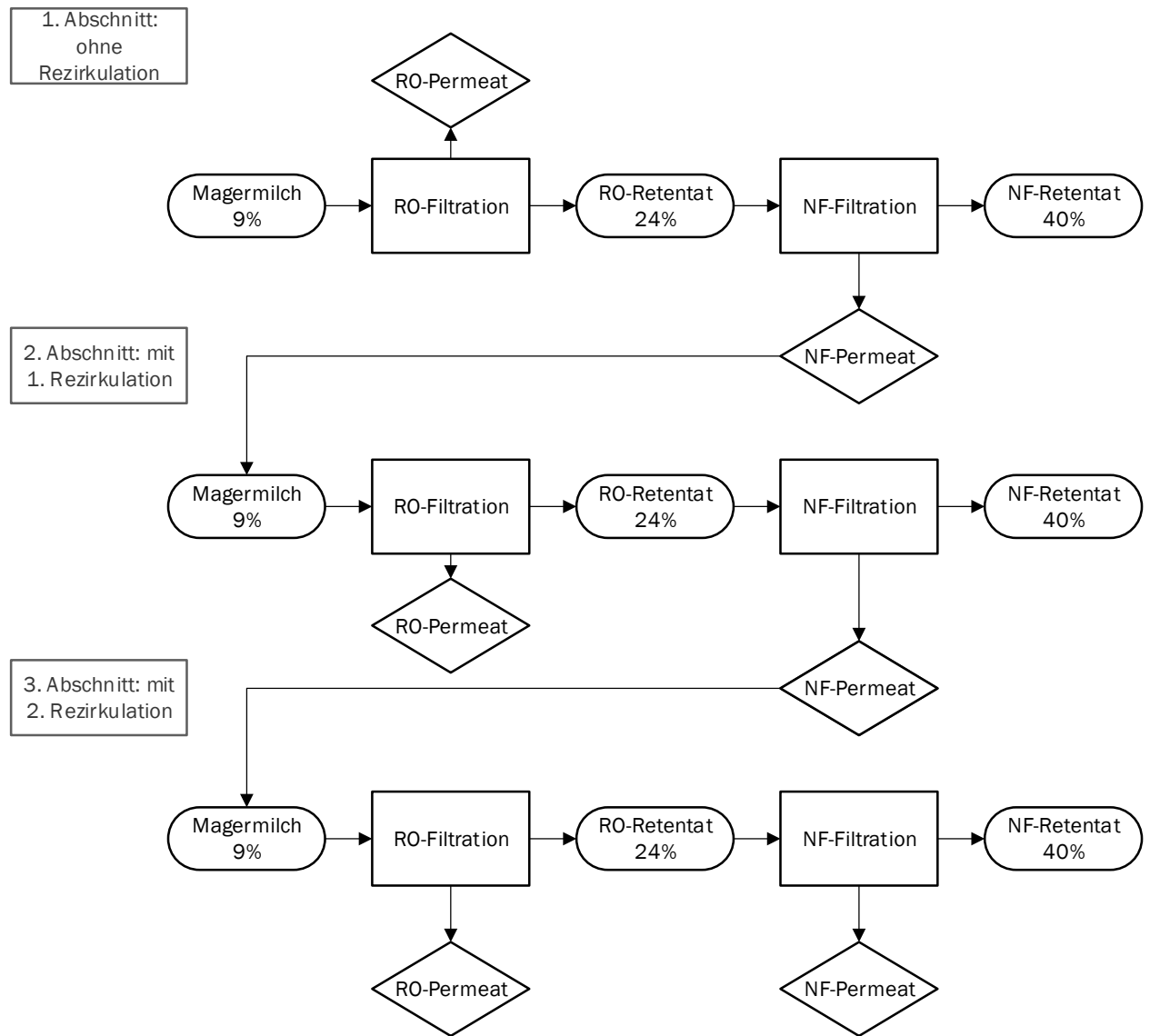


Abbildung 2.2: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels RO-NF Kaskade

Im ersten Abschnitt wurden die Versuche ohne Permeatzirkulation umgesetzt. Bei diesen Versuchen ist das entstandene NF-Permeat bei < -18 °C eingefroren worden. Die produzierten Retentate wurden über Nacht bei < 6 °C gelagert.

Im zweiten Versuchsabschnitt wurden die Versuche mit Permeatzirkulation durchgeführt. Dazu wurde das eingefrorene Permeat aufgetaut und in den Feed der entsprechenden Membranstufe zur Rezirkulation zurückgeführt. Das entstandene Permeat aus dem 2. Versuchsabschnitt wurde wieder bei -18 °C gelagert und für den 3. Versuchsabschnitt in der entsprechenden Membranstufe als Permeatzirkulation verwendet. Die Magermilch und das NF-Permeat wurden in einem Verhältnis von 1 : 3 (NF-Permeat : Magermilch; w/w) durchgeführt. Vor dem Mischen der Medien wurde das NF-Permeat bei > 55 °C für > 3 min mit Heißwasser thermisiert. In der nachfolgenden Abbildung 2.3 ist der Versuchsablauf der RO-NF-UF Kaskade bis zu einer Soll-TM von 45-50 % schematisch zusammengefasst.

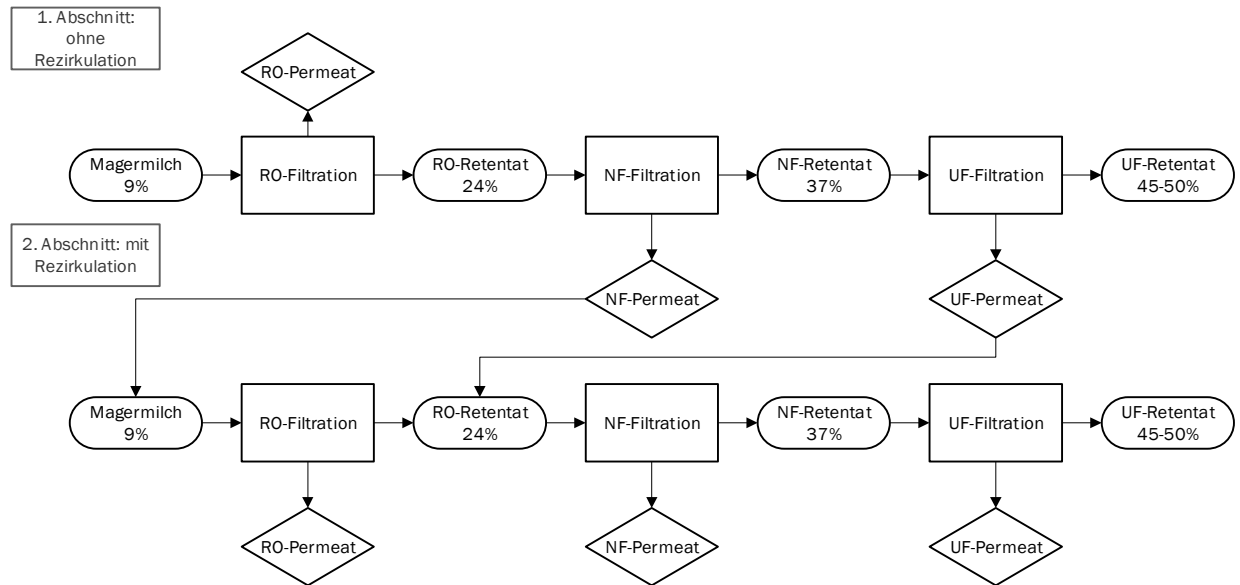


Abbildung 2.3: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels RO-NF-UF Kaskade

Die produzierten NF- und UF-Permeate aus der ersten Woche ohne Rezirkulation wurden bei $< -18\text{ °C}$ eingefroren. In der Folgewoche wurden die Permeate zur Rezirkulation verwendet. Die Magermilch und das NF-Permeat wurden in einem Verhältnis von 1 : 4 (NF-Permeat : Magermilch; w/w) gemischt. Das UF-Permeat und RO-Retentat wurden in einem Verhältnis von 1 : 2,5 (UF-Permeat : RO-Retentat; w/w) für die Soll-TM 45 % gemischt. Zum Erreichen der Soll-TM von 50 % wurde ein Mischungsverhältnis von 1 : 1 (UF-Permeat : RO-Retentat; w/w) gewählt. Vor dem Mischen der Medien wurde das NF- und UF-Permeat bei $> 55\text{ °C}$ für $> 3\text{ min}$ mit Heißwasser thermisiert, um kristallisierte Laktose und Salze in Lösung zu bringen.

In den Versuchen zur Ultrafiltration wurden zwei verschiedene Membranfiltrationsanlagen verwendet. Aufgrund des hohen Eiweißgehaltes im Retentat konnte in Versuchen ohne Permeatrezirkulation das NF-Retentat mittels DCF nur bis max. 44 % TM konzentriert werden. Hieraus resultierte eine zu geringe Menge an UF-Permeat. Um eine ausreichende Menge an UF-Permeat für die Permeatrezirkulation anzusammeln, wurde NF-Retentat zusätzlich mit keramischen UF-Röhrenmodulen auf eine Trockenmasse von ca. 44 % konzentriert. UF-Permeate aus DCF und keramischen Röhrenmodulen wurden zusammengeführt und zur Permeatrezirkulation verwendet. Die verwendeten Prozessparameter der Membranfiltrationsschritte beider Kaskaden sind in Tabelle 2.2 aufgeführt.

Tabelle 2.2: Prozessparameter der Membranstufen der entwickelten Kaskaden

Verfahren	Membranbezeichnung	Fläche [m ²]	Temperatur [°C]	TMP [bar]	Überströmung [L h ⁻¹]
RO-NF Kaskade					
Umkehrosmose	TRO 3838 N2	5,6	10	35	5000
Nanofiltration	Inopor 19 x 3,5 mm	0,75	15	35	3000
RO-NF- (dyn.) UF Kaskade					
Umkehrosmose	DairyRO 8038-30	33,0	10	35	12000
Nanofiltration	TNF 3838 N2	5,9	15	40	5500
Ultrafiltration	UF atech 19 x 3,3 mm	0,75	50	3,5	1800-6000
	Kerafol 7 nm	0,17	50	3,5	-

2.3.2.2 UF-RO Kaskade

Zur Durchführung der UF-RO-Kaskade (siehe Abbildung 2.4) wurde Magermilch in einem Doppelmantelgefäß auf die Filtrationstemperatur von 50 °C erwärmt.

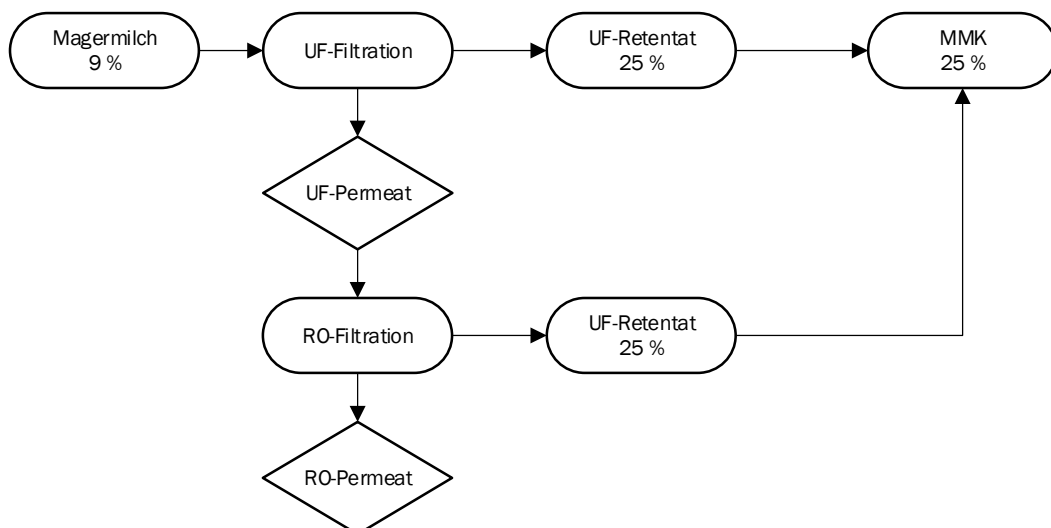


Abbildung 2.4: Verfahrensablauf Magermilchkonzentration mittels UF-RO Kaskade

Entstandenes UF-Retentat und UF-Permeat wurde aufgefangen und auf 6 °C bzw. 10 °C gekühlt. Zur Filtration wurde das Permeat in das Doppelmantel-VLG der RO-Filtrationsanlage gegeben. Im Anschluss an die RO-Konzentration des UF-Permeats wurden das produzierte RO-Retentat und UF-Retentat vollständig zu einem MMK rekombiniert. Das vor-konzentrierte MMK mit ca. 25 % TM wurde über Nacht bei < 6 °C gelagert, um am nächsten

Tag im Eindampfer auf Ziel-TM konzentriert zu werden. Die Filtrationsparameter der Membranstufen sind in Tabelle 2.3 aufgelistet.

Tabelle 2.3: Prozessparameter der UF-RO Kaskade

Verfahren	Membran	Temperatur		TMP		Überströmung	
		[°C]		[bar]		[L h ⁻¹]	
		Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD
Ultrafiltration	TUF 3838 N1	50	± 0,15	2	± 0,20	5000	± 0,02
Umkehrosiose	TRO 3838 N1	10	± 0,37	40	± 0,16	5000	± 0,31

2.4 Pulverherstellung

Das hergestellte Magermilchkonzentrat wurde auf 50 °C erwärmt, durch eine frequenzge-regelte Exzentrerschneckenpumpe aus dem VLG in einen Sprühtrocknungsturm (Anhydro Small Scale Dryer Typ: Microspray 400, SPX FLOW) gefördert und dort getrocknet. Das Pulver ist bei einem konstanten Luftstrom von 7,6 - 8,0 m s⁻¹ mit einer Zulufttemperatur von 200 °C und einer Ablufttemperatur von 92 °C hergestellt worden. Mittels einer Zwei-Stoff-Düse und einem Druck von 3,0 bar erfolgte die Zerstäubung. Das Magermilchpulver wurde unten aus dem Turm gesaugt, durch einen Zyklon abgeschieden und in einem Auffanggefäß gesammelt. Der Sprühturm ist schematisch in Abbildung B.5 dargestellt.

2.5 Kostenkalkulation im Industriemaßstab

Die Bewertung für eine Investition wurde durch das Rechenverfahren der Kostenvergleichsrechnung auf Ebene der Gesamtkosten der Abteilungen „Konzentratherstellung“ durchgeführt. Dazu wurden, unter standardisierten Bedingungen, die Produktionsfaktoren der Modelle erfasst und streng nach dem Verursachungsprinzip auf der niedrigsten möglichen Hierarchiestufe als Einzelkosten des Artikels oder der Abteilung verrechnet. Durch Addition der Einzelkosten beider Bezugsgrößen wurden die Gesamtkosten ermittelt. In die Simulationsrechnung wurden die Kostenartengruppen Anlage-, Energie-, Betriebsstoff- und Rohstoffverlust- sowie Personalkosten einbezogen. Diese wurden in ihre variablen und fixen Bestandteile aufgegliedert und die fixen Kosten jeweils in die Kategorien tagesfixe und mengenproportionale Kosten aufgeteilt. Die Ausgangsdaten zur Ermittlung dieser Kosten ergeben sich aus Mengenverbräuchen, die aus der maschinellen und baulichen Ausstattung der Konzentrationsverfahren generiert wurden. Im Anschluss an die Kostenvergleichsrechnung

erfolgte die Risikobewertung, die unter Zuhilfenahme der statischen Amortisationsrechnung durchgeführt wurde.

2.5.1 Maschinelle Investitionen

Die innerhalb der Simulationsrechnung verwendeten Investitionsbeträge für Maschinen und Anlagen wurde bei einem einschlägigen Gerätebauer erfragt. In der Kalkulation wurde der Listenpreis des Herstellers verwendet. Hierbei wurden etwaige Liefer- und Montagekosten berücksichtigt.

2.5.2 Anlagekosten

Mittels der spezifischen Investitionsbeträge der Verfahren wurden die jährlichen Anlagekosten aus der Summe der Kostenarten kalkulatorische Abschreibungen A_i (2.11), kalkulatorische Zinsen Z_i (2.12) sowie Reparaturen und Instandhaltung I_i (2.13):

$$A_i = \frac{P_i}{K_i} \quad (2.11)$$

$$Z_i = \frac{P_i * S_i}{(100 * 2)} \quad (2.12)$$

$$I_i = \frac{P_i * R_i}{100} \quad (2.13)$$

mit P_i = Investitionswert des Faktors i , K_i = Abschreibungszeitraum des Faktors i , S_i = Kalk. Zinssatz des Faktors i und R_i = Reparaturquote des Faktors i berechnet.

Zur Bestimmung der Reparatur- und Instandhaltungskosten wurde ein Instandhaltungsfaktor verwendet, der die fixen maschinellen und baulichen Instandhaltungskosten sowie die mengenproportionalen Reparaturkosten widerspiegelt (Wietbrauk et al. 1990). Die kalkulatorische Nutzungsdauer wird mit 15 Jahren für Anlagen angegeben (Neitzke et al. 1990; Widera et al. 1998). Im Gegensatz dazu haben Filtrationsmembranen eine deutlich kürzere Lebensdauer von etwa 1 bis 2 Jahren bei SWM und 8 bis 10 Jahren bei Keramikröhrenmembranen (Schier und Paar 2007; Mercier-Bouchard et al. 2017).

2.5.3 Kosten für Energie und Betriebsstoffe

Die für die Beurteilungen wichtigen Kostenartengruppen Energie und Betriebsstoffe teilen sich in Kostenarten Fremdstrom, Eigendampf, Druckluft und Eiswasser in der

Kostenartengruppe „Energie“ auf. Innerhalb der Gruppe „Betriebsstoffe“ werden die Kostenarten Reinigungsmittel, Desinfektionsmittel, Schmierstoffe, Wasser und Abwasser betrachtet.

Der benötigte Fremdstrom wird als Arbeitspreis in Cent je Kilowattstunde (ct kWh⁻¹) auf Abteilungsebene ausgewiesen. Tagesfixe Verbräuche für Energie lassen sich den Reinigungsarbeiten in der Abteilung zurechnen. Der tagesfixe Wasserverbrauch wird durch das Anfahren der Anlagen, zur Reinigung der produktberührenden Teile bzw. der Flächen verursacht. Das während der Konzentration entzogene Wasser wird nicht dem Abwasser hinzugerechnet, da es in einer anderen Abteilung verwendet werden kann (Widera et al. 1998). Die benötigten Reinigungs- und Desinfektionsmittel sind ebenfalls separat aufgeführt und mit Faktorpreisen versehen.

2.5.4 Rohstoffverlustkosten

Einheitlich zu den anderen genannten Kostenarten ergeben sich die Rohstoffverlustkosten aus dem Faktormengenverbrauch des eingesetzten Rohstoffes (RES). Dieser wird zu den Faktorpreisen bewertet. Zur Verlustermittlung wird der In- und Output der Abteilung herangezogen, da dieser eine angemessene Bezugsgröße darstellt. In diesem expliziten Fall stellt es sich teilweise schwierig dar, den In- und Output des Systems zu ermitteln. Es gibt keine Erfahrungswerte einiger Modelle innerhalb einer derartigen Anwendung in der Milchwirtschaft. Aus diesem Grund wird ein prozentualer Anteil des RES zur Verlustermittlung herangezogen.

Widera et al. (1998) benennen einen Rohstoffverlust, der durch Reinigung der Tanks und Rohrleitungen entsteht, von 250 kg Magermilch sowie 150 kg Magermilchkonzentrat pro Tag in der Eindampfung, bei einem Rohstoffeinsatz von täglich 1.100.250 kg. Für Verfahren, bei denen die Membrantrenntechnik Einsatz findet, wird ein Wert angenommen, der dieser Technik zugeordnet werden kann. Er spiegelt die erhöhten Verluste dieses Verfahrens wieder, die aufgrund des größeren Anlagenvolumens sowie der Ausspülbarkeit von Produkt aus den Membranen entstehen (siehe Tabellen in Kapitel D)

Für die Ermittlung des Brutto-Rohstoffpreises wird der Rohstoff in die Komponenten Fett und Nichtfett zerlegt und getrennt voneinander mit den derzeit geltenden Marktpreisen für die Standardprodukte „aluverpackte Butter 250g-Stück“ und „Magermilchpulver im 25 kg-Sack“ nach Wietbrauk et al. (1990) bewertet.

2.5.5 Amortisationszeit

Zur Risikobewertung der Investitionen wurde die Berechnung der Amortisationszeit, auch bekannt als Pay-Back Zeitraum (PBZ) herangezogen. Darin ist die Zeit ausschlaggebend, nach der die Ausgaben für ein Projekt durch Einzahlungen ausgeglichen sind bzw. das investierte Kapital wieder zurückgeflossen ist. Dazu wurde die indirekte Methode aus Formel (2.14) im Anschluss an die Kostenvergleichsrechnung verwendet:

$$\text{Amortisationszeit} = \frac{P_i}{G + A_i} \quad (2.14)$$

mit P_i = Investitionswert des Faktors i , G = Projektgewinn und A_i = kalkulatorische Abschreibungen.

2.6 Ermittlung des Carbon Footprint

Auf Basis der ermittelten Stoffströme der Technikumsversuche wurden vom Projektpartner GEA TDS GmbH Anlagenkonzepte der Konzentrationsanlagen im industriellen Maßstab projiziert. Mithilfe dieser Daten wurde über die Software Simapro 9.2.0.2 (Pré consultants, Amersfoort (NL)) die CO₂-Bilanz der Prozesse erstellt. Die Software greift hierfür auf die Datenbank ecoinvent 3.6 zu, welche für viele Prozesse und Produkte über verschiedene Datensätze verfügt, die regionale Unterschiede aufweisen. Die Auswertung der Datensätze erfolgte, angelehnt an Kim et al. (2013) und Finnegan et al. (2017b), über die Methode IPCC 2013 GWP 100a. Die verwendeten Systemgrenzen sind in Abbildung 2.5 dargestellt.

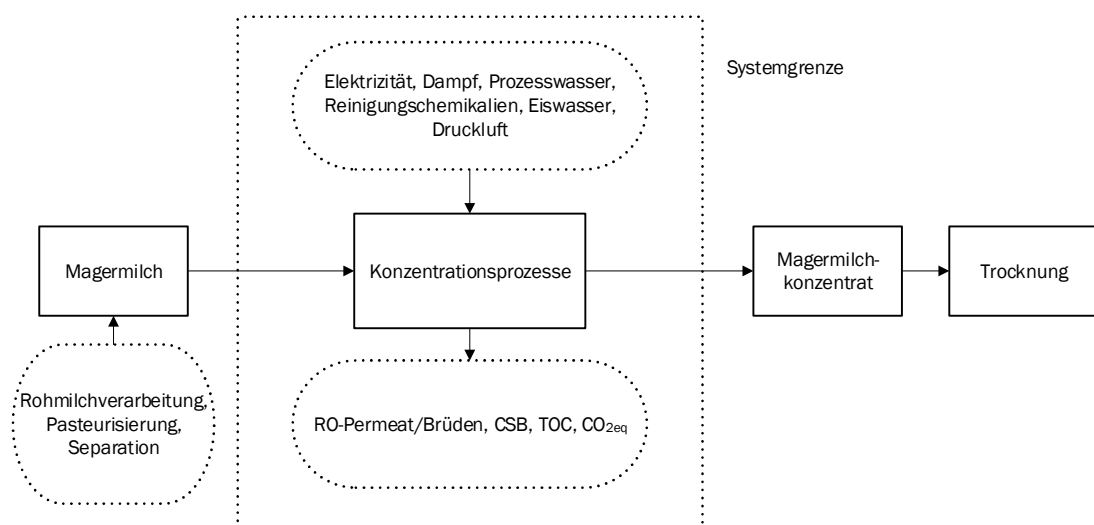


Abbildung 2.5: Systemgrenzen der CO₂-Bilanzierung der Konzentrationsprozesse

Die verwendeten Prozessdaten und -parameter sind in Tabelle 2.4 aufgeführt. Zur Abbildung der Situation für Deutsche Molkereien und Anlagenbauunternehmen wurden, wenn vorhanden, Datensätze aus Deutschland (DE) verwendet. Falls diese nicht verfügbar waren, wurden Daten für die Europäische Union + Schweiz (RER) verwendet. Falls weder Deutsche noch Europäische Datensätze abrufbar waren, wurde auf globale Daten (GLO) zurückgegriffen.

Tabelle 2.4: Verwendete Prozessparameter zur ökologischen Auswertung

Prozessparameter	Einheit	CO ₂ -Bilanz [kg CO ₂ pro Einheit]	Bemerkung
Elektrische Energie	kW h	0,614	Niedrigspannung, Daten aus DE
Druckluft	Nm ³ h ⁻¹	0,069	700 kPa, Daten aus RER
Dampfbedarf	kg h ⁻¹	0,286	Daten für RER
Spülwasser für Gleitringdichtung	m ³ h ⁻¹	0,397	Weiches Wasser, Daten aus RER
Prozesswasser	m ³ h ⁻¹	0,343	Wasser aus Brunnen, Daten aus DE
Kühlung durch Kühlturm	h	3,03	Erstellter Prozess nach Schulz et al 2019
Reinigungsmittel	kg	-	Datensatz aus ecoinvent 3.6 (RER, GLO) oder selbst recherchiert

Für die Eiswasserkühlung in Membranfiltrationsanlagen wurde der Bedarf an Kühlungsenergie \dot{Q} über Formel (2.15) in den Bedarf an elektrischer Leistung P_K umgerechnet:

$$\varepsilon_K = \frac{\dot{Q}}{P_K} \quad (2.15)$$

wobei ε_K für die Leistungszahl steht. Als Leistungszahl für Prozesse mit Eiswasser wurde 2 angenommen, da dies die Leistungszahl der Kompressionskälteanlage der Hochschule Hannover ist.

In der Bilanzierung wird angenommen, dass die Kondensation von Brüden in einem Molkebetrieb über einen Kühlwasserkreislauf erfolgt, welcher 28 °C warmes Wasser aus einem

Kühlturm zur Verfügung gestellt bekommt. Kühltürme sind eine effiziente Möglichkeit überschüssige, technologisch nicht mehr nutzbare Wärme an die Umwelt abzugeben. Die Effizienz von Kühltürmen ist abhängig von den klimatischen Bedingungen der Region (Schulze et al. 2018). Zur Berechnung des ökologischen Einflusses der Kühltürme wurde ein Kühlturm auf Basis der Daten von Schulze, Thiede und Herrmann (2019) mit einer Lebensdauer von 20 Jahren projiziert. Dieser hat über seine Lebenszeit von 20 Jahren einen Bedarf an elektrischer Energie von 860 MWh und einer CO₂-Bilanz von 473,3 t CO₂. 96 % der Energie ist auf die Nutzung des Kühlturms zurückzuführen. Nach Blume et al. (2020) wurde eine Leistungszahl von 6,44 verwendet.

Für die Reinigung der Membrananlagen wurden Reinigungsmittel der Firma Ecolab verwendet. Für diese Mittel ist die chemische Zusammensetzung nicht vollständig veröffentlicht. Zur Abschätzung des ökologischen Einflusses dieser Reinigungsmittel wurde die Zusammensetzung über die vorhandenen Sicherheitsdatenblätter der verwendeten Mittel abgeschätzt. Auf den Datenblättern wird üblicherweise ein Minimum und ein Maximum der verschiedenen Chemikalien angegeben. Für den Hauptinhaltsstoff wurde der Maximalwert verwendet. Bei Substanzen die in niedrigen Konzentrationen vorhanden sind, wurde der Mittelwert aus Minimum und Maximum verwendet. Für Chemikalien die nicht über die ecoinvent 3.6 Datenbank verfügbar waren, wurde aktuelle wissenschaftliche Literatur verwendet (Kappenthuler et al. 2018; Schowanek et al. 2018; Kim, Jiménez-González und Dale 2009).

3 Technologische Ergebnisse

3.1 Hochkonzentrationsverfahren zur Herstellung von Magermilchkonzentrat

Das Ziel der Hochkonzentration ist zusätzliches Wasser aus bereits vorkonzentrierter Magermilch zu entziehen, bis das Konzentrat für die Sprühtrocknung verwendet werden kann. Im Rahmen des Projektes wurden folgende Hochkonzentrationsprozesse zum Erreichen von 40 %, 45 % und 50 % TM angewendet:

- Verfahren 1: Mit dem klassischen Eindampfungsprozess (Vgl. Abbildung 2.1) wird die Magermilch ohne Vorkonzentration von ca. 9 % auf 40 %, 45 % und 50 % TM konzentriert. In Abhängigkeit der Ziel-TM wird das Verfahren EV 40, EV 45 oder EV 50 bezeichnet.
- Verfahren 2: Rekombiniertes Vorkonzentrat wird mittels Eindampfung von ca. 25 % auf 40 %, 45 % und 50 % TM konzentriert (Vgl. Abbildung 2.4). In Abhängigkeit der Ziel-TM werden die mit Verfahren UF-RO-EV 40, UF-RO-EV 45 oder UF-RO-EV 50 definiert.
- Verfahren 3.1: Im Hochkonzentrationsprozess der RO-NF-Kaskade wird das in 3.1 dargestellte Verfahren inklusive Rückführungsstufen zur Konzentration von Magermilch auf 40 % TM angewendet (Abbildung 2.2). Es wird nachfolgend als RO-NF 40 bezeichnet.
- Verfahren 3.2: Im Hochkonzentrationsprozess der RO-NF-UF Kaskade wird das in Abbildung 2.3 dargestellte Verfahren inklusive Rückführungsstufen zur Konzentration von Magermilch auf 45 % und 50 % TM angewendet. Es wird nachfolgend als RO-NF-UF 45 bzw. RO-NF-UF 50 benannt.

Vergleich der Prozesse zur Hochkonzentration bis 40 % TM

Ein wesentliches Kriterium der Verfahren ist, ob mit den Filtrationsverfahren ein Magermilchkonzentrat hergestellt werden kann, welches eine inhaltsstoffliche Zusammensetzung von EV 40 aufweist. In der nachfolgenden Tabelle 3.1 sind die Konzentratzusammensetzungen der Verfahren aufgeführt.

Tabelle 3.1: Einfluss des Herstellungsverfahrens auf die trockenmassebezogene Zusammensetzung des Magermilchkonzentrates in Abhängigkeit vom Herstellverfahren bei einer Soll-TM von 40%

Produkt	Trockenmasse [%]		E.i.Tr. [%]		L.i.Tr. [%]		A.i.Tr. [%]	
	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD
EV 40	40,67 ^a	± 2,04	36,92 ^a	± 0,35	52,53 ^a	± 0,36	8,20 ^c	± 0,04
UF-RO-EV 40	40,94 ^a	± 0,70	36,78 ^a	± 0,19	53,22 ^a	± 1,40	8,05 ^c	± 0,05
RO-NF40 oR	39,33 ^a	± 0,75	42,72 ^b	± 0,68	49,63 ^a	± 2,57	6,66 ^a	± 0,16
RO-NF40 R	40,10 ^a	± 0,60	37,57 ^a	± 1,51	52,87 ^a	± 2,29	7,29 ^b	± 0,15

Basis: Welch-ANOVA (Post-Hoc-Test: Bonferroni)

Anmerkung: Gruppen mit unterschiedlichen Kennbuchstaben unterscheiden sich signifikant ($p < 0,05$)

R = mit Permeatzirkulation; oR = ohne Permeatzirkulation

Die Zusammensetzung des UF-RO-EV 40 Konzentrates ist ähnlich dem MMK aus dem Prozess EV 40. Hochkonzentrate hergestellt mittels RO-NF Kaskade ohne Rezirkulation (RO-NF 40 oR) haben eine veränderte trockenmassebezogene Zusammensetzung im Vergleich zu EV 40. Es ist eine deutliche Verschiebung vom Asche- und Laktosegehalt zum Eiweißgehalt zu erkennen. Dies ist darauf zurückzuführen, dass monovalente Ionen, die einen Großteil des Aschegehalts ausmachen, bei der NF-Filtration ins Permeat übergehen. Weiterhin ist ein Teil der Laktose während der Nanofiltration permeiert, wodurch der E.i.Tr.-Gehalt gestiegen ist. Anhand dieser Ergebnisse wird deutlich, dass eine Rezirkulation des Permeates zur Erzielung eines EV 40 mit identischer trockenmassebezogener Zusammensetzung zwingend notwendig ist. Der erreichte E.i.Tr.-Gehalt des NF-Konzentrats RO-NF 40 R liegt im erwarteten Bereich von Magermilch. Unterschiede liegen gemäß der statistischen Auswertung beim A.i.Tr.-Gehalt, welcher etwas niedriger ist als der aus Prozessen mit Eindampfung. Durch Permeatzirkulation erhöhte sich mit jeder Rezirkulationsstufe der A.i.Tr. und L.i.Tr. bei gleichzeitiger Reduktion des E.i.Tr. Die Unterschiede verringerten sich mit jeder Rückführungsstufe. In der Industrie würde die Rezirkulation kontinuierlich verlaufen, wodurch sich höchstwahrscheinlich ein Equilibrium der trockenmassebezogenen Zusammensetzung einstellt. Es besteht die Annahme, dass durch weitere Rezirkulationsstufen ein der EV 40 vergleichbarer A.i.Tr. erreicht werden könnte.

Der Fluxverlauf in der RO-Membranstufe verringerte sich bei steigender TM stetig. Die Reduktion der Permeationsleistung wird durch Erhöhung des osmotischen Drucks im Filtrationsmedium verursacht. Der osmotische Druck einer Lösung ist umso höher, desto mehr

Teilchen sich in Lösung befinden. Auf Grund ihrer niedrigeren molaren Masse verursachen besonders Salze und Zucker einen Anstieg des osmotischen Drucks von RO-Prozessen und limitieren erreichbare TM (siehe Abbildung 3.1). Der Wechsel auf die NF-Membranstufe resultierte in einem Anstieg des Fluxes und einer Fortführung der Filtration.

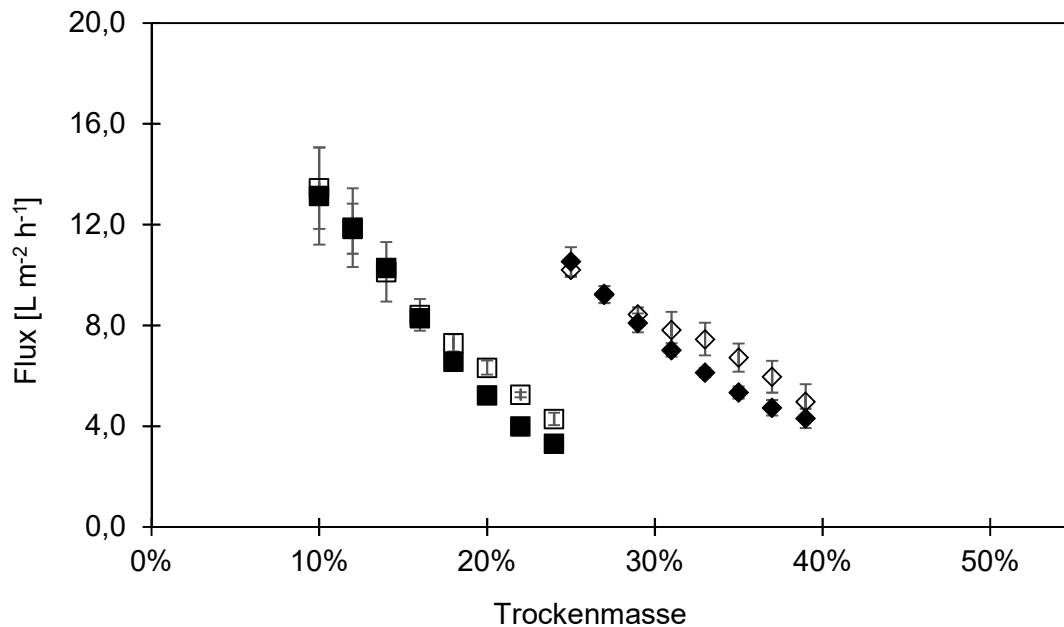


Abbildung 3.1: Einfluss der Permeatrezirkulation auf den Flux der Membranstufen der RO-NF Kaskade □ = RO oR; ■ = RO R; ◇ = NF oR; ◆ = NF R

Die Rezirkulation des NF-Permeats bewirkte eine leichte Reduktion der mittleren Filtrationsleistung der beiden Membranstufen der RO-NF Kaskade. Dies ist auf die veränderte Zusammensetzung der Medien zurückzuführen. Auf Grund der Rezirkulation von echt gelösten Substanzen (Laktose, Salze) erhöhte sich der osmotische Druck des Filtrationsmediums und resultierte in einem leicht reduzierten Flux.

Vergleich der Hochkonzentration bis 45 % TM

Die TM der Konzentrate aus der Eindampfung (EV 45, UF-RO-EV 45) waren über dem der Ziel-TM, während die Werte der Membrankaskaden aus RO-NF-UF niedriger lagen (siehe Tabelle 3.2)

Tabelle 3.2: Einfluss des Herstellungsverfahrens auf die trockenmassebezogene Zusammensetzung des Magermilchkonzentrats bei einer Soll-TM von 45 %

Produkt	TM [%]		E.i.Tr. [%]		L.i.Tr. [%]		A.i.Tr. [%]	
	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD
EV 45	47,04 ^a	± 1,18	37,17 ^a	± 0,37	51,62 ^b	± 0,29	8,05 ^b	± 0,01
UF-RO-EV 45	45,86 ^a	± 0,89	36,08 ^a	± 0,81	54,15 ^b	± 1,55	8,02 ^b	± 0,20
RO-NF-UF 45 oR	44,04 ^a	± 0,15	48,71 ^b	± 0,68	41,06 ^a	± 1,52	7,13 ^a	± 0,08
RO-NF-UF 45 R	44,10 ^a	± 0,37	37,64 ^a	± 1,73	54,79 ^b	± 0,21	6,92 ^a	± 0,19

Basis: Welch-ANOVA (Post-Hoc-Test: Hochberg GT2)

Anmerkung: Gruppen mit unterschiedlichen Kennbuchstaben unterscheiden sich signifikant ($p < 0,05$)

Trotz dieses erkennbaren Trends zeigten die Trockenmassen noch keine signifikanten Unterschiede auf ($p = 0,128$). Erste Abweichungen in der trockenmassebezogenen Zusammensetzung sind beim E.i.Tr. der verschiedenen Konzentrate zu erkennen. Das UF-Konzentrat der Probe RO-NF-UF 45 oR hatte einen E.i.Tr. von $> 48\%$. Ein starker Viskositätsanstieg des Konzentrats resultierte in einer Beendigung der Filtration. Eine Rezirkulation der NF- und UF-Permeate bewirkte hingegen eine deutliche Reduktion des E.i.Tr. und damit auch der Viskosität. Die NF- und UF-Permeate bestehen zu einem Großteil aus Asche und Lactose. Die Rezirkulation resultierte in einer Verringerung des E.i.Tr. der Feedströme in den Membranstufen. Das Konzentrat aus RO-NF-UF 45 R wies eine nahezu identische trockenmassebezogene Zusammensetzung wie das MMK aus EV 45 auf (Vgl. Tabelle 3.2). Der A.i.Tr. der Konzentrate war unabhängig von der Permeatrezirkulation niedriger als der aus den Prozessen mit Eindampfung ($p < 0,001$). Wie bei der Kaskade aus RO-NF 40 könnte dieser Effekt auf zu wenige Rezirkulationsstufen zurückzuführen sein. Mit Reduzierung des Eiweißgehaltes war in der ersten Rezirkulationsstufe eine Erhöhung des Flux in den NF- und UF-Membranstufen erkennbar (siehe Abbildung 3.2).

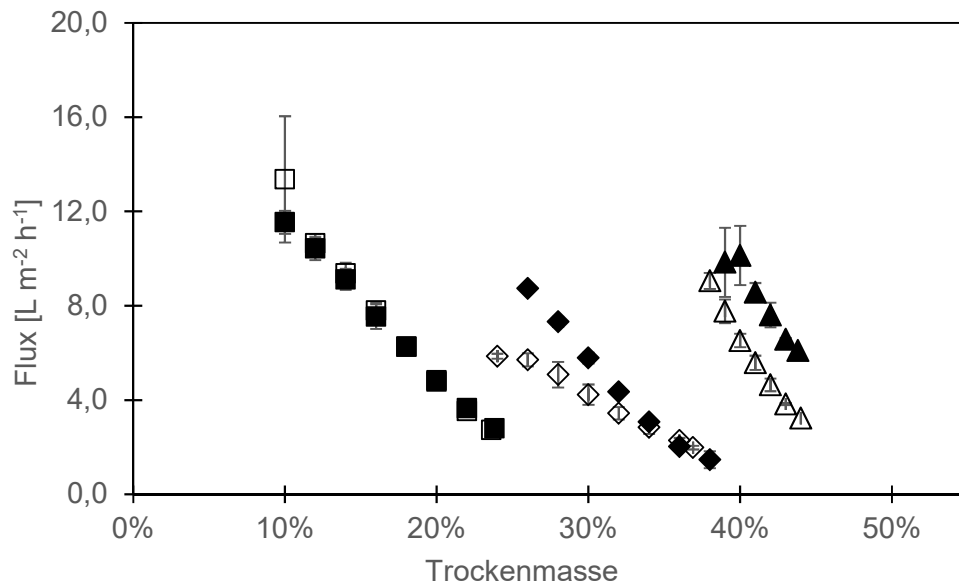


Abbildung 3.2: Einfluss der Permeatrezirulation auf den Flux der Membranstufen der RO-NF-UF Kaskade □ = RO oR; ■ = RO R; ◇ = NF oR; ◆ = NF R, △ = UF oR; ▲ = UF R

Vergleich der Hochkonzentration bis 50 % TM

Die Zusammensetzung der produzierten Konzentrate sind in Tabelle 3.3 dargestellt.

Tabelle 3.3: Einfluss des Herstellungsverfahrens auf die Zusammensetzung des Magermilchkonzentrats bei einer Soll-TM von 50 %

Produkt	Trockenmasse [%]		E.i.Tr. [%]*		L.i.Tr. [%]*		A.i.Tr. [%]*	
	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD
EV 50	51,94 ^a	± 0,49	37,17 ^b	± 0,31	52,53 ^a	± 0,23	7,94 ^b	± 0,03
UF-RO-EV 50	50,26 ^a	± 3,54	37,25 ^b	± 0,44	52,10 ^a	± 1,99	8,05 ^b	± 0,07
RO-NF-UF 50	48,04 ^a	± 0,15	33,55 ^a	± 0,03	58,17 ^a	± 0,89	6,44 ^a	± 0,06

Basis: Welch-ANOVA (Post-Hoc-Test: Bonferroni)

Anmerkung: Gruppen mit unterschiedlichen Kennbuchstaben unterscheiden sich signifikant ($p < 0,05$)

Die trockenmassebezogene Zusammensetzung der Konzentrate zeigte in Abhängigkeit von der Herstellung Unterschiede im E.i.Tr. ($p = 0,028$) und im A.i.Tr. ($p = 0,005$). Der L.i.Tr. der Konzentrate ist bei der Herstellung mittels RO-NF-UF-Kaskade erhöht, aber dennoch vergleichbar ($p = 0,087$). Unterschiede in der trockenmassebezogenen Zusammensetzung sind auf die Versuchsdauer des UF-Schritts innerhalb der RO-NF-UF Kaskade zurückzuführen. Um ein zeitabhängiges „age thickening“ der Hochkonzentrate zu verhindern und zur

Nachbildung industrieller Standards, wurde die Sprühtrocknung unmittelbar im Anschluss an die Konzentration durchgeführt (Vgl. Kapitel 2.4). Unter Berücksichtigung von 1 h Versuchsvorbereitung, 1,5 h zur Sprühtrocknung und 2 h Reinigung des Sprühturms wurde die Filtrationsdauer auf 9 h limitiert. Über die Dauer der UF permeiert besonders Laktose durch die Membran. Dies führt zu einer Erhöhung des E.i.Tr. und der TM während der L.i.Tr. sinkt. Eine Verlängerung der Versuchsdauer um ca. 1 bis 2 h oder eine Vergrößerung der Filtrationsfläche hätten mit sehr hoher Wahrscheinlichkeit zu einer weiteren Erhöhung der TM und des E.i.Tr. geführt. Durch diese Anpassung konnte eine vergleichbare trockenmassebezogene Zusammensetzung von MMK aus Eindampfungsprozessen erreicht werden.

Wie bereits in den Versuchen mit 45 % TM dargestellt, hatte die Permeatzirkulation auch in den Versuchen mit 50 % TM einen positiven Effekt auf den Flux. Die Fluxverläufe in den Filtrationsstufen mit einer Ziel-TM von 45 % und 50 % sind nahezu identisch. Aus diesem Grund ist auf die Darstellung der Fluxverläufe mit einer Ziel-TM von 50 % verzichtet worden.

Beurteilung der Verfahren zur Hochkonzentration von Magermilch

Die untersuchten Verfahren Eindampfung (EV 40, 45 und 50), die Kaskade nach Meyer et al. (2017) inkl. Eindampfung (UF-RO-EV 40, 45 und 50) und die RO-NF-(UF) Kaskade sind für die Hochkonzentration von MM geeignete Verfahren. Der etablierte Prozess der Eindampfung von MM hatte unabhängig von der Ziel-TM zu MMK mit typischer trockenmassebezogener Zusammensetzung in Bezug auf E.i.Tr., L.i.Tr. und A.i.Tr. geführt. Beim MM-Konzentrationsverfahren durch UF-RO Kaskade inkl. Eindampfung wurde ebenso die trockenmassebezogene Zusammensetzung von MM erreicht.

Versuche mit Eindampfungsprozessen hatten in Bezug auf die Konzentrat-TM eine relativ große Schwankungsbreite. Dies ist auf den Aufbau der Platteneindampfungsanlage mit einer Verdampfungsleistung von ca. 100 kg h⁻¹ Brüden zurückzuführen. Der daraus resultierende starke Anstieg der TM und die kurze Versuchsdauer erschwerten die Überwachung und korrekte Steuerung des Prozesses in Bezug auf die TM. Im Vergleich hierzu waren die Versuche der RO-NF-(UF) Kaskade leichter über Schnellmethoden zu überwachen. Sie erstreckten sich über 5 - 9 h bei einer Permeatproduktion von 0,3 - 1,2 kg UF-Permeat pro Stunde. Diese Unterschiede in der Versuchsdauer waren auf die Anlagengrößen der vorhandenen Prozessanlagen zurückzuführen.

Die RO-NF und RO-NF-UF Kaskaden hatten nach Permeatzirkulation eine mit MM vergleichbare trockenmassebezogene Zusammensetzung, besonders in Bezug auf die wertbestimmenden Bestandteile Eiweiß und Laktose. Im Rahmen der RO-NF Kaskade bis 40 %

TM wurde über zwei Versuchswochen NF-Permeat rezirkuliert, Bei der RO-NF-UF Kaskade bis 45 oder 50 % TM wurde das NF- und UF-Permeat über eine Versuchswoche rezirkuliert

Die Rezirkulationsmengen wurden in Vorversuchen ermittelt. Zielstellung war die Erreichung einer passenden trockenmassenbezogenen Zusammensetzung in Bezug auf den E.i.Tr., da dieser neben seiner Bedeutung als wertbestimmender Bestandteil der Milch, auch die physikalischen Eigenschaften der Konzentrate maßgeblich beeinflusst (Corredig et al. 2019).

Aus diesem Grund ist zur Realisierung der typischen trockenmassebezogenen Zusammensetzung das Verhältnis von UF-Permeat und RO-Retentat vor der NF-Stufe angepasst worden. Umso höher die Ziel-TM des MMK ist, desto höher musste der Anteil an UF-Permeat sein. Ein Rezirkulationsverhältnis von 1 : 2,5 (w/w; UF-Permeat/RO-Retentat) für eine Ziel-TM von 45 % und von 1 : 1 (w/w; UF-Permeat/RO-Retentat) für eine Ziel-TM von 50 % haben sich für die Kaskade aus RO-NF-UF bewährt. Der A.i.Tr. war in allen Konzentraten der RO-NF-(UF) Verfahren niedriger als der aus Prozessen mit Eindampfung. Dies ist mit hoher Wahrscheinlichkeit auf den gewählten Versuchsaufbau zurückzuführen. Durch Rezirkulation der NF- und/oder UF-Permeate wurde die Zusammensetzung der Stoffströme innerhalb der Membrankaskade beeinflusst und führte zu einer Verringerung des E.i.Tr. unter gleichzeitiger Erhöhung des L.i.Tr.. Besonders Caseine neigen bei der Membranfiltration zur Bildung einer Deck- oder Gelschicht auf der Membranoberfläche. Eine Verringerung des E.i.Tr. und die damit einhergehende Reduktion der Proteindeckschicht müsste zu einer Verbesserung der Filtrationsleistung führen. Gleichzeitig resultiert eine Erhöhung des Laktosegehalts und des Gehalts an monovalenten Ionen in einem Anstieg des osmotischen Drucks der Lösung. Dieses Phänomen wirkt besonders bei druckgetriebenen Membranfiltrationsverfahren wie RO und NF zu einer erheblichen Reduktion des Flux. Die Versuche zeigten, dass eine Permeatrezirkulation in den meisten Membranstufen zu einer Verbesserung der Filtrationsleistung führte. Die Verringerung des E.i.Tr. hat einen stärkeren Einfluss auf die Filtrationsleistung der RO-NF-UF Kaskade als die Erhöhung des osmotischen Drucks. Bei einer industriellen Umsetzung der RO-NF und RO-NF-UF Kaskade würde die Rezirkulation der NF- und UF-Permeate kontinuierlich ablaufen, sodass eine vergleichbare Zusammensetzung zu einem MMK aus der Eindampfung höchstwahrscheinlich realisiert wird.

3.2 Physikalische Eigenschaften der Konzentrate

Die Produktion von MMK über lange Prozesszeiten mit Trockenmassen von > 40 % führen zu einem zeitabhängigen Viskositätsanstieg (age thickening) der MMK auf

150 – 1000 mPa s im Laufe einer Heißhaltezeit von 4 - 10 h bei 50 °C (Bienvenue, Jiménez-Flores und Singh 2003). Die erhöhte Viskosität resultiert in eine schlechtere Zerstäubung an der Düse des Sprühtrockners, wodurch die Qualität der hergestellten MMP negativ beeinflusst wird. Diese Zusammenhänge bedeuten für Molkereiunternehmen, dass während der MMP-Produktion MMK nur kurze Zeit vor dem Trocknungsprozess gestapelt werden kann. Mit der Eindampfungsanlage der Hochschule Hannover kann innerhalb von 0,5 bis 1,5 h trocknungsfähiges MMK mit TM von 40-50 % produziert werden. Zur Untersuchung der Kaskaden aus RO-NF-(UF) sind vorhandene Technikumsanlagen der Hochschule Hannover verwendet worden. Produktionszeiten von 5 - 9 h waren unumgänglich, um das für die Trocknung nötige MMK zu produzieren. Dies erschwert einen unmittelbaren Vergleich der physikalischen Eigenschaften der MMK und der Qualität der MMP, da Konzentrate aus RO-NF-(UF) Kaskade auf Grund der längeren Versuchsdauer mehr zeitabhängigem Viskositätsanstieg ausgesetzt wurden. Auf Basis dessen, wurde eine dynamischen Ultrafiltrationsanlage eingesetzt. Durch konstante Scherung des MMK konnte einer Agglomeration der Caseine entgegengewirkt werden.

Vergleich der physikalischen Eigenschaften von Konzentraten bis 40 %

Die Ergebnisse der Viskositätsmessung sind in Abbildung 3.3 dargestellt.

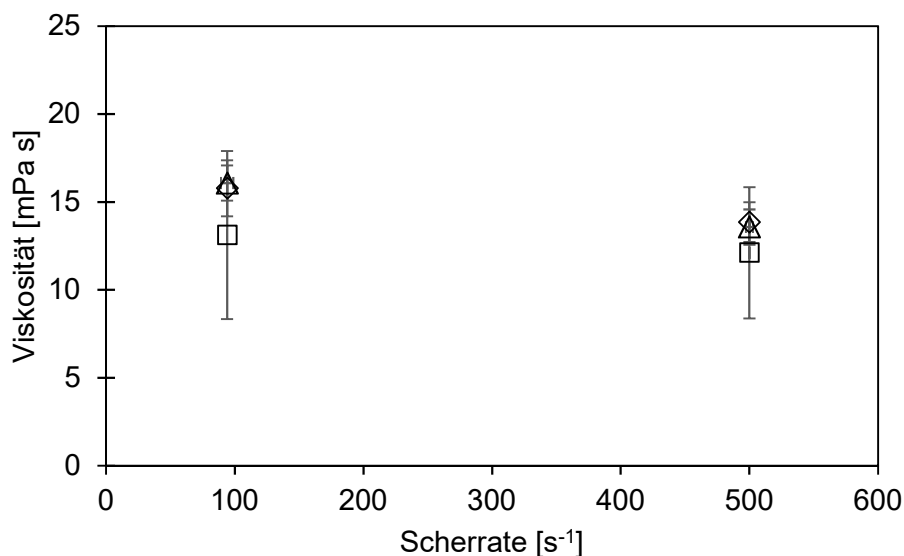


Abbildung 3.3: Viskosität der MMK bis Soll-TM 40 % in Abhängigkeit der Scherrate
□ = EV 40, △ = UF-RO-EV 40, ◇ = RO-NF 40

Konzentrate mit 40 %iger Soll-TM zeigten unabhängig vom Herstellungsprozess vergleichbare rheologische Eigenschaften im Hinblick auf die Viskosität. Die leichte Viskositätsabnahme mit steigender Scherrate deutet auf eine leichte Strukturviskosität hin. In der nachfolgenden Abbildung sind REM-Bilder der Konzentrate in Abbildung 3.4 dargestellt.

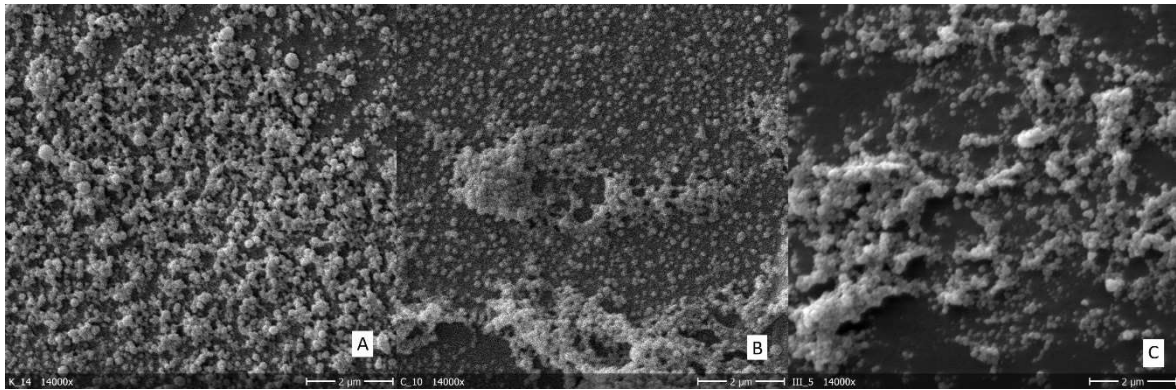


Abbildung 3.4: Struktur von Magermilchkonzentraten mit 40 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 40, B= UF-RO-EV 40, C= RO-NF 40; 14.000-fache Vergrößerung

Losgelöst vom Herstellungsprozess sind in allen REM-Aufnahmen vereinzelte sphärische Caseinmicellen zu erkennen. Teilweise liegen die Micellen in 0,5 – 2 µm großen Clustern vor. Dieser Effekt ist beim Eindampfungsprozess am geringsten zu beobachten. Die größten zu erkennenden Agglomeraten beim EV 40 haben eine Größe von ca. 0,5 µm.

Im Gegensatz dazu zeigten die Konzentrate aus UF-RO-EV und RO-NF neben vereinzelten Caseinmicellen auch größere Agglomerate und eine ausgeprägtere Vernetzung auf. Diese Caseinmicellen-Agglomerate wurden im Rahmen der Partikelverteilungsmessung nicht detektiert. Konzentrate der Proben EV 40 und UF-RO 40 hatten einen $d_{50,3}$ von 114 und 117 nm, während das Konzentrat aus RO-NF 40 einen $d_{50,3}$ von 106 nm aufwies. Die kleineren Partikel könnten durch den reduzierten A.i.Tr. des RO-NF 40 Konzentrats erklärt werden (Vgl. Tabelle 3.1), da eine Reduktion des Calcium- und Phosphatgehalts zu einer Desaggregation der Caseinmicellen führt (Fox und Brodkorb 2008).

Vergleich der physikalischen Eigenschaften von Konzentraten von 45 % und 50% TM

Bei Konzentraten mit 45 % iger Soll-TM sind im Vergleich zu den Konzentraten mit 40 %iger Soll-TM unterschiedliche rheologische Eigenschaften in Abhängigkeit des Konzentrationsverfahrens zu beobachten. Die Viskosität der hergestellten MMK ist bei Scherraten von 500 s^{-1} und 1000 s^{-1} vergleichbar. Bei der niedrigsten Scherrate 93 s^{-1} wurde ein deutlicher Unterschied in den Viskositäten aus MMK verschiedener Herstellungsverfahren gemessen. Das Konzentrat aus dem RO-NF-UF 45 Prozess hatte deutlich strukturviskoseres Verhalten als die Konzentrate aus Eindampfungsprozessen (siehe Abbildung 3.5).

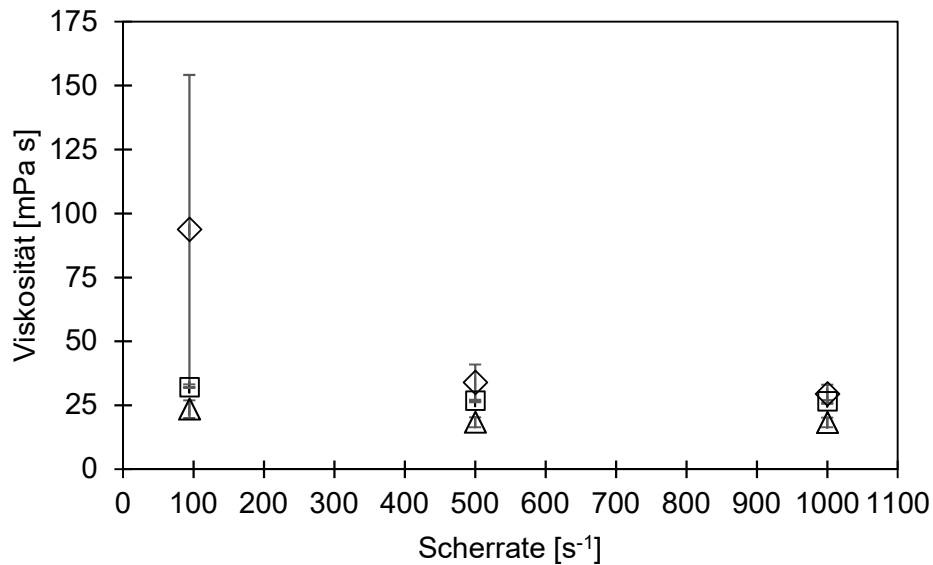


Abbildung 3.5: Viskosität der MMK bis Soll-TM 45 % in Abhängigkeit der Scherrate
 □ = EV 45, △ = UF-RO-EV 45, ◇ = RO-NF-UF 45

In MMK aus Konzentrationsprozessen bis 50 %iger Soll-TM konnte eine deutlich erhöhte Viskosität gemessen werden. Diese war bei EV 50 und UF-RO-EV 50 etwa doppelt so hoch, wie bei EV 45 und UF-RO-EV 45. Auf Grund des geringeren Wasseranteils sind die Caseine räumlich enger geordnet. Dies führt zu einer stärkeren Vernetzung und Interaktion der κ -Caseine und somit zu stärkeren Interaktionen zwischen den Caseinmicellen (Meyer, Mayer und Kulozik 2015).

Die MMK aus Eindampfungsprozessen EV 50 und UF-RO-EV 50 waren im Vergleich zu den MMK mit Ziel-TM 45 % stärker scherverdünnend. Dies wird in der nachfolgenden Abbildung 3.6 durch die stärker abnehmende Viskosität bei steigender Scherrate verdeutlicht.

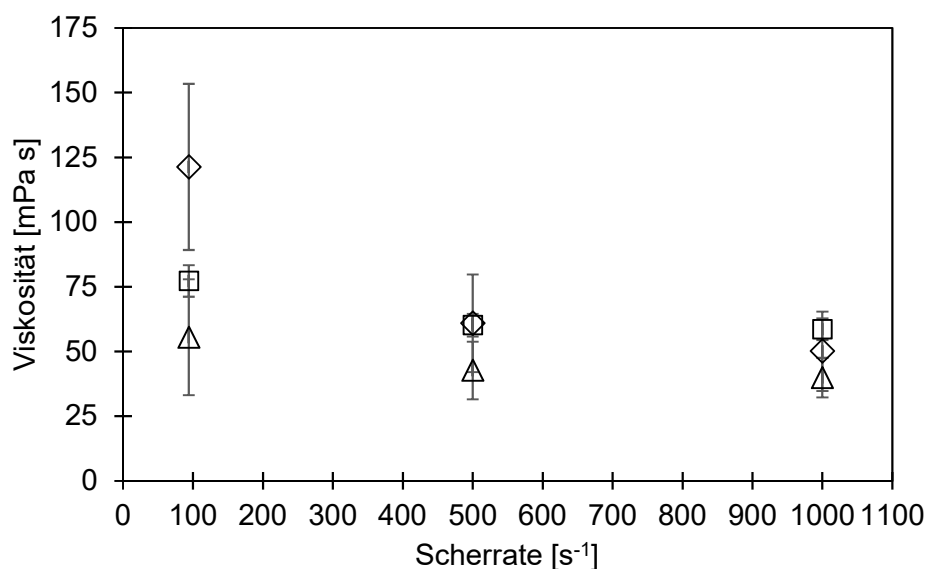


Abbildung 3.6: Viskosität der MMK bis Soll-TM 50 % in Abhängigkeit der Scherrate
 □ = EV 50, △ = UF-RO-EV 50, ◇ = RO-NF-UF 50

Auch in den Konzentrationsprozessen mit 50 %iger Soll-TM hatte das MMK aus dem RO-NF-UF Prozess die höchste Viskosität bei einer Scherrate von 93 s^{-1} . Durch Erhöhung der Scherrate auf 500 und 1000 s^{-1} hatten Konzentrate der RO-NF-UF Kaskade und MMK aus Eindampfungsprozessen vergleichbare Viskositäten von ca. 50 mPa s . Dies bestätigt die Hypothese, dass dem Viskositätsanstieg durch lange Prozessierung und der daraus resultierenden irreversiblen Agglomeration der Caseinmicellen (age-thickening) durch die konstante Scherung im Laufe der 5 – 9 stündigen UF-Konzentration entgegen gewirkt werden konnte (Bienvenue, Jiménez-Flores und Singh 2003).

Die REM-Bilder der MMK mit einer Soll-TM 45 sind in Abbildung 3.7 dargestellt. Die Konzentrate weisen unabhängig vom Herstellungsverfahren vergleichbare Strukturen auf. Im Vergleich zu MMK mit Soll-TM 40 % sind jedoch größere Häufungen von Caseinmicellen, neben vereinzelt vorliegenden Caseinmicellen zu beobachten.

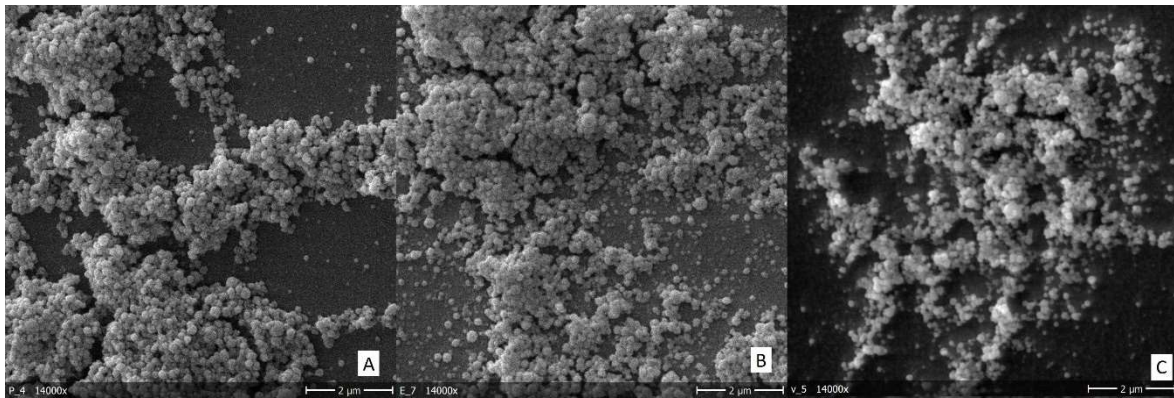


Abbildung 3.7: Struktur von Magermilchkonzentraten mit 45 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 45 B= UF-RO-EV 45, C= RO-NF-UF 45; 14.000-fache Vergrößerung

Die Partikelgrößenanalyse belegt, dass die Häufungen der Konzentrate aus Eindampfungsprozessen mit Soll-TM 45 und 50 % reversibel sind. Die Ergebnisse des $d_{50,3}$ betragen 116 und 118 nm für die UF-RO-EV Kaskade sowie 121 und 122 nm für die Eindampfung. Damit sind die Ergebnisse auf dem Niveau der MMK mit 40 % TM. Des Weiteren wurde nicht die von Bienvenue, Jiménez-Flores und Singh (2003) beschriebene bimodale Partikelverteilung, welche durch irreversible Agglomeration der Caseinmicellen verursacht wird, beobachtet.

In MMK aus dem Herstellungsprozess der RO-NF-UF Kaskade bis Soll-TM 45 % konnte in den ersten Versuchen eine deutlich größere Partikelverteilung mit einem $d_{50,3}$ von 300 und 600 nm nachgewiesen werden. Auf manchen REM-Bildern sind kristalline Strukturen zu beobachten, die diese größeren Partikel erklären könnten (siehe Abbildung 3.8)

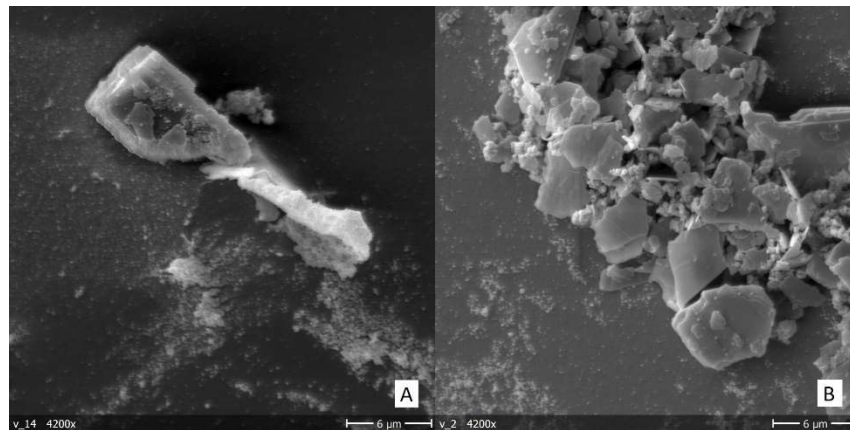


Abbildung 3.8: Laktosekristallisation in MMK aus mit 45 % Soll-TM hergestelltem RO-NF-UF A= Bild 1 B= Bild 2; 4.200-fache Vergrößerung

Das NF-Retentat der RO-NF-UF Kaskade (bis 45 und 50 % Soll-TM) welches als Feed der UF verwendet wurde, musste nach Herstellung über Nacht bei ca. 6°C gelagert werden. Eine unmittelbare Weiterverarbeitung wie bei industriellen Prozessen war nicht möglich. Vor dem Start des Versuchs waren deutliche Laktosekristalle als Sediment im Konzentrat zu erkennen. Diese könnten durch die Thermisierung nicht vollständig in Lösung gebracht worden sein und die kristallinen Strukturen in der REM-Bildern sowie die größeren Partikel, welche bei der Laserbeugungsspektrometrie gemessen wurden, erklären. Zur Sicherstellung, dass es sich bei den großen Partikeln um Laktosekristalle und nicht um Agglomerate aus Caseinmicellen handelt, wurde in den Folgeversuchen bis 50 % TM ein besonderer Fokus auf die vorherige Thermisierung des Feeds gelegt. Eine Kontrolle auf Laktosekristalle erfolgte vor Versuchsbeginn visuell und laserbeugungsspektrometrisch.

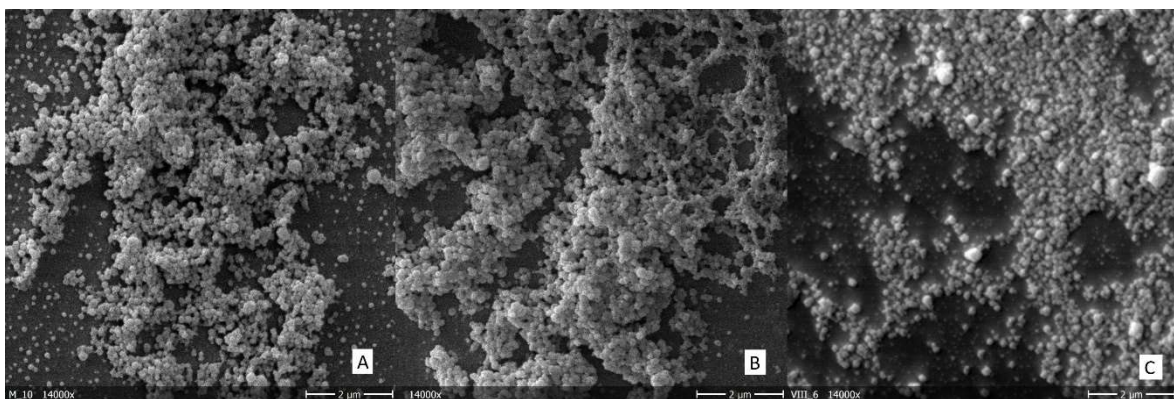


Abbildung 3.9: Struktur von Magermilchkonzentraten mit 50 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 50 B= UF-RO-EV 50, C= RO-NF-UF 50; 14.000-fache Vergrößerung

In den REM-Aufnahmen des MMK aus dem RO-NF-UF Prozess bis zu einer Soll-TM von 50 % waren keine Laktosekristalle zu erkennen (siehe Abbildung 3.9). Auch der $d_{50,3}$ lag mit 110 +/- 2 nm nur minimal unter den Werten der Prozesse aus der Eindampfung. Dies

bestätigt die Hypothese, dass dem „age thickening“ durch eine konstante Scherung, trotz 9 h Prozessdauer entgegengewirkt werden kann.

3.3 Pulverqualität

Die Herstellung von MMK ist ein notwendiger Produktionsschritt für die MMP-Herstellung. Aus diesem Grund ist die Untersuchung des Einflusses auf die Pulverqualität ein unverzichtbarer Schritt zur Evaluierung der Konzentrationsprozesse. Erkenntnisse aus Versuchen im Labor- und Technikumsmaßstab sind häufig nicht auf Praxisanwendungen übertragbar. Besonders bei der Milchpulverherstellung besteht diese Problematik, da Sprühtrocknungstürme im Technikumsmaßstab auf Grund geringer Höhe und somit reduzierter Trocknungsdauer häufig nicht in der Lage sind, MMK mit hohen Viskositäten und somit hohen TM zu verarbeiten. Eine unmittelbare Trocknung im Anschluss an eine Eindampfung ist häufig schwer umzusetzen. Aus diesem Grund werden in der wissenschaftlichen Literatur nur MMK mit niedrigeren TM von ca. 25 % getrocknet, da diese keinen Viskositätsanstieg durch eine lange Lagerung haben (Balde und Aider 2017). Dies führt jedoch dazu, dass produzierte MMP eine deutlich reduzierte Partikelgröße aufweisen, wodurch wichtige Qualitätsparameter negativ beeinflusst werden. Aus diesem Grund war ein Ziel des Forschungsprojektes MMK mit hohen TM von > 40 % zu trocknen, um eine bessere Übertragbarkeit auf Industrieanwendungen sicherzustellen.

Im Rahmen der Versuche führte eine Erhöhung der Feed-TM vor der Sprühtrocknung unabhängig vom Verfahren zu einer Erhöhung der Partikelgröße. Dies ist darauf zurückzuführen, dass bei der Sprühtrocknung mit einem konstanten Düsendruck von 3,0 bar gearbeitet wurde. Konzentrate mit erhöhter Trockenmasse und somit auch erhöhter Viskosität werden unter konstantem Druck zu größeren Tropfen zerstäubt. Dies führte im Trocknungsprozess zu größeren Pulverpartikeln. In Tabelle 3.4 sind die Ergebnisse der physikalischen Analysen von MMP zusammengefasst. Die mittlere Partikelgröße $d_{4,3}$ von MMP hergestellt aus MMK mit 40 % TM und 45 % TM betrug zwischen 40 - 50 μm . Hingegen MMP hergestellt aus MMK mit 50 % TM hatte einen $d_{4,3}$ von 70 – 100 μm . Eine Erklärung könnte sein, dass teilweise Feinstaub nicht erfasst wurde, da die Pulverpartikel zu klein und leicht waren, um über den Zyklon abgetrennt zu werden. Einhergehend mit der Ausbildung von größeren MMK-Tröpfchen bei konstantem Düsendruck wird bei konstanter Zuluft- und Ablufttemperatur die Wasserverdunstung in der Turmkammer erschwert. Dies führte zu niedrigeren MMP-TM aus MMK der Soll-TM 50 %. Diese lagen bei allen Herstellungsverfahren unter 96 % TM.

Tabelle 3.4: Ergebnisse der physikalischen Analysen von MMP in Abhängigkeit der Herstellungsverfahren

Soll TM	Konzentrations- verfahren	MMP TM		d _{4,3} [µm]		Schüttdichte	
		[%]				[g L ⁻¹]	
		M	SD	M	SD	M	SD
40 %	EV 40	96,79	0,00	42,8	1,9	402	13,4
	UF-RO-EV 40	97,37	0,06	40,2	7,8	450	50,0
	RO-NF 40*	96,66	-	40,3	3,1	345	4,2
45 %	EV 45	96,39	0,12	49,2	1,5	389	28,2
	UF-RO -EV45	97,04	0,20	46,2	2,7	411	13,0
	RO-NF-UF 45	96,00	0,36	48,7	2,4	410	4,2
50 %	EV 50	94,80	0,09	97,8	2,4	438	7,8
	UF-RO-EV 50	95,63	1,35	87,6	14,7	449	25,5
	RO-NF-UF 50	95,67	0,59	70,4	21,1	427	26,2

*Nur als Einzelbestimmung durchgeführt.

In eigenen Untersuchungen und mithilfe des Projektpartners Molkerei Ammerland eG wurde die produzierten Magermilchpulver auf ihre Qualität untersucht.

Unabhängig vom Herstellungsverfahren und der Soll-TM ist die Löslichkeit der MMP weit unter dem Grenzwert von 1,25 mL. Die Reinheit bzw. das Schmutzbild der produzierten MMP liegt bei A oder B. Beide Werte sind dabei unter den internationalen ADPI Standards von sprühgetrocknetem MMP mit der Qualität „Extra Grade“ (VDLUFA). Auch die Standards von Interventionsware der europäischen Union mit einer Löslichkeit 0,5 mL und Reinheit von 15 mg kg⁻¹ (Reinheitsgrad B) wurden erreicht. Die Pulver haben mit einem mittleren YI von 15,0 und WI_{Judd} von 87,3 eine hellgelbe Farbe. In Bezug auf ihre funktionellen Eigenschaften zeigen die MMP eine gute Qualität.

Die MMP aus dem RO-NF-UF 45 Prozess, in welcher durch REM Aufnahmen und Laserbeugungsspektrometrische Messungen Laktosekristalle nachgewiesen werden konnten, zeigen hierbei die niedrigste Löslichkeit aller MMP mit 0,25 mL.

Die Ergebnisse der Untersuchungen sind in Tabelle 3.5 dargestellt.

Tabelle 3.5: Qualitätsparameter der MMP in Abhängigkeit der Herstellungsverfahren

Soll TM	Konzentrati- onsverfahren	Löslichkeit		Rein- heit	Hausner-Index		WI _{Judd}	
		[mL]			[-]			
		M	SD		M	SD	M	SD
40 %	EV 40	<0,1		B/A	1,24	0,06	87,96	0,81
	UF-RO-EV 40	<0,1		A	1,24	0,10	87,94	0,83
	RO-NF 40	<0,1		A	1,34	0,02	88,36	0,73
45 %	EV 45*	<0,1		A	1,38	0,01	87,22	0,89
	UF-RO -EV45	<0,1		A	1,27	0,04	88,25	0,83
	RO-NF-UF 45	0,25	0,07	B/A	1,29	0,02	87,52	0,08
50 %	EV 50	<0,1; 0,1		B/A	1,28	0,05	86,12	1,05
	UF-RO-EV 50	<0,1		A	1,40	0,01	86,22	1,44
	RO-NF-UF 50	<0,1		A	1,42	0,04	87,07	0,69

*Probe in Dreifachbestimmung

Der Hausner-Index der Konzentrate liegt nach Pugliese et al. (2017) für die Proben EV 40 und UF-RO 40 bei „angemessen“, für die Proben RO-NF 40, RO-NF-UF 45, UF-RO-EV 45 und EV 50 bei „passabel“ und für die Proben EV 45, UF-RO-EV 50 und RO-NF-UF 50 bei „schlecht“. Pulver mit niedrigerem TM hatten im Mittel einen höheren Hausner-Index. Ein erhöhter Wassergehalt (Vgl. Tabelle 3.4) in Pulvern kann zu Klebrigkeit und Klumpenbildung führen, was den erhöhten Hausner-Index erklären könnte. Weiterhin konnte bei Konzentraten mit erhöhter TM ein verstärktes Anhaften der Pulver an der Turmwandung und den Pulverleitungen beobachtet werden, was ein Indiz für unzureichend getrocknete Pulver ist. Die noch nicht vollständig getrockneten Pulver haben leicht klebrige Oberflächen, wodurch sie nicht von der heißen Turmwandung abprallen, sondern festkleben. Dies führt langfristig zu einer Reduktion des förderbaren Luftvolumens und somit zu verringerten Standzeiten des Trocknungsprozesses.

MMP hergestellt aus MMK mit einer Soll-TM von 40 % hatten unabhängig vom Herstellungsprozess eine vergleichbare Pulvermorphologie (siehe Abbildung 3.10). Die Pulverpartikel haben in vielen Fällen eine leicht gewellte Oberflächenstruktur und tiefere Krater. Diese entstehen im Trocknungsprozess, wenn die MMK-Tröpfchen relativ gleichmäßig implodieren. In seltenen Fällen sind sphärische Partikel mit einer glatten Oberfläche zu sehen. Bei

allen Herstellungsprozessen sind ca. 1-2 μm große Partikel zu erkennen. In vielen Fällen haben diese Partikel Agglomerate mit anderen größeren Partikeln gebildet.

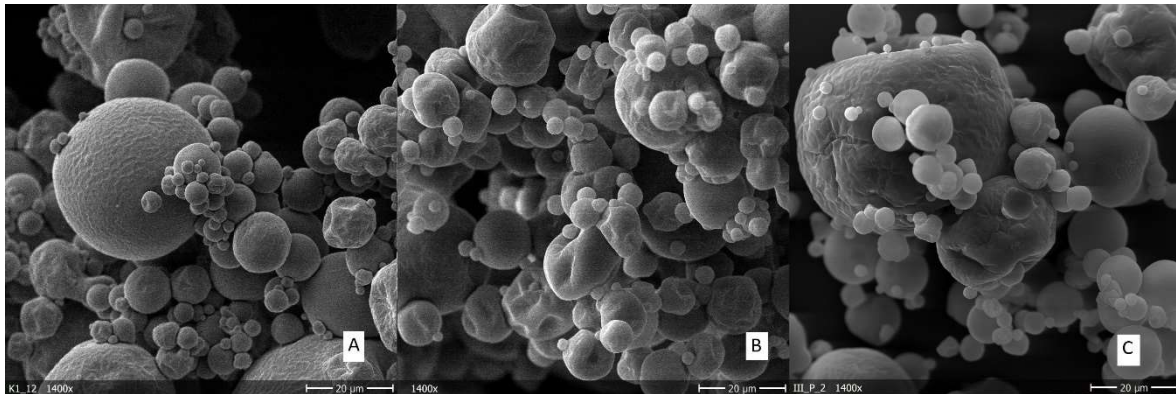


Abbildung 3.10: Struktur von Magermilchpulvern aus Magermilchkonzentraten mit 40 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 40 B= UF-RO-EV 40, C= RO-NF-UF 40; 1.400-fache Vergrößerung

Die Pulver aus MMK mit einer Soll-TM von 45 % TM (siehe Abbildung 3.11) sind vergleichbar zu Partikeln aus MMK mit 40 % TM. Darüber hinaus weisen die Partikel kleine Löcher in der Partikeloberfläche auf. Dieses Phänomen tritt auf, wenn das Wasser aus den MMK-Tröpfchen ungleichmäßig verdunstet. Die Tröpfchen blähen zu Sphären auf und lassen den entstandenen Dampf durch die kleine Öffnung austreten. Pulverpartikel, die so gebildet werden haben nicht nur einen etwas erhöhten Wassergehalt, da der Wasserdampf nicht gleichmäßig durch die Tröpfchenoberfläche verdunsten kann, sondern sind häufig auch sehr instabil. Diese hohlen Sphären sind gegenüber mechanischen Einflüssen sehr instabil, wodurch sie zerbrechen und Feinstaub bilden.

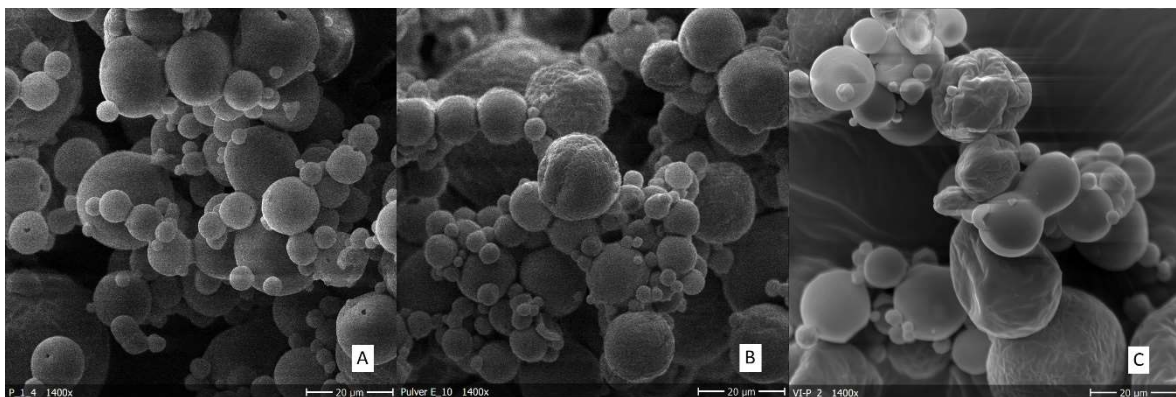


Abbildung 3.11: Struktur von Magermilchpulvern aus Magermilchkonzentraten mit 45 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 45 B= UF-RO-EV 45, C= RO-NF-UF 45; 1.400-fache Vergrößerung

Dieser Effekt wird bei der Betrachtung der MMP aus MMK mit einer Soll-TM von 50 % in Abbildung 3.12 deutlich. Die MMP-Partikel haben fast ausschließlich sphärische Strukturen, unabhängig vom Herstellungsprozess. Gleichzeitig sind an vielen Partikeln kleine Löcher,

Bruchstellen und Risse zu erkennen. Auf Grund der deutlich erhöhten Viskosität war die Zerstäubung von MMK mit Soll-TM 50% erschwert.

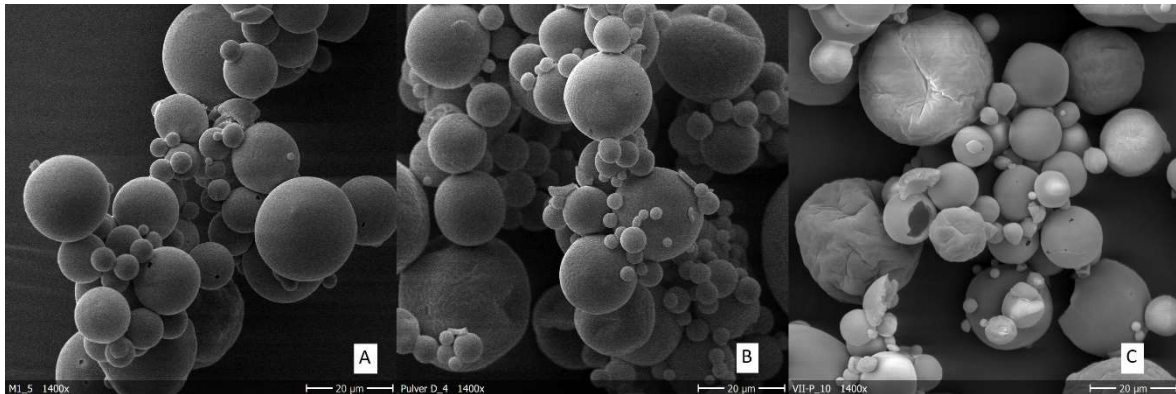


Abbildung 3.12: Struktur von Magermilchpulvern aus Magermilchkonzentraten mit 50 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 50, B= UF-RO-EV 50, C= RO-NF-UF 50; 1.400-fache Vergrößerung

Die Bildung von hohlen Sphären führt zu einem hohen Feinstaubanteil. Zerbrochene Partikel aus Prozessen mit Soll-TM 50 % sind in Abbildung 3.13 dargestellt. Dieser Feinstaub und andere kleine Partikel haben häufig schlechte funktionelle Eigenschaften. In der industriellen Milchpulverproduktion wird ein besonderer Fokus auf die Rückgewinnung des Feinstaubes gelegt. Nach der Abscheidung aus der Abluft, wird der Feinstaub in die Turmkammer zurück gefördert.

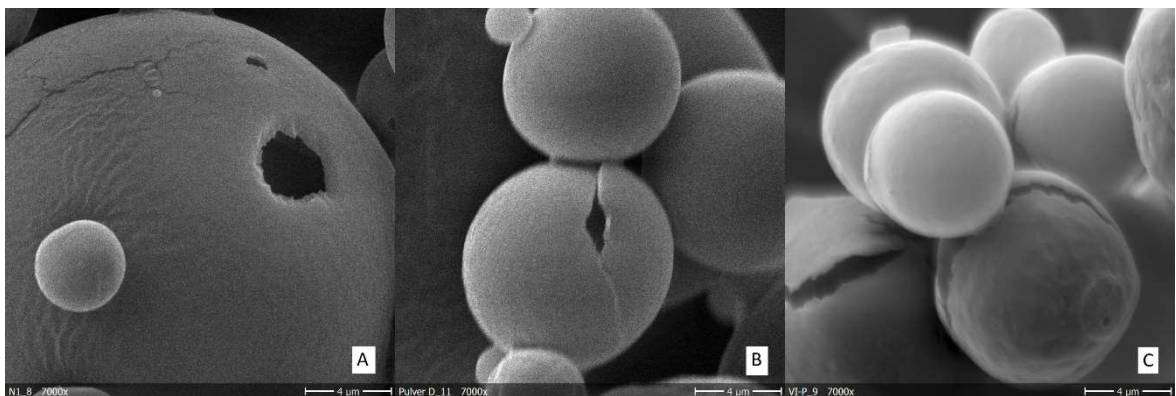


Abbildung 3.13: Ausbildung von hohlen Schalen bei der Magermilchkonzentration von MMK mit 50 % TM in Abhängigkeit des Herstellungsverfahrens A= EV 50, B= UF-RO-EV 50, C= RO-NF-UF 50; 7.000-fache Vergrößerung

Zwischen den MMP-Partikeln aus MMK mit einer Soll-TM von 50 % sind keine großen strukturellen Unterschiede zu erkennen. Es konnte gezeigt werden, dass die erreichten Scherraten an der Düse hoch genug waren, um das strukturviskosere MMK aus RO-NF-UF 50 zu trocknen. Die MMK aus EV 50 und UF-RO-EV 50 hatten jedoch auch eine um 2 bis 3 % höhere TM als MMK aus RO-NF-UF 50. Außerdem war der E.i.Tr. der RO-NF-UF 50, der ca. 33 % betragen hat, etwas zu niedrig. Bei vergleichbarem Eiweißgehalt könnten die

MMP aus RO-NF-UF 50 auch bei erhöhten Scherraten eine höhere Viskosität aufweisen, wodurch sich die Trocknungseigenschaften und damit einhergehend die MMP-Qualität verschlechtern könnte.

Ein Ziel des Forschungsprojektes war den Einfluss des Konzentrationsverfahrens von MMK auf die MMP-Qualität zu untersuchen. Die hergestellten MMP hatten unabhängig von der Soll-TM des MMK und des Konzentrationsverfahrens eine „Extra Grade“ Qualität und waren somit sehr hochwertig. MMP aus MMK mit 40 % Soll-TM hatten die besten Trocknungseigenschaften und den niedrigsten Restwassergehalt. Durch Reduktion des Düsendrucks auf ca. 2,5 bar könnte die Feinstaubbildung in der Abluft reduziert werden und somit die Ausbeute erhöht werden. Die Erhöhung der Soll-TM der MMK auf 45 und 50 % führte zu einem erhöhten Anteil größerer MMP-Partikel auf Grund des Viskositätsanstiegs der MMK. MMP aus MMK mit einer Soll-TM von 50 % hatten bei allen Konzentrationsverfahren eine zu niedrige TM von < 95 %. Eine Steigerung des Düsendrucks auf 4,0 - 4,5 bar könnte durch eine feinere Zerstäubung zu einer Anhebung der MMP-TM führen. Diese Anpassungen im Düsendruck würde bei MMK mit 40 % Soll-TM zu größeren Partikeln und bei MMP aus MMK mit einer Soll-TM 50 % zu kleineren Partikeln führen.

Unterschiede zwischen den hergestellten MMP waren nicht innerhalb der Herstellungsverfahren, sondern in Abhängigkeit der Soll-TM der MMK zu erkennen. Dies verdeutlicht die Eignung der RO-NF und der RO-NF-UF Kaskade zur Herstellung von hochwertigen MMP unabhängig von der MMK-TM.

3.4 Qualität des entzogenen Wassers: TOC & CSB Ergebnisse

Zur Beurteilung der anfallenden Wasser, wurden diese auf Spuren von Reststoffen untersucht. Neben der Trockenmasse und des Aschegehalts wurden die CSB und TOC-Werte bestimmt, Auf Grund ihrer niedrigen Nachweisgrenze und hohen Präzision eignen sich diese Methoden zur Beurteilung von Wassern. Die nachfolgende Tabelle 3.6 zeigt die chemische Zusammensetzung der RO-Permeate aus UF-RO und der RO-NF-(UF) Kaskaden.

Tabelle 3.6: Chemische Zusammensetzung der RO-Permeate aus UF-RO und RO-NF-(UF) Kaskade

Produkt	CSB		TOC		Asche		TM	
	[mg O ₂ mL ⁻¹]		[mg mL ⁻¹]		[%]		[%]	
	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD
RO-Permeat aus UF-RO	1433 _b	144	664 _b	40	0,02 _a	0,01	0,01 _a	0,02
RO-Permeat aus RO-NF	155 _a	31	94 _a	14	0,01 _a	0,01	0,00 _a	0,00
RO-Permeat aus RO-NF-UF	82 _a	13	67 _a	7	0,02 _a	0,02	0,02 _a	0,02

Basis: Welch-ANOVA (Post-Hoc-Test: Hochberg GT2)

Anmerkung: Gruppen mit unterschiedlichen Kennbuchstaben unterscheiden sich signifikant ($p < 0,05$);

Die RO-Permeate aus der RO-NF Kaskade sowie der RO-NF-UF Kaskade haben einen deutlich niedrigen CSB und TOC im Vergleich zu den RO-Permeaten aus der UF-RO Kaskade. Dies verdeutlicht, dass der zu filtrierende Rohstoff die Permeation von organischen Substanzen durch die Membran erheblich beeinflusst. Das RO-Retentat aus UF-Permeat bestand hierbei im Vergleich zu RO-Retentat zu einem Großteil aus Laktose und Asche. Typischerweise bildet sich bei der RO von MM eine Deckschicht von Caseinen auf der Membranoberfläche. Diese Deckschicht verschlechtert die Permeationsleistung, kann aber auch zur Verbesserung des Rückhalts von Substanzen führen. Des Weiteren wurde in manchen Proben Lactose ermittelt, welche den erhöhten Anteil an CSB und TOC erklären könnten. Das RO-Permeat aus der RO-NF Kaskade hat einen fast doppelt so hohen CSB und ca. 50 % höheren TOC wie RO-Permeat der RO-NF-UF Kaskade. Durch den erhöhten Anteil an NF-Permeat bei der Rezirkulation stellte sich ein erhöhter osmotischer Druck ein als bei der NF-Permeatrezirkulation während der RO-NF-UF Kaskade. Es wurde jedoch kein statistischer Unterschied der Permeate, in Bezug auf den CSB und TOC, festgestellt ($p=0,700$; $p=0,522$).

Tabelle 3.7: Chemische Zusammensetzung der Brüden aus den Prozessen UF-RO-EV und der Eindampfung

Produkt	CSB		TOC		Asche		TM	
	[mg O ₂ mL ⁻¹]		[mg mL ⁻¹]		[%]*		[%]*	
	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD	Wert	SD
Brüden EV	17,3 _a	5,6	6,5 _a	1,7	0,00		0,00	
Brüden UF-RO-EV	34,5 _b	6,4	12,2 _b	1,0	n.b.		n.b.	

Basis: Welch-ANOVA (Post-Hoc-Test: Hochberg GT2)

Anmerkung: Gruppen mit unterschiedlichen Kennbuchstaben unterscheiden sich signifikant ($p < 0,05$); n.b = nicht bestimmt

Die von Vourch et al. (2008) bestimmten CSB-Belastungen im Brüden von 15 - 24 mg L⁻¹ decken sich mit den ermittelten Daten der Versuchsreihen zur Eindampfung. Die Belastung der Brüden der UF-RO-Kaskade liegt jedoch oberhalb dieser Werte. Mit Blick auf die TOC Belastung fällt auf, dass die im Projekt ermittelten Daten oberhalb der Ergebnisse von Vourch et al. (2008) mit 0,7 - 3,7 mg L⁻¹ liegen. In den Untersuchungen wurde zur Eindampfung verdünnte Magermilch verwendet. Vermutlich wurden hierbei weniger organische Bestandteile in den Brüden überführt und resultierten in einer geringeren TOC-Belastung. Die Brüden haben unabhängig vom Eindampfungsprozess eine niedrigere Belastung an organischen und anorganischen Substanzen im Vergleich zu den Permeaten.

Im Rahmen der untersuchten Konzentrationsverfahren wurden Wasser als Koppelströme produziert. Das gewählte Konzentrationsverfahren hatte einen erheblichen Einfluss auf die Wasserqualität. Die Brüden hatten eine niedrigere organische und anorganische Belastung als Permeate aus der RO-NF(UF) Kaskade. Die RO-Permeate aus UF-RO Kaskade hatten sehr hohe Belastungen, da in manchen Proben der wertbestimmende Bestandteil Lactose gefunden wurde. In diesem Fall könnte eine Rückgewinnung der Inhaltstoffe eine sinnvolle Alternative zur reinen Aufbereitung der Wasser sein.

4 Energiebilanzierung, Ökonomische und Ökologische Bewertung

Im Klimaschutzprogramm 2030 der Bundesrepublik Deutschland werden die Steigerung der Energieeffizienz und die zunehmende Elektrifizierung als wesentliche Bestandteile zum Erreichen der Klimaziele genannt (Bundesministerium für Umwelt und Naturschutz und nukleare Sicherheit 2021). In diesem Kapitel werden die verschiedenen Anlagenkonzepte zur Konzentration von Magermilch auf Basis, ihres Energiebedarfs ihrer Kosten und ihrer CO₂-Bilanz analysiert.

4.1 Auslegung der gegenübergestellten Verfahren

Für eine Beurteilung werden die Energiebilanzierung und die Kosten für eine Ausgangsleistung von 50.000 L h⁻¹ Magermilch bzw. einer Magermilchpulverproduktion von 5 t h⁻¹, mit einem Trockenmassegehalt von 96 % ermittelt. Die Konzentrate werden in Abhängigkeit der in Kapitel 2.3 erläuterten Verfahren auf eine Zieltrockenmasse von 40, 45 und 50 % konzentriert und anschließend an die Abteilung „Trocknung“ übergeben.

Auf die Größe der ausgelegten Industrieanlagen jedes Konzentrationsverfahrens soll an dieser Stelle nur kurz eingegangen werden. Für eine detaillierte Darstellung der anfallenden Volumenströme sowie Prozessparameter wird auf die Tabellen in Anhang 0 verwiesen. Zur Berechnung der anfallenden Kosten wurden die Modelldaten jeweils in Vorkonzentration und Hochkonzentration getrennt. Die Jahreskonzentratmenge der Vorkonzentration ist gleichzeitig die zu verarbeitende Konzentratmenge der Hochkonzentration. Die Gesamtspeisemengen setzten sich in den Membrankaskaden aus der zulaufenden Magermilch sowie den zirkulierenden Permeatmengen der nachfolgenden Stufen zusammen. Im UF-RO Prozess wird der Zulaufstrom zum Eindampfer durch die UF und RO Retentat gebildet.

Die Produktionsplanung basiert im Standardprozess auf einer 100 %igen Kapazitätsauslastung mit 20 Stunden pro Tag produktiver Standzeit in einer 7-Tage-Arbeitswoche an 360 Produktionstagen im Jahr. Durch die Einbeziehung der vorbeugenden Instandhaltung von 5 Tagen im Jahr wird die Anzahl der jährlichen Produktionstage begrenzt.

4.2 Energiebedarf der Herstellungsverfahren

Zur Beurteilung der energetischen Effizienz von Konzentrationsverfahren hat sich der spezifische Energiebedarf etabliert (Vgl. 1.3). Die Versuche zur Ermittlung der Daten wurden im Technikumsmaßstab an der Hochschule Hannover durchgeführt. Die ermittelten Daten wurden an den Projektpartner GEA TDS GmbH weitergegeben. Dieser hat auf Basis der Daten, Anlagenkonzepte zur Herstellung von MMK im industriellen Maßstab projiziert. Das Ziel der Untersuchung ist eine Übertragung der Daten aus dem Technikumsmaßstab auf Industrieanlagen. Durch geschickte Auswahl von geeigneten Pumpen, Wärmerückgewinnung sowie einem deutlich erhöhten Volumenstrom haben Konzentrationsprozesse im Industriemaßstab einen erheblich besseren spezifischen Energiebedarf als Prozesse im Technikumsmaßstab.

Der Energiebedarf im Technikumsmaßstab resultiert bei Filtrationsprozessen aus der Energie der Pumpen und der benötigten Kühlungsenergie. Für die Bestimmung des spezifischen Energiebedarfs der Eindampfung im Plattenverdampfer wurde die Pumpenenergie und der Dampfbedarf ermittelt. Nicht berücksichtigt wurden die Kühlungsenergie zur Kondensation des Brüdens (diese wird in der Industrie in der Brüdenverdichtung genutzt), die Pumpenenergie der Heißwasserpumpe und die Brüdenpumpe. Diese Entscheidung diente einer besseren Vergleichbarkeit mit den Filtrationsprozessen.

Der Energiebedarf der Anlagen im Industriemaßstab beinhaltet Pumpenenergie zur Förderung von Brüden und Permeat sowie Energie zur Kondensation von Brüden.

Der spezifische Energiebedarf der Technikums- und Industrieprozesse sowie deren Verhältnis sind in Tabelle 4.1 dargestellt. Auf Empfehlung der Projektpartner wurde der Konzentrationsprozess RO mit anschließender Eindampfung (RO EV 40, 45 und 50) einbezogen. Dieser Prozess nutzt die energetische Effizienz der Umkehrosmose zur Vorkonzentration bis zu einer TM von ca. 24 % und die Eindampfung zur Hochkonzentration bis zu TM von 40, 45 und 50 %.

Tabelle 4.1: Spezifischer Energiebedarf der Konzentrationsverfahren während der Produktion

Soll TM	Verfahren	Spezifischer Energiebedarf [kJ L ⁻¹ Permeat/Brüden]			Dampfbedarf** [kg h ⁻¹]
		Industrie- maßstab	Technikums- maßstab	Verhältnis	
40 %	EV	97,0	4.988	51,4	250
	RO-EV*	108,7	1.484	13,6	225
	UF-RO-EV	110,9	1.446	13,0	200
	RO-NF	772,0	3.161	4,1	0
45 %	EV*	125,0	5.156	41,2	500
	RO-EV*	106,8	1.881	17,6	200
	UF-RO-EV	103,0	1.830	17,8	150
	RO-NF-UF	158,4	768	4,8	0
50 %	EV	151,0	5.311	35,2	750
	RO-EV*	99,1	2.242	22,6	150
	UF-RO-EV	101,0	2.184	21,6	125
	RO-NF-UF	230,9	842	3,6	0

*RO-Daten im Technikumsmaßstab ermittelt auf Basis von Versuchen bei 10 °C und 35 bar

** Daten zum Dampfbedarf aus der Projektierung der Anlagen in den Industriemaßstab

Unabhängig vom Konzentrationsprozess haben die projektierten Anlagen im Industriemaßstab einen niedrigeren erwarteten spezifischen Energiebedarf als die Prozesse im Technikumsmaßstab. Diese Unterschiede sind darauf zurückzuführen, dass im Rahmen der projektierten Industrieanlagen auf energiesparende Maßnahmen, wie der thermischen und mechanischen Brüdenkompression sowie dem regenerativen Wärmerückgewinn bei der Kühlung der Prozesse zurückgegriffen werden konnte. Weiterhin sind die Pumpen und Kompressoren mit dem Fokus auf eine hohe energetische Effizienz ausgelegt worden.

Spezifischer Energiebedarf der Prozesse zur Hochkonzentration bis 40 %

Im Technikumsmaßstab ist der spezifische Energiebedarf bei einer Soll-TM 40 % für die Verfahren RO-EV 40 und der UF-RO-EV 40 am niedrigsten. Das Verfahren RO-NF 40 hat im Technikums- sowie im Industriemaßstab einen deutlich höheren spezifischen Energiebedarf. Dies ist fast vollständig auf den NF-Prozess mit keramischen Röhrenmodulen zurückzuführen. Der NF-Prozess wurde auf Basis von Voruntersuchungen ausgewählt, bei denen er den niedrigsten spezifischen Energiebedarf in Bezug auf die Filtrationsfläche hatte. In Untersuchungen zur Hochkonzentration auf 45 und 50 % konnte gezeigt werden, dass die Substitution der keramischen Röhrenmodule mit Spiralwickelmodulen im NF-Schritt zu einem geringeren spezifischen Energiebedarf geführt hätte.

Eine Projektierung der RO-NF 40 Kaskade in den Industriemaßstab resultierte in einer Reduktion um das Verhältnis 4. Im Vergleich dazu hatte die reine Eindampfung (EV 40) mit deutlichem Abstand den höchsten spezifischen Energiebedarf. Eine Projektierung in den Industriemaßstab ergab eine Reduktion um ein Verhältnis von > 50 und damit den niedrigsten spezifischen Energiebedarf. Eine Vorschaltung einer RO bzw. UF-RO vor der Eindampfung resultierte in einer Erhöhung des spezifischen Energiebedarfs um ca. 10 %.

Spezifischer Energiebedarf der Prozesse zur Hochkonzentration bis 45 - 50 %

Bei einer Konzentration bis 45 und 50 % Soll-TM war die RO-NF-UF Kaskade der effizienteste Prozess im Technikumsmaßstab mit einem spezifischen Energiebedarf von $< 1000 \text{ kJ L}^{-1}$. Die Verbesserung des Prozesses ist auf den Austausch der keramischen Membranen gegen ein Spiralwickelmodul im NF-Schritt der Kaskade zurückzuführen. Das Spiralwickelmodul zeigte zwar einen niedrigeren Flux auf, führte aber bei vergleichbarem Energiebedarf zu einem erhöhten Permeatvolumenstrom und somit zu einer Reduktion des spezifischen Energiebedarfs. Diese energetische Effizienz ließ sich nicht auf die Konzentrationsprozesse im Industriemaßstab übertragen, bei denen die Kaskade aus RO-NF-UF einen ca. 20 % (RO-NF-UF 45) und 55 % (RO-NF-UF 50) höheren spezifischen Energiebedarf im Vergleich zum Prozess der reinen Eindampfung aufwies. Im Vergleich zur reinen Eindampfung führte die Vorschaltung einer RO bzw. UF-RO Kaskade zur Vorkonzentration zu einer weiteren Reduktion des spezifischen Energiebedarfs um ca. 50 %.

Deutliche Unterschiede zeigt das Verhältnis (siehe Tabelle 4.1) zwischen dem Technikums- und Industriemaßstab. Der RO-NF-(UF) Konzentrationsprozess hat unabhängig von der Ziel-TM das niedrigste Verhältnis des spezifischen Energiebedarfs von $< 5,0$ aller Prozesse.

Konzentrationsprozesse mit Eindampfung haben ein deutlich höheres Verhältnis von $> 13,0$. Der Hauptfaktor für diese Diskrepanz ist die fehlende Brüdenkompression der Technikumsanlage. Dies hatte zur Folge, dass ca. 1,05 - 1,1 kg Frischdampf zur Verdampfung von 1 kg Brüden benötigt wurden. In Industrieprozessen hingegen konnte der Frischdampfbedarf durch Nutzung eines Brüdenkompressors mit einer Leistung 90 - 550 kW auf ca. 0,01 - 0,03 kg Frischdampf zur Verdampfung von 1 kg Brüden reduziert werden. Dies resultierte in einem stündlichen Dampfbedarf der Eindampfungsprozesse von 150 - 750 kg h^{-1} . In Bezug auf die Elektrifizierung zeigt die Membrankaskade aus RO-NF-UF dennoch ein erhebliches Potential, da im Laufe des Konzentrationsprozesses kein Dampf benötigt wurde.

Fazit der Ergebnisse zum spezifischen Energiebedarf

Zum Erreichen der Klimaziele 2030 sind die Verbesserung der energetischen Effizienz und die Elektrifizierung von verfahrenstechnischen Prozessen, wie der Konzentration von MM, elementare Säulen. Eine Vorkonzentration mittels RO bzw. UF-RO bei der Konzentration bis zu einer Soll-TM von 45 und 50 % führte im Technikums- sowie im Industriemaßstab zu einer Verbesserung der energetischen Effizienz. Nur beim Prozess bis 40 % Soll-TM zeigt die herkömmliche Eindampfung Potential in Bezug auf Energieeffizienz und Elektrifizierung. Das größte Potential in Bezug auf Elektrifizierung hat die Kaskade aus RO-NF-UF, die eine Elektrifizierung von 100 % aufweist. Die vollständige Substitution der Eindampfung resultierte jedoch in einem erhöhten spezifischen Energiebedarf des Konzentrationsprozesses von MM.

4.3 Ökologische Bewertung der Magermilchkonzentrationsprozesse

Auf Basis der projizierten Industrieanlagen wurde die CO₂-Bilanz der verschiedenen Konzentrationsverfahren ermittelt. Als funktionelle Einheit wurde 1 t MMK vor Trocknung gewählt. Die Ergebnisse der Untersuchungen sind in Abbildung 4.1 dargestellt.

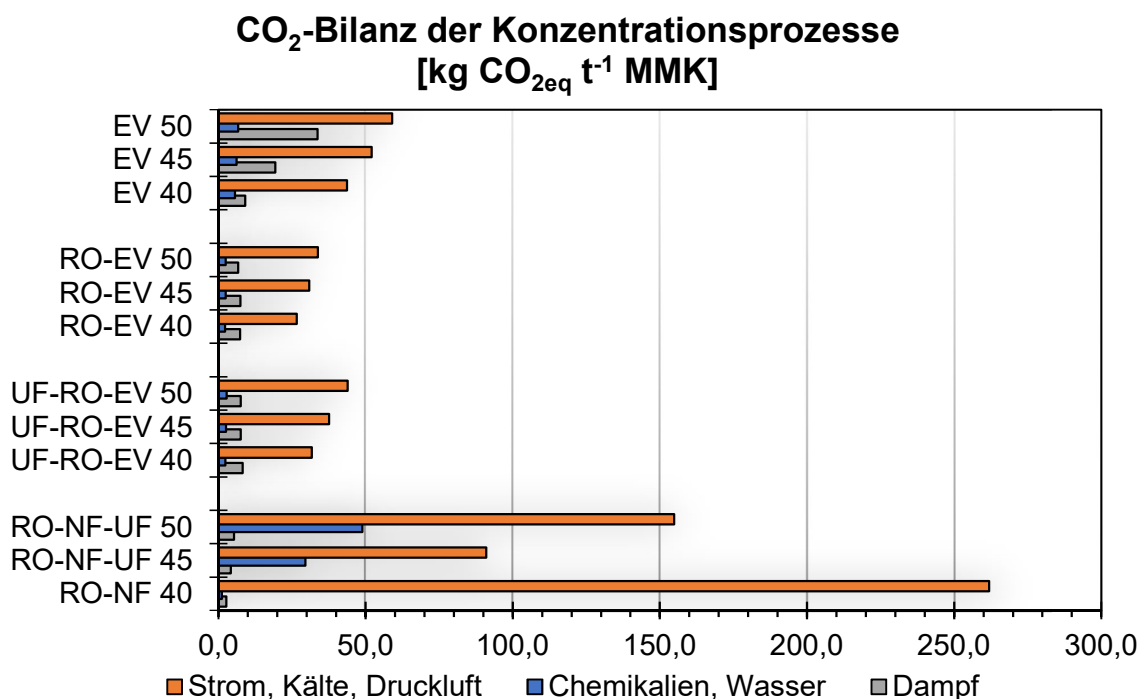


Abbildung 4.1: Vergleich der CO₂-Bilanz von Magermilchkonzentrat, angegeben in kg CO_{2eq} t⁻¹ MMK für die Faktoren Strom, Kälte und Druckluft, Chemikalien und Wasser und Dampf

Der herkömmliche Eindampfungsprozess (EV 40, 45, 50) hat eine CO₂-Bilanz von 59 – 100 kg CO₂ t⁻¹ MMK. Durch Einbindung einer RO als Vorkonzentrations-schritt konnte diese um ca. die Hälfte reduziert werden, wodurch der Prozess RO-EV unabhängig von der Soll-TM die geringste CO₂-Bilanz pro Tonne produziertes MMK aufwies. Dies ist auf die optimale technologische und energetische Nutzung der Prozesse der Filtration und Eindampfungstechnologie zurückzuführen. Mittels RO konnte mit sehr geringem Dampfeinsatz und damit einhergehend hoher Elektrifizierung ein erheblicher Teil des in der MM enthaltenen Wassers entfernt werden. Nach Erreichen einer TM von 24 % wird durch Eindampfung der Restwassergehalt zum Erreichen der Ziel-TM weiter reduziert. Durch den Einsatz von mechanischer Brüdenkompression ist der Dampfbedarf des Eindampfungsprozesses auf ein Minimum reduziert. Diese Faktoren resultieren in einer niedrigen CO₂-Bilanz des Konzentrationsverfahrens. Ein Einsatz einer UF-RO Kaskade zur Konzentration führt bei ähnlichem spezifischem Energiebedarf (Vgl. Tabelle 4.1) zu einer etwas höheren CO₂-Bilanz. Dies beruht darauf, dass durch die zusätzliche UF-Filtrationsanlage ein erhöhter Reinigungsaufwand entsteht.

Dies verdeutlicht das erhebliche ökologische Potential von Membranfiltrationsprozessen, da neben einer erhöhten Energieeffizienz auch eine erhöhte Elektrifizierung durch Reduktion des Dampfbedarfs erreicht werden kann.

Eine vollständige Substitution der Eindampfung durch Einsatz einer RO-NF und RO-NF-UF Kaskade resultiert in einer deutlichen Erhöhung der CO₂-Bilanz des Magermilchkonzentrationsprozesses im Vergleich zur herkömmlichen Eindampfung. Einhergehend mit dem höchsten Energiebedarf (Vgl. Tabelle 4.1) hat die RO-NF Kaskade bis zu einer Soll-TM von 40 % die höchste CO₂-Bilanz mit 268 kg CO₂ t⁻¹ MMK. Diese ist ca. 4 – 5 mal höher als die CO₂-Bilanz der Eindampfung bis Soll-TM 40 % (EV 40).

Im Vergleich zur RO-NF-UF 40 hat der RO-NF-UF 45 Prozess trotz höherer Ziel-TM eine niedrigere CO₂-Bilanz mit ca. 125 kg CO₂ t⁻¹ MMK. Dies beruht auf dem Einsatz von Spiralwickelmodulen im NF-Schritt der Kaskade. Der Austausch von Spiralwickelmodulen bewirkt eine Erhöhung der Filtrationsfläche, kleineres Anlagenvolumen und dadurch niedrigeren Bedarf an Reinigungschemikalien und Energieverbrauch durch Pumpen und Kühlung. Werden innerhalb der Kaskade die Filtrationsschritte miteinander verglichen, so hat die NF eine mit der RO vergleichbare CO₂-Bilanz von ca. 11-12 kg CO₂ t⁻¹ Retentat. Erst der Einsatz des UF-Schritts innerhalb der Kaskade führt zu einem erheblichen Anstieg der CO₂-Bilanz des Konzentrationsprozesses. In Abbildung 4.2 wird dieser Zusammenhang verdeutlicht, wenn die RO-NF-UF 45 mit ausgewählten Konzentrationsprozesse auf Basis der CO₂-Bilanz verglichen wird.

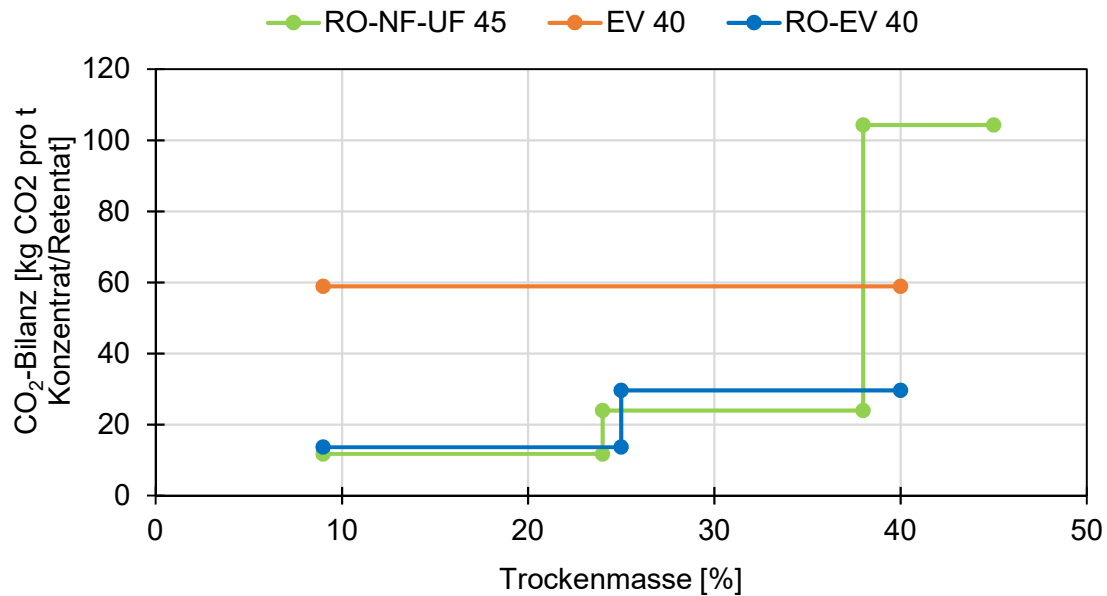


Abbildung 4.2: CO₂-Bilanz von Verfahrensschritten ausgewählter Konzentrationsprozesse

Die dynamische Ultrafiltration bestand bauartbedingt aus 35 (RO-NF-UF 45) bzw. 56 (RO-NF-UF 50) einzelnen Apparaten, die zu einer Anlage kombiniert wurden. Dieses erhebliche Anlagenvolumen resultiert in einem hohen Energiebedarf, einem erheblichen Bedarf an Reinigungskemikalien und Wasser. Dies führt zu einem sprunghaften Anstieg der CO₂-Bilanz im UF-Schritt der RO-NF-UF Kaskaden. Im NF-Schritt der RO-NF 40 Kaskade ist ein 10-stufiger Loop mit je einer 250 kW Zirkulationspumpe geplant worden, wodurch ein vergleichbar sprunghafter Anstieg der CO₂-Bilanz zu beobachten ist. Die reduzierte Filtrationsfläche von keramischen Membranen (Röhrenmodul, Scheibenmodule für DCF) resultiert losgelöst von der Ziel-TM in einer erhöhten CO₂-Bilanz im Vergleich zu Prozessen mit Spiralwickelmodulen. Ein weiterer Grund für die niedrige CO₂-Bilanz des NF-Schritts ist die UF-Permeatrezirkulation. Der verringerte Proteingehalt im Feed der NF führt zu einer Erhöhung der Filtrationsleistung (Vgl. Abbildung 3.2).

Nichtsdestotrotz wurden die Daten der NF bei 15 °C und der UF bei 50 °C bestimmt. Die MM wurde im Konzentrationsverlauf deutlich schonender prozessiert als bei Eindampfungsverfahren. Durch einen Viskositätsanstieg der MMK bei niedrigeren Temperaturen erhöht sich jedoch auch die Leistung der Feed- und Looppumpen im Filtrationsprozess. Höhere Filtrationstemperaturen haben im NF- und UF-Schritt der Membrankaskade ein weiteres Potential zur Einsparung von Energie.

Die Ergebnisse der CO₂-Bilanzen der Wasser und Reinigungsmittelverbräuche sind überraschend. Die Prozesse Eindampfung und dynamische Ultrafiltration haben eine deutlich erhöhte CO₂-Bilanz als Prozesse die Reinigungsmittel für Spiralwickelmodule nutzen. Dies

beruht auf der Tatsache, dass sehr niedrige Temperaturen (ca. 50 °C) und Reinigungsmittelkonzentrationen zur Reinigung der Spiralwickelmodule verwendet werden, um diese nicht zu beschädigen. Zum Vergleich sind dynamische Membranfiltrationsanlagen und Eindampfer mit 1 – 2,0 % Salpetersäure und Natronlauge bei hohen Temperaturen von bis zu 70 °C gereinigt. Besonders Salpetersäure hat als Reinigungskemikalie eine hohe CO₂-Bilanz von 2,69 kg CO₂ kg⁻¹ HNO₃ (50 %, w/w). Bei der Herstellung von Salpetersäure fallen NO_x-Gase an. Lachgas (NO₂) hat z. B. ein Treibhauspotential von 1 kg NO₂ zu 265 kg CO₂, wodurch das Produkt Salpetersäure eine hohe CO₂-Bilanz hat. (Finnegan et al. 2017a). Einsparungen bzw. eine Wiederaufbereitung verschmutzter Salpetersäure könnte zu einer deutlichen Verbesserung der CO₂-Bilanz von Reinigungsprozessen in der Milch- und Lebensmittelbranche führen.

Zukünftige Optimierung der CO₂-Bilanz von Filtrationsprozessen könnte durch eine Erhöhung des Flux der Filtrationsprozesse erreicht werden. Dies würde in kleinere Anlagen resultieren, wodurch weniger Bedarf an Reinigungsmittel, Pumpenenergie und Kühlenergie besteht. Möglichkeiten zur Optimierung des Flux können eine Anpassung des TMP, der Fließgeschwindigkeit bzw. Drehgeschwindigkeit der Membranscheiben in der dynamischen Filtration oder in der Temperatur sein.

Die präsentierten Ergebnisse verdeutlichen das ökologische Potential von Membranfiltrationsanlagen als Vorkonzentrationschritt der Eindampfung. Dies ist auf eine verbesserte energetische Effizienz, sowie einer erhöhten Elektrifizierung von Membranprozessen zurückzuführen. Auch moderne Eindampfungsanlagen zeigen Potential als ökologische Prozesse. Besonders die 1-stufige Eindampfungsanlage im Anschluss an die Vorkonzentration durch RO bzw. UF-RO hat durch die eingesetzte MBV einen sehr großen Elektrifizierungsgrad, wodurch sie nur eine ca. 80% höhere CO₂-Bilanz als der vorgeschaltete RO-Prozess hat. Ein Erreichen der Klimaziele durch Erhöhung des Anteils an erneuerbaren Energien im Strommix würde diesen ökologischen Vorteil weiter verbessern.

4.4 Ökonomische Bewertung

4.4.1 Herstellungskosten der Konzentrationsprozesse

In Abbildung 4.3 werden die Herstellungskosten (ohne Personalkosten) von Magermilchkonzentrat für die einzelnen Kaskaden sowie der Eindampfung und einer Kombination aus RO und Eindampfung gezeigt. Die spezifischen Kosten beziehen sich auf ein Kilogramm Konzentrat mit den jeweiligen Endtrockenmassen von 40, 45 oder 50 %. Eine ausführliche Auflistung der Ursprungsdaten ist im Anhang 0 zu finden.

Die höchsten Kosten entstehen jeweils in den Verfahren RO-NF-UF 50 mit $11,1 \text{ ct kg}^{-1}$ RO-NF-UF 45 mit $8,1 \text{ ct kg}^{-1}$ sowie $8,1 \text{ ct kg}^{-1}$ im RO-NF 40 Prozess. Insbesondere im letzten Verfahren sind diese größtenteils auf die Verwendung von keramischen Röhrenmembranen im NF Schritt zurückzuführen. Darin sind 10 Loops mit je 250 kW Pumpenleistung geplant, die bei einer Tagesproduktion von etwa 270 t Konzentrat zu einem elektrischen Energieverbrauch von 45.000 kWh und einer benötigten Kühlungsenergie von 42.500 kWh führen. Die hohen Anlagekosten der RO-NF-UF 45 bzw. 50 sind zu mehr als 60 % auf die Apparate der Hochkonzentration, also die rotierenden Cross-Flow UF Anlagen zurückzuführen, da diese bauartbedingt mit maximal 288 Membranscheiben ausgestattet sind, werden zum Erreichen der geforderten Konzentratmenge 35 bzw. 56 einzelne Apparate zu einer Anlage kombiniert. Dies führt zu einer extrem hohen Investitionssumme und resultiert in vergleichbar hohe Anlagekosten. Zusätzlich entstehen in den Konzentrationsprozessen, bei denen ausschließlich Membranverfahren Anwendung finden, deutlich höhere Produktverluste, die sich aus einer schlechteren Ausspülbarkeit in Verbindung mit einem großen Anlagenvolumen ergeben.

Insgesamt weisen die Verfahren RO-EV in allen Konzentrationsstufen die geringsten Herstellungskosten auf. Im Prozess bis 40 % TM entstehen Kosten in Höhe von 1,7, für 45 % TM entstehen 1,9 und für eine TM von 50 % $1,8 \text{ ct kg}^{-1}$ Konzentrat. Weshalb diese Verfahren aus Sicht der Herstellungskosten zu den präferierten Verfahren zählen. Die Kombination aus Umkehrosmose und Verdampfung vereint die Vorteile beider Verfahren, indem die energiesparende Membranfiltration zur Vorkonzentration verwendet wird und dadurch in der Verdampfung Frischdampf eingespart wird.

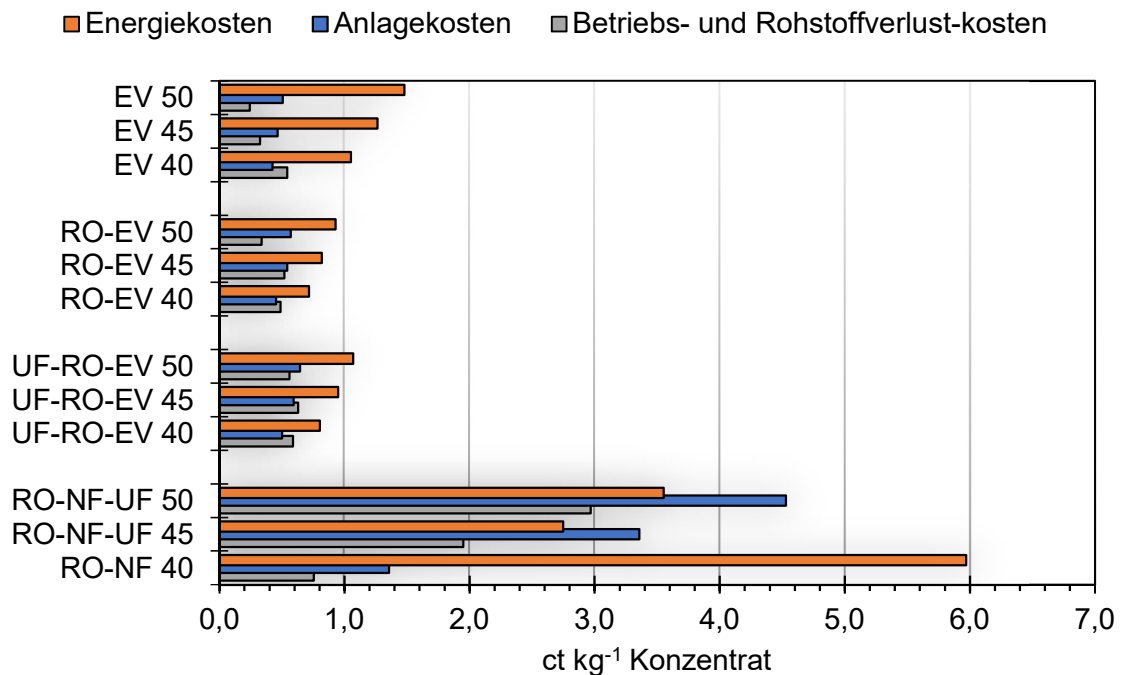


Abbildung 4.3: Vergleich der Herstellungskosten von Magermilchkonzentrat, angegeben in ct kg^{-1} Konzentrat für die Kostenarten Energie-, Anlage- sowie Betriebs- und Rohstoffverlustkosten

4.4.2 Bewertung der zu tätigenen Investition

Um die Beurteilung nicht nur anhand der Kostenverteilung zu diskutieren, folgt nun die Risikobewertung mittels der Berechnung des Amortisationszeitraums (Pay-Back-Zeitraum). Als Basis zur Berechnung des Projektgewinns wurden die Herstellungskosten des Verdampfers mit der entsprechenden Konzentrat-TM verwendet. Die Tabelle 4.2 zeigt für jedes Verfahren die zu tätige Investitionssumme, mit den entsprechenden Herstellungskosten, dem daraus berechneten Projektgewinn, den kalk. Abschreibungen sowie die Amortisationszeit.

Tabelle 4.2: Risikobewertung der Konzentrationsverfahren

TM	Verfahren	Investitions- summe [Mio. € a ⁻¹]	Herstel- lungskosten [Mio. € a ⁻¹]	Projektge- winn [Mio. € a ⁻¹]	Abschrei- bungen [Mio. € a ⁻¹]	PBZ [a]
40	EV	4,150	2,057	-	0,277	
	RO-EV	3,384	1,690	0,367	0,337	4,8
	UF-RO-EV	3,864	1,930	0,127	0,367	7,8
	RO-NF	9,250	7,833	-5,776	1,031	-1,9
45	EV	4,150	1,910	-	0,277	
	RO-EV	3,006	1,750	0,160	0,364	5,7
	UF-RO-EV	3,794	2,023	-0,113	0,394	13,5
	RO-NF-UF	24,035	6,885	-4,976	1,992	-8,1
50	EV	4,150	1,905	-	0,277	
	RO-EV	3,006	1,573	0,333	0,353	4,4
	UF-RO-EV	3,794	1,948	-0,042	0,394	10,8
	RO-NF-UF	34,180	9,727	-7,821	2,752	-6,7

Für den Eindampfer wurde keine Amortisationszeit berechnet, da es sich dabei um den Vergleichsprozess handelt. Aus diesem Grund sind die Amortisationszeiten für die übrigen Verfahren in der obigen Tabelle in Bezug auf den Verdampfungsprozess zu bewerten. Als Ergebnis ergibt sich die geringste Amortisationszeit von 4,4 Jahren im Verfahren RO-EV 50. Obwohl der Projektgewinn in den Verfahren UF-RO-EV 45 und 50 negativ ist, wird er durch die jeweils hohen Abschreibungen ausgeglichen. Als Resultat ergibt sich ein positiver, jedoch langer Projektgewinn. In den Verfahren RO-NF 40, RO-NF-UF 45 und 50 wurde ein sehr hoher negativer Projektgewinn berechnet, sodass selbst nach Addition der kalk. Abschreibungen der PBZ ein negatives Vorzeichen hat. Somit ist zumindest aus Risikosicht von einer Investition in diese Verfahren abzuraten. Unter den gegebenen Investitions- voraussetzungen ist die aufgezeigte Prozessvariante mit Vorkonzentration durch eine Umkehrosmose und der Endkonzentration mittels Eindampfung diejenige mit der höchsten Priorität.

4.5 Ökonomische und ökologische Gegenüberstellung der Verfahren

In Abbildung 4.4 werden die drei Bewertungskriterien, Herstellungskosten, spezifischer Energieverbrauch und CO₂-Bilanz des Konzentrationsverfahrens bis 50 % TM gegenübergestellt.

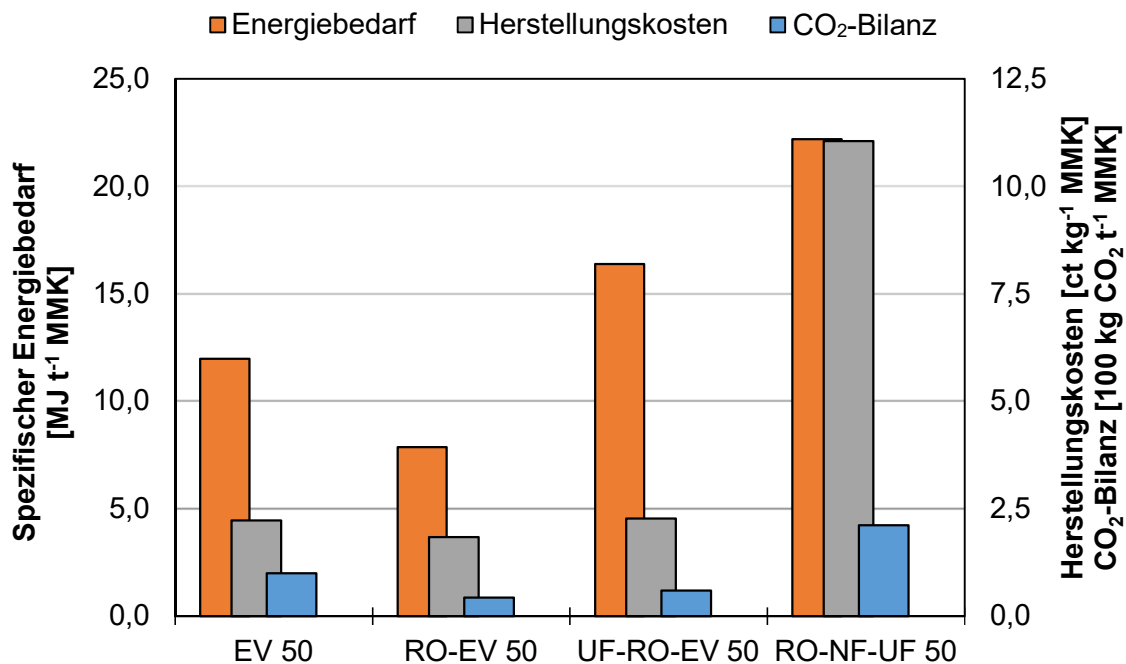


Abbildung 4.4: Vergleich der Herstellungskosten, CO₂-Bilanz und spezifischen Energieverbrauchs für die Konzentrationsverfahren bis 50 % TM

Für jedes dieser Bewertungskriterien ergibt sich ein Vorteil beim Einsatz des RO-EV Verfahrens anstelle der herkömmlichen Eindampfung. Obwohl der Prozess der UF-RO Kaskade inkl. Eindampfung einen höheren Energiebedarf pro Tonne MMK aufweist, ist die CO₂-Bilanz im Vergleich zum Eindampfungsprozess niedriger. Dies ist auf die verbesserte energetische Effizienz der UF-RO Kaskade im Vergleich zur reinen Eindampfung zurückzuführen. Ein vollständiger Verzicht auf den Eindampfungsprozess resultiert aktuell in einem Nachteil in jedem der aufgeführten Bewertungskriterien. Durch weitere Forschung besonders in der Optimierung der Prozessparameter (wie z.B. Filtrationstemperatur), der Ziel-TM in den verschiedenen Membranschritten und der Austausch von keramischen Membranen gegen Spiralwickelmodule könnte die Konkurrenzfähigkeit der RO-NF-(UF) Kaskade verbessert werden.

5 Öffentlichkeitsarbeit

Zu Jahresbeginn 2020 wurde die Teilnahme an Kongressen und Konferenzen geplant. Es waren Teilnahmen im April an der Melpro in Prag, im Juli am 17th Network Young Membrains Meeting in Manchester sowie am 12th International Congress on Membranes and Membrane Processes in London vorgesehen. Des Weiteren sollten die Forschungsergebnisse auf dem IDF World Dairy Summit in Kapstadt sowie dem Congreso Internacional de Ingeniería Agroindustrial in Medellín einem internationalen Fachpublikum vorgestellt werden. Aufgrund der COVID-19 Pandemie wurden die Konferenzen jedoch verschoben oder vollständig abgesagt.

Die im Forschungsprojekt gewonnenen Erkenntnisse sind im Oktober 2021 auf dem 7th International Congress of Agroindustrial Engineering (CIIA 2021, Kolumbien, Online) vorgestellt worden.

In einer studentischen Projektarbeit mit dem Titel „Konzentration von Magermilch mithilfe einer Kaskade aus Umkehrosmose und Nanofiltration“ wurden die Versuche zur RO-NF Kaskade betrachtet. Des Weiteren wurden Vorversuche zur RO-NF-UF-Kaskade in einer Masterarbeit zum Thema „Entwicklung einer Membrankaskade zur Hochkonzentration von Magermilch“ untersucht.

Zusätzlich ist eine Bachelorarbeit mit der Themenstellung „Konzentration von Magermilch mit einer Ultrafiltrations-Umkehrosmose-Kaskade und anschließender Eindampfung“ entstanden. Innerhalb einer weiteren Masterarbeit wurde eine Methode zur Ultrafiltration von Magermilch entwickelt. Diese Arbeit ist durch Max Wollenberg im Podcast Fußnoten der Hochschule Hannover vorgestellt worden (Schach und Ketterkat 25. Januar 2021).

Im Jahr 2022 sollen Ergebnisse aus diesem Forschungsprojekt zur Begutachtung in einem wissenschaftlichen Fachjournal eingereicht werden.

Durch Präsentation der Ergebnisse auf der Ahlemer Fachtagung am 17./18. Mai 2022 und durch Publikation der praxisrelevanten Ergebnisse in deutschen Fachzeitschriften werden die Resultate des Forschungsprojekts veröffentlicht. Besonders die Ahlemer Fachtagung bietet kleinen und mittleren Unternehmen in der Molkereibranche die Möglichkeit, an aktueller angewandter Forschung teilzuhaben.

Anhand der vorliegenden Ergebnisse und der Publikationen wird in 2023 eine Dissertationsschrift durch Herrn M. Eng. Christian Zscherpe angefertigt. Die Promotion wird durch Herrn Prof. Dr. Rohm an der Technischen Universität in Dresden betreut.

6 Fazit und Ausblick

Die Ergebnisse des Forschungsprojekts „Nachhaltige Verfahren zur Magermilchkonzentration und die Auswirkungen auf die Pulvereigenschaften“ zeigen, dass die Konzentration von Magermilch mit allen untersuchten Verfahren technologisch umsetzbar war. Die produzierten MMP und MMK hatten unabhängig vom Konzentrationsverfahren vergleichbare physikalische und funktionelle Eigenschaften.

Eine teilweise Substitution der Eindampfung bis zu einer TM von ca. 24 - 25 % durch RO bzw. UF-RO führt zu einer Verbesserung der CO₂-Bilanz und der Herstellungskosten im Vergleich zum herkömmlichen Prozess der Eindampfung. Eine vollständige Substitution der Eindampfung durch Einsatz einer RO-NF und RO-NF-UF Kaskade resultiert in eine weitere Erhöhung der Elektrifizierung bei gleichzeitiger Verringerung der energetischen Effizienz. Unter Berücksichtigung der Investitionssumme und Kosten für Werkstoffen liegen hohe Herstellungskosten des MMK von bis zu 11 ct kg⁻¹ vor. Diese Faktoren sind auf den Einsatz von keramischen Röhren und Scheibenmodulen zurückzuführen. Folgende Parameter in der Filtrationskaskaden RO-NF und RO-NF-UF könnte die Effizienz des Prozesses verbessern:

- Optimierung der Prozessparameter: Temperatur, Drehgeschwindigkeit der Filterscheiben bzw. Fließgeschwindigkeit und TMP
- Optimierung der Ziel-TM in den verschiedenen Membranschritten
- Austausch von keramischen Membranen gegen Spiralwickelmodule in der RO-NF-Kaskade

Der Einsatz dieser Filtrationsprozesse ist in einem sehr jungen Stadium, wodurch hier noch einige Optimierungspotenziale vorliegen. Weitere Forschung auf dem Gebiet wird die Wettbewerbsfähigkeit dieser Prozesse in Zukunft aus ökonomischer und ökologischer Sicht weiter verbessern.

Potential zeigen bereits die RO und NF-Schritte bis ca. 38 % TM im Rahmen der RO-NF-UF Kaskade. Zukünftige Forschung sollte sich mit dem Erreichen von Trockenmassen zwischen 25 - 40 % TM durch den Einsatz von RO-NF Kaskaden beschäftigen. In diesem Trockenmassbereich zeigt der Einsatz der entwickelten Membrankaskade ein erhebliches Potential zur Einsparung an Energie. Eine mögliche Zielstellung wäre die Produktion von MMK mit 32 - 35 % TM. MMK mit diesem TM-Anteil sind typische Versandkonzentrate, die von Molkereien ohne Trocknungsabteilung an Molkereien mit einer Trocknungsabteilung verkauft werden. Durch Einsatz einer RO-NF Kaskade könnte in diesem Rahmen der

Bedarf an Energie und die CO₂-Bilanz im Vergleich zur reinen Eindampfung reduziert werden. Ein ähnliches Potential bietet die Konzentration von Molke oder UF-Permeat bis zu einer Versand-TM von ca. 30 % bzw. 24 %.

Weiterhin würde die Durchführung einer Lebenszyklusanalyse der Konzentrationsprozesse, unter Einbezug von Herstellung und Entsorgung der Produktionsanlagen, eine ausführlichere ökologische Beurteilung erlauben. Durch Anwendung anderer Auswertungsverfahren neben der CO₂-Bilanz nach IPCC 2013 GWP 100a können auch andere Faktoren, wie die Wassertoxizität oder die Toxizität für Mensch und Tier mit in die ökologische Betrachtung einbezogen werden, um so eine noch umfassendere ökologische Analyse von Konzentrationsprozessen zu ermöglichen.

Literatur

- AMERICAN DAIRY PRODUCTS INSTITUTE 1990. Standards for Grades of Dry Milks: Including Methods of Analysis. Band 916 von Bulletin.
- BALDE, A. und M. AİDER 2017. Effect of cryoconcentration, reverse osmosis and vacuum evaporation as concentration step of skim milk prior to drying on the powder properties. *Powder Technology*, **319**, 463-471. ISSN 00325910. Verfügbar unter: doi:10.1016/J.POWTEC.2017.07.016
- BIENVENUE, A., R. JIMÉNEZ-FLORES und H. SINGH 2003. Rheological Properties of Concentrated Skim Milk: Importance of Soluble Minerals in the Changes in Viscosity During Storage. *Journal of Dairy Science*, **86**(12), 3813-3821. ISSN 0022-0302. Verfügbar unter: doi:10.3168/jds.S0022-0302(03)73988-5
- BLAIS, H., Q.T. HO, E.G. MURPHY, K. SCHROËN und J.T. TOBIN 2021. A cascade microfiltration and reverse osmosis approach for energy efficient concentration of skim milk. *Journal of Food Engineering*, **300**, 110511. ISSN 02608774. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.jfoodeng.2021.110511
- BLUME, C., S. BLUME, S. THIEDE und C. HERRMANN 2020. Data-Driven Digital Twins for Technical Building Services Operation in Factories: A Cooling Tower Case Study. *Journal of Manufacturing and Materials Processing*, **4**(4), 97. Journal of Manufacturing and Materials Processing. Verfügbar unter: doi:10.3390/jmmp4040097
- BOER, R. de und P. NOOY 1980. Concentration of raw whole milk by reverse osmosis and its influence on fat globules. *Desalination*, **35**, 201-211. ISSN 00119164. Verfügbar unter: doi:10.1016/S0011-9164(00)88611-7
- BUNDESANSTALT FÜR LANDWIRTSCHAFT UND ERNÄHRUNG 2020. *Verwendung von Milch in den Molkereien nach Kalenderjahren* [online] [Zugriff am: 23. Juni 2021]. Verfügbar unter: https://www.ble.de/SharedDocs/Downloads/DE/BZL/Daten-Berichte/MilchUndMilcherzeugnisse/JaehrlicheErgebnisse/Deutschland/Mengen/Verwendung_MilchInMolkereien.xlsx?__blob=publicationFile&v=4
- BUNDESANSTALT FÜR LANDWIRTSCHAFT UND ERNÄHRUNG 2021. Richtlinien zur Durchführung des Ankaufs im Rahmen der Intervention von Sprühmagermilchpulver vom 20. Januar 2021.
- BUNDESMINISTERIUM FÜR UMWELT und NATURSCHUTZ UND NUKLEARE SICHERHEIT 2021. Klimaschutzprogramm 2030.

- BUNDESUMWELTMINISTERIUM 2007. *Klimaagenda 2020: Der Umbau der Industriegesellschaft* [online] [Zugriff am: 10. Februar 2017]. Verfügbar unter: http://www.bmub.bund.de/fileadmin/bmu-import/files/pdfs/allgemein/application/pdf/hintergrund_klimaagenda.pdf
- CAIVANO, J.L. und M. DEL PILAR BUERA 2012. *Color in Food. Technological and Psychophysical Aspects*: CRC Press. ISBN 9781138199644.
- COOK, J., D. NUCCITELLI, S.A. GREEN, M. RICHARDSON, B. WINKLER, R. PAINTING, R. WAY, P. JACOBS und A. SKUCE 2013. Quantifying the consensus on anthropogenic global warming in the scientific literature. *Environmental Research Letters*, **8**(2), 24024. Environmental Research Letters. Verfügbar unter: doi:10.1088/1748-9326/8/2/024024
- CORREDIG, M., P.K. NAIR, Y. LI, H. ESHPARI und Z. ZHAO 2019. Invited review: Understanding the behavior of caseins in milk concentrates. *Journal of Dairy Science*, **102**(6), 4772-4782. ISSN 0022-0302. Verfügbar unter: doi:10.3168/jds.2018-15943
- DAL-CIN, M.M., C.N. LICK, A. KUMAR und S. LEALESS 1998. Dispersed phase back transport during ultrafiltration of cutting oil emulsions with a spinning membrane disc geometry1Issued as NRCC No. 41962.1. *Journal of Membrane Science*, **141**(2), 165-181. ISSN 0376-7388. Verfügbar unter: doi:10.1016/S0376-7388(97)00304-9
- DUFOSSÉ, L., P. GALAUP, E. CARLET, C. FLAMIN und A. VALLA 2005. Spectrocolorimetry in the CIE L*a*b* color space as useful tool for monitoring the ripening process and the quality of PDO red-smear soft cheeses. *Food Research International*, **38**(8-9), 919-924. ISSN 09639969. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.foodres.2005.02.013
- FINNEGAN, W., J. GOGGINS, A. CHYZHEUSKAYA und X. ZHAN 2017a. Global warming potential associated with Irish milk powder production. *Frontiers of Environmental Science & Engineering*, **11**(3). ISSN 2095-2201. Verfügbar unter: doi:10.1007/s11783-017-0949-z
- FINNEGAN, W., J. GOGGINS, E. CLIFFORD und X. ZHAN 2017b. Environmental impacts of milk powder and butter manufactured in the Republic of Ireland. *The Science of the total environment*, **579**, 159-168. The Science of the total environment. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.scitotenv.2016.10.237
- FOX, P.F. und A. BRODKORB 2008. The casein micelle: Historical aspects, current concepts and significance. *International Dairy Journal*, **18**(7), 677-684. ISSN 09586946. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.idairyj.2008.03.002

- HVID, J. 1992. *Review of energy efficient technologies in the dairy industry sector. Text by Energy Centre Denmark, case study provided through the OPET Network.* Copenhagen: Energy Centre Denmark. A THERMIE PROGRAMM ACTION.
- KAPPENTHULER, S., S. OLVEIRA, J. WEHRLI und S. SEEGER 2018. Environmental assessment of alternative methanesulfonic acid production using direct activation of methane. *Journal of Cleaner Production*, **202**, 1179-1191. ISSN 09596526. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.jclepro.2018.07.284
- KESSLER, H.G. 1996. *Lebensmittel- und Bioverfahrenstechnik. Molkereitechnologie. 4., überarb. und erw. Aufl.* München: Kessler. ISBN 3-9802378-4-2.
- KIM, D., G. THOMA, D. NUTTER, F. MILANI, R. ULRICH und G. NORRIS 2013. Life cycle assessment of cheese and whey production in the USA. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, **18**(5), 1019-1035. ISSN 0948-3349. Verfügbar unter: doi:10.1007/s11367-013-0553-9
- KIM, E.H.-J., X.D. CHEN und D. PEARCE 2009. Surface composition of industrial spray-dried milk powders. 2. Effects of spray drying conditions on the surface composition. *Journal of Food Engineering*, **94**(2), 169-181. ISSN 02608774. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.jfoodeng.2008.10.020
- KIM, S., C. JIMÉNEZ-GONZÁLEZ und B.E. DALE 2009. Enzymes for pharmaceutical applications—a cradle-to-gate life cycle assessment. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, **14**(5), 392-400. ISSN 0948-3349. Verfügbar unter: doi:10.1007/s11367-009-0081-9
- KROKIDA, M., M. TAXIARCHOU, A. POLITIS, A. PEPPAS und K. KYRIAKOPOULOU 2016. Life cycle assessment (LCA) on European skim milk powder Processing production plant. *Scientific Bulletin. Series F. Biotechnologies*, 280-285. Scientific Bulletin. Series F. Biotechnologies. Verfügbar unter: doi:10.5281/zenodo.4319800
- KULOZIK, U. 1986. *Einflüsse auf die Permeation von Wasser und gelösten Stoffen sowie auf den Deckschichtabtrag bei der Umkehrosmose.* Zugl.: München, Techn. Univ., Diss., 1986. Düsseldorf: VDI-Verl. Fortschritt-Berichte VDI: Reihe 3, Verfahrenstechnik. 120. ISBN 3181420034.
- MERCIER-BOUCHARD, D., S. BENOIT, A. DOYEN, M. BRITTEN und Y. POULIOT 2017. Process efficiency of casein separation from milk using polymeric spiral-wound microfiltration membranes. *Journal of Dairy Science*. ISSN 0022-0302. Verfügbar unter: doi:10.3168/jds.2017-13015

- Methodenbuch. Verband Deutscher Landwirtschaftlicher Untersuchungs- und Forschungsanstalten. Hrsg. von Rolf Bassler* 1985. 4. Aufl. Darmstadt: VDLUFA-Verl. ISBN 9783941273030.
- MÉTHOT-HAINS, S., S. BENOIT, C. BOUCHARD, A. DOYEN, L. BAZINET und Y. POULIOT 2016. Effect of transmembrane pressure control on energy efficiency during skim milk concentration by ultrafiltration at 10 and 50°C. *Journal of Dairy Science*, **99**(11), 8655-8664. ISSN 0022-0302. Verfügbar unter: doi:10.3168/jds.2016-11504
- MEYER, P. und U. KULOZIK 2016. Impact of Protein Removal by an Upstream Ultrafiltration on the Reverse Osmosis of Skim Milk and Sweet Whey. *Chemie Ingenieur Technik*, **88**(5), 585-590. ISSN 0009286X. Verfügbar unter: doi:10.1002/cite.201500107
- MEYER, P., A. MAYER und U. KULOZIK 2015. High concentration of skim milk proteins by ultrafiltration: Characterisation of a dynamic membrane system with a rotating membrane in comparison with a spiral wound membrane. *International Dairy Journal*, **51**, 75-83. ISSN 09586946. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.idairyj.2015.07.010
- MEYER, P., J. PETERMEIER, M. HARTINGER und U. KULOZIK 2016. Concentration of Skim Milk by a Cascade Comprised of Ultrafiltration and Nanofiltration: Investigation of the Nanofiltration of Skim Milk Ultrafiltration Permeate. *Food and Bioprocess Technology*. ISSN 1935-5130 [Zugriff am: 30. November 2016]. Verfügbar unter: doi:10.1007/s11947-016-1836-5
- MEYER, P., M. HARTINGER, S. SIGLER und U. KULOZIK 2017. Concentration of Milk and Whey by Membrane Technologies in Alternative Cascade Modes. *Food and Bioprocess Technology*, **10**(4), 674-686. ISSN 1935-5130. Verfügbar unter: doi:10.1007/s11947-016-1848-1
- MEZGER, T. 2010. *Das Rheologie-Handbuch. Für Anwender von Rotations- und Oszillations-Rheometern*. 3., überarb. Aufl. Hannover: Vincentz Network. Farbe und Lack Edition. ISBN 3-86630-863-9.
- MORISON, K.R., J.P. PHELAN und C.G. BLOORE 2013. Viscosity and Non-Newtonian Behaviour of Concentrated Milk and Cream. *International Journal of Food Properties*, **16**(4), 882-894. ISSN 1094-2912. Verfügbar unter: doi:10.1080/10942912.2011.573113
- NEITZKE, A., E. KRELL, A. BINAISCH, D. LONGUET und H. WIETBRAUK 1990. Kosten der Modellabteilung „Allgemeine Milchbehandlung“. *Kieler Milchwirtschaftliche Forschungsberichte*, **42**(3), 429-533.

- PUGLIESE, A., G. CABASSI, E. CHIAVARO, M. PACIULLI, E. CARINI und G. MUCCHETTI 2017. Physical characterization of whole and skim dried milk powders. *Journal of food science and technology*, **54**(11), 3433-3442. ISSN 0022-1155. Verfügbar unter: doi:10.1007/s13197-017-2795-1
- RINALDONI, A.N., C.C. TARAZAGA, M.E. CAMPDERRÓS und A.P. PADILLA 2009. Assessing performance of skim milk ultrafiltration by using technical parameters. *Journal of Food Engineering*, **92**(2), 226-232. ISSN 02608774. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.jfoodeng.2008.11.009
- SCHACH, A. und I. KETTERKAT, 25. Januar 2021. *Interview mit Max Wollenberg* [Podcast]. HsH Fußnoten.
- SCHIER, G. und S. PAAR 2007. Kaseinstandardisierung mit verschiedenen Membranen. Bewertung der Cross-Flow Mikrofiltration von Milch. *Deutsche Molkerei Zeitung*, (16), 22-25.
- SCHOWANEK, D., T. BORSBOOM-PATEL, A. BOUVY, J. COLLING, J.A. de FERRER, D. EGGERS, K. GROENKE, T. GRUENENWALD, J. MARTINSSON, P. MCKEOWN, B. MILLER, S. MOONS, K. NIEDERMANN, M. PÉREZ, C. SCHNEIDER und J.-F. VIOT 2018. New and updated life cycle inventories for surfactants used in European detergents: summary of the ERASM surfactant life cycle and ecofootprinting project. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, **23**(4), 867-886. ISSN 0948-3349. Verfügbar unter: doi:10.1007/s11367-017-1384-x
- SCHULZE, C., B. RAABE, C. HERRMANN und S. THIEDE 2018. Environmental Impacts of Cooling Tower Operations – The Influence of Regional Conditions on Energy and Water Demands. *Procedia CIRP*, **69**, 277-282. ISSN 22128271. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.procir.2017.11.034
- SCHULZE, C., S. THIEDE und C. HERRMANN 2019. Life Cycle Assessment of Industrial Cooling Towers. In: L. SCHEBEK, C. HERRMANN und F. CERDAS, Hg. *Progress in Life Cycle Assessment*. Cham: Springer International Publishing, S. 135-146. ISBN 978-3-319-92236-2.
- STABILE, R.L. 1983. Economics of Reverse Osmosis and Multistage Evaporation for Concentrating Skim Milk from 8.8 to 45% Solids. *Journal of Dairy Science*, **66**(8), 1765-1772. ISSN 0022-0302. Verfügbar unter: doi:10.3168/jds.S0022-0302(83)82004-9
- TAMIME, A.Y. 2008. *Cleaning-in place. Dairy, food and beverage operations* [Online]. Chichester, UK: John Wiley & Sons Ltd. ISBN 978-1-444-30225-7. Verfügbar unter: <http://www.netlibrary.com/Details.aspx?ProductId=266080>

- TETRA PAK PROCESSING GMBH, Hg. 2012. *Handbuch der Milch- und Molkereitechnik*. Überarb. Aufl. Essen: Th. Mann. ISBN 9783786201465.
- ÜÇTUĞ, F.G. 2019. The Environmental Life Cycle Assessment of Dairy Products. *Food Engineering Reviews*, **11**(2), 104-121. ISSN 1866-7910. Verfügbar unter: doi:10.1007/s12393-019-9187-4
- VOURCH, M., B. BALANNEC, B. CHAUFER und G. DORANGE 2008. Treatment of dairy industry wastewater by reverse osmosis for water reuse. *Desalination*, **219**(1-3), 190-202. ISSN 00119164. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.desal.2007.05.013
- WIDERA, H., R. SCHMIDT, R. HARGENS und E. KRELL 1998. Die Kosten der Modellabteilung „Milchtrocknung“ am Beispiel der Herstellung von Sprühmagermilchpulver. *Kieler Milchwirtschaftliche Forschungsberichte*, **50**(4), 319-342.
- WIETBRAUK, H., E. KRELL, R. HARGENS und D. LONGUET 1990. Methodische Weiterentwicklung der Modellabteilungsrechnung für milchwirtschaftliche Betriebe. *Kieler Milchwirtschaftliche Forschungsberichte*, **42**(3), 371-427.

A Verwendete Rohstoffe

Als Rohstoff für die Versuche wurde pasteurisierte Magermilch (Apostel Griechische Spezialitäten GmbH und Molkerei Grafschaft Hoya eG) bezogen. Die mittlere Zusammensetzung der Magermilchinhaltsstoffe zeigt die Tabelle A.1.

Tabelle A.1: Mittlere Zusammensetzung der Magermilchinhaltsstoffe

	Mittelwert	SD	Minimum	Maximum
	[%]	[%]	[%]	[%]
Trockenmasse	9,31	(0,22)	8,65	9,79
Protein	3,43	(0,13)	3,06	3,62
Lactose	4,96	(0,17)	4,52	5,21
Asche	0,74	(0,02)	0,70	0,77
Fett	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.

n=28, n.g = nicht gemessen

B Skizzen der Versuchsanlagen

B.1 Membranfiltrationsanlagen

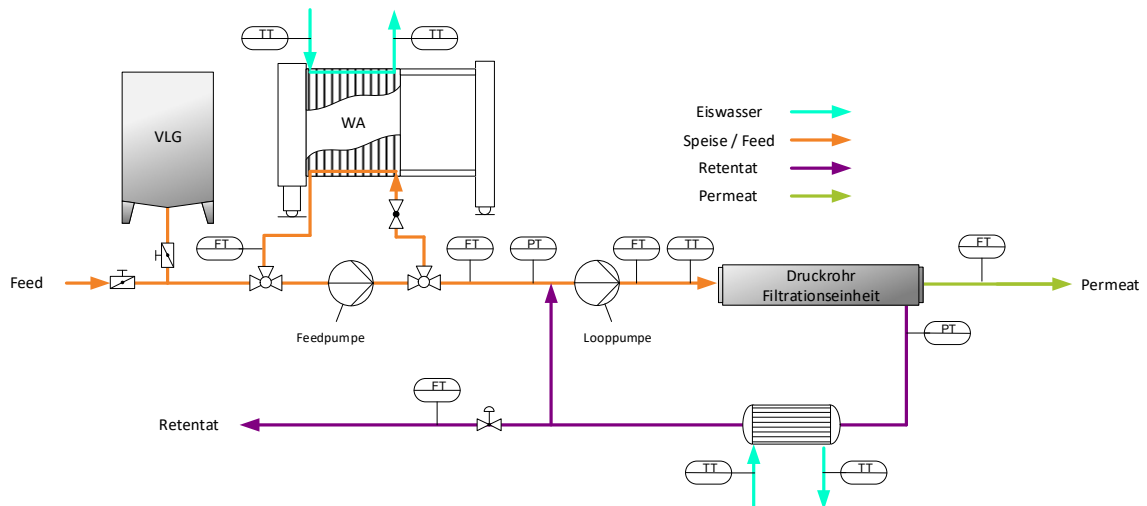


Abbildung B.1: Schematische Darstellung der Filtrationsanlage

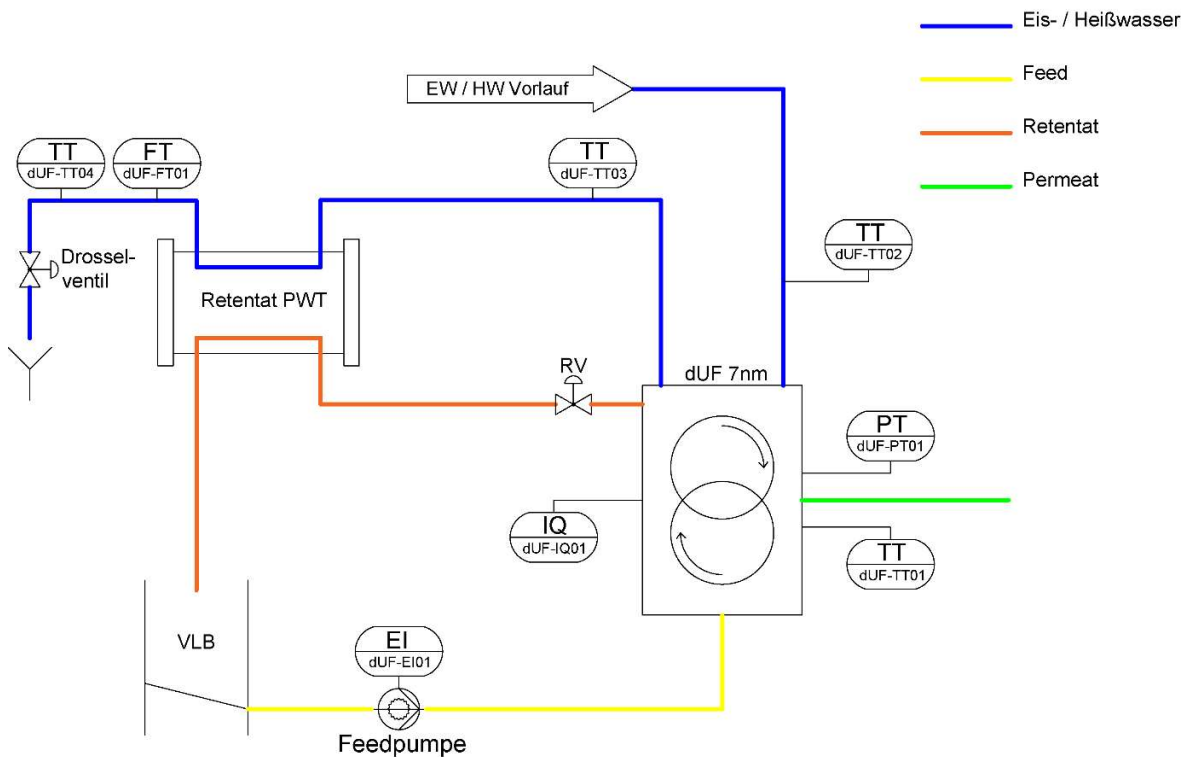


Abbildung B.2: Schematische Darstellung der dynamischen Filtrationsanlage

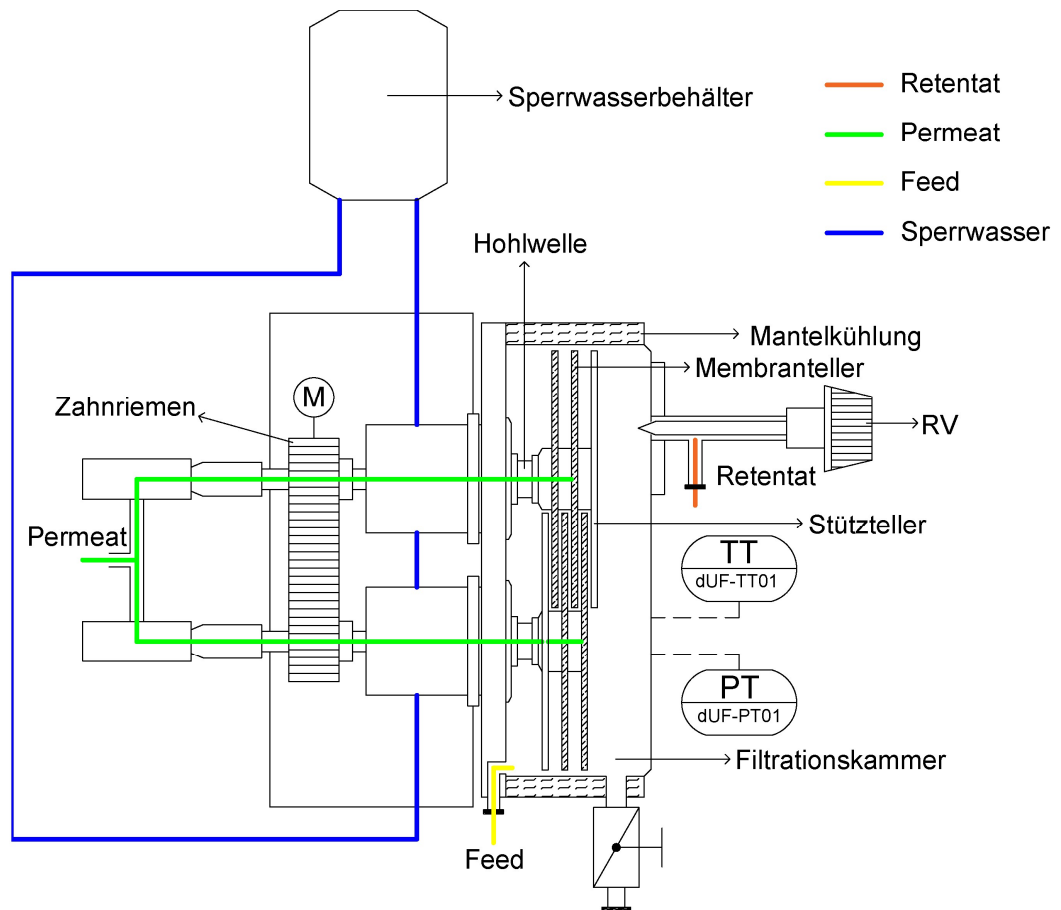


Abbildung B.3: Querschnitt der dynamischen Filtrationsanlage

B.2 Eindampfungsanlage

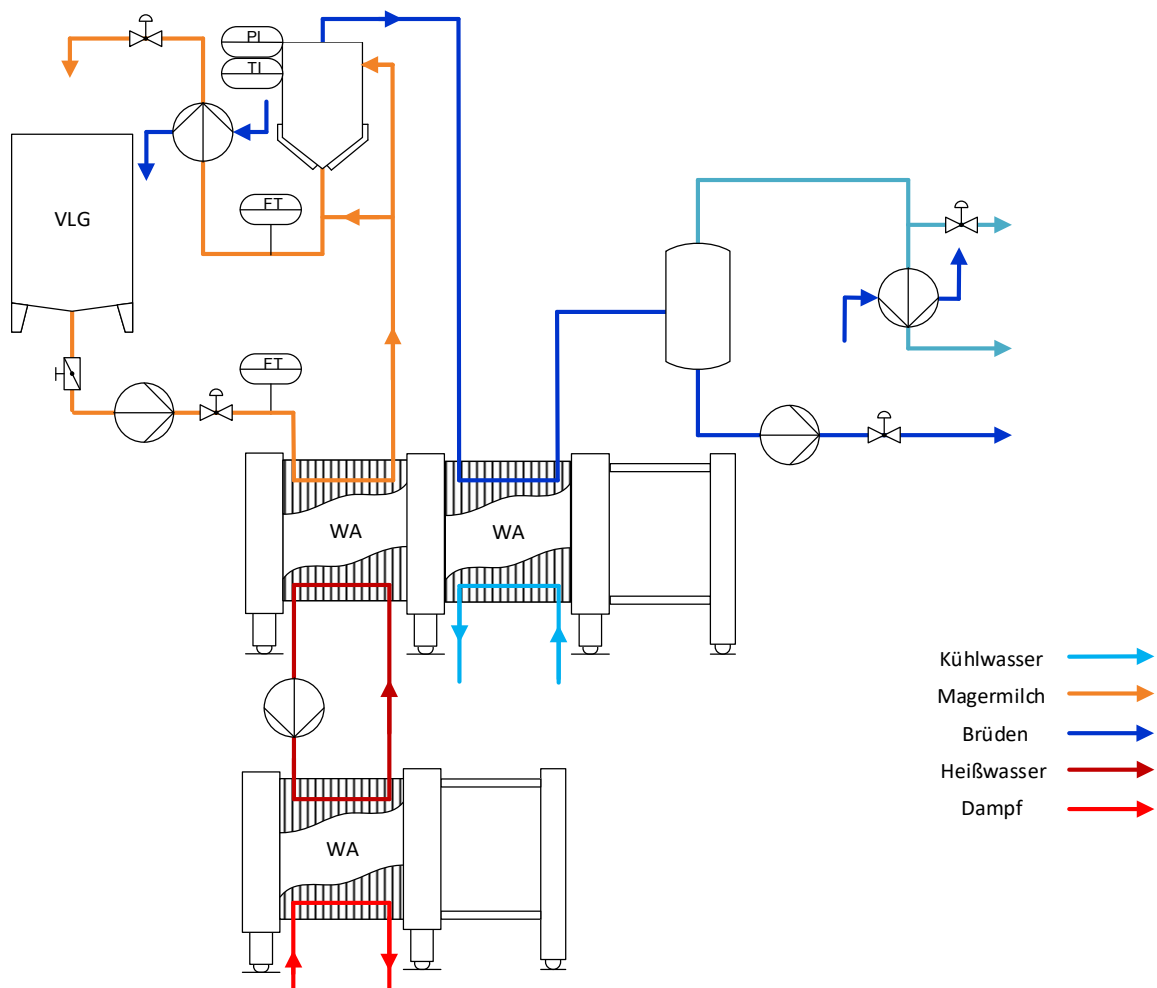


Abbildung B.4: Schematischer Aufbau der Platteneindampfungsanlage

B.3 Trocknungsanlage

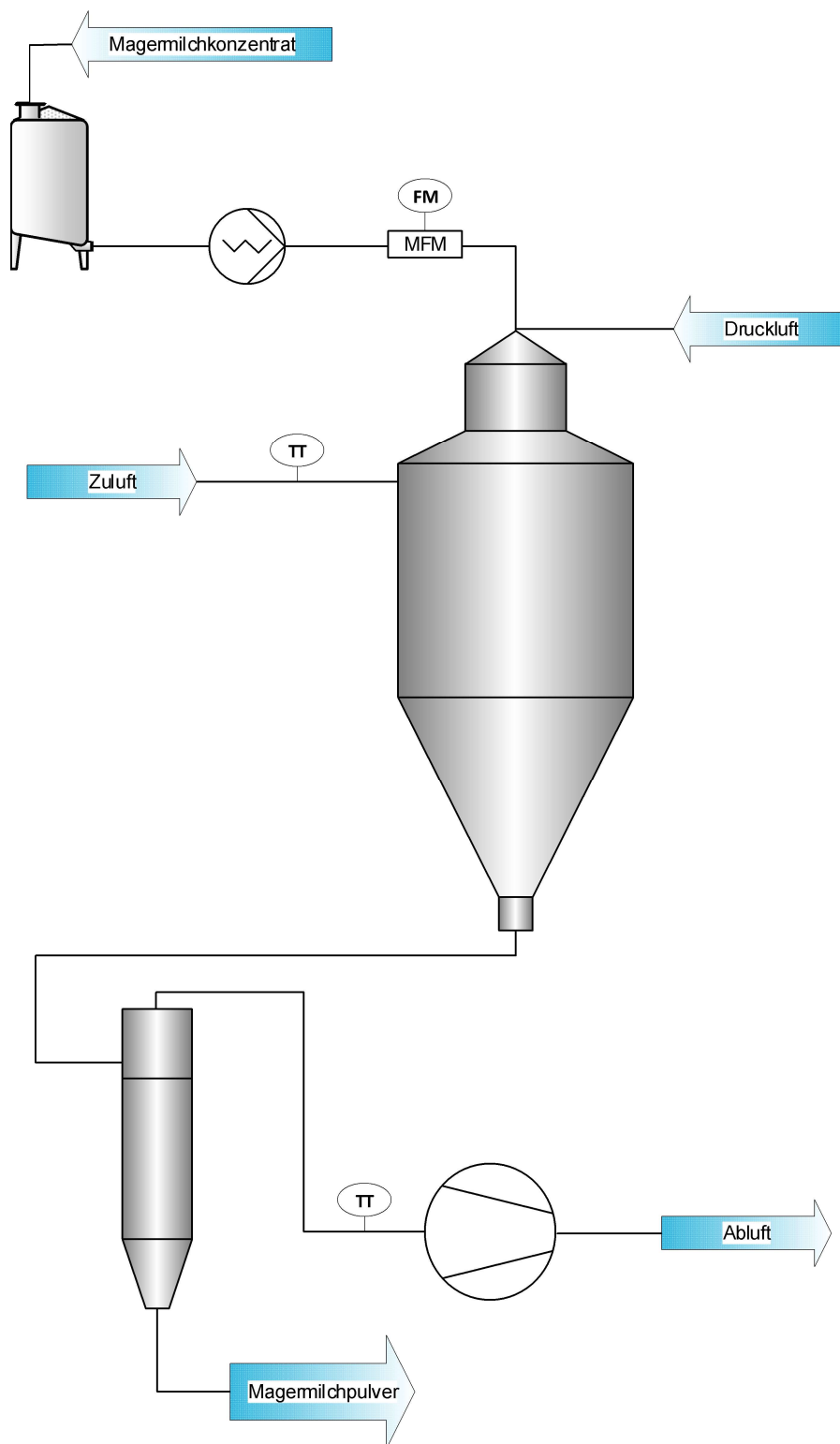


Abbildung B.5: Schematische Darstellung des Trocknungsprozesses

C Reinigung der Versuchsanlagen

C.1 Membranfiltrationsanlagen

Spiralwickelmodule der Membranfiltrationsanlage wurden mit den Reinigungsparametern der Tabelle C.2 gereinigt.

Tabelle C.2: Reinigungsparameter zur Reinigung des Sprühturms

Reinigungsschritt	Dauer [min]	Konzentration [%]	Temperatur [°C]
Vorspülen		Bis klar	- kalt
Ultrasil 67	40	0,5	50
Ultrasil 69		0,7	
Zwischenspülen		Bis neutral	- kalt
Ultrasil 75	30	0,5	50
Zwischenspülen		Bis neutral	kalt
Ultrasil 112	30	0,8	50
Nachspülen		Bis neutral	- 50

Bemerkung: kalt = Frischwassertemperatur

Keramische Röhrenmodule der Membranfiltrationsanlage wurden mit den Reinigungsparametern der Tabelle C.3 gereinigt.

Tabelle C.3: Reinigungsparameter zur CIP von keramischen Röhrenmodulen

Reinigungsschritt	Dauer [min]	Konzentration [%]	Temperatur [°C]
Vorspülen		Bis klar	- kalt
Ultrasil 11	40	1,0	65
Zwischenspülen		Bis neutral	- 50
Ultrasil 78	20	0,5	50
Nachspülen		Bis neutral	- 50

Bemerkung: kalt = Frischwassertemperatur

Scheibenmodule der DCF wurden mit den Reinigungsparametern der Tabelle C.4 gereinigt.

Tabelle C.4: Reinigungsparameter zur CIP der DCF

Reinigungsschritt	Dauer [min]	Konzentration [%]	Temperatur [°C]
Vorspülen	Bis klar	-	kalt
Ultrasil 67	30	0,5	50
Ultrasil 69		0,7	
Zwischenspülen	Bis neutral	-	50
Ultrasil 78	30	0,5	50
Nachspülen	Bis neutral	-	50

Bemerkung: kalt = Frischwassertemperatur

Nach Verwendung wurden Spiralwickelmodule und keramische Röhrenmodule in einer 0,5 – 1,5%igen Lösung aus Ultrasil 73 gelagert. Scheibenmodule der DCF wurden nach dem Nachspülschritt trocken gelagert.

C.2 Platteneindampfer

Der Platteneindampfer wurde mit den Reinigungsparametern der Tabelle C.5 gereinigt.

Tabelle C.5: Reinigungsparameter zur CIP des Platteneindampfers

Reinigungsschritt	Dauer [min]	Konzentration [%]	Temperatur [°C]
Vorspülen	Bis klar	-	kalt
Lauge	15	1,0	50
Zwischenspülen	5	-	kalt
Säure	15	0,5	50
Nachspülen	20	-	kalt

Bemerkung: kalt = Frischwassertemperatur

C.3 Trockenturm

Vor dem Start der Reinigung werden die Turminnenwände und Rohrleitungen trocken leer-geblasen. Im Anschluss wird folgender Reinigungsablauf für die Turmkammer und die

Förderpumpe inkl. Zulaufleitung durchgeführt. Reinigungsparameter der CIP sind in Tabelle C.6 dargestellt.

Tabelle C.6: Reinigungsparameter zur CIP des Sprühturms

Reinigungsschritt	Dauer [min]	Konzentration [%]	Temperatur [°C]
Vorspülen	Bis klar	-	kalt
Lauge	15	1,0	50
Zwischenspülen	5	-	kalt
Säure	15	0,5	50
Nachspülen	20	-	kalt

Bemerkung: kalt = Frischwassertemperatur

D Tabellen zur ökonomischen und ökologischen Bewertung

D.1 Spezifische Produktionsdaten zur der Konzentrationsverfahren

Tabelle D.7: Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchvorkonzentration (40 % TM)

Basisdaten	Einheit	EV 40	RO-EV 40	RO-NF 40	UF-RO-EV 40	
		EV	RO	RO	UF	RO
Speisemenge MM	m ³ /h	50,0	50,0	50,0	50,0	0,0
+ V Permeat/Brüden	m ³ /h			11,6		41,9
Gesamtspisemenge	m ³ /h	50,0	50,0	61,3	50,0	41,9
Trockenmasse	%	9,0	9,0	9,3	9,0	5,5
Wasser-/Permeatentzug	kg/h	38.585	31.864	37.798	41.675	32.884
Konzentratmenge	kg/h	13.171	19.699	25.693	9.942	9.857
Trockenmasse	%	40,0	24,0	24,3	24,8	25,0
max. Standzeit	Std./Tag	20	20	20	20	20
Rüstzeit	Std./Tag	2,5	2,5	3,0	3,0	3,0
Produktionsstunden	Std./Tag	21,5	21,5	21,0	21,0	21,0
Reinigungen	Anz./Tag	1,08	1,08	1,05	1,05	1,05
Produktionstage	Anz./Jahr	360	360	360	360	360
Jahresproduktion	Mio kg/a	101,9	152,5	194,2	75,2	74,5

Tabelle D.8: Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchhochkonzentration (40 % TM)

Basisdaten	Einheit	EV 40	RO-EV 40	RO-NF 40	UF-RO-EV 40
			EV	NF	EV
Speisemenge	m ³ /h		18,0	23,5	18,0
Trockenmasse	%		24,0	24,3	25,0
Wasser-/Permeatentzug	kg/h		6.721	11.630	6.753
Konzentratmenge	kg/h		13.171	14.172	13.178
Trockenmasse	%		40,0	40,0	40,0
max. Standzeit	Std.		20,0	19,0	20,0
Rüstzeit	Std.		2,5	5,0	2,5
Produktionsstunden	Std./d		21,5	19,0	21,5
Reinigungen	Anz./d		1,1	1,0	1,1
Produktionstage	Anz./a		360	360,0	360,0
Jahresproduktion	Mio. kg/a		101,9	96,9	102,0

Tabelle D.9: Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchvorkonzentration (45 % TM)

Basisdaten	Einheit	EV 45	RO-EV 45	RO-NF-UF 45		UF-RO-EV 45	
		EV	RO	RO	NF	UF	RO
Speisemenge MM	m³/h	50,0	50,0	50,0	21,2	50,0	0,0
+ V Permeat/Brüden	m³/h			11,2	6,5		41,9
Gesamtspesemenge	m³/h	50,0	50,0	61,2	27,6	50,0	41,9
Trockenmasse	%	9,0	9,0	8,3	24,3	9,0	5,5
Wasserentzug	kg/h	39.830	31.864	39.939	12.970	41.675	32.884
Konzentratmenge	kg/h	12.032	19.699	23.142	19.109	9.942	9.857
Trockenmasse	%	45,0	24,0	24,3	38,0	24,8	25,0
max. Standzeit	Std.	20	20	20	20	20	20
Rüstzeit	Std.	2,5	2,5	2,6	2,6	2,8	3,0
Produktionsstunden	Std./d	21,5	21,5	21,4	21,4	21,2	21,0
Reinigungen	Anz./d	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
Produktionstage	Anz./a	360	360	360	360	360	360
Jahresproduktion	Mio. kg/a	93,1	152,5	178,2	147,2	76,0	74,5

Tabelle D.10: Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchhochkonzentration (45 % TM)

Basisdaten	Einheit	EV 45	RO-EV 45	RO-NF-UF 45	UF-RO-EV 45
			EV	UF	EV
Speisemenge	m³/h		18,0	16,4	18,0
Trockenmasse	%		24,0	38,0	25,0
Wasserentzug	kg/h		7.966	7.252	7.935
Konzentratmenge	kg/h		12.032	11.869	12.038
Trockenmasse	%		45,0	45,0	45,0
max. Standzeit	Std.		20,0	20,0	20,0
Rüstzeit	Std.		2,5	4,0	2,5
Produktionsstunden	Std./d		21,5	20,0	21,5
Reinigungen	Anz./d		1,1	1,0	1,1
Produktionstage	Anz./a		360	360,0	360,0
Jahresproduktion	Mio. kg/a		93,1	85,5	93,2

Tabelle D.11: Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchvorkonzentration (50 % TM)

Basisdaten	Einheit	EV 50	RO-EV 50	RO-NF-UF 50		UF-RO-EV 50	
		EV	RO	RO	NF	UF	RO
Speisemenge MM	m ³ /h	50,0	50,0	50,0	21,0	50,0	0,0
+ V Permeat/Brüden	m ³ /h			10,9	6,9		41,9
Gesamtspisemenge	m ³ /h	50,0	50,0	60,9	28,0	50,0	41,9
Trockenmasse	%	9,0	9,0	8,3	24,3	9,0	5,5
Wasser-/Permeatentzug	kg/h	40.826	31.864	39.815	11.013	41.675	32.884
Konzentratmenge	kg/h	11.061	19.807	23.070	19.973	9.942	9.857
Trockenmasse	%	50,0	24,0	24,3	40,7	24,8	25,0
max. Standzeit	Std.	20	20	20	20	20	20
Rüstzeit	Std.	2,5	2,5	2,6	2,7	2,8	3,0
Produktionsstunden	Std./d	21,5	21,5	21,4	21,3	21,2	21,0
Reinigungen	Anz./d	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
Produktionstage	Anz./a	360	360	360	360	360	360
Jahresproduktion	Mio. kg/a	85,6	153,3	177,6	153,2	76,0	74,5

Tabelle D.12: Spezifische Produktionsdaten zu Magermilchhochkonzentration (50 % TM)

Basisdaten	Einheit	EV 50	RO-EV 50	RO-NF-UF 50	UF-RO-EV 50
			EV	UF	EV
Speisemenge	m ³ /h		18,0	17,1	18,0
Trockenmasse	%		24,0	40,7	25,0
Wasser-/Permeatentzug	kg/h		8.962	7.934	8.921
Konzentratmenge	kg/h		11.061	12.224	11.061
Trockenmasse	%		50,0	48,0	50,0
max. Standzeit	Std.		20,0	20,0	20,0
Rüstzeit	Std.		2,5	4,0	2,5
Produktionsstunden	Std./d		21,5	20,0	21,5
Reinigungen	Anz./d		1,1	1,0	1,1
Produktionstage	Anz./a		360	360,0	360,0
Jahresproduktion	Mio. kg/a		85,6	88,0	85,6

D.2 Basiswerte zur Berechnung der Anlagekosten

Tabelle D.13: Investitionsgüter zu den Konzentrationsverfahren bis 40 % Trockenmasse; Zinsen = 2,50%

Anlagegüter	EV 40		RO-EV 40		RO-NF 40		UF-RO-EV 40		Nutzungs- dauer [a]	Instand- haltungs- quote [%]
	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investiti- onssumme [€]		
Apparate	3 effects falling film evaporator, equipped with MVR and TVR	3.150.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	628.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	665.000	Pre-assembled UF Membrane Filtration Unit	470.000	15,0	2,5%
			1 effects falling film evaporator, equipped with MVR	1.594.000	Pre-assembled NF Membrane Filtration Unit	2.470.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	690.000	15,0	2,5%
							1 effects falling film evaporator, equipped with MVR	1.544.000	15,0	2,5%
Summe Apparate		3.150.000		2.222.000		3.135.000		2.704.000		
Membrane²										
Spiral Wickel			170 RO8038 membrane elements	162.000	200 RO8038 membrane elements	185.000	102 UF6438 membrane elements 120 RO8038 membrane elements	160.000	1,3	0,0%
Keramik					1836 EE1200-A3LC1G inopor membrane	4.930.000			8,0	0,0%
Summe Membrane		0		162.000		5.115.000		160.000		
Lieferung, Montage & Inbetriebnahme										
Vorkonzentration		500.000		500.000		500.000		500.000	15,0	2,5%
Hochkonzentration		500.000		500.000		500.000		500.000	15,0	2,5%
Summe Lieferung, Montage & Inbetriebnahme		1.000.000		1.000.000		1.000.000		1.000.000		
Investitionssumme		4.150.000		3.384.000		9.250.000		3.864.000		

Tabelle D.14: Investitionsgüter zu den Konzentrationsverfahren bis 45 % Trockenmasse ; Zinsen = 2,50%

Anlagegüter	EV 45		RO-EV 45		RO-NF-UF 45		UF-RO-EV 45		Nutzungs- dauer [a]	Instand- haltungs- quote [%]
	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investiti- onssumme [€]	Anzahl/ Größe	Investiti- onssumme [€]	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]		
Apparate			Pre-assembled RO Membrane Filtra- tion Unit	790.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	610.000	Pre-assembled UF Membrane Filtration Unit	470.000	15,0	2,5%
					Pre-assembled NF Membrane Filtration Unit	670.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	690.000	15,0	2,5%
	3 effects falling film evaporator, equipped with MVR and TVR	3.150.000	1 effects falling film evaporator, equipped with MVR	1.594.000	Pre-assembled dynamic Filtra- tion Unit	19.300.000	1 effects falling film evaporator, equipped with MVR	1.544.000	15,0	2,5%
Summe Apparate		3.150.000		2.384.000		20.580.000		2.704.000		
Membrane²										
Spiral Wickel			5.950	162.000	180 RO8038 Membran Ele- ment 180 NF8038 Membran Ele- ment	365.000	102 UF6438 Membrane Ele- ment 120 RO8038 Membrane Ele- ment	160.000	1,3	0,0%
Keramik					35x288 Filter Disks	1.700.000			8,0	0,0%
Summe Membrane		0		162.000		2.065.000		160.000		
Lieferung, Mon- tage & Inbetrieb- nahme										
Vorkonzentration		500.000		500.000		500.000		500.000	15,0	2,5%
Hochkonzentration		500.000		750.000		1.500.000		900.000	15,0	2,5%
Summe Lieferung, Montage & Inbe- triebnahme		1.000.000		1.250.000		2.000.000		1.400.000		
Investitionssumme		4.150.000		3.006.000		24.035.000		3.794.000		

Tabelle D.15: Investitionsgüter zu den Konzentrationsverfahren bis 50 % Trockenmasse ; Zinsen = 2,50%

Anlagegüter	EV 50		RO-EV 50		RO-NF-UF 50		UF-RO-EV 50		Nutzungs- dauer [a]	Instand- haltungs- quote [%]
	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]	Anzahl/ Größe	Investitions- summe [€]		
Apparate			Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	628.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	680.000	Pre-assembled UF Membrane Filtration Unit	470.000	15,0	2,5%
					Pre-assembled NF Membrane Filtration Unit	785.000	Pre-assembled RO Membrane Filtration Unit	690.000	15,0	2,5%
	3 effects falling film evaporator, equipped with MVR and TVR	3.150.000	1 effects falling film evaporator, equipped with MVR	1.594.000	56 Pre-assembled dynamic Filtration Units	28.300.000	1 effects falling film evaporator, equipped with MVR	1.544.000	15,0	2,5%
Summe Apparate		3.150.000		2.222.000		29.765.000		2.704.000		
Membrane										
Spiral Wickel			170 RO8038 Membran Elemente	162.000	180 RO8038 Membran Element 245 NF8038 Membran Element	395.000	102 UF6438 Membrane Element 120 RO8038 Membrane Element	160.000	1,3	0,0%
Keramik					56x288 Filter Disks	2.700.000			8,0	0,0%
Summe Membrane		0		162.000		3.095.000		160.000		
Lieferung, Montage & Inbetriebnahme										
Vorkonzentration		500.000		500.000		500.000		500.000	15,0	2,5%
Hochkonzentration		500.000		750.000		1.500.000		900.000	15,0	2,5%
Summe Lieferung, Montage & Inbetriebnahme		1.000.000		1.250.000		2.000.000		1.400.000		
Investitionssumme		4.150.000		3.006.000		34.180.000		3.794.000		

D.3 Basiswerte zur Berechnung der Energie-, Betriebsstoff- und Stoffstromkosten

Tabelle D.16: Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Vorkonzentration (40 % Trockenmasse)

Kostenarten	Einheit	EV 40		RO-EV 40		RO-NF 40		UF-RO-EV 40				Preis [€/Einheit]
		EV		RO		RO		UF		RO		
		Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	
Energie												
Fremdstrom	kWh	1533	46,5	526	12,2	442	10,5	380	14,5	292	14,7	0,18
Dampf	t	0,7	0,02	0,8		1,0		0,9		0,9		40,00
Druckluft	Nm ³	13	0,3	7	0,1	8	64,2	8	0,3	8	0,3	0,05
Eiswasser	kWh			290	11,0	6429	3,7	145	12,5	145	14,5	0,05
Kühlwasser	m ³	22	0,6									0,25
Betriebsstoffe												
NaOH (60 %)	kg	821										0,55
HNO ₃ (33 %)	kg	228										0,50
Ultrasil 120	kg			33		39		25		23		1,80
Ultrasil 620	kg			8		9		5		5		8,58
Ultrasil 720	kg			25		30		17		18		2,15
Spülwasser Gleitringdichtung	m ³	6,7	0,4	0,8	0,0	1,1	0,0	0,8	0,0	0,8	0,0	1,69
Stoffströme												
Verlust Feed	kg	251		215		210		210		0		0,16
Verlust Konzentrat	kg	150		323		315		263		0		0,19
Wasser	m ³	70		41		58		37		44		1,69
Abwasser	m ³	84	0,6	48	0,0	65	0,0	42	0,0	50	0,0	2,36

¹ je 1.000 kg Konzentrat

Tabelle D.17: Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Hochkonzentration (40 % Trockenmasse)

Kostenarten	Ein- heit	EV 40		RO-EV 40		RO-NF 40		UF-RO-EV 40		Preis [€/Einheit]
		Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	EV		NF		EV		
				Einsatz Tages- fix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tages- fix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	
Energie										
Fremdstrom	kWh			70	8,8	11.689	167,4	65	8,7	0,18
Dampf	t			0,6	0,02	1,5		0,5	0,02	40,00
Druckluft	Nm ³			11	0,3	13	0,2	11	0,3	0,05
Eiswasser	kWh					6.123	158,0			0,05
Kühlwasser	m ³			8	0,2			8	0,2	0,25
Betriebsstoffe										
NaOH (60 %)	kg			274				274		0,55
HNO ₃ (33 %)	kg			76				76		0,50
Ultrasil 120	kg					303				1,80
Ultrasil 620	kg					8				8,58
Ultrasil 720	kg					96				2,15
Spülwasser Gleitringdichtung	m ³			13,4	0,4	1,8	0,0	13,4	0,4	1,69
Stoffströme										
Verlust Feed	kg			108		200		96		0,16
Verlust Konzentrat	kg			65		250		62		0,19
Wasser	m ³			32		122		43		1,69
Abwasser	m ³			48	0,5	131	0,0	59	0,5	2,36

¹ je 1.000 kg Konzentrat

Tabelle D.18: Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Vorkonzentration (45 % Trockenmasse)

Kostenarten	Einheit	EV 45		RO-EV 45		RO-NF-UF 45				UF-RO-EV 45				Preis [€/Einheit]
		EV		RO		RO		NF		UF		RO		
		Ein-satz Ta- gesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Ein- satz Ta- gesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Ein- satz Ta- gesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Ein- satz Ta- gesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Ein- satz Ta- gesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Ein- satz Ta- gesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	
Energie														
Fremdstrom	kWh	1533	51,5	526	12,2	259	10,9	360	11,9	355	14,5	292	14,7	0,18
Dampf	t	0,7	0,04	0,8		0,0		1,0		0,0		2,6		40,00
Druckluft	Nm ³	13	0,3	7	0,1	0	0,1	7	0,1	0	0,3	0	0,3	0,05
Eiswasser	kWh			870	11,0	0	10,3	184	10,6	0	12,5	145	14,5	0,05
Kühlwasser	m ³	22	1,3											0,25
Betriebsstoffe														
NaOH (60 %)	kg	821												0,55
HNO ₃ (33 %)	kg	228												0,50
Ultrasil 120	kg			33		0		40		26		23		1,80
Ultrasil 620	kg			8		0		9		5		5		8,58
Ultrasil 720	kg			25		0		31		17		18		2,15
Spülwasser Gleitringdichtung	m ³	6,7	0,4	0,8	0,0	0,8	0,0	0,4	0,0	0,6	0,0	0,8	0,0	1,69
Stoffströme														
Verlust Magermilch	kg	251		215		214		214		212		0		0,19
Verlust Konzentrat	kg	150		323		321		321		265		0		0,19
Wasser	m ³	70		41		56		60		38		44		1,69
Abwasser	m ³	84	0,4	48	0,0	63	0,0	68	0,0	43	0,0	50	0,0	2,36

¹ je 1.000 kg Konzentrat

Tabelle D.19: Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Hochkonzentration (45 % Trockenmasse)

Kostenarten	Einheit	EV 45		RO-EV 45		RO-NF-UF 45		UF-RO-EV 45		Preis [€/Einheit]
		Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	EV		UF		EV		
				Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengenprop. ¹	
Energie										
Fremdstrom	kWh			70	11,5	2492	78,7	355	12,5	0,18
Dampf	t			0,6	0,02	1,5		0,5	0,01	40,00
Druckluft	Nm ³			11	0,0	7	0,1	11	0,3	0,05
Eiswasser	kWh					1540	39,4			0,05
Kühlwasser	m ³			8	0,2			8	0,2	0,25
Betriebsstoffe										
NaOH (60 %)	kg			274		1400		274		0,55
HNO ₃ (33 %)	kg			76		1680		76		0,50
Ultrasil 120	kg									1,80
Ultrasil 620	kg									8,58
Ultrasil 720	kg									2,15
Spülwasser Gleitringdichtung	m ³			13,4	0,4	6,9	0,0	13,4	0,4	1,69
Stoffströme										
Verlust Magermilch	kg			108		233		96		0,19
Verlust Konzentrat	kg			65		350		62		0,19
Wasser	m ³			32		449		43		1,69
Abwasser	m ³			48	0,4	483	0,0	59	0,4	2,36

¹ je 1.000 kg Konzentrat

Tabelle D.20: Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Vorkonzentration (50 % Trockenmasse)

Kostenarten	Einheit	EV 50		RO-EV 50		RO-NF-UF 50				UF-RO-EV 50				Preis [€/Einheit]
		EV		RO		RO		NF		UF		RO		
		Ein-satz Ta-gesfix	Einsatz Mengen-prop. ¹	Ein-satz Ta-gesfix	Einsatz Mengen-prop. ¹	Ein-satz Ta-gesfix	Einsatz Mengen-prop. ¹	Ein-satz Ta-gesfix	Einsatz Mengen-prop. ¹	Ein-satz Ta-gesfix	Einsatz Mengen-prop. ¹	Ein-satz Ta-gesfix	Einsatz Mengen-prop. ¹	
Energie														
Fremdstrom	kWh	1647,4	54,6	526,1	12,1	258,9	11,0	514,7	13,3	355,0	14,5	291,7	14,7	0,18
Dampf	t	0,67	0,07	0,8		2,3		1,3		0,0		2,6		40,00
Druckluft	Nm ³	13,4	0,4	6,7	0,1	7,0	0,1	7,2	0,1	0,0	0,3	0,0	0,3	0,05
Eiswasser	kWh			290,1	10,9	190,3	10,4	247,1	12,2	0,0	12,5	144,9	14,5	0,05
Kühlwasser	m ³	21,5	2,7											0,25
Betriebsstoffe														
NaOH (60 %)	kg	821,3												0,55
HNO ₃ (33 %)	kg	227,9												0,50
Ultrasil 120	kg			33,1		37,3		52,1		25,6		23,2		1,80
Ultrasil 620	kg			7,6		8,6		12,0		5,1		5,4		8,58
Ultrasil 720	kg			25,5		28,7		40,2		17,1		17,9		2,15
Spülwasser Gleitringdichtung	m ³	6,72	0,45	0,81	0,02	7,0	0,01	0,3	0,02	0,00	0,02	0,0	0,02	1,69
Stoffströme														
Verlust Feed	kg	251,5		215,0		0,0		0,0		212,25		0,0		0,16
Verlust Konzentrat	kg	150,5		322,5		0,0		0,0		265,3		0,0		0,19
Wasser	m ³	69,9		41,0		144,3		76,7		37,5		44,3		1,69
Abwasser	m ³	83,8		48,3		165,2		85,2		42,6		50,1		2,36

¹ je 1.000 kg Konzentrat

Tabelle D.21: Verbrauch an Energie, Betriebsstoffen und sonstigen Stoffen in der Hochkonzentration (50 % Trockenmasse)

Kostenarten	Einheit	EV 50		RO-EV 50		RO-NF-UF 50		UF-RO-EV 50		Preis [€/Einheit]
		Einsatz Tages- fix	Einsatz Mengen- prop. ¹	EV		UF		EV		
				Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	Einsatz Tagesfix	Einsatz Mengen- prop. ¹	
Energie										
Fremdstrom	kWh			333,3	15,1	3987,2	122,3	355,5	16,1	0,18
Dampf	t			0,6	0,01	2,46		0,5	0,01	40,00
Druckluft	Nm ³			10,8	0,00	11,2	0,2	10,8	0,4	0,05
Eiswasser	kWh					1993,6	0,0			0,05
Kühlwasser	m ³			8,1	0,27			8,1	0,3	0,25
Betriebsstoffe										
NaOH (60 %)	kg			76,0		2240,0		76,0		0,55
HNO ₃ (33 %)	kg			273,8		2688,0		273,8		0,50
Ultrasil 120	kg									1,80
Ultrasil 620	kg									8,58
Ultrasil 720	kg							0,0		2,15
Spülwasser Gleitringdichtung	m ³			13,44	0,45	2,8	0,03	13,4	0,5	1,69
Stoffströme										
Verlust Feed	kg			107,5		373,3		96,3		0,16
Verlust Konzentrat	kg			64,5		560,0		61,6		0,19
Wasser	m ³			32,3		705,8		43,0		1,69
Abwasser	m ³			21,5		773,0		59,1		2,36

¹ je 1.000 kg Konzentrat