

# **Optimering av separation av vassleprotein**

**Projektlaboration i enhetsoperationer**

**Processteknik för bioteknik och livsmedelsindustrin**

**Projektgrupp 3A:** Arvidsson Bodil  
Olsson Karolina  
Peterzon Anna  
Tomic Alexander

**Handledare:** Nilsson Mattias

## Sammanfattning

Ultrafiltrering är en tryckdriven membranprocess som utnyttjar crossflow-filtrering, dvs. att flödet går längs med membranet, till skillnad mot traditionell filtrering, där flödet är vinkelrätt mot membranet. Ultrafiltrering används till exempel för att ta tillvara näringsämnen och proteiner från vassle, en restprodukt från osttillverkning, så att dessa kan användas som livsmedelstillsats. Projektuppgiften bestod av att effektivisera en ultrafiltreringsanläggning för framställning av vassleproteinkoncentrat (WPC) med en proteinhalt på 35 respektive 67 % av torrsubstansinnehållet. För att genomföra detta studerades recirkulationshastighetens och transmembrantryckets (TMP) inverkan på permeatfluxet samt kakmotståndet i membranet. Experiment utfördes vid TMP 0,55 och 1,1 bar och vassleproteinhalten varierades, så att fluxet vid recirkulationshastigheterna 0,75 och 1,5 m/s bestämdes för WPC=8,6 %, samt fluxet vid 1,5 m/s för WPC=35 %. De experimentella resultaten visade att recirkulationshastigheten inte hade lika stor inverkan på fluxet som ett ökat TMP. Detta stärks även i den ekonomiska analysen som gjordes, där det var stora skillnader i kostnad beroende på vilka betingelser som har satts. Slutsatsen blir att processen kan förbättras ekonomiskt om TMP höjs, eftersom membranytan och därmed membrankostnaden kan minskas. En ökning av recirkulationshastigheten skulle däremot ge ökade energikostnader för recirkulationspumparna.

## Innehåll

1. Inledning.....	3
1.1 Bakgrund .....	3
1.2 Syfte .....	3
2. Teori .....	3
2.1 Vassle .....	3
2.2 Ultrafiltrering .....	3
2.3 Inverkande parametrar vid membranfiltrering .....	4
2.3.1 Transmembrantryck .....	4
2.3.2 Kritiskt flux .....	4
2.3.3 Temperaturens inverkan .....	5
2.3.4 Koncentrationspolarisation.....	5
2.3.5 Fouling .....	5
2.4 Antaganden och ekvationer .....	6
2.5 Samband för kostnadsberäkningar på industriell membranprocess .....	7
3. Material och metoder .....	10
3.1 Försöksuppställning .....	10
3.2 Tillredning av vasselösning.....	10
3.3 Renvattenflux .....	11
3.4 Reynolds tal.....	11
3.5 Utförande och mätningar på vasselösning .....	11
3.6 Rengöring .....	12
4. Resultat.....	12
4.1 Experiment .....	12
4.2 Beräkningar av årliga kostnader .....	14
5. Diskussion .....	15
5.1 Experiment .....	15
5.2 Ekonomisk analys .....	16
6. Slutsats .....	16
7. Referenser.....	17
Bilaga 1. Försöksresultat .....	i
Bilaga 2. Beräkningar.....	iv
2.1 Beredning av vasselösning.....	iv
2.2 Beräkning av konstanter.....	v
2.3 Beräkning av membranmotståndet ( $R_m$ ) med renvattenflux .....	vi
2.4 Beräkning av kakmotståndet ( $R_c$ ).....	vii
2.5 Beräkning av av årliga kostnaderna i Matlab.....	viii
Bilaga 3. Rengöringsinstruktioner.....	ix

# 1. Inledning

## 1.1 Bakgrund

Företaget AB Sep UPP tillverkar vassleprotein som säljs för att användas i livsmedelsindustrin med hjälp av en ultrafiltreringsanläggning. Då priset på vassleprotein har sjunkit vill företaget ha hjälp med att förbättra de minskade marginalerna för tillverkningen, genom att effektivisera den befintliga anläggningen. Företaget framställer WPC 35 och 67, det vill säga vassleproteinkoncentrat där 35 respektive 67 % av torrsubstansen utgörs av protein.

Samma process har behandlats även i tidigare årskurser och inför årets projekt lästes förra årets rapporter igenom. Detta för att veta vilka parametrar som behöver optimeras och undersöka hur dessa inverkar på processbetingelserna. Grupp 6A (050421) gjorde en studie som visade hur transportmotståndet i anläggningen varierade som funktion av tiden vid i övrigt konstanta betingelser. De gav förslag på betingelser (se avsnitt 3.5), vilka ligger till grund för årets projektuppgift.

## 1.2 Syfte

Den givna projektuppgiften gick ut på att förbättra processbetingelserna för ultrafiltrering med en pilotanläggning. Målet är att hitta ett bra sätt att optimera driftsparametrarna för att en så billig process som möjligt skall erhållas samtidigt som den ger en bra produkt.

Processen påverkas av flera faktorer, till exempel transmembrantryck, flödes hastighet, transportmotstånd över membranet och temperatur. Den här rapporten kommer att fokusera på hur transportmotståndet och därmed permeatfluxet varierar vid olika recirkulationshastigheterna, transmembrantryck och vasslekoncentrationer. För att kunna dra slutsatser om hur de nämnda parametrarna kan påverka processbetingelserna planerades en serie av experiment, vars resultat fungerade som underlag för en diskussion om bättre processbetingelser. För att stärka teorin gjordes en ekonomisk analys med hjälp av *Matlab 7.04*.

# 2. Teori

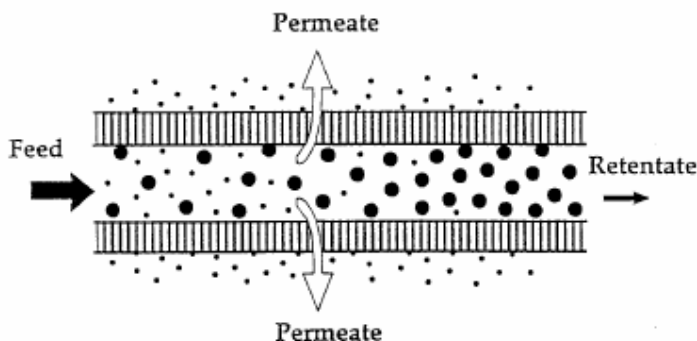
## 2.1 Vassle

Vassle bildas som biprodukt vid osttillverkning och innehåller upp till 50 % av näringsämnen från mjölken som använts till osten. För att ta tillvara på dessa är det lämpligt att ultrafiltrera vasslen så att särskilt vassleprotein kan användas för vidare formulering i till exempel produkter med låg fetthalt. För detta ändamål tillverkas vassleproteinkoncentrat (whey protein concentrate, WPC) i halter mellan 35 % och 85 % protein i förhållande till den totala mängden torrsubstans. Vasslen måste förbehandlas innan den ultrafiltreras, till exempel med mikrofiltrering för att avlägsna mikroorganismer och fett. Genom att ultrafiltrera vassle avlägsnas inte bara vätska utan också salt och laktos.<sup>1</sup>

## 2.2 Ultrafiltrering

Ultrafiltrering utgör tillsammans med mikrofiltrering, nanofiltrering och omvänd osmos en av de viktigaste industriellt använda tryckdrivna membranprocesserna. Ultrafiltrering är en skonsam metod att koncentrera makromolekyler, då processen går att genomföra vid relativt låg temperatur. De tryckdrivna membranprocesserna skiljer sig från traditionell filtrering där flödet som skall filtreras är vinkelrätt mot filtret, medan flödet i ett membranfilter flyter utmed membranet (så kallad crossflow-filtrering). Se figur 2.2.1. Detta reducerar uppbyggnaden av

en kaka på membranet, vilket är ett stort problem vid traditionell filtrering, eftersom filtret då täpps igen. Efter hand som feedströmmen flyter utmed membranet passerar de molekyler som är tillräckligt små genom membranet och utgör permeatet. De molekyler som hålls tillbaka på grund av sin storlek kallas retentat. En viktig egenskap hos ett membranfilter är dess flux, vilket definieras som volymsflödet per areaenhet membran och tidsenhet, exempelvis  $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{s}$ , eller  $\text{l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ . Ett högt flux innebär att membranytan för en membranprocess kan minskas, och med den även kostnaden.<sup>1</sup>

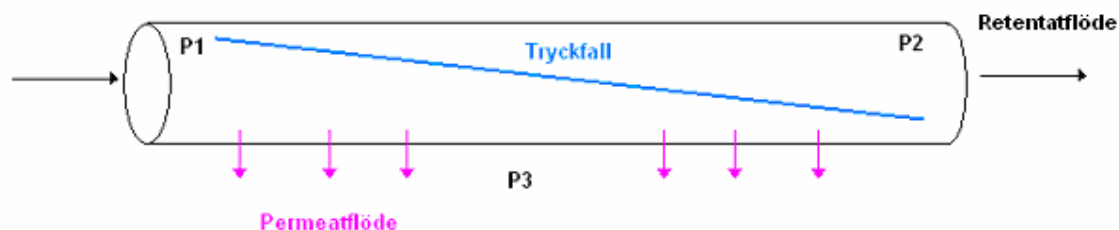


Figur 2.2.1. Principen för crossflow-filtrering

## 2.3 Inverkande parametrar vid membranfiltrering

### 2.3.1 Transmembrantryck

Transmembrantrycket (TMP) är den drivande kraften vid ultrafiltrering. TMP bestäms av det tryck som råder över membranet, en differens mellan det tryck som finns inuti fibern ( $P_1$  och  $P_2$ ) och det som finns utanför ( $P_3$ ). Se figur 2.3.1. Den drivande kraften ser till att permeat, allt utom protein, trycks ut genom porerna. På grund av rörströmning sker alltid ett tryckfall över fibern, ju lägre tryck desto mindre permeat drivs ut. Ett högre flöde ger en högre hastighet genom fibern vilket ökar tryckfallet.<sup>2</sup>



Figur 2.3.1. TMP beror av  $P_1$ ,  $P_2$  samt  $P_3$  och är den tryckskillnad som uppstår över membranets väggar.

### 2.3.2 Kritiskt flux

Den gräns för då fluxet inte längre höjs trots att trycket ökas kallas för kritiskt flux och är en viktig parameter att beakta. För en effektiv process bör man ligga strax under det kritiska fluxet, vilket regleras med hjälp av flöde och tryck.

<sup>1</sup> Trägårdh Gun, *Basic principles and membrane systems*, s:3

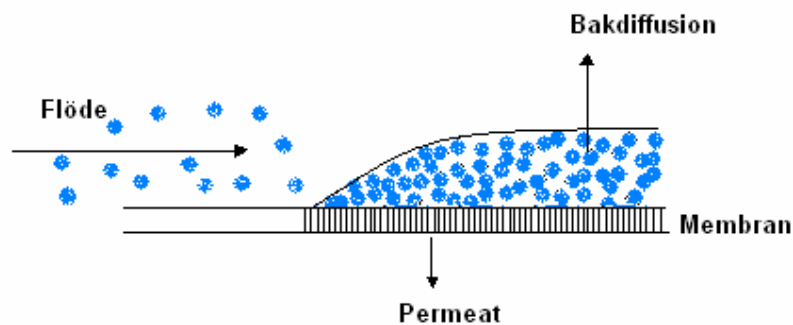
<sup>2</sup> Nilsson Mattias M.Sc., Chem.Eng. Div. of Food Engineering, Lund University

### 2.3.3 Temperaturens inverkan

Ultrafiltrering kan köras vid en låg eller hög temperatur där det finns fördelar och nackdelar med båda nivåer. Vid 50 °C krävs det uppvärmning av vasselösningen, vilket är extra tidskrävande medan vid 10 °C kan lösningen tas ut från kylan och filtreringen starta direkt. En fördel med 50 °C är att viskositeten minskar och vätskeströmningen i fibrerna får ett minskat motstånd.<sup>3</sup>

### 2.3.4 Koncentrationspolarisation

Vid uppstart samlas partiklar och proteiner vid membranets yta och bygger successivt upp en beläggning, den så kallade kakan. Ett lägre TMP minskar kakbildning medan ett för högt bidrar till blockering av porerna. Flödet i membranfibrerna påverkar också tjockleken på den kaka som byggs upp på membranets yta, ett högre flöde ger en högre skjuvkraft mot kakans yta och partiklar från kakan transporteras bort.<sup>4</sup> Se figur 2.3.2.



Figur 2.3.2. Schematisk bild över hur kakbildning sker.

Tjockleken av kakan beror av WPC-halt (proteinkoncentration). Dessutom sker en bakdiffusion av proteinlösning till bulken. Denna premieras av högre diffusivitet som fås vid en högre temperatur.<sup>5</sup>

### 2.3.5 Fouling

Membranfiltrering är känsligt för fouling, det vill säga avlagringar som förorenar filtret. Fouling påverkar membranfluxet negativt genom att avlagringar på membranytan och eventuellt också i porerna leder till ett minskat genomflöde. Även membranets separationsegenskaper förändras till det sämre. Fouling orsakas av mineraler som kalcium, samt av proteiner och fett. För att undvika fouling från kalciumfosfat bör vassle som ska ultrafiltreras värmas till ca 55°C i en halvtimme för att fälla ut kalciumfosfat som annars fälls ut på membranet. Graden av fouling beror på den filtrerade lösningens koncentration, en hög proteinkoncentration i det ingående flödet är en stor källa till fouling då porerna i membranet täpps igen och separationen försämras från början.<sup>6</sup> Även pH har en negativ inverkan, ett sänkt pH orsakar fouling genom att vassleproteinerna denaturerar.<sup>7</sup>

<sup>3</sup> Nilsson Mattias M.Sc., Chem. Eng. Div. of Food Engineering, Lund University

<sup>4</sup> Kessler, H.G. *Food and Bioprocess Engineering, Dairy Technology* s: 65

<sup>5</sup> N.M. D'Souza och D.E. Wiley, *Whey ultrafiltration: Effect of operating parameters on flux and rejection*

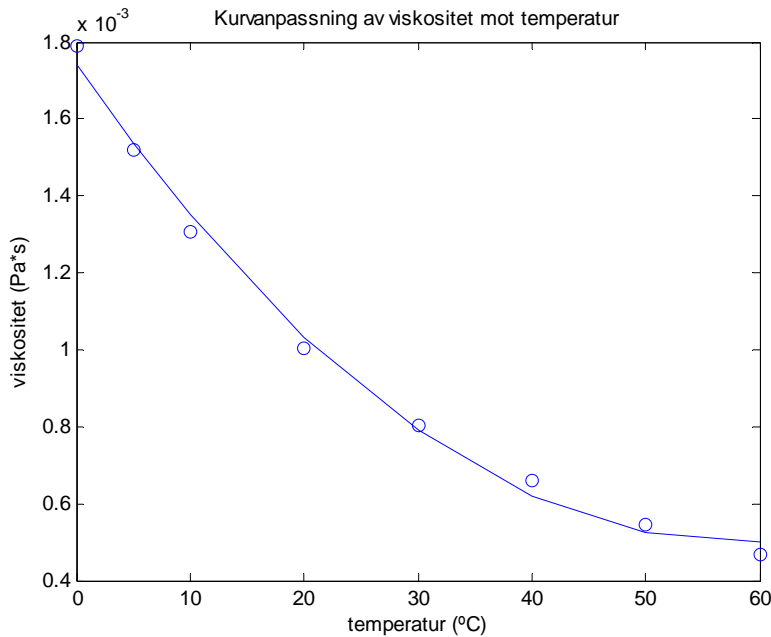
<sup>6</sup> Trägårdh Gun, *Basic principles and membrane systems* s: 2, 4

<sup>7</sup> Kessler, H.G. *Food and Bioprocess Engineering, Dairy Technology* s: 575

## 2.4 Antaganden och ekvationer

För att förenkla beräkningarna antas permeatets egenskaper vara likvärdiga med vatten och således att feed-strömmen endast består av vatten och protein. All eventuell fouling kommer därför antas vara ett verk av proteiner och ingen förbehandling av lösningen krävs. För att beräkna kakmotståndet enligt kakmodellen (ekvation 2) bestämdes viskositeten för vatten vid olika temperaturer och tabellerade värden<sup>8</sup> anpassades till en andragradsekvation.

Anpassningen kan ses i nedanstående figur.



Figur 2.4 Kurvanpassning av viskositet mot temperatur. Kurvan har ekvationen  $Y=3,6638498 \cdot 10^{-7}x^2 - 4,266577 \cdot 10^{-5}x + 0,0017411098$ .

Om Reynolds tal understiger 2000, enligt ekvation 1, är strömningen laminär. Beräkningar på recirkulationshastigheterna styrker att strömningen i alla försök är laminär, se tabell 3.3. För beräkningar se bilaga 2.2

$$Re = \frac{V \cdot D_{\text{fiber}}}{\nu} \quad (1)$$

där  $\nu$  är den kinematiska viskositeten (kvoten mellan den dynamiska viskositeten och densiteten),  $v$  hastigheten i fibrerna och  $D_{\text{fiber}}$  är fiberdiametern.

Filtreringen antas följa kakmodellen enligt ekvation 2.

$$J = \frac{TMP}{\mu(R_c + R_m)} \quad [\text{ton/år} \cdot \text{m}^2] \quad (2)$$

där  $\mu$  är den dynamiska viskositeten,  $R_c$  är motståndet orsakat av kakan och  $R_m$  motståndet orsakat av membranet. Beräkningar återfinns i bilaga 2.3 och 2.4.  $R_m$  beräknas enligt ekvation 3. TMP är transmembrantrycket, den drivande kraften, och fås ur ekvation 4.

<sup>8</sup> Formelsamling Transportprocesser, Kemisk apparatteknik

Vid bestämning av renvattenfluxet kan membranmotståndet ( $R_m$ ) bestämmas då kakmotståndet ( $R_c$ ) sätts till noll.

$$J = \frac{TMP}{\mu * R_m} \quad (3)$$

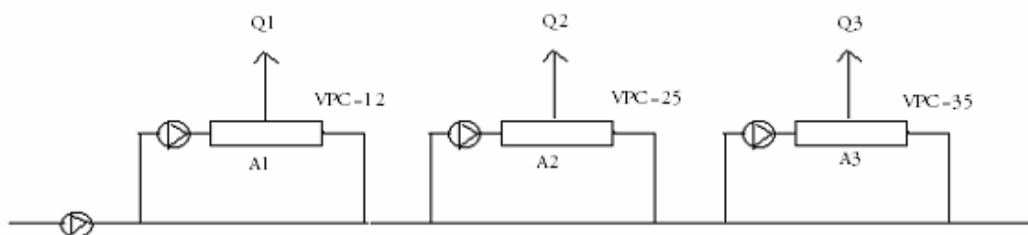
TMP beräknas enligt ekvation 4.

$$TMP = \frac{P_1 + P_2}{2} - P_3 \quad (4)$$

Där  $P_1$  och  $P_2$  är trycken in respektive ut ur modulen och  $P_3$  är trycket utanför fibrerna, atmosfärstryck.

## 2.5 Samband för kostnadsberäkningar på industriell membranprocess

För en ekonomisk analys av membranprocessen användes en fiktiv trestegsprocess enligt figur 2.5.1



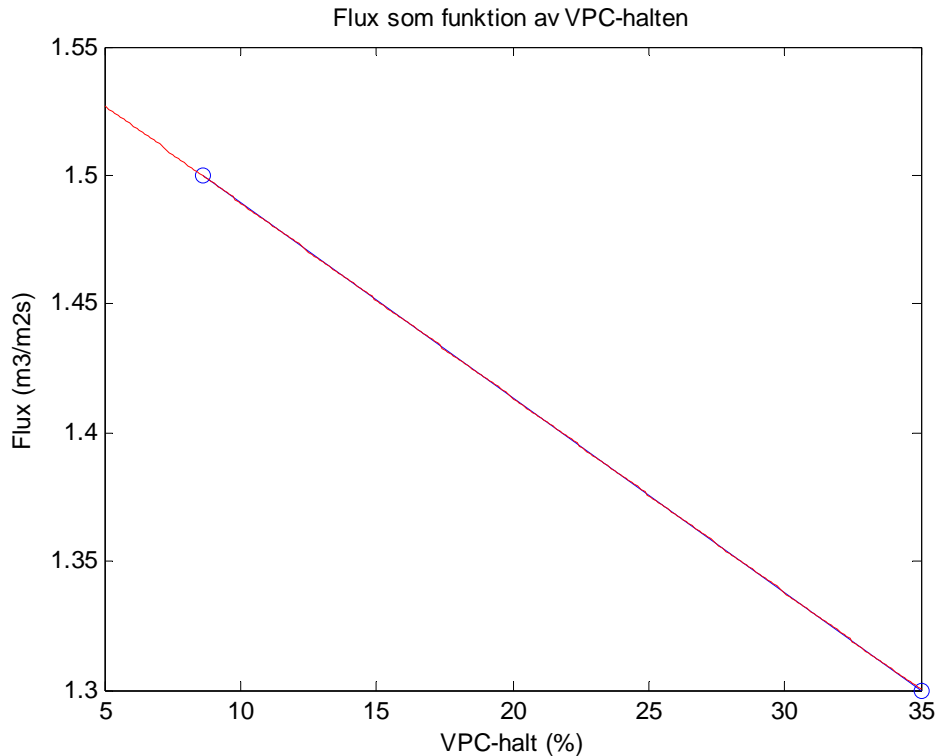
Figur 2.5.1. Schematisk bild över fiktiv trestegsprocess.

Vid analysen beräknades den årliga membrankostnaden och pumpkostnaden enligt ekvationer (5-16) i *Matlab 7.0.4*. Se även bilaga 2

Hur stort flux som erhålls beror på TMP, flödets viskositet och transportmotståndet. Transportmotståndet kommer att variera längs med processen då dess värde ökar med ökad WPC-halt. Hur transportmotståndet varierar med WPC-halten varierar mellan olika recirkulationshastigheter. Genom experimentellt arbete bör därför kurvor kunna anpassas som visar transportmotståndet som funktion av WPC-halten vid olika recirkulationshastigheter.

I detta projekt användes experimentella resultat. Fluxet för WPC 8.6 och 35 vid hastigheten 1.5 m/s anpassades linjärt i *Matlab* och gav linjen: Flux ( $m^3/m^2s$ ) =  $-0,0076 \cdot VPC (\%) + 1,5652$ . Se figur 2.5.2





Figur2.5.2: Linjär regression i Matlab.

Funktionen användes till att få ut flux för de godtyckligt valda WPC-halterna 12, 25 och 35. De erhållna fluxen  $1.5 \cdot 10^{-3}$ ,  $1.4 \cdot 10^{-3}$  respektive  $1.3 \cdot 10^{-3}$  ( $\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$ ) användes därefter för att bestämma membranarea för varje steg med ekvation 6.

$$A_{\text{steg}} = \frac{Q_{\text{steg}}}{\text{flux}_{\text{steg}}} \quad (6)$$

Hur många moduler som krävs för att erhålla rätt membranarea beror på hur stor mantelarea varje enskild modul bidrar med. Antalet beräknas med ekvation 7.

$$m_{\text{steg}} = \frac{A_{\text{steg}}}{A_{\text{modul}}} \quad (7)$$

I en storskalig process finns två typer av pumpar som bidrar till energikostnader. Dels finns en så kallad booster pump i början av processen som bestämmer trycket. Effekten av denna pump bestäms med ekvation 8, där TMP är tryckskillnaden som pumpen bidrar till och  $\eta$  är pumpens effektivitet.  $F_{\text{in}}$  är det totalflöde per år i kg/s som går in i processen.

$$E_0 = \frac{F_{\text{in}} * \text{TMP}}{\eta} \quad [\text{mW}] \quad (8)$$

Den andra typen av pump är recirkulationspumpar vars uppgift är att recirkulera retentatet i varje steg. Varje recirkulationspump ger ett visst permeatflöde som beror av WPC-halt ( $\text{VPC}_x$ ), proteinhalten i inflödet ( $C_{\text{prot}}$ ), torrsubstanshalt i inflödet ( $C_{\text{ts}}$ ) samt koncentrationen av

torrsubstans ut i permeatet (CQ). Samtliga anges i enheten [%]. Permeatflödet för varje pump beräknas med ekvationerna (9-11)

$$Q_1 = \frac{F_{in} (VPC_1 * C_{ts}) - C_{prot}}{VPC_1 * CQ} \quad (9)$$

$$Q_2 = \left( \frac{F_{in} ((VPC_2 * C_{ts}) - C_{prot})}{VPC_2 * CQ} \right) - Q_1 \quad (10)$$

$$Q_3 = \left( \frac{F_{in} ((VPC_3 * C_{ts}) - C_{prot})}{VPC_3 * CQ} \right) - (Q_1 + Q_2) \quad (11)$$

Kraften som dessa pumpar måste övervinna är tryckfallet över modulen samt de engångsmotstånd som uppstår vid in- och utgång till och från modulen på grund av skillnader i rördiameter. Effekten av recirkulationspumparna beräknas enligt ekvationer 12-14 där tryckfallet är ett uppmätt värde vid hastigheten 1.5 m/s och antas vara konstant över alla moduler. I detta tryckfall ingår då engångsmotstånd och tryckfall på grund av rörströmning.  $Q_{fiber}$  står för recirkulationsflödet i  $m^3/s$  i varje fiber och antas vara konstant.

$$E_1 = \frac{Q_{fiber} * m_1 * \Delta P}{\eta} \quad (12)$$

$$E_2 = \frac{Q_{fiber} * m_2 * \Delta P}{\eta} \quad (13)$$

$$E_3 = \frac{Q_{fiber} * m_3 * \Delta P}{\eta} \quad (14)$$

Genom att multiplicera varje effekt med antalet timmar per år som processen körs och dividera med 1000 så fås de i enheten kWh, där det har antagits att processen körs 350 dagar om året och 20 timmar per dygn. Den totala pumpkostnaden beräknas sedan enligt ekvation 15 och 16 där kostnaden per kWh är 0,90 kr.

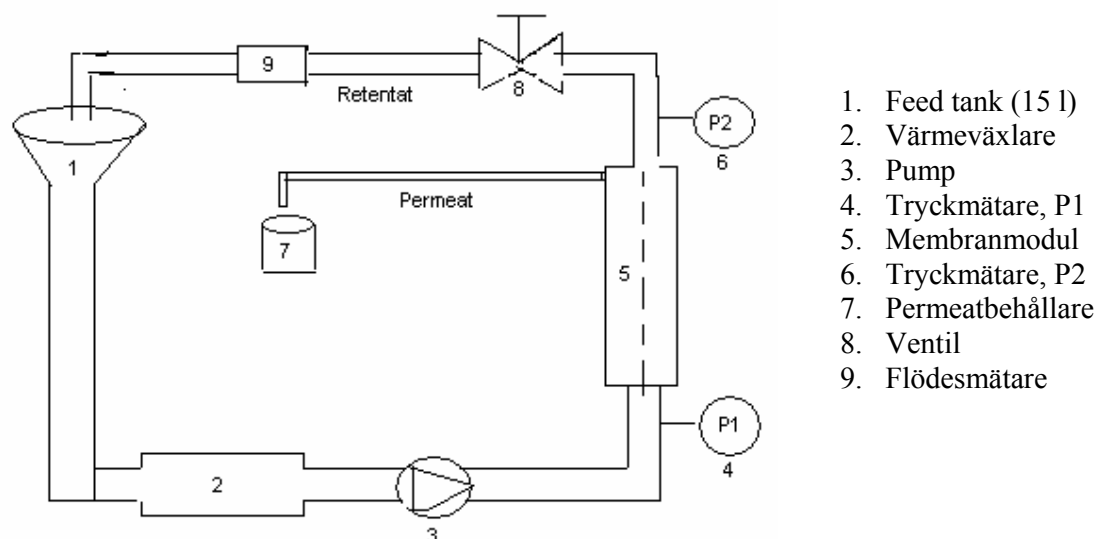
$$E_{tot} = (E_0 + E_1 + E_2 + E_3) \text{ [kWh]} \quad (15)$$

$$E_{kostnad} = E_{tot} * 0.90 \text{ [kr]} \quad (16)$$

### 3. Material och metoder

#### 3.1 Försöksuppställning

Den använda modulen är en hålfibermodul med 235 parallella fibrer.



Figur 3.1. Försöksuppställning

#### 3.2 Tillredning av vasslelösning

De tre experimenten utfördes på 15 liter lösning. Vid de två första experimenten tillreddes lösningen till en vasslekoncentration på 8.6%, vilket motsvarar koncentrationen på äkta vassle, och vid det tredje till 35 %, för att kunna jämföra hur en högre koncentration påverkar transportmotståndet.

Denna lösning blandades till av vatten och ett vassleproteinkoncentrat bestående av 93% vassleprotein. En WPC-halt på 8.6 motsvarar en proteinhalt på 0.55%.<sup>9</sup>

För att få en homogen lösning tillreddes blandningen dagen innan laborationen och förvarades i kylskåp över natten. För beräkning se bilaga 2.1.

Tabell 3.1. Tillredning av lösning med WPC-halt 8.6 % och 35 %

WPC-halt (%)	Massa torrsubstans (g)	Massa vatten (kg)	Total volym (l)
8,6	89	14,91	15
35	525	14,48	15

<sup>9</sup> Gösta Bylund, *Dairy Processing Handbook*, Tetra Pak Processing Systems AB, Lund, 1995

### 3.3 Renvattenflux

Innan varje filtrering av vasselösning utfördes ett test på renvattenflux för att kontrollera att motståndet som membranet utgör ( $R_m$ ) höll sig någorlunda konstant och därmed att rengöringen hade lyckats.

### 3.4 Reynolds tal

För att bekräfta laminär strömning i fibrerna beräknades Reynolds tal enligt ekvation (1)

**Tabel 3.3. Reynolds tal vid de olika flödena**

Hastighet (m/s)	Reynolds tal
0,75	628
1,5	1255

### 3.5 Utförande och mätningar på vasselösning

Laborationen utfördes enligt den framarbetade experimentella planen. Grupp 6A (050421) utförde sina experiment vid 10°C och en hastighet på 0,75 m/s med total recirkulation. WPC-halterna låg på 8,6, 20 och 35 % där den första och sista var intressant att jämföra med. TMP vid dessa två WPC-halter låg på 0,42 bar. För att utveckla deras process studerades hur transportmotståndet och därmed permeatfluxet påverkades vid två olika recirkulationshastigheter, 0,75 och 1,5 m/s, två olika TMP, 0,55 bar respektive 1,1 bar samt två olika WPC-halter, WPC 8,6 och WPC 35. Temperaturen sattes till 10°C, för att undvika utfällning av kalciumfosfat på membranet.

Lägre hastighet med högre TMP antas leda till den billigaste processen. Kakmotståndet vid respektive hastighet studerades för att kunna verifiera antagandet att ett högre flöde minskar koncentrationspolarisationen. WPC 8,6 filtrerades vid båda recirkulationshastigheterna medan WPC 35 endast filtrerades vid 1,5 m/s. Experimenten startades vid lågt TMP, då steady-state vid start-TMP ansågs vara uppnått höjdes TMP. Tiden 0 sattes till tidpunkten efter att pumpen startats och hela modulen blivit vattenfylld. Med jämna tidsintervall lästes samtliga parametrar av intresse av, enligt nedanstående tabell, och noterades. Försöket avbröts då steady-state vid slut-TMP uppnåts. För försöksresultat se bilaga 1.

**Tabell 3.2. Avlästa parametrar**

Parameter	Analys
Tid	Mättes med tidtagarur
Temperatur	Mättes med digital termometer på retentatströmmen.
Tryck	Avlästes på tryckmätarna belägna på båda sidor om membranmodulen (P1 och P2).
Retentatflöde	Avlästes på flödesmätare
Permeatflöde	Under 2 minuter samlades permeat upp i en separat behållare och mättes volumetriskt.

### 3.6 Rengöring

Rengöring av modulen gjordes efter varje avslutat försök. Vid rengöring användes rengöringsmedlet Divos 108, ett skummande, basisk ämne som används vid rengöring av ultrafiltreringsmembran. Medlet innehåller kaliumhydroxid, fosfater och anjoniska tensider som effektivt löser upp proteiner och fetter som ansamlats på membranet samt förebygger bildandet av kalkavlagringar<sup>10</sup>. För rengöringsinstruktioner se bilaga 3.

## 4. Resultat

### 4.1 Experiment

Resultaten från laborationen redovisas i nedanstående grafer och tabeller. De noterade fluxen i tabellerna är de flux då steady-state antogs vara uppnått

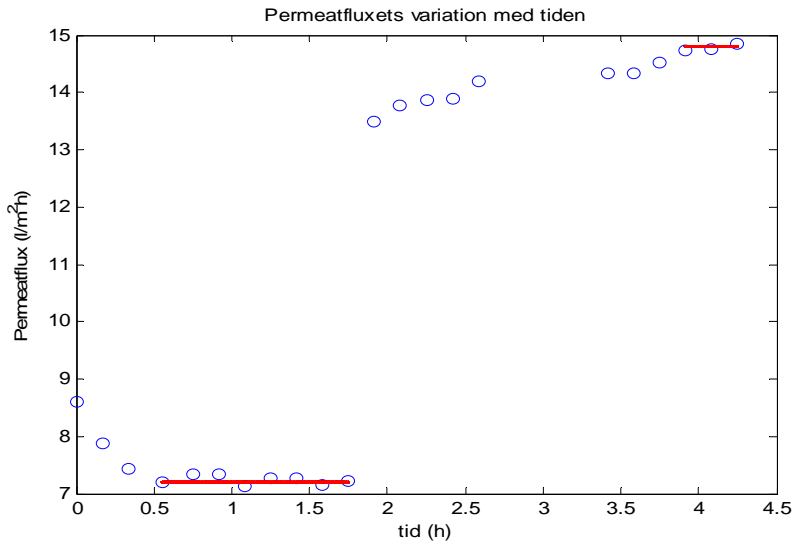
Renvattenfluxet varierade relativt mycket mellan försöken vilket tyder på att membranet har utgjort olika stora motstånd vid samtliga experiment. Detta kan bero på att viskositeten varierade mellan renavattenfluxmätningarna eftersom den är temperaturberoende. Fibrerna i modulen kan också vidga sig till följd av rengöring, och på så sätt öka membranarean vilket tillåter ett större flux att passera.

**Tabell 4.1. Resultat från bestämning av membranmotstånd med renavattenflux**

Exp.	Hastighet (m/s)	WPC-halt	TMP*10 <sup>5</sup> (Pa)	Flux (l/m <sup>2</sup> h)	Flux*10 <sup>5</sup> (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> *s)	R <sub>m</sub> *10 <sup>-12</sup>	R <sub>m</sub> *10 <sup>-12</sup> , medelvärde
2	0,75	8,6	0.55	61.4	1.7	2.5	2.7
1	1,5	8,6	0.55	47.3	1.3	3.1	
3	1,5	35	0.53	57.1	1.6	2.5	

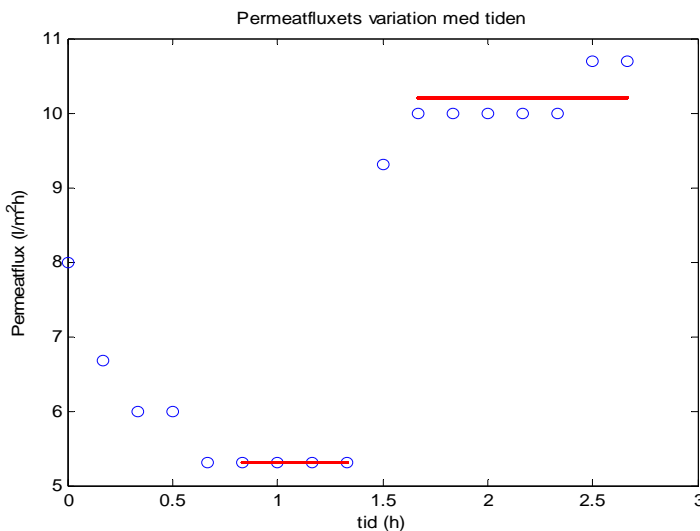
I figur 4.1 redovisas permeatfluxets variation med tiden. De röda linjerna representerar medelvärdet på de flux som används vid beräkning av steady-state-fluxet. Vid tidpunkt 1.9h genomförs en ökning av TMP från 0.55\*10<sup>5</sup> Pa till 1.025\*10<sup>5</sup> Pa. Övriga betingelser är WPC=8.6, en hastighet på 0,75 m/s och en medeltemperatur på 11.9 °C innan tryckhöjningen och en medeltemperatur på 13.6 °C efter tryckhöjningen.

<sup>10</sup> Produktblad: Diverseylever Divos 108



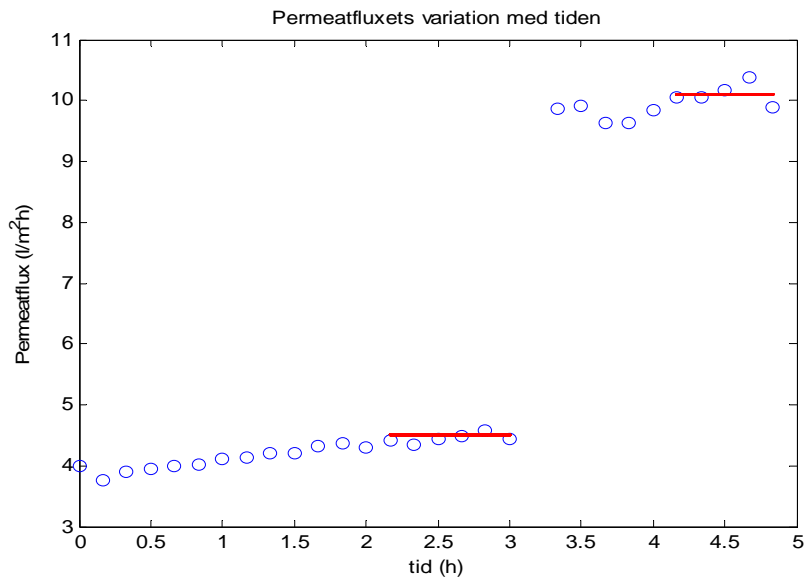
Figur 4.1. Permeatfluxet som funktion av tiden, experiment 2.

I figur 4.2 redovisas permeatfluxets variation med tiden. De röda linjerna representerar medelvärdet på de flux som används vid beräkning av steady-state-fluxet. Vid tidpunkt 1.5h genomförs en ökning av TMP från  $0.55 \cdot 10^5$  Pa till  $1.05 \cdot 10^5$  Pa. Övriga betingelser är WPC=8.6, en hastighet på 1,5 m/s och en medeltemperatur på  $12.1^\circ\text{C}$  innan tryckhöjningen och en medeltemperatur på  $12.9^\circ\text{C}$  efter tryckhöjningen.



Figur 4.2. Permeatfluxet som funktion av tiden, experiment 1.

I figur 4.3 redovisas permeatfluxets variation med tiden. De röda linjerna representerar medelvärdet på de flux som används vid beräkning av steady-state-fluxet. Vid tidpunkt 3.3h genomförs en ökning av TMP från  $0.6 \cdot 10^5$  Pa till  $1.1 \cdot 10^5$  Pa. Övriga betingelser är WPC=35, en hastighet på 1,5 m/s och en medeltemperatur på  $12.3^\circ\text{C}$  innan tryckhöjningen och en medeltemperatur på  $11.7^\circ\text{C}$  efter tryckhöjningen.



Figur 4.3. Permeatfluxet som funktion av tiden, experiment 3.

**Tabell 4.2. Resultat från bestämning av kakmotstånd vid de olika hastigheterna**

Exp.	Hastighet (m/s)	WPC-halt	TMP*10 <sup>-5</sup> (Pa)	Flux (l/m <sup>2</sup> *h)	Flux*10 <sup>6</sup> (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> *s)	R <sub>c</sub> *10 <sup>-13</sup>
2	0,75	8,6	0.55	7.2	2.0	1.9
2	0,75	8,6	1.03	14.8	4.1	1.8
1	1,5	8,6	0.55	5.3	1.5	2.6
1	1,5	8,6	1.05	10.2	2.8	2.7
3	1,5	35	0.60	4.5	1.3	3.6
3	1,5	35	1.10	10.1	2.8	2.8

## 4.2 Beräkningar av årliga kostnader

Värdena i tabell 4.3 beräknades med ekvation (6) (se sektion 2.5.) och för att få en total membranarea summerades areorna för de enskilda stegen. Den dagliga membrankostnaden per 1000 m<sup>2</sup> antas vara densamma från år 2005 och blir därmed 1429kr/dygn. Eftersom den totala membranarean i detta projektets process är 4.63\*10<sup>3</sup> m<sup>2</sup>. Detta ger en kostnad på 6615 kr per dygn och en årlig kostnad på 2 315 594 kr/år.

**Tabell 4.3. Årlig membrankostnad**

Steg	Membranarea (m <sup>2</sup> )	Total membranarea (m <sup>2</sup> )	Membrankostnad (kr)
1	1.63*10 <sup>3</sup>	4.63*10 <sup>3</sup>	2.32 *10 <sup>6</sup>
2	2.34*10 <sup>3</sup>		
3	664.20		

När det kommer till beräkningar för pumpkostnader har experiment visat att flödes hastigheten inte har någon större inverkan på fluxet, därför antas det i beräkningarna att fluxet är detsamma vid 0.75m/s som vid 1.5m/s. Däremot har flödet en stor inverkan på pumpkostnaderna och det är därför intressant att jämföra dessa två flödes hastigheter i tabell 4.4 och 4.5.

**Tabell 4.4. Årlig pumpkostnad med hastighet 0.75 m/s**

Pump	Årlig energiåtgång per pump (kWh)	Årlig total energiåtgång (kWh)	Pumpkostnader (kr)
booster	$4.37 \cdot 10^3$	$8.61 \cdot 10^5$	$7.75 \cdot 10^5$
1	$3.01 \cdot 10^5$		
2	$4.38 \cdot 10^5$		
3	$1.23 \cdot 10^5$		

**Tabell 4.5. Årlig pumpkostnad med hastighet 1.5 m/s**

Pump	Årlig energiåtgång per pump (kWh)	Årlig total energiåtgång (kWh)	Pumpkostnader (kr)
booster	$4.36 \cdot 10^3$	$1.71 \cdot 10^6$	$1.54 \cdot 10^6$
1	$6.02 \cdot 10^5$		
2	$8.65 \cdot 10^5$		
3	$2.46 \cdot 10^5$		

## 5. Diskussion

### 5.1 Experiment

En jämförelse mellan recirkulationshastigheten 0,75 och 1,5 m/s vid WPC= 8,6 % (se bilaga 1 för försöksresultat) visar på ett högre flux vid den lägre recirkulationshastigheten, medan det förväntade förhållandet är det omvända. Detta tros bero på att membranets status varierade från dag till dag och att membranmotståndet var lägre den dagen experimentet med lägre recirkulationshastighet utfördes.

Vid alla tre experimenten dubblades TMP efter att fluxet vid det lägre TMP stabiliserat sig. Därmed ökade fluxet, helt i överensstämmelse med teorin.

Vid WPC=35 % blev fluxet lägre än vid WPC=8,6 % (som utfördes med samma recirkulationshastighet, och TMP), detta på grund av den högre vassleprotein-koncentrationen, som gjorde att det fanns mindre vatten att avskilja från lösningen. En tjockare kaka på membranet till följd av den högre WPC-halten bidrog också. Vid det lägre trycket ökade fluxet med tiden, trots att det enligt teorin skulle ha sjunkit. En förklaring kan vara att proteinpulvret inte löst sig helt i vattnet innan filtrering påbörjades och att det löstes upp under filtreringen.

Steady-state infann sig endast vid TMP=0,55, vid recirkulationshastigheterna 0,75 och 1,5, WPC=8,6. I övriga fall fanns inte tid nog att vänta tills steady-state inträtt.

Ur tabell 4.2 kan utläsas att kakmotståndet ökar med ökat flöde vid WPC = 8,6 %, vilket är tvärtemot vår hypotes. Vid WPC=8,6 %, recirkulationshastighet 0,75 m/s och vid WPC=35 %, recirkulationshastighet 1,5 m/s minskade kakmotståndet med ökat TMP. Även detta var oväntat, då ett högre TMP antas ge större igensättning av porer i membranet och därmed ett större kakmotstånd.

Samtliga experiment uppvisade ett egendomligt uppförande efter höjning av TMP, nämligen att fluxet ökade med tiden, istället för att sjunka. Det tycks finnas ett samband med att temperaturen på vassleproteinlösningen generellt ökade en eller ett par grader med ökat TMP, med minskad viskositet som resultat. En lägre viskositet leder till ett ökat flux genom en ökad massöverföring till membranet.



## 5.2 Ekonomisk analys

Pumpkostnaden utgör en stor kostnad och uppskattas till ungefär 50 % av ett företags driftskostnad. Därför är det önskvärt att försöka sänka pumpkostnaden utan att produktiviteten påverkas negativt i allt för stor utsträckning. Jämfört med sex-stegsprocessen år 2005 i grupp 6A:s rapport har priset per kWh höjts från 0.28 kr/kWh till 0.90 kr/kWh men om vi räknar med deras pris så har vår tre-stegs process halverat kostnaderna för pumparna från deras 446 194 kr till 241 100 kr.

Då vi jämför kostnaderna till följd av olika recirkulationshastigheterna 0.75m/s och 1.5m/s ger en dubbling av recirkulationshastigheten även en dubbling av pumpkostnaderna från  $7.75 \cdot 10^5$  kr till  $1.54 \cdot 10^6$  kr.

Den andra stora kostnaden i en UF-anläggning, som nämndes ovan, utgörs av membrankostnader. Då membranen endast har en begränsad livslängd måste dessa bytas ut med jämna mellanrum. Anledningen till detta beror på att avlagringar och utfällningar bildas på membranytan, och då dessa avlägsnas med hjälp av kemiska substanser förkortas livslängden. Användandet av kemikalier är dock nödvändigt för att bibehålla membranets effektivitet. Även ett högt TMP, som ger ett högre flux, förkortar livslängden och här får en avvägning göras mellan fluxets storlek och membranets livslängd. Om antagandet görs att fluxet dubblas med ett dubbelt TMP (1.1 bar), så halveras membranytan från 4629 m<sup>2</sup> vid TMP 0.55 bar till 2314 m<sup>2</sup> vid TMP 1.1 bar. Därmed halveras även kostnaderna vid denna tryckhöjning.

Resultaten visar att det är mer ekonomiskt att höja TMP än att öka recirkulationshastigheten därför att en höjning av recirkulationshastigheten leder till höjda pumpkostnader utan större inverkan på fluxet. Med ett ökat TMP kan däremot kostnaden för membranytan minskas, medan pumpkostnaden inte stiger så mycket som vid ökad recirkulationshastighet.

## 6. Slutsats

I samtliga experiment medförde en dubbling av transmembrantrycket att fluxet ökade med ca 100 %, vilket ger en produkt med bättre kvalitet. Dessutom minskar membranytan till hälften vilket ger minskad kostnad. Resultaten indikerar även att en ökning av recirkulationshastigheten endast har en liten påverkan på permeatfluxet. Denna observation tyder på att recirkulationshastigheten bör hållas låg i processen då detta reducerar pumpkostnaderna som annars utgör en stor del av de totala driftkostnaderna. Slutsatsen av dessa iakttagelser visar att processbetingelserna kan förbättras genom att låta membranprocessen äga rum under betingelser med högt transmembrantryck och låg recirkulationshastighet. Detta förfarande minskar driftkostnaderna och ökar marginalerna.

## 7. Referenser

Bylund Gösta, *Dairy Processing Handbook*, Tetra Pak Processing Systems AB, Lund, 1995

D'Souza, N.M and Wiley, D.E *Whey Ultrafiltration: Effect of operating parameters on flux and rejection*. Proceedings of the 5th International Membrane Science and Technology Conference, Sydney, Australia, 2003

Kessler, H.G, *Food and Bioprocess Engineering, Dairy Technology*, Verlag A. Kessler, München, 2002

Trägårdh Gun, *Basic principles and membrane systems*. Proceedings of FAO Expert Consultation on Application of Membrane Filtration Technology to Food Processing in Development Countries, Rome, Italy, 1997

Produktblad: Diverseylever Divos 108

Projektuppgift: *Optimering av separation av vassleprotein*, bilaga 1

Formelsamling Transportprocesser, Kemisk apparatteknik

## Bilaga 1. Försöksresultat

### Experiment 1

#### Renvattenflux

Temp C	P1(in) bar	P2(bak)bar	Flöde (l/min)	Flux (ml/min)	Flux (l/m <sup>2</sup> h)
9	0,8	0,3	20,0	355	47,3
9	0,8	0,3	20,0	360	48,0
11	0,8	0,3	20,0	350	46,7

#### Proteinlösning

Inflöde: 20 l/min

Temperatur: 10 C

Baktryck: se tabell

#### WPC: 8,6

Tid (min)	Temp C	P1(in)bar	P2(bak)bar	Flöde (l/min)	Flux (ml/min)	Tid (h)
0	12	0,8	0,3	19,8	60	0
10	12	0,8	0,3	19,8	50	0,2
20	13	0,8	0,3	19,8	45	0,3
30	12	0,8	0,3	19,8	45	0,5
40	12	0,8	0,3	19,8	40	0,7
50	12	0,8	0,3	19,6	40	0,8
60	12	0,8	0,3	19,8	40	1,0
70	12	0,8	0,3	19,8	40	1,2
80	12	0,8	0,3	19,8	40	1,3
90	12	1,3	0,8	19,8	70	1,5
100	13	1,3	0,8	19,8	75	1,7
110	13	1,3	0,8	19,8	75	1,8
120	13	1,3	0,8	20,0	75	2,0
130	13	1,3	0,8	19,8	75	2,2
140	13	1,3	0,8	19,8	75	2,3
150	13	1,35	0,9	19,6	80	2,5
160	13	1,35	0,9	19,6	80	2,7

### Experiment 2

#### Renvattenflux

Temp C	P1(in) bar	P2(bak)bar	Flöde (l/min)	Flux (ml/min)	Flux (l/m <sup>2</sup> h)
14	0,8	0,3	20,0	492	65,7
10,7	0,8	0,3	20,0	460	61,3
12	0,8	0,3	19,8	450	60,0
12,7	0,8	0,3	19,6	450	60,0
12,3	0,8	0,3	19,6	450	60,0

**Proteinlösning**

Inflöde: 10 l/min

Temperatur: 10 C

Baktryck: se tabell

WPC: 8,6

Tid (min)	Temp C	P1(in)bar	P2(bak)bar	Flöde (l/min)	Flux (ml/min)	Flux (l/m2h)	Tid (h)
0	12	0,7	0,4	10,0	64,5	8,6	0
10	12	0,7	0,4	10,0	58,1	7,9	0,2
20	12	0,7	0,4	10,0	55,8	7,4	0,3
33	12	0,7	0,4	10,0	54,0	7,2	0,6
45	12	0,7	0,4	10,0	55,0	7,3	0,8
55	12	0,7	0,4	10,0	55,1	7,3	0,9
65	13	0,7	0,4	10,0	53,5	7,1	1,1
75	12	0,7	0,4	10,0	54,5	7,3	1,3
85	12	0,7	0,4	10,0	54,6	7,3	1,4
95	11	0,7	0,4	10,0	53,7	7,2	1,6
105	11	0,7	0,4	10,0	54,2	7,2	1,8
115		1,15	0,9	10,0	101,6	13,5	1,9
125	13	1,15	0,9	10,0	102,5	13,8	2,1
135	13	1,15	0,9	10,0	104,0	13,9	2,3
145	13	1,15	0,9	10,0	104,4	13,9	2,4
155	13	1,15	0,9	10,0	106,6	14,2	2,6
205	14	1,15	0,9	10,0	107,9	14,3	3,4
215	14	1,15	0,9	10,0	107,9	14,3	3,6
225	14	1,15	0,9	10,0	109,0	14,5	3,8
235	14	1,15	0,9	10,0	110,5	14,7	3,9
245	14	1,15	0,9	10,0	110,6	14,8	4,1
255	14	1,15	0,9	10,0	111,4	14,9	4,3

**Experiment 3****Renvattenflux**

Temp C	P1(in) bar	P2(bak)bar	Flöde (l/min)	Flux (ml/min)	Flux (l/m2h)
9	0,8	0,3	18,4	450,0	60,0
10	0,7	0,3	18,4	437,5	58,3
10	0,75	0,3	18,6	422,5	56,3
10	0,75	0,3	18,6	414,5	55,3
10	0,8	0,3	18,6	418,5	55,8

**Proteinlösning**

Inflöde: 20 l/min

Temperatur: 10 C

Baktryck: se tabell

WPC: 35

Tid (min)	Temp C	P1(in)bar	P2(bak)bar	Flöde (l/min)	Flux (ml/min)	Flux (l/m2h)	Tid (h)
0	11	0,9	0,3	20,0	30,0	4,0	0
10	11	0,9	0,3	19,8	28,2	3,8	0,2
20	11	0,9	0,3	19,8	29,3	3,9	0,3
30	11	0,9	0,3	19,8	29,7	4,0	0,5
40	10	0,9	0,3	19,8	29,9	4,0	0,7
50	11	0,9	0,3	19,8	30,1	4,0	0,8
60	10	0,9	0,3	19,6	30,9	4,1	1,0
70	10	0,9	0,3	19,6	31,0	4,1	1,2
80	11	0,9	0,3	19,8	31,6	4,2	1,3
90	10	0,9	0,3	19,8	31,6	4,2	1,5
100	10	0,9	0,3	19,8	32,3	4,3	1,7
110	10	0,9	0,3	19,6	32,8	4,4	1,8
120	10	0,9	0,3	19,8	32,2	4,3	2,0
130	10	0,9	0,3	19,8	33,1	4,4	2,2
140	10	0,9	0,3	19,8	32,6	4,3	2,3
150	10	0,9	0,3	19,8	33,4	4,5	2,5
160	10	0,9	0,3	19,8	33,7	4,5	2,7
170	10	0,9	0,3	19,6	34,4	4,6	2,8
180	10	0,9	0,3	19,6	33,3	4,4	3,0
200	11	1,4	0,8	19,8	74,1	9,9	3,3
210	12	1,4	0,8	19,6	74,4	9,9	3,5
220	12	1,4	0,8	19,6	72,2	9,6	3,7
230	11	1,4	0,8	19,6	72,3	9,6	3,8
240	11	1,4	0,8	19,6	73,8	9,8	4,0
250	12	1,4	0,8	19,6	75,5	10,1	4,2
260	12	1,4	0,8	19,6	75,4	10,1	4,3
270	12	1,4	0,8	19,6	76,3	10,2	4,5
280	12	1,3	0,8	19,6	77,8	10,4	4,7
290	12	1,4	0,8	19,6	74,2	9,9	4,8

## Bilaga 2. Beräkningar

### 2.1 Beredning av vasselösning

Andel vasselprotein i vassel: 0,55 %<sup>11</sup>

I 1000 g vassel finns således 5,5 g vasselprotein.

Total andel torrsubstans i vassel: 0,64 %, dvs. av 1000 g vassel utgörs 64 g av torrsubstans.

Av torrsubstansen utgör vasselprotein en andel av  $\frac{5,5}{64} = 0,086$  alltså 8,6 % av torrsubstansen,

den så kallade vasselproteinkoncentrationen, WPC.

Resten av torrsubstansen, som inte utgörs av vasselprotein, väger således:

$64\text{ g} - 5,5\text{ g} = 58,5\text{ g}$ , vilket innebär 5,85 % av vasslen

Andel vasselprotein i vasselproteinpulver (koncentrerat vasselprotein): 93 %

1000 g vasselproteinlösning (vasselproteinpulver plus vatten) ska innehålla 5,5 g

vasselprotein för att motsvara vassel med WPC = 8,6 %.

För att skapa 1000 g vasselproteinlösning behövs  $\frac{5,5\text{ g}}{0,93} = 5,91\text{ g}$  vasselproteinpulver och

994,09 g vatten. Detta kan formuleras som följer:

$$WPC = \frac{m_{\text{protein}}}{m_{\text{ts}}} = \frac{m_{\text{protein}}}{m_{\text{ickeprotein}} + m_{\text{protein}}} = \frac{m_{\text{protein}}}{0,0585 * m_{\text{totalt}} + m_{\text{protein}}} = \frac{m_{\text{protein}}}{0,0585 * (m_{\text{vatten}} + m_{\text{vasselpulver}}) + m_{\text{protein}}}$$

Beräkningarna utfördes på samma sätt för båda WPC-halterna

$$\rho_{\text{lösning}} = 1000\text{ kg} / \text{m}^3$$

$$V_{\text{lösning}} = 15\text{ l}$$

$$\frac{m_{\text{protein}}}{m_{\text{protein}} + m_{\text{vatten}}} = 0,0055$$

$$m_{\text{protein}} + m_{\text{vatten}} = 15\text{ kg},$$

$$m_{\text{protein}} = 15 \cdot 0,0055 = 0,0825\text{ kg}$$

$$m_{\text{torrsubstans}} = \frac{0,0825}{0,93} = 0,0887\text{ kg}$$

<sup>11</sup> Bylund Gösta, *Dairy Processing Handbook*, tabell 15.3 s:335

## 2.2 Beräkning av konstanter

Experimentet utfördes på två recirkulationsflöden genom modulen. Nedan visas beräkningar för flödet 10 l/min. Motsvarande beräkningar gjordes för 20 l/min.

$$Q_{recirk} = 10 \text{ l} / \text{min} = \frac{10 \cdot 10^{-3}}{60} \text{ m}^3 / \text{s} = 1,6667 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$A_{tvärsnitt} = \pi \cdot r_{fiber}^2 \cdot n_{antalfiber} = \pi \cdot \left( \frac{0,0011}{2} \right)^2 \cdot 235 = 2,2333 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$V_{fiber} = \frac{Q_{recirk}}{A_{tvärsnitt}} = \frac{1,6667 \cdot 10^{-4}}{2,2333 \cdot 10^{-4}} = 0,7464 \text{ m} / \text{s}$$

$$\text{Re}(Q = 10 \text{ l} / \text{min}) = \frac{V \cdot D_{fiber}}{\nu} = \frac{0,7464 \cdot 0,0011}{1,308 \cdot 10^{-6}} = 627,7$$

$$\text{Re}(Q = 15 \text{ l} / \text{min}) = 941,4$$

$$\text{Re}(Q = 20 \text{ l} / \text{min}) = 1255,2$$

## 2.3 Beräkning av membranmotståndet ( $R_m$ ) med renvattenflux

$$J_{1\text{steadystate}} (Q_1 = 10l / \text{min}, VPC8.6, TMP_1 = 0.55\text{bar}) = 1.7 * 10^{-5} m^3 / m^2 s$$

$$J_{2\text{steadystate}} (Q_2 = 20l / \text{min}, VPC8.6, TMP_2 = 0.55\text{bar}) = 1.3 * 10^{-5} m^3 / m^2 s$$

$$J_{3\text{steadystate}} (Q_3 = 20l / \text{min}, VPC35, TMP_3 = 0.53\text{bar}) = 1.6 * 10^{-5} m^3 / m^2 s$$

$$\mu_{1\text{vatten}} = 1272^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{2\text{vatten}} = 1362^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{3\text{vatten}} = 1358^{-6} Pa \cdot s$$

$$R_{1m} (Q = 10l / \text{min}, VPC8.6, TMP_1 = 0.55\text{bar}) = \frac{TMP_1}{J_{1\text{steadystate}} \cdot \mu_{1\text{vatten}}} = \frac{0.55 * 10^5}{1.7 * 10^{-5} * 1272 * 10^{-6}} = 2.5 * 10^{12}$$

$$R_{2m} (Q = 20l / \text{min}, VPC8.6, TMP_2 = 0.55\text{bar}) = \frac{TMP_2}{J_{2\text{steadystate}} \cdot \mu_{2\text{vatten}}} = \frac{0.55 * 10^5}{1.3 * 10^{-5} * 1362 * 10^{-6}} = 3.1 * 10^{12}$$

$$R_{3m} (Q = 20l / \text{min}, VPC35, TMP_3 = 0.53\text{bar}) = \frac{TMP_3}{J_{3\text{steadystate}} \cdot \mu_{3\text{vatten}}} = \frac{0.53 * 10^5}{1.6 * 10^{-5} * 1358 * 10^{-6}} = 2.5 * 10^{12}$$

$$R_m (\text{medel}) = \frac{R_{1m} + R_{2m} + R_{3m}}{3} = \frac{2.5 * 10^{12} + 3.1 * 10^{12} + 2.5 * 10^{12}}{3} = 2.7 * 10^{12}$$



## 2.4 Beräkning av kakmotståndet ( $R_c$ )

$$J_{1\text{ steadystate}} (Q_1 = 10l / \text{min}, VPC = 8.6, TMP_1 = 0.55\text{bar}) = 2.0 * 10^{-6} m^3 / m^2 s$$

$$J_{2\text{ steadystate}} (Q_2 = 10l / \text{min}, VPC = 8.6, TMP_2 = 1.03\text{bar}) = 4.1 * 10^{-6} m^3 / m^2 s$$

$$J_{3\text{ steadystate}} (Q_3 = 20l / \text{min}, VPC = 8.6, TMP_3 = 0.55\text{bar}) = 1.5 * 10^{-6} m^3 / m^2 s$$

$$J_{4\text{ steadystate}} (Q_4 = 20l / \text{min}, VPC = 8.6, TMP_4 = 1.05\text{bar}) = 2.8 * 10^{-6} m^3 / m^2 s$$

$$J_{5\text{ steadystate}} (Q_5 = 20l / \text{min}, VPC = 35, TMP_5 = 0.60\text{bar}) = 1.3 * 10^{-6} m^3 / m^2 s$$

$$J_{6\text{ steadystate}} (Q_{61} = 20l / \text{min}, VPC = 35, TMP_6 = 1.10\text{bar}) = 2.8 * 10^{-6} m^3 / m^2 s$$

$$\mu_{1\text{ lösning}} = 1285 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{2\text{ lösning}} = 1229 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{3\text{ lösning}} = 1278 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{4\text{ lösning}} = 1252 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{5\text{ lösning}} = 1273 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$\mu_{6\text{ lösning}} = 1292 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$J_{\text{ steadystate}} = \frac{TMP}{\mu(R_m + R_c)}$$

$$R_{1c} (Q_1 = 10l / \text{min}, VPC 8.6, TMP_1) = \frac{TMP_1}{J_{\text{ steadystate}} * \mu_{1\text{ lösning}}} - R_{m1} = \frac{0.55 * 10^5}{2.0 * 10^{-6} * 1285 * 10^{-6}} - 2.5 * 10^{12} =$$

$$= 1.9 * 10^{13}$$

$$R_{2c} (Q_2 = 10l / \text{min}, VPC 8.6, TMP_2) = \frac{TMP_2}{J_{\text{ steadystate}} * \mu_{2\text{ lösning}}} - R_{m1} = \frac{1.03 * 10^5}{4.1 * 10^{-6} * 1229 * 10^{-6}} - 2.5 * 10^{12} =$$

$$= 1.8 * 10^{13}$$

$$R_{3c} (Q_3 = 20l / \text{min}, VPC 8.6, TMP_3) = \frac{TMP_3}{J_{\text{ steadystate}} * \mu_{3\text{ lösning}}} - R_{m2} = \frac{0.55 * 10^5}{1.5 * 10^{-6} * 1278 * 10^{-6}} - 3.1 * 10^{12} =$$

$$= 2.6 * 10^{13}$$

$$R_{4c} (Q_4 = 20l / \text{min}, VPC 8.6, TMP_{41}) = \frac{TMP_4}{J_{\text{ steadystate}} * \mu_{4\text{ lösning}}} - R_{m2} = \frac{1.05 * 10^5}{2.8 * 10^{-6} * 1252 * 10^{-6}} - 3.1 * 10^{12} =$$

$$= 2.7 * 10^{13}$$

$$R_{5c} (Q_5 = 20l / \text{min}, VPC 35, TMP_5) = \frac{TMP_5}{J_{\text{ steadystate}} * \mu_{5\text{ lösning}}} - R_{m3} = \frac{0.60 * 10^5}{1.3 * 10^{-6} * 1273 * 10^{-6}} - 2.5 * 10^{12} =$$

$$= 3.6 * 10^{13}$$

$$R_{6c} (Q_6 = 20l / \text{min}, VPC 35, TMP_6) = \frac{TMP_{61}}{J_{\text{ steadystate}} * \mu_{6\text{ lösning}}} - R_{m3} = \frac{1.10 * 10^5}{2.8 * 10^{-6} * 1292 * 10^{-6}} - 2.5 * 10^{12} =$$

$$= 2.8 * 10^{13}$$

## 2.5 Beräkning av årliga kostnaderna i Matlab.

```

%Qp1=permeatflöde m3/h
%Q1=totalflöde in i kg/s om man jobbar 20h per dygn i 350 dygn
%Cts1=andel torrsubstans i inflöde i procent
%Cprot1= proteinhalt in i procent
%CQp= koncentration av torrsubstans ut i permeatet i procent, antas
%konstant
%flux1=permeatfluxet i m3/m2h
%Asteg=totala arean i ett steg i m2
%m1=antal moduler i ett steg
%pf=friktionstryckfallet i Pa
%ny=pumpeffektiviteten
TMP=0.55*10^5
ny=0.7;
Q1=7.94;%i kg per sek
Cprot1=0.0055;
Cts1=0.0636;% i procent
CQp=0.0578;
VPC1=0.12;
VPC2=0.25;
VPC3=0.35;
flux1=1.5*10^-3; %från linj anpassning till exp resultat.i Slenhet
flux2=1.4*10^-3;
flux3=1.3*10^-3;
Qfiber=(3.331*10^-4); %m^3/s motsvarar 20l/min antas vara samma i alla fiber

deltaptot=0.5*10^5;%uppmätt värde vid 20 l/min, vi antar samma tryckfall över alla tre moduler
Qp1=((VPC1*Q1*Cts1)-(Q1*Cprot1))/(VPC1*CQp)
Qp2=((VPC2*Q1*Cts1)-(Q1*Cprot1))/(VPC2*CQp)-Qp1
Qp3=((VPC3*Q1*Cts1)-(Q1*Cprot1))/(VPC3*CQp)-(Qp1+Qp2)

A1=Qp1/flux1
A2=Qp2/flux2
A3=Qp3/flux3
Atot=A1+A2+A3

m1=A1/0.45 %antal moduler
m2=A2/0.45
m3=A3/0.45
E0=(((Q1*TMP)/ny)/1000)*350*20/1000 % i kWh
E1=(((Qfiber*m1*deltaptot)/ny)*350*20)/1000 % i kWh
E2=(((Qfiber*m2*deltaptot)/ny)*350*20)/1000
E3=(((Qfiber*m3*deltaptot)/ny)*350*20)/1000

Effektot=(E0+E1+E2+E3) %effekt i kWh
kostnad=(Effektot)*0.9 %0.9 är kostnaden per kWh

```

## Bilaga 3. Rengöringsinstruktioner

Rengöring sker vid 50°C för att erhålla bästa möjliga effektivitet.

OBS! Vid rengöring används inget baktryck.

1. Töm modulen successivt genom att tillsätta ett varmvattenflöde till modulen.
2. Recirkulera varmvatten i 1 min vid 10 l/min.
3. Töm tanken helt från vatten. Vid ny uppstart dumpa det första retentatet och permeatet (tag ut bottenventilen). Recirkulera sedan vatten i 10 minuter vid ca 50°C och 15 l/min.
4. Töm sköljvatten och sätt i bottenventil. Värm upp vatten till 50°C och tillsätt nu rengöringsmedlet Divos 108 successivt till en slutlig koncentration av 0.9% v/v. recirkulera vid 50°C, 20 l/min i 40 minuter.  
Upprepa steg 1-3.  
OBS! Tillsätt ej vatten varmare än 50°C
5. Skölj ytterligare om membranet inte anses fritt från rengöringsmedel
6. Kontrollera att rengöringen fungerat tillfredsställande genom att mäta vattenflux.

Om modulen ej ska användas inom 24h. skall membranet förvaras i 0,02% natriumvätefosfitlösning för att förhindra bakterietillväxt.