

Membranfiltrering af afsletningsvand i tekstilindustrien

Laboratorieforsøg. Pilotskalaforseg. Fuldskalaanlæg

John Hansen
Teknologisk Institut. Beklædning og Textil

Hans Henrik Knudsen og Henrik Wenzel
Danmarks Tekniske Universitet. Institutet for Produktudvikling

Miljøstyrelsen vil, når lejligheden gives, offentliggøre rapporter og indlæg vedrørende forsknings- og udviklingsprojekter inden for miljøsektoren, finansieret af Miljøstyrelsens undersøgelsesbevilling.

Det skal bemærkes, at en sådan offentliggørelse ikke nødvendigvis betyder, at det pågældende indlæg giver udtryk for Miljøstyrelsens synspunkter.

Offentliggørelsen betyder imidlertid, at Miljøstyrelsen finder, at indholdet udgør et væsentligt indlæg i debatten omkring den danske miljøpolitik.

Indhold

INDHOLD	3
FORORD	5
SAMMENFATNING	7
SUMMARY	9
1 INDLEDNING	11
1.1 BAGGRUND	11
1.2 SLETTETYPEN	11
1.3 AFSLETNINGSMETODER	12
1.4 GENANVENDELSE AF SLETTE	12
1.5 RENSNING AF AFSLETNINGSSPILDEVAND	13
1.6 MEMBRANTYPER	13
1.7 KONKLUSION	13
2 PROCESBESKRIVELSE	15
2.1 OXIDATIV AFSLETNING	15
2.2 ENZYMATISK AFSLETNING	16
3 UF-MEMBRANFILTRERING AF PROCESVAND FRA AFSLETNING	17
3.1 FORSØGSSTRATEGI	17
3.2 VANDKVALITET OG KVANTITET TIL UF-MEMBRANANLÆGGET	17
3.3 MEMBRANLEVERANDØRER TIL HØJ PH ULTRAFILTRERING	18
3.4 EGNEDE MEMBRANER	19
3.4.1 <i>Membranfiltrering i laboratoriet</i>	19
3.4.2 <i>Forsøg med membransæt 1</i>	20
3.4.3 <i>Forsøg med membransæt 2</i>	21
3.4.4 <i>20 timers forsøg til undersøgelse af FS contra FW ultrafiltreringsmembran</i>	22
3.5 KONKLUSION PÅ LABORATORIE-MEMBRANFILTRERING AF AFSLETTEVAND FRA OXIDATIV AFSLETNING	22
3.6 PILOTSKALAFORSØG	22
3.6.1 <i>Formål med pilotskalaforsøg</i>	22
3.6.2 <i>Beskrivelse af pilotskalaanlægget</i>	23
3.6.3 <i>Forsøgsplan</i>	23
3.6.4 <i>Faste driftparametre</i>	23
3.6.5 <i>Forfiltrering ved ultrafiltrering af afslettevand</i>	24
3.6.6 <i>Resultater fra pilotforsøgene</i>	24
3.7 KONKLUSION PÅ ULTRAFILTRERING AF AFSLETTEVAND	28
4 MEMBRANFILTRERING AF ENZYMATISK AFSLETTEVAND	31
4.1 NY FORSØGSSTRATEGI	31
4.2 VANDKVALITET OG KVANTITET TIL MEMBRANANLÆGGET	32
4.3 EGNEDE MEMBRANER	32
4.4 PILOTSKALAFORSØG	33
4.4.1 <i>Beskrivelse af pilotskalaanlægget</i>	33

4.4.2	<i>Formål med pilotskalaforøg</i>	34
4.4.3	<i>Forsøgsplan</i>	34
4.4.4	<i>Faste driftparametre</i>	35
4.4.5	<i>Resultater fra pilotforsøgene</i>	35
4.5	KONKLUSION PÅ MEMBRANFILTRERING AF ENZYMATISK AFSLETTEVAND	38
5	REMANENSHÅNTERING	39
5.1	KULSTOFKILDE TIL DENITRIFIKATION	39
5.2	SUBSTRAT FOR BIOGASANLÆG	39
6	FULDSKALAANLÆG	41
6.1	INDLEDNING	41
6.2	BESKRIVELSE AF ANLÆG	41
6.3	RESULTATER OG DRIFTSERFARINGER	44
6.4	BORTSKAFFELSE AF KONCENTRAT	45
6.5	ØKONOMISK OG MILJØMÆSSIGT POTENTIAL	45
7	REFERENCER	47

Bilag A: Tegning af APV anlæg

Bilag B: Beskrivelse af membranlæg

Forord

Nærværende rapport sammenfatter resultaterne af projektet "Rensning og genanvendelse af afsletningsbade i den tekstile vådbehandling" (M128-0458).

Projektet er finansieret af Rådet for genanvendelse og mindre forurenende teknologi og er gennemført af Teknologisk Institut, Beklædning og Textil (BT) i samarbejde med Institutet for Produktudvikling (IPU) og Nordisk Blege- og Farveri (NBF).

Projektet skal ses som et udviklingsprojekt inden for Miljøstyrelsens "Rammeprogram vedrørende udvikling og implementering af renere teknologi i tekstil- og beklædningsindustrien" og er gennemført 1993-2000.

Til projektet har været knyttet en styringsgruppe, der i alt har afholdt 4 møder. Gruppen bestod af:

Ulla Ringbæk	Miljøstyrelsen
Torben Kinch	NBF
Hans Dankert	Beklædnings- og Textilarbejderforbundet
Mads Hansen	Helsingør Kommune
Vagn H. Madsen	Direktoratet for Arbejdstilsynet
Henrik Wenzel Christensen	IPU
John Hansen	BT

Der skal her rettes en tak til medlemmerne af styringsgruppen for samarbejdet og engagementet i projektet.

Desuden skal rettes en tak til leverandører af membraner, pilotanlæg og fuldskalaanlæg m.m. for deres store engagement og velvilje over for projektet og projektgruppen.

Sammenfatning

Baggrunden for projektet var, at der ved afsletning af vævede tekstilvarer genereres et spildevand med et højt COD-indhold. De delvist nedbrudte slettemidler må imidlertid forventes relativt let at kunne fjernes ved en passende filtreringsproces, hvorefter vandet med dets indhold af energi og eventuelle hjælpekemikalier kan bruges igen.

Formålet med projektet har derfor været at finde den bedst egnede proces til filtrering af afsletningsspildevand ved afprøvning i laboratorie- og pilotskala samt at afprøve den i fuld skala. De økonomiske og miljømæssige konsekvenser ved denne proces skulle samtidig afdækkes. Pilotskalaforsøg og fuldskala afprøvning er gennemført på Nordisk Blege- og Farveri i Helsingør. Her gennemføres afsletning dels oxidativ, dels enzymatisk.

Det blev hurtigt konstateret, at rensning og genanvendelse af spildevand fra syntetiske slettemidler allerede er gjort til genstand for omfattende undersøgelser. Det blev derfor besluttet, at projektet skulle koncentrere sig om naturlige slettemidler – som regel naturlig stivelse eller modificerede stivelser. Disse er samtidig de hyppigst forekommende på virksomheden.

En række membrantyper blev testet i laboratoriet med det aktuelle spildevand, og resultaterne heraf gav anledning til de første udvælgelser af membraner til pilotskala forsøg.

Der blev gennemført to serier af pilotskala forsøg. I den første serie blev der primært fokuseret på den oxidative proces. Dette viste sig imidlertid at give en række praktiske problemer, især i forbindelse med risiko for genudfældning af slette i membranerne. Den anden serie undersøgte derfor kun den enzymatisk nedbrudte slette, og her viste det sig, at både nano og omvendt osmose membraner kan anvendes til formålet.

Et fuldskala anlæg blev derefter designet og leveret til virksomheden. Det blev designet til at skulle kunne behandle spildevandet fra enzymatisk afsletning fra virksomhedens 9 jiggere. Nanofiltrering blev valgt med en kapacitet på 21 m^3 i løbet af 24 timer.

Anlægget har kørt i en periode, hvor driften har været løbende justeret, og enkelte anlægskomponenter er blevet udskiftet. Der foreligger p.t. driftserfaringer fra mellem 6 og 7 måneders drift, men denne driftstid har ikke været lang nok til, at membranlevetid og optimal renseprocedure har kunnet endeligt bestemmes. Det rensede vand har været genanvendt uden problemer.

Der er imidlertid opstillet et økonomisk potentiale, som viser, at fuldt udnyttet vil det pågældende anlæg have en simpel tilbagebetalingstid på mellem 2 og 3 år, idet der dog her ikke er medtaget udgifter til eventuelle membranudskiftninger, rensekemikalier, elektricitet samt bortskaffelse af koncentrat.

Bortskaffelsen af konzentratet er ikke endeligt afklaret. Undersøgelser har vist, at konzentratet vil være velegnet til biogasproduktion samt som kulstofkilde i forbindelse med denitrifikation. Der forhandles med Helsingør Kommune om at levere konzentratet til et af kommunens renseanlæg, hvor der foretages denitrifikation.

Det kan altså konkluderes, at membranfiltrering kan anvendes til at separere spildevand fra afsletning i rent vand til genbrug og konzentrat, der kan nyttiggøres. De økonomiske forhold er ikke endelig klarlagt.

Summary

The basis for the project was the fact that desizing of woven textiles generates wastewater with a high content of COD. It must, however, be expected that the partially decomposed sizing chemicals relatively easily can be removed through an appropriate filtration process, and afterwards the water, containing energy and possible auxiliary chemicals, can be reused.

Therefore, the purpose of the project was to find the most suitable process of filtration of desizing wastewater through testing in laboratory and pilot scale as well as testing in full-scale. The economical and environmental consequences with this process should be covered at the same time. The pilot scale and full-scale tests have been implemented at Nordisk Blege- og Farveri in Helsingør. The desizing is carried out partly by oxidation and partly enzymatic.

Quickly, we could state that purification and recycling of wastewater from synthetic sizing chemicals already have been subject to extensive investigations. Therefore, it was decided that the project should concentrate on natural sizing chemicals – usually natural starch or modified starches, which at the same time exist most frequently at the company.

A number of membrane types were tested in the laboratory with the actual wastewater, and the tests resulted in the first selections of membranes to the pilot scale tests.

Two series of the pilot scale tests were carried out. In the first series, focus was primarily on the oxidation process. However, it turned out to give some practical problems, especially in connection with the risk of re-precipitation of size in the membranes. Therefore, the other series only tested the enzymatic decomposed size, and here it turned out that both nano and reverse osmosis membranes can be used for the purpose.

A full-scale plant was afterwards designed and delivered to the company. It was designed to treat the wastewater from enzymatic desizing from the company's 9 jiggers. Nano-filtration was selected with a capacity of 21 m³ during 24 hours.

The plant has been running for a period with current adjustments, and some plant components have been changed. Experience from 6 to 7 months running time exist, but this period is too short to give reliable knowledge about the lifetime of membrane elements and optimum cleaning procedures. The purified water has been reused without any problems.

However, we have outlined a financial potential, which shows that the plant in question will have a simple payback time of between two and three years, if it is fully run. We have not included any expenses for possible changes of membranes, purification chemicals, electricity and removal of concentrate.

The removal of concentrate has not been finally clarified. Tests show that concentrate will be suitable for biogas production and as carbon source in connection with denitrification. Negotiations are conducted with Helsingør Municipality about delivery of the concentrate to one of the treatment plants, which carries out denitrification.

Therefore, we can conclude that membrane filtration can be used for separation of wastewater from desizing in clean water for reuse and concentrate, which can be utilised. The financial circumstances have not yet been finally clarified.

1 Indledning

1.1 Baggrund

Vævede tekstilvarer indeholder ofte såkaldt slette, som er påført kædegarnerne inden vævningen for at gøre dem mere modstandsdygtige over for de belastninger af mekanisk art, som vævningen medfører.

Sletningen foregår som regel i vandigt medium ved at kædegarnerne påføres en viskos opløsning af polymer, hvorefter de tørres. Slettemidlerne kan være forskellige former for stivelse (majs-, kartoffel-, ris-), carboxymethylcellulose, polyvinylalkohol, acrylater m.m.

Inden farvning og efterbehandling skal sletten fjernes – en såkaldt afsletning. Afhængigt af slettemiddeltypen kan denne proces foretages som en udvaskning, en oxidativ eller en enzymatisk afsletning.

Spildevandet fra afsletningen har en ganske stor COD-belastning, som stammer fra mere eller mindre nedbrudte slettemidler (omkring 90 g COD/kg tekstil). Til gengæld vil størstedelen af de delvis nedbrudte slettemidler formentlig relativt let kunne fjernes ved en passende filtreringsproces, hvorefter vandet igen kan bruges til afsletning.

I tilfælde af, at der er anvendt såkaldt syntetiske sletter – især acrylater – findes der allerede i dag membranbaserede systemer, som muliggør en genanvendelse af såvel slettemiddel som vand. Sådanne anlæg er dog kun rentable for væverier med eget farveri. Lønvirksomheder, som ofte behandler importerede varer, har i praksis ikke denne mulighed.

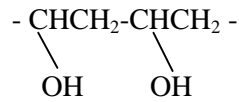
Indledende undersøgelser viser, at en egnet membranteknologi vil muliggøre en rensning af afsletningsvandet, således at vandet med dets indhold af alkali, detergenter og uforbrugte oxidationsmidler eller enzymer kan genbruges som afsletningsvand, hvorimod nedbrudt, udvasket slette vil blive tilbageholdt. Desuden vil vandet være varmt, ofte mellem 60 og 90°C, således at der også vil være tale om et reduceret energiforbrug.

1.2 Slettetyper

Stivelse fra kartofler, majs, ris, tapioka eller sago er kemisk set et polysaccharid ($C_6H_{10}O_5$)_n. Stivelse er uopløselig i vand, men hydrolyseres med syre til vandopløselige, lavmolekylære stivelser, såkaldte dextriner og i den sidste ende til glukose $C_6H_{12}O_6$. Handelsprodukter er ofte modificerede, delvis nedbrudte stivelser.

Carboxymethylcellulose (Cell-OCH₂CO₂ONa) er vandopløselig. Af andre lignende slettemidler kan nævnes hydroxyethylcellulose (Cell-OCH₂CH₂OH), methylcellulose (Cell-OCH₃) og ethylcellulose (Cell-OCH₂CH₃).

De syntetiske slettemidler er alle vandopløselige, f.eks. polyvinylalkohol



eller polyacrylater.

Foruden selve slettemidlet, polymeren, kan en sletterecept indeholde en eller flere af følgende komponenter:

- Smøremiddel (olie, fedt (f.eks. oksetalg), sæbe)
- Biocider (f.eks. PCP)
- Hygroskopiske midler
- Antistatmidler
- Skumdæmpningsmidler
- Blødgørere
- Emulgatorer

Slettemidler anvendes i en mængde på 5-10% af kædegarnernes vægt, altså stort set svarende til 2,5-5% af varevægten.

1.3 Afsletningsmetoder

Som nævnt kan afsletningen foregå enten som en udvaskning (vandopløselige sletter), en oxidativ eller enzymatisk afsletning (vanduopløselige sletter, stivelse).

Udvaskningen vil som oftest blive gennemført samtidig med den generelle forbehandling af varen (udkogning/udvaskning) ved hjælp af detergenter og diverse hjælpestoffer, især alkali. Udvaskningen kan foregå såvel i batchvise som kontinuerlige anlæg.

Oxidativ afsletning gennemføres som oftest ved brug af kaliumpersulfat (egentlig kaliumperoxodisulfat, $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$), natrium- eller ammoniumpersulfat. Natriumbromit (Na_2BrO_2) kan også anvendes. Foruden oxidationsmidlet påføres alkali, og efter en reaktionstid udvaskes batchvis eller kontinuerlig.

Enzymatisk afsletning gennemføres ved hjælp af amylase, som spaltes stivelser til disaccharidet maltose, der er vandopløselig. Enzymopløsningen påføres, evt. tilsættes salt (NaCl) og CaSO_4 . Efter en reaktionstid udvaskes batchvis eller kontinuerlig.

1.4 Genanvendelse af slette

Rensning af afsletningsbade med efterfølgende opkoncentrering og genanvendelse af slette udføres på nogle virksomheder i USA og har også fundet sted inden for de senere år i Tyskland [1]. Det drejer sig om syntetiske, vandopløselige sletter, enten PVA eller en blanding af PVA og CMC, og rensningen/opkoncentreringen foregår ved hjælp af ultrafiltreringsmembraner.

I Europa har det tyske Institut für Textil- und Verfahrenstechnik (ITV) i Denkdorf været førende inden for forskning og udvikling af denne teknologi. ITV har på det seneste tillige udført forsøg med polyacrylatsletter, angivelig med godt resultat [1].

Et sådant system egner sig til virksomheder, som både udfører sletning, vævning og afsletning inden for en geografisk overskuelig afstand.

Det er derimod vanskeligt at gennemføre for farverier, som afsletter vævede metervarer fra væverier, som ligger langt borte på grund af opbevarings- og transportproblemerne med den genvundne slette. For lønfarverier vil det desuden ofte være sådan, at de ikke ved, hvor varen er fremstillet, endsiige med hvilket slettemiddel den er slettet.

1.5 Rensning af afsletningsspildevand

Som ovenfor nævnt har udviklingen de senere år koncentreret sig om rensning og genanvendelse af slette. Derfor er der i faglitteraturen ikke mange beskrivelser af systemer til ovennævnte formål.

Det fremgår dog, at ultrafiltrering er velegnet også til andre slettetyper end dem, der kan genanvendes. Seekamp [2] omtaler et system til mulig genanvendelse af slette af stivelse og modificeret stivelse. Heri indgår såvel et ultrafiltreringsanlæg som et anaerobt anlæg, dog til rensning af permeatet.

Det anaerobe anlæg består af to trin, først et hydrolysetrin, derefter et methantrin. Der anbefales i denne sammenhæng en slutbehandling af permeatet i et aerobt anlæg.

1.6 Membrantyper

Ultrafiltrering til fjernelse af slette fra afsletningsspildevand har som nævnt været genstand for forskning og udvikling samt industriel udnyttelse i USA og Tyskland siden 1974 og 1987 henholdsvis.

Der er angivet et antal membrantyper i forskellige referencer. I alle tilfælde synes der at være tale om rør- eller spiralmembraner.

Seekamp [2] nævner membraner af celluloseacetat og polysulfon til oprensning af syntetiske sletter. Trauter [3] omtaler membraner af polyamid (PA) og polysulfon (HPSU) til oprensning af PVA- og CMC-sletter. Samme membrantyper nævnes i reference 1 til oprensning af polyacrylat- og acrylat-metacrylatslette.

1.7 Konklusion

Ultrafiltrering til oprensning af afsletningsspildevand er en velkendt teknik, men kun med det formål at genanvende den opkoncentrerede slette, og kun når der er tale om syntetiske sletter. Der synes derimod ikke at foreligge erfaringer fra anvendelse af ultrafiltrering til rensning af afsletningsspildevand med det formål at genbruge permeatet med det indhold af lavmolekylære stoffer som salt, alkali m.m.

Enkelte referencer (1, 4) antyder imidlertid, at vandopløselige stivelsesderivater udmærket kan oprenses ved hjælp af ultrafiltreringsmembraner, og det må derfor antages, at det samme vil gøre sig gældende for nedbrudt naturlig stivelse.

Det må dog nok forventes, at der i permeatet vil være en vis koncentration af nedbrudt, lavmolekylær stivelse, og det skal derfor slås fast, om denne mængde har

en negativ effekt på permeatet. Det forventes dog ikke at være tilfældet, da permeatet udelukkende tænkes anvendt til afsletning.

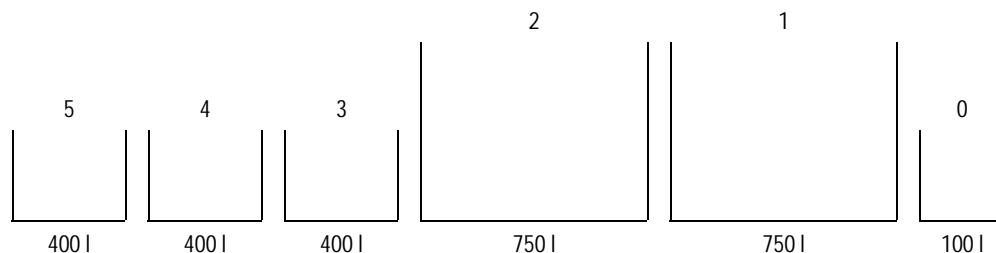
2 Procesbeskrivelse

På pilotvirksomheden Nordisk Blege- og Farveri (NBF) i Helsingør gennemføres afsletning principielt på 2 forskellige måder, enten som en kombineret oxidativ afsletning/-blegning på et kontinueanlæg, eller som en batchvis enzymatisk afsletning på jigger. I enkelte tilfælde gennemføres dog også enzymatisk afsletning på kontinueanlæg.

2.1 Oxidativ afsletning

I projektet blev der i første omgang primært fokuseret på den oxidative afsletning, da muligheder for genbrug i dette tilfælde i praksis var de bedste.

Kontinueanlægget består af en foulard til påføring af kemikalier samt et vaskeanlæg med 6 kasser.



På foularden påføres varepartiet en kemikalieflotte med et flotte optag på ca. 100% (1 l/kg tekstil) fremstillet efter følgende recept:

- 65 ml/l brintperoxid (35%)
- 65 ml/l natronlud (34°Be)
- 18 ml/l vandglas
- 3-6 g/l persulfat
- 0,25 ml/l netzmiddel (detergent, befugter)
- 8 ml/l sequestreringsmiddel (kompleksdanner)

Efter foularden oprulles varepartiet (normalt ~ 800 kg) på en bom, indpakkes i plast og henstår natten over. Derefter udvaskes varen på kontinueanlægget med en hastighed af ca. 40 m/min. og med i alt 2.800 l vand (stående bad) pr. parti med følgende temperaturer og kemikalietilsætning:

0. kasse: 100 l, 50°C
1. kasse: 750 l, 90°C, 5 l natronlud, 3 l netzmiddel, 2 l sequestreringsmiddel
2. kasse: 750 l, 90°C, 2 l netzmiddel, 1½ l sequestreringsmiddel
3. kasse: 400 l, 90°C
4. kasse: 400 l, 90°C
5. kasse: 400 l, 50°C, eddikesyre til pH = 5-6

Efter hvert parti droppes badet normalt, hvorefter der fyldes op på ny til næste parti.

Processen udføres således kontinuerligt, men med stående bade, med et forbrug på 2.800 l pr. 800 kg svarende til 3,5 l/kg.

I løbet af projektperioden blev det her beskrevne kontinueranlæg udskiftet med et nyere, hvor principielt den samme proces gennemføres; men hvor mulighederne for skyl i modstrøm er bedre.

2.2 Enzymatisk afsletning

Den enzymatiske afsletning på jigger foregår normalt på følgende måde (tilsætninger angivet per kg tekstil):

1. trin: 3 l/kg vand, 6,5 g/kg detergent, 6,5 g/kg afsletningsenzym, 90°C.
2. trin: 2 l/kg vand, 50 g/kg lud, 56 g/kg brintperoxid, 50°C stigende til 90°C.
3. trin: 2 l/kg vand, 80 g/kg eddikesyre, 90°C.
4. trin: 2 l/kg vand, 1,6 g/kg antibrintenzym, koldt.

Efter hvert procestrin droppes badet, hvorefter jiggeren fyldes op på ny.

Processen udføres således batchvist med et samlet vandforbrug på 9 l/kg.

3 UF-Membranfiltrering af procesvand fra afsletning

3.1 Forsøgsstrategi

Med baggrund i de fysiske forhold på NBF blev det valgt at starte membranforsøgene med procesvandet fra kontinueanlægget. Valget blev gjort, fordi det på kontinueanlægget ville være relativt enkelt at etablere opsamling og genbrug af procesvandet. På skitsen i afsnit 2.1 ses, at ved f.eks. at føde membrananlægget fra kasse nr. 0 og tilsætte det oprensede procesvand i kasse nr. 5, vil det oprensede procesvand kunne løbe fra kasse 5 til kasse 0 i modstrøm med tekstilbanen.

I kontinueanlægget foretages hovedsagelig den oxidative afsletning med persulfat og valget af kontinueanlægget betød derfor, at det var procesvandet fra denne proces, der i første omgang skulle opgraderes. Kemikaliesammensætningen kan ses i afsnit 2.1. Ud over den tilsatte kemi vil der i procesvandet være den delvist nedbrudte stivelse. Overordnet kan procesvandet fra den oxidative afsletning beskrives ved meget høj pH, et vist indhold af oxidationsmidler og vandglas samt et indhold af delvist nedbrudt stivelse – heraf en større andel højmolekylær og ikke vandopløselig stivelse.

Membranvalget skulle tilpasses til procesvandet: Modstandsdygtighed overfor høj pH og oxidationsmidler. Molekylstørrelses cut-off var ikke kendt, men lå formodentlig i ultrafiltreringsområdet.

3.2 Vandkvalitet og kvantitet til UF-membrananlægget

Tabel 1: Analyseresultater af prøver opsamlet fra de forskellige bade efter behandling af et parti vævede bomuldsvarer på 800 kg.

Kasse nr.	PH	COD (mg O ₂ /l)	Temp. (°C)	Ionledning (mS)	Volumen (l)
0	12,5	60.000	50	29,4	200
1	12,5	47.000	95	23,8	750
2	12,4	28.000	95	15,1	750
3	12,2	20.000	95	10,2	400
4	11,9	8.100	95	5,20	400
5	11,0*	5.700	50	2,78	400

*Formodentligt målefejl da der her er tale om neutraliseringsbad – pH ligger omkring neutral.

Kontinueanlægget kørte ikke i modstrøm, så det fødevand, der skulle behandles, ville blive en blanding af vand fra kasse 0, 1, 2 og 3. Et bud på vandkvaliteten fra kontinueanlægget er omkring 40 g COD/l, pH omkring 12-13 og en temperatur på omkring 50°C. Temperaturen kunne måske hæves til 95°C i hele kontinueanlægget til gavn for både vaskeproces og membranfiltreringsproces.

Kontinueanlægget behandler i gennemsnit 6-7 partier a ca. 800 kg dagligt. Med et vandforbrug på ca. 3,5 l/kg svarer dette til knap 20 m³/dag.

3.3 Membranleverandører til høj pH ultrafiltrering

Et antal membranleverandører blev kontaktet. Udfra erfaring har leverandørerne foreslået membraner, som det kunne være interessant at anvende til opgaven, jf. den ovenstående karakteristik. I tabel 2 er opsummeret de kontaktede leverandører af membran spiralmoduler.

Tabel 2: Leverandører af og specifikationer på spiral moduler der kan anvendes til UF ved høj pH og temperatur.

Cut off	Modul	Spacer	Kr/m ²	PH	Temp (°C)	Tryk (bar)
Millipore Millipore Danmark						
10.000 30.000 100.000	(PES)	(PE) 0,7 mm 3,9" 25,6"	3.500	2-14	50	10-15
Koch Koch Membrane Systems, 850 Main Street, Wilmington, MA 01887, USA						
1.000 20.000 10.000 300.000	(PES) (PVDF)	2,4,8" 20-80 mils		1-13 1-11	80	10
Osmonics Osmonics Inc., 5951 Clearwater Dr., Minnetonka, MN 55343, USA						
2.000 20.000 50.000 100.000	(PS)	2,4,8" 24, 34, 45 mils		1-13	100	14
Hoechst (Nadir) Hoechst Aktiengesellschaft, Werk Kalle, D-2600 Wiesbaden, Germany						
4.000 8.000 15.000 20.000 25.000	(PES)			1-14	90	15-40
Dow. (Film tech) Dow Danmark A/S, Stavangervej 10, 4900 Nakskov						
5.000 10.000 20.000 100.000	GR90 GR81 GR60 GR40			1-13	75	0-10
Desal Desalination Inc., Ericavej 168, 2820 Gentofte						
35.000 20.000 60.000 500.000	E-100 (PS) FS CYR (PP) FW CZC (PP) E-500	2,4,8" Parallel og Diamant 31 mils 47 mils 80 mils PP og metal	800	1-13	100 Membran 60 Modul	6-9
Fluid Systems Fluid Systems, 10054 Old Grove Rd., San Diego, USA						
6.000 10.000	(PES)	3,8-4,3" 30 mils 41 mils 80 mils		2-9	75	5,5
Amicon. (Abcor) Amicon Corp., 17 Cherry Hill Drive, Danvers, MA 01923, USA						
1.000 5.000	YM2 YM5	32 mils			75	

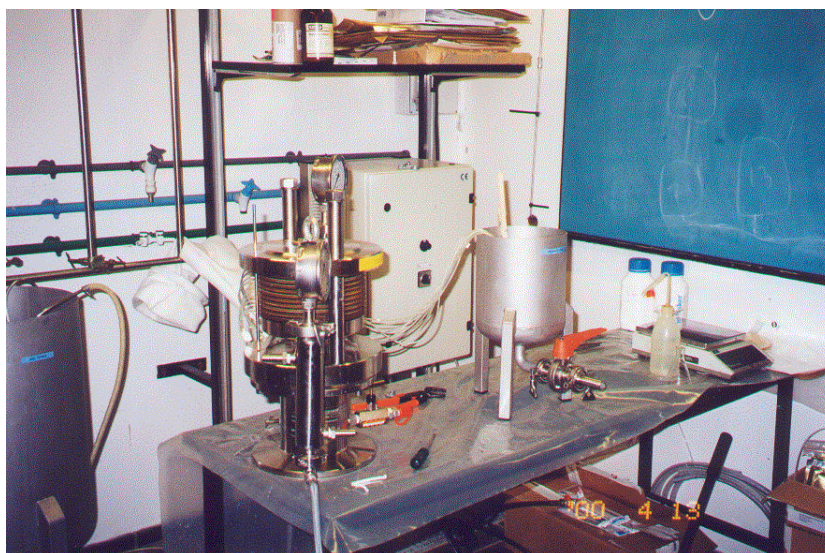
3.4 Egnede membraner

Ud fra projektdeltagernes erfaring og i samråd med membranleverandørerne udvalgte typerne GR40, GR60, GR81 og GR90 fra DOW's fabrik i Nakskov og typerne FW og FS fra Desalination. Desalination's membraner er produceret i USA, men Desalination Inc. har en skandinavisk repræsentant med stor erfaring. FW membranen har ikke været testet i alle forsøg, da den er udviklet parallelt med nærværende projekt og derfor først senere er inkluderet i projektet. F-membranserien fra Desalination er designet specielt til høj pH og oxidative miljøer og skulle angiveligt have en hidtil uset lang levetid under disse vilkår.

3.4.1 Membranfiltrering i laboratoriet

Som reference målt indledningsvis flux på rent vand af et udvalg af membraner. Membranerne blev anbragt i et DDS M20 laboratorie modul forsynet med polysulfon spacer skiver og presset sammen med et tryk på ca. 300 bar. Opstillingen ses i figur 1.

Figur 1: LabStak DDS M20 laboratorie anlægget. Membranerne er stablet som i en lagkage i stakken midt i billedet. Fra hver membran ledes permeatet bort i separat slange for analyse af mængde og sammensætning.



Analyseresultater fra vandflux-bestemmelse – dvs. permeatmængden ved de angivne tryk og temperaturer, når membranen fødes med rent vand - ses i tabel 3.

Tabel 3: Måling af vandflux under trykstabilisering og ved forskellige temperaturer.

Membran	Vandflux ved indgangstryk på 5 Bar og 25°C (g/min)					
	30 min 25°C	60 min 25°C	1 døgn 25°C	60 min 50°C	60 min 70°C	60 min 90°C
GR81	-	40,1	31,2	61,3	70,6	89,4
GR90	-	29,7	34,1	68,2	85,4	125,0
FS 1	-	176	141,9	215,7	248,7	282,9
FS 2	-	185,6	153,2	231,9	269,2	308,5
DK	-	15,1	17,1	-	-	-
DL	-	16,9	19,2	-	-	-

Membranerne fungerede alle efter leverandørernes oplysninger.

3.4.2 Forsøg med membransæt 1

Der blev opsamlet en repræsentativ blanding af de forskellige bade i vaskeanlægget under oxidativ afsletning. Blandingen blev efter opsamlingen nedfrosset i ca. 2 måneder. Før brug blev den langsomt tøet op, filtreret gennem gaze og anbragt i reservoiret på ca. 10 l.

Der blev opkoncentreret ved 25°C et flow på 6 l/h og et tryk på 5 bar. Der blev udtaget 2 prøver af ca. 20 ml af permeat og koncentrat. Der blev målt for refraktion og TOC ved 0 og 50% opkoncentrering.

Tabel 4: Fluxe og tilbageholdelser af stivelse for forskellige membraner ved opkoncentrering ved 90°C.

Opkoncentreringsgrad	0		50	
	P _{ind} 5,1	P _{ud} 1,2	P _{ind} 5,2 (10,0)	P _{ud} 1,0 (5,0)
Tryk (Bar)	Flux g/min	Retention Refraktion*	Flux g/min	Visuel bedømmelse v. I ₂ -tilsætning#
Bulk	9,5 l	4.555 4.487	5,0 l	Violet
GR81	9,23	194.000	7,3 (19,4)	Meget gul
GR90	13,7	58.446 58468	10,7 (19,0)	Svag gul
FS2	21,6	61215 61228 98,9%	14,9 (17,8)	Gul
FS1	22,4		15,6 (17,5)	-

*Til sammenligning: 0,15 g/l Dextran havde en refraktion på 27.243. #Farven angivet er i 2 ml opløsning blandet med 2 ml HCl 1 M blandet med 2 korn I₂. Violet er stivelse, hvorimod en klar gul opløsning svarer til glucose.

Tryktabet ved slutningen af forsøget var stort, udgangstrykket var faldet til nul. Ved adskillelse af modulet blev der fundet store kager af stivelse og fibre, som havde tilstoppet flowkanalerne. Efter adskillelsen var det nødvendigt at sætte nye membraner i modulet for at kunne genoptage forsøgene.

3.4.3 Forsøg med membransæt 2

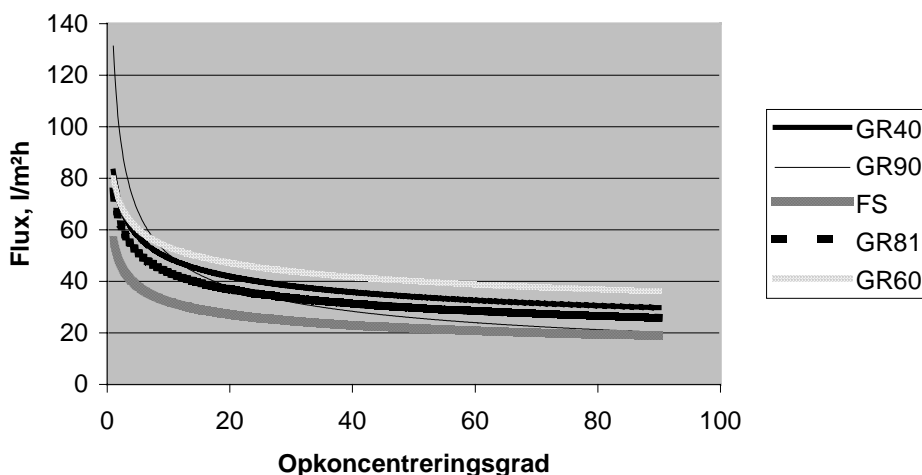
Afsløtningsvandet blev anbragt i en 14 l gryde over tre bunsenbrændere med mekanisk omrøring og opvarmet til 90°C. Væsken blev filtreret gennem et stykke gaze. Forsøg med filtrering gennem papir filtre havde vist sig umulig, selv med sugfiltrering.

Fluxe og tilbageholdelser ved opkoncentringsforsøg ved 90°C er illustreret i figur 2 og 3. Opkoncentringsforsøg blev gennemført ved at koncentrationen ledtes tilbage til reservoiret, men permeatet blev ledt bort. Opkoncentreringen beregnes ved:

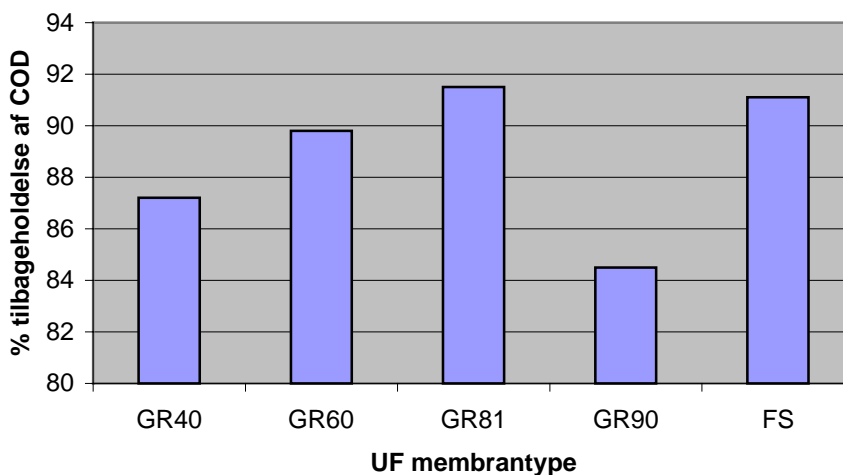
$$\% \text{ Opkoncentrering} = [(V_{\text{START}} \div V_{\text{SLUT}}) / V_{\text{START}}] \times 100$$

90 ganges opkoncentrering svarer til, at der er startet med 100 l, og at dette volumen er blevet reduceret til 10 l, ved at vandet er filtreret fra. Da membranerne ikke har 100% tilbageholdelse, vil koncentrationen af indholdsstoffer ikke nødvendigvis opkoncentreres i samme omfang. I de følgende figurer 2, 3 og 4 er COD i startbulken målt til 12,6 g/l og i bulken ved 90 ganges opkoncentrering til 53,1 g/l.

Figur 2: Fem forskellige UF membraner i LabStak DDS M20 laboratorie forsøg med 90°C procesvand fra oxidativ afsløtning. Flux mod opkoncentringsgrad



Figur 3: Fem forskellige UF membraner. Tilbageholdelse af COD ved en opkoncentringsgrad på 90 af 90°C procesvand fra oxidativ afsløtning.



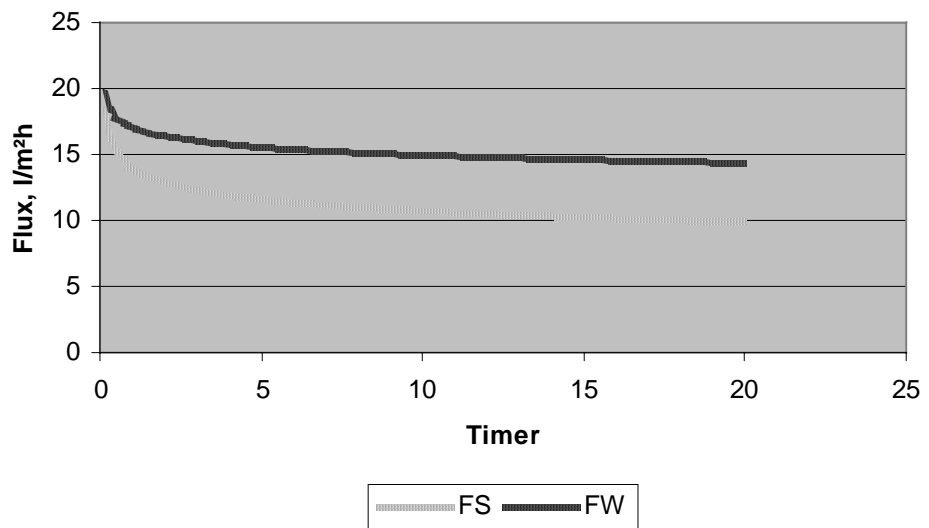
GR90 skulle angiveligt være den tætteste af GR-membranerne – men den sætter til (figur 2), og tilbageholdelsen, som angivet i figur 3, er ikke, hvad man kunne forvente, når man sammenligner med de øvrige.

Det bedste valg var på basis af ovenstående GR81: God flux og bedst tilbageholdelse. Kun FS membranen kan konkurrere på tilbageholdelsen, men FS har en noget lavere flux.

3.4.4 20 timers forsøg til undersøgelse af FS contra FW ultrafiltreringsmembran

Der var i projektgruppen enighed om at satse på de særdeles pH og oxidationsmiddel bestandige F-membraner. Specielt da Desalination præsenterede FW membranen med samme tilbageholdelse som FS, men angiveligt højere flux. Det blev bestemt, at FS og FW skulle testes mod hinanden under særligt vanskelige forhold. Resultatet ses i figur 4. Bulken svarer til 90% volumetrisk opkoncentrering af samme procesvand som i de foregående forsøg.

Figur 4: Fluxen ved 5 bars indgangstryk, 90°C, 90 gange opkoncentrering, flowhastighed på 6 l/min.



Figur 4 viser, at FW membranen formodentlig er den bedst egnede af alle under de omstændigheder, som procesvandet fra den oxidative afsletning giver.

3.5 Konklusion på laboratorie-membranfiltrering af afslettevand fra oxidativ afsletning

Laboratorieforsøgene viste, at forfiltrering nødvendigvis må være meget intensiv. Ligeledes er det meget vigtigt, at temperaturen holdes høj – helst omkring 90°C. Desal UF membran FS og FW ansås for de bedste valg til pilotforsøgene.

3.6 Pilotskalaforsøg

3.6.1 Formål med pilotskalaforsøg

Det overordnede formål var at kunne vurdere egnethed og pris for recirkulering af afslettevandet fra den oxidative afsletning ved hjælp af filtrering i DESAL 4040 FS og FW modul. Herunder:

- finde passende flow (ca. 6 m³/h), hvor tryktabet er ca. 1,1 bar.
- finde en flux, hvor fluxen stadig vokser lineært med trykket, ca. 50 l/h.
- finde tilbageholdelsen af stivelse.

- finde en passende opkoncentreringsgrad.
- undersøge rensningshyppigheden og forbruget af anvendelige rensmidler. Diversey og Henkel rensmidler.
- vurdere levetiden af membranen ved kontinuert drift.

3.6.2 Beskrivelse af pilotskalaanlægget

Anlægget leveredes af APV Pasilac i Silkeborg (se tegning i bilag A). Det havde plads til maks. 3 stk. 3840 moduler, men man kunne nøjes med et enkelt. I APV anlægget kunne kun anvendes 3840 moduler og ikke de planlagte 4040 moduler – forskellen på de to modultyper er alene konstruktionsmæssige, membranerne er de samme (Desal FS hhv. FW). Driftrykket var maksimalt 7,2 bar.

- der skulle etableres forfiltrering ved indløb til opsamlingstanken
- rørvarmeveksler var anbragt på recirkulationsloopet. Der var plads til en pneumatisk dampventil, som kobledes til automatisk temperatur regulering
- APV Pasilac pumper. 5,5 Bar 20 m³/h recirkulationspumpe. 1,7 Bar fødepumpe
- manometre 1-10 Bar Tempress
- termometer. Viser inddeling
- induktiv flowmåler 0-8 m³/h. På Pasilac havde de erfaring for, at et flow på 8-12 m³/h ville være passende for et 3,8" modul med en 32 mills spacer
- der blev anbragt en ekstra ventil efter modulet til at kunne øge trykket. Den største pumpe er nemlig recirkulationspumpen, som er dimensioneret til 3 moduler
- rørføringer var i 3" rustfri rør. Den relativt store dimension skyldes den høje viskositet og det større flow, som er normalt ved UF af mejeriprodukter, hvortil pilotanlægget egentlig var konstrueret.

3.6.3 Forsøgsplan

Indledende karakterisering af modulet

Trykstabilisering af membranen. Måling af vandflux ved 1, 2, 3, 4, 5, 6 bar og 25°C. Måling af retentionen af PEG 20.000, 1 g/l. Måling af tryktabet ved forskellige flowhastigheder ved 3 bar.

Fastlæggelse af forsøgsparametre

Forsøgstemperatur skulle være tæt ved 90°C. Identificering af en passende opkoncentreringsgrad. Identificering af en passende flux, hvor der endnu ikke var limiting flux. Måling af tryktab og retention ved forskellige flowhastigheder. Valg af et passende flow.

Langtidsforsøg

Hvordan renses elementet?

3.6.4 Faste driftparametre

Der blev hovedsagelig behandlet procesvand fra den oxidative afsletning – men når der var mulighed for det, blev der også forsøgt med procesvandet fra den enzymatiske afsletning for at registrere UF membranens evne til at behandle dette vand.

Flere parametre blev fastholdt så vidt muligt for ikke at udsætte membranmodul og pilotanlæg for unødigt overlast:

- flow omkring 6 m³/h og minimalt 3 m³/h
- tryktab over membranmodulet fra 1-1,3 bar
- fødestryk under vandrecirkulation fra 1-1,5 bar

- middeltryk i modul fra 4-6 bar

3.6.5 Forfiltrering ved ultrafiltrering af afslettevand

Ved laboratorieforsøgene blev det konstateret, at tekstilfibrene "lukkede" for UF-membranerne, såfremt der ikke blev etableret en særdeles effektiv form for forfiltrering.

To typer serieforbundne forfiltreringer blev anvendt i pilotperioden:

1. Sweco filter, der er en form for "rystesold", hvorigennem vandet sigtes for urenheder (se figur 5). Systemet var ikke under tryk, men virkede i princippet ved, at vandet, der skulle sigtes, "hældes" ned over soldet, der roterede om to akser i variable frekvenser. En +-formet børste roterede pga. dugens vibrationer og fejede fibre ud i periferien af dugen for til sidst at skubbe filterkagen ud gennem det dertil indrettet afløb. Porestørrelsen i det anvendte filter var 20 μm , den mindste åbning der leveredes som standard.

Figur 5: Sweco Vibro-Energy Round Separator. (europa@sweco.com)



2. Posefiltre, der i princippet er en pose ophængt i en beholder, således at vandet føres til filtret "i" posen og ledes bort fra ydersiden af posen. Systemet var under tryk, således at vandet blev presset igennem filtret. Der blev udført 2 måleserier, hvor filterposer med henholdsvis 10 og 1 μm blev benyttet.

Forfiltreringen blev opbygget således, at afslettevandet først blev ført til en opsamlingsstank, herfra blev det ledt til Sweco-filtret og herfra pumpet igennem posefilteret til selve UF-anlægget.

3.6.6 Resultater fra pilotforsøgene

Som det vil fremgå af dette afsnit, var pilotforsøgene præget af meget store vanskeligheder.

Forfiltrering

Forfiltreringen virkede nogenlunde efter hensigten, idet fibre og lignende i et acceptabelt omfang blev tilbageholdt, når der anvendtes 1 μm filterposer før membran-elementerne. UF-modulet satte under disse omstændigheder ikke til på grund af fibre. Sweco-filtret havde dog den svaghed, at porerne var relativt store. Dette gjorde, at ikke alle fibre blev tilbageholdt. Firmaet oplyste, at årsagen til at filteret ikke fandtes i et finere væv skyldes, at disse filtre, på grund af de finere tråde, blev for svage og derfor ikke kunne holde til de påvirkninger, "selvrensningen" påførte systemet. Dette forhold betød, at filteret ikke kunne stå alene som forfiltrering og, at posefiltrene satte hastigt til. Forfiltreringen kom derfor reelt til at

bestå af tre filtre i serie: Sweco-fileret efterfulgt af 10 µm filterposer efterfulgt af 1 µm filterposer.

Problematisk var i særdeleshed de store mængder ikke helt nedbrudt stivelse. Dette gav ikke anledning til problemer, så længe vandet var 90°C varmt, men i det øjeblik vandet kølede, udfældede stivelsen i posefiltret, hvilket bevirkede, at poserne satte til. Poserne kunne i en vis udstrækning rengøres med kogende vand og genbruges. Problemerne blev særdeles uoverskuelige, når stivelsen blev opkoncentreret, som det var formålet. Under poseskift faldt temperaturen i hele anlægget til et niveau, hvor stivelsen fældede ud. Mange og særdeles besværlige rensninger med såvel renskemikaler, høj temperatur, høj pH samt stivelsesnedbrydende og bomuldsfibervedbrydende enzymer var nødvendige for at holde anlægget kørende.

Recirkuleringsflow

Recirkuleringsflowet har været justeret fra 4 til 7 m³/h. Da der ikke registreredes nogen indflydelse på pilotanlæggets øvrige parametre ved justering af recirkuleringsflowet, er denne parameter i alle forsøg søgt holdt så konstant omkring 6 m³/h som muligt.

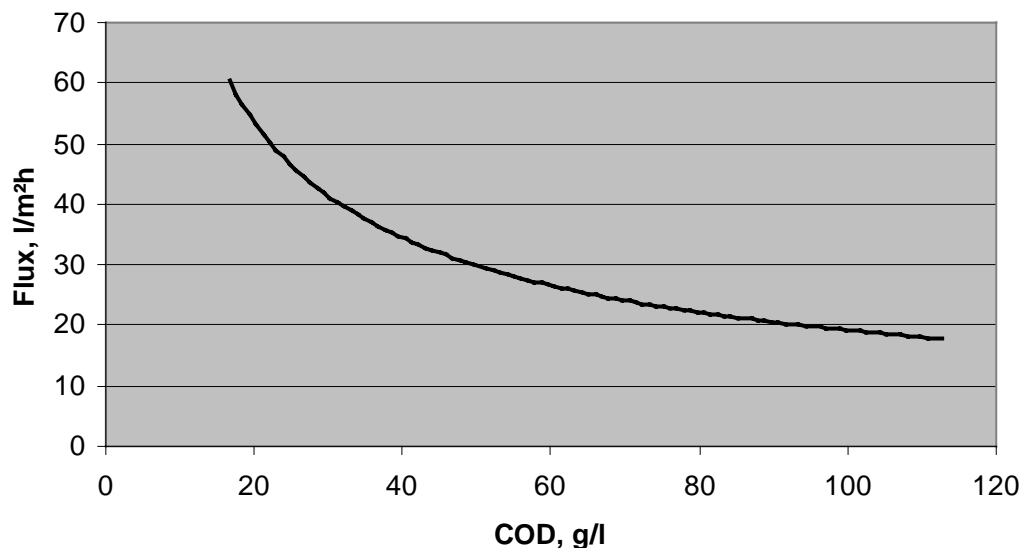
Permeatflux

Grundet de overraskende store problemer med den udfældende stivelse foreligger der ikke fornuftige resultater fra test af FW-membranelementet. Efter 1 opkoncentrering satte såvel forfiltrering, membranelement som rørsystemer og ventiler i pilotanlægget så voldsomt til i små fibre og stivelse, at elementet ikke stod til at redde, trods mange langvarige oprensningsforsøg bl.a. med specielt indhentede amylase (stivelsesnedbrydende) og cellulase (cellulosenedbrydende) enzymer fra NOVO.

Der foreligger til gengæld mange resultater fra test af FS membranelementet. Nogle repræsentative resultater er illustreret i figur 6. Resultaterne er dog kun opnået under stor påpasselighed og under konstant overvågning. Umiddelbart efter hvert forsøg er pilotanlægget rengjort meget grundigt, uden at temperaturen i nogen dele af anlægget har været under 55°C.

Permeatfluxen er stærkt temperaturafhængig, og de opnåede resultater i forsøgsrækken er påvirket negativt af den omstændelige forfiltrering. Driften af membranlæggene ved de enkelte forsøg varierede meget afhængigt af startbulken. Ikke blot varierede startbulkens COD fra omkring 15 g/l op til omkring 40 g/l. Ligeledes kunne det konstateres, at bulkens viskositet varierede, også uafhængigt af COD værdien.

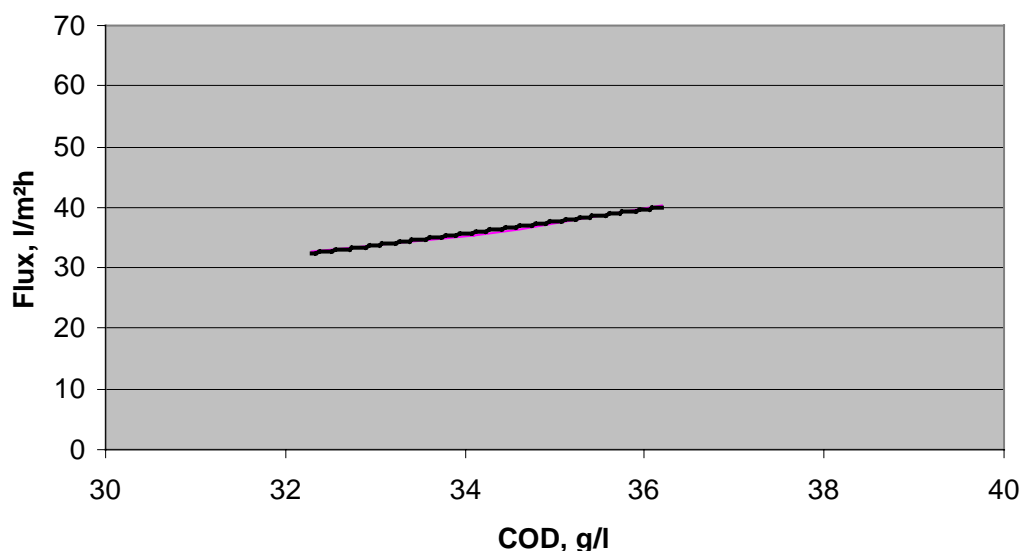
Figur 6: Ultrafiltrering af procesvand fra den oxidative afsletning, FS membran i spiralelement, driftryk 4 bar, temperatur 55-65°C.



Gennemsnitsflux på FS membranen kan, som det ses af figur 6, forventes at ligge omkring 25 l/m²h – men dette kun opnåeligt under særdeles kontrollerede omstændigheder.

I forsøgsforløbet var der mulighed for at teste FS membranelementet på procesvandet fra den enzymatiske afsletning. I forsøget udviste stofindholdet i dette procesvand ganske andre egenskaber end stofindholdet fra den oxidative afsletning. Der var ved behandling af det enzymatiske procesvand ikke tale om nogen form for udfældning i membranelement, forfiltreringsfiltre eller i pilotanlægget. Resultaterne er skitseret i figur 7.

Figur 7: Ultrafiltrering af procesvand fra den enzymatiske afsletning, FS membran



Det ses, at fluxen stiger som funktion af COD indholdet i bulken – der er formodentlig tale om, at procesvandet fra den enzymatiske afsletning virker som en rensning af membranelementet, efter at dette har kørt på procesvandet fra den oxidative afsletning.

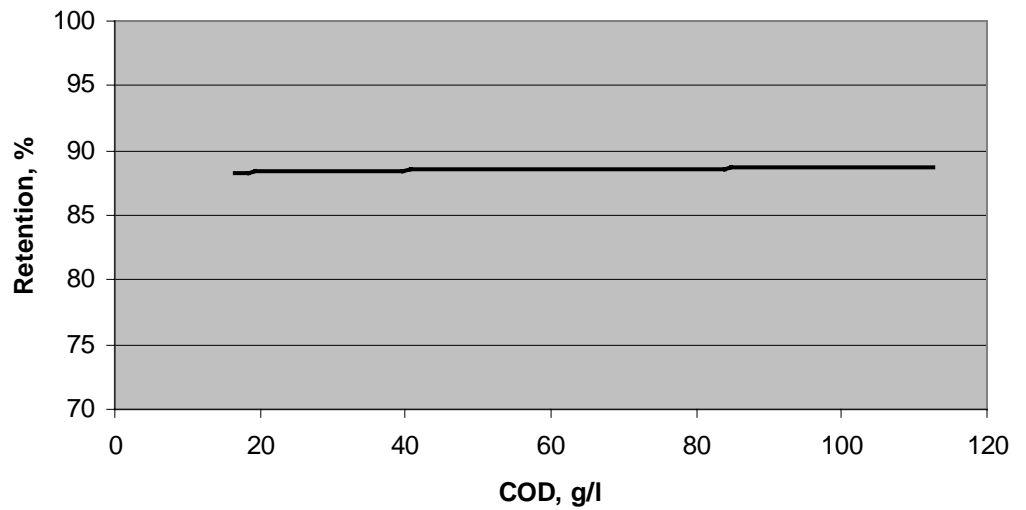
Retention

Retentionen er beregnet som følger:

$$\text{Retentionen (\%)} = [(\text{COD}_{\text{Koncentrat}} - \text{COD}_{\text{Permeat}}) / (\text{COD}_{\text{Koncentrat}})] \times 100$$

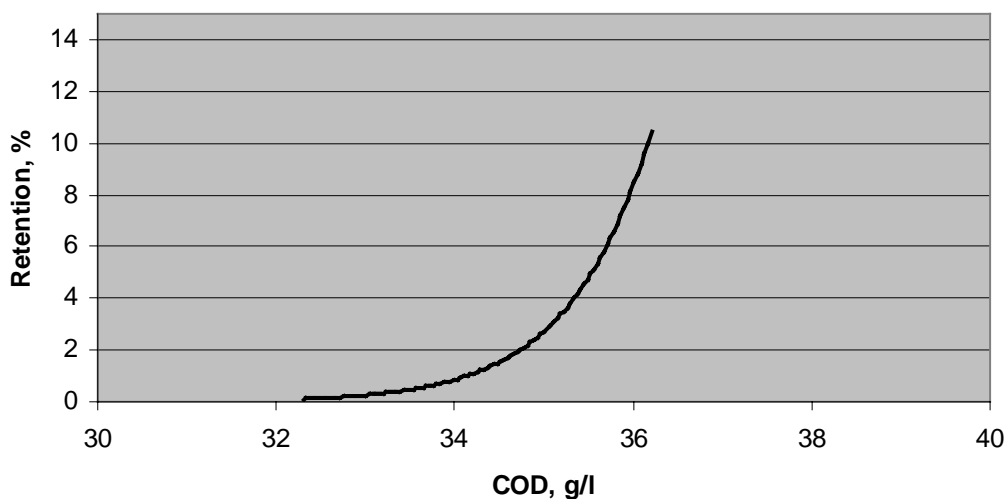
Repræsentative retentioner for ultrafiltreringsmembranen FS på hhv. procesvand fra den oxidative afsletning og den enzymatiske afsletning er vist i figur 8 hhv. 9.

Figur 8: Retentionens afhængighed af COD indhold i bulk. Ultrafiltrering af procesvand fra den oxidative afsletning, FS membran i spiralelement, driftryk 4 bar, temperatur 55-65°C.



FS membranens retention af COD ses at være næsten uafhængig af bulkens koncentration – i størrelsesordenen 87- 89%.

Figur 9: Retentionens afhængighed af COD indhold i bulk. Ultrafiltrering af procesvand fra den enzymatiske afsletning, FS membran i spiralelement, driftryk 2 bar, temperatur 55-60°C.



I figur 9 ses, at FS-membranens retention stiger voldsomt, når COD i bulken stiger – der er formodentlig tale om, at den lavmolekylære del af sletten løber gennem membranen, og den højmolekylære holdes tilbage. Efterhånden som bulken får en større andel højmolekylært stof, stiger retentionen hastigt.

Rensning af membranmodulerne

I tabel 5 er der givet et billede af DESAL FS modulets vandflux gennem forsøgsrækken.

Tabel 5: Udviklingen i vandflux for FS ultrafiltreringselementet gennem forsøgsrækken med procesvand fra den oxidative afsletning. Ultrasil 11 er et stærkt basisk membranrensningemiddel fra Henkel.

Processer	Vand Flux ved $P_{ind} \approx 4 \text{ bar}$, $\Delta P \approx 1 \text{ bar}$, temp. $\approx 28^\circ\text{C}$
Ved start	116 l/m ² h
Efter opkoncentrering af enzymafslettevand	88% af start
Skyl m. 90°C vand	86% af start
Skyl m. 90°C vand samt rens med enzym	70% af start
Skyl m. 90°C vand samt rens med Ultrasil 11	72% af start

Flere forsigtige konklusioner kunne drages:

- Enzymafslettevandet virker som en rensning efter det oxidative procesvand, og belaster ikke membranen
- En enkelt opkoncentrering af persulfatafslettevandet kan halvere modulets vandflux
- Oprensning er nødvendig efter hver opkoncentrering – dette kan med fordel foretages ved 90°C, enten vha. enzymer eller Ultrasil 11

3.7 Konklusion på ultrafiltrering af afslettevand

Det ses tydeligt, at der er tale om to meget forskellige vandtyper: Enzymafslettevandet og Persulfatafslettevandet:

- Enzymerne nedbryder sletten så fuldstændigt, at ultrafiltreringsmembraner slet ikke har nogen retention. Afsletningsproduktet, glucosemolekylerne, kræver en membran med en væsentlig mindre cut-off værdi, hvis procesvandet ønskes rensset, f.eks. en nanofiltreringsmembran. Den enzym-nedbrudte slette må anses for at være så fuldstændigt nedbrudt, at det udfældningsfænomen, der optræder ved høje opkoncentreringsprocenter i persulfatafslettevand, ikke kan optræde i enzymafslettevand.
- Persulfatafslettevand har et stort indhold af højmolekylære stivelsesmolekyler, der gør procesvandet separerbart med en ultrafiltreringsmembran som den anvendte. Ved en given høj koncentration af stivelse kombineret med faldende temperatur kan de gelatinerede stivelsesmolekyler retrogradere, hvorved stivelsen fælder ud i membranlæggets røranlæg som en paraffinlignende belægning. Anlægget kan renses med enzymer og 90°C vand, men produktionen må stoppes, og situationen må undgås. Eksakte grænser for, hvornår retrogradering finder sted, er ikke fastlagt, men opkoncentreringer over ca. 100.000 mg COD/l ved temperaturer under 70°C bør undgås. I praksis svarer dette til en ca. 70 vol % opkoncentrering af kar 1+2 sammenblandet eller en 90 vol % opkoncentrering af kar 1+2+3 sammenblandet. Ved etablering af fuldskalaanlæg må der lægges vægt på, at der ikke sker et væsentligt temperaturfald i procesvandet ved forfiltreringen, herved kan risikoen for retrogradering reduceres.

De ved forsøgene opnåede vol %-opkoncentreringer svarer til de ovenfor nævnte, og hermed kan de i tabel 6 nævnte opkoncentringsresultater forventes ved et fuldskalaanlæg.

Tabel 6: Forventelige filtreringsresultater ved højtemperatur og høj pH ultrafiltrering af persulfatslettevand.

Bulk	Kar 0+1+2	Kar 3+4+5
	ca. 33 g COD/l	ca. 9 g COD/l
vol % opkonc.	70	90
Permeat	8 g COD/l	2 g COD/l
Koncentrat	90 g COD/l	72 g COD/l

Membranmodulerne må renses efter hver opkoncentrering. Rensningen kan i henhold til erfaringen fra pilotforsøgene almindeligvis foretages med 85-90°C varmt vand uden anvendelse af renskemikalier – men jævnlig rensninger med enten amylase enzymer eller et stærkt basisk membranrensekemikalie vil være nødvendige.

4 Membranfiltrering af enzymatisk afslettevand

4.1 Ny forsøgsstrategi

På baggrund af resultaterne fra forsøgene med persulfatafslettevandet blev det på et styregruppemøde besluttet at dreje fokus til enzymafslettevandet. Grundene til den ændrede strategi var flere:

- Ved membranfiltreringen af persulfatafslettevandet er der en potentiel risiko for, at den ikke-vandopløselige stivelse kan re-kombinere og fælde ud i membranlægget, og det må anses for risikofyldt at opskalere processen til fuldskala. Efter enzymafsletningen er stivelsen nedbrudt til vandopløselige komponenter uden evne til at re-kombinere.
- Nedbrydningsproduktet ved enzymbehandling af stivelsen er hovedsagelig disaccharidet maltose. Et koncentrat af saccharider vil have en meget høj biologisk omsættelighed og således udgøre et endnu bedre væksts substrat for potentielle koncentratmodtagere, end koncentratet fra persulfatafsletningen.
- Den moderate pH og fraværet af oxidationsmidler i enzymafslettevandet giver mulighed for at vælge mere konventionelle membrantyper – dette til forskel fra situationen, når persulfatafslettevandet behandles.
- Enzymafsletning betragtes som en mere miljøvenlig proces end persulfatafsletning. Et koncept til håndtering af vand, stofindhold og energiindhold i procesvand fra enzymprocessen må derfor anses at være mere fremtidssikret, end et koncept byggende på procesvandet fra persulfatprocessen.

Den ændrede strategi er årsag til et par justeringer i det oprindelige oplæg:

- Enzymatisk afsletning foretages på jigger som en del af forbehandlingen af varen før farvning. Processen er dermed en batch proces, og dette komplicerer både opsamlings- og genbrugsprocedure i forhold til at behandle procesvandet fra persulfatprocessen fra kontinuerligt vaskeanlæg.
- Separation af disaccharider nødvendiggør anvendelse af membraner til nanofiltrering (NF) eller omvendt osmose (RO) – væsentligt tættere membraner end de i første omgang udvalgte ultrafiltreringsmembraner.

En anvendelse af nano eller omvendt osmose membraner vil desuden give et renere permeat med ringere vækstpotentiale og et større genbrugspotentiale.

4.2 Vandkvalitet og kvantitet til membrananlægget

Som allerede nævnt foregår den enzymatiske afsletning som første trin i forbehandlingen af vævede bomuldsvarer før farvning. Hele forbehandlingen forgår principielt i 4 trin, som vist i tabel 7.

Tabel 7: Forbehandling af 1 kg vævet bomuld på VH Jigger. De med skygge markerede bade behandles vha. membranfiltrering

IND	PROCES	UD
Vand: 3 l Detergent: 6,5 g Afsletningsenzym: 6,5 g Temp: 90°C	Afsletning	Vand : 2 l Detergent: 6,5 g Afsletningsenzym: 6,5 g Nedbrudt stivelse: 100 g Temp: 90°C
Vand: 2 l Lud: 50 g Brintperoxid: 56 g Temp: 50°C + 90°C	Blegning	Vand: 2 l Lud: 50 g Brintperoxid: 0 g Temp: 90°C
Vand: 2 l Eddikesyre: 80g Temp: 90°C	Neutralisering af pH	Vand: 2 l Eddikesyre: 80 g Temp: 90°C
Vand: 2 l Antibrintenzym: 1,6 g Temp: Kold	Neutralisering af brintperoxid	Vand: 2 l Antibrintenzym: 1,6 g Temp: Kold

På grund af overslæb fra trin til trin i forbehandlingen vil det organiske stof fordeles over de tre første bade. I tabel 7 er markeret, hvilke bade der skulle behandles i membrananlægget.

COD indholdet i de tre anførte bade stammer dels fra nedbrudt slette, dels fra bomuldens naturlige ledsagestoffer og til en vis grad fra anvendte kemikalier. Fra faglitteraturen kendes erfaringstal, som siger, at COD i spildevand fra afsletning ligger omkring 92 g/kg tekstil, og at COD fra spildevand efter blegning ligger omkring 140 g/kg tekstil.

Et teoretisk bud på vandkvaliteten fra de anførte tre bade er altså 232 g COD/kg tekstil, svarende til 33g COD/l, omkring neutral pH og en temperatur på 90°C.

Kvantiteten anslås til 4 m³ af hvert bad pr. dag, dvs. ca. 12 m³/dag.

4.3 Egnede membraner

Ud fra projektdeltagernes erfaring og i samråd med en membranleverandør er der udvalgt to membrantyper, som vurderes at have potentiale til opgaven.

I tabel 8 er leverandør data på de anvendte membran spiralmoduler opsummeret.

Tabel 8: Leverandør data på de anvendte Duratherm Excel elementer.

Type	Modul	Membran	Areal m ²	MWC g/mol	Temperatur max. ved kontinuert drift	Tryk max. ved max temperatur	pH max. ved max temperatur
Desal	Desalination Inc. Ericavej 168 2820 Gentofte						
NF	DK4040F1021 4" element 47 mill parallel PP spacer	TFM- Tyndfilm	5,1	180	80°C	20 bar	9-10
RO	SG4040CJL 4" element 47 mill parallel PP spacer	TFM- Tyndfilm	5,1	98-99,5*	80°C	20 bar	9-10

* Procentuel tilbageholdelse af de fleste almindeligt forekommende ioner (herunder natrium, calcium, magnesium, kalium, sulfat, klorid og bicarbonat) ved 8 bar og 25°C.

Som det ses, er der tale om to forskellige membrantyper, en nano filtrerings membran (NF) og en omvendt osmose membran (RO). RO membranen er den tætteste og således den med den bedste tilbageholdelse, men også den af de to, der vil kræve det største drifttryk for den samme produktion af rent vand. Begge de valgte membraner er tyndfilm membraner karakteriseret ved at være meget glatte. Erfaringsmæssigt kan disse modstå besmudsning (fouling) i længere tid end andre membrantyper, der er mere ru i overfladen.

4.4 Pilotskalaforsøg

4.4.1 Beskrivelse af pilotskalaanlægget

Enzymafslettevandets blev forfiltreret igennem et Sweco-filter svarende til det i figur 5 viste. Rystefilteret blev efterfulgt af et 10µ posefilter og to filterpatroner på hhv. 10µ og 5µ.

Membrananlægget blev leveret af UNION Filtration i Nakskov. Rørføringer er i ¾" rustfri stål og syrefast stål. Der er plads til 1 stk. Ø 4" og 40" langt spiralopvundet membranelement. Anlægget er bestykket med to pumper, én trykgivende og én til at drive recirkulationsflowet (figur 10).

Figur 10: Pilot membranfiltreringsanlæg, type Romedi, Union Filtration. (www.uniqfil.dk)



4.4.2 Formål med pilotskalaforsøg

Det overordnede formål var at kunne vurdere egnethed og pris for recirkulering af det opsamlede procesvand fra den enzymatiske forbehandling ved hjælp af filtrering i DESAL 4040 DK eller SG modul.

Herunder:

- finde passende flow (ca. 6 m³/h), hvor tryktabet er ca. 1,1 bar.
- finde en flux, hvor fluxen stadig vokser lineært med trykket.
- finde tilbageholdelsen af det organiske stofindhold.
- finde en passende opkoncentreringsgrad.
- undersøge rensningshyppigheden og forbrug af anvendelige rensmidler.

4.4.3 Forsøgsplan

Indledende karakterisering af modulet

Trykstabilisering af membranen. Måling af vandflux ved 2, 4, 6 bar og 25°C.

Fastlæggelse af forsøgsparametre

Forsøgskørsel ved så høj temperatur som muligt. Indstilling af fornuftig opkoncentreringsgrad. Valg af passende flux, hvor der ikke er limiting flux. Måle tryktab og retention ved forskellige flowhastigheder. Valg af et passende flow.

4.4.4 Faste driftparametre

Flere parametre blev så vidt muligt fastholdt for ikke at udsætte membranelement og pilotanlæg for unødigt overlast:

- flow omkring 6 m³/h og minimalt 3 m³/h
- tryktab over membranmodulet fra 1-1,2 bar
- fødetryk under vandrecirkulation fra 1-1,5 bar
- middeltryk i NF-modul omkring 10 og i RO-modul omkring 20 bar

4.4.5 Resultater fra pilotforsøgene

Relevante forsøgsomstændigheder og resultater summeres i det følgende.

Forfiltrering

Forfiltreringen fungerede til formålet, om end noget omstændelig i den opstilling der var mulig. Konsekvensen heraf var, at vandtemperaturen faldt fra ca. 90°C i afslettebadet til en drifttemperatur i membrananlægget på 60-65°C.

Fiberindholdet i afslettevandet fra forskellige varer kunne variere meget afhængig af varens kvalitet, men Sweco-filteret formåede i kombination med patronerne på overbevisende måde at holde fibre ude af pilotanlægget.

Recirkuleringsflow

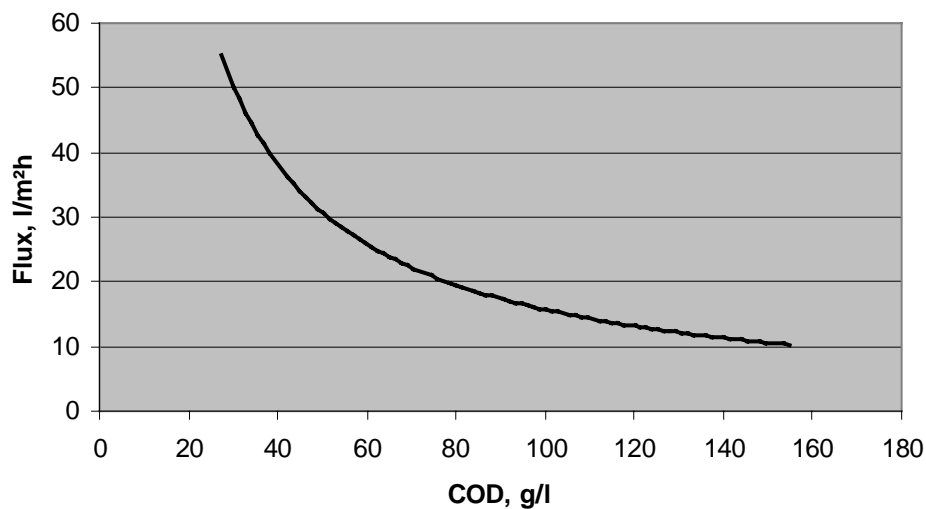
Fra omkring 0,5 til 1,1 bar differenstryk over elementet var fluxen ligefrem proportional med differenstrykket. Da det maksimale differenstryk, der anbefales af leverandøren, var ca. 1 bar, blev modulet drevet ved dette maksimale differenstryk – svarende til et recirkuleringsflow over modulet på ca. 6 m³/h.

Permeatflux

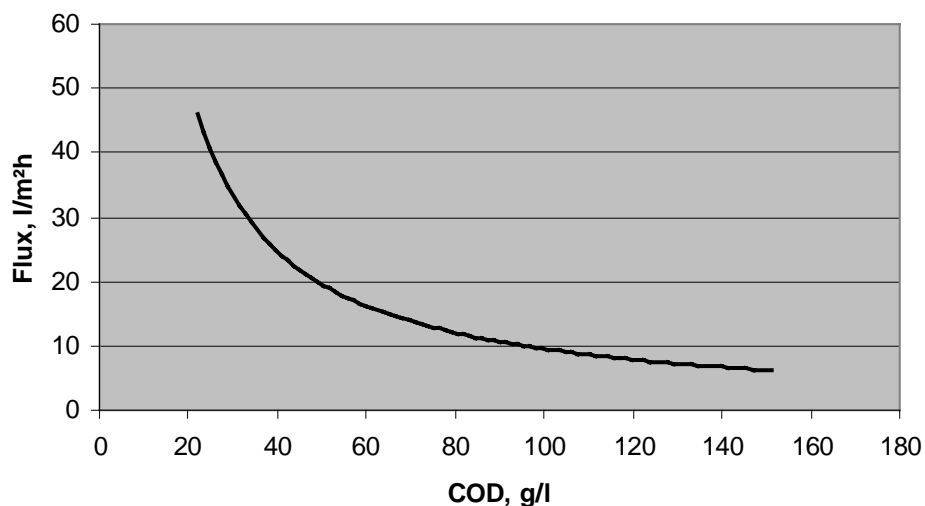
Driften af membrananlægget ved de enkelte forsøg varierede meget, afhængig af startbulken. Ikke blot varierede startbulkens COD fra 22 g/l til 68 g/l – typisk lavest efter afsletning af produkter fra Sverige, mens varer fra Baltikum havde et meget højt indhold af slette. Ligeledes kunne det konstateres, at bulkens viskositet varierede, også uafhængigt af COD værdien.

Permeatproduktionen fra repræsentative forsøg med NF membranen hhv. med RO membranen er illustreret i figur 11 hhv. 12. Det ses, at NF membranen producerer mellem 30 og 40% mere permeat end RO membranen ved samme koncentration af COD i det behandlede vand.

Figur 11: NF membran, driftryk 10 bar, temperatur 60-65°C.



Figur 12: RO membran, driftryk 20 bar, temperatur 60-65°C.



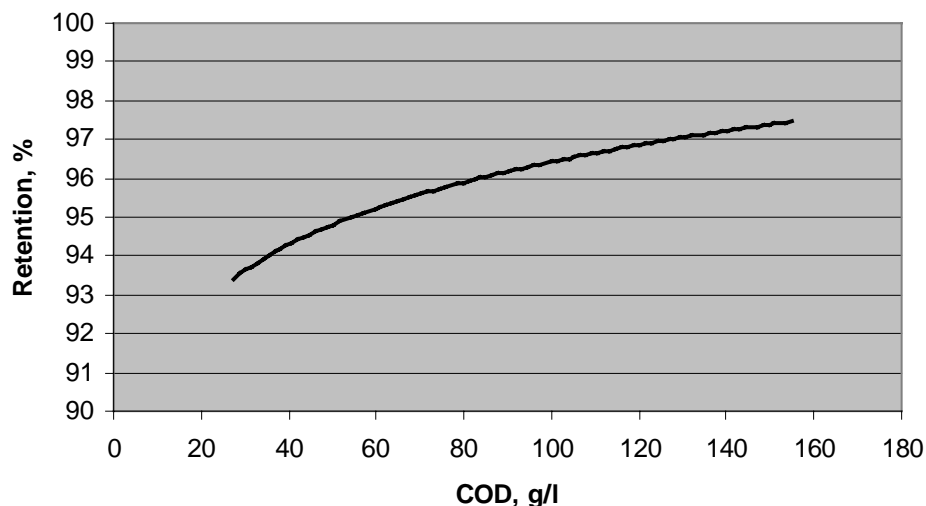
Den forventelige gennemsnitsflux på NF membranen forventes at ligge omkring 25 l/m²h og for RO membranen omkring 15 l/m²h.

Retention

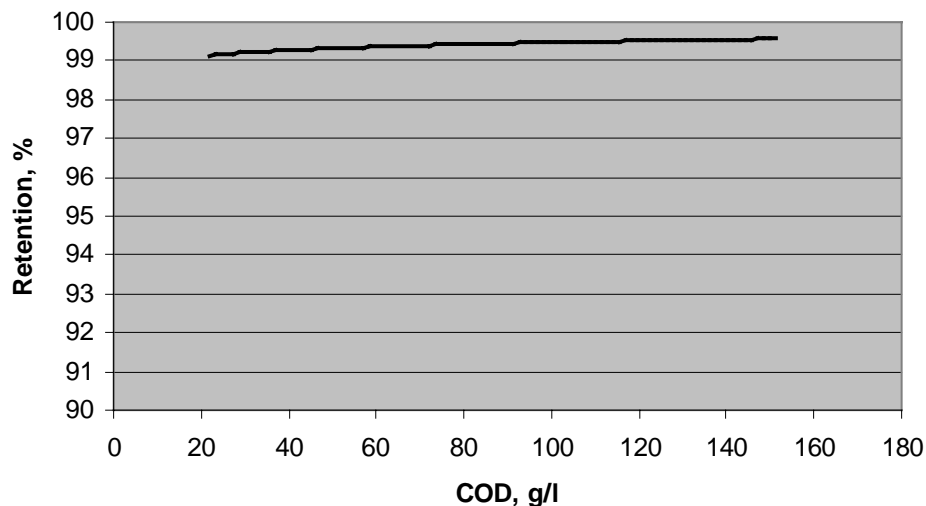
Repræsentative retentioner for NF membranen hhv. RO membranen er vist i figur 13 hhv. 14.

Det ses tydeligt, at der er tale om to meget forskellige membraner. Medens NF membranen kun holder mellem 94 og 97% af COD tilbage, holder RO membranen altid over 99% tilbage.

Figur 13: NF membran, driftryk 10 bar, temperatur 60-65°C.



Figur 14: RO membran, driftryk 20 bar, temperatur 60-65°C.



COD i permeatet fra NF membranen forventes at ligge på 3-4 g/l, medens den for RO membranen altid er under 1 g/l.

Det vurderes, at der generelt kan koncentreres op til en COD værdi på ca. 150 g/l svarende til en opkoncentrering på mellem 3 og 6 gange, afhængig af startkoncentrationen i afslettevandet.

Rensning af membranmodulerne

Umiddelbart efter hvert forsøg skylledes membranelementerne med ca. 70°C varmt vand. Der er ikke anvendt renskemikalier. Membrananlægget har aldrig henstået med enzymafslettevand i, men er efterladt efter grundigt skyl med rent varmt vand. Før hvert forsøg blev rentvandsfluxen målt, og denne var tæt på konstant i alle forsøg med samme membran.

4.5 Konklusion på membranfiltrering af enzymatisk afslettevand

Nano eller omvendt osmose membraner kan anvendes til at separere den meget stærkt nedbrudte stivelse fra procesvandet fra enzymatisk afsletning af vævede bomuldsvarer.

Fluxen forventes ved 60°C at ligge omkring 25 l/m²h (10 bar) for nano membranen og omkring 15 l/m²h (20 bar) for omvendt osmose membranen. Et fuldskalaanlæg forventes at kunne drives ved 80-85°C. En temperaturstigning på de nævnte 20°C i forhold til pilotforsøgene resulterer erfaringsmæssigt i en stigning i fluxen på omkring 50% ved samme eller reduceret tryk. Hertil kommer væsentlige gevinster ved reduceret viskositet samt nedsat rensningsfrekvens ved højtemperaturdrift.

Det varme permeat fra nano membranen forventes at have en COD på 3-4 g/l og fra omvendt osmose membranen omkring 0,5 g/l. Det blødgjorte og varme permeat forventes hermed at have en kvalitet, der kan genbruges i næste afslettebad. Permeatet vil have et vækstopotiale og bør derfor ikke henstå. Nedkøling til 20-30°C og henstand vil uden tvivl resultere i vækst i genbrugsvandet. Optimalt bør hele filtreringsprocessen samt genbruget foregå ved 85-90°C. Herved opnås ud over de førnævnte driftsmæssige gevinster også et væsentligt energigenbrug i næste afslettebad, og risikoen for vækst i genbrugsvandet reduceres markant.

Koncentratet forventes at have et COD på omkring 150 g/l. Det organiske stof vil være særdeles let nedbrydeligt og kan være velegnet som vækstmedie i såvel denitrifikationsanlæg som i anaerobe biogasreaktorer.

Membranmodulerne kan i henhold til erfaringen fra pilotforsøgene oprensnes alene med 70-80°C varmt vand uden anvendelse af renskemikalier.

5 Remanenshåndtering

Mulighederne for en miljømæssig hensigtsmæssig håndtering af remanensen fra en membranfiltrering er undersøgt. Denne aktivitet fremgår ikke af planen for projektet, men er væsentlig for en løsning i praksis.

To mulige disponeringer af remanensen falder lige for: kulstofkilde til denitrifikation eller substrat til biogasudråkning, idet disse vil kombinere bortskaffelsen med andre miljømæssige gevinster end den umiddelbare besparelse i energiforbruget på renseanlægget.

5.1 Kulstofkilde til denitrifikation

Denitrifikationsanlæg er i dag en almindelig del af de fleste kommunale renseanlæg. For at holde denitrifikationsprocessen i gang indkøbes og tilsættes forskellige, lokalt tilgængelige, letomsættelige kulstofkilder – f.eks. har der i en længere periode været anvendt methanol fra det lokale bryggeri på Helsingør renseanlæg. Hvis det er muligt at anvende koncentratet fra membrananlægget i denitrifikationsanlægget på renseanlægget opnås tre fordele for renseanlægget. For det første spares energi til beluftning i det biologiske renses trin ved ikke at skulle behandle de store mængder organisk stof tilført fra NBF. For det andet doseres det energiindhold, der før har været en belastning i den biologiske behandling, direkte i denitrifikationsanlægget, hvor der er brug for det. For det tredje skal renseanlægget ikke indkøbe en letomsættelig kulstofkilde til denitrifikationsanlægget.

Spildevandsprøver fra det mest koncentrerede bad (bad 0) har været testet på Vandkvalitetsinstituttet, ATV.

Undersøgelsen kan betragtes som en indledende test. Den viser, at COD-indholdet ser ud til at være velegnet som kulstofkilde til denitrifikation.

Testen viser, at 10-20% af COD-indholdet er letomsætteligt med samme denitrifikationshastighed som acetat (dvs. omsætter nitrat til atmosfærisk kvælstof lige så hurtigt som ved acetat). Resten af COD'en er langsommere omsættelig med hastigheder på 40-45% af acetat, fordi den først skal hydrolyseres. Omsætningshastigheden vurderes dog at være ganske god til formålet.

5.2 Substrat for biogasanlæg

Anaerob udråkning med biogasproduktion anses for at være den miljømæssigt optimale metode til håndtering af koncentratet. Forudsat at koncentratet overholder krav for tilledning til biogasanlæg, ligger potentialet for forgasning af de 160 tons COD pr. år, med en virkningsgrad på 80 % i gasproduktionen, på omkring 32 tons biogas (methan) pr. år.

Som en af mulighederne for at anvende remanensen fra ultrafiltreringen har anvendelse som substrat for biogasproduktion været undersøgt.

Der er blevet udført analyser af indholdet af tungmetallerne cadmium, kviksølv, bly og nikkel, og koncentrationerne ligger på ca. 10% eller derunder af

grænseværdien i slambekendtgørelsen (Miljø- og Energiministeriets Bekendtgørelse nr. 823 af 16. september 1996). Der synes således ikke at være miljømæssige problemer forbundet med evt. levering af remanensen til biogasanlæg.

En prøve med et tørstofindhold på ca. 2% er blevet testet på Herning Kommunale Værker, som evt. ville være interesseret i at aftage remanensen fra membranfiltreringen. Ved forsøgsudrådningen fandtes et gasudbytte på ca. 10 Nm³/ton, samtidig med at det påvistes, at remanensen er uhyre letomsættelig og ikke indeholder stoffer, der kan have en negativ effekt på biogasprocessen. Produktet er således i en mere koncentreret form særdeles velegnet som substrat for biogasproduktion.

6 Fuldskalaanlæg

6.1 Indledning

Fra afslutning af projektets pilotfase til endelig beslutning om indkøb af anlæg gik der relativt lang tid. Dette er der en række årsager til:

- afklaring af problematikken omkring, hvad man skulle gøre med remanensen har været vanskelig
- endeligt valg af typen af anlæg og forhandling med leverandøren har været vanskelig
- omlægninger i produktionen på virksomheden i perioden, herunder etablering af nyt kontinuanlæg til forbehandling
- økonomiske og personalemæssige forhold.

Da der endelig blev taget beslutning om valg af type af anlæg og leverandør, blev følgende overordnede beslutninger truffet:

- i første omgang kun at satse på enzymatisk afsletningsspildevand fra de 9 jiggere
- membranlægget skulle være af typen nanofiltrering og skulle kunne behandle ca. 21 m³ i løbet af 24 timer
- det rensede vand anvendes til forbehandlingen
- der arbejdes fortsat med at afklare remanensproblematikken.

6.2 Beskrivelse af anlæg

Anlægsconfigurationen er vist på figurerne på de følgende sider. Anlægget indeholder følgende:

- forbehandlingssektion med selvrensende filter, båndfilter og mikronfilter
- NF filtrering med fødepumpe, recirkuleringspumpe og trykrør samt diverse rørføringer, ventiler mm.
- m³ balance-/CIP tank, rørsystem med ventiler, flowmetre/transmittere til rent vand og remanens samt diverse måleinstrumenter.

Anlægget er beregnet for semi-batchdrift og har som nævnt indbygget et CIP-system (Cleaning-In-Place). CIP-systemet sørger for automatisk rensning af membranerne efter en forudbestemt driftstid.

Følgende data er i øvrigt gældende for anlægget:

Batchvolumen:	22 m ³ /dag
Koncentratvolumen:	3 m ³ /dag
Permeatvolumen:	19 m ³ /dag
Koncentreringsgrad:	7,3
Driftstid:	20-22 timer/dag
Drifttemperatur:	60°C
Drifttryk:	25-30 bar

Antal loop:	1
Antal trykrør i loop:	3
Trykrørstype:	4'' rustfri for 4 elementer
Membranelementtype:	PE4040CJL
Antal membranelementer:	12
Installeret membranareal:	78 m ²
PH-område:	4-11 (drift) 2-11,5 (korttid CIP)
Max temperatur:	70°C
Max tryk:	40 bar
Installeret effekt:	25 kW

Anlæggets hovedkomponenter er beskrevet i bilag B.

Figur 15: Slange- og rørarrangement til at pumpe vand fra jiggerne til opsamlingstanken.



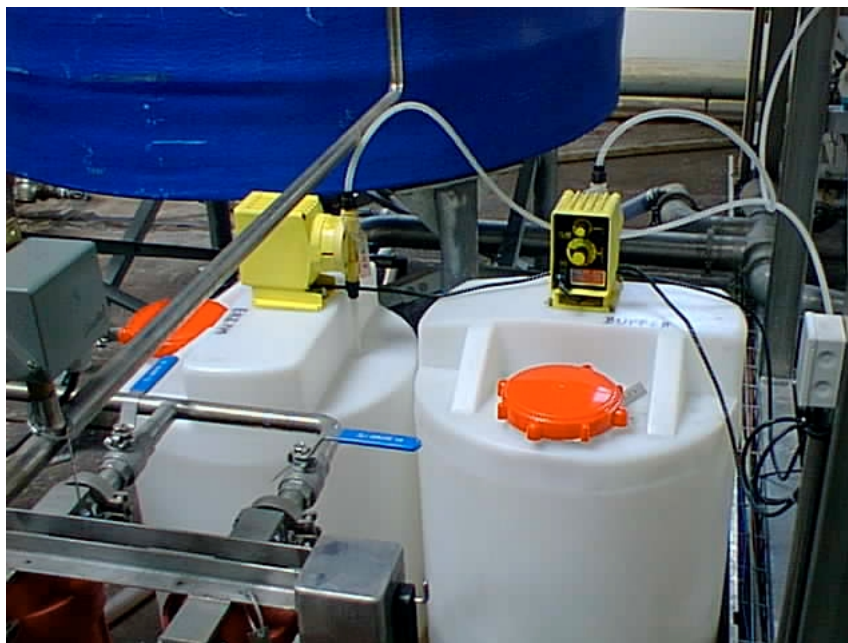
Figur 16: Båndfilter. Til højre ses toppen af det selvrensende forfilter.



Figur 17: Membranlæg. I baggrunden opsamlings- og CIP-tanke.



Figur 18: CIP-arrangement.



6.3 Resultater og driftserfaringer

Anlægget blev leveret og igangsat i løbet af foråret 1999. Der blev etableret et system, så badene efter brug kunne pumpes fra jiggerne til membran anlæggets opsamlingstank.

Da der efter fastlæggelsen af anlæggets opbygning var kommet bedre membraner på markedet, blev disse valgt i stedet (se anlægsbeskrivelsen). Disse membraner krævede imidlertid et højere arbejdsstryk, end den installerede pumpe kunne yde, og der blev derfor taget beslutning om at skifte denne pumpe ud med en kraftig højtrykspumpe (se anlægsbeskrivelse). Denne pumpe blev først leveret i begyndelsen af 2000.

I skrivende stund (ultimo 2000) har anlægget således været i delvis drift i halvandet år og i optimal drift i omkring et halvt år. Følgende driftsresultater og -erfaringer kan derfor sammenfattes:

På en normal arbejdsdag opsamles per batch følgende mængder af vand fra 9 jiggere:

$5 \times 700 \text{ l} + 4 \times 500 \text{ l} = 5,5 \text{ m}^3$ afsletningsbad ved 90°C og i alt $8,5 \text{ m}^3$ vand fra første skyl ved $20 - 30^\circ\text{C}$, altså totalt 14 m^3 spildevand.

Det opsamlede spildevand behandles i membran anlægget i løbet af et døgn, inklusive automatisk rengøring af membraner (CIP). I alt er der over en periode på omkring et halvt år konstateret en vandbesparelse på 17 m^3 per dag på grund af anlægget. Til sammenligning var et normalt vandforbrug på farveriet på $138 - 140 \text{ m}^3$ per dag. Besparelsen er altså på omkring 12%.

Hvad angår membranerne, så har de ikke været skiftet i den beskrevne periode. Fra tid til anden er de blevet så tilsmudsede, at produktionen af rent vand (fluxen) er faldet til et utilfredsstillende niveau. Men ved en kraftig ekstraordinær rensning har

den oprindelig flux kunnet genoprettes. Det har vist sig, at en sådan kraftig rensning bør gennemføres ca. hver anden måned.

Det rensede vand har i hele perioden været anvendt ved blegeprocessen, hvor der tilsættes hydrogen peroxid og stabilisator. Vandets kvalitet har været fuldt ud tilstrækkelig til denne proces, idet der ikke har været problemer med kvaliteten af blegeprocessen.

6.4 Bortskaffelse af koncentrat

Afhængig af produktionen på membrananlægget produceres der 3-4 m³ remanens (koncentrat) per dag. Som nævnt har der været foretaget mange undersøgelser og sonderinger over, hvordan man bedst bortskaffer dette koncentrat. Undersøgelser har, som tidligere nævnt, indikeret, at

- koncentratet ikke har nogen hæmmende effekt over for mikroorganismer
- det er relativt letomsætteligt og dermed velegnet til biogasproduktion
- det er muligt at anvende det som kulstofkilde i forbindelse med denitrifikation.

I skrivende stund pågår der forhandlinger med Helsingør Kommune om at levere koncentratet til et af kommunens renseanlæg, hvor det vil kunne anvendes som kulstofkilde i forbindelse med denitrifikation. Kommunen fik tidligere kulstof i form af overskudsalkohol fra et nu nedlagt bryggeri. Bryggeriet havde en direkte ledning til renseanlægget til dette formål. I øjeblikket må kommunen indkøbe kemikalier til formålet.

Det undersøges for tiden, dels om koncentratet fra Nordisk Blege- og Farveri er anvendeligt til det nævnte formål, dels om den nævnte ledning med behørig tilslutning kan anvendes til formålet. Det vil i givet fald være en elegant løsning, idet et affald fra en produktion kan indgå som et værdifuldt råstof i en anden sammenhæng.

6.5 Økonomisk og miljømæssigt potentiale

Det koster typisk omkring 1 kWh pr. kg COD, der behandles i et biologisk renseanlæg. Hvis der ved membranfiltrering på NBF påregnes behandlet omkring 22 m³ afsluttevand per dag i 220 dage om året med en koncentration på 33 g/l COD, reduceres udledningen til renseanlægget med omkring 160 tons COD/år. Besparelsen i el-forbruget på renseanlægget modsvarer 20 tons naturgas på kraftværket.

Som nævnt er membranfiltreringsanlægget designet til at behandle 22 m³ enzymatisk afslutningsspildevand per dag og separere dette i 19 m³ permeat (renset vand) per dag og 3 m³ koncentrat. Anlægget kan behandle vand, der er op til 60°C varmt.

Forudsat at virksomheden kan udnytte det rensede vand ved den optimale temperatur, kan følgende miljømæssige potentiale beregnes:

19 m³ vand per dag i 220 arbejdsdage per år giver en besparelse på 4180 m³ vand per år, svarende til 14% af virksomhedens vandforbrug.

Forudsat at virksomheden kan udnytte det rensede vands energiindhold, kan følgende reduktion i gasforbruget beregnes:

4.180 m³ vand årligt skal ikke opvarmes fra 10 til 60°C. Med en årsnyttevirkning på kedelanlægget på 80% og en brændværdi på 39,4 MJ/Nm³ giver en besparelse på 27.400 m³ naturgas per år.

Forudsat at virksomheden med de pågældende rensesforanstaltninger kommer ned på en samlet COD-belastning, som betyder, at der ikke længere skal betales særbidrag, kan den samlede årlige økonomiske besparelse beregnes:

Vandbesparelse:	4.180 m ³ à Kr. 23,76	Kr. 99.300,00
Bortfald særbidrag:	30.000 m ³ à Kr. 9,91	Kr. 297.300,00
Energibesparelse:	27.400 m ³ à Kr. 3,07	<u>Kr. 84.000,00</u>
I alt		Kr. 480.600,00

Den samlede investering i anlægget er som følger:

Membrananlæg:	Kr. 640.800,00
Diverse ekstra udstyr (pumper, tanke mm.) samt etablering af forbindelse mellem maskiner og anlæg	<u>Kr. 117.600,00</u>
I alt	Kr. 758.400,00

Hertil kommer yderligere udgifter til indkøring, udskiftning af pumper, oprensning af membraner m.m. Alt i alt har anlægget i løbet af indkøringsperioden kostet omkring 1,3 mio. kr. Den høje udgift skyldes til dels, at der har været tale om et prototype anlæg, hvor man først under indkøringen har kunnet fastlægge af række driftsparametre. Derfor har det heller ikke været muligt endeligt at bestemme og fastlægge vigtige parametre som membranlevetid og rensesprocedurer.

Afhængigt af, hvilken betragtning man lægger til grund i forbindelse med investeringens størrelse, kan det fastslås, at en simpel tilbagebetalingstid for det pågældende anlæg vil ligge mellem 1,6 og 2,7 år.

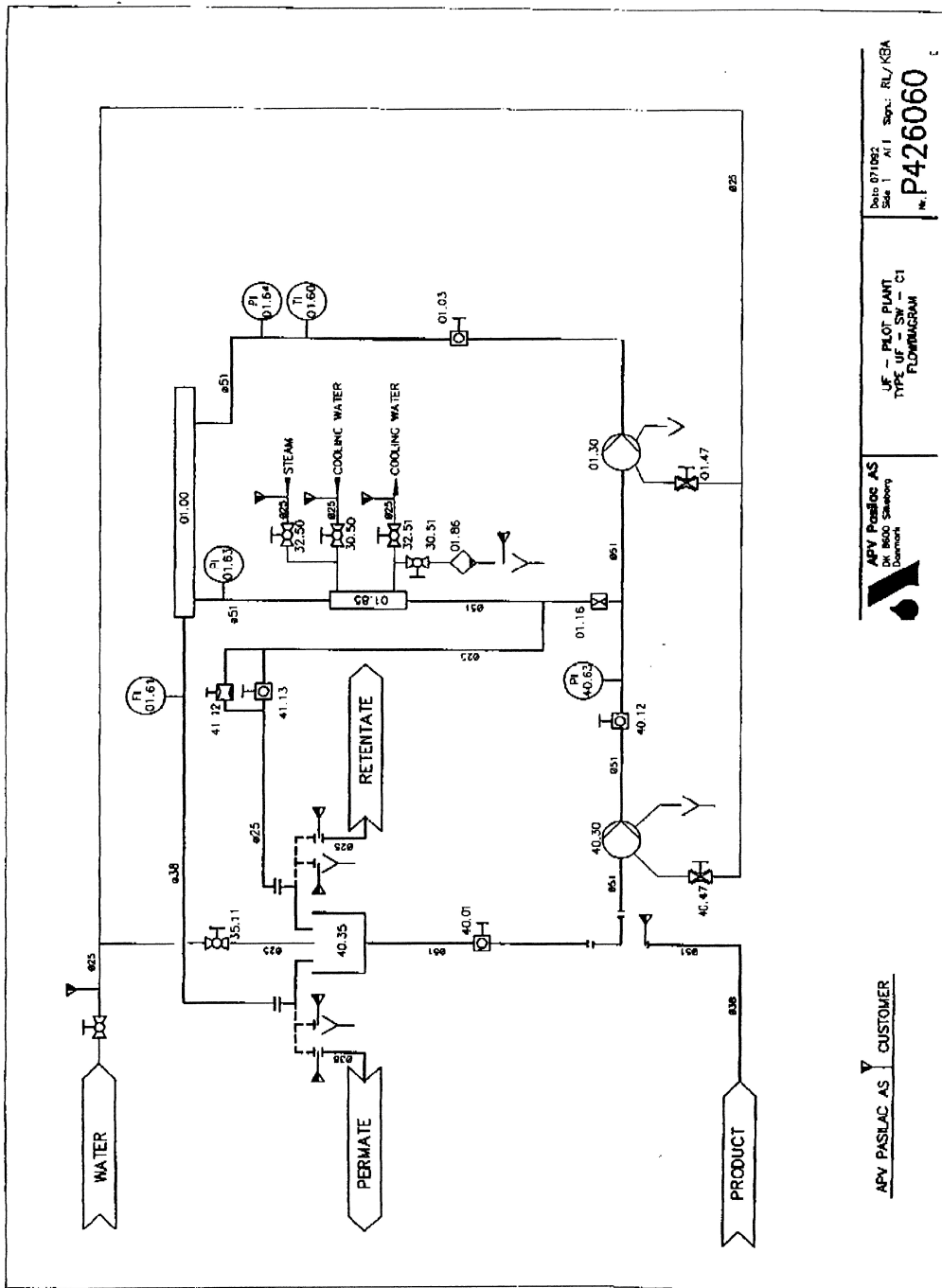
Der er i dette forenkede regnestykke ikke taget hensyn til driftsudgifter, især eventuelle membranudskiftninger, renskemikalier, elektricitet samt bortskaffelse af koncentrat.

7 Referencer

- [1] Trauter, J. & Böttle, H. Melliand: Textilberichte 73 (1992) 318-25
- [2] Seekamp, M.: Textilveredlung 25 (1990) 125-29.
- [3] Trauter, J. et al.: Textil Praxis International 46 (1991) 434-37
- [4] Trauter, J.: Textilveredlung 25 (1990) 27-30

Bilag A

Tegning af APV anlæg



APV PASTAC AS CUSTOMER

APV PASTAC AS
DK 8600 Sønderborg
Denmark

UF - PILOT PLANT
TYPE UF - SW - C1
FLOWGRAM

Date: 07/092
Side 1 At 1 Sign: RL/KBA
P426060

Beskrivelse af membrananlæg

1.1. Hovedkomponenter

Forbehandling, bestående af:

- 1 kontinuerligt, selvrensende filter, type Autoline, 100-130 micron
- 1 båndfilter, type UE 500-175, 30-40 micron
- 1 automatisk reguleringsventil for regulering af føde til Autoline filter (styres af niveautransmitter i batchtank)
- 1 transportpumpe, type Grundfos CRN4-30, 0,55 kW for pumpning af produkt til CIP/batchtanken. Kapacitet: 4 m³/h ved 2 bar
- 2 patronfiltre, type Osmonics, med 10 micron filtre (inklusive manometer før/efter filter samt ventiler).

Føde-/CIP-sektion, bestående af:

- 1 stk. 5.000 liter GFP CIP/batchtank
- 1 pneumatisk niveautransmitter for kontrol af produkt- og CIP-tilgang til CIP/batchtank
- 1 niveauswitch placeret i CIP/batchtanken for sikring mod tørkøring af pumper
- 1 automatisk reguleringsventil for regulering af CIP-vand til CIP/batchtank (styres af niveautransmitter)
- 2 fødepumper, type Grundfos CRN 8-200, 7,5 kW
Kapacitet produktion: 10 m³/h ved 30 bar
Kapacitet CIP: 12 m³/h ved 4 bar
- 1 spalterørsfilter, type UF, 100 micron
- 1 termometer, Wika, 0-120°C
- 1 termostat, Danfoss, stopper anlæg ved høj temperatur
- 1 manuel reguleringsventil, Worcester, for regulering af fødestryk
- 1 manometer for aflæsning af fødestryk

Loop-sektion, bestående af:

- 3 rustfrie 4" trykrør for 4 elementer
- 12 membran elementer
- 1 recirkulationspumpe, Grundfos BM 30-4N, 9 kW
Kapacitet: 15 m³/h ved 4 bar
- 1 rørvarmeveksler, 1,0 m² inklusive vandudlader og automatventil for damptilsætning

Koncentratsektion, bestående af:

- 1 manuel koncentratventil for regulering af koncentratflow under produktion
- 1 bypassventil, fabrikat Worcester for CIP
- 1 flowmåler, fabrikat Gemü, for lokal visning af koncentrat under produktion
- 2 stk. 3-vejs ventiler, LKM, for koncentrat ud af anlæg/til dræn eller retur til CIP-tank
- 1 prøvehane

Permeatsektion, bestående af:

- 1 flowtransmitter, type E+H Promag 30, for visning af permeatflow under produktion og CIP (kan styre fødepumpe)
- stk. 3-vejs ventiler, LKM, for permeat ud af anlæg/til dræn eller retur til CIP-tank
- 1 prøvehane

Kontrol- og motorstartersektion, bestående af:

- 1 panel, glasfiberforstærket polyester, IP55 for manuel drift af anlægget

Panelet er inddelt i følgende sektioner:

A. El- og motorstartersektion, bestående af:

- isolationsafbryder for hovedstrømforsyning
- dol-startere for alle pumpemotorer
- nødstop
- terminaler for motorer

B. Pneumatiksektion:

- luftfilter/regulator
- manometre
- pressure switch, low instrument air pressure

C. Kontrolsektion:

- PLC for kontrol og overvågning
- trykknapper for sekventiel start/stop af pumper
- alarmindikation for:
 - * lavt niveau i CIP/balancetank
 - * pumpemotorfejl
 - * lavt lufttryk
 - * høj temperatur
- tekstdisplay for alarmer og alarmstatus
- trykknop for alarmkviktering
- anlægsstop ved:
 - * lavt niveau i CIP/balancetank
 - * pumpemotorfejl
 - * lavt lufttryk
 - * høj temperatur

- automatisk regulering af:
 - * produkttilførsel
 - * CIP-vandtilførsel
 - * damptilførsel (on/off)
 - * (option: fødetryk)

Længde: 4,5 meter

Bredde: 3,7 meter

Højde: 4,0 meter (5 m³ batch/CIP tank)